

4 1 9 4 0 5



P.- 55.588

MIT 45-5

4 1 9 4 0 5

Int. Cl. ² : <u>C 0 7 B</u>

Memoria descriptiva

para solicitar PATENTE DE INTRODUCCION por DIEZ años

a nombre de MITSUBISHI PETROCHEMICAL COMPANY LIMITED

entidad japonesa

establecida en 4, 2-chome, Marunouchi, Chiyoda-ku,
Tokyo, Japón

por: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA HIDRODESALCOHILACION TERMICA
NO CATALITICA DE HIDROCARBUROS AROMATICOS SUSTITUIDOS
POR ALCOHILO"

(Clase Internacional C10g)

14.11.73

- 1 -

419405

17 NOV. 1973



5 Este invento se refiere a una mejora en el procedimiento para la hidrodeshidratación térmica no catalítica de aceites hidrocarbonados que contienen hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol o aceites hidrocarbonados que contienen hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol e hidrocarburos no aromáticos.

En lo sucesivo y para abreviar, los hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol serán denominados para simplificar "alcohol-aromáticos".

10 Normalmente, la reacción en la cual se producen los hidrocarburos aromáticos por hidrodeshidratación de los alcohol-aromáticos es altamente exotérmica. La cantidad de calor generado en la reacción varía considerablemente dependiendo del tipo y número de grupos alcohol presentes en el núcleo aromático de los alcohol-aromáticos de partida, y además, de la configuración relativa de los grupos alcohol, es decir las posiciones orto, meta y para, cuando se encuentran presentes en el núcleo aromático dos o más grupos alcohol.

20 Los calores de reacción en la hidrodeshidratación de tolueno y xileno, es decir, los tipos más usuales de alcohol-aromáticos, son aproximadamente 12 Kcal/mol y 23 Kcal/mol, respectivamente.

25 Cuando una fracción que contiene hidrocarburos no aromáticos tales como los hidrocarburos parafínicos, nafténicos,

419405



5 cos y olefínicos además de los hidrocarburos aromáticos
es usada como material de partida, estos hidrocarburos
no aromáticos son sometidos a hidrogenólisis térmica y
se descomponen en gases hidrocarbonados ligeros que tie-
nen 1, 2 y a veces 3, átomos de carbono.

El calor de reacción en la hidrodésalcoholación
térmica de estos hidrocarburos no aromáticos es varias
veces tan grande como en la hidrodésalcoholación de los
alcohol-aromáticos.

10 En este caso, la cantidad de calor de reacción es
dependiente del número de átomos de carbono y de las es-
tructuras moleculares de estos hidrocarburos no aromáti-
cos. Por ejemplo, en la hidrodésalcoholación de hidrocar-
buros no aromáticos de la fórmula general, C_nH_{2n+2} , en
15 donde n representa números de 6 a 8, se genera una gran
cantidad de calor de reacción, tan grande como aproxima-
damente 45-55 Kcal/mol.

20 Por lo tanto, una de las medidas adoptadas en
los procedimientos de la técnica anterior, con el fin de
eliminar tal dicha gran cantidad de calor de reacción, de
modo que se mantenga el sistema de reacción a un nivel de-
seado de temperatura de reacción, ha sido incorporar un
material tal como benceno, que es sustancialmente inerte
por naturaleza para la hidrodésalcoholación, en los alco-
25 hil-aromáticos de partida o una mezcla de hidrocarburos que

14.11.73

419405



5 contiene el mismo, precalentar la mezcla de reacción hasta la temperatura requerida, e introducir la misma subsiguientemente en la zona de reacción. En este caso, el benceno extraño puede incorporarse en los reaccionantes de partida desde el comienzo de la reacción tal como se acaba de indicar o, es posible que el benceno formado en el sistema de reacción por la hidrodeshidratación de los alcohil-aromáticos pueda por si mismo servir como diluyente.

10 Otra contramedida para tratar de controlar la temperatura de reacción ha sido la disposición de orificios de suministro de corrientes laterales en puntos diferentes a lo largo de la zona de reacción, por medio de los cuales se inyecta un agente de enfriamiento en la zona de reacción, de modo que pueda impedirse un rápido aumento de
15 la temperatura y ésta se mantenga en la zona de reacción a un nivel deseado. En este método, el aceite hidrocarbonado (el material de partida), los productos hidrocarbonados líquidos, el hidrógeno o el gas que contiene hidrógeno se emplean normalmente como de agentes de enfriamiento.
20 to.

Aunque estos métodos han sido bastante satisfactorios en evitar un rápido aumento de la temperatura de reacción, la economía de la hidrodeshidratación global de los alcohil-aromáticos se reduce en gran manera debido a
25 las complicaciones en el equipo empleado y a las dificultades.

419405



tades en el funcionamiento.

El primer método antes mencionado en el cual un material de naturaleza inerte para la reacción de hidrodeshidratación se incorpora en el sistema de reacción tiene el gran inconveniente de que conduce a una disminución de la presión parcial de los alcohol-aromáticos que han de ser hidrodeshidratados, lo cual a su vez origina una disminución en la velocidad de reacción. Como resultado de ello, el método necesita grandes capacidades para el equipo total incluyendo el reactor, el precalentador, el separador de gas-líquido y la unidad de purificación para la producción de una cantidad dada de producto, provocando un aumento en los costes fijos por cantidad unitaria de producto. El método es por lo tanto antieconómico.

El segundo de los métodos antes mencionados en el cual el control de la temperatura se consigue por inyección de un agente de enfriamiento desde orificios de suministro de corrientes laterales provistos a lo largo de la zona de reacción, al igual que el primer método, requiere inevitablemente el alargamiento del equipo que surge por el empleo de un gas en exceso, es decir el agente de enfriamiento. Además, puesto que las fluctuaciones de la temperatura y el caudal del agente de enfriamiento tienden a cambiar el comportamiento de los reaccionantes en la zona de reacción, este método de operación ha sido extrema-

419405

17 Nov. 1973



damente difícil.

Por consiguiente, es un objeto del presente invento crear un procedimiento para la hidrodeshidratación térmica no catalítica de los alcohol-aromáticos de una manera altamente eficiente al mismo tiempo que se evitan las desventajas de los procedimientos de la técnica anterior.

Hasta ahora, la reacción de hidrodeshidratación se ha efectuado normalmente en un reactor adiabático de tipo flujo de pistón. Con el fin de facilitar la hidrodeshidratación en tal reactor, es absolutamente necesario precalentar el gas de partida hasta una temperatura en la cual se inicia la reacción de hidrodeshidratación, por ejemplo 580-650°C, en la entrada de la zona de reacción. Una vez que se ha iniciado la reacción de hidrodeshidratación, la reacción transcurre automáticamente bajo su propio calor de reacción exotérmica.

Sin embargo, puesto que la velocidad de reacción es normalmente una función exponencial de la temperatura, la temperatura de reacción en la zona de reacción de flujo de pistón, después de que se inicia la reacción, se eleva rápidamente en la dirección del flujo del fluido de reacción.

El límite superior del aumento de temperatura en tal zona de reacción adiabática está determinado principal-

419405



5 mente por la cantidad de calor de reacción y el calor específico del fluido de reacción. El valor varía ampliamente dependiendo de la composición del material de partida utilizado. Por ejemplo, en la hidrodeshilación de tolueno es aproximadamente 120°C y en la hidrodeshilación de una fracción que contiene hidrocarburos no aromáticos pueden ser tan alto como 150-300°C. Por lo tanto, si la temperatura del gas de partida se eleva hasta una temperatura que sea suficiente para iniciar la reacción de hidrodeshilación, por ejemplo 580-650°C o más elevada, en la entrada de la zona de reacción del reactor adiabático del tipo flujo de pistón, entonces la temperatura en la salida de la zona de reacción se eleva inevitablemente hasta tanto como 800-950°C.

15 Por otra parte, el orden de reacción en la hidrodeshilación es 1 con respecto a la presión parcial de los alcohol-aromáticos y 0,5 con respecto a la presión parcial de hidrógeno. Por lo tanto, cuanto más elevada es la presión de reacción, más deseable es desde el punto de vista del orden de reacción. En general la operación se efectúa bajo la presión de 1 a 60 kg/cm² (manométricos), y más preferiblemente de 10 a 40 kg/cm² (manométricos).

20 Por consiguiente, en la reacción de hidrodeshilación convencional practicada hasta el presente, sucede frecuentemente que el reactor empleado en la reacción

419405



5 está expuesto a tal presión elevada y temperatura elevada, es decir 800-950°C tal como se ha descrito anteriormente. Se apreciará fácilmente que la obtención económica de materiales para el equipo que resistan tal temperatura y presión elevadas no es ni mucho menos una cosa fácil.

10 Además, dado que la temperatura de reacción tiende a ser elevada, la formación de productos de desalcoholación-condensación subproducidos se aumenta, dando como resultado una disminución de la selectividad de la reacción.

15 Se ha encontrado que la hidrodeshidratación de los alcohol-aromáticos puede efectuarse eficazmente, y exenta de los inconvenientes de los procedimientos usuales, efectuando la reacción de hidrodeshidratación en al menos dos zonas de reacción, comprendiendo la primera zona de reacción un reactor de tipo de mezcla total tal como un cilindro hueco rodeado por un material aislante del calor y una segunda o subsiguiente zona de reacción que es
20 un reactor usual adiabático de tipo de flujo de pistón rodeado por un material aislante del calor y unido en serie a dicha primera zona de reacción.

25 Por lo tanto de acuerdo con este invento, se crea un procedimiento para la hidrodeshidratación térmica no catalítica de hidrocarburos aromáticos sustituidos por al-

419405



5 cohilo que comprende precalentar aceites hidrocarbonados que contienen un hidrocarburo aromático sustituido por alcohol o una mezcla de hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol e hidrocarburos no aromáticos, junto con hidrógeno, y hacer pasar la mezcla previamente calentada a través de al menos dos zonas de reacción, siendo la primera de dichas zonas de reacción un reactor de tipo de mezcla total y siendo la zona de reacción subsiguiente un reactor de tipo de flujo de pistón.

10 Preferiblemente la cantidad de hidrógeno es de 2 a 10 moles por cada mol de hidrocarburo aromático sustituido por alcohol presente en el material de partida. En donde haya más de dos zonas de reacción la segunda y las zonas de reacción subsiguientes son cada una de ellas un reactor adiabático de tipo de flujo de pistón.

15 La primera zona de reacción en el procedimiento de este invento no es un reactor adiabático de tipo de flujo de pistón usualmente empleado hasta el presente sino un reactor adiabático de tipo de mezcla total en el cual el fluido de reacción se mezcla completamente en la zona de reacción. Empleando este reactor de tipo de mezcla total, la temperatura en la zona de reacción, puede estabilizarse en el nivel deseado sin ningún cambio rápido como en el reactor de tipo de flujo de pistón. Normalmente, en el sistema de reacción adiabático, la diferencia de temperatura

14.11.73

419405



entre la entrada y la salida es constante, independiente de las condiciones de flujo en el fluido de reacción en la zona de reacción, es decir la diferencia es sustancialmente constante independientemente del tipo de zona de reacción. Sin embargo, existe una notable diferencia entre el reactor de tipo de flujo de pistón y el reactor de tipo de mezcla total, porque el primero requiere esencialmente una temperatura elevada en la entrada de la zona de reacción que sea suficiente para iniciar la reacción de hidrodeshilación, mientras que en el caso del segundo no se requiere tal disposición. La razón es que en el reactor de tipo de mezcla total los reaccionantes gaseosos contenidos en el mismo se mezclan completamente entre sí y la temperatura se mantiene a un cierto nivel. Por lo tanto, en el reactor de tipo de mezcla total, es posible regular la temperatura en la zona de reacción de modo que no exceda innecesariamente la temperatura a la cual se inicia la reacción. En el reactor de tipo de mezcla total, puesto que la temperatura en la zona de reacción es la misma que existe en la salida de ella, el material de partida puede suministrarse a la entrada de la zona de reacción a una temperatura que sea menor, por la diferencia entre las temperaturas a la entrada y la salida de la zona de reacción que está determinada por el calor de reacción y el calor específico del fluido de reacción. Por consiguiente, por ejemplo, suponiendo que una temperatura de



la zona de reacción a la cual se inicia la reacción es 650°C, de la temperatura a la entrada de la zona de reacción puede disminuirse hasta el orden de 400-500°C. En otras palabras, empleando el reactor de tipo de mezcla total, la reacción puede efectuarse a una temperatura inferior, por ejemplo menor de 200-300°C en comparación con el empleo de un reactor de tipo de flujo de pistón y, además, la temperatura a la entrada de la zona de reacción puede también ser disminuida en el mismo grado. Consecuentemente, la reacción puede ser llevada a cabo a una temperatura dentro del margen que incluye un límite inferior de 580°C y un límite superior de 850°C que es una restricción deseable desde los puntos de vista del material seleccionado para el equipo y para la evitación de reacciones secundarias indeseables.

El método del invento no sólo hace posible reducir la carga impuesta al calentador previo en la reacción, que quiere decir una presión elevada y una temperatura de reacción elevada, sino que también hace posible suprimir la reacción en el calentador previo hasta un nivel mínimo y facilita el control más fácil de la temperatura en la entrada a la zona de reacción. Además, toman incrementos cierto número de ventajas comerciales porque el equipo puede ser hecho de forma menos cara, la operación puede ser hecha más fácil debido a la nivelación de la temperatura en la zona de reacción y la selectividad de la reacción puede mejorar-



419405

se debido a la supresión de la formación de productos de desalcoholación-condensación sub-producidos, como resultado de efectuar la reacción a una temperatura inferior. Además, el reactor de tipo mezcla total adiabático tiene una ventaja porque la capacidad del reactor puede ser hecha más pequeña, por ejemplo, $1/2-1/5$ en comparación con la del reactor de tipo de flujo de pistón, hasta cierto grado de conversión.

Sin embargo, una vez que la reacción ha transcurrido hasta cierto grado, la reacción llega a ser casi una reacción isotérmica incluso en la reacción en flujo de pistón, y el reactor de tipo de mezcla total requiere un tiempo de permanencia muy prolongado para obtener un grado de conversión más allá de un cierto nivel. Por lo tanto, si la reacción hubiera de efectuarse al grado deseado de conversión, solo en la zona de reacción de tipo de mezcla total, el tamaño del reactor tendría que ser muy grande.

Además, cuando los hidrocarburos no aromáticos se encuentran contenidos en el material de partida, algunos de ellos no son afectados debido a la amplia distribución de tiempos de permanencias y se descargan sin reaccionar sin ser descompuestos en gases hidrocarbonados ligeros que tienen 1-3 átomos de carbono. Estos hidrocarburos no aromáticos sin reaccionar dan una mezcla azeotrópica con el benceno producido en la hidrodesealcoholación, y por consi-

419405



guiente no pueden ser separados fácilmente por destilación.

5 La presencia de tal mezcla azeotrópica en el producto final conduce, naturalmente, a una pureza inferior del benceno producido, lo que da lugar a una disminución del punto de congelación, a un ensanchamiento del intervalo de destilación, una deterioración en el ensayo de coloración con ácido sulfúrico etc.

10 Con el fin de superar este problema, es necesario que estos hidrocarburos no aromáticos se conviertan completamente en la zona de reacción en hidrocarburos ligeros que puedan ser separados fácilmente del producto líquido en un separador líquido-gas.

15 Se ha encontrado que los hidrocarburos no aromáticos se convierten completamente en hidrocarburos ligeros disponiendo la segunda o subsiguientes zonas de reacción de tipo de flujo de pistón adiabáticas conectadas en serie con la zona de reacción de tipo de mezcla total de una primera etapa de reacción. En la zona de reacción de tipo de
20 flujo de pistón adiabática, la distribución de tiempos de permanencias es más estrecha y no se produce paso en derivación de los reaccionantes; en otras palabras, se dispone un tiempo de permanencia igual para cada parte del fluido de reacción. Por lo tanto, a medida que transcurre la reac-
25 ción hasta cierto grado y la concentración de los reaccio-

419405 17



5 nantes en el fluido de reacción disminuye, la zona de reacción de tipo mezcla total requiere una capacidad muy grande para el reactor con el fin de efectuar la reacción más allá de tal punto, mientras que en la zona de reacción de tipo de flujo de pistón, donde no tiene lugar el paso en derivación, el reactor puede ser de capacidad más pequeña comparado con el de la zona de reacción de tipo de mezcla total.

10 Por consiguiente, en el procedimiento de este invento se dispone que la segunda y subsiguientes etapas de la reacción sean zonas de reacción de tipo de flujo de pistón, y se dispone, que cuando los hidrocarburos alcohil-aromáticos sin reaccionar descargados de la primera etapa se hidrodeshalcoholan hasta el grado deseado de conversión, los
15 hidrocarburos no aromáticos contenidos en el material de partida sean convertidos completamente en gases hidrocarbonados ligeros.

20 Al efectuar la mezcla total en la primera etapa del procedimiento de este invento, la disposición de un agitador en el reactor es deseable como en el reactor usual de fase líquida. Sin embargo, la agitación de un gas a elevada temperatura bajo tan alta presión como en la presente
reacción, por ejemplo 1-60 kg/cm² (manométricos), y preferiblemente 10-40 kg/cm² (manométricos), no es una cosa fácil
25 debido a la dificultad mecánica implicada en la inser-



5 ción del agitador en el reactor. Por consiguiente, en el procedimiento de este invento es adecuado adoptar un reactor de recirculación interna de tipo chorro que utiliza la energía cinética de los gases en movimiento o un camino de mezcla interna para alimentar un fluido desde una dirección tangente del cilindro a lo largo de la pared interior del mismo.

10 Los reactores que pueden emplearse en el procedimiento de este invento en la segunda y subsiguientes etapas pueden ser de tipo cilíndrico hueco adiabático usuales y pueden estar rellenos con anillos Raschig o rellenos de porcelana con el fin de hacer que el flujo sea más uniforme. Si es necesario, el hidrógeno puede alimentarse a la mezcla de reacción como agente de enfriamiento entre
15 los reactores primeros y los de las etapas subsiguientes.

Los materiales de partida que pueden emplearse en el procedimiento de este invento son hidrocarburos alcohol-aromáticos o fracciones hidrocarbonadas que los contienen. Incluyen hidrocarburos alcohol-aromáticos tales como tolueno, xileno, etilbenceno, propilbenceno, metiletilbenceno, trimetilbenceno y dietilbenceno, y fracciones hidrocarbonadas que contienen hidrocarburos no aromáticos tales como parafínicos, nafténicos y olefínicos.
20

25 El gas hidrógeno que contiene impurezas tales como gases hidrocarbonados ligeros, por ejemplo, metano, eta-

419405



no y propano, monóxido de carbono y dióxido de carbono puede emplearse en el procedimiento de este invento sin dar ningún resultado adverso siempre que la pureza del mismo sea mayor del 40% en volumen, y preferiblemente mayor del 60% en volumen.

5

La cantidad de hidrógeno que ha de alimentarse a la zona de reacción es preferiblemente mayor de un mol, y más preferiblemente de 2 a 10 moles, por cada mol de material de partida. El empleo de menos de 2 moles de hidrógeno por cada mol de material de partida conduce a una disminución en el grado de desalcoholación y aumenta la formación de material alquitranoso que se produce como subproducto en la reacción de hidrodesealcoholación, disminuyendo por tanto el rendimiento de los hidrocarburos aromáticos. Además, algunas veces da lugar a la obstrucción del reactor debido a la formación de carbono. Sin embargo, el empleo de cantidades excesivas de hidrógeno, por ejemplo más de 10 moles por cada mol de material de partida no da ningún aumento particular en el efecto y por lo tanto no es económico.

10

15

20

Las temperaturas en las zonas de reacción en el procedimiento de este invento son preferiblemente de 580°C a las cuales la reacción se inicia hasta 800°C, y la presión es de 1-60 kg/cm² (manométricos), y preferiblemente 10-40 kg/cm² (manométricos) desde el punto de vista económico,

25



aunque las presiones superiores, son como se ha descrito anteriormente las más ventajosas teóricamente.

5 En resumen mediante la disposición de dos o más zonas de reacción separadas en el procedimiento de hidrodesalcoholación de acuerdo con este invento, se han puesto de manifiesto muchas ventajas mencionadas a continuación, todas las cuales contribuyen a la hidrodesalcoholación económica de los hidrocarburos a escala comercial, es decir:

10 (1) Se puede hacer más fácil el control de la temperatura en la zona de reacción altamente exotérmica.

(2) El material de partida puede alimentarse a la zona de reacción a baja temperatura.

15 (3) La recirculación del producto para el control de la temperatura de reacción no es necesaria.

(4) No se requiere inyección de hidrógeno o gas inerte como agente de enfriamiento para el control de la temperatura en la zona de reacción.

20 (5) Puede obtenerse un producto desalcoholado de alta pureza, y

(6) Convenientemente puede utilizarse un reactor de menor capacidad.

25 Los siguientes Ejemplos servirán para ilustrar el

419405



invento:

EJEMPLO 1

5 El residuo craqueado producido como subproducto en el craqueo con vapor de agua de nafta en la producción de etileno fue hidrogenado y el producto fue empleado como material de partida. El material tenía un margen de ebullición de aproximadamente 65-180°C y la composición era como se muestra a continuación:

Hidrocarburos aromáticos		
10	Benceno	25,5 % en peso
	Tolueno	21,0 "
	Xileno	15,7 "
	Hidrocarburos no aromáticos	<u>37,8 "</u>
	Total:	100,0

15 Después de que el aceite de partida anteriormente mencionado fue mezclado con 6 moles de hidrógeno puesto a presión a aproximadamente 23 atmósferas por cada mol de dicho aceite de partida, y calentado en un calentador previo hasta 510°C, la mezcla resultante fue introducida en la primera etapa, es decir en una zona de reacción de tipo de mezcla total y subsiguientemente en una segunda etapa, es decir en una zona de reacción de tipo de flujo de pistón. Cuando se hubo convertido el 85% de los hidrocarburos alcohol-aromáticos, la temperatura en la salida de la primera zona de reacción era 670°C y la de la segunda zona de reacción era

20

25

419405

17 NOV.



680°C. La composición del producto resultante se muestra en la Tabla 1 que se presenta más adelante.

Ejemplo Comparativo Nº 1

5 Se empleó hidrógeno y el mismo material que en el Ejemplo 1 que fueron mezclados de acuerdo con los mismos métodos que se han descrito allí y calentados hasta 630°C en el calentador previo, y la mezcla resultante se alimentó a una zona de reacción de tipo de flujo de pistón que corresponde a la segunda etapa del Ejemplo 1. Cuando se hubo convertido el 85% de los hidrocarburos alcohol-aromáticos, la temperatura en la salida de la zona de reacción era de 800°C y la composición del producto resultante se muestra en la Tabla 1 que aparece más adelante:

Ejemplo Comparativo Nº 2

15 Se empleó el mismo material que en el Ejemplo 1 e hidrógeno que fueron mezclados y calentados de acuerdo con los mismos métodos que se han descrito allí y la mezcla resultante se alimentó a una zona de reacción de tipo de mezcla total que corresponde a la primera etapa del Ejemplo 1. Cuando se hubo convertido el 85% de los hidrocarburos alcohol-aromáticos, la temperatura en la salida de la zona de reacción era 680°C y la composición del producto resultante se muestra en la siguiente Tabla 1 que también presenta los resultados obtenidos en el Ejemplo 1 y en el

20

25 Ejemplo Comparativo 1:

419405



TABLA 1
Composición de los productos †

Productos	Ejemplo 1	Ejemplo Com- parativo 1	Ejemplo Com- parativo 2
5 Benceno	47,3	42,0	47,2
Tolueno	5,2	5,2	5,3
Xileno	1,0	1,1	1,0
No aromáti- cos	-	-	5,0
10 Materia alqui- tranosa	3,3	8,2	3,2

† % en peso basado en el
aceite de partida

Como puede advertirse de lo anterior, en el Ejem-
plo Comparativo nº 1, la temperatura de reacción se elevó
15 hasta 800°C y la formación de materia alquitranosa fue au-
mentada, lo que a su vez, disminuyó el rendimiento en ben-
ceno.

En el Ejemplo Comparativo 2 aunque la formación
de materia alquitranosa fue disminuida debido a la inferior
20 temperatura de reacción, existe el inconveniente de que da
más hidrocarburos no aromáticos que no se habían descompues-
to.

En el procedimiento de este invento, por otra par-
te, la formación de materia alquitranosa está disminuida
25 debido a la menor temperatura de reacción y los hidrocarbu

419405

17



ros no aromáticos se descomponen completamente y dejan de existir.

EJEMPLO 2

5 Las reacciones de hidrodeshalcolación del tolueno se efectuaron empleando tres tipos diferentes de reactores, es decir (1) un reactor de tipo de flujo de pistón adiabático, (2) un reactor de tipo de mezcla total adiabático, y (3) una combinación de un reactor de tipo de mezcla total adiabático y un reactor de tipo de flujo de pistón adiabático.

10 Las reacciones se efectuaron bajo condiciones que incluyen una temperatura de alimentación de 630°C, una presión de alimentación de 25 atmósferas y un caudal de alimentación de 92 kg/hora de tolueno, y las capacidades de estos diversos tipos de reactores requeridas para convertir el 90% del tolueno alimentado eran las siguientes:

	Tipo de reactor	Capacidad requerida	Relación relativa de la capacidad requerida
20	Tipo de flujo de pistón adiabático	1,45 m ³	1,92
	Tipo de mezcla total adiabático	1,08 m ³	1,43
25	Combinación del tipo de mezcla total adiabático y del tipo de flujo de pistón adiabático	0,775 m ³	1,00

419405



Como puede advertirse de lo anterior, los procedimientos de la técnica anterior requieran capacidades más grandes para el reactor en 1,4 - 1,9 veces en comparación con el procedimiento de este invento.

5

REIVINDICACIONES

10

Los puntos de invención propia, no nueva, pero no establecida, practicada ni divulgada en España, que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Introducción, por DIEZ años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

15

20

25

1ª.- Un procedimiento para la hidrodeshidratación térmica no catalítica de hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol que comprende calentar previamente aceites hidrocarbonados que contienen un hidrocarburo aromático sustituido por alcohol o una mezcla de hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol e hidrocarburos no aromáticos, junto con hidrógeno, y hacer pasar la mezcla previamente calentada a través de al menos dos zonas de reacción, siendo la primera de dichas zonas de reacción un reactor de tipo de mezcla total y la zona de reacción subsiguiente un reactor de tipo de flujo de pistón.

14.11.73

- 22 -

419405



2ª.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1ª, en donde dicho hidrógeno se emplea en una cantidad de 2 a 10 moles por cada mol de hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol de partida, las temperaturas de la zona de reacción son de 580 a 800°C y la presión es de 1 a 60 Kg/cm² (manométricos).

3ª.- Un procedimiento para la hidrodeshidratación térmica no catalítica de hidrocarburos aromáticos sustituidos por alcohol.

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

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

Madrid,

17 NOV. 1973

P.A.

Fernando de Eizaburu
Por Fodex *Arte*

14.11.73

IAG/

MA