

421983

28 FEB.



421983

P.- 56.333

Dow Case No. 15.539-F

MEMORIA DESCRIPTIVA

Inventor: CO7C

para solicitar PATENTE DE INVENCION por 20 años

a nombre de THE DOW CHEMICAL COMPANY

entidad norteamericana

establecida en 2030 Abbott Road, Midland, Michigan,  
Estados Unidos de América.

por: "UN PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA DESHIDROGENAR UN  
HIDROCARBURO AROMATICO ALCOHILADO"

(Clase Internacional CO7c)

421983

26 FEB 1953



5 El procedimiento de manufacturar hidrocarburos  
aromáticos, tal como estireno, pasando rápidamente hidro-  
carburos aromáticos alcoholados y vapor de agua a altas  
temperaturas sobre un lecho catalizador adecuado es co-  
10 nocimiento común en la técnica y se ha practicado comer-  
cialmente con amplitud. Por ejemplo, en la producción de  
estireno, el método usual consiste en mezclar vapor de  
agua sobrecalentado y etilbenceno vaporizado en la pro-  
porción correcta para producir la deseada temperatura de  
15 reacción y después pasar la mezcla a través de un reactor  
catalítico con lo cual se produce la deshidrogenación del  
etilbenceno a estireno.

15 Se sabe que la deshidrogenación de un hidrocar-  
buro aromático alcoholado es una reacción fuertemente en-  
dotérmica. Por lo tanto, la cantidad de hidrocarburo des-  
hidrogenado depende de la cantidad de calor suministrada  
al reactor por unidad de hidrocarburo aromático alcoholado.  
En los antiguos métodos de producción de estireno,  
eran de uso común dos tipos de reactores. Eran (1) un le-  
20 cho fijo y macizo de catalizador donde el calor de reac-  
ción se suministra únicamente por vapor de agua sobrecalen-  
tado añadido con la alimentación de hidrocarburo y (2) un  
reactor tubular donde el calor se suministra a través de  
las paredes de los tubos por medio de gas de combustión  
25 en contacto con el exterior de los tubos para mantener una

421983

28 F



temperatura de reacción más constante. En el lecho fijo macizo, la aportación de calor y por lo tanto la conversión de hidrocarburo alcoholado pueden aumentarse aumentando la cantidad o la temperatura del vapor de agua sobrecalentado añadido con la alimentación al reactor. Sin embargo, esto debe equilibrarse con la producción de subproducto y el coste del propio vapor de agua; y hablando de un modo general, a mayor temperatura del vapor de agua al reactor menor rendimiento. Las mismas consideraciones se aplican generalmente al reactor tubular.

Se han intentado otros métodos para aumentar la conversión de deshidrogenación manteniendo el rendimiento. Con el paso de los años se han mejorado los catalizadores cambiando constituyentes y el tamaño de las partículas y se han rediseñado los reactores para sacar mayor ventaja del calor. Estos sistemas, sin embargo, parecen limitados a conversiones de 38-40% a escala industrial si se ha de obtener un rendimiento razonable.

En procedimientos más recientes, se emplean reactores múltiples y el calor requerido para mantener la reacción se suministra entre las etapas de reacción. Un método para suministrar tal calor se muestra en U.S. 3.118.006 (Lovett y otros) en donde el vapor de agua se añade directamente al efluente de un reactor para aumentar la temperatura de la mezcla de la reacción antes de entrar al siguiente

421983

20 FEB. 1974



te reactor. Con este método de emplear reactores múltiples e inyección directa de vapor de agua entre las etapas de reacción pueden obtenerse conversiones tan altas como 50% mientras que el rendimiento de estireno se mantiene en un nivel deseable, por ejemplo 90% o superior. Sin embargo, incluso las más recientes innovaciones y diseños de procesos parecen incapaces de aumentar la conversión de hidrocarburo aromático alcoholado sustancialmente por encima del 50% sin afectar adversamente al rendimiento del deseado hidrocarburo vinil-aromático.

Durante muchos años se ha aceptado en el campo de la deshidrogenación de hidrocarburos alcohol-aromáticos, que a medida que la conversión se aumente decrecerá correspondientemente el rendimiento del producto deseado. Es evidente, por lo tanto, que un proceso que proporcionara mayores conversiones con el mismo rendimiento sería extraordinariamente atractivo desde un punto de vista comercial y una aportación muy deseable a la técnica de la deshidrogenación de hidrocarburos alcohol-aromáticos.

Se ha aceptado del mismo modo en la técnica que si se emplea vapor de agua para suministrar calor a la alimentación de hidrocarburo por contacto directo, dicho vapor de agua no puede estar a una temperatura superior a 800°C. sin afectar adversamente al rendimiento del producto deseado. Se han evitado las temperaturas de vapor de

421983

20 FEB 1974



5 agua superiores a 800°C. debido al rápido termocraqueo que ocurre normalmente al contacto entre la alimentación de hidrocarburo y el vapor de agua a alta temperatura. Sin embargo, puesto que el uso de vapor de agua a mayor temperatura permitiría el manejo en esta reacción de volúmenes mucho más pequeños de vapor de agua, el uso de tal vapor de agua sería muy deseable si se pudiera emplear sin un aumento indebido de la degradación térmica de los hidrocarburos presentes en la corriente de alimentación.

10 El presente invento comprende una mejora en la deshidrogenación de hidrocarburos aromáticos alquilados en los que el hidrocarburo se combina con vapor de agua sobrecalentado en una zona catalizadora de deshidrogenación. La mejora consiste en dividir las corrientes iniciales de hidrocarburo y de vapor de agua en una pluralidad  
15 de corrientes alternadas de hidrocarburo y de vapor de agua para conseguir con ello la mezcla rápida y completa de vapor de agua e hidrocarburo al entrar en la zona catalizadora.

20 La Figura 1 es una vista en sección longitudinal de una realización del dispositivo mezclador empleado en el invento aquí descrito.

25 La Figura 2 es una vista en sección transversal del extremo superior de la realización de la Figura 1 tomada por la línea de sección 2-2.

421983

28 FEB 1953



La Figura 3 es una vista en planta del extremo inferior de la realización de la Figura 1.

La Figura 4 es una vista isométrica de otra realización del dispositivo mezclador empleado en el presente invento.

La Figura 5 es un diagrama de procesos esquemático que ilustra una realización del invento aquí descrito.

En una realización preferida de este invento, se usan dos o más reactores de deshidrogenación catalítica o lechos reactores, que funcionan en serie, con lo cual el hidrocarburo aromático alcoholado que ha de ser deshidrogenado se introduce en el primer reactor mezclado con sólo una fracción de la cantidad total de vapor de agua. Si se usan dos reactores, el efluente de dicho primer reactor se mezcla con el resto de la cantidad usual de vapor de agua en un dispositivo mezclador de múltiples salidas de corriente, como se define a continuación, y la mezcla se introduce en el segundo reactor donde se deshidrogena más hidrocarburo aromático alcoholado y el producto de hidrocarburo aromático sustituido con vinilo se recupera seguidamente por destilación. Este esquema puede repetirse para cualquier número de reactores en serie. Cuando el vapor de agua inyectado entre las etapas de la reacción se introduce y se mezcla con el efluente de la zona del primer reactor pasándolo a través de un dispositivo mezclador de múlt-

421983

28 FEB



tiples salidas de corriente, como se define a continuación, se ha encontrado que puede emplearse vapor de agua con una temperatura de unos 850°C a unos 1000°C para suministrar el calor necesario para elevar la temperatura de la corriente de hidrocarburo sin que se produzca un aumento perjudicial de la cantidad de termocraqueo y una consiguiente reducción de rendimiento.

Las Figuras 1, 2 y 3 ilustran una realización preferida de un dispositivo mezclador de corrientes múltiples empleado en el procedimiento del presente invento. En este mezclador, que generalmente se muestra en 9, el conducto 10, que contiene uno de los componentes a mezclar, está conectado al espacio de cabeza 11 en la brida 17. Desde el espacio de cabeza 11 el componente pasa a través de los tubos 12 que convergen en la abertura 13 del fondo del dispositivo de mezclado. El otro componente se introduce a través del conducto 14 en la cavidad 15. Este componente pasa a través de los espacios intersticiales 16 formados por los tubos 12. Por lo tanto, cuando los gases pasan desde el dispositivo de mezclado, las corrientes múltiples y relativamente pequeñas de hidrocarburo y vapor de agua a alta temperatura están dispuestas alternadas entre sí lo cual crea una yuxtaposición y un estrecho contacto tales que se produce un rápido mezclado después de que las corrientes salen del dispositivo de mezclado.

421983

28 FEB. 1974



La Figura 4 proporciona una vista isométrica de un diseño alternativo de un dispositivo de mezclado de corrientes múltiples. Una serie de tubos concéntricos forman los espacios anulares 40, 41, 42, 43 y 44. Por lo tanto, para conseguir el mezclado a la salida de los componentes de vapor de agua e hidrocarburo, se introduce una corriente de hidrocarburo en espacios anulares alternados, por ejemplo 40, 42 y 44, mientras que se introduce vapor de agua a alta temperatura en los espacios anulares restantes, por ejemplo 41 y 43. Se puede proporcionar un mayor o menor número de tales espacios según se requiera.

La Figura 5 muestra un esquema de procesos en sección transversal que representa el invento aquí descrito. Como ejemplo, en la producción de estireno a partir de etilbenceno, las condiciones siguientes, aplicadas al esquema de procesos de la Figura 1, son ilustrativas, pero no limitativas, del invento:

Se hace pasar un caudal de 45,36 kg/hr de etilbenceno vaporizado a unos 580°C a través del conducto 10 y se mezcla con unos 27,21 kg/hr de vapor de agua sobrecalentado que vienen del conducto 14 a unos 850°C cuando las dos corrientes salen del mezclador de salida de corrientes múltiples 9. La mezcla pasa a través del conducto 53 al primer reactor 54 a una temperatura de reacción de unos 650°C. El etilbenceno se deshidrogena en el reactor por contacto

421983

201-2-1974



5 con un lecho fijo de catalizador 55 que tiene una composición de 86,8% de óxido férrico, 1,6% de óxido de cromo y 11,9% de potasio, calculado como carbonato de potasio, y que está en forma de bolas de 4,7 mm. El efluente extraído del primer reactor 54 está a una temperatura de aproximadamente 640°C. Luego, se mezclan con este efluente 22,7 kg/hr de vapor a unos 1000°C que salen del conducto 14 a medida que el vapor y el efluente pasan del mezclador de salida 9, a través del conducto 58, al segundo reactor 59 a unos 670°C.

15 Los reactivos pasan a través de un segundo lecho de catalizador de deshidrogenación y salen del segundo reactor a unos 650°C. Aproximadamente un 45% del etil-benceno originalmente introducido en el primer reactor se ha convertido ya, del cual el 95% es estireno. La corriente total pasa del segundo reactor a través del conducto 61 a un tercer mezclador a unos 650°C en donde se añaden 6,8 kg/hr adicionales de vapor de agua a unos 1000°C; de ahí la mezcla pasa a un tercer reactor a una temperatura de unos 660°C en donde más etil-benceno se convierte en estireno. Así, después de la reacción de la tercera etapa aproximadamente un 65% de etil-benceno se ha convertido en un producto del cual 91% es estireno. Entonces se enfría la corriente hidrocarburo-vapor de agua, se condensa y se separa, siguiendo una destilación de la porción

421983



5 hidrocarbonada para separar el estireno que después se purifica por otra destilación más. Incluso con tales conversiones relativamente altas, los rendimientos de estireno a partir de etil-benceno son por lo menos iguales a los rendimientos obtenidos con técnicas convencionales de des-  
hidrogenación. Aunque los dibujos muestran más de un recipiente, es obvio que todos los lechos reactores pueden estar en el mismo recipiente.

10 Este método se repite para cualquier número de reactores en serie, pero el uso de tal inyección de vapor de agua entre dos o tres etapas de reacción es usualmente lo más práctico. Así, con este medio, se consigue el objeto de inyectar más energía calorífica a la reacción para llevarla hacia una conversión más alta sin producir excesivo termocraqueo. Es posible, por lo tanto, siguiendo el  
15 procedimiento de este invento, emplear vapor de agua con temperaturas superiores a 800°C para producir conversiones más altas del hidrocarburo aromático alcoholado sin reducir el rendimiento de los hidrocarburos aromáticos sustituidos con vinilo a un nivel antieconómico.  
20

25 La ventaja particular de este invento es la conversión significativamente aumentada de hidrocarburo aromático alcoholado en hidrocarburo aromático sustituido con vinilo lo cual no se esperaba en vista de las numerosas modificaciones de procedimientos en la técnica anterior que

421983



no fueron lo suficientemente importantes para justificar cambios o adiciones al método usual o normal de deshidrogenación de hidrocarburos aromáticos alcoholados usados predominantemente en la industria.

5                   Puesto que en la práctica comercial la alimentación a los reactores de deshidrogenación y los efluentes de ellos contienen vapor de agua e hidrocarburos diferentes de los hidrocarburos aromáticos sustituidos con vinilo, estas corrientes son frecuentemente designadas en esta memoria como la "corriente de hidrocarburo" para simplificar y distinguirlas del vapor de agua empleado para suministrar calor a la reacción.

10                   Los términos, "dispositivo mezclador de salida de corrientes múltiples", "dispositivo mezclador de salida",  
15                   "dispositivo mezclador" y "mezclador de tubos múltiples", tal como se usan en esta memoria se refieren a un dispositivo como el que se muestra en las Figuras 1, 2, 3 y 4 que comprende una multiplicidad de zonas sustancialmente tubulares capaces de recibir dos corrientes separadas en espacios  
20                   tubulares alternados. Tales corrientes no entran en contacto entre sí en el interior del dispositivo mezclador sino que se dividen dentro de él en una pluralidad de corriente alternadas de modo que al salir del dispositivo mezclador  
25                   las corrientes relativamente menores y yuxtapuestas de hidrocarburo y vapor de agua se mezclan a fondo y rápidamente según

421983

28 FEB 1974



5 pasan a la siguiente zona de reacción. Este mezclado a fondo y rápido reduce el termocraqueo hallado normalmente cuando se inyecta vapor de agua a alta temperatura directamente en una corriente de hidrocarburo en una cantidad suficiente para calentar tal corriente a temperaturas adecuadas para la deshidrogenación.

10 Cualquiera de los catalizadores de deshidrogenación conocidos puede emplearse en el procedimiento de este invento pero el catalizador preferido contiene predominantemente  $Fe_2O_3$  mezclado con  $K_2O$  y  $Cr_2O_3$  pero puede contener activadores adicionales, estabilizadores o reguladores de área superficial.

15 Se ha determinado que el presente método puede funcionar con un total de desde 0,68 kg de vapor de agua hasta 4,53 kg de vapor por 0,4536 kg de hidrocarburo aromático alcoholado. Sin embargo, por razones prácticas de economía de funcionamiento el margen preferido es de 0,9 - 1,4 kg de vapor de agua total por 0,4536 kg de hidrocarburo aromático alcoholado.

20 El tamaño del reactor no tiene ninguna relación con el funcionamiento del invento pero se supone que se usará el tamaño óptimo para dar el tiempo de permanencia adecuado, como es usual en este tipo de reactor de deshidro  
25 genación. La configuración del reactor es igualmente sin importancia mientras se consiga una caída de presión a tra-

421983

28 FEB.



vés del reactor relativamente baja. Esta reacción puede practicarse en un reactor de lecho fijo, un reactor tubular o un reactor de lecho fluidizado con el mismo éxito. En este invento pueden usarse reactores múltiples, dependiendo de la economía de la situación, dentro del margen de 2 a 5 reactores en una serie. Sin embargo, para la combinación más deseable de conversión de hidrocarburo aromático alcoholado y rendimientos aceptables, el número preferido de reactores es usualmente 2 ó 3. Incluso aunque se prefieren etapas de reacción múltiples, la inyección de vapor de agua de la manera de este invento es igualmente ventajosa en una etapa de reacción única empleando un lecho fijo y macizo de catalizador si se mezcla la alimentación aromática sustituida con alcoholo total y el vapor de agua total antes de entrar al lecho catalizador en el reactor.

Si se emplean reactores múltiples, se añade suficiente vapor de agua entre los reactores para proporcionar el calor necesario para elevar la temperatura de la mezcla a la temperatura de reacción requerida. Para un sistema de dos reactores, la división de vapor de agua entre la entrada del primer reactor y la entrada del segundo reactor puede ajustarse usualmente entre unas proporciones de 1:3 y 3:1 pero la proporción preferida es usualmente de 2:3 a 3:2.

421983

28 FEB



5 Por un procedimiento similar, pueden deshidro-  
genarse otros hidrocarburos aromáticos alcoholados tales  
como isopropilbenceno, dietilbenceno, etilnaftaleno, etil  
clorobenceno para producir los correspondientes hidrocar-  
buros aromáticos sustituidos con vinilo.

10 La reacción de deshidrogenación se lleva prefe-  
riblemente a una temperatura de entre unos 550°C y unos  
700°C pero el margen preferido para la reacción es usual-  
mente de entre unos 620°C y unos 685°C para la mayoría de  
los catalizadores de deshidrogenación actuales.

15 Las ventajas del presente invento se consiguen  
empleando vapor de agua que tenga una temperatura de entre  
unos 825°C y unos 1000°C para recalentar el efluente del  
reactor como se describe en esta memoria. En la mayoría  
de los casos se prefiere emplear para este fin vapor de  
20 agua que tiene una temperatura de entre unos 870°C y unos  
900°C. Si se emplean etapas de reacción múltiples no se re-  
quiere usualmente emplear vapor de agua de temperatura tan  
alta para calentar la alimentación a la etapa del primer  
reactor pero es necesario para las etapas siguientes y pue-  
de usarse también para la etapa de la primera reacción. Pa-  
ra tal primera etapa, puede también emplearse vapor de  
agua con una temperatura de entre unos 650°C y unos 825°C.

Ejemplo 1

25 Como se ilustra en la Figura 5, se conectaron

28 FEB.



421983

en serie tres reactores adiabáticos de lecho radial y las alimentaciones de hidrocarburo y de vapor de agua a cada reactor se hicieron pasar primero a través de un dispositivo mezclador de salida de tubos alternados como se ilustra en la Figura 1. El catalizador empleado fue un catalizador de deshidrogenación corriente con una densidad aparente de 1,33 g/cc y un área superficial de 2,04 m<sup>2</sup>/g y un contenido de 70,0% de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, 13,0% de K<sub>2</sub>O, 1,5% de Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, y 2,6% de V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>. El volumen total del catalizador fue 15,66 dm<sup>3</sup> con 3,60 dm<sup>3</sup> en el primer reactor, 4,54 dm<sup>3</sup> en el segundo reactor y 7,51 dm<sup>3</sup> en el tercer reactor.

En el lado tubular del primer dispositivo mezclador se introdujeron 5,44 kg de vapor de agua y 13,72 kg/hr de una corriente de hidrocarburo que contenía 97,01% en peso de etilbenceno, 0,27% en peso de benceno, 2,62% en peso de tolueno y 0,13% en peso de estireno. La temperatura de esta corriente de hidrocarburo-vapor de agua al pasar al mezclador fué 588°C. En el lado de cuerpo del mezclador se introdujeron 8,21 kg/hr de vapor de agua a una temperatura de 872°C. La corriente mezclada se hizo pasar del mezclador al lecho catalizador a una temperatura de 654°C, y se hizo pasar a través del lecho catalizador al cuerpo envolvente exterior del reactor para formar una corriente efluente con una temperatura de 645°C. Esta corriente efluente se hizo pasar a través del lado tubular

421983

28 FEB.



5 del segundo mezclador. Al lado de cuerpo envolvente del  
mezclador se añadieron 6,85 kg/hr de vapor de agua a  
1000°C. La corriente mezclada que pasaba al segundo le-  
cho catalizador tenía una temperatura de unos 672°C y, des-  
10 pués de pasar a través del lecho, formaba un efluente del  
segundo reactor que tenía una temperatura de 651°C. El  
efluente se hizo pasar de nuevo a través del lado tubular  
de un mezclador en donde se introdujeron 6,85 kg/hr de va-  
por de agua a 1000°C al lado de cuerpo envolvente. Después  
10 de mezclarse en el conducto de debajo del mezclador, la  
corriente tenía una temperatura de 662°C y entró en el ter-  
cer reactor a tal temperatura. El efluente del tercer reac-  
tor mostró una conversión de etilbenceno del 66,3% en pe-  
so y un rendimiento de estireno del 90,7% en peso.

15 Con fines comparativos, se emplearon el mismo  
sistema de reactor y el mismo catalizador bajo sustancial-  
mente las mismas condiciones de reacción excepto que se  
emplearon mezcladores corrientes "T" en lugar de los dis-  
positivos mezcladores de tubos alternados. El vapor de  
20 agua empleado en los 3 dispositivos mezcladores estaba a  
temperaturas de 757°C, 910°C y 916°C respectivamente. Los  
resultados mostraron una conversión de etilbenceno de 43,6  
y un rendimiento de estireno de 92,1.

25 De este modo se ve que se ha conseguido una me-  
jora de más del 20 por ciento en conversión mientras que

421983

28 FEB.



el rendimiento de estireno permanece en más del 90 por ciento.

Ejemplos 2-6

5 En la tabla siguiente se muestran más ejemplos comparativos. Nótese que el uso de vapor de agua a 1000°C en los mezcladores de tubos múltiples ("MT") segundo y tercero no afectó de modo nocivo al rendimiento, mientras que las conversiones mejoraron debido a la excelente mezcla conseguida por el mezclador de tubos alternados. Los  
10 dispositivos mezcladores "T" usados en los ejemplos 3 y 5 son representativos de la técnica conocida.



2

421800

421800

TABLA

Ejemplo No.	Reactor No.	Kgs. vapor de agua por hr.	Temp. va- por de agua °C	Kgs. HC* por hr	Proporción S/O**	Tubo mez- clador de vapor	Temp. (°C) salida del mezclador	Conv.	Rendimiento
2 Mezcla- dor "MT"	1	(45,17)	868	13,70	0,96	609	658	24,5	92,5
	2	7,98	1000	13,70	1,49	647	667	45,9	92,2
	3	7,12	1000	13,70	2,01	644	655	67,1	91,1
	Total	7,16	---	13,70	---	---	---	67,9	90,3
3 Mezcla- dor "T"	1	(45,62)	737	13,51	1,03	670	654	10,5	91,1
	2	8,34	888	13,51	1,55	620	657	20,7	92,0
	3	7,02	838	13,51	2,07	602	659	31,3	91,2
	Total	7,02	---	13,51	---	---	---	30,2	92,4
4 Mezcla- dor "MT"	1	(45,49)	872	13,89	1,01	584	654	20,4	93,2
	2	8,39	1000	13,89	1,51	643	672	43,4	91,1
	3	6,85	1000	13,89	2,01	651	660	65,6	91,0
	Total	6,89	---	13,89	---	---	---	64,5	90,1
5 Mezcla- dor "T"	1	(45,30)	773	13,51	1,03	687	667	11,3	90,0
	2	8,65	921	13,51	1,54	630	663	27,9	91,0
	3	6,85	916	13,51	2,04	608	665	46,5	90,8
	Total	6,75	---	13,51	---	---	---	47,9	91,0
6 Mezcla- dor "MT"	1	(45,44)	870	13,89	0,99	586	651	19,9	92,7
	2	8,16	1000	13,89	1,49	640	662	40,0	92,2
	3	6,89	1000	13,89	2,00	642	655	62,2	91,7
	Total	6,94	---	13,89	---	---	---	64,5	91,0

\* HC = alimentación de hidrocarburo comprendiendo 95% de etil benceno.

\*\* Proporción S/O = Kgs. de vapor de agua/kg. de etilbenceno

42100

TABLA

Ejemplo No.	Reactor No.	Kgs. vapor de agua por hr.	Temp. va- por de agua °C	Kgs. HC*	Propc S/O**
2 Mezcla- dor "MT"		(+5,17)			
	1	7,98	868	13,70	0,96
	2	7,12	1000	13,70	1,49
	3	7,16	1000	13,70	2,01
	Total	27,43	-----	13,70	-----
3 Mezcla- dor "T"		(+5,62)			
	1	8,34	737	13,51	1,03
	2	7,02	888	13,51	1,55
	3	7,02	838	13,51	2,07
	Total	28,00		13,51	-----
4 Mezcla- dor "MT"		(+5,49)			
	1	8,39	872	13,89	1,01
	2	6,85	1000	13,89	1,51
	3	6,89	1000	13,89	2,01
	Total	27,62	-----	13,89	-----
5 Mezcla- dor "T"		(+5,30)			
	1	8,65	773	13,51	1,03
	2	6,85	921	13,51	1,54
	3	6,75	916	13,51	2,04
	Total	27,55	---	13,51	-----
6 Mezcla- dor "MT"		(+5,44)			
	1	8,16	870	13,89	0,99
	2	6,89	1000	13,89	1,49
	3	6,94	1000	13,89	2,00
	Total	27,43	-----	13,89	-----

\* HC = alimentación de hidrocarburo comprendiendo 95% de etil bence

\*\* Proporción S/O = Kgs. de vapor de agua/Kg. de etilbenceno



22

421500

TABLA

Temp. va- por de agua °C	Kgs. HC* por hr	Proporción S/O**	Tubo mez- clador de vapor	Temp. (°C) salida del mezclador	% Acumulativo	
					Conv.	Rendimiento
868	13,70	0,96	609	658	24,5	92,5
1000	13,70	1,49	647	667	45,9	92,2
1000	13,70	2,01	644	655	67,1	91,1
----	13,70	----	---	---	67,9	90,3
737	13,51	1,03	670	654	10,5	91,1
888	13,51	1,55	620	657	20,7	92,0
838	13,51	2,07	602	639	31,3	91,2
	13,51	----	---	---	30,2	92,4
872	13,89	1,01	584	654	20,4	93,2
1000	13,89	1,51	643	672	43,4	91,1
1000	13,89	2,01	651	660	65,6	91,0
----	13,89	----	---	---	64,5	90,1
773	13,51	1,03	687	667	11,3	90,0
921	13,51	1,54	630	663	27,9	91,0
916	13,51	2,04	608	665	46,5	90,8
---	13,51	----	---	---	47,9	91,0
870	13,89	0,99	586	651	19,9	92,7
1000	13,89	1,49	640	662	40,0	92,2
1000	13,89	2,00	642	655	62,2	91,7
----	13,89	----	---	---	64,5	91,0

Comprendiendo 95% de etil benceno.

agua/Kg. de etilbenceno

421983

28 SEP



REIVINDICACIONES

5 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 que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10 1ª.- Un procedimiento mejorado para deshidrogenar un hidrocarburo aromático alcoholado por combinación del hidrocarburo con vapor de agua sobrecalentado en una zona que contiene un catalizador de deshidrogenación, en donde la mejora está caracterizada por la división de las corrientes iniciales de hidrocarburo y de vapor de agua sobrecalentado en una pluralidad de corrientes alternadas  
15 haciendo pasar dichas corrientes iniciales a través de un dispositivo mezclador, situado enfrente de la zona catalizadora, de modo que a la salida de dicho dispositivo mezclador a la zona catalizadora, las corrientes alternadas se mezclan a fondo y rápidamente.

20 2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª en donde el vapor de agua sobrecalentado está a una temperatura de entre 825º y 1000ºC.

25 3ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª ó 2ª en donde el dispositivo mezclador consiste en una pluralidad de tubos en el interior de un cuer-

421980

28 FEB



po envolvente tubular.

4ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1ª ó 2ª en donde el dispositivo mezclador consiste en una serie de tubos concéntricos.

5 5ª.- Un procedimiento mejorado para deshidrogenar un hidrocarburo aromático alcoholado.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

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

Madrid, 28 FEB. 1974

P.A.

15

Comité Arbitral  
Foro de Madrid  
*Arte*

(/)

28 FEB 1974



421983

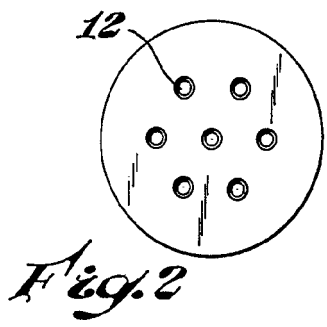


Fig. 2

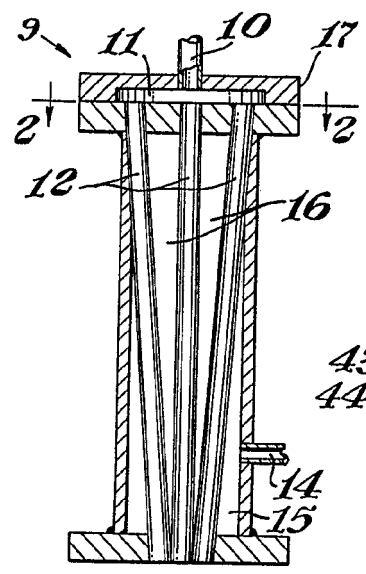


Fig. 1

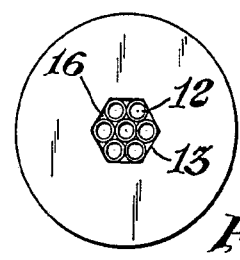


Fig. 3

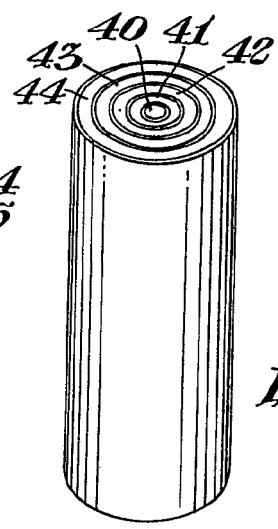


Fig. 4

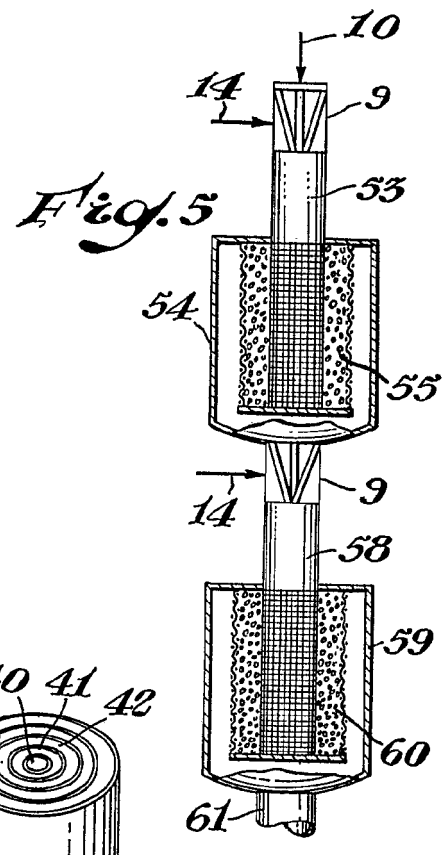


Fig. 5

Oscar de Bizoburu  
Per For...