



MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud

de

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

formulada el 27 de Octubre de 1.966, con el N° 332.805

en

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY, entidad nortea-
mericana, establecida en 30 Algonquin Road, Des Plaines, -
Illinois, Estados Unidos de América, por:

"UN PROCEDIMIENTO PARA LA CONVERSION DE UN HIDROCARBURO"

La presente invención se refiere a un procedimien
to para convertir hidrocarburos, y más en particular se re-
fiere a un procedimiento de combinación, en el que se inclu-
yen las etapas de conversión de hidrocarburos, separación -
5 gas-líquido, refrigeración, y un método para aumentar y ha-
cer máximo el contenido de hidrógeno en un gas de recircula-
ción de hidrógeno, en tal procedimiento.

En los últimos años, con el avance de la industria
del petróleo, se han desarrollado combustibles perfeccionados
10 para satisfacer los requisitos de motores avanzados. Por ejemplo,



se han proporcionado diversos métodos para producir combustibles antidetonantes. Entre estos métodos se incluyen procedimientos catalíticos tales como alcoholación, reformación, craqueo e isomerización. El último procedimiento se empleó primordialmente para producir isoparafinas que luego se hacían reaccionar con olefinas, formando una fracción de combustible para motores, muy antidetonante. En muchos procedimientos de conversión de hidrocarburos, y especialmente en el procedimiento de isomerización antes mencionado, la actividad de los catalizadores es tan grande - que los catalizadores aceleran las reacciones de descomposición igual que las reacciones deseadas, con el resultado de que se reduce el rendimiento final del producto deseado. Se han utilizado diversos medios en un intento para disminuir o eliminar estas reacciones de descomposición o craqueo incontrolado. Entre tales medios se ha incluido el uso de hidrógeno en la zona de reacción.

El uso de hidrógeno junto con los hidrocarburos a convertir ha sido expuesto para los recientemente desarrollados catalizadores de doble función, entre los que se incluyen, en general, un componente de hidrogenación y un soporte de acción ácida. Los procedimientos para los que se han expuesto estos catalizadores han sido procedimientos a temperatura relativamente alta, y una de las funciones del hidrógeno, en tales procedimientos, ha sido descrita como la supresión de la formación de coque. Hasta ahora, la aplicación de tales catalizadores que más éxito ha tenido ha sido la reformación catalítica de hidrocarburos que hierven en el intervalo de la gasolina o nafta. Aún más recientemente, se ha expuesto el uso de tales cata-



lizadores para procedimientos llamados de hidroisomeri-
zación. En vez de utilizar materiales de alimentación de
amplio punto de ebullición, estos procedimientos se han
aplicado con éxito a materiales de alimentación de inter-
5 valo de ebullición relativamente estrecho, bajo condicio-
nes de operación con las que se obtiene la hidroisomeri-
zación. El uso de estos materiales de alimentación de in-
tervalo de ebullición relativamente estrecho ha permitido
que con ellos se usen concurrentemente unas condiciones
10 de operación más suaves que las necesarias para la refor-
mación. Sin embargo, tales procedimientos de hidroisomeri-
zación exigen todavía el uso concurrente de hidrógeno, no
solo para mantener la superficie del catalizador limpia y
exenta de coque, sino también debido a que se creía que el
15 hidrógeno juega un papel importante en el mecanismo de la
reacción de hidroisomerización.

Dado que muchas de las reacciones efectuadas en
presencia de hidrógeno consumen realmente cantidades sus-
tanciales de hidrógeno, ha sido necesario desarrollar fuen-
20 tes de hidrógeno de reposición. Ha sido tanto práctico co-
mo económico utilizar para este fin tantas corrientes se-
cundarias gaseosas, de las diversas unidades de las refi-
nerías, como fuera posible. Así, cuando una refinería tiene
una corriente gaseosa que contiene hidrógeno, por ejemplo
25 procedente de un procedimiento de reformación (que produz-
ca hidrógeno), a menudo se utiliza como fuente de hidróge-
no. Sin embargo, los procedimientos más nuevos, efectuados
en presencia de hidrógeno, son frecuentemente sensibles a
la pureza del hidrógeno, con el resultado de que algunas
30 de las corrientes de gas de escape o residual no han podido



ser usadas satisfactoriamente como fuentes de suministro de hidrógeno. Mediante la presente invención, el contenido de hidrógeno en el gas de reposición, que contiene hidrógeno, enviado a la zona de reacción de conversión del hidrocarburo, será elevado y hecho máximo, con coste relativamente bajo, eliminando así la necesidad de disponer de una fuente exterior de hidrógeno de gran pureza. Además, como se describe más adelante, el gas de recirculación a la zona de reacción de conversión de hidrocarburo contendrá siempre mayor proporción de hidrógeno que la corriente de gas de reposición que contiene hidrógeno, enviada al procedimiento de conversión de hidrocarburos desde otra unidad de la refinería. Esta y otras características del procedimiento de la invención se expondrán con detalle más adelante.

Por tanto, la presente invención proporciona un procedimiento para convertir un hidrocarburo, que comprende introducir en una zona de reacción una corriente de dicho hidrocarburo y una corriente de gas rico en hidrógeno, producida como se describe más adelante; efectuar la conversión de dicho hidrocarburo, en dicha zona, en presencia de hidrógeno y de un catalizador; retirar de dicha zona la mezcla de reacción resultante, y añadir a la misma una corriente gaseosa de hidrógeno de reposición; introducir la mezcla así formada en un primer separador, y dividirla en una primera fracción líquida y una fracción de vapor; refrigerar dicha fracción de vapor hasta una temperatura menor de aproximadamente 5°C; introducir la fracción de vapor refrigerada en un segundo separador, y separar de ella una segunda fracción líquida, formando así una fracción gaseosa que contiene una proporción



de hidrógeno mayor que la de dicha corriente gaseosa de reposición; suministrar dicha fracción gaseosa a la zona de reacción, en calidad de dicho gas rico en hidrógeno; y retirar del procedimiento dichas fracciones líquidas.

5 Como se ha dicho antes, el procedimiento de la invención es aplicable a la conversión de un hidrocarburo, en presencia de hidrógeno y de un catalizador de conversión. El procedimiento es particularmente aplicable a la isomerización de hidrocarburos saturados, incluyendo para-
10 rafinas acíclicas y naftenos cíclicos, y es particularmente adecuado para la isomerización de parafinas de cadena rectilínea, o de cadena ramificada en menor grado, que con-
 tienen 4 ó más átomos de carbono por molécula, incluyendo
 n-butano, n-pentano, n-hexano, 2-metilpentano, 3-metilpen-
15 tano, n-heptano, 2-metilhexano, 3-metilhexano, n-octano, 2-metilheptano, 3-metilheptano, 4-metilheptano, y similares. Las cicloparafinas o naftenos que se pueden utilizar en el
 procedimiento de la invención deben contener al menos 6 áto-
 mos de carbono y 5 átomos de carbono en el anillo, tal como
20 los alcohilciclopentanos y ciclohexanos, y se incluyen el -
 metilciclopentano, ciclohexano, 1,1-dimetilciclopentano, -
 1,2-dimetilciclopentano, 1,3-dimetilciclopentano, metilciclo-
 hexano, 1,1-dimetilciclohexano, 1,2-dimetilciclohexano, y si-
 milares. Este procedimiento es aplicable también a la con-
25 versión de mezclas de parafinas y/o naftenos, tales como los derivados por fraccionamiento selectivo de gasolinas o naftas naturales o destilación directa. Entre tales mezclas de para-
 finas y/o naftenos se incluyen las llamadas fracciones de pen-
 tano, fracciones de hexano, fracciones de heptano, y mezclas
30 de ellas. El procedimiento de la invención es aplicable tam-



bién a la isomerización de olefinas, por ejemplo la isomerización de 1-buteno a 2-buteno, la isomerización de 3-metil-1-buteno a 2-metil-2-buteno, e isomerizaciones similares de olefinas, aunque evidentemente, no necesariamente -
5 bajo las mismas condiciones de operación, dado que se ha de superar la tendencia de estas olefinas a hidrogenarse en presencia de hidrógeno y del catalizador. El procedimiento se puede usar también para la isomerización de hidrocarburos alcohilaromáticos, por ejemplo la isomerización de etil-
10 benceno a xilenos, y la isomerización de n-propilbenceno a metiletilbenceno.

La presente invención es adecuada para su uso en cualquier conversión de hidrocarburos, tal como hidrorrefinación, hidrocraqueo, hidroformación, hidrodesealcoholación
15 y similares, en que se utilice hidrógeno en la zona de conversión, ya que, como se ha dicho antes, el procedimiento aumenta y hace máximo el contenido de hidrógeno de una corriente gaseosa que contiene hidrógeno que se encontraría en una refinería o instalación petroquímica comercial.

Una realización específica de la invención, tal como se aplica a la isomerización de n-pentano a alta temperatura y presión, y en presencia de hidrógeno y de un catalizador de isomerización comprende introducir dicho n-pentano,
20 junto con una fracción en fase vapor, rica en hidrógeno, producida como se describe más adelante, en una zona de isomerización que contiene dicho catalizador de isomerización; isomerizar al menos una parte de dicho n-pentano; introducir el
25 efluente de la zona de isomerización, mezclado con una corriente gaseosa de reposición que contiene hidrógeno, en una
30 primera zona de separación; retirar de dicha primera zona de



separación una fracción en fase líquida, enriquecida en hidrocarburos isomerizados, y una fracción en fase vapor; hacer pasar dicha fracción en fase vapor a unos medios de refrigeración; hacer pasar la fracción de fase vapor re-
5 frigerada a una segunda zona de separación; retirar de dicha segunda zona de separación una fracción en fase líquida, enriquecida en hidrocarburos isomerizados, y una fracción en fase vapor rica en hidrógeno; mezclar las fracciones en fase líquida, enriquecidas en hidrocarburos isomerizados, procedentes de la primera y segunda zonas de separación; retirar, como producto del procedimiento, la fracción en fase líquida mezclada, enriquecida en hidrocarburos isomerizados; y recircular dicha fracción en fase vapor rica en hidrógeno, procedente de dicha segunda zona de separación, en combinación con dicho n-pentano, a dicha zona de isomerización, como se ha dicho antes.

El procedimiento de la presente invención se puede entender mejor quizá por referencia al dibujo adjunto, que es un diagrama esquemático del flujo del procedimiento. Como se ha indicado antes, la primera etapa del procedimiento de la presente invención comprende convertir al menos una parte del hidrocarburo, en presencia de hidrógeno y de un catalizador de conversión, en una zona de reacción. En el dibujo, esta primera etapa se representa teniendo lugar en la zona de reacción 8. El hidrocarburo a convertir se suministra a la zona de reacción 8 por la tubería 1, bomba 2, tubería 3, cambiador de calor 4 de la alimentación combinada, tubería 5 y calentador de carga 6. Cuando la carga se caliente hasta la temperatura deseada, el hidrocarburo se hace pasar por la tubería 7 hasta la -



zona de reacción 8. Por las tuberías 28 y 3, como se indica más adelante, se combina con la alimentación hidrocarbonada una fracción en fase vapor, rica en hidrógeno.

5 La zona de reacción 8 puede ser de un tipo usual, con un catalizador de conversión dispuesto en ella; preferiblemente es del tipo adiabático (estando la alimentación provista de la cantidad requerida de calor, antes de introducirla en dicha zona de reacción), y puede estar provista de deflectores, platos, u otro equipo auxiliar. La cantidad requerida de calor se suministra mediante el cambiador 10 4 de la alimentación combinada, y mediante el calentador 6 de carga. El flujo de reaccionantes por la zona de reacción puede ser ascendente o descendente.

15 Entre los catalizadores que se pueden utilizar en el procedimiento de la presente invención se incluyen cualquiera de los catalizadores conocidos como capaces de promover las reacciones de conversión de hidrocarburos antes mencionadas.

20 Una composición catalítica típica, muy adecuada para la isomerización de hidrocarburos parafínicos, comprende de alúmina, platino, y de aproximadamente 2,0 a aproximadamente 5,0% en peso de fluor combinado. La alúmina, preferiblemente, es gamma-alúmina preparada sintéticamente, de alto grado de pureza, que tiene gran área superficial. Son 25 bien conocidos los métodos de preparación de tales catalizadores.

30 El procedimiento de conversión de hidrocarburos se puede efectuar bajo diversas condiciones de temperatura, presión y velocidad espacial horaria de líquido. La temperatura utilizada estará generalmente impuesta por el procedi-



miento concreto de conversión de hidrocarburos y por el catalizador concreto de conversión de hidrocarburos que se utilicen, y, por tanto, las temperaturas pueden estar comprendidas entre aproximadamente 100 y aproximadamente 500°C, o más. En un procedimiento de conversión de hidrocarburos tal como una isomerización, un intervalo preferido de temperaturas será el de aproximadamente 100 a aproximadamente 500°C. La presión elegida para la zona de reacción de conversión de hidrocarburos será lo suficientemente baja para asegurar la evaporación de la alimentación a la zona de reacción, y puede estar comprendida entre aproximadamente la presión atmosférica y aproximadamente 350 atm, o más. La velocidad espacial (volumen de alimentación líquida por hora por volumen del espacio de reacción) estará comprendida entre aproximadamente 0,25 y aproximadamente 100, preferiblemente entre aproximadamente 1,0 y aproximadamente 20, siendo el único límite que en el efluente de la zona de reacción se obtengan mezclas en equilibrio de hidrocarburos convertidos. Como se ha indicado antes, se utiliza hidrógeno para hacer mínimo el craqueo y mantener la superficie del catalizador en estado exento de carbono, por ejemplo en procedimientos de isomerización. El caudal de suministro de hidrógeno estará comprendido entre aproximadamente 0,25 y aproximadamente 10 moles, o más, de hidrógeno por mol de hidrocarburo. El consumo de hidrógeno será usualmente muy pequeño, comprendido entre aproximadamente 5,3 y aproximadamente 17,8 litros por litro de alimentación hidrocarbonada en un procedimiento de isomerización, pero el consumo de hidrógeno puede ser mucho mayor en otros procedimientos de conversión de hidrocarburos, en los que se consuma -



hidrógeno en el procedimiento.

El hidrógeno de reposición se puede suministrar desde cualquier fuente conveniente, y generalmente el hidrógeno se recirculará dentro del procedimiento. La reposición de hidrógeno puede estar diluida con diversos materiales inertes, tales como nitrógeno, metano, etano, y/o propano. El procedimiento de la presente invención, al aumentar y hacer máximo el contenido de hidrógeno en el gas de reposición suministrado al procedimiento, dentro del propio procedimiento, efectúa importantes economías y ventajas, dado que así se evitan las costosas instalaciones de purificación de hidrógeno fuera del procedimiento, al tiempo que el procedimiento de conversión de hidrocarburos está operando con su máxima eficacia, debido a la corriente de gas de recirculación, rico en hidrógeno, de mayor calidad, que se introduce primero en el reactor y luego en el resto del procedimiento, como se ha descrito antes.

Quando la reacción de conversión del hidrocarburo ha transcurrido hasta el grado deseado en el reactor 8, preferiblemente, aunque no necesariamente, con una conversión del 100% del hidrocarburo, los productos de la zona de reacción 8 se retiran por la tubería 9, y cambiador de calor 4 de la alimentación combinada. Por transmisión de calor con el efluente de la zona de reacción (tubería 9), la alimentación se precalienta antes de entrar en el calentador de carga 6. Al mismo tiempo se enfría el efluente de la zona de reacción, efectuándose así una economía de operación durante la etapa de tratamiento. El enfriador 11 enfría más al efluente de la zona de reacción, hasta la temperatura deseada de tratamiento, antes de que el efluente pase por la -

SECRET

tubería 12 hasta un punto de mezcla con una corriente gaseosa de reposición que contiene hidrógeno, suministrada por la tubería 13, compresor 14 y tubería 15. La mezcla de efluente de la zona de reacción y gas de reposición que
5 contiene hidrógeno pasa al primer separador 16. En el separador 16 se separan una fracción en fase líquida, enriquecida en hidrocarburos convertidos, y una fracción en fase vapor. El separador 16 funciona usualmente a una presión de 3,4 atm menos que la presión del reactor, y a una
10 temperatura de aproximadamente 35 a 40°C. La fracción en fase líquida enriquecida en hidrocarburos convertidos se lleva por la tubería 17, desde el separador 16 hasta la tubería 24 de salida de producto.

La fase vapor del separador 16 se lleva por la
15 tubería 18 al cambiador de calor 19, y luego por la tubería 20 a los medios de refrigeración 21. La fracción en fase vapor refrigerada se lleva luego por la tubería 22 al segundo separador 23. En el separador 23, se separan una fracción líquida enriquecida en hidrocarburos convertidos, y una fracción
20 ción en fase vapor rica en hidrógeno. El separador 23 se mantiene aproximadamente a la misma presión de operación que el separador 16, pero a una temperatura mucho más baja. En el separador 23 se prefieren unas temperaturas de operación de menos de aproximadamente 5°C. La fracción en fase
25 líquida enriquecida en hidrocarburos convertidos se retira por la tubería 24, y se mezcla con el líquido procedente del separador 16, y se retira como producto del procedimiento. La fracción en fase vapor rica en hidrógeno se retira del separador 23 por la tubería 25, y se recircula por el
30 cambiador de calor 19, donde se enfría la fase vapor proce-

70 DIC



dente del separador 16, y se calienta la fase vapor rica en hidrógeno, procedente del separador 23, antes de suministrarla por la tubería 26 al compresor 27 de gas de recirculación, y desde allí, por la tubería 28, a ser combinada con la alimentación hidrocarbonada en la tubería 3.

El siguiente ejemplo se presenta para ilustrar más el procedimiento de la presente invención.

Ejemplo 1

10

Se presenta a continuación un ejemplo específico de la operación del procedimiento de la invención en presencia de un catalizador que comprende alúmina, platino y halógeno combinado.

15

El procedimiento se efectúa de la forma descrita con referencia al dibujo. El catalizador comprende alúmina que contiene 0,375% en peso de platino, y aproximadamente 4,6 de fluor combinado. El ejemplo ilustra la isomerización de un material de alimentación que contiene n-pentano, que tiene una composición de 94,5% en moles de n-pentano, 4,9% en moles de isopentano y 0,6% en moles de hidrocarburos de más de 6 carbonos. Este material de alimentación, en cantidad de 477 m³/día, se lleva en forma líquida por la tubería 1, y se bombea a la tubería 3. En la tubería 3 se mezcla con la alimentación de hidrocarburo nueva un gas de recirculación rico en hidrógeno, después de haber sido recuperado del procedimiento como se describe más adelante. La alimentación combinada en la tubería 3, es decir, el hidrocarburo en combinación con la fracción en fase vapor rica en hidrógeno, producida como se describe más adelante, se lle

25

30



va al cambiador de calor 4 de alimentación combinada, y luego al calentador de carga, por la tubería 5. El calor requerido para la conversión es proporcionado por el cambiador de calor 4 y calentador de carga 6. La alimentación combinada pasa luego al reactor 8, por la tubería 7.

El reactor 8 tiene $4,96 \text{ m}^3$ de catalizador de conversión, de alúmina-platino-fluor combinado, dispuesto en él. El reactor se mantiene aproximadamente a 34 atm manom. , y tiene una temperatura de entrada de aproximadamente 382°C .

Se establece una relación molar de hidrógeno a pentano total igual a 2,0, de forma que la alimentación combinada al reactor 8 comprende (en tanto por ciento en moles) $64,7\%$ de hidrógeno, $2,3\%$ de metano, $0,4\%$ de etano, $0,1\%$ de propano, $0,1\%$ de butanos, $2,3\%$ de isopentano, $30,1\%$ de n-pentano y $0,1\%$ de C_6+ . La velocidad espacial horaria de líquido se mantiene a aproximadamente 4,0, para obtener la conversión deseada. Los reaccionantes se hacen pasar por el reactor en flujo descendente. El efluente de reacción contiene, en tanto por ciento en moles $64,6\%$ de hidrógeno, $2,4\%$ de metano, $0,5\%$ de etano, $0,3\%$ de propano, $0,3\%$ de butanos, $18,0\%$ de isopentano, $13,8\%$ de n-pentano y $0,1\%$ de C_6+ . Dicho efluente pasa por el cambiador de calor 4 de la alimentación combinada, por la tubería 9, reduciéndose su temperatura en más de 350°C , y, al mismo tiempo, se eleva en más de 280°C la temperatura de la alimentación combinada que pasa por el cambiador de calor 4, disminuyendo así la cantidad total de suministro de calor que es necesario que suministre el cambiador de carga 6 a la alimentación combinada, antes de la etapa de reacción en el reactor 8.

El efluente del reactor se hace pasar luego por



el enfriador 11, donde se vuelve a enfriar, hasta aproximadamente 37°C. El efluente del reactor, enfriado, se lleva luego a la tubería 15, y se mezcla en ella con una corriente de gas de reposición rico en hidrógeno. El gas de reposición se suministra a la unidad desde una unidad de reformación (que no se muestra), y contiene (en tanto por ciento en moles) 90,7% de hidrógeno, 3,7% de metano, 2,7% de etano, 2,2% de propano y 0,7% de butanos. El gas de reposición es suministrado, mediante el compresor 14 elevador de presión, con un caudal de $3,68 \times 10^6$ litrosN/día. Dicho gas de reposición es suministrado a la presión de operación del separador 16 (aproximadamente 30,6 atm manom.) y a una temperatura de aproximadamente 38°C.

En el separador 16, se separan una fracción en fase líquida, enriquecida en hidrocarburos isomerizados, y una fracción en fase vapor. La fracción en fase líquida ($46,9 \text{ m}^3/\text{día}$) se retira por la tubería 17, siendo su composición, en tanto por ciento en moles, 2,0% de hidrógeno, 0,8% de metano, 0,8% de etano, 1,0% de propano, 1,3% de butanos, 56,3% de isopentano y 37,8% de n-pentano. Esta fracción líquida se mezcla luego con la fracción líquida procedente del separador 23, como se describe más adelante.

La fracción en fase vapor se lleva luego por la tubería 18 al cambiador de calor 19, y luego a los medios de refrigeración 21. La composición de la fracción en fase vapor introducida en los medios de refrigeración es, en tanto por ciento en moles, 90,6% de hidrógeno, 3,1% de metano, 0,5% de etano, 0,2% de propano, 0,1% de butanos, 3,4% de isopentano y 2,1% de n-pentano. Los medios de refrigeración 21, en el caso presente, proporcionan un servicio de refri-



geración de 142.800 kcal/horas y refrigeran a la fracción en fase vapor, procedente del separador 16, hasta aproximadamente 4,4°C. La fracción en fase vapor refrigerada se lleva luego, por la tubería 22, al separador 23, que se mantiene a aproximadamente 30,3 atm manom., y a una temperatura menor de aproximadamente 5°C.

En el separador 23, se separa de una fracción en fase vapor rica en hidrógeno una fracción en fase líquida enriquecida en hidrocarburo isomerizado. La fracción en fase líquida (438 m³/día) se retira por la tubería 24, y se mezcla con la fracción en fase líquida procedente del separador 16, de forma que se retiran 484,9 m³/día de producto líquido total, como producto del procedimiento. La composición del producto total es, en tanto por ciento en moles, 2,4% de hidrógeno, 0,6% de metano, 0,5% de etano, 0,6% de propano, 0,8% de butanos, 53,5% de isopentano, 41,3% de n-pentano y 0,3% de C₆+. Después se fracciona más este producto, para recuperar el isopentano (por medios que no se muestran).

La fracción en fase vapor rica en hidrógeno, del separador 23, se retira después por la tubería 25, y se lleva al cambiador de calor 19, donde se enfría la fracción en fase vapor, procedente del separador 16, por intercambio de calor con la fracción en fase vapor rica en hidrógeno, enfriada, procedente del separador 23. Ello reduce el servicio de refrigeración de los medios 21, antes del paso de la fracción en fase vapor desde el separador 16 al separador 23, y al mismo tiempo añade calor a la fracción en fase vapor rica en hidrógeno, antes de comprimirla hasta la presión del reactor deseada, para recircularla a la zona de isomeriza-



ción. La composición de la fracción en fase vapor rica en hidrógeno, en tanto por ciento en moles, es la siguiente: 94,5% de hidrógeno, 3,3% de metano, 0,5% de etano, 0,2% de propano, 1,0% de isopentano y 0,5% de n-pentano.

5 De esta forma, el hidrógeno de recirculación al reactor se concentra desde el 90,7% en moles originalmente presente en el gas de reposición hasta el 94,5% en moles, y, al hacerlo así, el catalizador de conversión está ahora ex-
10 puesto a solo una fracción en fase vapor rica en hidrógeno, en vez de a la fracción de gas de reposición que tiene una pureza de hidrógeno relativamente baja. Como resultado de ello, el catalizador está menos expuesto a desactivación de-
15 bida a formación de alquitrán y coque, y no se observa sustancialmente ninguna desactivación del catalizador. Además, ahora no es necesaria una fuente exterior de hidrógeno de gran pureza, ni instalaciones exteriores de purificación del hidrógeno, ya que se ha utilizado más eficazmente una fuente de hidrógeno dentro del propio esquema de flujo, creando una operación comercialmente superior.

N O T A

20 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:

1.- Un procedimiento para la conversión de un hidrocarburo, que comprende introducir en una zona de reacción
25 una corriente de dicho hidrocarburo, y una corriente de un gas rico en hidrógeno, producido como se describe más adelante; efectuar en dicha zona la conversión de dicho hidrocar-



buro, en presencia de hidrógeno y de un catalizador; retirar de dicha zona la mezcla de reacción resultante, y añadir a la misma una corriente de gas de reposición de hidrógeno; introducir la mezcla así formada en un primer separador, y dividirla en una primera fracción líquida y una fracción de vapor; refrigerar dicha fracción de vapor, hasta una temperatura menor de aproximadamente 5°C; introducir en un segundo separador la fracción de vapor refrigerada, y separar de ella una segunda fracción líquida, formando así una fracción gaseosa que contiene mayor proporción de hidrógeno que dicha corriente de gas de reposición; suministrar dicha fracción gaseosa a la zona de reacción, como dicho gas rico en hidrógeno; y retirar del procedimiento dichas fracciones líquidas.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, donde la corriente de gas de reposición que contiene hidrógeno contiene una proporción principal de hidrógeno, y una proporción pequeña de hidrocarburos normalmente gaseosos.

3.- Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, donde la fracción de vapor separada en la primera separación se somete, antes de la refrigeración, a intercambio indirecto de calor con la fracción gaseosa formada en el segundo separador.

4.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, donde la corriente hidrocarbonada se somete, antes de introducirla en la zona de reacción, a intercambio indirecto de calor con la mezcla de reacción retirada de dicha zona.

5.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, donde la fracción gaseosa formada en



el segundo separador se combina con la corriente hidrocarbonada, antes de introducir esta última en la zona de reacción.

5 6.- Procedimiento según la reivindicación 5, donde de la fracción gaseosa formada en el segundo separador se combina con la corriente hidrocarbonada, antes de someter a esta última a intercambio de calor con la mezcla del reactor, retirada de la zona de reacción.

10 7.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, donde un hidrocarburo isomerizable se somete a isomerización catalítica en presencia del gas rico en hidrógeno suministrado a la zona de reacción.

15 8.- Procedimiento según la reivindicación 7, donde de el hidrocarburo isomerizable es un hidrocarburo paraffinico acíclico.

9.- Procedimiento según la reivindicación 8, donde de el hidrocarburo isomerizable comprende n-pentano.

20 10.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, donde una corriente hidrocarbonada, contaminada con al menos uno de los compuestos elegidos del grupo que consta de compuestos de azufre, compuestos de nitrógeno, y compuestos hidrocarbonados insaturados, se somete a hidrorrefinación catalítica, en presencia del gas rico en hidrógeno suministrado a la zona de reacción.

25 11.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, donde un hidrocarburo aromático alcoholsustituido se somete a hidrodeshidratación catalítica, en presencia del gas rico en hidrógeno suministrado a la zona de reacción.

30 12.- Procedimiento según cualquiera de las reivind



dicaciones 1 a 6, donde una corriente que comprende hidrocarburos relativamente pesados se somete a hidrocraqueo catalítico, en presencia del gas rico en hidrógeno suministrado a la zona de reacción.

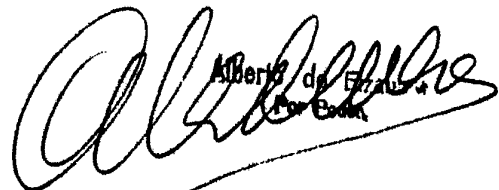
5 13.- Un procedimiento para la conversión de un hidrocarburo.

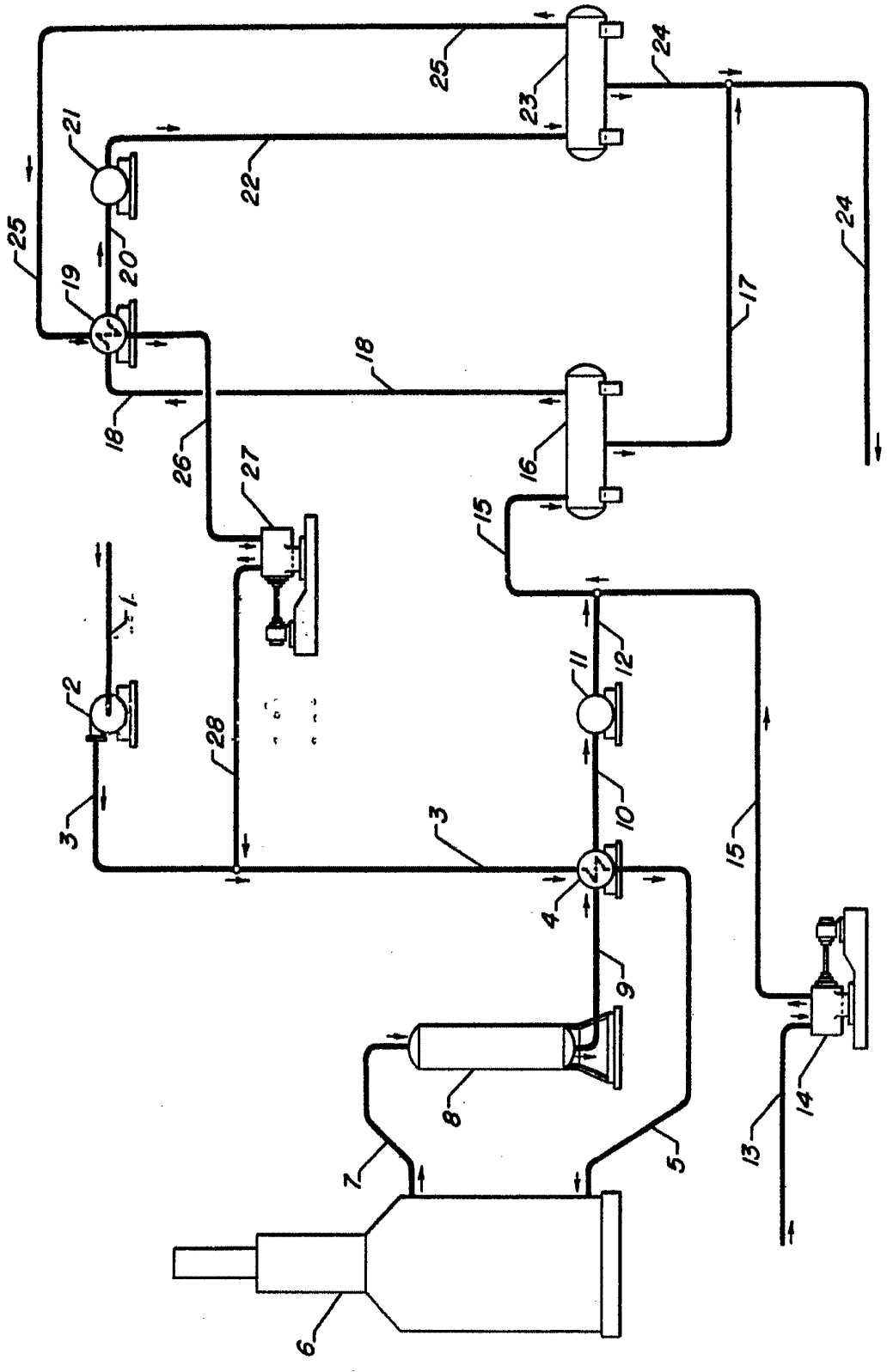
Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en el dibujo que se acompaña, y para los fines que se han especificado.

10 La presente Memoria consta de diecinueve hojas escritas a máquina por una sola cara.

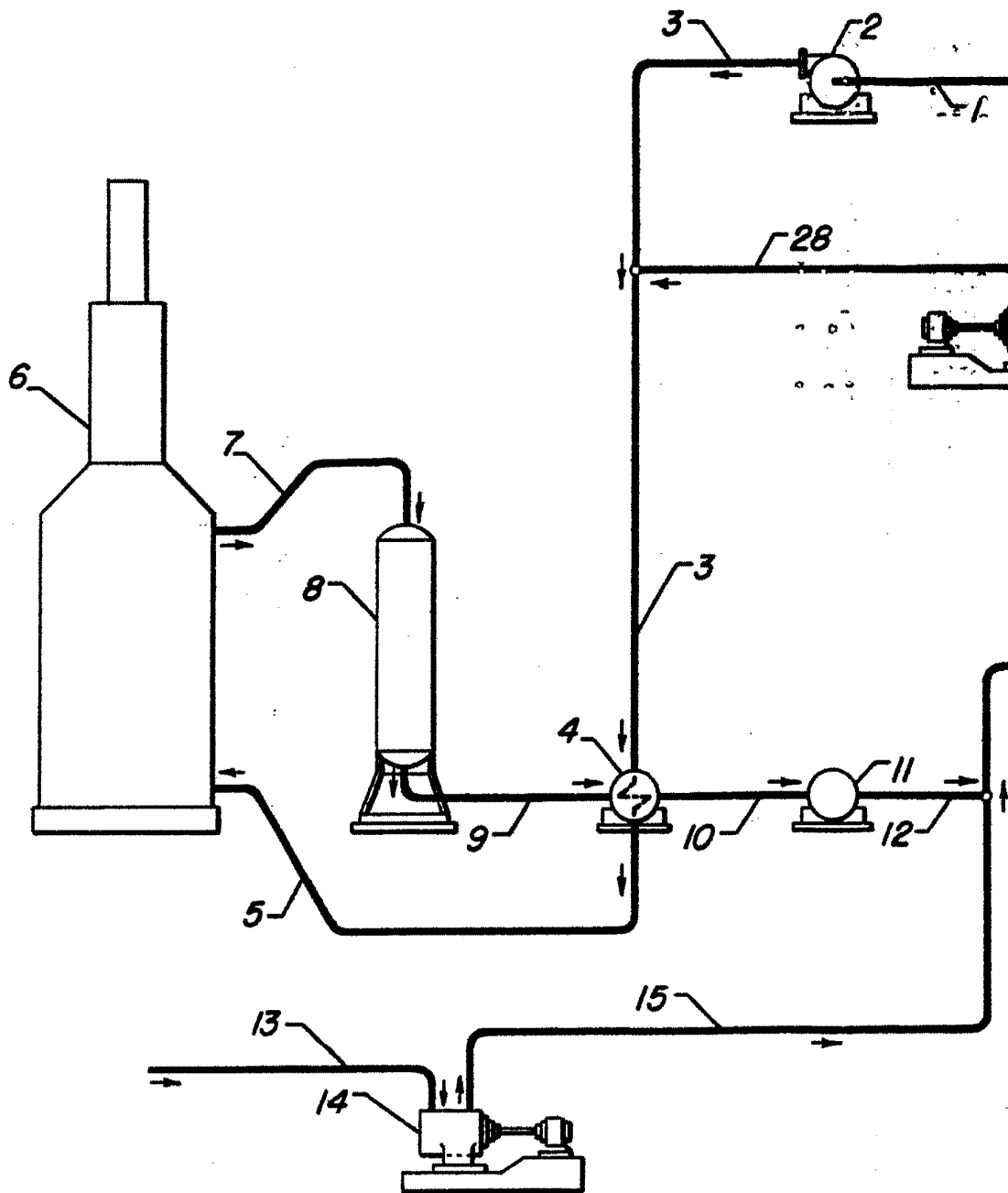
Madrid, 10 DIC 1958

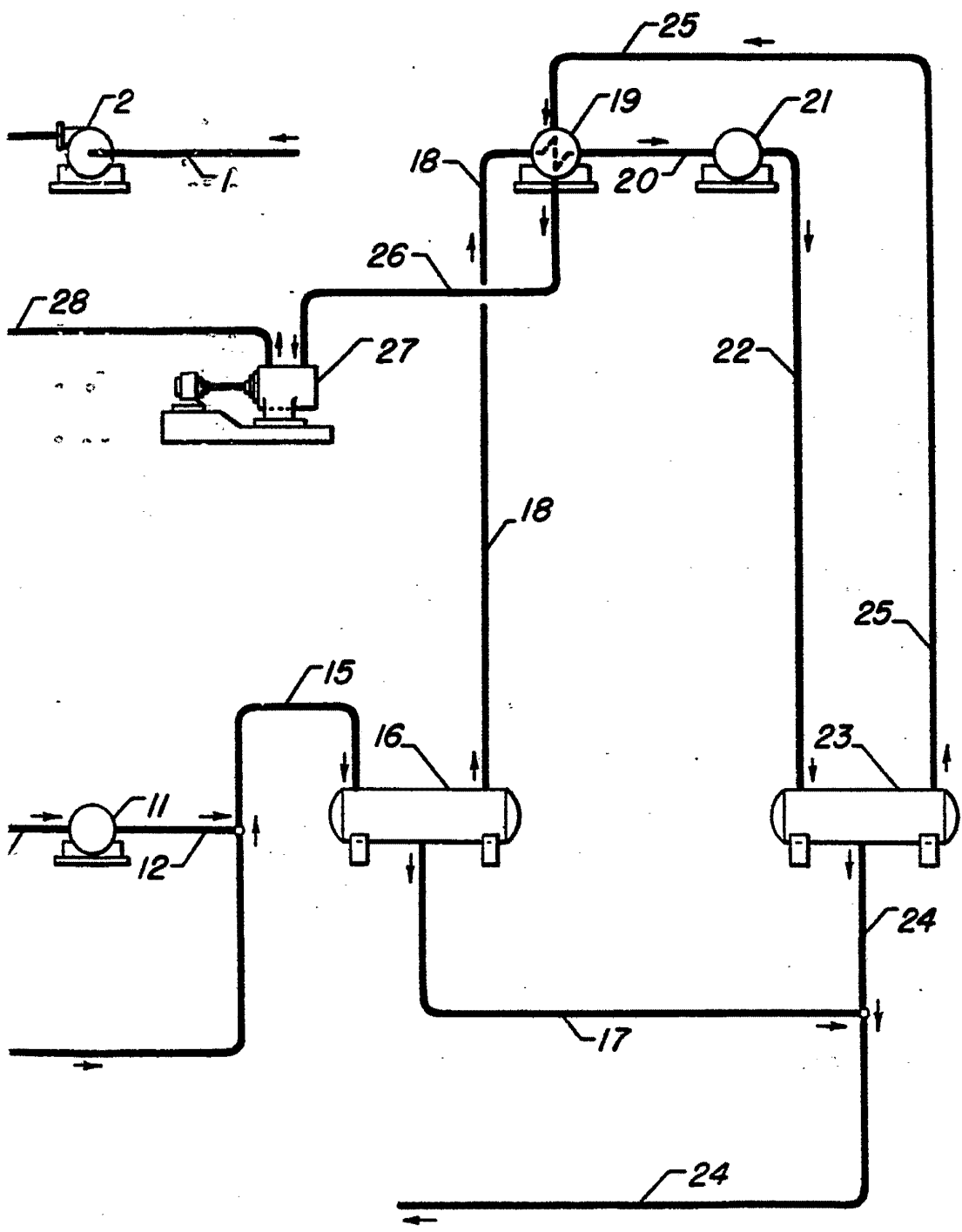
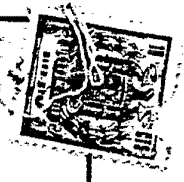
P.A.


Alberto de Eizola
Ingeniero



W. D. D. D.





Alfred