

389059

389059



389059

389060

REC. TECNICA  
 CLASIFICACION I. P. A.  
 CLASE 210  
 SUBCLASE G

# MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

## PATENTE DE INTRODUCCION

SOLICITANTE: AIR PRODUCTS AND CHEMICALS, INC.

RESIDENCIA: P.O. Box 538, ALLENTOWN, Pennsylvania

18105, U.S.A.

ENUNCIADO: "UN METODO DE PURIFICACION Y DESALQUI  
 LACION DE HIDROCARBUROS ALQUILAROMATI  
 COS".

Prioridad: Patente ..... n.º ..... del .....

ML.

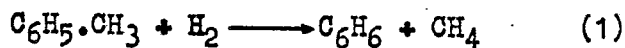


389060 - 9 MAR 1957

1           La presente invención se refiere a la purificación  
y desalquilación catalíticas de hidrocarburos bencenoides  
alquilados conteniendo de 7 a 9 átomos de carbono o más y  
trata más específicamente de la desalquilación, particular-  
5           mente desmetilación, de estos hidrocarburos, especialmente  
cuando se aplica a su conversión en benceno.

En épocas anteriores, las demandas industriales de  
benceno, tolueno y xilenos, respectivamente, han mantenido  
un equilibrio bastante adecuado entre la demanda y la oferta  
10           de varios orígenes. Actualmente, existe una escasez en  
la oferta de benceno que podría ser superada por desalqui-  
lación de los hidrocarburos bencenoides alquilados, siem-  
pre que el aspecto económico de los procesos existentes  
fuera suficientemente atractivo. Las operaciones de refine-  
15           ría recientes, especialmente en la reformation de hidro-  
carburos de petróleo en el intervalo de ebullición de la  
gasolina, han constituido una rica fuente de tolueno que  
supera las demandas del mercado y que está disponible para  
su desmetilación a benceno.

20           Se conocen muchas operaciones en la técnica paten-  
tada y en la bibliografía anteriores para la desmetilación de  
los metilbencenos, pero muchas de estas adolecen de incon-  
venientes tales como grados de conversión relativamente ba-  
jos o escasa selectividad de la operación o ambos. La prin-  
25           cipal reacción implicada es bastante simple y puede efec-  
tuarse térmicamente (en ausencia de catalizador) como ilus-  
tra la reacción del tolueno con hidrógeno:

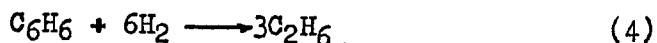
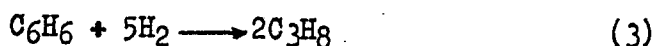
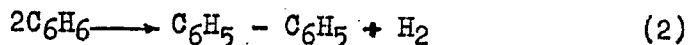


30           A las temperaturas requeridas para efectuar la conversión  
térmica a velocidades considerables (por encima de 663°C)

389060



1 también se provocan reacciones secundarias, que principal-  
mente dan lugar a la formación de metano así como etano,  
propano, difenilo, polímeros superiores del mismo e hidro-  
carburos gaseosos de bajo peso molecular, posiblemente me-  
5 diante los siguientes mecanismos sugeridos:



10 Un mecanismo análogo puede ser también el respon-  
sable de la formación de un depósito carbonoso sólido  
(cok).

15 La formación de estos productos secundarios, favo-  
recida por la temperatura más alta y/o por los mayores  
tiempos de reacción para obtener el grado deseado de con-  
versión del hidrocarburo alquilaromático, reduce el ren-  
dimiento de los productos deseados (v.g. benceno). Con ob-  
20 jeto de influir favorablemente en la velocidad de reacción,  
se ha sugerido el uso de un catalizador para acelerar la  
reacción principal deseada (desmetilación a benceno) con  
una menor energía de activación y permitir unas tempera-  
25 turas de reacción más bajas para una velocidad de reacción  
dada. Para que el catalizador produzca un beneficio prác-  
tico real, debe ser selectivo hasta el punto de que no  
acelere las reacciones secundarias por encima de unos lí-  
mites aceptables y debe tener una actividad específica su-  
ficientemente elevada a las temperaturas reducidas para  
provocar la reacción principal en el grado requerido. Des-  
30 graciadamente, muchos de los catalizadores que han sido  
sugeridos para este fin no aumentan la constante de veloci-  
dad de la reacción ( $k_T$ ) para la reacción principal, con

389060



1 respecto a la de la reacción no catalizada, en grado su-  
ficiente para permitir el uso de temperaturas de reacción  
adecuadamente bajas. Por esta razón, los procesos de hidro-  
desalquilación catalítica proyectados para trabajar a unas  
5 temperaturas medias del reactor superiores a 663°C ofrecen  
pocas o ninguna ventaja sobre la operación térmica. Este  
es el caso, por ejemplo, de los catalizadores propuestos  
en la patente inglesa nº 637.595 para desmetilar el metil-  
benceno, en la que el catalizador sugerido está constituí-  
do por alúmina activada con o sin cloruro de hidrógeno.  
10 También se ha propugnado el uso de catalizadores como  
sílice-alúmina u óxido de cromo-alúmina y de estos cata-  
lizadores preparados de forma especial; pero estos catali-  
zadores no han conseguido cumplir su objetivo, debido a las  
15 características particulares del catalizador como tal o,  
en ciertos casos, debido a que no son utilizados en las  
condiciones de operación apropiadas a las cuales podrían  
obtenerse totalmente los beneficios posibles del cataliza-  
dor.

20 Un objeto principal de la presente invención es  
proporcionar un procedimiento catalítico mejorado para la  
hidrodesalquilación de compuestos bencenoides alquilados,  
especialmente los de 7 a 9 átomos de carbono, cuyo procedi-  
miento es económicamente atractivo para la utilización co-  
mercial. Para conseguir este objeto, se han seleccionado  
25 y controlado el catalizador y las condiciones de procesado  
dentro de ciertos límites establecidos, con lo que se con-  
sigue un mayor volumen de la carga tratada mientras se man-  
tienen unos altos niveles de conversión y una selectivi-  
dad deseable en la reacción. Además, se consiguen largos  
30



389060

1 periodos de operación ininterrumpida que se aproximan o pa-  
san de varios meses o más, sin necesidad de regeneración o  
reactivación del catalizador.

5 De acuerdo con la invención, una carga de hidrocar-  
buros que comprende uno o más compuestos alquilaromáticos  
de 7 a 14 átomos de carbono se pone en contacto a una pre-  
sión parcial de hidrógeno superior a la atmosférica con un  
catalizador de óxido de cromo-alúmina especialmente prepa-  
rado, de elevada actividad específica en condiciones selec-  
10 cionadas, como temperatura y relación de hidrógeno a aromá-  
ticos controladas, efectuándose un rápido aumento exotérmi-  
co de la temperatura en la zona de reacción que normalmen-  
te se mantiene por debajo de una temperatura máxima de  
649°C. Además, las condiciones de operación están seleccio-  
nadas de forma que el tiempo de permanencia total de las  
15 sustancias reaccionantes en las zonas catalíticas (calcu-  
lado sobre los reactores vacíos) está comprendido general-  
mente entre 30 y 150 segundos aproximadamente y raras ve-  
ces requiere más de 180 segundos.

20 En la práctica preferida de la invención, la hidro-  
desalquilación catalítica se efectúa en una serie de zonas  
de reacción separadas en las que los productos reaccionan-  
tes y de reacción, al pasar por cada zona, experimentan un  
aumento exotérmico de la temperatura hasta alcanzar una  
25 temperatura de salida superior a 621°C pero inferior a  
663°C (basados estos datos en un catalizador limpio de gran  
actividad). El vapor efluente total de la primera zona de  
reacción y de cada una de las zonas intermedias es enfria-  
do inmediatamente a una temperatura más baja apropiada an-  
tes de ser admitido en la siguiente zona de reacción donde  
30

389060



1 las sustancias reaccionantes reaccionan de nuevo en presen  
cia de catalizador y con ello aumenta exotérmicamente su  
temperatura hasta el valor de salida establecido. Las reac-  
ciones repetidas con enfriamiento intermedio se prosiguen  
5 hasta que por lo menos el 50 % y preferiblemente no menos  
del 70 % de los productos alquilaromáticos presentes en la  
carga inicial han sido convertidos. En las condiciones de  
operación descritas, en una serie de dos a tres zonas de  
reacción catalítica con enfriamiento intermedio, es prác-  
10 ticamente factible la conversión de hasta el 85 % aproxima-  
damente de la carga. Si se desean niveles de conversión más  
altos, por ejemplo superiores al 90 % aproximadamente, es  
preferible emplear un mayor número de zonas de reacción.  
Debe entenderse que el grado de conversión de la alimenta-  
15 ción alquilaromática y la composición de los productos de  
reacción (distribución de productos) están gobernadas por  
la selección o control de las variables del proceso utiliza-  
zadas en la operación.

Estas variables son:

- 20 (1) El tiempo de permanencia total de las sustancias reac-  
cionantes en las zonas catalíticas;
- (2) La velocidad a la cual se introduce el gas conteniendo  
hidrógeno limpio;
- (3) La pureza del gas conteniendo hidrógeno limpio;
- 25 (4) La proporción global en que el gas, separado de los  
productos líquidos finales, es reciclado a la reacción
- (5) La pureza o concentración de hidrógeno en el gas reci-  
clado;
- (6) La presión total mantenida en el sistema;
- 30 (7) La temperatura máxima de las zonas de reacción;

389060



1 (8) La naturaleza específica y la actividad del catalizador empleado; y

(9) La temperatura de entrada de la carga a cada reactor.

5 Los factores nº 2 a 5, junto con el factor nº 6, establecen esencialmente la presión parcial de hidrógeno en el sistema. Debe mantenerse un nivel de hidrógeno tal que en todo momento se provean en las zonas de reacción una relación molar de hidrógeno a compuestos aromáticos

10 totales no inferior a 3:1 y preferiblemente de 4:1 como mínimo. Como parte del hidrógeno introducido es utilizado en la reacción y la presión parcial de los hidrocarburos aumenta simultáneamente por formación de metano y otros productos hidrocarbonados en forma de vapor o gas, la presión total y la composición de la carga a la entrada al

15 primer reactor debe ser generalmente tal que la presión parcial de hidrógeno sea como mínimo 350 psi (24,6 kg/cm<sup>2</sup>) y preferiblemente 400 psi (28 kg/cm<sup>2</sup>).

20 Bajo estas condiciones, la operación descrita puede llevarse a cabo con un nivel de producción de cok, en la conversión de tolueno a benceno, mantenido considerablemente por debajo de 0,1 % de cok por día, depositado sobre el catalizador, calculado sobre el peso de este último. La consecución de este nivel de cok desusadamente bajo, debido a la naturaleza del catalizador seleccionado y a las

25 condiciones de operación utilizadas, comprendida una elevada relación de hidrógeno a productos aromáticos, es importante no sólo desde el punto de vista de los beneficios inmediatos en el rendimiento de producto líquido valioso recuperado sino también, y más importante, desde el punto de

30 vista de periodos más prolongados de operación ininterrumpida.



389060 -9

1 pida y del mantenimiento de altos niveles de actividad del catalizador durante estos periodos como resultado del bajo contenido en cok.

5 La presión total en cada zona de reacción del sistema puede variar entre amplios límites, pero generalmente se mantiene por encima de 500 psig (35 kg/cm<sup>2</sup> manométricos). En algunos casos, pueden emplearse presiones de hasta 1500 psig (105 kg/cm<sup>2</sup> manométricos).

10 El intervalo de temperatura indicado es un factor importante en la práctica de la invención. A temperaturas inferiores a unos 538°C, la velocidad de la reacción catalizada de una alimentación de tolueno, aunque es varias veces superior a la encontrada para la reacción térmica (no catalizada), todavía es bastante lenta. Al aumentar la temperatura, la velocidad de la reacción catalizada se aproxima a la de la reacción no catalizada, de forma que en el intervalo superior a unos 705°C, se obtiene un beneficio relativamente escaso mediante el uso del catalizador. En el intervalo intermedio de temperaturas (alrededor de 15 599-649°C), la velocidad de reacción (que aumenta exponencialmente con la temperatura) resulta suficientemente alta pero todavía existe una diferencia significativa entre la velocidad de la reacción catalizada y la de la reacción no catalizada, cuya diferencia es utilizada para obtener ventajas prácticas.

20 La velocidad de reacción también depende de la actividad del catalizador empleado. Por consiguiente, aunque para el catalizador particular utilizado en la operación descrita se recomiendan unas temperaturas de reacción del orden de 599-649°C, este intervalo de temperatura es apli-

25

30

389060

19



1 cable mientras el catalizador tiene la actividad caracte-  
rística del catalizador en su estado limpio y no usado. Al  
continuar la operación durante periodos relativamente lar-  
gos, como la actividad catalítica finalmente comienza a  
5 declinar (permanentemente como resultado del envejecimien-  
to y/o temporalmente debido a la acumulación de cok), puede  
encontrarse conveniente elevar la temperatura de operación  
máxima hasta cierto punto, por ejemplo hasta unos 663°C,  
para compensar los menores niveles de conversión debidos  
10 a la actividad reducida del catalizador, pero al hacerlo  
así, ha de esperarse cierto sacrificio en la selectividad  
de distribución de los productos.

La temperatura de entrada de la carga a cada reac-  
tor en el sistema está seleccionada de forma que se apro-  
xime pero no sobrepase la temperatura máxima predetermina-  
da deseada a la salida del reactor, teniendo en cuenta la  
15 esperada elevación exotérmica de la temperatura producida  
en la reacción. Normalmente, dentro del intervalo preferi-  
do de las condiciones de operación, la temperatura de en-  
trada será superior a 510°C y preferiblemente estará com-  
prendida entre 538° y 593°C, de forma que tenga lugar la  
20 reacción exotérmica sin sobrepasar el máximo indicado. Los  
tamaños de las varias zonas de reacción o reactores de la  
serie y las cantidades de catalizador contenidas en los mismos  
no han de ser necesariamente iguales. La temperatura a la  
25 cual se enfrían los productos procedentes de una zona de  
reacción anterior antes de su admisión en el siguiente  
reactor estará gobernada por lo tanto por el grado de au-  
mento de la temperatura esperado dentro del mismo.

30 El tiempo de permanencia nominal de la carga hidro-

389060



1 carbonada depende no solamente de la producción sino tam-  
bién de la temperatura y de la presión parcial en la zona  
de reacción. Se observará que si se prolonga el tiempo de  
permanencia, los hidrocarburos aromáticos de la carga o  
5 los formados como productos de reacción intermedios, tienen  
mayor oportunidad de formar gases ligeros, dímeros y polí-  
meros de peso molecular superior, así como residuos hidro-  
carbonosos sólidos, a expensas de los productos líquidos  
aromáticos deseados. Por esta razón, es conveniente que la  
10 velocidad espacial esté relacionada con las restantes con-  
diciones de operación utilizadas de forma que el tiempo de  
permanencia se mantenga preferiblemente dentro del interva-  
lo de 30 a 120 segundos y no debe permitirse que sobrepase  
los 180 segundos aproximadamente.

15 Como ya se ha indicado, los catalizadores efecti-  
vos en la hidrodésalquilación difieren significativamente  
en actividad y selectividad, aunque son del mismo tipo ge-  
neral o de la misma composición química general. Para ob-  
tener las ventajas prácticas deseadas en la puesta en prác-  
tica de la invención, debe emplearse un catalizador que au-  
20 mente fundamentalmente la velocidad de reacción a las ba-  
jas temperaturas empleadas a la entrada del reactor, de  
forma que el aumento exotérmico de temperatura no sobrepase  
los límites de salida establecidos, con lo que la reacción  
puede ser llevada a cabo efectivamente y con unas produc-  
25 ciones prácticas a temperaturas reducidas (considerable-  
mente por debajo de la requerida para la reacción térmica).  
Por lo tanto, al poder operar a niveles de temperatura  
más bajos, se puede conseguir una mayor selectividad. Los  
30 catalizadores preferidos utilizados en la práctica de la



389060 29 MAR

1 presente invención presentan una constante de velocidad  
de reacción ( $k_T$ ), a temperaturas próximas a  $593^{\circ}\text{C}$ , que es  
casi cinco veces mayor que la de la reacción no cataliza-  
da. Los catalizadores típicos de cromo-alúmina con un con-  
5 tenido en cromo aproximadamente igual al que ha sido suge-  
rido o utilizado en la producción de olefinas, así como  
los sugeridos en las operaciones de hidroformación, pre-  
sentan a este nivel de temperatura unas constantes de ve-  
locidad de reacción no superiores a unas dos veces la de  
10 la reacción térmica. A temperaturas más altas, estas di-  
ferencias entre catalizadores se hacen progresivamente más  
pequeñas. Sin embargo, la consideración importante es que  
con los catalizadores propugnados antes de ahora para la  
hidrodesalquilación de metilbencenos, se debe llegar a ni-  
15 veles de temperatura desfavorablemente más altos para con-  
seguir la misma conversión que la obtenida a  $621-632^{\circ}\text{C}$   
(temperaturas de salida) mediante los catalizadores de la  
invención. Aunque este aumento requerido en la temperatura  
no parece demasiado grande numéricamente, debe recordarse  
20 que los rendimientos del benceno obtenido a la temperatu-  
ra más alta requerida para obtener cualquier nivel de con-  
versión dado son esencialmente más bajos y van acompañados  
de una mayor producción de productos de degradación, tales  
como cok y gas de bajo peso molecular.

25 El catalizador de óxido de cromo-alúmina empleado  
en la presente invención puede ser caracterizado por cier-  
tas propiedades únicas. Un catalizador típico comercial  
de cromo-alúmina (nº 1 en la Tabla I) del tipo que ha sido  
empleado en la deshidrogenación para la producción de bu-  
tileno y butadieno contiene alrededor de 20 % en peso de  
30  $\text{Cr}_2\text{O}_3$  y es preparado por impregnación de alúmina activada co-

389060



1  
5  
10  
mercional (gamma-alúmina) con ácido crómico. Otra forma comercial de catalizador de cromo-alúmina (nº 2) es la preparada a partir de una base de alúmina dura estabilizada con  
teniendo alrededor de 0,5 a 1 % de bentonita como estabilizador. La base de alúmina se prepara triturando trihidrato  
de  $\alpha$ -alúmina con ácido nítrico acuoso e impregnando los  
gránulos secos y calcinados extruídos de esta masa. El catalizador denominado nº 3 en la tabulación siguiente es el  
utilizado en la presente invención. Su contenido en cromo  
es aproximadamente igual al de los catalizadores previamente descritos. El método de preparación de este catalizador es descrito más adelante.

15  
20  
25  
30  
Después de un periodo de adaptación adecuado, se emplea cada uno de los catalizadores antes descritos en la deshidrogenación de butano a una presión absoluta de 5"/Hg (127 mm/Hg) a varias temperaturas y velocidades espaciales diferentes; fueron registrados la conversión obtenida (desaparición de butano) y los rendimientos respectivos de olefinas y diolefinas así como la producción de cok e hidrocarburos gaseosos ( $C_1$  a  $C_3$ ). Cada uno de estos catalizadores fue sometido después a un tratamiento de envejecimiento acelerado en una corriente vaporizada de aire conteniendo 20 % de vapor de agua, durante 2 o más horas a  $871^{\circ}C$  y de nuevo fueron sometidos a ensayo como antes en la deshidrogenación, repitiendo cada operación anterior en las mismas condiciones. Se observaron los siguientes efectos:

300060

TABLA I

Catalizador	nº 1		nº 2		nº 3	
	593	538	593	538	593	538
Temperatura, °C	1	2	1	2	1	2
Velocidad especial, VEHL	60,4	29,2	19,7	54,2	37,6	26,1
Conversion, % en peso	2,6	1,1	0,7	1,9	0,8	0,3
Cok, % en peso	6,3	3,6	1,1	5,6	3,0	1,0
Gas, % en peso	1,5	0,85	0,41	1,2	0,6	0,35
Actividad de conversión ( $A_f = \frac{C}{1-C}$ ) *	1,25	1,00	1,00	2,17	2,6	1,3
Después de vaporización	← 2 horas →		← 4 horas →			
Conversion, % en peso	39,6	26,9	16,5	37,8	25,3	14,0
Cok, % en peso	3,0	1,4	0,3	2,5	1,3	0,5
Gas, % en peso	5,2	2,8	1,0	5,8	3,5	1,7
( $A_u = \frac{C}{1-C}$ ) *	0,66	0,37	-	0,61	0,34	-

\*  $A_s$  = Actividad relativa a 593°C, 5"/Hg (127 mm/Hg) absolutos y 1 VEHL

$A_f$  = Actividad de conversión del catalizador limpio

$A_u$  = Actividad de conversión del catalizador envejecido o usado

C = % en peso de conversión dividido por 100.

1

5

10

15

20

25

30

TABLA I

1	Catalizador	nº 1					
		593		538		593	
	Temperatura, °C						
	Velocidad espacial, VEHL	1	2	1	2	1	2
	Conversión, % en peso	60,4	45,6	29,2	19,7	54,2	37,8
5	Cok, % en peso	2,6	1,1	0,7	-	1,9	0,8
	Gas, % en peso	6,3	3,6	1,1	-	5,6	3,0
	Actividad de conversión						
	$(A_f = \frac{C}{1-C}) *$	1,5	0,85	0,41	-	1,2	0,8
	$A_s *$	1,25				1,00	
10	Después de vaporización	← 2 horas →					
	Conversión, % en peso	39,6	26,9	16,5	-	37,8	25,8
	Cok, % en peso	3,0	1,4	0,3	-	2,5	1,1
	Gas, % en peso	5,2	2,8	1,0	-	5,8	3,0
15	$(A_u = \frac{C}{1-C}) *$	0,66	0,37	-	-	0,61	0,4

\*  $A_s$  = Actividad relativa a 593°C, 5"/Hg (127 mm/Hg) absolutos

$A_f$  = Actividad de conversión del catalizador limpio

$A_u$  = Actividad de conversión del catalizador envejecido o usado

C = % en peso de conversión dividido por 100.

20

25

30



TABLA I

		nº 2			nº 3					
		593		538		593		538		
		2	1	2	1	2	1	2	1	2
2	19,7	54,2	37,6	26,1	16,0	72,8	56,8	42,3	28,7	
7	-	1,9	0,8	0,3	-	4,7	2,3	1,0	0,5	
i	-	5,6	3,0	1,0	-	8,4	5,1	1,5	0,6	
11	-	1,2	0,6	0,35	-	2,6	1,3	0,74	0,405	
		1,00				2,17				
←----- 4 horas -----→										
5	-	37,8	25,3	14,0	8,2	66,9	50,5	34,3	23,6	
3	-	2,5	1,3	0,5	-	4,2	1,9	0,4	0,2	
0	-	5,8	3,5	1,7	-	8,5	4,9	1,7	0,9	
	-	0,61	0,34	-	-	2,0	1,02	0,54	0,31	

(127 mm/Hg) absolutos y 1 VEHL

zador limpio

zador envejecido o usado

or 100.

389060



1                    La elevada actividad característica de los catali-  
zadores de cromo-alúmina utilizados en la práctica de la  
presente invención es ilustrada por el catalizador nº 3 de  
la tabla anterior. Estos catalizadores preferidos tienen  
5 una actividad relativa ( $A_g$ ) de 2 o más, determinada por con-  
versión de butano en condiciones de ensayo normalizadas  
(593°C, 5"/Hg. (127 mm/Hg) y velocidad espacial  
1) en estado limpio. Estos catalizadores ré-  
tienen esta elevada actividad durante periodos  
de uso relativamente largos, como evidencia su acti-  
10 vidad indicada incluso después de una severa vaporización.

También se observará en la tabla anterior que el  
catalizador nº 3 es único en la producción relativamente  
baja de gas a niveles de conversión elevados en el hecho de  
15 que la característica de formación de cok del mismo es re-  
ducida al envejecer el catalizador a los niveles de severi-  
dad indicados.

También se ha propuesto para uso en la desalquila-  
ción ciertos catalizadores de óxido de cromo-alúmina conte-  
20 niendo 30 % en peso o más de  $Cr_2O_3$  preparado por coprecipi-  
tación (cogelificación) de los componentes. Sin embargo, es-  
tos catalizadores adolecen del inconveniente de que, a los  
elevados niveles de conversión deseados, producen cantida-  
des desordenadamente grandes de cok en la operación, del  
orden de 10 o más veces la producida a los mismos niveles  
25 de conversión con los catalizadores de la presente inven-  
ción. Los catalizadores utilizados en la práctica de esta  
invención se preparan por deshidratación de una composición  
de hidrato de alúmina conteniendo como mínimo el 50 % de  
30  $\beta$ -trihidrato y preferiblemente más del 75 %. Después de



389060 9 MAR

1     ajustar la superficie específica por tratamiento térmico  
 del material deshidratado en el intervalo de 80 a 300 m<sup>2</sup>/g,  
 se impregna con ácido crómico en una cantidad que proporcio-  
 na de 15 a 25 % de Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> sobre el peso del catalizador ter-  
 5     minado, seguido de secado y calcinación. El catalizador cal-  
 cinado de cromo-alúmina tiene una superficie específica del  
 orden de 50 a 150 m<sup>2</sup>/g.

La puesta en práctica de la invención y ciertas  
 ventajas adicionales de la misma se comprenderán más fácil-  
 mente mediante la descripción que sigue realizada en combi-  
 nación con las figuras que acompañan a esta memoria, en las  
 10     que:

La Figura 1 es un diagrama de flujo esquemático al-  
 tamente simplificado del sistema empleado en la práctica de  
 15     la invención;

La Figura 2 es un diagrama de flujo que ilustra  
 con más detalle la disposición particular del sistema de  
 desalquilación utilizado en la práctica preferida de la in-  
 vención; y

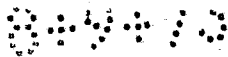
20     La Figura 3 es un diagrama de flujo del sistema de  
 recuperación de los productos.

Como se ilustra en las figuras (Figura 1) se envía  
 al sistema de desalquilación indicado generalmente en 10  
 una corriente combinada de tolueno y otros hidrocarburos  
 bencenoides alquilados como, por ejemplo, xileno, etilben-  
 25     ceno, trimetilbencenos, cumeno y similares, junto con el  
 gas rico en hidrógeno de la pureza requerida. La corriente  
 11 combinada atraviesa los calentadores y cambiadores de  
 calor adecuados, indicados generalmente en 12, donde se lle-  
 va a la temperatura de entrada requerida a la cual se in-  
 30



1        introduce en el sistema de desalquilación. Como se ha indi-  
      cado, la corriente combinada comprende una carga fresca 13  
      de hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos aromáticos re-  
      ciclados 14. La alimentación de gas rico en hidrógeno está  
5        formada por gas limpio rico en hidrógeno procedente de una  
      fuente de abastecimiento adecuada 16, una corriente recicla-  
      da de gas rico en hidrógeno purificado 17 y una corriente  
      adicional de gas rico en hidrógeno reciclado 18 que no atra-  
      viesa el sistema de purificación de gas generalmente indica-  
10        do en 19.

      La carga limpia 13 puede ser, por ejemplo, una  
      fracción de tolueno o una fracción de tolueno o una frac-  
      ción de equilibrio de alquilaromáticos  $C_8$  o, en algunos ca-  
      sos, mezclas de compuestos aromáticos  $C_7$  a  $C_{14}$  y especial-  
15        mente compuestos aromáticos  $C_7$  a  $C_{12}$ . Una de las aplicacio-  
      nes principales a la que puede ser aplicada la invención es  
      la producción de benceno de gran pureza a partir de tolueno;  
      en cuyo caso la alimentación 13 puede estar constituí-  
      da por tolueno de bastante pureza; por ejemplo, tolueno de  
20        "calidad nitración". El procedimiento también es aplicable  
      a alimentaciones aromáticas impuras como fracciones de to-  
      lueno derivadas del horno de cok que no han sido lavadas  
      con ácido o a gasolinas de pirólisis incluídas las gasolinas  
      de pirólisis hidrogenadas. Si se desea, el procedimiento  
25        descrito puede ser empleado incluso para convertir los homó-  
      logos de naftaleno en naftaleno puro. El uso de este proce-  
      dimiento para convertir compuestos dicíclicos como naftale-  
      nos, indenos e indanos, compuestos tricíclicos como fluore-  
      nos y antracenos y compuestos de azufre como tionaftano y  
30        tolilmercaptano; depende fundamentalmente de consideracio-



389060



29 MAR 1971

1 nes económicas.

5 Existen varias fuentes de abastecimiento del gas rico en hidrógeno 16. No es necesario que este gas sea de pureza extraordinariamente elevada pero preferiblemente debe contener alrededor del 80 % o más de hidrógeno y puede ir acompañado de otros gases que no sean incompatibles en el proceso de conversión, tales como hidrocarburos de bajo peso molecular. Una fuente conveniente de abastecimiento del gas rico en hidrógeno es la obtenida como subproducto en la reformación de nafta. Naturalmente, salvo en el coste adicional, cuanto mayor sea la pureza de hidrógeno mejor.

10 En lugar de premezclar el gas rico en hidrógeno con la alimentación de hidrocarburos aromáticos en el exterior del sistema, se entenderá que estos pueden ser admitidos a través de conductos separados en el reactor inicial, proveyéndose los medios necesarios para la calefacción y la compresión independientes. El efluente del sistema de desalquilación 10 es enviado a un tambor de evaporación instantánea 21 a alta presión, siendo enfriado en ruta mediante un cambiador de calor adecuado indicado en 22. Del fondo del tambor de evaporación instantánea 21 se extrae un producto líquido 23 que es enviado a la recuperación. El producto gaseoso de cabezas 24 se divide en dos corrientes 18 y 25, pasando la última por el sistema de purificación de gas indicado en 19. Para mantener un volumen de gas sustancialmente constante, una porción del gas procedente de 24 se descarga en 26 para ser reemplazado en el sistema por el abastecimiento de gas limpio procedente de 16. En el sistema de purificación de gas, los contaminantes separados son descargados como combustible mientras que el gas hidrogena-

15

20

25

30

389060



1 do purificado es reciclado al sistema a través del conducto  
17.

5 Son conocidos en la técnica diversos tipos de uni-  
dades de purificación de hidrógeno. Es adecuada para uso en  
el presente sistema una unidad de separación de gas diseña-  
da para separar los gases hidrocarbonados del hidrógeno. Una  
forma de unidad comercial para esta purificación de gas hi-  
drogenado utiliza tamices moleculares del tipo de chabazita  
o zeolita sintética, con un intervalo de tamaños de poro de  
10 4-5 Å, que absorbe con preferencia los hidrocarburos norma-  
les de bajo peso molecular mientras deja pasar el hidróge-  
no. El sistema de purificación particular per se no forma  
parte de la presente invención. El gas fraccionado propor-  
cionado enviado a través de la unidad de purificación 19 y  
15 el reciclado por el conducto 18 dependerán de la cantidad  
y calidad del gas conteniendo hidrógeno limpio disponible y  
de la pureza del hidrógeno que se desea mantener en el gas  
total suministrado al sistema de desalquilación. Debe en-  
tenderse que cuanto mayor sea la pureza y la cantidad de  
20 gas conteniendo hidrógeno limpio suministrado desde la fuen-  
te 16, mayor será la porción de gas que puede evitar el sis-  
tema de purificación de gas 19 para mantener una concentra-  
ción dada de hidrógeno.

25 El sistema de recuperación de productos 27 está  
diseñado para separar del efluente de evaporación instantá-  
nea 23 el producto o productos deseados. Así, en el caso de  
una carga de hidrocarburos conteniendo productos aromáticos  
C<sub>6</sub>-C<sub>9</sub> que se convierte principalmente en benceno, se recupe-  
ra el benceno de gran pureza deseado 28, separado de los  
30 gases y vapores más ligeros que el benceno que pueden ha-



389060

29M

1 ber sido arrastrados al sistema de recuperación a través  
 del conducto 23; y estos últimos se descargan como combus-  
 5 tible 29. De los productos que hierven por encima del ben-  
 ceno, se recupera una fracción de tolueno y se recicla por  
 el conducto 30 que abastece al conducto de alimentación 14  
 para su posterior desalquilación mientras que los hidrocar-  
 buros que hierven por encima del tolueno, como los hidrocar-  
 buros C<sub>8</sub> y superiores, se descargan independientemente por  
 el conducto 31.

10 La disposición del sistema de desalquilación está  
 mostrada en la Figura 2. La carga de hidrocarburos aromá-  
 ticos precalentada, combinada con los hidrocarburos aromá-  
 ticos reciclados no convertidos y con el gas rico en hidró-  
 geno reciclado al que se le ha agregado gas complementario,  
 15 se envía al primer reactor 40 del sistema, a través del  
 cual pasa sobre un lecho fijo de catalizador del tipo y en  
 las condiciones de operación previamente descritos. El  
 efluente de reacción total abandona el reactor por el con-  
 ducto 41 en camino al siguiente reactor de la serie 42. Co-  
 20 mo en el reactor 40 los hidrocarburos han sido llevados apro-  
 ximadamente a la zona superior del intervalo de temperatura  
 deseado, en el conducto 41 se disponen los medios neces-  
 rios para enfriar los productos. Una forma de realizar es-  
 te enfriamiento, ilustrada en la figura, implica la inyec-  
 25 ción directa, como se indica en 43, de una porción por lo  
 menos de los productos reciclados procedentes del conducto  
 30 que están a una temperatura inferior a la de los pro-  
 ductos del conducto 41. La composición de los productos del  
 conducto 30 no difiere sustancialmente de la de la carga  
 de hidrocarburos limpia en el caso de un sistema diseñado

30

389060



1 para la hidrodeshalquilación del tolueno, de forma que en el  
conducto 43 se puede emplear parte de la carga de hidrocar-  
buros limpios del conducto 13 en lugar de los hidrocarburos  
reciclados procedentes del conducto 30 o junto con éstos. Nor-  
5 malmente, en el primer reactor 40 se introduce un exceso de  
gas rico en hidrógeno suficiente para que no sea necesario  
realizar ningún ajuste de la relación de hidrógeno a aceite  
que entra en el reactor 42 para adaptar la carga adicional  
10 enviada al mismo desde el conducto 43; sin embargo, si se  
desea realizar un ajuste en la relación de gas a aceite,  
puede hacerse fácilmente incluyendo en la carga del reac-  
tor 42 una porción del gas reciclado procedente de los con-  
ductos 17 y 18.

15 La carga preenfriada en el reactor 42 pasa de nue-  
vo sobre un lecho de catalizador prácticamente bajo unas  
condiciones de operación sustancialmente iguales a las del  
caso anterior, a excepción de los cambios inherentes debi-  
dos a la ligera caída de presión encontrada en el reactor  
anterior y las posibles ligeras variaciones en la relación  
20 de gas a aceite. En el reactor 42, como resultado de la  
reacción exotérmica que se produce, los productos son lle-  
vados de nuevo a una temperatura dentro del intervalo de  
reacción deseado y salen por el conducto 44 en ruta al si-  
guiente reactor sucesivo 45 y así sucesivamente. El efluen-  
25 te que se encuentra en el conducto 44 es enfriado de nuevo  
mediante los hidrocarburos enfriadores inyectados por el  
conducto 46 para proporcionar la temperatura de entrada de-  
sada utilizada en el reactor 45.

30 Aunque en la operación ilustrada se ha indicado la  
inyección directa de hidrocarburos normalmente líquidos de

389060 -9



1 composición similar a la de la alimentación del primer reac  
tor 40, debe entenderse que, si se desea, pueden utilizarse  
5 otros medios de enfriamiento de los productos hidrocarbóna-  
dos entre reactores. Por ejemplo, una alternativa consiste  
en emplear como líquido enfriador una porción del benceno  
recuperado enfriado procedente del conducto 28 (Figura 1).  
También puede utilizarse como alternativa un cambio de ca-  
lor indirecto en lugar de la inyección directa del material  
enfriador.

10 Aunque en la ilustración particular se muestra  
un sistema que emplea tres reactores, debe entenderse que  
puede emplearse un número mayor o menor, realizando el ajust-  
te adecuado de las condiciones en cuanto al grado de con-  
versión deseado que ha de alcanzarse en cada reactor. Puede  
15 emplearse una sola zona de reacción especialmente en las  
operaciones destinadas a niveles de conversión bajos, pero  
se ha encontrado que se obtiene una mayor flexibilidad y  
un mejor control de la operación con producción de una dis-  
tribución superior del producto, especialmente a niveles de  
20 conversión más altos, mediante el uso de varios reactores  
con enfriamiento intermedio. No es necesario emplear vasi-  
jas de reacción independientes en el sistema que utiliza en-  
friamiento intermedio. Pueden disponerse distintas zonas de  
reacción en una vasija única en forma de lechos de cataliza-  
dor separados uno de otro, con producción de los medios ne-  
25 cesarios para el enfriamiento intermedio entre los distin-  
tos lechos de catalizador, que de esta forma actúan como  
zonas de reacción separadas.

30 Desde el último reactor 45 de la serie, los pro-  
ductos de reacción son llevados por el conducto 47 a través

-389060



1 del cambiador de calor 22 donde son enfriados a una tempe-  
ratura comprendida entre  $10^{\circ}$  y  $38^{\circ}\text{C}$  y los productos enfria-  
dos son enviados al tambor de evaporación instantánea 21 a  
alta presión para separar los gases de los productos normal-  
5 mente líquidos; los productos líquidos son pasados por el  
conducto 23 a un sistema de recuperación apropiado.

Una forma preferida de sistema de recuperación es  
la ilustrada en la Figura 3. El efluente líquido enfriado  
del conducto 23 entra en una vasija estabilizadora 50 donde  
10 son evaporados instantáneamente otros productos gaseosos  
adicionales como cabezas 29 que pueden ser recuperadas como  
gas combustible y los productos líquidos 52 son enviados a  
destilación. Es conveniente que el efluente del conducto 52  
atraviese un tratador de arcilla 53 para separar las canti-  
15 dades traza de materiales olefínicos o de contaminantes car-  
bonosos poliméricos antes del fraccionamiento. El tratador  
de arcilla puede estar lleno de la masa adsortiva inorgá-  
nica habitual como arcilla, bauxita, tierra de Fuller, alu-  
minosilicatos sintéticos o similares. La operación en el  
tratador de arcilla se realiza a una temperatura del orden  
20 de  $149^{\circ}$  a  $191^{\circ}\text{C}$  y presiones de 10 a 30 atmósferas y una ve-  
locidad espacial horaria líquida del orden de 1 a 6.

El efluente del tratador de arcilla pasa por el  
conducto 54 a la torre de destilación 55 operada en condi-  
25 ciones apropiadas para separar por destilación como cabe-  
zas una fracción de benceno 28 de gran pureza e intervalo  
de ebullición estrecho (típicamente una pureza de 99,95 %),  
mientras que los materiales de punto de ebullición más alto  
son extraídos en forma líquida por el conducto 57 y carga-  
dos en una segunda columna de destilación 58 operada en con-  
30

389060



1       diciones adecuadas para destilar como cabezas el tolueno  
que ha de ser reciclado a la hidrodeshalquilación por el con-  
ducto 30, extrayéndose el producto de punto de ebullición  
más alto que no ha destilado a través del conducto 31 como  
5       ya se ha descrito. En lugar de reciclar solamente la frac-  
ción de tolueno de 58, también puede ser incluido en la co-  
rriente de reciclo 30 una porción de los productos aromáti-  
cos de punto de ebullición más alto, como los del interva-  
lo C<sub>8</sub>.

10       Aunque en la descripción anterior se ha insistido  
sobre la hidrodeshalquilación del tolueno, con objeto de sim-  
plificar dicha descripción, debe entenderse que en el tra-  
tamiento de una carga bencenoide C<sub>6</sub>-C<sub>9</sub> está implicado sus-  
tancialmente el mismo tipo de operación, recuperándose pro-  
15       ductos constituidos por benceno que contiene solamente 0,2  
ppm de tiofeno y, si se desea, tolueno y reciclando los pro-  
ductos aromáticos no convertidos restantes. Como el primer  
grupo metilo del xileno puede ser separado más fácilmente  
que el grupo metilo del tolueno, se consiguen altos nive-  
20       les de conversión de xileno a tolueno en condiciones menos  
severas que las empleadas en la deshalquilación de tolueno  
a benceno.

EJEMPLO 1

25       (A) Un tolueno de "calidad nitración" se hace pa-  
sar sobre un catalizador de cromo-alúmina de gran activi-  
dad, descrito con más detalle más adelante, en un sistema  
constituido por tres reactores de lecho fijo, en las con-  
diciones indicadas a continuación, conteniendo cada uno de  
dichos reactores aproximadamente una cantidad igual de ca-  
30       talizador. La operación continúa durante 184 horas. Las

389060



1 condiciones de operación y los resultados están tabulados en la columna (a).

(B) El mismo material de carga fue convertido de forma semejante en condiciones de mayor severidad para obtener una conversión superior al 85 %. Las condiciones y los resultados se encuentran en la columna (b), indicando los rendimientos durante la hora 46 de operación.

TABLA II

Condiciones de operación	(a)	(b)
10 Presión total, psia (kg/cm <sup>2</sup> abs.) (a la salida del último reactor)	800 (56)	1000 (70)
Presión parcial de hidrógeno, psia (kg/cm <sup>2</sup> abs.) (a la salida del último reactor)	500 (35)	650 (45)
Caudal de hidrógeno, moles/mol de aceite	2,2	3,5
15 Caudal de gas reciclado, moles/ mol	5,0	3,8
Pureza en H <sub>2</sub> del gas reciclado, moles %	70	74
Relación molar H <sub>2</sub> /aromáticos (entrada)	5,7	6,3
Velocidad espacial v/h/v	0,5	0,45
20 Temperatura, °C		
Reactor nº 1, entrada-salida	599-632	585-638
Reactor nº 2, entrada-salida	604-630	590-635
Reactor nº 3, entrada-salida	603-628	601-634
25 Tiempo de permanencia nominal, segundos	71	100
Rendimientos y resultados		
Conversión, % en peso de to- lueno cargado	70	87,8
30 Selectividad molal a benceno por 100 moles de tolueno con- vertidos	96,5	94,8

389060



TABLA II (continuación)

1

5

10

15

20

25

30

	(a)	(b)
Cok producido, % en peso de la alimentación	0,0004	0,0016
Hidrocarburos C <sub>8</sub> +, % en peso de la alimentación *	1,6	2,2

\* La cantidad indicada en la tabla incluye todos los materiales residuales que quedan después de destilar los hidrocarburos que hierven en el intervalo del tolueno no convertido, estando constituido alrededor del 50-70 % de dicho residuo por dímeros aromáticos y polímeros superiores.

El catalizador utilizado en el ejemplo anterior fue preparado de la forma siguiente:

Un polvo comercial de trihidrato de alúmina (pérdida por ignición del polvo seco = 35,0 %), conteniendo aproximadamente 80 % de β-trihidrato y alrededor de 0,5 % de sodio (como Na<sub>2</sub>O), fue mezclado íntimamente por trituración con ácido nítrico acuoso empleando aproximadamente 0,087 partes de ácido nítrico (42° Bé) y 0,07 partes de agua por parte en peso del trihidrato de alúmina. La mezcla se prosigió durante 30 minutos y la mezcla obtenida se extruyó por una placa troquel para formar unos gránulos de 3,2 mm aproximadamente (después de calcinados). Los gránulos extruídos y cortados se secaron a 116°C durante 2 horas, seguido de calcinación al aire durante 1 hora a 427°C. Los gránulos calcinados fueron sometidos después a un ajuste de la superficie específica por tratamiento en vapor de agua durante 4 horas a 593°C, disminuyendo la superficie a unos 150 m<sup>2</sup>/g.

389060



1                    Se preparó una solución acuosa de ácido crómico  
disolviendo óxido crómico en agua para formar una solución  
con un peso específico de 1,561 (a 15°C) y a cada 10 volú-  
5                    menes de esta solución se agregaron 3,17 volúmenes de solu-  
ción acuosa de hidróxido sódico de peso específico 1,031  
(a 20°C). Las soluciones mezcladas se enfriaron a 10°C y  
los gránulos de alúmina de superficie específica ajustada  
se impregnaron mojándolos en la solución mezclada para dar  
10                    20 partes en peso de  $\text{Cr}_2\text{O}_3$  por cada 80 partes de  $\text{Al}_2\text{O}_3$   
(aproximadamente 1 litro de solución por kilogramo de grá-  
nulos). La temperatura durante la impregnación se mantuvo  
aproximadamente a 25°C. Los gránulos mojados se escurrieron  
a fondo, se secaron durante 2 horas a 132°C y después se  
calcinaron a 760°C durante 4 horas en una mezcla de 80 % de  
15                    aire y 20 % de vapor de agua, seguido de 4 horas adiciona-  
les a la misma temperatura en 80 % de hidrógeno y 20 % de  
vapor de agua. Los gránulos terminados tenían una superfi-  
cie específica de 85 m<sup>2</sup>/g aproximadamente.

20                    El tratamiento con hidrógeno no es necesario en  
las operaciones prácticas pero fue utilizado aquí para si-  
mular un catalizador usado.

#### EJEMPLO 2

25                    En operaciones realizadas sobre el mismo catali-  
zador en una vasija de reactor único se obtuvo una conver-  
sión media del 77 % en peso de tolueno cargado a una se-  
lectividad de 95-96 % a benceno, bajo las siguientes con-  
diciones de operación:

389060-9M



1	Presión total, psia (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	1185 (83,3)
	Presión parcial de hidrógeno, psia (kg/cm <sup>2</sup> abs.)	756 (53,1)
	Caudal de hidrógeno, moles/mol de aceite	3,0
5	Caudal de gas reciclado, moles/mol de aceite	2,8
	Pureza del gas reciclado, porcentaje de H <sub>2</sub>	76
	Velocidad espacial, v/h/v	0,52
	Temperatura, °C, entrada-salida	528-645
10	Tiempo de permanencia, segundos	144
	Hidrocarburos C <sub>8</sub> +, porcentaje en peso de la carga	3,1

Utilizando un solo reactor, para obtener una conversión del 77 % se requiere una presión de hidrógeno y un tiempo de permanencia mayores que en el caso del sistema de reactores múltiples.

EJEMPLO 3

Carga:

% en peso de tolueno	64,6
% en peso de productos aromáticos C <sub>8</sub>	34,6

Condiciones de operación:

20	Número de reactores	3
	Temperatura, °C, entrada-salida	
	Reactor nº 1	571-634
	Reactor nº 2	593-634
25	Reactor nº 3	599-634
	Tiempo de permanencia, segundos	64
	Velocidad espacial, v/h/v	0,5
	Presión total a la salida, psig (kg/cm <sup>2</sup> manométricos)	800 (56)
30	Presión de H <sub>2</sub> a la salida, psig (kg/cm <sup>2</sup> manométricos)	500 (35)

389060



1	H <sub>2</sub> limpio, moles/mol de carga de aromáticos	3,5
	Gas reciclado, moles/mol de carga de aromáticos	4,8
	Pureza del gas reciclado, porcentaje de H <sub>2</sub>	70
5	Rendimientos, % en peso de la carga:	
	Benceno	54,6
	Tolueno	24,6
	Productos aromáticos C <sub>8</sub>	1,1
	Otros hidrocarburos líquidos	1,2
10	H <sub>2</sub>	5,5
	Hidrocarburos C <sub>1</sub> -C <sub>5</sub>	20,8
	Cok	0,001
	Selectividad a benceno, porcentaje en moles de productos aromáticos convertidos	~ 96
15		

EJEMPLO 4

La siguiente comparación entre la conversión térmica y catalítica indica que un reactor térmico operando al mismo nivel de temperatura que un reactor catalítico tendría que tener un tamaño tres veces superior al del reactor catalítico para obtener la misma conversión del 70 % de una carga constituida por tolueno de calidad nitración.

20	Temperatura máxima de salida, °C	634
	Presión, psig (kg/cm <sup>2</sup> )	850 (59,8)
25	Gas reciclado/alimentación total, moles/mol	11,34
	H <sub>2</sub> /aromáticos a la salida, moles/mol	5
	Número de reactores	2
	Tolueno reciclado/alimentación limpia, moles/mol	0,43

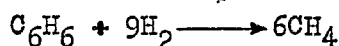


1

	<u>Térmica</u>	<u>Catalítica</u>
Conversión, %	70	70
Tiempo de contacto, segundos	206,2	67,3

5

El uso de temperaturas más altas para obtener la conversión térmica a mayores velocidades provoca la formación de metano así como otras reacciones secundarias indeseables:



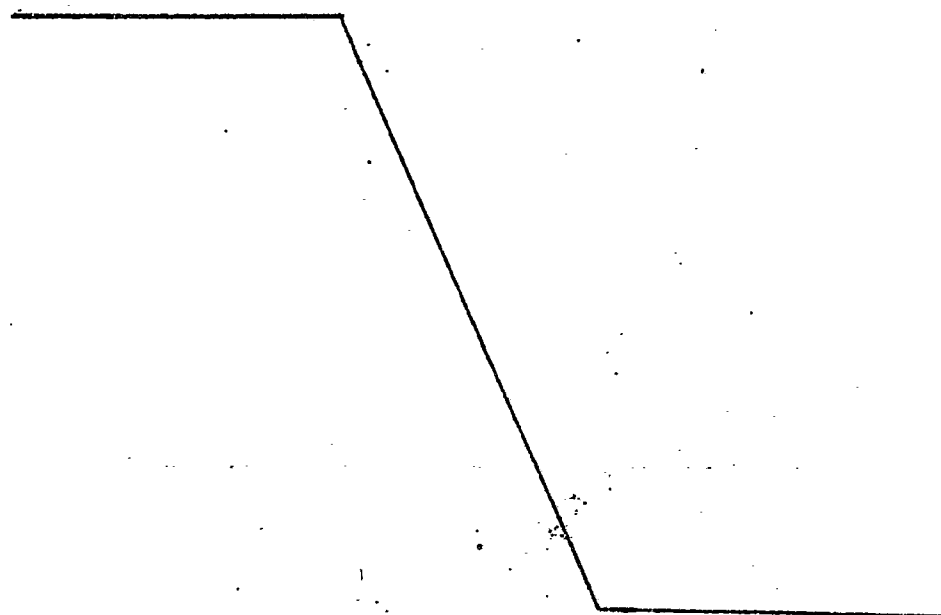
10

La formación de metano predominantemente en lugar de etano y propano da lugar a unas necesidades considerablemente mayores de hidrógeno en la conversión térmica en comparación con la conversión catalítica.

15

Evidentemente, pueden introducirse muchas modificaciones y variaciones de la invención aquí descrita sin apartarse del espíritu y alcance de la misma y, por lo tanto, solamente deben ser impuestas las limitaciones indicadas en las reivindicaciones del apéndice.

20



25

30

En resumen, la Patente de Introducción que se solicita, deberá recaer sobre las siguientes:

589060



REIVINDICACIONES

1  
5  
10  
15  
20

1. Un método de purificación y desalquilación de hidrocarburos alquilaromáticos que consiste en: poner en contacto estos hidrocarburos en una pluralidad de zonas de reacción con un catalizador de cromo-alúmina de gran actividad, ajustando la temperatura del efluente de cada una de dichas zonas de reacción antes de entrar en la siguiente zona de reacción sucesiva de forma que la temperatura de reacción en cada zona, como resultado de la reacción exotérmica producida en la misma, se mantenga por debajo de un valor máximo de 665°C, siendo el número de estas zonas suficiente para efectuar la conversión del 50 % en peso como mínimo de dichos hidrocarburos alquilaromáticos cargados y proporcionar un tiempo de contacto total de 30 a 180 segundos, comprendiendo las condiciones de reacción en cada zona una relación de hidrógeno a productos aromáticos de 3:1 como mínimo; conteniendo dicho catalizador de 15 a 25 % de Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> incorporado en una base de alúmina obtenida por deshidratación de alúmina hidratada conteniendo como mínimo 50 % de β-trihidrato.

25

2. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Introducción que se solicita: "UN METODO DE PURIFICACION Y DESALQUILACION DE HIDROCARBUROS ALQUILAROMATICOS".

30

389060



1

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente Memoria descriptiva, que consta de treinta y una páginas mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

5

Madrid, 9 de Marzo de 1.971

BERNARDO UNGREA  
P.P.

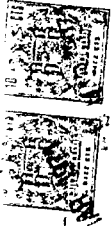
10

15

20

25

30



6-1916

389060

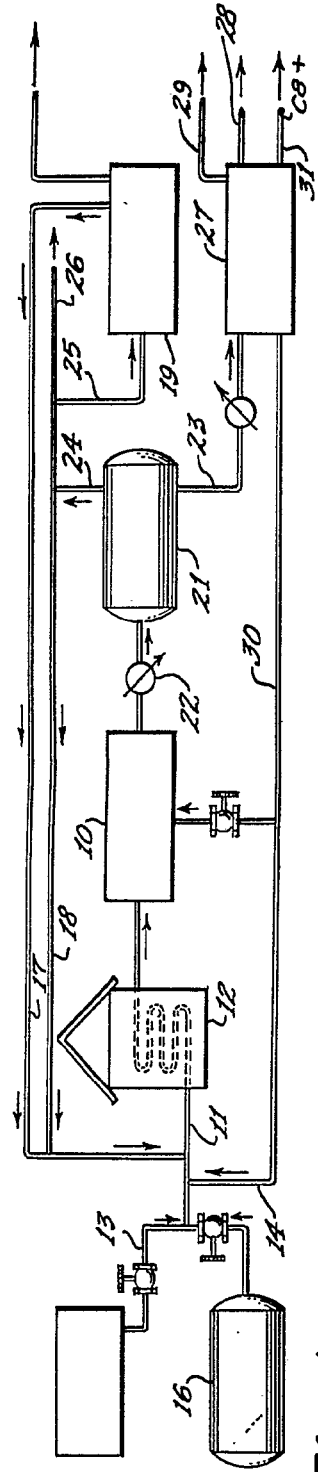


Fig. 1.

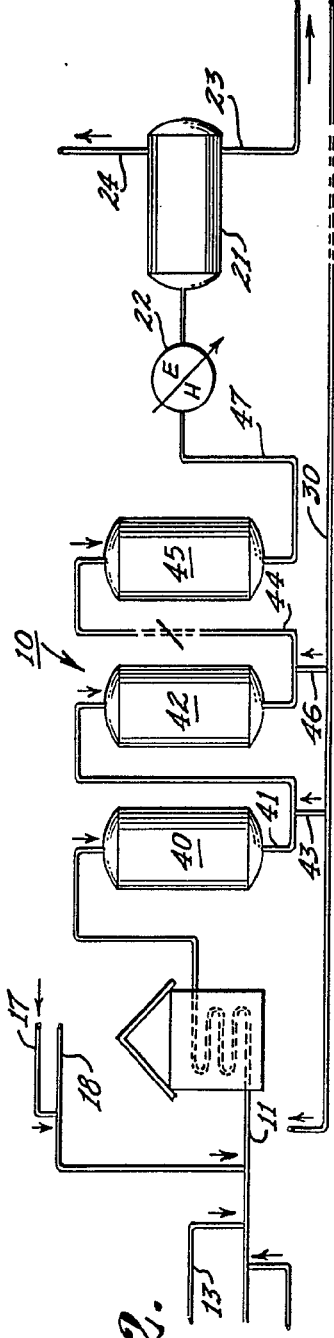


Fig. 2.

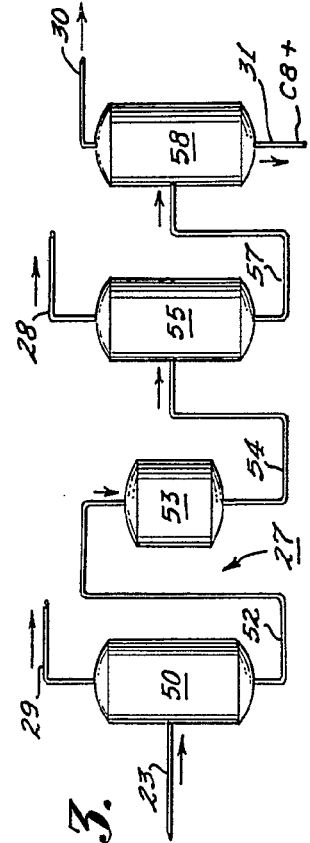


Fig. 3.

ESCALA VARIABLE  
 MADRID, 9 DE Mayo DE 19 71  
 BERNARDO UNGRIA  
 P. R.

389060

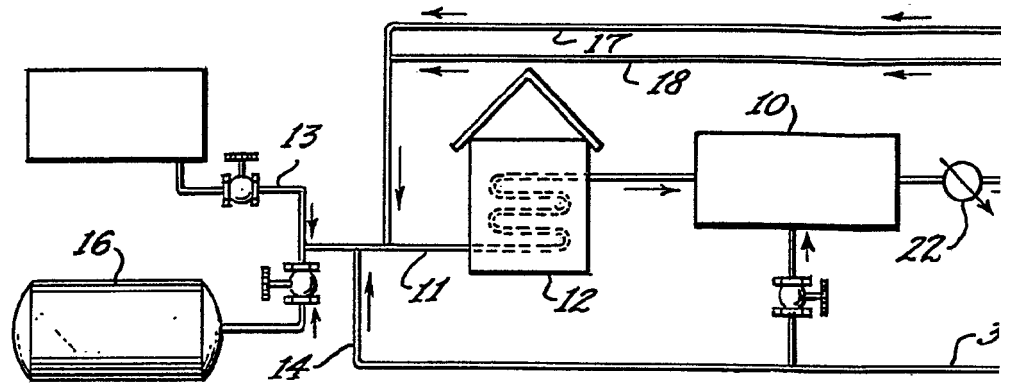


Fig. 1.

Fig. 2.

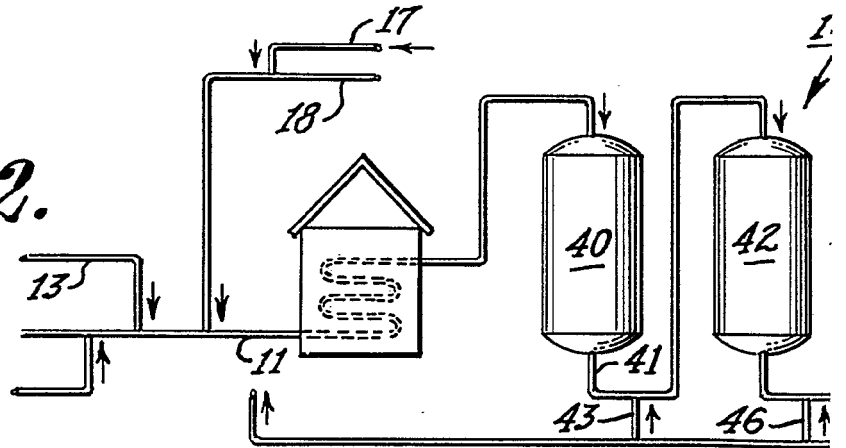
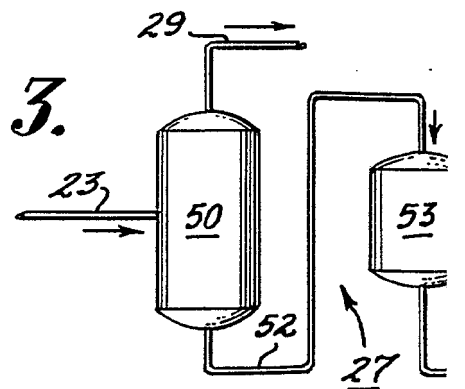
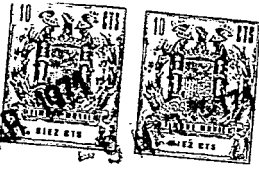
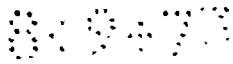
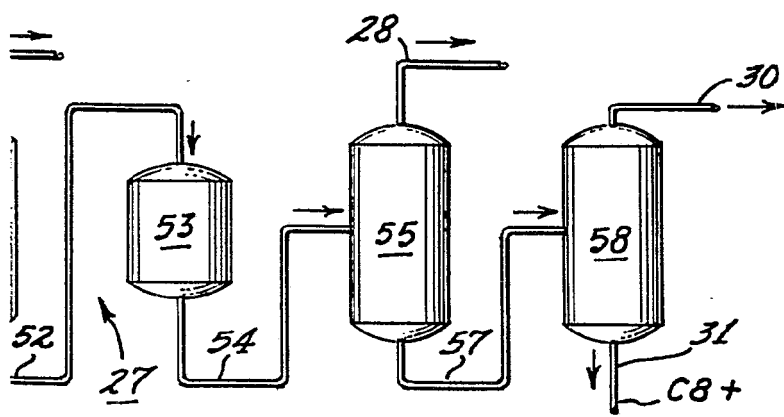
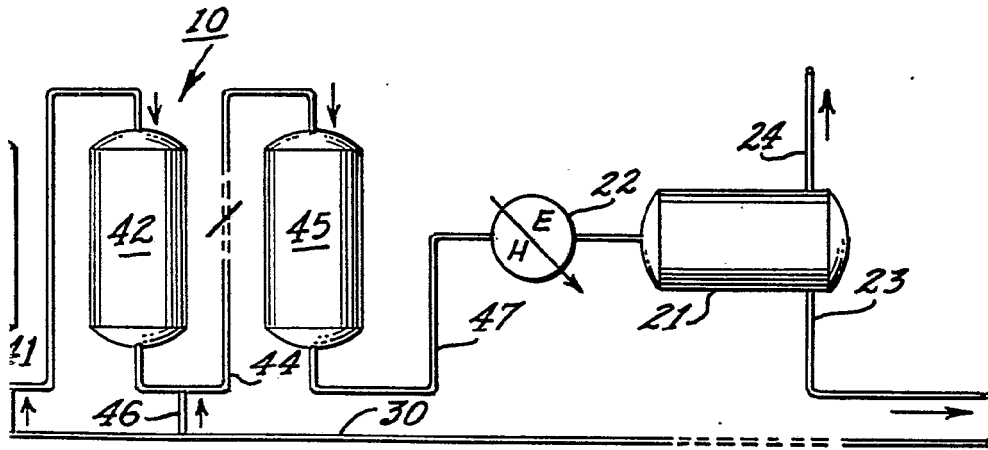
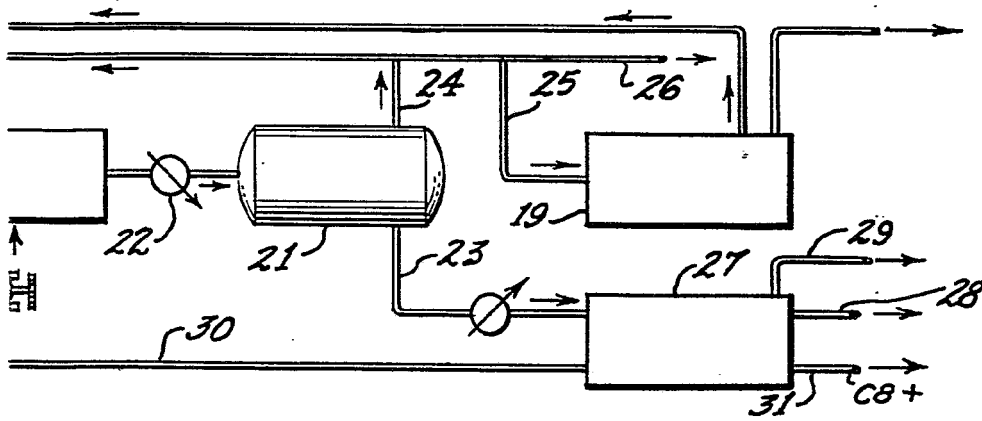


Fig. 3.





-9 MAR



ESCALA VARIABLE  
 MADRID, 9 DE Marzo DE 19.71

BERNARDO UNGRÍA  
 P.P.