

P.- 43.488

C-7547 I

374865



Memoria descriptiva

SERIE INTERNACIONAL

CLASIFICACION P. C.

CLASE C 07

SUBCLASE C

para solicitar PATENTE DE INVENCION

por 20 años

a nombre de UNION CARBIDE CORPORATION

entidad / ~~de nacionalidad~~ norteamericana

con domicilio en 270 Park Avenue, Nueva York, N.Y., Estados Unidos de América.

por: "PROCEDIMIENTO PARA PRODUCIR ETILBENCENO Y BENCENO A PARTIR DE TOLUENO" (Clase Internacional C07c)

17.12.69

- 1 -



La presente invención se refiere a un procedimiento nuevo y único, para producir etilbenceno y benceno a partir de tolueno como hidrocarburo de partida. Se refiere particularmente a un procedimiento para producir finalmente etilbenceno y benceno, por copulación oxidante de tolueno para producir dibencilo y estilbenceno como productos principales, seguido por hidrodeshidrogenación de los productos copulados de forma oxidante, a etilbenceno y benceno.

En los años recientes, la demanda en aumento de poliestireno ha exigido un aumento de producción de estireno monómero. La principal fuente industrial para hacer estireno es la deshidrogenación catalítica de etilbenceno. Por tanto, se necesita un suministro continuo y grande de etilbenceno, para asegurar un suministro adecuado de estireno. El principal método conocido para producir etilbenceno es la reacción de benceno y etileno en presencia de un catalizador del tipo Friedel-Craft. También se produce algo de etilbenceno por superfraccionamiento de hidrocarburos aromáticos C_8 mixtos derivados de fracciones BTX (benceno, tolueno y xileno). Sin embargo, la reacción de benceno y etileno en presencia de un catalizador del tipo Friedel-Craft es probablemente la mayor, sino la principal, fuente industrial de producción de etilbenceno.

Por tanto, es evidente que el suministro continuado de etilbenceno depende de la disponibilidad tanto de benceno como de etileno, en cantidades suficientes. Sin embargo, el etileno ha sido usado extensamente en la manufactura de algunos productos químicos básicos (por

374865



ejemplo polietileno). Por tanto, la tendencia parece ser hacia un mayor consumo del etileno disponible, para otros procedimientos industriales, y por tanto, menor disponibilidad para la fabricación de etilbenceno.

5 La disponibilidad de benceno también ha llegado a ser algo limitada. A partir de fracciones BTX solo se dispone de una cantidad limitada de benceno. La fuente suplementaria de benceno ha sido la hidrodeshidrogenación de tolueno. Sin embargo, esta reacción de hidrodeshidrogenación está acompañada por una pérdida del grupo metilo, a metano, que es un producto secundario de poco valor. Por tanto, la producción de benceno por este camino tiene un interés económico marginal.

15 Por tanto, la invención proporciona un procedimiento sin igual para producir tanto etilbenceno como benceno, a partir de tolueno como hidrocarburo materia prima de partida. La única materia prima principal que se requiere es oxígeno, o una fuente de oxígeno bajo las condiciones de reacción.

20 Básicamente, y en su aspecto más amplio, el procedimiento de la invención comprende dos etapas principales de reacción. En la primera etapa de reacción, se copulan dos moléculas de tolueno usando oxígeno o un compuesto productor de oxígeno, en fase vapor, ya sea catalítica o estequiométricamente (como se describirá más adelante), produciendo así estilbenceno y dibencilo como productos principales. En la segunda etapa principal de reacción, tanto el estilbenceno como el dibencilo son hidrodeshidrogenados a etilbenceno y benceno como productos hidrodeshidrogenados principales. La reacción de hidrodeshidrogenación

25
30



se efectúa también en fase vapor y en presencia de un catalizador sin igual de hidrodesealcoholación, como se describirá más adelante.

5 Se ha descubierto ahora que se pueden producir etilbenceno y benceno por copulación oxidante de tolueno, a estilbena y dibencilo, seguida por hidrodesealcoholación del estilbeno y dibencilo resultantes. Así el etilbenceno y benceno constituirán los principales productos finales de este procedimiento.

10 La primera etapa principal de reacción del procedimiento de la invención implica la copulación oxidante de tolueno, a estilbena y dibencilo, catalítica o estequiométrica. En la reacción catalítica se hace reaccionar con tolueno oxígeno o un gas que contenga oxígeno, tal como aire, en presencia de un catalizador tal como 15 óxido de bismuto (Bi_2O_3), óxido de plomo (PbO), óxido de telurio (TeO_2), peróxido de bario (BaO_2), óxido de talio (Tl_2O_3) u óxido de cadmio (CdO), o cualquier mezcla de ellos. Se ha hallado que el óxido de bismuto y el óxido 20 de telurio son particularmente bien adecuados para las presentes reacciones de copulación, y por tanto constituyen el catalizador preferido para esta etapa.

En la reacción estequiométrica, se pone en contacto tolueno con un compuesto que actúa como fuente de 25 oxígeno bajo las condiciones de reacción. Estos compuestos son los óxidos metálicos antes mencionados en relación con la descripción de la etapa de reacción catalítica. De nuevo, se ha descubierto que el óxido de bismuto y el óxido de telurio son fuentes de oxígeno particularmente eficaces en la etapa de reacción estequiométrica. 30

374865



Tanto en la reacción catalítica como en la estequiométrica, el catalizador, si se desea, puede estar soportado en un material inerte tal como Filtros, Aloxi-te, carburo de silicio y similares. Si se desea, se puede emplear cualquier mezcla de estos materiales.

La reacción de copulación de tolueno, para producir estilbena y dibencilo, será ilustrada ahora por los tres ejemplos siguientes.

10 EJEMPLOS 1 - 3

El método experimental y el aparato empleados fueron los mismos en todos los ejemplos. El aparato comprendía un reactor provisto de termopares, condensador enfriado por agua, condensador enfriado por salmuera, botella de muestra de gas y un medidor de ensayo en húmedo. El reactor era un tubo de vidrio de 32 mm de diámetro interior y 765 mm de longitud, que tenía un tubo lateral unido de forma integral al mismo, en su sección superior. El reactor estaba relleno de una capa inferior de Filtros, varios centímetros de óxido de bismuto (Bi_2O_3) soportado sobre Filtros, y, finalmente, una capa superior de varios centímetros de Filtros, terminando en un punto adyacente por debajo al tubo lateral. El reactor estaba encamisado con un horno eléctrico, y estaba provisto de un alojamiento para termopar que se extendía a lo largo del reactor y contenía termopares para medir la temperatura en la sección catalítica.

El catalizador se preparó suspendiendo 100 g de Bi_2O_3 (grado p.c. comercial) con 100 cc de Filtros, y

374865



secando lentamente la suspensión resultante, con agitación, en un plato de evaporación. El catalizador soportado resultante fué cargado luego en el reactor, como se ha dicho.

5 Se introdujeron tolueno y aire en el reactor, por el tubo lateral, en las cantidades indicadas en la tabla 1. También se introdujo agua en el reactor, por separado, por dicho tubo lateral, con el fin de controlar la temperatura de reacción y evitar o hacer mínima la formación de sobrecalentamientos locales en el catalizador.

10 Se bombearon tolueno y agua al reactor, y fueron vaporizados en la capa superior de Filtros, que estaba precalentada lo suficiente para permitir su vaporización sustancialmente completa. Las reacciones se efectuaron a presión atmosférica en los tres ejemplos, y a 580°C, 618°C y 620°C en los ejemplos 1, 2 y 3, respectivamente. Los tiempos de contacto correspondientes fueron 0,93 seg, 0,56 seg y 2,78 seg. Estos tiempos de contacto se calcularon sobre la base de un volumen de huecos supuesto igual al 50%, en la sección catalítica.

15 En cada caso, el efluente del reactor fué condensado primero en el condensador por agua, donde se condensaron y recogieron tolueno sin reaccionar, agua, dibencilo y estilbena. Los vapores no condensados fueron condensados en el condensador enfriado por salmuera, y el condensado recuperado allí fué añadido al condensado anterior. Los vapores sin condensar restantes fueron llevados luego a través de la botella de muestra de gas y medidor de ensayo en húmedo.

20 Tras eliminar del condensado agua y tolueno sin

374865



reaccionar, la composición del residuo fué determinada por cromatografía en fase vapor. En la siguiente tabla 1 se indican las condiciones experimentales, así como los resultados obtenidos en estos ejemplos.

5

TABLA 1

	<u>Ejemplo1</u>	<u>Ejemplo2</u>	<u>Ejemplo3</u>
	580	618	620
10	50	50	200
	0,16	0,09	0,09
	0,42	0,43	0,43
15	0,63	1,70	1,29
	0,93	0,56	2,78
	11,0	6,8	0,5
	78,7	61,2	43,4
20	21,3	38,8	56,6
	3,85	8,0	12,9

Aunque los rendimientos obtenidos en los ejemplos anteriores parecen bastante bajos, se ha de señalar que estos rendimientos están basados en un solo paso. Se pueden conseguir rendimientos mayores recirculando el tolueno sin reaccionar, a la zona de reacción.

También se observará por la tabla anterior que se obtienen mayores rendimientos para tiempos de contacto más largos. Esto es claramente evidente por comparación

374865



de los tiempos de contacto y sus rendimientos correspondientes, en los ejemplos 2 y 3.

Como se discutió antes, el óxido de bismuto y óxido de telurio, particularmente el primero, constituyen el catalizador preferido para la primera etapa principal de reacción del procedimiento de la invención. El siguiente ejemplo 4 ilustra que el óxido de bismuto conserva su actividad catalítica durante largo período de tiempo.

EJEMPLO 4

El método experimental y el aparato empleados en este ejemplo fueron los mismos que en los ejemplos anteriores. El catalizador fué óxido de bismuto soportado sobre Filtros, preparado como se ha descrito en el ejemplo 1.

Se introdujeron tolueno y aire en el reactor, en cantidad de 0,374 moles de oxígeno por mol de tolueno. La reacción fué efectuada a 618°C, presión atmosférica, y tiempo de contacto igual a 2,3 seg. El efluente del reactor fué tratado como en los ejemplos anteriores. El análisis de los productos de reacción indicó una conversión de tolueno del 16% en peso, tras 25 días de funcionamiento, lo que indica que el catalizador había conservado sustancialmente su actividad catalítica tras un período de funcionamiento tan largo.

La primera etapa principal de reacción, ya se efectuó catalítica o estequiométricamente, se puede efectuar a presión subatmosférica, atmosférica o superatmosférica, y por tanto la presión, por si misma, no es crí-

374805



23
tica en esta etapa. Dado que el reactor empleado en los
ejemplos anteriores se hizo de vidrio, la reacción de co-
pulación se efectuó a presión atmosférica, Se pueden
emplear presiones mayores efectuando la reacción en un
5 reactor construído con materiales de construcción ordina-
rios.

La temperatura de la reacción de copulación de-
pende de que la reacción sea catalítica o estequiométri-
ca. Usualmente se prefiere la reacción catalítica, que
10 generalmente se efectúa a una temperatura de aproxima-
damente 350 a aproximadamente 700°C, preferiblemente de apro-
ximadamente 550 a aproximadamente 650°C. Si la reacción
se efectúa estequíometricamente, las temperaturas emplea-
das son en general menores que la temperatura requerida
15 para la reacción catalítica. Así, en el funcionamiento
estequiométrico la temperatura puede variar entre aproxi-
madamente 200 y aproximadamente 400°C, o incluso más.

El tiempo de contacto de los materiales en la
sección catalítica depende, en parte, de la temperatura
20 de reacción y del nivel deseado de conversión de tolueno.
En general, se requieren tiempos de contacto más cortos
a las temperaturas mayores y menor nivel de conversión de
tolueno. Así, el tiempo de contacto puede variar gene-
ralmente entre aproximadamente una fracción de segundo y
25 aproximadamente 1 minuto, y preferiblemente es de aproxi-
madamente 0,1 seg a aproximadamente 10 seg.

Generalmente es deseable usar menos de 1 mol de
oxígeno por mol de tolueno en la reacción de copulación.
Sin embargo, la proporción molar entre oxígeno y tolueno
30 puede variar generalmente desde aproximadamente 0 (como

374865



en el funcionamiento estequiométrico) hasta aproximadamente 10 moles de oxígeno por mol de tolueno, y preferiblemente es de aproximadamente 0,25 a aproximadamente 1,25 moles de oxígeno por mol de tolueno.

5 Se puede añadir agua a la zona de reacción, para facilitar el control de la temperatura de reacción y evitar la formación de sobrecalentamientos locales en la sección catalítica. La cantidad de agua empleada depende de las condiciones de reacción, y puede ser determinada en general por los expertos en la técnica.

10 La primera etapa principal de reacción del procedimiento de la invención se puede llevar a cabo convenientemente en un solo reactor, así como en reactores múltiples, usando un sistema de lecho fijo, o incluso de lecho fluidizado si se desea. El catalizador puede ser regenerado periódicamente para que recupere cualquier parte de su actividad perdida. La regeneración del catalizador se puede efectuar por cualquiera de los métodos conocidos, tal como quemando con aire, y similares.

15 Como se indicó anteriormente, la segunda etapa principal de reacción del procedimiento de la invención implica la hidrodeshidrogenación de los productos copulados de forma oxidante, para producir etilbenceno y benceno como principales productos hidrodeshidrogenados. Así, la totalidad del producto procedente de la reacción de copulación puede ser sometida a la reacción de hidrodeshidrogenación. Sin embargo, desde el punto de vista de un funcionamiento perfeccionado y económico, usualmente es deseable, y de hecho preferible, eliminar de los productos de la reacción de copulación cualquier tolueno que no

374865



haya reaccionado, por destilación u otros métodos conocidos. También se elimina de forma similar el agua producida durante la reacción, de manera que la alimentación de producto a la etapa de hidrodeshidratación comprende principalmente estilbena y dibencilo. Así, aunque la alimentación a la etapa de hidrodeshidratación del procedimiento de la invención puede comprender la totalidad de los productos copulados de forma oxidante, preferiblemente esta alimentación es básicamente una mezcla de estilbena y dibencilo.

La reacción de hidrodeshidratación se efectúa diluyendo dicha alimentación con un diluyente adecuado, por ejemplo benceno, y llevando la alimentación diluida a través de una zona de hidrodeshidratación que contiene un catalizador de hidrodeshidratación adecuado, y efectuando la conversión a etilbenceno y benceno bajo condiciones de hidrodeshidratación. Aunque se pueden emplear para diluir la alimentación otros diluyentes, tales como tolueno y xileno, preferiblemente se usa benceno para este fin, dado que los productos finales deseados son etilbenceno y benceno. Por ejemplo, si se usa tolueno como diluyente, los productos hidrodeshidratados resultantes contendrán una cantidad sustancial de metiletilbenceno, que es producto indeseable para los fines de la invención. El etilbenceno y benceno constituyen los principales productos hidrodeshidratados tan solo cuando se emplea benceno para diluir dicha alimentación.

Se debe recalcar además que, como hecho práctico, la reacción de hidrotreamiento se efectúa más ventajosamente en presencia de diluyente, es decir, benceno.

374865



De lo contrario se producirán productos transalcoholados, tales como dietilbenceno y etildibencilo, que reducirán los rendimientos de etilbenceno y benceno, más deseables. Así, la proporción en peso entre diluyente y dicha alimentación puede variar entre aproximadamente 0 y aproximadamente 10:1, pero preferiblemente es de aproximadamente 1:1 a aproximadamente 5:1. La proporción 0 corresponde, evidentemente, a aquellas operaciones en que no se emplea diluyente.

Los catalizadores empleados en la etapa de hidródesalcoholación son inimitablemente adecuados para este fin. Aunque los catalizadores de hidródesalcoholación son conocidos por sí mismos, no todos estos catalizadores han resultado ser adecuados o eficaces para la presente reacción de hidródesalcoholación. De hecho, se ha hallado que solo los catalizadores que poseen ciertas características sin igual pueden ser empleados eficazmente en la hidródesalcoholación de etilbenceno y dibencilo, para producir etilbenceno y benceno como principal producto de la reacción de hidródesalcoholación.

Básicamente, los catalizadores que son inimitablemente adecuados para la segunda etapa principal de reacción del procedimiento de la invención consisten en un componente de hidrogenación y un componente ácido activo, generalmente usado como soporte de los componentes de hidrogenación. El componente de hidrogenación del catalizador es óxido de cromo (Cr_2O_3), óxido de vanadio (V_2O_5) u óxido de wolframio (WO_3), o cualquier mezcla de estos óxidos. Se ha hallado que el óxido de cromo es particularmente bien adecuado para este fin, y por tanto constituye el com

374865



ponente de hidrogenación preferido de este catalizador.

5 El componente ácido activo del catalizador cons-
tituye generalmente un soporte del componente de hidroge-
nación. Entre los ejemplos de tales materiales ácido se
incluyen la sílice-alúmina, tamices moleculares sometidos
a intercambio con metal y/o descationizados, arcilla tipo
bentonita tratada con ácido, arcilla tipo caolinita tra-
tada con ácido, alúmina-óxido de boro, óxido de magnesio-
sílice, fosfato de boro, o cualquier mezcla de ellos. Es
10 tos materiales se pueden usar en forma granular o de pe-
llas, si se desea. La forma y configuración exactas, y el
tamaño de partícula de estos soportes, no son críticos por
sí mismos en lo que se refiere a la invención.

15 El componente de hidrogenación está impregnado
en el material ácido activo o adsorbido de otra forma so-
bre él, por cualquiera de los métodos usuales. La canti-
dad de componente de hidrogenación en el catalizador ha
de ser suficiente para promover la saturación completa de
los dobles enlaces formados durante la reacción de hidro-
desalcoholación. La cantidad óptima de componente de hi-
drogenación depende, en gran parte, del ingrediente ácido
20 activo que se emplee. En general, se consigue un compor-
tamiento catalítico satisfactorio cuando el catalizador
contiene de aproximadamente 5 a aproximadamente 40% en pe-
so, preferiblemente de aproximadamente 10 a aproximadamen-
te 25% en peso, de componente de hidrogenación, basado en
25 el peso total del catalizador acabado.

30 La etapa de hidrodesealcoholación se puede efec-
tuar continuamente, semicontinualmente, o de forma discon-
tinua. En el funcionamiento continuo, la alimentación



(básicamente estilbena y dibencilo) se diluye primero con benceno, y la mezcla diluída e hidrógeno son llevados luego a través de una zona de hidrodesealcoholación, al tiempo que se retiran continuamente de ella los productos hidrodesealcoholados. El estilbena es inmediatamente convertido en dibencilo, en esta zona, y el dibencilo resultante es hidrodesealcoholado a etilbenceno y benceno. El efluente del reactor puede ser destilado para recuperar benceno, etilbenceno y tolueno, y el material restante, que contiene principalmente dibencilo sin convertir, es recirculado a la zona de reacción.

Se ha descubierto que la temperatura a que se puede llevar a cabo la presente reacción de hidrodesealcoholación es significativamente menor que las temperaturas hasta ahora empleadas en los procedimientos de hidrodesealcoholación industrial usuales. De hecho, si se emplean tales temperaturas usuales de hidrodesealcoholación se producirá una cantidad considerable de tolueno, por descomposición térmica de dibencilo. La producción de tolueno en la presente reacción de hidrotreamiento es, desde luego, indeseable, dado que los productos finales deseados son etilbenceno y benceno, particularmente el primero. En general, se ha hallado que la segunda etapa principal de reacción del procedimiento de la invención se puede efectuar convenientemente a una temperatura de aproximadamente 300 a aproximadamente 500°C, preferiblemente a de aproximadamente 350 a aproximadamente 450°C.

La presión en la reacción de hidrodesealcoholación no es crítica por si misma. Generalmente es ventajoso efectuar la reacción a presiones superatmosféricas,

374865



que pueden ser tan altas como aproximadamente 140 kg/cm^2 manom., o incluso mayores. Sin embargo, tales presiones mayores no son económicas ni contribuyen a la eficacia global de esta etapa de reacción.

5 La velocidad espacial horaria de líquido de la alimentación (mezcla diluída) a la zona de reacción de hidrodeshilación puede variar entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 10, preferiblemente entre aproximadamente 1 y aproximadamente 5, dependiendo de las otras condiciones de reacción.

10 La relación molar entre hidrógeno e hidrocarburo puede variar también, dependiendo de las otras condiciones de reacción, y generalmente es de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 30:1, preferiblemente de aproximadamente 4:1 a aproximadamente 20:1 moles de hidrógeno por mol de hidrocarburo. El término "hidrocarburo", en relación con esto, se refiere a la alimentación diluída a la zona de reacción de hidrodeshilación.

15 El etilbenceno y el benceno producidos por la anterior reacción de hidrodeshilación puede ser separados de los otros productos de reacción por destilación, extracción, absorción u otros métodos usuales. El dibencilo sin reaccionar, junto con otros productos, excluyendo benceno, etilbenceno y tolueno, pueden ser recirculados a la zona de hidrodeshilación, para nuevo tratamiento.

20 A continuación se ilustrará la hidrodeshilación de dibencilo, mediante el siguiente ejemplo. La alimentación de este ejemplo no contenía etilbenceno, ya que el etilbenceno, como se ha mencionado anteriormente, se con

374865



vierte fácilmente a dibencilo en la etapa de hidrodesealcoholación, y es este último el que, de hecho, es hidrodesealcoholado a etilbenceno y benceno.

5

EJEMPLO 5

El aparato empleado en este ejemplo comprendía un reactor, un separador líquido-vapor, purgadores de presión, un purgador atmosférico, y sus instrumentos asociados. El reactor era un tubo de acero inoxidable de 25,4 mm, catálogo 80, de 815 mm de longitud. No tenía relleno en su sección superior, seguida por varios centímetros de Filtros inerte, varios centímetros de catalizador, y, finalmente, varios centímetros de Filtros en el fondo.

El catalizador era sílice-alúmina impregnadas de óxido de cromo. Fue preparado impregnando sílice-alúmina secadas, con una solución acuosa de trióxido de cromo (CrO_3) que fue reducido con hidrógeno a óxido de cromo (Cr_2O_3). El catalizador acabado resultante contenía 16% en peso de óxido de cromo, basado en el peso total del catalizador.

La alimentación al reactor fue dibencilo diluído con tres veces su peso de benceno. La mezcla diluída fue bombeada a la parte superior del reactor, en cantidad de 90 cc/min, junto con hidrógeno que fue introducido separadamente por la parte superior del reactor, en cantidad de 322 litros/hora. El hidrógeno, que estaba precalentado a $200^{\circ}C$, descendía por el reactor con la alimentación diluída, y la reacción se efectuaba a $425^{\circ}C$ y 28 kg/cm^2 manom.

374865



El efluente del reactor fué introducido en el separador líquido-vapor, que se mantenía bajo presión y a 25°C. Los vapores no condensados del separador líquido-vapor fueron condensados en una serie de purgadores de presión, y finalmente en un purgador frío mantenido a -78°C. La composición del producto líquido fué determinada por cromatografía en fase vapor, y se expone en la siguiente tabla 2.

5

10

TABLA II

15

20

25

<u>Compuesto</u>	<u>% en peso *</u>
Benceno	10,82
Tolueno	1,63
Etilbenceno	8,25
Metiletilbenceno	0,18
Dietilbenceno	0,44
Trietilbenceno	0,26
Transalcoholato	3,72
Trifenilpropano	0,11
Tetrafenilbutano	0,59
Dibencilo sin convertir	<u>74,00</u>
	100,00

* Determinado por cromatografía en fase vapor.

30

Se observará por la tabla 2 que el etilbenceno y benceno constituyen la mayor parte de los productos de la reacción. Dado que este ejemplo fué una operación en un solo paso, quedó sin convertir una cantidad considera-

374865



ble de dibencilo. Sin embargo, el dibencilo sin conver-
tir, junto con los otros productos de reacción, excluyen-
do benceno, etilbenceno y tolueno, pueden ser recirculados
a la zona de reacción, o introducidos en una segunda zona
de reacción de hidrodeshidrogenación que trabaja en serie
5 con el primer reactor.

La presente solicitud, que corresponde a la pre-
sentada en Estados Unidos de América, el 27 de diciembre
de 1.968, bajo el Nº 787.621, se acoge a los beneficios
10 del Artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Indus-
trial.

- REIVINDICACIONES -

15 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 si-
guientes:

20 1.- Procedimiento para producir etilbenceno y
benceno a partir de tolueno como material hidrocarbonoso
de partida, el cual procedimiento comprende: a) copular
tolueno en fase vapor, usando oxígeno como agente de copu-
25 lación, en presencia de un óxido de bismuto, telurio, ta-
lio, plomo, bario o cadmio, o cualquier mezcla de dichos
óxidos; b) efectuar dicha reacción de copulación bajo con-
diciones de copulación oxidante, para producir dibencilo
y estilbenceno; c) recuperar dichos dibencilo y estilbenceno de
30 los productos de la reacción de copulación oxidante, y di-

374865



luírlos con de aproximadamente 0 a aproximadamente 10 veces su peso de benceno; d) hacer pasar dicha mezcla diluída, e hidrógeno, a través de una zona de hidrodeshidratación que contiene un catalizador que comprende esencialmente un componente de hidrogenación y un componente ácido activo, siendo dicho componente de hidrogenación óxido de cromo, óxido de wolframio u óxido de vanadio, o cualquier mezcla de ellos, y siendo dicho componente ácido activo sílice-alúmina, tamices moleculares sometidos a intercambio con metal y/o descationizados, arcillas tipo bentonita tratadas con ácido, arcillas tipo caolinita tratadas con ácido, alúmina-óxido de boro, óxido de magnesio-sílice, o fosfato de boro, o cualquier mezcla de ellos; e) efectuar dicha reacción de hidrodeshidratación a una temperatura de aproximadamente 300 a aproximadamente 500°C, con velocidad espacial horaria de líquido de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 10, y con relación entre hidrógeno e hidrocarburo de aproximadamente 2:1 a aproximadamente 30:1; y f) recuperar etilbenceno y benceno de los productos hidrodeshidratados.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, donde la relación en peso entre benceno y etilbenceno más dibencilo está comprendida entre aproximadamente 1:1 y aproximadamente 5:1.

3.- Procedimiento según la reivindicación 1, donde el componente de hidrogenación de dicho catalizador es óxido de cromo, y dicho componente ácido activo es sílice-alúmina.

4.- Procedimiento según la reivindicación 2, donde el componente de hidrogenación de dicho catalizador

374865



es óxido de cromo, y dicho componente ácido activo es sílice-alúmina.

5 5.- Procedimiento según la reivindicación 1, donde dicha reacción de hidrodeshidratación se lleva a cabo a una temperatura de aproximadamente 350 a aproximadamente 450°C, con velocidad espacial horaria de líquido de aproximadamente 1 a aproximadamente 5, y con relación molar entre hidrógeno e hidrocarburo comprendida entre aproximadamente 4:1 y aproximadamente 20:1.

10 6.- Procedimiento según la reivindicación 2, donde dicha reacción de hidrodeshidratación se lleva a cabo a una temperatura de aproximadamente 350 a aproximadamente 450°C, con velocidad espacial horaria de líquido de aproximadamente 1 a aproximadamente 5, y con relación molar entre hidrógeno e hidrocarburo de aproximadamente 4:1 a aproximadamente 20:1.

20 7.- Procedimiento según la reivindicación 3, donde dicha reacción de hidrodeshidratación se lleva a cabo a una temperatura de aproximadamente 350 a aproximadamente 450°C, con velocidad espacial horaria de líquido de aproximadamente 1 a aproximadamente 5, y con una relación molar entre hidrógeno e hidrocarburo de aproximadamente 4:1 a aproximadamente 20:1.

25 8.- Procedimiento según la reivindicación 4, donde dicha reacción de hidrodeshidratación se lleva a cabo a una temperatura de aproximadamente 350 a aproximadamente 450°C, con velocidad espacial horaria de líquido de aproximadamente 1 a aproximadamente 5, y con una relación molar entre hidrógeno e hidrocarburo de aproximadamente 4:1 a aproximadamente 20:1.

30

374865



9.- Procedimiento para producir etilbenceno y benceno a partir de tolueno.

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

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

Madrid, 23 DIC. 1969

P.A.

Alberto de Lizaso
Por Poder

18.12.69

MJP/-

374865