

CONCEDIDA

438022

27 SET. 1976

MEMORIA DESCRIPTIVA
de una Patente de Invención a nombre de:
DEUTSCHE TEXACO AG, de nacionalidad ale-
mana, domiciliada en 2 Hamburg 13, - -
Mittelweg 180 (ALEMANIA); por: "PROCEDI-
MIENTO PARA LA PREPARACION DE ALCOHOLES
INFERIORES CON 2 A 6 ATOMOS DE CARBONO -
POR HIDRATAcion CATALITICA DIRECTA DE OLE-
FINAS INFERIORES".

Int. Cl. e04c -----ooo000ooo-----

5

El invento se refiere a la preparación de alcoholes inferiores por hidratación catalítica de olefinas inferiores en presencia de ácidos fuertes o de sustancias sólidas fuerte mente ácidas por reacción de agua líquida con una olefina en forma de vapor a temperatura elevada y bajo presión elevada y con separación de un alcohol bruto acuoso desde el producto de reacción.

10

Para la preparación de alcoholes inferiores a partir de olefinas, tales como etileno, propileno, butilenos, se conocen procedimientos para la hidratación indirecta, en los

5 cuales la olefina es hecha reaccionar en primer término con ácido sulfúrico de diferente concentración para formar sulfatos de alcohol, y mediante cuya hidrólisis se obtienen finalmente alcoholes, véase, por ejemplo, "Die petrolchemische Industrie" de F. Asinger, (1971), Parte II, páginas 1074 - 1086 y páginas 1098 - 1105.

10 Se conocen además procedimientos para la hidratación directa de olefinas, en los cuales se hacen reaccionar una olefina y agua en fase de vapor a temperaturas relativamente elevadas en presencia de un catalizador, que consiste en sustancias de soporte sólidas, tales como kieselgur y materiales similares, impregnadas con ácido ortofosfórico, véanse por ejemplo la memoria de patente de los Estados Unidos 2.579.601, las DT-AS 1.249.845 y 1.293.733 o las DT-OS 15 2.034.963 y 1.960.139. No obstante, en estos procedimientos se hace reaccionar la mayor parte de las veces menos de 5% de la olefina por cada ciclo, y se extraen por parte de la corriente de productos considerables proporciones del catalizador de ácido fosfórico.

20 Además se conocen procedimientos en los cuales la olefina es hecha reaccionar directamente con soluciones acuosas fuertemente diluídas de heteropoliácidos o de sus sales para formar el correspondiente alcohol, véase la DT-OS 2.022.568. Un procedimiento similar, que está descrito en la DT-OS 25 2.241.807, utilice soluciones acuosas de ácidos alcohilsulfónicos fluorados. De acuerdo con la DT-OS 2.041.954 se puede mejorar más aún el efecto catalítico de soluciones de ácido al-

cohilsulfónico o de resinas sólidas intercambiadoras de cationes a base de ácido sulfónico, si la reacción de la olefina - en presencia de poliéteres se lleva a cabo en fase líquida.

5 Además se conocen diferentes procedimientos, que lleven a cabo una hidratación directa de propileno o de butanos con agua líquida en presencia de un lecho sólido de resinas - intercambiadoras de cationes ácidas. Esta reacción se efectúa en condiciones de presión y de temperatura próximas, o la mayor parte de las veces superiores a los valores críticos de -
10 la olefina.

En un gran número de estos procedimientos, la reacción se lleva a cabo de modo continuo en un reactor estructurado como columna de rociado, véanse, por ejemplo, la DT-AS - 1.291.729; las DT-OS 2.147.737 hasta 2.147.740; 2.233.967 y
15 1.618.999. No obstante, también es conocido alimentar el reactor, lleno con catalizador, por abajo de modo continuo con - olefina y con agua líquida y evacuar los productos de reacción por la parte superior del reactor; véanse las DT-AS 1.105.403 y especialmente la 1.210.768; con el fin de mejorar la eva-
20 ción del calor de reacción (desde aproximadamente -10,7 hasta -10,9 Kcal/mol de alcohol). No obstante, tal como lo enseña la ya mencionada DT-OS 1.618.999 en sus páginas 3 y 4, el resulta-
do de este modo de procedimiento era esencialmente peor que en el caso de alimentarse por la parte superior una columna de -
25 rociado.

También en la DT-AS 1.136.676 (columna 1, 3^a párrafo y columna 2) se ilustran algunas de las dificultades, que apa-

recen en el caso de la alimentación de dichos reactores desde abajo, si aparece una fase de vapor. Esta DT-AS describe por lo demás una disposición de lecho fluidificado para la realización de reacciones catalíticas en fase líquida y en fase de vapor.

5

El invento tiene por lo tanto la misión de mejorar aún más la hidratación directa de olefinas inferiores, que era conocida especialmente a partir de las ya mencionadas DT-AS 1.105.403; 1.210.768 y 1.291.729 así como de las DT-OS 2.147.737 hasta 2.147.740, 2.233.967 y 1.618.999 también ya mencionadas. Tal como puede verse de estas publicaciones, se buscaba hasta ahora mejorar la evacuación del calor de reacción y la selectividad del procedimiento para la formación del alcohol mediante utilización de proporciones molares relativamente altas de agua a olefina en la alimentación del reactor, aproximadamente mediante proporciones molares de agua/olefina de 10:1 hasta 20:1 o mayores. No obstante, era desventajoso el hecho de que entonces el alcohol formado se presentaba en el producto de reacción líquido sólo en concentraciones de aproximadamente 8 a 12% en peso o menores. Por lo tanto, hasta ahora era muy costoso el tratamiento del producto de reacción líquido y la recuperación por destilación del alcohol a partir del mismo. En la DT-OS 2.138.870 así como en la DT-AS 1.249.844 ya se hicieron propuestas de cómo se podría facilitar la separación del alcohol producto desde el producto de reacción líquido, pero estas propuestas no son aplicables de un modo general y a su vez poseen desventajas.

10

15

20

25

De la DT-OS 1.965.186 era conocido además un procedimiento para la preparación de cetonas, en el cual primero se hidratan directamente olefinas y al mismo tiempo se retira del producto de hidratación una proporción esencial de los alcoholes y éteres formados mediante una extracción en fase líquida con un disolvente orgánico conducido en isocorriente. Este extracto, que contiene una gran parte de los alcoholes y éteres formados, es conducido finalmente a una deshidrogenación catalítica en fase líquida y allí es transformado en una mezcla de cetonas y éteres.

Además, en la DT-OS 2.340.816 se describe un procedimiento para la preparación de butanol secundario, en el cual se hidrata de un modo continuo n-buteno líquido a una temperatura de por lo menos 100°C con agua en fase líquida en presencia de una resina intercambiadora de cationes ácida y la proporción molar de agua a olefina se mantiene por encima de 100:1. A causa de esta elevada proporción molar, no obstante, el alcohol formado se obtiene en forma de solución acuosa fuertemente diluída y el tratamiento por destilación de esta solución acuosa es muy costoso.

Además, de la DT-AS 1.493.190, Ejemplo 45, era sabido que a partir de una mezcla de 350 ml de propanol y 350 ml de agua, mediante el recurso de hacer pasar a su través 100 g de etileno bajo una presión de 200 atmósferas y a una temperatura de 20°C en un tiempo que no se menciona, se pueden retirar aproximadamente 70 ml de un propanol al 90%. No obstante, este procedimiento fracasaba completamente con etanol al 50%,

y el efecto de separación en el caso del propanol al 50% era insuficiente, toda vez que la cantidad principal del propanol quedaba en la solución diluida, cuya concentración disminuía solamente hasta aproximadamente 45,6% desde un 50% mediante -
5 el tratamiento con etileno supercrítico. Sólo aproximadamente 18% del alcohol empleado en forma de solución al 50% se pudo obtener en una concentración de 90%.

El invento se estableció por lo tanto la misión de proporcionar un procedimiento de hidratación directa para ole-
10 finas inferiores, en el cual se aumentase la selectividad para el alcohol formado así como su rendimiento de espacio/tiempo y al mismo tiempo se simplificase la recuperación del alcohol a partir de la mezcla de reacción.

Objeto del invento es un procedimiento para la pre-
15 paración de alcoholes inferiores con 2 a 6 átomos de carbono por hidratación catalítica directa de olefinas inferiores con 2 a 6 átomos de carbono en forma de vapor, con agua líquida en presencia de ácidos o de sustancias sólidas fuertemente ácidas a temperatura elevada y bajo presión elevada y con separación
20 de un alcohol bruto acuoso desde el producto de reacción, el cual procedimiento está caracterizado porque

a) en un recipiente de reacción, lleno con el catalizador ácido, se introduce por la parte inferior una corriente de vapor que contiene la olefina, y el recipiente de reacción es
25 alimentado, por cada mol de olefina que es hecha reaccionar, con por lo menos 1 mol de agua líquida;

b) la olefina y el agua existentes en el recipiente de

reacción se hacen reaccionar en condiciones de temperatura y de presión en sí conocidas, que se encuentren por encima de la temperatura crítica y de la presión crítica de la olefina empleada o por lo menos muy próximos por debajo de sus valores críticos de temperatura y de presión;

c) la fase acuosa de la mezcla de reacción es dejada totalmente en el recipiente de reacción o se devuelve a éste su cantidad principal;

d) por la parte superior del recipiente de reacción se retira una corriente de vapor, que contiene la olefina que no ha reaccionado y casi la totalidad del producto de reacción; y

e) desde la corriente de vapor evacuada se separa en forma líquida un producto bruto que consta predominantemente del alcohol formado.

En una forma de realización preferida, el procedimiento del invento se debe llevar a cabo de un modo continuo, en el que la corriente de vapor, retirada del recipiente de reacción por su parte superior, es liberada al menos parcialmente del producto de reacción, es llevada nuevamente a las condiciones de temperatura y de presión mantenidas en el recipiente de reacción y juntamente con alimentación de nueva aportación de olefina se introduce al menos en parte por la parte inferior del recipiente de reacción.

El procedimiento de acuerdo con el invento se diferencia de los procedimientos de hidratación directa conocidos en los cuales la porción de agua de la alimentación es empleada en estado líquido, en primer término transfiriendo el al-

cohol y los éteres resultantes, inmediatamente después de su formación, desde la fase líquida a la fase de vapor, y retirando ésta por la parte superior del reactor, y finalmente - separando en estado líquido desde la fase de vapor como producto bruto de elevada concentración porcentual. El procedimiento del invento conduce por consiguiente a la hidratación de la olefina en condiciones de temperatura y de presión en sí conocidas, que se encuentran por encima de los valores críticos de temperatura y de presión para la olefina empleada, o - por lo menos se encuentran muy próximos por debajo de estos - valores, pero del producto líquido de reacción se retiran casi totalmente el alcohol y éteres formados con ayuda del denominado efecto de Poynting, los cuales tienen vapores en la proximidad de su punto crítico.

El procedimiento del invento se puede llevar a cabo en diferentes formas de realización. Los mejores resultados - fueron aportados por la forma de realización en un reactor con colector inferior (véase Ullmanns Encyklopädie ... 4ª edición (1973), volumen 3, página 504 y siguientes), que es alimentado por abajo con agua líquida y con olefina en forma de vapor y - del que por la parte superior se retira sólo una corriente de vapor que contiene los productos. De acuerdo con el procedimiento según el invento se puede trabajar en lo esencial en las mismas condiciones que en los procedimientos de hidratación directa hasta ahora conocidos, pero en el caso del nuevo procedimiento es posible y ventajosa una proporción molar muy baja de agua a olefina en la carga. No obstante, en el reactor se pue-

de ajustar una proporción molar de agua a olefina esencialmente más elevada que lo que corresponde a la proporción en la alimentación, ya que en el colector inferior del reactor sólo se hace reaccionar una parte del agua introducida en forma líquida con la alimentación y ésta se evacúa con la corriente de producto - en forma de vapor. Por consiguiente, en el procedimiento de acuerdo con el invento se puede mantener constantemente disponible en el colector inferior del reactor un considerable exceso molar de agua (o de una solución acuosa de ácido), lo cual garantiza una elevada selectividad de la reacción de hidratación para el alcohol. En general es suficiente que la alimentación - al reactor contenga aproximadamente 1 a 1,5 moles de agua líquida por cada mol de la olefina que ha sido hecha reaccionar. A pesar de ello se puede ajustar en el reactor una proporción molar de agua a olefina de 15-30 o mayor, dependiendo de la selectividad deseada del procedimiento de hidratación para el alcohol producto sin que se tengan que tolerar las desventajas, ligadas hasta ahora con ello, de una costosa recuperación del producto bruto desde la fase acuosa. Si el reactor con colector inferior es cargado con una resina intercambiadora de cationes fuertemente ácida en calidad de catalizador, el reactor puede consistir en acero inoxidable. No obstante, si el reactor con colector inferior es hecho funcionar constantemente a temperaturas superiores a aproximadamente 150°C, es conveniente revestirlo de manera en sí conocida contra daños y deterioros por corrosión, por ejemplo con titanio, plata o con un recubrimiento de polifluoroetileno. Además es posible proveer al reactor con colector inferior con un rebosadero y evacuar agua en exceso o fase líquida

da en exceso. Esta fase líquida retirada a través del rebosadero puede ser devuelta nuevamente al reactor de colector por la parte inferior del mismo juntamente con la alimentación de olefina. La fase líquida devuelta puede ser enfriada además antes de ser devuelta al reactor con colector inferior, y puede ser liberada eventualmente de modo total o parcial del ácido disuelto mediante una resina intercambiadora de aniones y medios similares.

El procedimiento del invento se puede llevar a cabo por lo tanto también en un reactor de lecho fijo que es hecho funcionar como columna de rociado, que es alimentada por abajo con olefina y por arriba con agua. Ciertamente se prefiere llenar este reactor con una resina intercambiadora de iones fuertemente ácida en calidad de lecho fijo de catalizador. No obstante, también es posible llenarla con cuerpos de relleno inertes y rociar este lecho fijo en circuito con una solución de ácido en sí conocida. Además el procedimiento del invento se puede llevar a cabo en un reactor de columna con alambique, que está lleno con solución acuosa de ácido, si la corriente de olefina se hace pasar a su través desde abajo hacia arriba.

Se ha encontrado que en el procedimiento del invento se forman cantidades considerablemente menores de subproductos que en los procedimientos hasta ahora conocidos. Así, en la preparación de isopropanol de acuerdo con el procedimiento descrito en la DT-AS 2.147.740, véanse por ejemplo los Ejemplos 10 y 11, la proporción del diisopropiléter en el producto bruto era de 3 a 4% en peso, referido a sustancia orgánica,

cuando el reactor era alimentado a temperaturas de 135-155°C, bajo una presión de aproximadamente 100 atmósferas manométricas con 800 g (44,44 moles) de agua y 123 g de un propeno al 92% (2,69 moles) por litro de catalizador y hora en isocorriente (desde arriba hacia abajo). La proporción molar de agua a olefina era por consiguiente de aproximadamente 15:1, y se introdujeron por separado de modo adicional 200 g (11,11 moles) de agua por litro de catalizador y hora. En este caso se hicieron reaccionar aproximadamente 75% del propeno alimentado y se obtuvieron aproximadamente 2 moles de isopropanol por litro de catalizador y hora. Por el contrario, con el procedimiento del invento - tal como lo muestran además los Ejemplos - el caudal de rendimiento o la velocidad especial volumétrica de la alimentación de olefina puede ser aumentada muy considerablemente, al mismo tiempo se puede elevar el rendimiento de espacio-tiempo del alcohol y la reacción se puede llevar a cabo con una proporción molar de agua a olefina en la alimentación de aproximadamente 1,5:1 y se puede alcanzar una selectividad para alcohol de 99% y mayor. La elevada selectividad del procedimiento del invento depende ciertamente de que la concentración de alcohol en la fase líquida se mantenga en un valor extremadamente bajo. El rendimiento acrecentado del mismo catalizador es explicado probablemente por un progresivo desplazamiento del equilibrio de la reacción en dirección a los productos como consecuencia de la transformación casi inmediata de los productos en la fase de vapor.

Se ha encontrado además que las dificultades con la

evacuación del calor de reacción y con el mantenimiento de una distribución lo más uniforme posible de la temperatura en el lecho fijo del catalizador que aparecen en los procedimientos conocidos de hidratación directa, tampoco se establecen si la
5 proporción molar de agua a olefina de la alimentación es disminuida desde el valor hasta ahora usual de 15-20:1 o mayor hasta 1,5-2:1 y el caudal y el grado de conversión de olefina se aumenta aún más. En el procedimiento de acuerdo con el invento, el calor de hidratación es evacuado por la transferencia del
10 alcohol formado a la fase de vapor y por el elevado calor específico de la fase de vapor supercrítica o que se encuentra próxima a su punto crítico.

Es conveniente utilizar, en calidad de esta fase de vapor que extrae el producto una corriente de gas o de vapor,
15 que consiste por lo menos predominantemente en la olefina que ha de reaccionar, propiamente dicha. No obstante, el procedimiento del invento se puede llevar a cabo también, pero con rendimiento de espacio/tiempo reducido, utilizando una corriente de gas o de vapor que no participa en la reacción de hidratación, si sus valores críticos se encuentran próximos junto a
20 o inmediatamente por debajo de las condiciones de presión y temperatura en sí conocidas, en las cuales se lleva a cabo la reacción.

Además de ello es ventajoso conducir a través del
25 reactor de lecho fijo en circuito (desde abajo hacia arriba) a esta corriente de vapor designada por razones de simplicidad como "fase de vapor supercrítica", y separar el producto de -

reacción en forma líquida desde esta corriente de vapor en circuito, que abandona el reactor (por la parte superior), mediante una expansión parcial y eventualmente un enfriamiento adicional. Dado que el procedimiento del invento, similarmente al conocido procedimiento de rociado, conduce a un elevado grado de conversión de la olefina, después de haber separado el producto desde la fase de vapor supercrítica se puede renunciar eventualmente a devolverlo al reactor y se puede conducirlo a otro modo de aprovechamiento apropiado.

El procedimiento del invento es explicado aún más en los siguientes Ejemplos con ocasión de la preparación de isopropanol (IPA) a partir de propeno y sec-butanol (SBA) a partir de buteno con utilización de una resina intercambiadora de cationes ácida como catalizador de lecho fijo, pero no está limitado ni a estos catalizadores ni a estas sustancias de partida, sino que se puede utilizar también para la hidratación de etileno, isobutileno o ciclohexeno y compuestos similares para formar los correspondientes alcoholes, pero se prefiere la hidratación de n-olefinas C_3 y C_4 .

Los signos de referencia indicados en los ejemplos se refieren a los dibujos, que reproducen un esquema de flujo para una forma de realización del procedimiento de acuerdo con el invento.

EJEMPLO 1

Un tubo de reacción (R) a base de acero inoxidable dispuesto en posición vertical y con un diámetro interior de

26 mm y una longitud de 3 m, fué llenado hasta una altura de nivel de 2,83 m con 1,5 litros de anillos Raschig (de acero inoxidable, 4 x 4 mm) y después de ello hasta la misma altura de nivel con 1,2 litros de una resina intercambiadora de cationes macroporosa, usual en el comercio (copolímero de estireno sulfonado/divinilbenceno) en la forma $H^{(+)}$. Este lecho fijo de cuerpos de relleno y catalizador fue sostenido mediante redes o telas de alambre de acero inoxidable dispuestas por encima y por debajo del mismo.

5

10

Por la parte inferior del tubo de reacción R se alimentaron por cada hora 245 g de una mezcla de gases C_3 que contenía 96% de propeno (5,6 moles) a través de la conducción 1 y 139 g (7,7 moles) de agua a través de la conducción 2. En el reactor R se mantuvieron una temperatura de 135°C y una presión de 100 atmósferas manométricas.

15

Desde el espacio gaseoso situado junto a la parte superior del reactor R se retiró a través de la conducción 3 el producto de reacción en forma de vapor. Una parte del mismo fue devuelta al reactor R por la bomba de recirculación P a través de las conducciones 4, 5 y 6 y de este modo fue mezclado con un gas residual devuelto a través de la conducción 7 y con la corriente de gas de nueva aportación que penetraba a través de la conducción 1, para formar un gas mixto que contenía aproximadamente 86 a 91% de propeno, con el cual fue alimentado el reactor.

20

25

En la conducción 3, aguas abajo de la derivación que conducía a la bomba P estaba dispuesta una válvula B, con la

cual la corriente parcial del producto de reacción fue expandida hasta 25-30 atmósferas manométricas y fue introducida en un 1^{er} separador 10. En el 1^{er} separador 10 resultó, después de la separación de un gas residual C_3 un alcohol bruto líquido, que fue expandido a través de la conducción 14 y la válvula 15 en un 2^o separador 13.

El gas residual que contenía 85,4 % de propeno fue introducido desde el 1^{er} separador 10 a través de la conducción 11 en un compresor K, en donde fue comprimido a 100 atmósferas manométricas y fue devuelto a través de la conducción 7, de la conducción 5, de una válvula 14 y de la conducción 6 al reactor R, a saber con la corriente de circuito procedente de la conducción 4 y con la corriente de gas de nueva aportación el 96% procedente de conducción 1 conjuntamente en forma de un gas mixto que contenía 86 a 91% de propeno.

A través de una válvula 12, que estaba unida con la conducción 11, se retiró del circuito por cada hora un gas residual al 85,4% que contenía 58,8 g (1,4 moles) de propeno y 10 g (0,227 moles) de propano, se expandió a la presión normal en el 2^o separador 13 y se introdujo en una instalación de reconcentración (no representada). En el separador 13 resultaron por cada hora 252 g de isopropanol (4,2 moles), 0,5 g de diisopropiléter (0,005 moles) así como 63 g de agua (3,5 moles) después de haber eliminado las porciones de C_3 en forma de un alcohol al 80%.

El rendimiento de espacio/tiempo de IPA era de 3,5 moles por litro de catalizador y por hora, y la selectividad

para IPA era mayor de 99%.

EJEMPLO 2

5 El procedimiento descrito en el Ejemplo 1 fue repetido, con la diferencia de que por la conducción 1 se alimentaron por cada hora 232 g de una mezcla de n-buteno al 87% (3,6 moles) y por la conducción 2 se alimentaron por cada hora 58 g (3,2 moles) de agua desde la parte inferior en el reactor R y en éste se mantuvieron una temperatura de 150°C y una presión de 70 atmósferas manométricas. La concentración de buteno en la mezcla devuelta a través de la conducción 6, 10 constituida por buteno de nueva aportación, buteno de circuito y buteno de gas residual, fue ajustada a 76-81%.

15 En el separador 13 resultó un alcohol bruto que, después de la eliminación de hidrocarburos C_4 gaseosos en condiciones normales, consistía en 89% de SBA, 0,5 - 1,0% de di-sec-butiléter y aproximadamente 10% de agua. En total se obtuvieron 117 g (1,6 moles) de SBA por litro de catalizador y por hora. La selectividad para SBA fue de aproximadamente 99%.

N O T A

20 Se reivindica como nuevo y de propia invención.

1.- Procedimiento para la preparación de alcoholes inferiores con 2 a 6 átomos de carbono por hidratación catalítica directa de olefinas inferiores, con 2 a 6 átomos de carbono en forma de vapor, con agua líquida en presencia de

ácidos o de sustancias sólidas fuertemente ácidas a temperatura elevada y bajo presión elevada y con separación de un alcohol bruto acuoso desde el producto de reacción, caracterizado porque a) en un recipiente de reacción lleno con el catalizador ácido se introduce por la parte inferior una corriente de vapor que contiene la olefina y el recipiente de reacción es alimentado, por cada mol de olefina que ha reaccionado, con por lo menos 1 mol de agua líquida; b) se hacen reaccionar olefina y agua en el recipiente de reacción en condiciones de temperatura y presión en sí conocidas, que se encuentran por encima de la temperatura crítica y de la presión crítica de la olefina empleada o por lo menos se encuentran muy próximas por debajo de sus valores críticos de temperatura y presión; c) la fase acuosa de la mezcla de reacción o bien se mantiene completamente en el recipiente de reacción o bien su cantidad principal se devuelve al mismo; d) por la parte superior del recipiente de reacción se retira una corriente de vapor, que contiene la olefina que no ha reaccionado y casi la totalidad del producto de reacción; y e) desde la corriente de vapor retirada se separa en forma líquida un producto bruto que consiste predominantemente en el alcohol formado.

2º.- Procedimiento, según la reivindicación 1ª, caracterizado porque se lleva a cabo de modo continuo, liberándose al menos parcialmente del producto de reacción la corriente de vapor retirada por la parte superior del recipiente de reacción, llevándola nuevamente a las condiciones de -

temperature y presión mantenidas en el recipiente de reacción, e introduciéndola juntamente con alimentación de nueva aportación de olefina al menos en parte por la parte inferior del recipiente de reacción.

5 3ª.- Procedimiento, según las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la separación del producto de reacción se efectúa por una expansión parcial y eventualmente un enfriamiento adicional de la corriente de vapor retirada por la parte superior del recipiente de reacción.

10 4ª.- Procedimiento, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque se lleva a cabo en un reactor de lecho fijo, que contiene partículas de catalizador y/o cuerpos de relleno inertes con gran superficie.

15 5ª.- Procedimiento, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque se lleva a cabo en un reactor con colector inferior.

20 6ª.- Procedimiento, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque se lleva a cabo utilizando copolímeros en perla de estireno sulfonado/divinilbenceno en sí conocidos.

25 7ª.- Procedimiento, según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque como olefina se emplea una mezcla de vapores de hidrocarburos C_3 que contiene por lo menos aproximadamente 70% en volumen de propeno, y a una temperatura de 120-180°C y bajo una presión de por lo menos 50-150 atmósferas manométricas se transforma en isopropanol aproximadamente en un 70-80%.

8^a.- Procedimiento, según una cualquiera de las -
reivindicaciones anteriores, caracterizado porque en calidad
de olefina se emplea una mezcla de vapores de hidrocarburos
C₄ que contiene por lo menos aproximadamente 65% en volumen
5 de butenos de cadena recta, y a una temperatura de 120-180°C
y bajo una presión de por lo menos 50-150 atmósferas manométricas se transforma en sec-butanol aproximadamente en un 50
a 60%.

9^a.- Procedimiento, según una cualquiera de las -
reivindicaciones anteriores, caracterizado porque a partir
10 de la corriente de vapor que abandona el reactor se separa
un producto bruto que consiste en aproximadamente un 80% en
peso en isopropanol y en aproximadamente un 0,2% en peso un
diisopropiléter o en aproximadamente un 88% en peso en alcohol
15 sec-butílico y en un 1 a 2% en peso en di-sec-butiléter, y
en el cual el resto consiste siempre en agua.

10^a.- Procedimiento, según una cualquiera de las -
reivindicaciones anteriores, caracterizado porque en el re-
cipiente de reacción, por cada mol de olefina que ha reac-
20 cionado se introducen 1 a 3 moles de agua.

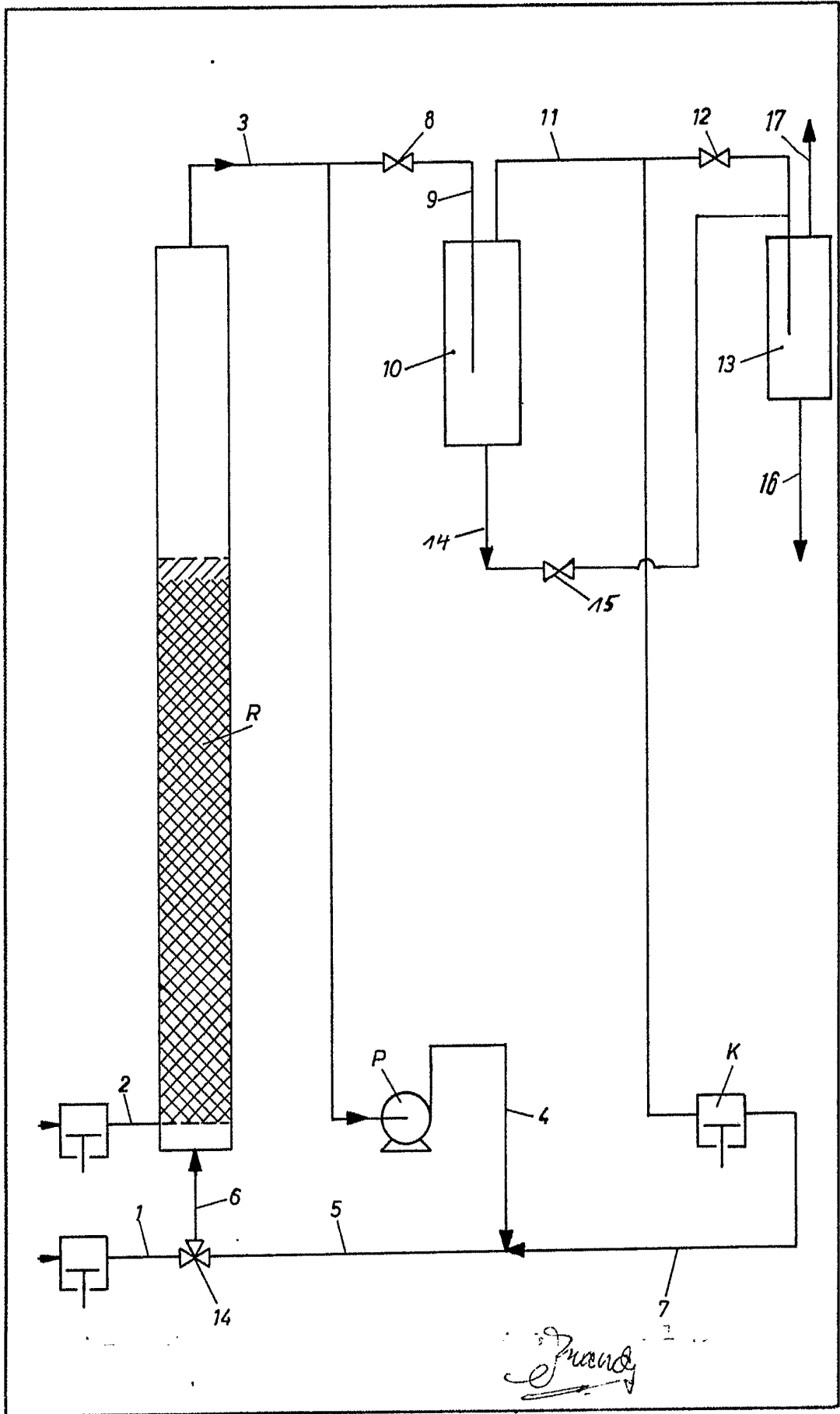
11^a.- "PROCEDIMIENTO PARA LA PREPARACION DE ALCOHO-
LES INFERIORES CON 2 A 6 ATOMOS DE CARBONO POR HIDRATACION
CATALITICA DIRECTA DE OLEFINAS INFERIORES":

Tal como se describe y reivindica en la presente Me

moria Descriptiva, que consta de veinte hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 28 MAY. 1975

Jirau



Handy