

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 533 080**

51 Int. Cl.:

C07C 29/60 (2006.01)

C07C 31/20 (2006.01)

B01J 8/04 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **08.12.2009 E 09835507 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **14.01.2015 EP 2367779**

54 Título: **Método para convertir glicerol en propanol**

30 Prioridad:

23.12.2008 US 342728

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

07.04.2015

73 Titular/es:

**UOP LLC (100.0%)
25 East Algonquin Road P.O. Box 5017
Des Plaines, Illinois 60017-5017, US**

72 Inventor/es:

**BRICKER, MAUREEN L. y
LEONARD, LAURA E.**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 533 080 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Método para convertir glicerol en propanol

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

5 La invención se refiere a métodos y aparatos para controlar la temperatura de un reactor de hidrogenolisis de glicerol para maximizar el rendimiento de propilenglicol a la vez que minimiza la creación de subproductos indeseables.

DESCRIPCIÓN DE LA TÉCNICA

10 La producción de biodiésel utiliza aceites vegetales, grasas y grasas residuales de restaurantes a la vez que reduce la dependencia de los Estados Unidos de América del petróleo extranjero. El biodiésel es un combustible renovable, alternativo, que reduce la materia en partículas y las emisiones de hidrocarburos. Sin embargo, por cada 9 kilogramos de biodiésel producido, se forma 1 kilogramo de subproducto de glicerol bruto.

Un problema que resulta de refinar este glicerol bruto en glicerol refinado es que el mercado de glicerol no lo puede absorber. Con tantísimo glicerol disponible, su precio y las exportaciones de los Estados Unidos de América han disminuido. Como resultado, gran parte del subproducto de glicerol bruto de la producción de biodiésel se desecha o se vende actualmente a un precio muy bajo.

15 Este problema puede continuar empeorando debido a que se espera que la producción de biodiésel por los Estados Unidos de América continúe creciendo, con un objetivo de 400 millones de galones de producción hacia el año 2012. A esta capacidad de producción, cada año se producirán 3,5 millones de galones de glicerol bruto. Este glicerol bruto se puede purificar mediante varias etapas, incluyendo destilación a vacío, para producir glicerol de grado USP. Sin embargo, el refinado del glicerol bruto es complejo y caro.

20 Un problema con el glicerol bruto procedente de una planta de biodiésel es que requiere una mejora costosa para lograr un glicerol de grado técnico o de grado USP. Típicamente, los productores de biodiésel acidificarán ligeramente el glicerol bruto para eliminar ácidos grasos a fin de facilitar la recuperación y reciclaje del metanol. Se deben de llevar a cabo etapas adicionales para convertir el glicerol bruto en un glicerol de alta pureza, tal como glicerol USP. Estas etapas adicionales del procedimiento – que incrementan el coste a la hora de producir glicerol
25 USP – pueden incluir intercambio iónico y/o fraccionamiento. Habría incentivos de operación y de costes de capital significativos si el glicerol derivado del biodiésel se pudiese vender a un beneficio como producto o materia prima de grado inferior, tal como glicerol acidulado, en lugar de necesitar purificación.

30 El glicerol se puede convertir en propilenglicol mediante métodos bien conocidos, tales como hidrogenolisis. El propilenglicol es una sustancia química de mercancía importante, con un mercado en crecimiento y con una producción anual de alrededor de 1 billón de libras en los Estados Unidos de América solo. Algunos usos típicos de propilenglicol son en resinas de poliéster insaturadas, fluidos funcionales (anticongelante, descongelante, y transferencia de calor), sustancias farmacéuticas, alimentos, cosméticos, detergentes líquidos, humectantes del tabaco, sabores y fragancias, cuidado personal, pinturas, y pienso para animales.

35 El documento DE 102007027372 describe un procedimiento para preparar 1,2-propanodiol mediante hidrogenación de glicerol por medio de hidrógeno gaseoso, en el que se hace reaccionar glicerol con hidrógeno en al menos "i" reactores interconectados de forma fluida R_1 a R_i , teniendo cada uno un catalizador de hidrogenación, para formar 1,2-propanodiol.

40 Actualmente, las plantas de producción de biodiésel necesitan métodos para obtener mayor ingreso a partir de este subproducto de glicerol bruto. Si el glicerol natural bruto se pudiese convertir eficientemente en propilenglicol, esta tecnología se podría usar en plantas de producción de biodiésel para incrementar la rentabilidad. Por lo tanto, existe la necesidad de mejoras a los procedimientos existentes de glicerol a propilenglicol, de manera que los procedimientos puedan operar eficiente y económicamente usando materias primas de glicerol, incluyendo materias primas de glicerol que se han mejorado mínimamente.

SUMARIO DE LA INVENCION

45 La presente invención proporciona procedimientos mejorados de conversión de glicerol que incluyen reactores que son capaces de operar a un régimen de temperatura menor para mejorar de ese modo la selectividad por propilenglicol, a la vez que se disminuye la selectividad de la reacción por subproductos indeseados.

50 Un aspecto de esta invención son métodos para convertir glicerol en propilenglicol, que comprenden las etapas de: dirigir una corriente de alimentación que contiene glicerol básico y un gas que contiene hidrógeno a una zona de reacción que incluye un lecho fijo de catalizador y al menos una zona de enfriamiento, en el que el reactor opera en condiciones de conversión de glicerol suficientes para formar un producto de la zona de reacción que incluye propilenglicol; y dirigir un material de enfriamiento a la zona de enfriamiento, como se define en la reivindicación 1.

DESCRIPCIÓN DE LAS FIGURAS

La Figura 1 es un esquema de una realización de procedimiento de esta invención que incluye un reactor que tiene múltiples zonas de enfriamiento;

las Figuras 2-3 son gráficas que demuestran el impacto de la temperatura del reactor sobre la conversión de glicerol, la selectividad por el propilenglicol y la selectividad por subproductos; y

5 la Figura 4 es una gráfica que demuestra el impacto de la variación de las relaciones de alimentación H_2 /glicerol sobre la conversión de glicerol y los rendimientos de productos.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

La presente invención se refiere a procedimientos y aparatos para convertir glicerol en propilenglicol. Haciendo referencia ahora a la Figura 1, se muestra un procedimiento de conversión de glicerol que incluye un reactor 10 de lecho catalítico fijo que tiene al menos dos lechos catalíticos 13 y al menos una zona 12 de mezclamiento de enfriamiento que separa a los lechos catalíticos 13. En la Figura 1, el reactor incluye tres zonas 12, 12' y 12'' de mezclamiento de enfriamiento. Una alimentación 14 de glicerol básico se combina con una corriente 16 de gas que contiene hidrógeno y se calienta hasta la temperatura de reacción deseada. La alimentación combinada calentada se dirige hacia un reactor 10 y en contacto con al menos un catalizador de hidrogenolisis en condiciones de presión, temperatura y velocidad espacial de conversión de glicerol para formar una corriente 20 de producto del reactor que incluye propilenglicol. Además del reactor 10, el procedimiento mostrado en la Figura 1 también incluye un separador 18 de alta presión. La corriente 20 de producto del reactor se dirige hacia el separador 18 de alta presión, en el que se separa en una corriente de gas rica en hidrógeno y una corriente 24 de producto líquida que incluye propilenglicol. La corriente 22 de gas rica en hidrógeno se comprime en el compresor 26 de reciclaje para formar una corriente 28 de gas de reciclaje comprimida. Se combina hidrógeno 30 de repuesto con la corriente 28 de gas de reciclaje comprimida para formar la corriente 16 de gas que contiene hidrógeno. El hidrógeno de repuesto se añade al procedimiento para sustituir al hidrógeno que ha reaccionado.

El gas que contiene hidrógeno de repuesto puede ser cualquier corriente gaseosa rica en hidrógeno que está disponible en el sitio del procedimiento. El gas que contiene hidrógeno de repuesto debería incluir al menos 70% en peso de hidrógeno, y preferiblemente al menos 85% de hidrógeno, y lo más preferible al menos 95% de hidrógeno. Además, el gas que contiene hidrógeno de repuesto puede ser hidrógeno puro. Finalmente, el gas que contiene hidrógeno de repuesto debería de estar libre de compuestos e impurezas que pudiesen tener un impacto sobre la actividad del catalizador y/o sobre la selectividad de la reacción.

El reactor 10 se carga con un catalizador sólido. En el reactor 10 se puede cargar cualquier catalizador que se sabe que es útil para convertir glicerol en propilenglicol en presencia de hidrógeno. Los ejemplos de catalizadores útiles incluyen cobre/cromita; cobre cinc y óxido de cobre con BaO, MgO, CaO, y Mo como aditivos para la actividad o estabilidad; mezclas de cobalto, cobre, manganeso y molibdeno. El catalizador más preferido son catalizadores heterogéneos tales como CoPdRe o NiRe sobre un soporte sólido tal como carbono, en el que los metales están reducidos. Los ejemplos de algunos catalizadores útiles se describen en las patentes U.S. n^{os} 6.479.713, 7.038.094; 6.982.328; 6.900.361; 6.841.085; 6.677.385; 6.570.043. El catalizador particularmente preferido son aquellos descritos en la solicitud de patente U.S. serie n^o 12/082.997.

La alimentación de glicerol es típicamente una alimentación de glicerol acuoso. La alimentación de glicerol acuoso incluirá típicamente de 20 a 80% en peso de glicerol, y preferiblemente de 40 a 60% en peso de glicerol, siendo el resto principalmente agua. Aunque en la presente invención se puede usar cualquier tipo de alimentación que contiene glicerol, hay varios tipos generales de alimentación de glicerol que se pueden dirigir a la zona de reacción – glicerol de grado de Farmacopea de los Estados Unidos de América (USP), glicerol de grado técnico, glicerol de grado alimentario, y glicerol bruto acidulado. Además, la alimentación de glicerol se ajusta a un pH básico, y preferiblemente a un pH mayor que 10, y más preferiblemente a un pH de 12, mediante la adición de una base tal como NaOH o KOH.

La alimentación de glicerol básico se combina con hidrógeno, se calienta hasta las temperaturas de reacción, y se dirige a un reactor 10 de lecho fijo. El reactor 10 se hace funcionar, y las condiciones de conversión del glicerol incluyen temperaturas de reacción de entre 300°F (149°C) y 500°F (260°C), y preferiblemente entre 325°F (163°C) y 400°F (204°C). El volumen del catalizador del reactor será suficiente para lograr una velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) de glicerol de 0,1-5,0 h⁻¹, basado en el caudal de alimentación de glicerol seleccionado. Las condiciones de reacción incluyen además una presión del reactor de 400 a 2.400 psig (2.758 a 16.547 kPa manométrica). El caudal de hidrógeno al reactor es típicamente 2-20 moles de hidrógeno por mol de alimentación de glicerol al reactor 10.

La conversión de glicerol en propilenglicol es una reacción exotérmica. De este modo, la temperatura de salida del producto del reactor será generalmente mayor que la temperatura de la alimentación combinada dirigida al reactor 10. Se ha encontrado que el control cuidadoso de las condiciones del procedimiento, tales como temperatura en el reactor del lecho fijo, puede conducir a un comportamiento óptimo del catalizador en términos de la selectividad por la conversión de propileno y glicerol, así como los productos producidos. La minimización de la producción de subproductos es crítica para minimizar los costes de capital y de operaciones del sistema de purificación del

producto de reacción. Dos de los subproductos principales, etilenglicol y 2,3-butanodiol, tienen puntos de ebullición muy próximos al propilenglicol. Por lo tanto, la minimización de su producción minimiza los tamaños de vasijas, tales como columnas de fraccionamiento, necesarias en el sistema de purificación para separar los subproductos del producto de propilenglicol.

5 La actual invención incluye un reactor 10 diseñado para optimizar la conversión de glicerol en propilenglicol a la vez que minimiza simultáneamente la producción de subproductos, muy especialmente etilenglicol y butanodiol, al usar una o más zonas 12 de mezclado de enfriamiento. El reactor 10 incluye además al menos una, y preferiblemente una pluralidad de zonas 12 de mezclado de enfriamiento. Cada zona 12 de mezclado de enfriamiento incluye una corriente 15 de enfriamiento que es dirigida a la zona 12 de mezclado de enfriamiento situada entre lechos catalíticos 13 adyacentes.

10 El material de enfriamiento puede ser gas o líquido. Los gases útiles incluyen, pero no se limitan a, gas de hidrógeno de repuesto, gas de hidrógeno de reciclaje, una combinación de gas de hidrógeno de repuesto y gas de hidrógeno de reciclaje, y cualesquiera otras corrientes gaseosas que estén fácilmente disponibles en el sitio del procedimiento. Un gas de enfriamiento preferido es hidrógeno debido a su disponibilidad en el procedimiento. A fin de usar hidrógeno como gas de enfriamiento, el compresor de reciclaje necesitaría ser más grande, y el gas que contiene hidrógeno de reciclaje comprimido sería una fuente del gas de hidrógeno. Una fuente alternativa para el gas de enfriamiento de hidrógeno sería el gas de hidrógeno de repuesto. En esta realización del procedimiento, el gas de hidrógeno de repuesto se dirigiría inicialmente al procedimiento en una o más zonas 12 de enfriamiento.

15 Como alternativa, se podría usar como enfriamiento una corriente de procedimiento líquida. Tal corriente de procedimiento líquida incluye, pero no se limita a, corriente reciente, agua (reciclada de la sección de purificación de productos), glicerol no convertido recuperado en la sección de fraccionamiento, reciclaje del producto líquido procedente del separador de alta presión, u otra corriente de producto o subproducto líquida recuperada en la sección de separación.

20 El número de lechos catalíticos 13 y zonas 12 de enfriamiento requeridos en el reactor 10 variará dependiendo del grado de control de temperatura que se desea a lo largo de cada lecho catalítico 13. Generalmente, el incremento de la temperatura a lo largo de cada catalizador se controlará a 10 (-12°C) a 80°F (27°C). Más preferiblemente, el incremento de la temperatura del catalizador se controlará de manera que no sea mayor que 10 a 40°F (-12 a 4°C). Un experto en la técnica comprendería fácilmente que el diferencial de temperatura a lo largo de los lechos catalíticos 13 se pueda controlar tanto mediante el volumen de la corriente de enfriamiento que se dirige a las zonas 12 de mezclado de enfriamiento como mediante el diseño de la altura de los lechos catalíticos 13, para asegurarse de que la cantidad de enfriamiento del diseño es capaz de controlar el incremento de temperatura a lo largo del lecho catalítico 13 del reactor en el intervalo deseado.

25 La corriente 15 de enfriamiento se inyecta en las zonas 12 de mezclado de enfriamiento de manera que se puede combinar con los productos de reacción intermedios y se puede distribuir uniformemente sobre los lechos catalíticos 13 subsiguientes. A fin de mejorar la distribución de vapor y líquido, las zonas 12 de mezclado de enfriamiento pueden incluir distribuidores de líquidos y de gases. El enfriamiento de los productos intermedios del reactor entre los lechos catalíticos permite que la temperatura del reactor se controle cuidadosamente a fin de evitar que porciones del reactor funcionen a temperaturas elevadas, tales como temperaturas sustancialmente mayores que 375°F (190°C), a las que pueden empezar a producirse incrementos potencialmente perjudiciales en la conversión de subproductos.

30 A fin de incrementar la conversión de glicerol mientras se opera a menor temperatura, se puede incrementar el volumen de catalizador. Esto se puede lograr haciendo más grande al lecho catalítico fijo del reactor, y/o haciendo funcionar más tiempo el lecho catalítico fijo del reactor, y/o haciendo funcionar el reactor a una LHSV de glicerol baja. Para un tamaño de lecho catalítico fijo, una menor LHSV significa menos rendimiento de glicerol.

45 **EJEMPLO 1**

A. Preparación de catalizador

Un catalizador de Co/Pd/Re, que incluye 2,5% en peso de Co, 0,4% en peso de Pd, y 2,4% en peso de Re o Norit ROX 0.8 – un carbón activado por vapor extruido lavado con ácido – se preparó usando los ejemplos de preparación del catalizador de la solicitud de patente U.S. serie nº 12/082.997.

50 El catalizador se redujo a 320°C en H₂ antes del uso.

B. Operación en planta piloto

55 Se realizaron ensayos de hidrogenación de glicerol usando los catalizadores preparados anteriormente en una planta piloto. La planta piloto incluyó un único reactor. El catalizador (150 cc) se cargó en el reactor con un material diluyente sólido inerte (95 cc) para diluir el lecho. El objetivo del diluyente es alargar el lecho catalítico para mejorar las características de flujo a través del lecho y extender el calor de reactor, permitiendo que el reactor funcione de forma más isotérmica. El lecho catalítico se cubrió con 40 cc de material inerte, para actuar como una sección de

precalentamiento.

El reactor se hizo funcionar en un modo de alimentación de un solo paso sin reciclaje – la alimentación de glicerol se combina con hidrógeno del colector puro y se envía al reactor. Las alimentaciones de glicerol usadas en los diversos ejemplos se exponen en la Tabla 1 más abajo:

5

Tabla 1

Materia prima #	Unidades	1
Composición		Glicerol USP
Sulfato sódico	% en peso	0,00
Agua	% en peso	58,9
NaOH	% en peso	1,0
Glicerol	% en peso	40,1
Total	% en peso	100,0

La alimentación de glicerol se ajustó a un pH de 12 usando NaOH antes del uso.

La temperatura del reactor de la planta piloto se controló sumergiendo el reactor en un baño agitado continuamente. El efluente del reactor se dirigió a un separador de alta presión que funciona a la presión del reactor, que separó el gas sin disolver de la fase líquida. El caudal de la corriente gaseosa que sale del separador de alta presión se midió con un medidor de gas húmedo. El líquido que sale del HPS se recogió como el producto líquido para análisis.

10

EJEMPLO 2

El catalizador del Ejemplo 1 anterior se cargó en la planta piloto descrita en el Ejemplo 1. También se usó la alimentación 1 de glicerol de la Tabla 1 anterior. El objetivo de este ensayo fue evaluar el impacto de la variación de la temperatura del reactor sobre la conversión de glicerol y las selectividades por los productos. En este ensayo, la presión del reactor fue 1200 psig, la LHSV fue $1,17 \text{ h}^{-1}$, la relación de alimentación molar $\text{H}_2/\text{glicerol}$ fue 5,0, y el pH de la alimentación de glicerol se ajustó con NaOH al 1,0% en peso. Las temperaturas del reactor variaron de 356-374°F (180-190°C). Este cambio relativamente pequeño en la temperatura de reacción tuvo un efecto muy significativo sobre el comportamiento del catalizador, como se muestra en la Tabla 2 a continuación y en las Figuras 2-3.

15

20

TABLA 2

Temperatura °C	180	185	190
Conversión de glicerol, %	81,4	88,4	92,5
Selectividad por propilenglicol, % en moles de C	93,4	91,3	88,1
Selectividad por etilenglicol, % en moles de C	2,6	2,8	3,1
Selectividad por butanodiol, % en moles de C	0,5	1,0	1,9

Para resumir los resultados tabulados, la conversión de glicerol disminuyó de -92,5% a -81,4% a medida que se disminuyó la temperatura de 374°F a 356°F (180-190°C). Sin embargo, la selectividad por propilenglicol aumentó de ~88,1 % en moles de C a ~93,4% en moles de C. De forma más importante, el funcionamiento a 356°F (180°C) en lugar de 374°F (190°C) tuvo un impacto significativo sobre la producción de subproductos. Tanto la selectividad por 2,3-butanodiol como la selectividad por etilenglicol fueron menores a menor temperatura. De hecho, como se muestra en la Figura 3, la selectividad por etilenglicol en % en moles de C fue alrededor de 3 a 190°C, y cayó hasta 2,6 a 180°C. De forma similar, la selectividad por butanodiol en % en moles de C fue casi 2 a 190°C, y cayó significativamente por debajo de 1,0 a 180°C. Este resultado demuestra que la minimización del incremento de temperatura en los agentes reaccionantes a lo largo del lecho de catalizador tendrá un impacto muy beneficioso sobre la minimización de la producción de subproductos indeseados y la maximización de los rendimientos de propilenglicol. En este caso, la cantidad de los subproductos con los puntos de ebullición próximos al punto de ebullición de propilenglicol (por ejemplo butanodiol) es suficientemente baja de manera que el producto de propilenglicol se puede vender como tal sin necesitar una etapa de pulido para separar los butanodiol de puntos

25

30

35

de ebullición próximos del propilenglicol.

EJEMPLO 3

5 El objetivo de este ejemplo fue determinar si hubo algún impacto perjudicial sobre el comportamiento del catalizador al operar el reactor a mayores relaciones de H₂:glicerol que podrían estar presentes en un reactor enfriado de gas hidrógeno. Este ejemplo usó el catalizador del Ejemplo 1 y la alimentación 1 de glicerol de la Tabla 1 en la planta piloto del Ejemplo 1. El reactor de la planta piloto se hizo funcionar en condiciones que incluyen una presión de 1200 psig, una LHSV de 1,17 h⁻¹, y una temperatura de 356°F (180°C). El pH de la alimentación de glicerol se ajustó a 12 con una disolución al 1,0% en peso de NaOH.

10 Las relaciones de H₂/glicerol variaron de 2,5-15 mol/mol. En la Figura 4 se encuentra una gráfica de los resultados de variar esta relación sobre la conversión de glicerol y los rendimientos de productos. Los resultados representados gráficamente demuestran que el incremento de la cantidad de hidrógeno en la alimentación del reactor tuvo poco impacto sobre la selectividad por propilenglicol y mejoró realmente la conversión de glicerol a la vez que redujo ligeramente la selectividad por etilenglicol. Este resultado muestra que el hidrógeno se puede usar como un gas de enfriamiento sin que tenga un impacto perjudicial sobre las selectividades de los productos de reacción o sobre la
15 conversión de glicerol.

REIVINDICACIONES

1. Un método para convertir glicerol en propilenglicol, que comprende las etapas de:

5 dirigir una corriente (14) de alimentación que contiene glicerol básico y un gas (16) que contiene hidrógeno a una zona (10) de reacción que comprende al menos dos lechos catalíticos (13) separados mediante una zona (12) de mezclamiento de enfriamiento, en el que la zona (10) de reacción funciona en condiciones de conversión de glicerol suficientes para formar un producto (20) de la zona de reacción que comprende propilenglicol; y

10 dirigir un material de enfriamiento a la zona de mezclamiento de enfriamiento, en el que el material de enfriamiento se dirige a la zona (12) de mezclamiento de enfriamiento para evitar que la temperatura aumente a lo largo de al menos un lecho catalítico (13) en una temperatura de más de 10 a 80°F (6 a 44°C).

2. El método de la reivindicación 1, en el que el material de enfriamiento es un gas que se selecciona del grupo que consiste en un gas que contiene hidrógeno de repuesto, un gas que contiene hidrógeno de reciclaje, y sus combinaciones.

15 3. El método de la reivindicación 1, en el que el material de enfriamiento líquido se selecciona del grupo de líquidos que consisten en alimentación de glicerol básico, agua, agua de reciclaje procedente de la sección de purificación del producto, glicerol sin convertir procedente de la sección de purificación de producto, producto líquido del separador de alta presión, cualquier corriente de producto o subproductos recuperada en la sección de purificación de productos, y sus combinaciones.

20 4. El método de la reivindicación 1, en el que el material de enfriamiento se dirige a la zona (12) de mezclamiento de enfriamiento para evitar que la temperatura aumente a lo largo de al menos un lecho catalítico (13) en una temperatura de más de 10 a 40°F (6 a 22°C).

5. El método de la reivindicación 1, en el que el material de enfriamiento es gas de hidrógeno de repuesto o gas de reciclaje, y en el que la relación H₂/glicol del reactor a la salida del reactor es de 2 a 20 moles/moles.

25 6. El método de la reivindicación 1, en el que el reactor se hace funcionar a una temperatura que no excede 374°F (190°C) en la entrada de cualquier lecho catalítico.

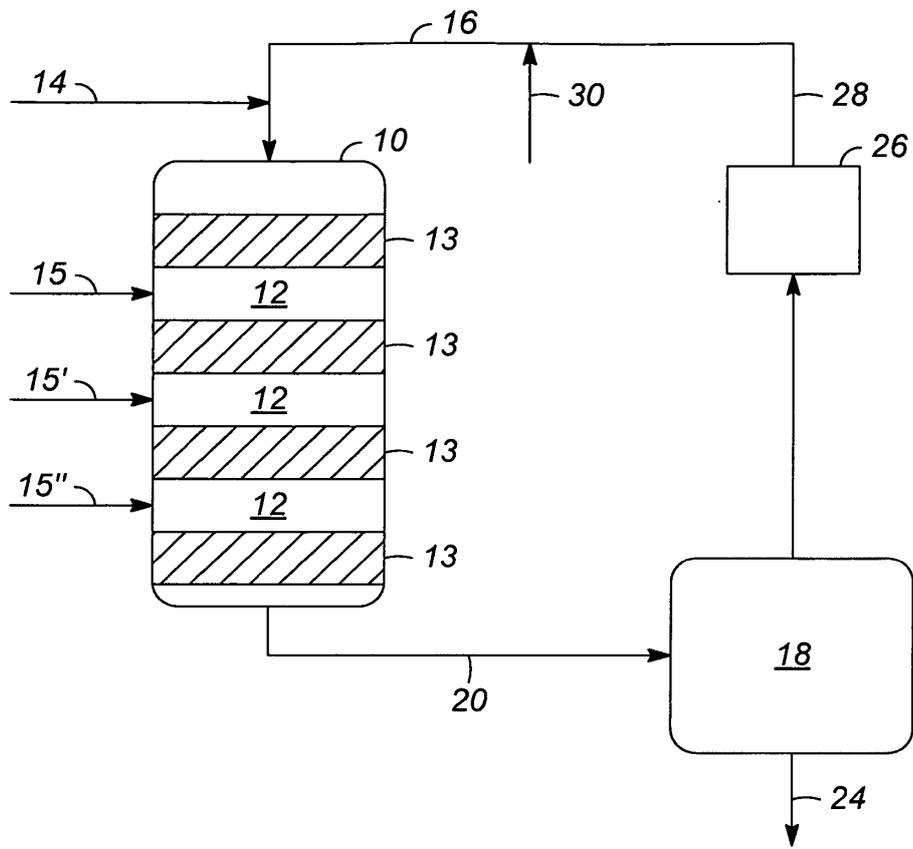


FIG. 1

TEMPERATURA FRENTE A CONVERSIÓN DE GLICEROL Y SELECTIVIDAD POR PG
 RELACIÓN MOLAR H₂/GLICEROL = 5,0, 1200 PSIG, LHSV = 1,17 h⁻¹, ASBT = 180-190°C
 MATERIA PRIMA: 40% EN PESO DE GLICEROL, 59% EN PESO DE AGUA DI, 1,0% EN PESO DE NaOH

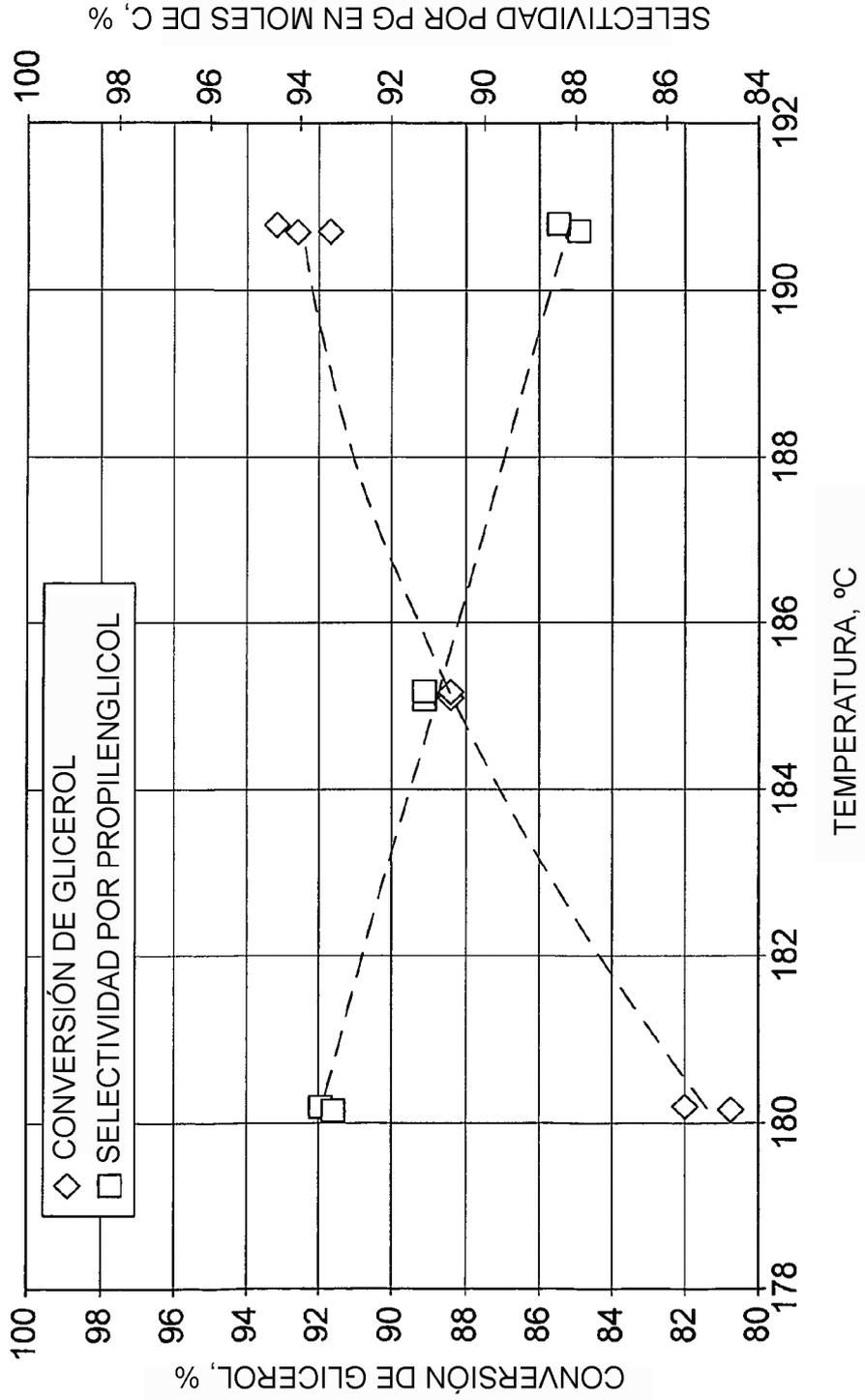


FIG. 2

TEMPERATURA FRENTE A SELECTIVIDAD POR ETILENGLICOL Y BUTANODIOL

RELACIÓN MOLAR H₂/GLICEROL = 5,0, 1200 PSIG, LHSV = 1,17 h⁻¹, ASBT = 180-190°C

MATERIA PRIMA: 40% EN PESO DE GLICEROL, 59% EN PESO DE AGUA DI, 1,0% EN PESO DE NaOH

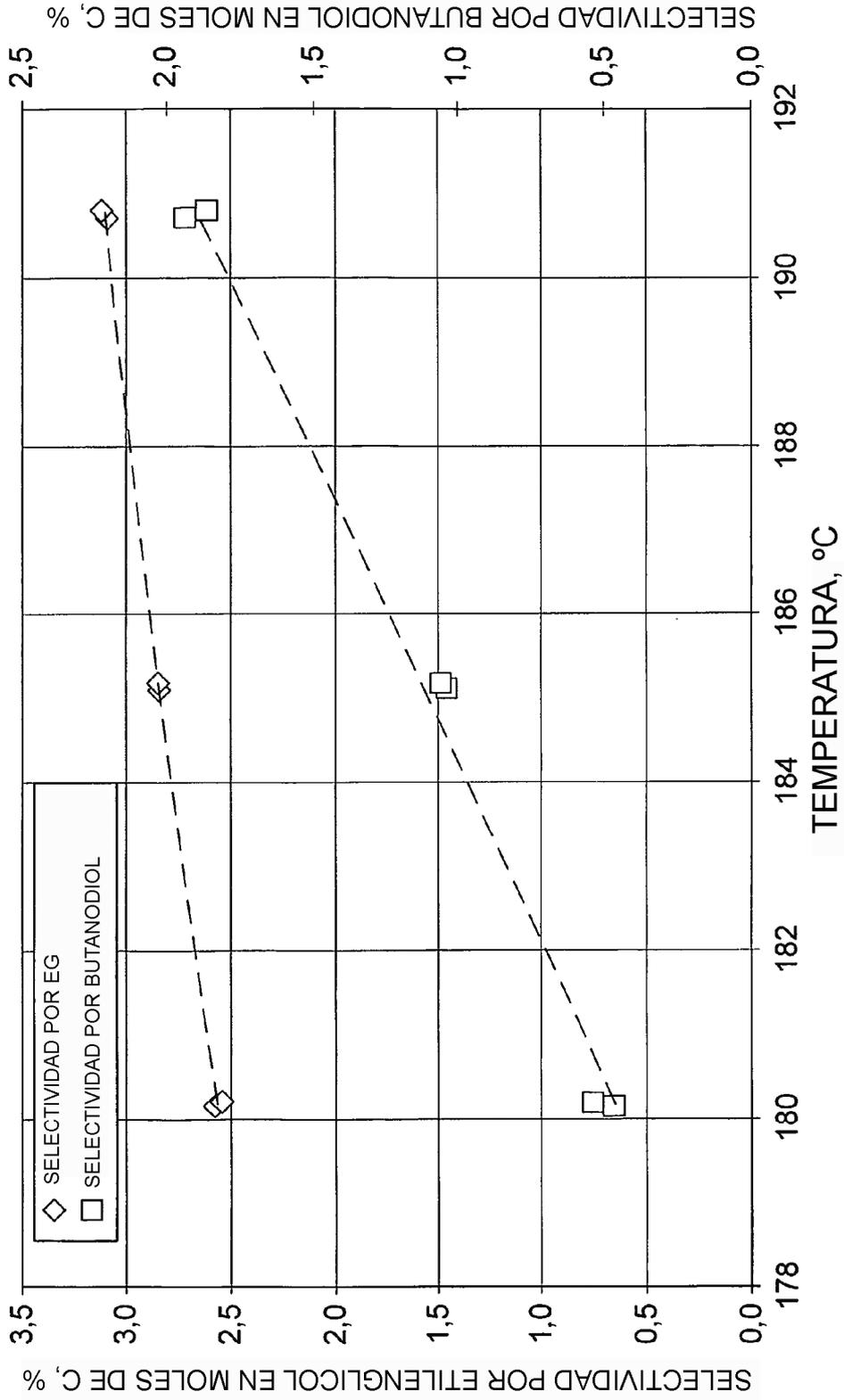


FIG. 3

HIDRÓGENO/GLICEROL FRENTE A CONVERSIÓN DE GLICEROL Y SELECTIVIDAD POR PG, EG EN MOLES DE C

RELACIÓN MOLAR H₂/GLICEROL = 2,5-15, 1200 PSIG, LHSV = 1,17 h⁻¹, ASBT = 356°F

MATERIA PRIMA: 40% EN PESO DE GLICEROL, 59% EN PESO DE AGUA DI, 1,0% EN PESO DE NaOH

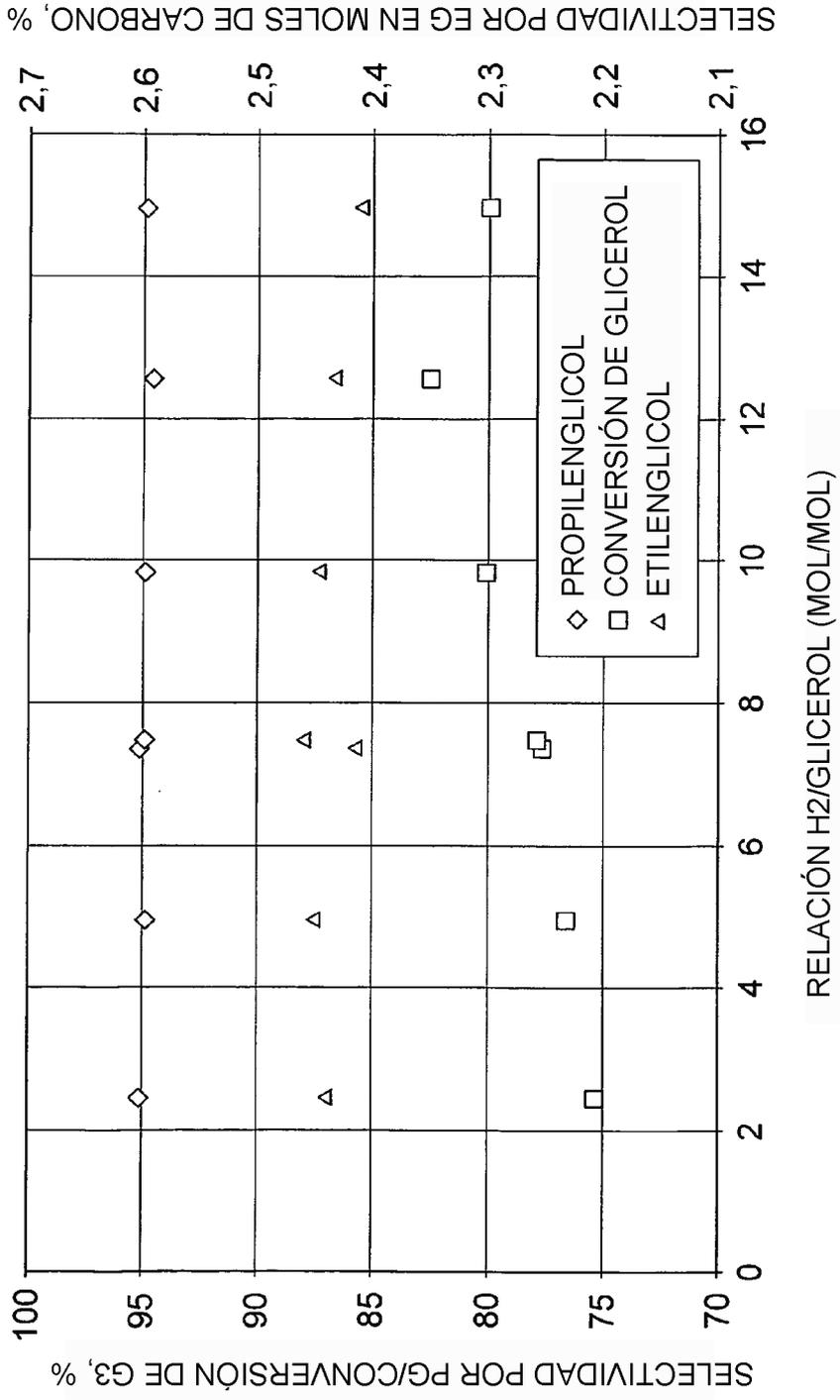


FIG. 4