



261467

MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud

d e

P A T E N T E D E I N V E N C I O N

formulada el 4 de Octubre de 1960, con el núm. 261.467.

e n

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de ASHLAND OIL & REFINING COMPANY, entidad nor-  
teamericana, establecida en P.O. Box 391, Ashland, Kentu-  
cky, Estados Unidos de América, por:

"UN PROCEDIMIENTO PARA RECUPERAR NAFTALENO DE UN MATERIAL  
DE ALIMENTACION HIDROCARBONADO"

---

Este invento se refiere a un procedimiento para re-  
cuperar naftaleno a partir de varias fracciones hidrocarbo-  
nadas de petróleo, particularmente derivados de petróleo-  
que contienen aromáticos monocíclicos y bicíclicos.

5 El naftaleno se obtiene comúnmente por la destila-  
ción de alquitrán de hulla, subproducto de la fabricación  
del coque. Por consiguiente, la producción de naftaleno -  
varía con la producción de coque para la industria del a-  
cero, y su precio fluctúa mucho. La industria química ha  
10 llegado recientemente a necesitar naftaleno en cantidades



261467

mayores que las que pueden producirse por la destilación del alquitrán de hulla disponible.

5 El petróleo, o mejor dicho, los productos de síntesis de petróleo, son una fuente potencialmente interesante de naftaleno, a no ser por el coste elevado de los procedimientos de extracción, que han sido de dos clases.

10 El primer método es la hidrodeshidrogenación directa de alcoholnaftalenos que pueden producirse en grandes cantidades por técnicas de refinación, tales como reformación catalítica, craqueo catalítico e hidroformación, y comprenden monometil-, dimetil-, trimetil-, tetraetil-, metiletil-, metilisopropil-, y dimetiletilnaftalenos y compuestos más complejos mezclados entre sí. Para la producción de naftaleno a partir de dichos materiales, el material de alimentación se mezcla con hidrógeno, y luego se  
15 pasa sobre un catalizador de desalcoholación a temperaturas y presiones elevadas para convertir los alcoholnaftalenos en naftaleno. Este método es atractivo a causa de la concentración relativamente alta de alcoholnaftalenos en corrientes de producto de refinería de craqueadores catalíticos.  
20

25 El segundo método es la extracción del naftaleno ya existente en corrientes de producto de refinería, mediante el empleo de un disolvente selectivo, tal como metanol o etanol, recuperándose el naftaleno del disolvente por destilación y/o cristalización. Este método, en general, no es económico, porque, aunque la cantidad total de naftaleno presente en corrientes de refinería puede ser suficientemente grande, las cantidades de disolvente de extracción necesarias son excesivamente elevadas para poderse  
30

261467



manejar de un modo económico.

5 De acuerdo con el presente invento, el naftaleno se recupera de un material de alimentación hidrocarbonado — que contiene alcohol bencenos y naftaleno, por separación del material de alimentación de los compuestos que contie-  
10 nen puntos de ebullición más altos que el del naftaleno,— hidroalcoholando el resto en presencia de hidrógeno y un catalizador que contiene 10 a 15 % en peso de óxido crómi- co sobre un soporte de alúmina tipo gamma, con bajo conte-  
15 nido de sodio, de pureza elevada, a una temperatura por encima de 649° C. de modo que se desalcohile, por lo me- nos parcialmente, los alcoholbencenos presentes, y sepa-  
20 rando el naftaleno del material desalcoholado así produci- do.

15 La hidrodeshalcoholación que convierte los alcohol bencenos en benceno no influye, por lo menos en ningún — grado apreciable, en el naftaleno contenido en la frac-  
20 ción. Una ventaja importante del procedimiento es que se separan alcoholbencenos de punto de ebullición elevado, — por ejemplo,

1,2,4-trimetil-6 etilbenceno, que hierve a 211,8° C.  
1,2,3-trimetil-5 etilbenceno, que hierve a 215,7° C.  
1,2,4-trimetil-3 etilbenceno, que hierve a 216,6° C.  
1,2,3-trimetil-4 etilbenceno, que hierve a 220,4° C.  
hexilbenceno normal, que hierve a 224,0° C.

25 se separan del naftaleno, que hierve a 217,4° C., por su conversión a benceno, que hierve a 80,1° C. El producto — desalcoholado comprende, pues, una mezcla esencialmente — de dos componentes, benceno y naftaleno, que conduce por si misma a simple fraccionamiento o cristalización de sus  
30 componentes. Tanto el naftaleno como el benceno produci- dos de este modo son comparables en el coste y netamente



261467

superiores en cuanto a pureza, a los productos comparables de alquitrán de hulla.

5 El material de alimentación preferido es un reformado catalítico, que es relativamente rico en aromáticos y contiene un porcentaje relativamente elevado de naftaleno. Sin embargo, el procedimiento puede emplearse de modo efectivo con cualquier material de alimentación que contenga naftaleno, aunque su ventaja económica, como es natural, es máxima cuando el contenido de naftaleno es elevado.

10 Aunque el procedimiento se describe más adelante — principalmente con referencia a un material de alimentación de petróleo, son también convenientes como materiales de alimentación alquitrán de hulla y otras fracciones que contienen naftaleno.

15 La mayoría de los hidrocarburos aromáticos, cualquiera que sea su origen, contienen como impurezas principales compuestos de azufre tal como tiofenos y compuestos cíclicos sulfurados de punto de ebullición alto. Estos compuestos tienen puntos de ebullición próximos al del naftaleno y, por tanto, no pueden separarse por fraccionamiento. La desalcoholación de acuerdo con el invento elimina impurezas sulfuradas y, como éstas son perjudiciales en muchas reacciones químicas, la purificación efectuada de este modo constituye una neta ventaja con relación a los procedimientos de destilación destructiva.

20 El prefraccionamiento, la desalcoholación y la separación de acuerdo con el invento, conducen a excelentes rendimientos de benceno y naftaleno. La conversión de alcoholbencenos a benceno es excepcionalmente elevada y puede ser mayor de 90 % en una sola pasada sobre el cataliza



261467

dor.

Se verá que el naftaleno presente en mezcla con —  
otros compuestos que tienen puntos de ebullición próximos  
al suyo se recupera por conversión de estos otros compues-  
tos en un material de benceno único, más ligero, que se pue-  
de separar fácilmente del naftaleno por técnicas bien co-  
nocidas. Esta conversión evita la extracción con disolven-  
te que hasta ahora se consideraba necesaria.

Se han hecho varias proposiciones para desalcoholar  
una mezcla hidrocarbonada bencenoide para la eliminación  
selectiva esperada de grupos alcohol, de manera que se -  
incrementará el contenido de benceno de la mezcla. En ge-  
neral, la desalcoholación de alcoholbencenos del tipo en  
el que el grupo alcohol contiene 2 ó más átomos de carbo-  
no es completamente buena. Sin embargo, la eliminación de  
grupos metilo, tal como por ejemplo, de tolueno y xileno,  
no ha sido muy satisfactoria. En presencia de catalizado-  
res corrientes y a una temperatura suficientemente alta -  
para efectuar el craqueo de impurezas, la reacción se —  
hace no selectiva y se produce una amplia escisión de an-  
illos bencénicos junto con la escisión de grupos alcohol;  
únicamente se obtiene una pequeña cantidad de producto fi-  
nal líquido junto con grandes cantidades de coque, butano  
e hidrocarburos más ligeros. Por otra parte, si se emplean  
temperaturas ligeramente menores para prevenir el craqueo  
destrutivo de componentes valiosos, la conversión de me-  
tilbencenos en benceno es muy pobre, incluso con un perío-  
do de contacto prolongado. Por los procedimientos corrien-  
tes, se obtiene una mezcla compleja de productos y la se-  
paración de naftaleno de la mezcla es difícil.



26.467

Sin embargo, usando, en presencia de hidrógeno, un catalizador constituido de, aproximadamente, 10-15 % en peso de óxido crómico sobre un soporte de alúmina tipo gamma, de bajo contenido de sodio, y pureza elevada, los bencenos sustituidos presentes en los reformados y análogos pueden desalcoholarse y separarse las impurezas sulfuradas con poco efecto de coquificación, a temperaturas por encima de 648° C. Este catalizador conduce a una escisión selectiva de los grupos alcohol unidos a los anillos bencénicos sin escindir el naftaleno, de manera que se produce una excelente conversión de los compuestos alcoholbencenos disponibles a benceno, de forma que la separación del naftaleno puede realizarse después fácilmente. Un catalizador de este tipo se encuentra disponible en el comercio, en la Girdler Construction Division of Louisville, Kentucky, Estados Unidos de América, con el nombre comercial G-41. Los diagramas de difracción de rayos X indican que el óxido de cromo está presente en forma de cristales hexagonales, en cuyo aspecto es diferente de los catalizadores co-gel de alúmina y óxido de cromo corrientes. El contenido total de óxido de cromo del producto comercial es aproximadamente 11,8 % de  $Cr_2O_3$  en peso, siendo el resto del producto alúmina de tipo gamma, con bajo contenido de sodio y gran pureza.

El catalizador se emplea preferiblemente en forma de tabletas, por ejemplo de tamaño 0,47 cm. x 0,47 cm., dispuestas en forma de un lecho fijo a través del cual se hace pasar continuamente el material de alimentación e hidrógeno. Sin embargo, pueden usarse tabletas de otros tamaños, en sistemas de reacción de lecho fijo sencillo o



261467

múltiple, o sistemas de reacción de lecho movable. Análogamente, puede emplearse catalizador pulverizado en un reactor de tipo fluidizado. La única limitación en el diseño del reactor es el contacto satisfactorio de la alimentación con el catalizador a las velocidades espaciales prescritas. El catalizador puede regenerarse periódicamente eliminando los depósitos de coque por combustión, según se describe detalladamente más adelante.

La desalcoholación se efectúa por contacto de la carga prefraccional con el catalizador e hidrógeno a una temperatura de 648° C.-760° C. (preferiblemente, unos 732° C.), a una presión desde 7,03 kg./cm.2. a 70,30 kg./cm.2- (preferiblemente unos 35,15 kg./cm.2), a una velocidad de alimentación en la reacción desde 0,226 kg. a 1,36 kg. (preferiblemente 0,453 kg.) de material de alimentación, por hora, por cada 0,453 kg. de catalizador. La relación molar de hidrógeno a material de alimentación hidrocarbonado no es crítica. Puede ser de 3:1 a 10:1, y preferiblemente de 6:1, aproximadamente. Para el funcionamiento económico, esta relación debe ajustarse para que dé el mínimo de coquificación de acuerdo con técnicas bien conocidas.

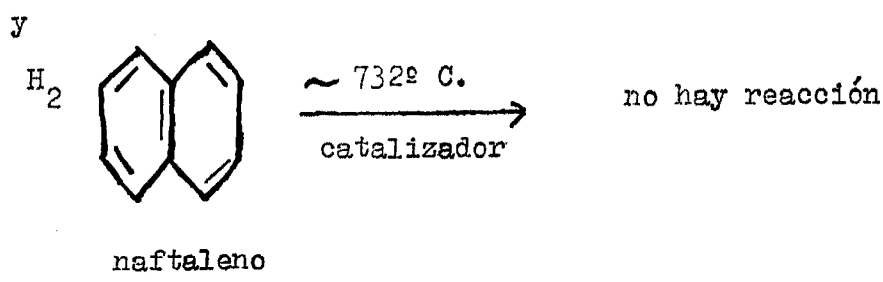
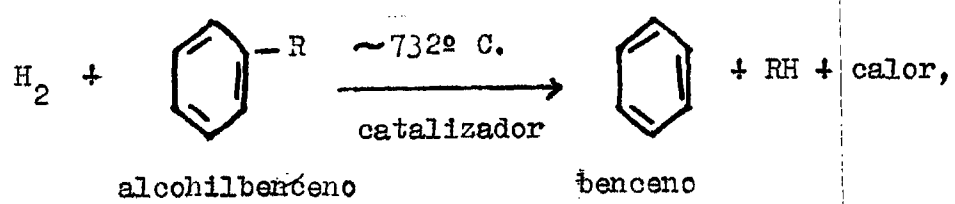
En el interior de la zona de contacto, la desalcoholación se produce rápidamente pero, cosa no esperada, incluso a la temperatura elevada indicada, hay poco craqueo destructivo de hidrocarburos para dar coque o productos normalmente gaseosos y poca formación de productos saturados. En la zona de craqueo, los grupos alcoholilo se escinden de los alcoholbencenos para dar benceno, mientras que las impurezas sulfuradas se convierten en sulfuro de hidrógeno,

261467



y las impurezas parafínicas se craquean para dar gases hidrocarbonados de bajo peso molecular. Los productos normalmente líquidos se someten después a fraccionamiento o cristalización para separar el naftaleno de los otros componentes.

Los tipos generales de reacción realizados en el presente procedimiento son como sigue:



En general, el aislamiento de naftaleno en la mezcla de producto, de otros compuestos que tienen puntos de ebullición próximos al suyo, aumenta al aumentar la temperatura del reactor (hasta el punto en que el naftaleno mismo comienza a craquear) como consecuencia del hecho de que las impurezas en sus límites de ebullición y en los alcoholbencenos de punto de ebullición mayor se craquean de un modo más completo a temperaturas de reactor mayores. Las impurezas de tiofeno presentes en la carga se desdoblan en H<sub>2</sub>S e hidrocarburos saturados a temperaturas relativamente bajas; las parafinas son el grupo siguiente que craquea al aumentar la temperatura. Sin embargo, si la temperatura se aumenta más allá de aquella a la que se de

261467



5 salcohilan los alcoholbencenos, el naftaleno comienza entonces el mismo a desdoblarse en alcoholbencenos, que se convierten a benceno, a causa de que se ha excedido la temperatura óptima. La saturación de compuestos anulares no se produce en ningún grado significativo a causa de que, a la temperatura en cuestión, los puntos de equilibrio están más hacia el lado de la insaturación.

10 Algunos ejemplos típicos de métodos de poner en práctica el invento se describirán ahora con referencia a los dibujos adjuntos, en los que:

La figura 1 es un diagrama de flujo de un método de recuperación de naftaleno a partir de un reformado catalítico.

15 La figura 2 es un diagrama de flujo de un método para obtener naftaleno a partir de nafta; y

la figura 3 es un diagrama de flujo de un método para obtener naftaleno a partir de queroseno o aceites de ciclo ligero catalíticamente craqueados.

Ejemplo 1 (Figura 1)

20 Este es un método de recuperación de naftaleno continuamente, en escala comercial, a partir de un material de alimentación reformado, obtenido de una operación de refinado de petróleo.

25 El reformado procedente de un reformador catalítico 1 se alimenta en un estabilizador 2, donde los gases hidrocarbonados ligeros volátiles (propano y más ligeros) son expulsados por una tubería 3. El producto estabilizado se retira por una tubería 4 y pasa a un fraccionador 5 donde se fracciona para dar una fracción que tiene un punto de ebullición inicial de, aproximadamente 149° C., y

30

261467



un punto final de ebullición de, aproximadamente 232° C. Esta fracción contiene alcoholbencenos y naftaleno, pero no alcoholnaftalenos, cuyos miembros inferiores tienen los puntos de ebullición siguiente:

|   |                  |           |
|---|------------------|-----------|
| 5 | 1-metilnaftaleno | 244,6° C. |
|   | 2-metilnaftaleno | 241,0° C. |
|   | 1-etilnaftaleno  | 258,7° C. |
|   | 2-etilnaftaleno  | 258,0° C. |

Desde el fraccionador, la fracción ligera (alcoholbenceno) se mueve por una tubería 6 hasta una unidad de hidrodesealcoholación 7.

10 A través de una tubería 8, se añade hidrógeno, que puede ser gas residual procedente del reformador. Un calentador aumenta la temperatura de la mezcla de material de alimentación-hidrógeno hasta un nivel en el que se efectúa la hidrodesealcoholación del material de alimentación, es decir desde 648° C. a 760° C., y preferiblemente a 15 unos 732° C. Como la reacción de desalcoholación es exotérmica, la alimentación puede calentarse antes de su introducción en el reactor a una temperatura algo menor, por ejemplo 676° C., que la temperatura preferida de 20 C. a que se efectúa la conversión. La temperatura de alimentación proporciona, pues, un medio conveniente para ajustar la temperatura en la zona de reacción. Alternativamente, el reactor puede estar rodeado por un cambiador 25 térmico para conducir fuera el calor originado por la reacción. Como es natural, la temperatura del reactor variará también con la velocidad de alimentación del material de alimentación al reactor.

Después de calentar, el gas caliente se introduce en el reactor y se hace pasar sobre un lecho fijo de catalizador. Se mantiene en el reactor una presión de, aproximadamente 30



261467

madamente, 35,15 kg./cm.<sup>2</sup>.

El diseño del reactor no es crítico. Únicamente es necesario disponer el catalizador de tal manera que entre en contacto con el material de alimentación e hidrógeno. La velocidad de alimentación del material de alimentación al reactor es preferiblemente de alrededor de 0,453 kg. - por hora, por cada 0,454 kg. de catalizador y un tiempo - de reacción típico de aproximadamente 3-6 segundos, aun-- que ninguna de estas cantidades es crítica, ya que el -- tiempo y la temperatura están hasta cierto punto interre- lacionados.

La presión parcial de hidrógeno en el reactor debe ajustarse, de acuerdo con procedimientos bien conocidos, - para producir la mínima coquificación en el reactor. Como es natural, hay que añadir suficiente hidrógeno para efec- tuar la desalcoholación, saturar los grupos alcoholo eli- minados de los alcoholbencenos y reducir al mínimo el cra- queo subsiguiente del naftaleno.

En las condiciones indicadas, la vida del cataliza- dor es satisfactoria. No se depositan cantidades importan- tes de coque sobre el catalizador, con tal de que se man- tenga una presión de hidrógeno adecuado. Cuando el catali- zador resulta inactivado como consecuencia de los depósi- tos de coque, puede regenerarse quemando los depósitos de coque con aire a temperatura elevada.

El elfuente de hidrodesalcoholación se retira a tra- vés de una tubería 9 y luego se condensa y se estabiliza de manera que se eliminan los gases hidrocarbonados lige- ros volátiles. Estas operaciones son corrientes y no se - describen. El producto de colas que sale del estabiliza--

261467



dor comprende una mezcla principalmente de benceno y naftaleno, aunque puede haber presente algo de tolueno a temperaturas de reactor bajas. Estos se separan por fraccionamiento o cristalización.

5 La pureza del naftaleno separado de la mezcla del material de alimentación, es excelente, según muestran los siguientes datos:

|    | <u>Temperatura de desalcohilación</u> | <u>Punto de solidificación ° C.</u> | <u>Pureza, mol %</u> |
|----|---------------------------------------|-------------------------------------|----------------------|
|    | 676                                   | 79,26                               | 98,1                 |
| 10 | 704                                   | 79,60                               | 98,9                 |
|    | 732                                   | 79,81                               | 99,1                 |
|    | 760                                   | 79,91                               | 99,3                 |

Presión de reacción 35,85 kg./cm.<sup>2</sup>  
 Velocidad de alimentación 0,98  
 Relación molar H<sub>2</sub>/hidrocarburo 8:1

Ejemplo 2 (Figura 2)

15 En este caso el naftaleno procede de una nafta de petróleo virgen. Se alimenta nafta que tiene un punto de ebullición entre 149° C. y 218° C., a través de una tubería-20 a un fraccionador 21, donde se escinde en una fracción más ligera que tiene un punto de ebullición final de 199° C. y una fracción más pesada que tiene límites de ebullición entre 199° C. y 218° C. La fracción más ligera, retirada a través de una tubería 22, contiene alcoholciclohexanos así como las formas cis y trans del decahidronaftaleno.

25 Los alcoholdecahidronaftalenos se eliminan ya que tienen puntos de ebullición como sigue:

|                                    |         |
|------------------------------------|---------|
| 1-metil-(cis-decahidronaftaleno)   | 243° C. |
| 1-metil-(trans-decahidronaftaleno) | 235° C. |
| 2-metil-(cis-decahidronaftaleno)   | 216° C. |
| 2-metil-(trans-decahidronaftaleno) | 208° C. |
| 9-metil-(cis-decahidronaftaleno)   | 215° C. |
| 9-metil-(trans-decahidronaftaleno) | 205° C. |

30 Esta fracción de nafta ligera se reforma catalíticamente en



23 y se hidrodeshulfura, si es necesario, siendo ambas operaciones bien conocidas. Por ejemplo, la nafta puede reformarse sobre un catalizador de platino a unos 482-510°C., y 14,06-42,18 kg./cm.<sup>2</sup>, con una velocidad de alimentación de 0,68 kg.-2,26 kg. de nafta por hora, por cada 0,453 kg. de catalizador y una relación de hidrógeno a hidrocarburo de 3:1 a 10:1. El reformado se estabiliza en 24 para eliminar propano y gases más ligeros y se fracciona en 25 dando una fracción ligera para mezclar con gasolina que se retira a través de una tubería 26, y una fracción más pesada, que se retira por una tubería 27 para recuperar naftaleno por un procedimiento de hidrodeshalcoholación según se ha descrito en el Ejemplo 1.

Un producto desalcoholado típico es como sigue:

15 Rendimientos de desalcoholación sobre reformado 201º

C.

Condiciones operatorias

|                                    |       |
|------------------------------------|-------|
| Velocidad espacial horaria en peso | 1,3   |
| Temperatura (° C.)                 | 715   |
| Presión (kg./cm. <sup>2</sup> )    | 39,35 |
| H <sub>2</sub> /HC                 | 7,9   |

20

Rendimientos (peso % sobre la alimentación)

|           |      |
|-----------|------|
| Benceno   | 8,5  |
| Tolueno   | 5,4  |
| Naftaleno | 44,7 |

25

El rendimiento de tolueno puede disminuirse incrementando las temperaturas operatorias. El producto se fracciona luego como en el Ejemplo 1.

Ejemplo 3 (Figura 3)

30

En este caso, se recuperó naftaleno a partir de un material de alimentación de queroseno. El contenido aromático del queroseno se extrae por una operación de extracción con dióxido de azufre en 30 (procedimiento bien conocido)



261467

cido) y se pasa a un desdoblador 31, desde donde se recupera una fracción que tiene un punto de ebullición final de 232° C., que luego se desalcohila y se fracciona como se ha dicho antes.

5 El mismo método puede usarse con un material de alimentación constituido por un aceite cíclico ligero de catalizador flúido. Alternativamente, puede hidrocraquearse un aceite cíclico ligero prefraccionado para efectuar la eliminación de parafinas y olefinas y luego hidrodesalcoholarse y fraccionarse.

10 El procedimiento es aplicable a productos de alquitrán de hulla de los que se desalcohila un aceite ligero fraccionado para dar benceno y naftaleno de alta pureza, exento de azufre.

15 La presente solicitud que corresponde a la presentada en E.U.A., el 5 de Octubre de 1959, bajo el número --- 844.324, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

20

#### N O T A

25 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 siguientes:

30 1º.- Un procedimiento para recuperar naftaleno desde un material de carga hidrocarburado que contiene naftaleno y alcohol-bencenos, que comprende separar del material de alimentación aquellos compuestos que tienen pun--

26146



5        tos de ebullición más altos que el del naftaleno, hidrodese-  
salcoholar el resto en presencia de hidrógeno y de un ca-  
talizador que comprenda aproximadamente 10 a 15 % en peso  
de óxido de cromo sobre un soporte de alúmina del tipo -  
gamma, de bajo contenido de sodio y de alta pureza, a una  
temperatura superior a 649° C, de manera que se desalcoholi-  
len al menos en parte los alcoholbencenos presentes, y se  
parar el naftaleno del material desalcoholado así produci-  
do.

10        2°.- Un procedimiento según el punto 1°, en el cual  
la hidrodesealcoholación se efectúa a una temperatura de -  
649 a 760° C.

15        3°.- Un procedimiento según el punto 2°, en el cual  
la hidrodesealcoholación se efectúa a una presión de 7 a -  
70 kgs./cm<sup>2</sup>.

4°.- Un procedimiento según cualquiera de los pun-  
tos anteriores, en el cual el material sometido a hidrodese-  
alcoholación se alimenta a una velocidad espacial hora-  
ria de peso de 0,5 a 3.

20        5°.- Un procedimiento según cualquiera de los pun-  
tos anteriores, en el cual la hidrodesealcoholación se --  
efectúa a una relación de hidrógeno a hidrocarburo de 3:1  
a 10:1.

25        6°.- Un procedimiento según cualquiera de los pun-  
tos anteriores, en el cual la hidrodesealcoholación se --  
efectúa con un gas rico en hidrógeno obtenido como produc-  
to secundario de un reformador catalítico.

30        7°.- Un procedimiento según cualquiera de los pun-  
tos anteriores, según el cual el catalizador contiene --  
aproximadamente 11,8 % de óxido de cromo.



261467

8º.- Un procedimiento según cualquiera de los puntos anteriores, en el cual el catalizador comprende óxido de plomo en forma de cristales hexagonales.

5 9º.- Un procedimiento según cualquiera de los puntos anteriores, en el cual la hidrodesealcoholación se efectúa haciendo pasar el gas que contiene naftaleno a través de un lecho fijo de catalizador.

10 10º.- Un procedimiento según cualquiera de los puntos anteriores, en el cual el material de alimentación inicial es un reformado catalítico.

11º.- Un procedimiento según cualquiera de los puntos 1º a 9º, en el cual el material de alimentación inicial es nafta.

15 12º.- Un procedimiento según el punto 11º, en el cual la nafta se trata para separar de ella una fracción que tiene un punto de ebullición final de unos 199º C y dicha fracción se reforma para producir la mezcla que ha de someterse a hidrodesealcoholación.

20 13º.- Un procedimiento según cualquiera de los puntos 1º a 9º, en el cual un material de alimentación que contiene naftaleno, alcoholbencenos y alcoholnaftalenos se trata para separar de él una fracción que hierve a 149-232º C para producir la mezcla que ha de someterse a hidrodesealcoholación.

25 14º.- Un procedimiento según cualquiera de los puntos 1º a 9º, en el cual un material de alimentación hidrocarbonado que contiene compuestos aromáticos se trata para la extracción desde él de compuestos aromáticos de los cuales se escinde una fracción que tiene un punto de ebullición final de unos 232º C para producir la mezcla que

30



ha de someterse a hidrodeshalcolación. **261467**

15º.- Un procedimiento para recuperar naftaleno de un material de alimentación hidrocarbonado.

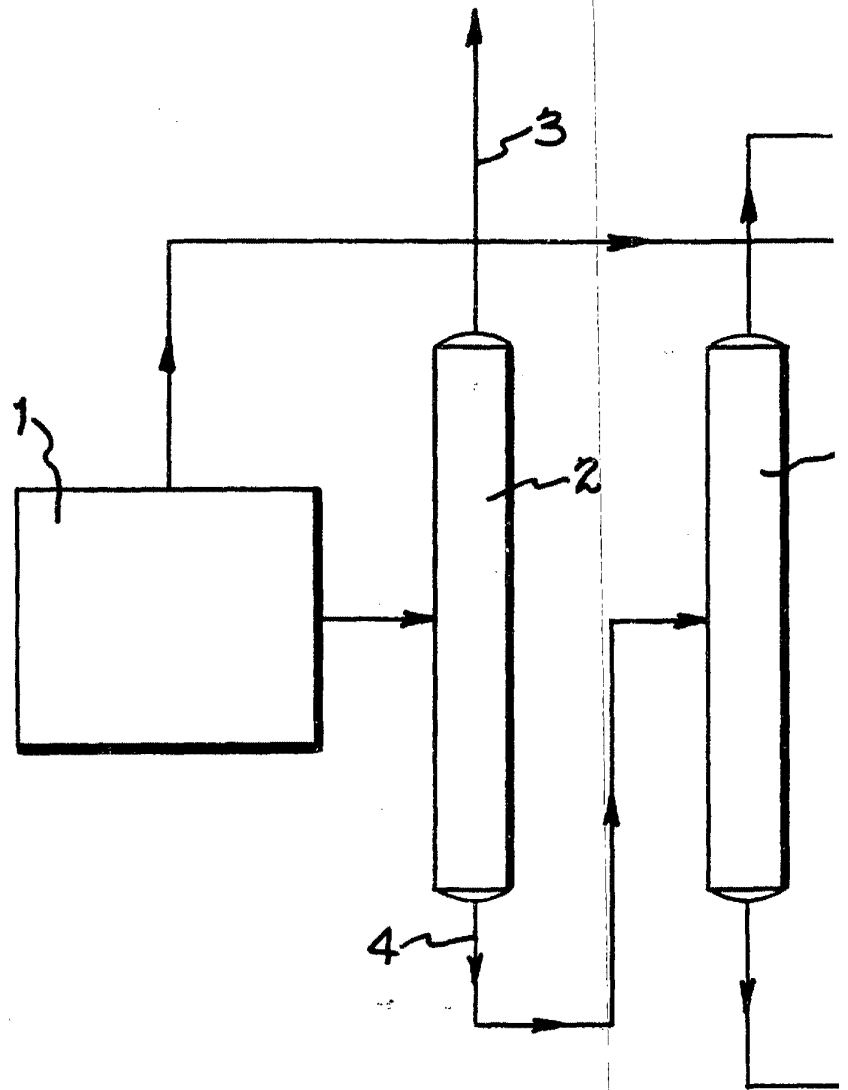
5 Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los tres dibujos que se acompañan y - para los fines que se han especificado.

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

Madrid,

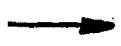
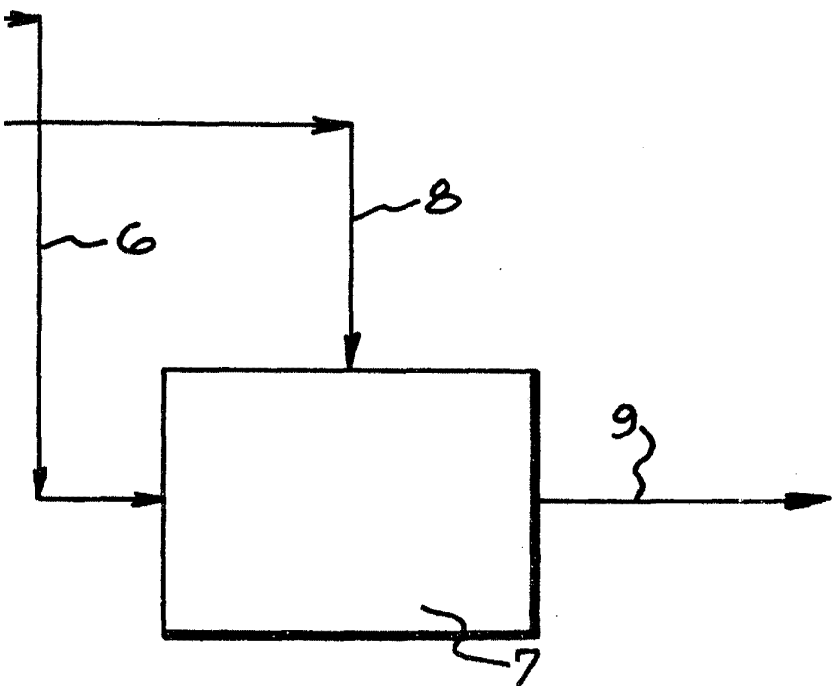
- 2 NOV 1933

*Handwritten signature*

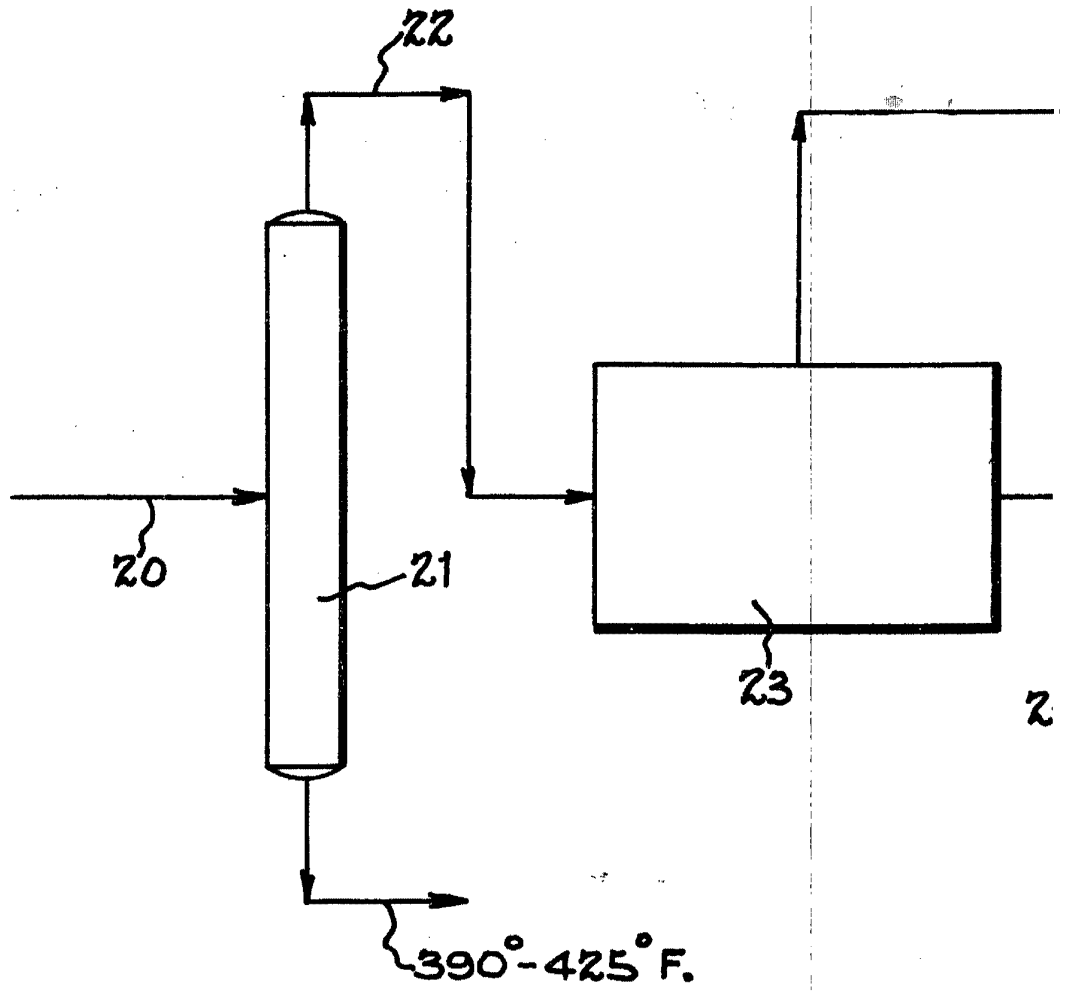




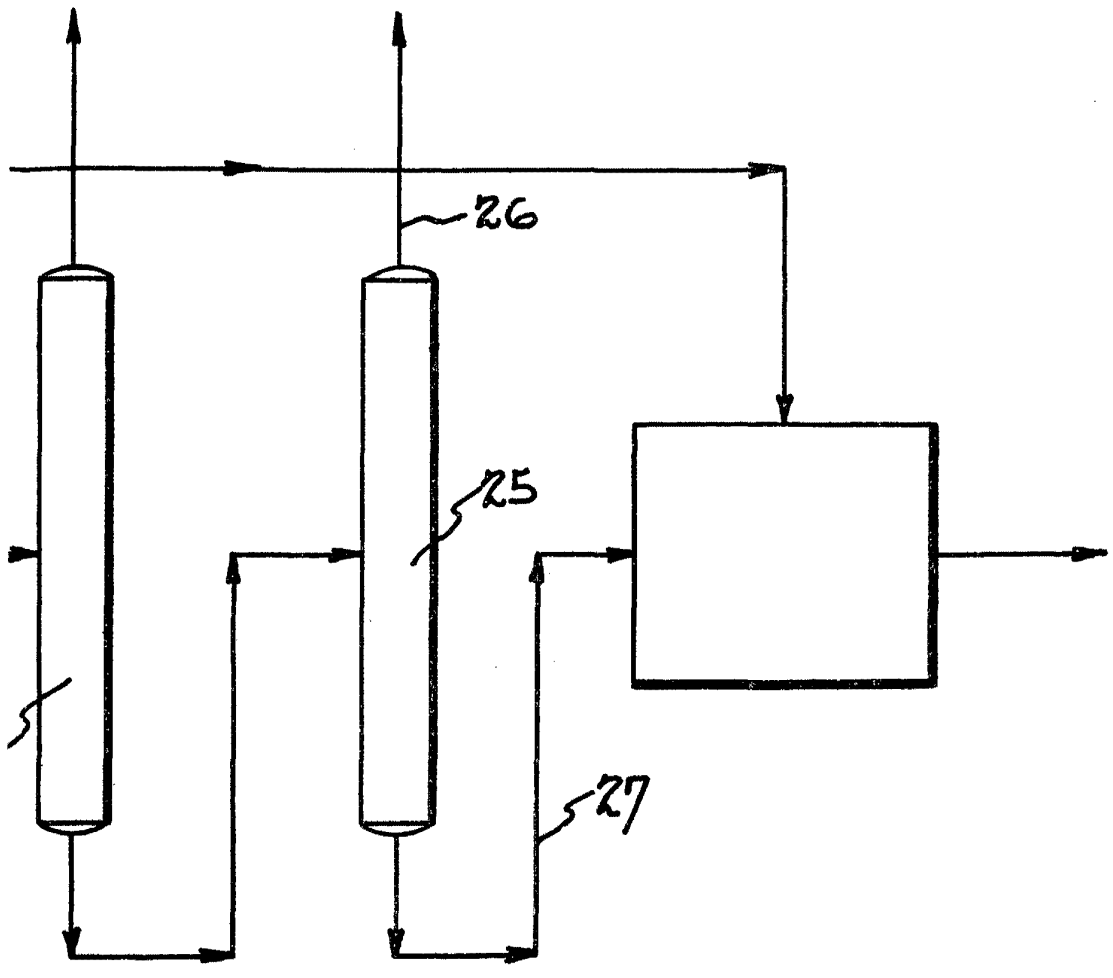
261487



*Fig. 1*



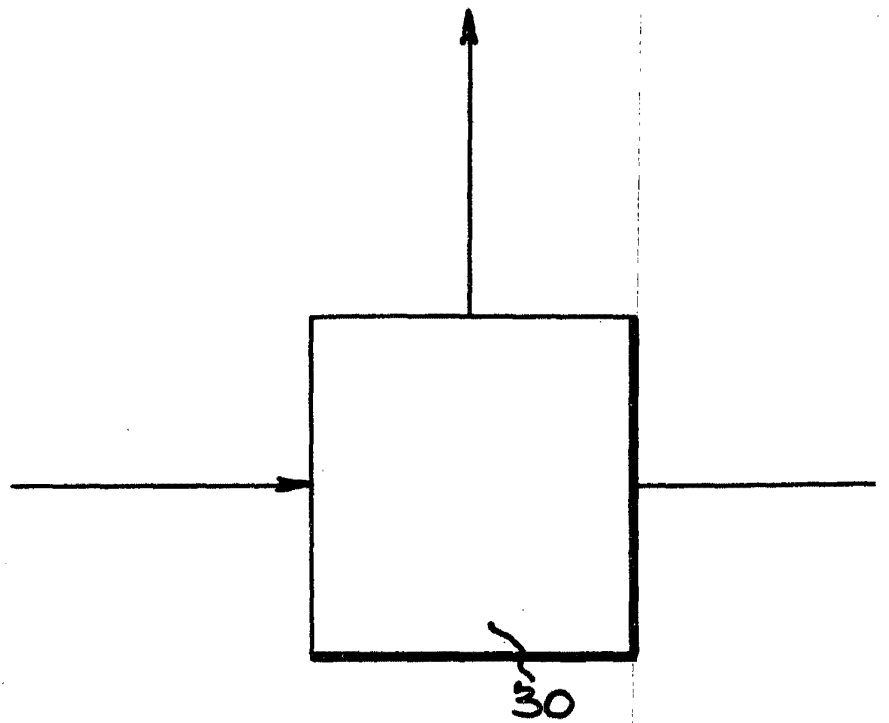
**F**



26 437  
27 437

Fig. 2

ADRIANO OIL & REFINING COMPANY.



F



26 4 7

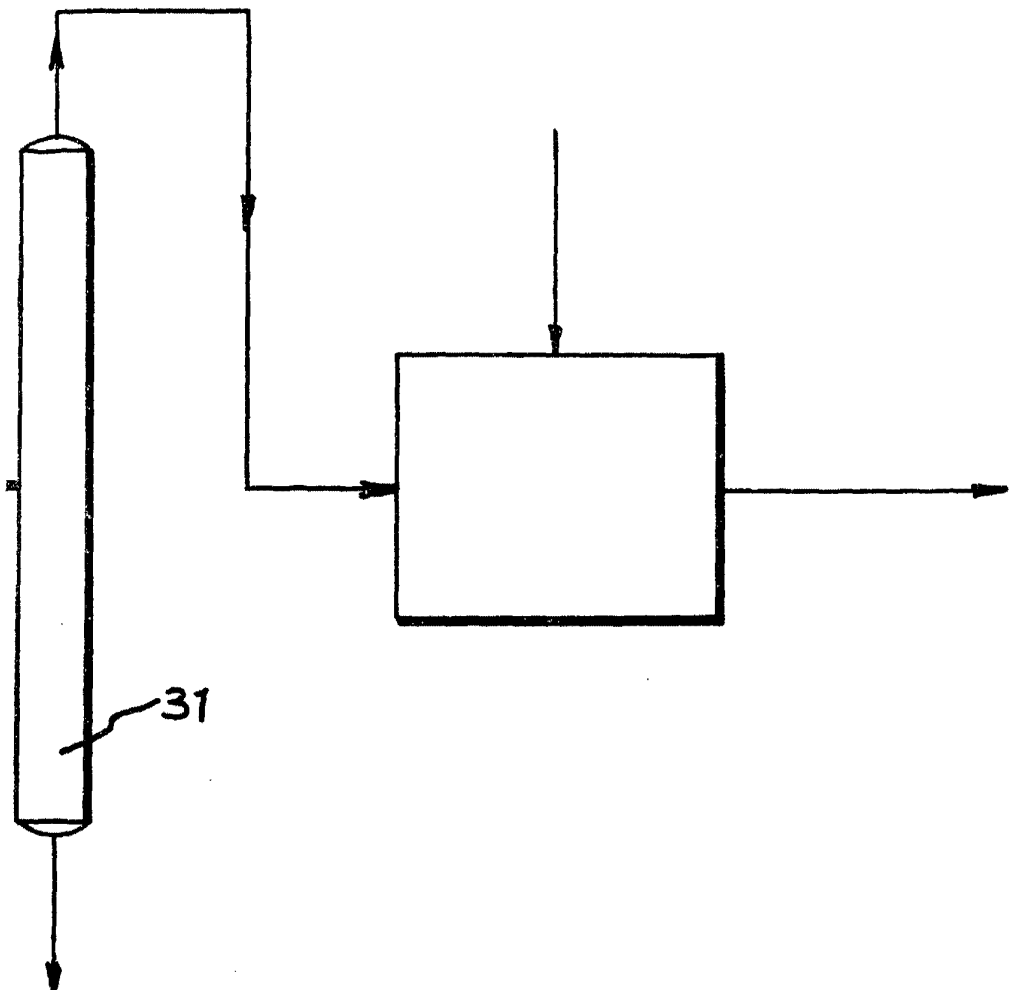


Fig. 3