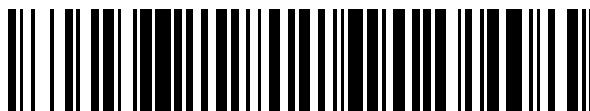


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 717 291**

51 Int. Cl.:

|                   |           |                    |           |
|-------------------|-----------|--------------------|-----------|
| <b>C10G 73/06</b> | (2006.01) | <b>C10G 21/00</b>  | (2006.01) |
| <b>C10G 45/02</b> | (2006.01) | <b>C10G 65/04</b>  | (2006.01) |
| <b>C10G 45/06</b> | (2006.01) | <b>C10G 67/04</b>  | (2006.01) |
| <b>C10G 45/08</b> | (2006.01) | <b>C10G 73/44</b>  | (2006.01) |
| <b>C10G 45/58</b> | (2006.01) | <b>C10G 69/02</b>  | (2006.01) |
| <b>C10G 45/62</b> | (2006.01) | <b>C10M 101/02</b> | (2006.01) |
| <b>C10G 45/64</b> | (2006.01) |                    |           |
| <b>C10G 47/00</b> | (2006.01) |                    |           |
| <b>C10G 47/04</b> | (2006.01) |                    |           |
| <b>C10G 47/16</b> | (2006.01) |                    |           |

12

### TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **05.03.2014 PCT/US2014/020478**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **02.10.2014 WO14158837**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **05.03.2014 E 14717533 (5)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **09.01.2019 EP 2970793**

54 Título: **Producción de aceites base a partir de vaselina**

30 Prioridad:

**14.03.2013 US 201361781785 P**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

**20.06.2019**

73 Titular/es:

**EXXONMOBIL RESEARCH AND ENGINEERING  
COMPANY (100.0%)  
1545 Route 22 East P.O. Box 900  
Annandale, NJ 08801-0900, US**

72 Inventor/es:

**KIM, JEENOK, T.;  
SCHLEICHER, GARY, PAUL;  
OUMAR-MAHAMAT, HALOU y  
MONDOR, CHAD, HINDEN**

74 Agente/Representante:

**LEHMANN NOVO, María Isabel**

ES 2 717 291 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

## DESCRIPCIÓN

Producción de aceites base a partir de vaselina

Campo

5 Se proporcionan sistemas y métodos para la producción de bases de aceite lubricante a partir de corrientes de alimentación parafinadas.

Antecedentes

10 Una opción para procesar una porción de residuo de vacío de una materia prima es llevar a cabo un proceso de desasfaltación con el residuo para formar aceite desasfaltado. A continuación, se puede llevar a cabo un proceso de extracción de aromáticos con el aceite desasfaltado para generar un refinado de aceite pesado. El refinado de aceite pesado después se puede desparafinar con disolvente. Esto genera un aceite pesado desparafinado que es adecuado para su uso como base lubricante y un producto parafinado restante que se puede denominar vaselina. Convencionalmente, la vaselina se ha usado como materia prima para procesos de desintegración catalíticos para formar combustibles. Alternativamente, la vaselina se puede usar como producto de parafina microcristalina.

15 La patente europea EP0788533B1 describe un proceso de hidroisomerización de parafina para producir aceites base. La vaselina se identifica como posible corriente de alimentación para el proceso. Cuando la vaselina es la corriente de alimentación, la vaselina inicialmente se hidrodeseintegra para generar 15 %p. - 25 %p. de conversión de la corriente de alimentación. Esta conversión es con respecto a una temperatura de conversión de 343 °C (650 °F). La corriente de alimentación hidrodeseintegrada, a continuación, se expone a un catalizador de isomerización, que se describe como una zeolita de poros grandes o un tamiz molecular de silico-alumino fosfato con al menos un anillo de 20 12 miembros en la estructura del tamiz molecular. Se proporcionan zeolita beta, zeolita Y y mordenita como ejemplos de tamices moleculares de poros grandes. La isomerización se describe como tener una conversión con respecto a 343 °C (650 °F) de 5 %p. a 30 %p. Con el fin de alcanzar un punto de fluidez deseado, la corriente de alimentación isomerizada, hidrotrotada puede exponerse, a continuación, a un catalizador de desparafinación. Los catalizadores de desparafinación se describen como tamices moleculares con anillos de 10 miembros en la 25 estructura del tamiz molecular, tal como ZSM-22, ZSM-23 o ZSM-35. Se describe que la desparafinación causa una pérdida de conversión adicional de 10 %p. a 20 %p. Cabe señalar que también se describe que el rendimiento de aceite base lubricante general se reduce en función de la cantidad de parafina que permanece en la muestra después de los diversos procesos. La publicación PCT WO 96/07715 describe un tipo similar de esquema de hidroprocesamiento. Las patentes estadounidenses US 2005/040073, US 2004/108249, US 2009/261015, US 30 5288395, US 3308052 y US 5292426 también describen la producción de aceites base con índice de viscosidad alto a partir de productos de hidrocarburo parafinados.

Compendio

35 En un aspecto, se proporciona un método para formar aceites base lubricantes. El método incluye separar una materia prima en al menos una primera fracción y una fracción inferior, un punto de corte de destilación para separar la primera fracción y la fracción inferior es de al menos 510 °C (950 °F); desasfaltar la fracción inferior para formar una fracción inferior desasfaltada y un producto de asfalto; extraer la fracción inferior desasfaltada en presencia de un disolvente de extracción para formar una corriente de refinado y una corriente de extracto, un contenido de aromáticos de la corriente de refinado es menor que un contenido de aromáticos de la fracción inferior desasfaltada; 40 desparafinar la corriente de refinado en presencia de un disolvente de desparafinación para formar un producto de aceite base lubricante y un producto parafinado que tiene un contenido de parafina de al menos 70 %p.; hidrotrotar al menos una porción del producto parafinado en condiciones de hidrotrotamiento eficaces para formar un efluente hidrotrotado, la condiciones de hidrotrotamiento eficaces son eficaces para la conversión de 10 %p. o menos de una porción del producto parafinado con ebullición por encima de 371 °C (700 °F) en una porción con ebullición por debajo de 371 °C (700 °F); separar el efluente hidrotrotado para formar al menos un efluente hidrotrotado líquido; 45 desparafinar el efluente hidrotrotado líquido en presencia de un catalizador de desparafinación que comprende un tamiz molecular 1-D con un anillo de 10 miembros en condiciones de desparafinación eficaces para formar un efluente desparafinado, las condiciones de desparafinación eficaces son eficaces para la conversión de 10 %p. a 35 %p. de una porción del efluente hidrotrotado con ebullición por encima de 371 °C (700 °F) en una porción con ebullición por debajo de 371 °C (700 °F); y fraccionar el efluente desparafinado para formar una pluralidad de 50 productos de aceite base lubricante que tienen un índice de viscosidad de al menos 120 y un punto de fluidez de -12 °C o menor, la pluralidad de productos de aceite base comprende al menos un primer producto de aceite base que tiene un punto de fluidez más bajo que un segundo producto de aceite base, el primer producto de aceite base tiene una viscosidad más alta a 100 °C que el segundo producto de aceite base.

Breve descripción de los dibujos

55 La Figura 1 muestra esquemáticamente un ejemplo de una configuración adecuada para procesar una corriente de alimentación para formar aceites base lubricantes a partir de vaselina.

La Figura 2 muestra resultados del procesamiento de una corriente de alimentación de vaselina con diversas condiciones de hidroprocesamiento.

#### Descripción detallada

5 Todos los valores numéricos dentro de la descripción detallada y las reivindicaciones en la presente memoria están modificados por «alrededor» o «aproximadamente» el valor indicado, y toman en cuenta las variaciones y el error experimental que se esperaría de una persona con experiencia en la técnica.

#### Generalidades

10 En diversas realizaciones, se proporcionan métodos para producir aceites base lubricantes a partir de vaselina. Después de la desparafinación con disolvente de un refinado de aceite pesado para formar un aceite base de aceite pesado, se genera vaselina como un producto secundario. En lugar de usar la vaselina como corriente de alimentación para desintegración para formar combustibles, la vaselina se puede hidroprocesar para formar aceites base con rendimiento alto. Los aceites base formados a partir del hidroprocesamiento de vaselina tienen una relación de punto de fluidez inesperada. Para una materia prima de aceite lubricante típica, el punto de fluidez de los aceites base generados a partir de la materia prima aumenta con la viscosidad del aceite base. En cambio, los aceites base lubricantes formados a partir del hidroprocesamiento de la vaselina tienen una relación de punto de fluidez relativamente plana, y algunos de los aceites base con viscosidad más alta pueden tener inesperadamente puntos de fluidez más bajos que los aceites base de viscosidad más baja generados a partir de la misma corriente de alimentación de vaselina. Los aceites base generados a partir de la vaselina son también inusuales en que el hidroprocesamiento de la vaselina puede generar aceites base con viscosidad alta (tal como al menos 8 cSt a 100 °C) e índice de viscosidad alto (tal como al menos 130 VI) mientras mantienen al menos un rendimiento de 70 % con respecto a la corriente de alimentación de vaselina. Este rendimiento deseable se logra mediante hidrotreamiento de la vaselina en condiciones que resultan en una cantidad baja o mínima de conversión, y posteriormente una desparafinación catalítica usando un tamiz molecular con un tamaño de poro de anillo de 10 miembros, tal como ZSM-48.

25 Las bases o aceites base del Grupo I se definen como aceites base con menos de 90 %p. de moléculas saturadas y/o al menos 0,03 %p. de contenido de azufre. Las bases de Grupo I también tienen un índice de viscosidad (VI, por sus siglas en inglés) de al menos 80, pero menor que 120. Las bases o aceites base del Grupo II contienen al menos 90 %p. de moléculas saturadas y menos de 0,03 %p. de azufre. Las bases de Grupo II también tienen un índice de viscosidad de al menos 80, pero menor que 120. Las bases o aceites base del Grupo III contienen al menos 90 %p. de moléculas saturadas y menos de 0,03 %p. de azufre, con un índice de viscosidad de al menos 120. Además de las definiciones formales indicadas anteriormente, algunas bases de Grupo I pueden denominarse base de Grupo I+, que corresponde a una base de Grupo I con un valor VI de 103 a 108. Algunas bases de Grupo II pueden denominarse base de Grupo II+, que corresponde a una base de Grupo II con un VI de al menos 113. Algunas bases de Grupo III pueden denominarse base de Grupo III+, que corresponde a una base de Grupo III con un valor de VI de al menos 130.

40 Convencionalmente, una materia prima para la producción de aceite base lubricante se procesa usando desparafinación con disolvente o usando desparafinación catalítica. Por ejemplo, en una planta de disolvente lubricante, un aceite de gas de vacío (VGO, por sus siglas en inglés) u otra corriente de alimentación adecuada se fracciona en destilados ligero neutro (LN, por sus siglas en inglés) y pesado neutro (HN, por sus siglas en inglés) y una fracción inferior mediante algún tipo de destilación al vacío. La fracción inferior posteriormente se desasfalta para recuperar una fracción de asfalto y un aceite pesado. El destilado LN, el destilado HN y el aceite pesado, a continuación, se extraen con disolvente para retirar la mayor cantidad de moléculas polares como un extracto y los correspondientes refinados de destilado LN, destilado HN y aceite pesado. Después los refinados se desparafinan con disolvente para obtener las bases de destilado LN, destilado HN y aceite pesado con propiedades de temperatura baja aceptables. Es beneficioso hidroterminar las bases lubricantes antes o después del paso de desparafinación con disolvente. Las bases lubricantes resultantes pueden contener una cantidad significativa de aromáticos (hasta 25 %) y alto contenido de azufre (>300 ppm). Por lo tanto, los aceites base típicos formados a partir de la desparafinación con disolvente solo son bases de Grupo I. Como alternativa, se puede llevar a cabo un paso de hidroconversión de refinado antes de la desparafinación con disolvente. La hidroconversión es esencialmente un tratamiento a presión de H<sub>2</sub> alta en presencia de un catalizador de hidroprocesamiento basado en sulfuro metálico que retira la mayoría del azufre y el nitrógeno. La cantidad de conversión en la reacción de hidroconversión típicamente se ajusta para obtener un aumento predeterminado en el índice de viscosidad y 95 %+ de saturados. Esto permite que los productos de base lubricante desparafinados con disolvente se usen como bases de Grupo II o Grupo II+. Opcionalmente, la parafina recuperada de una unidad de desparafinación con disolvente también pueden procesarse mediante desparafinación catalítica para producir bases lubricantes de Grupo III o Grupo III+.

Para la producción de aceites base lubricantes en un proceso todo catalítico, un VGO (u otra corriente de alimentación adecuada) se hidrodessintetiza en condiciones de presión media para obtener una fracción inferior de

hidrodesintegrador con contenido de azufre y nitrógeno reducido. A continuación, se pueden recuperar una o más fracciones de destilado LN y/o HN de la fracción inferior de hidrodesintegrador desazufrada. Después, las fracciones recuperadas se desparafinan catalíticamente, tal como mediante el uso de un catalizador de desparafinación selectivo por forma y posteriormente se hidroterminan. Este proceso típicamente resulta en la producción de aceites base de Grupo II, Grupo II+ y Grupo III. Sin embargo, debido a la conversión en el hidrodesintegrador, la cantidad de aceites base neutros pesados que se producen es limitada.

En diversos aspectos, los aceites base lubricantes se pueden generar mediante el uso de una combinación de un proceso de desparafinación por disolvente y un proceso de desparafinación catalítica. El procesamiento con disolvente se puede usar para formar un refinado de aceite pesado. Este refinado de aceite pesado después se puede desparafinar con disolvente para formar una base de aceite pesado y vaselina. A continuación, la vaselina se puede hidroprocesar para formar aceites base lubricantes adicionales. Por ejemplo, la vaselina se puede hidrotratar para retirar el azufre y/o nitrógeno. La corriente de alimentación hidrotratada después se puede desparafinar catalíticamente e hidroterminar para formar una pluralidad de aceites base lubricantes.

#### Materias primas

Se puede procesar una amplia gama de materias primas de petróleo y químicas según la descripción. Las materias primas adecuadas incluyen residuos enteros o reducidos de petróleo brutos, atmosféricos o de vacío, y residuos desasfaltados, p. ej., aceite pesado. Otras materias primas también pueden ser adecuadas, siempre que la materia prima incluya una fracción adecuada para la formación de un aceite pesado.

Un modo de definir una materia prima se basa en el intervalo de ebullición de la corriente de alimentación. Una opción para definir un intervalo de ebullición es usar un punto de ebullición inicial para una corriente de alimentación y/o un punto de ebullición final para una corriente de alimentación. Otra opción, que en algunos casos puede proporcionar una descripción más representativa de una corriente de alimentación, es caracterizar una corriente de alimentación en función de la cantidad de la corriente de alimentación que alcanza la ebullición a una o más temperaturas. Por ejemplo, un punto de ebullición «T5» para una corriente de alimentación se define como la temperatura en la que 5 %p. de la corriente de alimentación se evaporará. De manera similar, un punto de ebullición «T50» es una temperatura en la que 50 %p. de la corriente de alimentación se evaporará. El porcentaje de una corriente de alimentación que se evaporará a una temperatura dada se puede determinar mediante el método especificado en ASTM D2887.

Las corrientes de alimentación típicas para destilación para formar una fracción de residuo de vacío incluyen, por ejemplo, corrientes de alimentación con un punto de ebullición inicial de al menos 343 °C (650 °F), o al menos 371 °C (700 °F), o al menos 399 °C (750 °F). Alternativamente, una corriente de alimentación se puede caracterizar usando un punto de ebullición T5, tal como una corriente de alimentación con un punto de ebullición T5 de al menos 343 °C (650 °F), o al menos 371 °C (700 °F), o al menos 399 °C (750 °F).

En otros aspectos, se puede usar una corriente de alimentación que es un residuo de vacío o fracción inferior, o que de cualquier otra manera contiene una mayoría de moléculas que típicamente se encuentran en un residuo de vacío. Dichas corrientes de alimentación incluyen, por ejemplo, corrientes de alimentación con un punto de ebullición inicial de al menos 427 °C (800 °F), o al menos 454 °C (850 °F), o al menos 482 °C (900 °F), o al menos 510 °C (950 °F), o al menos 538 °C (1000 °F). Alternativamente, una corriente de alimentación se puede caracterizar usando un punto de ebullición T5, tal como una corriente de alimentación con un punto de ebullición T5 de al menos 427 °C (800 °F), o al menos 454 °C (850 °F), o al menos 482 °C (900 °F), o al menos 510 °C (950 °F), o al menos 538 °C (1000 °F). Cabe señalar que las corrientes de alimentación con puntos de ebullición iniciales y/o puntos de ebullición T5 todavía más bajos también pueden ser adecuadas, siempre que haya suficiente material disponible con punto de ebullición más alto de manera que el refinado de aceite pesado pueda formarse y posteriormente desparafinarse con disolvente. Una corriente de alimentación de residuo de vacío adecuada también puede tener un punto de ebullición T50 de al menos 538 °C (1000 °F), o al menos 566 °C (1050 °F), o al menos 593 °C (1100 °F).

Si se usa una corriente de alimentación de intervalo de ebullición más amplio, la materia prima inicialmente se puede destilar para formar un residuo de vacío. El punto de corte para separar el residuo de vacío de otras porciones del destilado de la corriente de alimentación puede corresponder a cualesquiera de los puntos de ebullición T5 descritos anteriormente. El residuo de vacío, a continuación, se puede desasfaltar para formar un aceite desasfaltado. Después, el aceite desasfaltado se puede procesar con disolvente para extraer los aromáticos. Esto resulta en un refinado de aceite pesado y un extracto de aceite pesado. El refinado de aceite pesado después se puede desparafinar con disolvente para formar una base de aceite pesado y vaselina. La vaselina puede tener un contenido de parafina de al menos 70 %p., tal como al menos 75 %p., o al menos 80 %p.

En algunos aspectos, el contenido de azufre de la corriente de alimentación puede ser de al menos 300 ppm en peso de azufre, o al menos 1000 ppm en peso, o al menos 2000 ppm en peso, o al menos 4000 ppm en peso, o al menos 10 000 ppm en peso, o al menos 20 000 ppm en peso. En otras realizaciones, incluidas algunas realizaciones donde se usa una corriente de alimentación anteriormente hidrotratada y/o hidrodesintegrada, el

contenido de azufre puede ser de 2000 ppm en peso o menor, o 1000 ppm en peso o menor, o 500 ppm en peso o menor, o 100 ppm en peso o menor.

5 Cabe señalar que las parafinas Fischer-Tropsch y otras parafinas sintéticas no se incluyen dentro de la descripción de la materia prima. Cuando una parafina Fischer-Tropsch (u otra parafina sintética) se procesa según los métodos descritos más adelante, puede parecer que los productos de aceite base lubricante resultantes tienen una «turbidez» en el aceite base. En cambio, los aceites base derivados del hidroprocesamiento de vaselina, según se describen en la presente memoria, no exhiben turbidez.

#### Procesamiento con disolvente para formar vaselina

10 Una de las fracciones formadas durante la destilación al vacío de la materia prima es una porción inferior o porción de residuo. Esta porción inferior puede incluir una variedad de tipos de moléculas, incluidos asfaltenos. La desasfaltación con disolvente se puede usar para separar los asfaltenos del resto de la porción inferior. Esto resulta en una fracción inferior desasfaltada y una fracción de asfalto o asfalteno.

15 La desasfaltación con disolvente es un proceso de extracción con disolvente. Los disolventes típicos incluyen alcanos u otros hidrocarburos que contienen 3 a 6 carbonos por molécula. Los ejemplos de disolventes adecuados incluyen propano, n-butano, isobuteno y n-pentano. Alternativamente, otros tipos de disolventes también pueden ser adecuados, tales como fluidos supercríticos. Durante la desasfaltación con disolvente, una porción de la corriente de alimentación se mezcla con el disolvente. A continuación, se extraen porciones de la corriente de alimentación que son solubles en el disolvente, dejando atrás un residuo con escasa o nula solubilidad en el disolvente. Las condiciones de desasfaltación con disolvente típicas incluyen mezclar una fracción de materia prima con un disolvente en una relación en peso de 1:2 a 1:10, tal como 1:8 o menor. Las temperaturas de desasfaltación con disolvente varían de 40 °C a 150 °C. La presión durante la desasfaltación con disolvente puede ser de 50 psig (345 kPag) a 500 psig (3447 kPag).

25 La porción de la materia prima desasfaltada que se extrae con el disolvente a menudo se denomina aceite desasfaltado. En diversos aspectos, las fracciones inferiores de la destilación al vacío se pueden usar como la corriente de alimentación para el desasfaltador con disolvente, de manera que la porción extraída con el disolvente también se puede denominar fracciones inferiores desasfaltadas. El rendimiento del aceite desasfaltado a partir de un proceso de desasfaltación con disolvente varía dependiendo de una variedad de factores, incluida la naturaleza de la materia prima, el tipo de disolvente, y las condiciones de extracción con disolvente. Un disolvente de peso molecular más ligero tal como propano resultará en un rendimiento de aceite desasfaltado más bajo en comparación con n-pentano, dado que menos componentes de una fracción inferior serán solubles en el alcano de cadena más corta. Sin embargo, el aceite desasfaltado resultante de la desasfaltación con propano es típicamente de mayor calidad, lo que resulta en opciones más amplias de uso del aceite desasfaltado. En condiciones de desasfaltación típicas, aumentar la temperatura también reducirá habitualmente el rendimiento mientras aumenta la calidad del aceite desasfaltado resultante. En diversas realizaciones, el rendimiento de aceite desasfaltado a partir de la desasfaltación con disolvente puede ser de 85 %p. o menos de la corriente de alimentación hacia el proceso de desasfaltación, o 75 %p. o menos. Preferiblemente, las condiciones de desasfaltación con disolvente se seleccionan de manera que el rendimiento del aceite desasfaltado sea al menos 65 %p., tal como al menos 70 %p. o al menos 75 %p. Las fracciones inferiores desasfaltadas resultantes del procedimiento de desasfaltación con disolvente, a continuación, se combinan con la porción con ebullición más alta de la unidad de destilación al vacío para procesamiento con disolvente.

Después de un proceso de desasfaltación, el rendimiento de residuo de desasfaltación es típicamente al menos 15 %p. de la corriente de alimentación hacia el proceso de desasfaltación, pero es preferiblemente 35 %p. o menos, tal como 30 %p. o menos o 25 %p. o menos. El residuo de desasfaltación se puede usar, por ejemplo, para producir diversos grados de asfalto.

45 Se pueden llevar a cabo dos tipos de procesamiento con disolvente en la porción de ebullición más alta de la destilación al vacío y las fracciones inferiores desasfaltadas combinadas. El primer tipo de procesamiento con disolvente es una extracción con disolvente que reduce el contenido de aromáticos y/o la cantidad de moléculas polares. El proceso de extracción con disolvente disuelve selectivamente componentes aromáticos para formar una fase de extracto rica en aromáticos mientras se dejan los componentes más parafínicos en una fase de refinado con escasos aromáticos. Los naftenos se distribuyen entre las fases de extracto y refinado. Los disolventes típicos para la extracción con disolvente incluyen fenol, furfural y N-metilpirrolidona. Al controlar la relación entre el disolvente y el aceite, la temperatura de extracción y el método de poner en contacto el destilado para que se extraiga con el disolvente, se puede controlar el grado de separación entre las fases de extracto y refinado. Se puede usar cualquier tipo conveniente de extractor líquido-líquido, tal como un extractor líquido-líquido contracorriente. Dependiendo de la concentración inicial de aromáticos en la fracción inferior desasfaltada, la fase de refinado puede tener un contenido de aromáticos de 5 %p. a 25 %p. Para corrientes de alimentación típicas, el contenido de aromáticos será de al menos 10 %p.

En algunos aspectos alternativos, la fracción inferior desasfaltada y la fracción con ebullición más alta de la destilación al vacío se pueden procesar juntas con disolvente. Alternativamente, la fracción inferior desasfaltada y la fracción con ebullición más alta pueden procesarse con disolvente por separado para facilitar la formación de diferentes tipos de aceites base lubricantes. Por ejemplo, la fracción con ebullición más alta de la destilación al vacío se puede extraer con disolvente y después desparafinar con disolvente para formar un aceite base de Grupo I, mientras la fracción inferior desasfaltada se procesa con disolvente para formar un aceite pesado. Evidentemente, también se podrían procesar con disolvente múltiples fracciones con ebullición más alta por separado si se desea más de un aceite base de Grupo I y/o aceite pesado distinto.

En algunos aspectos, el refinado de la extracción con disolvente puede ser un refinado subextraído. En dichos aspectos, la extracción se lleva a cabo en condiciones tales que se maximiza el rendimiento del refinado mientras todavía se retira la mayoría de las moléculas de calidad más baja de la corriente de alimentación. El rendimiento del refinado se puede maximizar al controlar las condiciones de extracción, por ejemplo, al disminuir la relación y el tratamiento entre disolvente y aceite y/o disminuir la temperatura de extracción. El refinado de la unidad de extracción con disolvente a continuación se puede desparafinar con disolvente en condiciones de desparafinación con disolvente para retirar las parafinas duras del refinado.

La desparafinación con disolvente típicamente implica mezclar la corriente de alimentación del refinado de la unidad de extracción con disolvente con disolvente de desparafinación helado para formar una disolución de aceite-disolvente. La parafina precipitada, a continuación, se separa, por ejemplo, mediante filtración. La temperatura y el disolvente se seleccionan de manera que el aceite se disuelva mediante el disolvente helado mientras se precipita la parafina. La parafina precipitada corresponde a la vaselina que posteriormente se puede hidroprocesar para formar aceites base lubricantes.

Un ejemplo de un proceso de desparafinación con disolvente adecuado implica el uso de una torre de enfriamiento donde el disolvente se prerrefrigera y se agrega incrementalmente en diversos puntos a lo largo de la altura de la torre de enfriamiento. La mezcla de aceite-disolvente se agita durante el paso de refrigeración para permitir sustancialmente la mezcla instantánea del disolvente prerrefrigerado con el aceite. El disolvente prerrefrigerado se agrega incrementalmente a lo largo de la longitud de torre de enfriamiento para mantener una tasa de refrigeración promedio de o por debajo de  $-12,2\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $10\text{ }^{\circ}\text{F}$ ) por minuto, normalmente entre  $-17,22$  a  $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $1$  a  $5\text{ }^{\circ}\text{F}$ ) por minuto. La temperatura final de la mezcla de aceite-disolvente/parafina precipitada en la torre de enfriamiento normalmente será de entre  $-17,8$  a  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $0$  y  $50\text{ }^{\circ}\text{F}$ ). A continuación, la mezcla se puede enviar a un refrigerador de superficie raspada para separar la parafina precipitada de la mezcla.

Los disolventes de desparafinación representativos son cetonas alifáticas que tienen 3-6 átomos de carbono tal como metiletilcetona y metilisobutilcetona, hidrocarburos de peso molecular bajo tales como propano y butano, y mezclas de estos. Los disolventes se pueden mezclar con otros disolventes tales como benceno, tolueno o xileno.

En general, la cantidad de disolvente agregada será suficiente para proporcionar una relación en peso entre líquido/sólido entre el intervalo de 5/1 y 20/1 a la temperatura de desparafinación y una relación en volumen entre disolvente/aceite entre 1,5/1 a 5/1. El aceite desparafinado con disolvente típicamente se desparafina hasta un punto de fluidez intermedio, preferiblemente, menor que  $+10\text{ }^{\circ}\text{C}$ , tal como menor que  $5\text{ }^{\circ}\text{C}$  o menor que  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ . El aceite desparafinado con disolvente resultante es adecuado para su uso en la formación de uno o más tipos de aceites base de Grupo I. El contenido de aromáticos es típicamente mayor que 10 %p. en el aceite desparafinado con disolvente. Además, el contenido de azufre del aceite desparafinado con disolvente típicamente será mayor que 300 ppm en peso.

#### Hidroprocesamiento de la vaselina

Después de producir una fracción de vaselina por desparafinación con disolvente (u obtener de cualquier otra manera una fracción de vaselina), la vaselina se puede hidroprocesar para formar bases lubricantes con rendimientos inesperadamente altos. Las bases lubricantes también pueden tener propiedades inesperadas unas respecto de las otras, tal como generar una primera base que tiene una viscosidad más alta y un punto de fluidez más alto que una segunda base generada a partir de la misma fracción de vaselina hidroprocesada. Debido a algo de conversión de la corriente de alimentación de vaselina en productos con ebullición más baja, también se puede generar una fracción de gasóleo.

En la presente descripción, una etapa puede corresponder a un reactor simple o a una pluralidad de reactores. Opcionalmente, se pueden usar múltiples reactores paralelos para llevar a cabo uno o más de los procesos, o se pueden usar múltiples reactores paralelos para todos los procesos en una etapa. Cada etapa y/o reactor puede incluir uno o más lechos de catalizador que contienen el catalizador de hidroprocesamiento. Cabe señalar que un «lecho» de catalizador en la descripción a continuación puede hacer referencia a un lecho de catalizador físico parcial. Por ejemplo, un lecho de catalizador dentro de un reactor podría cargarse parcialmente con un catalizador de hidrodeseintegración y parcialmente con un catalizador de desparafinación. Para una descripción más conveniente, aunque los dos catalizadores se pueden apilar juntos en un único lecho de catalizador, se puede hacer referencia

conceptualmente al catalizador de hidrodesintegración y al catalizador de desparafinación como lechos de catalizador separados.

En la descripción en la presente memoria, se hará referencia a un sistema de reacción de hidroprocesamiento. El sistema de reacción de hidroprocesamiento corresponde a una o más etapas, tal como dos etapas y/o reactores y un separador intermedio opcional, que se usan para exponer una corriente de alimentación a una pluralidad de catalizadores en condiciones de hidroprocesamiento. La pluralidad de catalizadores se puede distribuir entre las etapas y/o reactores en cualquier manera conveniente, con algunos métodos preferidos para disponer el catalizador que se describen en la presente memoria.

Después de formar (u obtener) una fracción de vaselina, la corriente de alimentación de vaselina se pasa a un sistema de reacción de hidroprocesamiento. El hidroprocesamiento de la vaselina puede incluir al menos una etapa de hidrotreatmento y una etapa de desparafinación catalítica. En muchos aspectos, también se puede incluir una etapa de hidroterminación o saturación aromática después de la desparafinación catalítica. Se puede usar un separador entre una etapa de hidrotreatmento y una etapa de desparafinación catalítica, tal como un separador de temperatura alta, para permitir la retirada de H<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub> y/u otros gases contaminantes y fracciones ligeras entre las etapas del sistema de reacción. Opcionalmente, el catalizador de hidroterminación se puede incluir como parte de un lecho final en la etapa de desparafinación final del sistema de reacción.

Durante el hidroprocesamiento, la conversión de la corriente de alimentación puede producirse con respecto a una temperatura de conversión. Por ejemplo, la cantidad de conversión en la corriente de alimentación puede caracterizarse en función de la cantidad de conversión de componentes con ebullición por encima de una temperatura de conversión, tal como 371 °C (700 °F), en componentes con ebullición por debajo de la temperatura de conversión. La cantidad de conversión se puede expresar con respecto a una corriente de alimentación de entrada para un proceso específico. Por lo tanto, para un proceso donde la conversión se produce en las etapas de hidrotreatmento y desparafinación catalítica, una primera cantidad de conversión puede referirse a la conversión en el proceso de hidrotreatmento. Esta conversión es con respecto a la cantidad de material con un punto de ebullición por encima de 371 °C (700 °F) en la corriente de alimentación hacia el proceso de hidrotreatmento. Una segunda conversión puede hacer referencia a la conversión del efluente hidrotreatado en la etapa de desparafinación. En lugar de expresar esta conversión con respecto a la corriente de alimentación hacia el proceso de hidrotreatmento, esta conversión se expresa con respecto al contenido de efluente hidrotreatado que ingresa a la etapa de desparafinación.

El producto final después del hidroprocesamiento a continuación se puede fraccionar para formar aceites base lubricantes. El rendimiento de los aceites base lubricantes se puede expresar con respecto a la corriente de alimentación hacia el primer paso de hidroprocesamiento o con respecto al efluente de las etapas de hidrotreatmento. El rendimiento del aceite base lubricante puede ser menor que la corriente de alimentación original debido a al menos dos factores. En primer lugar, dado que la porción de la corriente de alimentación que se convierte con respecto a los componentes con ebullición más baja, cualquier porción de la corriente de alimentación que se convierte en un intervalo de ebullición de 343 °C (650 °F) o menor ya no es adecuada para su uso como lubricante y, en cambio, se puede separar para su uso como parte de una fracción de combustible o fracción ligera. En segundo lugar, toda parafina en la corriente de alimentación que no se convierte y/o de cualquier otra manera no hace reacción durante la desparafinación también puede no ser adecuada para su inclusión en la fracción de aceite base lubricante. En diversas realizaciones, la intensidad de la etapa de desparafinación catalítica puede ser suficiente para reducir o minimizar la cantidad de parafina que permanece sin convertirse y sin hacer reacción después del hidroprocesamiento. En cambio, en algunos métodos convencionales para tratar corrientes de alimentación con contenido de parafina alto, el rendimiento del aceite base lubricante puede reducirse debido a la presencia de parafina que no se convirtió o no hizo reacción.

#### Condiciones de hidrotreatmento

En algunos aspectos, al menos una primera etapa del sistema de reacción puede corresponder a una etapa de hidrotreatmento. En una etapa de hidrotreatmento, la vaselina se expone a un catalizador de hidrotreatmento en condiciones eficaces para retirar los heteroátomos y/o para llevar a cabo una conversión leve de la corriente de alimentación con respecto a una temperatura de conversión de 370 °C. En algunos aspectos, las condiciones eficaces se pueden seleccionar para que la cantidad de conversión de la vaselina con respecto a una temperatura de conversión de 370 °C sea de 10 %p. o menor, tal como 18 %p. o menor, o 5 %p. o menor. Además o alternativamente, la cantidad de conversión con respecto a una temperatura de conversión de 370 °C puede ser de al menos 1 %p., o al menos 1,5 %p. Cabe señalar que los métodos descritos en la presente memoria permiten una cantidad de conversión reducida o minimizada de la corriente de alimentación de vaselina durante las etapas de reacción antes de la etapa de desparafinación catalítica. Al reducir la cantidad de conversión que se lleva a cabo antes de la desparafinación catalítica, se puede mejorar el rendimiento global del aceite base lubricante.

El hidrotreatmento típicamente se usa para reducir el contenido de azufre, nitrógeno y aromáticos de una corriente de alimentación. Los catalizadores usados para el hidrotreatmento de la porción pesada del aceite crudo del separador ultra rápido pueden incluir catalizadores de hidroprocesamiento convencionales, tales como los que

comprenden al menos un metal no noble de Grupo VIII (Columnas 8 - 10 de la tabla periódica de IUPAC), preferiblemente, Fe, Co y/o Ni, tal como Co y/o Ni; y al menos un metal de Grupo VI (Columna 6 de la tabla periódica de IUPAC), preferiblemente, Mo y/o W. Dichos catalizadores de hidroprocesamiento opcionalmente incluyen sulfuros de metal de transición que se impregnan o dispersan sobre un soporte o vehículo refractario tal como alúmina y/o sílice. El soporte o vehículo por sí mismo típicamente no tiene actividad catalítica significativa/medible. Los catalizadores sustancialmente libres de vehículo o soporte, comúnmente denominados catalizadores a granel, generalmente tienen actividades volumétricas más altas que sus contrapartes soportadas.

Los catalizadores pueden estar en forma a granel o en forma soportada. Además de alúmina y/o sílice, otros materiales de soporte/vehículo adecuados pueden incluir, pero no se limitan a, zeolitas, titania, sílice-titania y titania-alúmina. Las alúminas adecuadas son alúminas porosas tales como gamma o eta que tienen tamaños de poro promedio de 50 a 200 Å, o 75 a 150 Å; un área superficial de 100 a 300 m<sup>2</sup>/g, o 150 a 250 m<sup>2</sup>/g; y un volumen de poros de 0,25 a 1,0 cm<sup>3</sup>/g, o 0,35 a 0,8 cm<sup>3</sup>/g. Más generalmente, se puede usar cualquier tamaño, forma y/o distribución de tamaño de poro conveniente para un catalizador adecuado para el hidrotratamiento de una corriente de alimentación de intervalo de ebullición de destilado (incluido aceite base lubricante) de manera convencional. Se encuentra dentro del alcance de la presente descripción que se puede usar más de un tipo de catalizador de hidroprocesamiento en uno o más recipientes de reacción múltiple.

El al menos un metal no noble de Grupo VIII, en forma de óxido, puede estar típicamente presente en una cantidad que varía de 2 %p. a 40 %p., preferiblemente, de 4 %p. a 15 %p. El al menos un metal de Grupo VI, en forma de óxido, puede estar típicamente presente en una cantidad que varía de 2 %p. a 70 %p., preferiblemente para catalizadores soportados de 6 %p. a 40 %p. o de 10 %p. a 30 %p. Estos porcentajes en peso se basan en el peso total del catalizador. Los catalizadores metálicos adecuados incluyen cobalto/molibdeno (1-10% de Co como óxido, 10-40 % de Mo como óxido), níquel/molibdeno (1-10 % de Ni como óxido, 10-40 % de Co como óxido), o níquel/tungsteno (1-10 % de Ni como óxido, 10-40 % de W como óxido) sobre alúmina, sílice, sílice-alumina o titania.

El hidrotratamiento se lleva a cabo en presencia de hidrógeno. Por lo tanto, se alimenta o inyecta una corriente de hidrógeno en un recipiente o zona de reacción o zona de hidroprocesamiento en la que se ubica el catalizador de hidroprocesamiento. El hidrógeno, que está contenido en un «gas de tratamiento» de hidrógeno, se proporciona a la zona de reacción. El gas de tratamiento, según se denomina en la presente descripción, puede ser hidrógeno puro o un gas que contiene hidrógeno, que es una corriente de gas que contiene hidrógeno en una cantidad que es suficiente para la(s) reacción(es) prevista, que incluye, opcionalmente, uno o más gases distintos (p. ej., nitrógeno e hidrocarburos ligeros tales como metano), y que no interferirá ni afectará adversamente las reacciones ni los productos. Las impurezas, tales como H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub> son indeseables y típicamente se retirarían del gas de tratamiento antes de conducirlo al reactor. La corriente de gas de tratamiento que se introduce en una etapa de reacción preferiblemente contendrá al menos 50 %vol. y, más preferiblemente, al menos 75 % vol. de hidrógeno.

El hidrógeno se puede suministrar a una tasa de 100 SCF/B (pies cúbicos en condiciones estándar de hidrógeno por barril de corriente de alimentación) (17 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) a 1500 SCF/B (253 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>). Preferiblemente, el hidrógeno se proporciona en un intervalo de 200 SCF/B (34 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) a 1200 SCF/B (202 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>). El hidrógeno se puede suministrar simultáneamente con la corriente de alimentación de entrada al reactor de hidrotratamiento y/o zona de reacción o por separado a través de un conducto para gas separado hacia la zona de hidrotratamiento.

Las condiciones de hidrotratamiento pueden incluir temperaturas de 200 °C a 450 °C, o 315 °C a 425 °C; presiones de 250 psig (1,8 MPag) a 5000 psig (34,6 MPag) o 300 psig (2,1 MPag) a 3000 psig (20,8 MPag); velocidades espaciales horarias del líquido (LHSV, por sus siglas en inglés) de 0,1 hr<sup>-1</sup> a 10 hr<sup>-1</sup>; y tasas de tratamiento con hidrógeno de 200 scf/B (35,6 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) a 10 000 scf/B (1781 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) o 500 (89 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) a 10 000 scf/B (1781 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>).

Además de exponer la vaselina a un catalizador de hidrotratamiento, la vaselina se puede exponer a uno o más lechos de catalizador de hidrodeseintegración. Las condiciones de hidrodeseintegración se pueden seleccionar para que la conversión total de todas las etapas de hidrotratamiento e hidrodeseintegración sea de 15 %p. o menor, o 10 %p. o menor, o 8 %p. o menor, según se describió anteriormente.

Los catalizadores de hidrodeseintegración contienen típicamente metales base sulfurados sobre soportes ácidos, tales como sílice y alúmina amorfas, zeolitas de desintegración tales como USY, o alúmina acidificada. A menudo, estos soportes ácidos se mezclan o unen a otros óxidos metálicos tales como alúmina, titania o sílice. Los ejemplos no limitantes de metales para catalizadores de hidrodeseintegración incluyen níquel, níquel-cobalto-molibdeno, cobalto-molibdeno, níquel-tungsteno, níquel-molibdeno y/o níquel-molibdeno-tungsteno. Además o alternativamente, también se pueden usar catalizadores de hidrodeseintegración con metales nobles. Los ejemplos no limitantes de catalizadores de metales nobles incluyen los basados en platino y/o paladio. Los materiales de soporte que se pueden usar para los catalizadores de metal noble y no noble pueden comprender un material de óxido refractario tal como alúmina, sílice, alúmina-sílice, kieselguhr, tierra de diatomeas, magnesia, circonita o combinaciones de estos, donde los más comunes (y preferidos, en una realización) son alúmina, sílice, alúmina-sílice.

En diversos aspectos, las condiciones seleccionadas para la hidrodeseintegración pueden depender del nivel de conversión deseado, el nivel de contaminantes en la corriente de alimentación de entrada a la etapa de



hidrodesintegración, y posiblemente otros factores. Un proceso de hidrodesintegración puede llevarse a cabo a temperaturas de 288 °C (550 °F) a 449 °C (840 °F); presiones parciales de hidrógeno de 250 psig a 5000 psig (1,8 MPag a 34,6 MPag); velocidades espaciales horarias del líquido de 0,05 hr<sup>-1</sup> a 10 hr<sup>-1</sup> y tasas de tratamiento con hidrógeno de 35,6 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> a 1781 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (200 SCF/B a 10 000 SCF/B). En otras realizaciones, las condiciones pueden incluir temperaturas en el intervalo de 600 °F (343 °C) a 815 °F (435 °C), presiones parciales de hidrógeno de 500 psig a 3000 psig (3,5 MPag-20,9 MPag) y tasas de tratamiento con hidrógeno de 213 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> a 1068 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (1200 SCF/B a 6000 SCF/B). La LHSV con respecto a solo el catalizador de hidrodesintegración puede ser de 0,25 h<sup>-1</sup> a 50 h<sup>-1</sup>, tal como de 0,5 h<sup>-1</sup> a 20 h<sup>-1</sup> y, preferiblemente, de 1,0 h<sup>-1</sup> a 4,0 h<sup>-1</sup>

En algunos aspectos, un extractor de presión alta (u otro tipo de separador) se puede usar a continuación entre las etapas de hidrot ratamiento y las etapas de desparafinación catalítica del sistema de reacción para retirar contaminante de azufre y nitrógeno de fase gaseosa. Además o alternativamente, se puede usar un extractor u otro separador entre las etapas de hidrot ratamiento. Un separador permite retirar del sistema de reacción los gases contaminantes que se formaron durante el hidrot ratamiento (tales como H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub>) antes de pasar el efluente procesado hacia una etapa posterior del sistema de reacción. Una opción para el separador es simplemente llevar a cabo una separación gas-líquido para retirar los contaminantes. Otra opción es usar un separador, tal como un separador ultra rápido, que puede llevar a cabo una separación a una temperatura más alta.

#### Proceso de desparafinación catalítica

Para mejorar la calidad de los aceites base lubricantes producidos a partir de la vaselina, al menos una porción del catalizador en una etapa de reacción puede ser un catalizador de desparafinación. Típicamente, el catalizador de desparafinación se ubica en un lecho posterior a cualquier etapa con catalizador de hidrot ratamiento y/o cualquier catalizador de hidrot ratamiento presente en una etapa. Esto puede permitir que la desparafinación se produzca en las moléculas que ya han sido hidrot ratadas para retirar una fracción significativa de especies que contienen azufre o nitrógeno orgánicas.

Los catalizadores de desparafinación comprende, consisten esencialmente, o son un tamiz molecular 1-D de anillo de 10 miembros. Los ejemplos incluyen EU-1, ZSM-35 (o ferrierita), ZSM-11, ZSM-57, NU-87, SAPO-11, ZSM-48, ZSM-23 y ZSM-22. Los materiales preferidos son EU-2, EU-11, ZBM-30, ZSM-48 o ZSM-23. ZSM-48 es la más preferida. Cabe señalar que una zeolita que tiene la estructura ZSM-23 con una relación entre sílice y alúmina de 20:1 a 40:1 algunas veces puede denominarse SSZ-32. Opcionalmente, pero preferiblemente, el catalizador de desparafinación puede incluir un aglutinante para el tamiz molecular, tal como alúmina, titanía, sílice, sílice-alúmina, circonita, o una combinación de estos, por ejemplo, alúmina y/o titanía o sílice y/o circonita y/o titanía.

Preferiblemente, los catalizadores de desparafinación usados en los procesos según la descripción son catalizadores con una relación baja entre sílice y alúmina. Por ejemplo, para ZSM-48, a relación entre sílice y alúmina en la zeolita puede ser menor que 200:1, tal como menor que 110:1, o menor que 100:1, o menor que 90:1, o menor que 75:1. En diversas realizaciones, la relación entre sílice y alúmina puede ser de 50:1 a 200:1, tal como 60:1 a 160:1, o 70:1 a 100:1.

En diversas realizaciones, los catalizadores según la descripción incluyen, además, un componente de hidrogenación metálico. El componente de hidrogenación metálico es típicamente un metal de Grupo VI y/o Grupo VIII. Preferiblemente, el componente de hidrogenación metálico es un metal noble de Grupo VIII. Preferiblemente, el componente de hidrogenación metálico es Pt, Pd o una mezcla de estos. En una realización preferida alternativa, el componente de hidrogenación metálico puede ser una combinación de un metal no noble de Grupo VIII con un metal de Grupo VI. Las combinaciones adecuadas pueden incluir Ni, Co o Fe con Mo o W, preferiblemente Ni con Mo o W.

El componente de hidrogenación metálico se puede agregar al catalizador de cualquier manera conveniente. Una técnica para agregar el componente de hidrogenación metálico es mediante humedad incipiente. Por ejemplo, después de combinar una zeolita con un aglutinante, la zeolita y el aglutinante combinados se pueden extrudir en partículas de catalizador. A continuación, estas partículas de catalizador se pueden exponer a una disolución que contiene un precursor metálico adecuado. Alternativamente, se puede agregar metal al catalizador mediante intercambio iónico, donde un precursor metálico se agrega a una mezcla de zeolita (o zeolita y aglutinante) antes de la extrusión.

La cantidad de metal en el catalizador puede ser de al menos 0,1 %p. en base al catalizador, o al menos 0,15 %p., o al menos 0,2 %p., o al menos 0,25 %p., o al menos 0,3 %p., o al menos 0,5 %p. en base al catalizador. La cantidad de metal en el catalizador puede ser 20 %p. o menor en base al catalizador, o 10 %p. o menor, o 5 %p. o menor, o 2,5 %p. o menor, o 1 %p. o menor. Para realizaciones donde el metal es Pt, Pd, otro metal noble de Grupo VIII o una combinación de estos, la cantidad de metal puede ser de 0,1 a 5 %p., preferiblemente, de 0,1 a 2 %p., o 0,25 a 1,8 %p., o 0,4 a 1,5 %p. Para realizaciones donde el metal es una combinación de un metal no noble de Grupo VIII con un metal de Grupo VI, la cantidad combinada de metal puede ser de 0,5 a 20 %p., o de 1 a 15 %p., o 2,5 a 10 %p.

Los catalizadores de desparafinación útiles en procesos según la descripción también pueden incluir un aglutinante. En algunas realizaciones, los catalizadores de desparafinación usados en el proceso según la descripción se formulan usando un aglutinante de área superficial baja, donde el aglutinante de área superficial baja representa un aglutinante con un área superficial de 100 m<sup>2</sup>/g o menor, o 80 m<sup>2</sup>/g o menor, o 70 m<sup>2</sup>/g o menor. La cantidad de zeolita en un catalizador formulado usando un aglutinante puede ser de 30 %p. de zeolita a 90 %p. de zeolita con respecto al peso combinado del aglutinante y la zeolita. Preferiblemente, la cantidad de zeolita es al menos 50 %p. del peso combinado de zeolita y aglutinante, tal como al menos 60 %p. o de 65 %p. a 80 %p.

Una zeolita se puede combinar con el aglutinante de cualquier manera conveniente. Por ejemplo, un catalizador aglutinado se puede producir al comenzar con polvos de la zeolita y el aglutinante, combinar y moldear los polvos con agua agregada para formar una mezcla y después extrudir la mezcla para producir un catalizador aglutinado de un tamaño deseado. Se pueden usar también auxiliares de extrusión para modificar las propiedades de flujo de extrusión de la mezcla de zeolita y aglutinante. La cantidad de alúmina de marco en el catalizador puede variar de 0,1 a 3,33 %p., o 0,1 a 2,7 %p., o 0,2 a 2 %p., o 0,3 a 1 %p.

Las condiciones del proceso en una zona de desparafinación catalítica pueden incluir una temperatura de 200 a 450 °C, preferiblemente, 270 a 400 °C, una presión parcial de hidrógeno de 1,8 MPag a 34,6 MPag (250 psig a 5000 psig), preferiblemente, 4,8 MPag a 20,8 MPag y una tasa de circulación de hidrógeno de 35,6 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (200 SCF/B) a 1781 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (10 000 scf/B), preferiblemente, 178 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (1000 SCF/B) a 890,6 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (5000 SCF/B). En otras realizaciones adicionales, las condiciones pueden incluir temperaturas en el intervalo de 343 °C (600 °F) a 435 °C (815 °F), presiones parciales de hidrógeno de 500 psig a 3000 psig (3,5 MPag-20,9 MPag) y tasas de tratamiento con hidrógeno de 213 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> a 1068 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (1200 SCF/B a 6000 SCF/B). La velocidad espacial horaria del líquido (LHSV) puede ser de 0,2 h<sup>-1</sup> a 10 h<sup>-1</sup>, tal como de 0,5 h<sup>-1</sup> a 5 h<sup>-1</sup> y/o de 1 h<sup>-1</sup> a 4 h<sup>-1</sup>. Preferiblemente, las condiciones del proceso se pueden seleccionar para lograr un nivel deseado de conversión del efluente hidrotratado con respecto a una temperatura de conversión de 370 °C. La cantidad de conversión con respecto a 370 °C durante la(s) etapa(s) de desparafinación catalítica es preferiblemente al menos 15 %p., tal como al menos 20 %p. Además o alternativamente, la cantidad de conversión con respecto a 370 °C puede ser 30 %p. o menor. Aumentar la cantidad de conversión puede mejorar las propiedades de flujo en frío de las bases resultantes. Además, aumentar la cantidad de conversión puede aumentar la cantidad de bases con viscosidad más baja. Sin embargo, aumentar la conversión también puede reducir el rendimiento general de las bases lubricantes con respecto a la corriente de alimentación de vaselina. Una de las ventajas inesperadas logradas por producir bases a partir de una corriente de alimentación de vaselina es la capacidad de lograr rendimientos de al menos 70 % con respecto a la corriente de alimentación de vaselina, tal como al menos 75 %p. Cabe señalar que la cantidad de conversión con respecto a 371 °C (700 °F) no es equivalente a la pérdida de rendimiento debido a la conversión, dado que los productos que se convierten a un intervalo de ebullición entre 343 °C (650 °F) y 371 °C (700 °F) todavía son adecuados para su inclusión en un aceite base con viscosidad baja.

Proceso de hidroterminación y/o saturación aromática

En algunos aspectos, también se puede proporcionar una etapa de hidroterminación y/o saturación aromática. La hidroterminación y/o saturación aromática puede producirse después de la última etapa de desparafinación. La hidroterminación y/o saturación aromática puede producirse antes o después del fraccionamiento. Si la hidroterminación y/o saturación aromática se produce después del fraccionamiento, la hidroterminación se puede llevar a cabo en una o más porciones del producto fraccionado, tal como llevarse a cabo en las fracciones de base que tienen una viscosidad de 6 cSt o menor a 100 °C, las fracciones que tienen una viscosidad de 8 cSt o mayor a 100 °C, o en cualquier otra porción(es) conveniente de las fracciones de base producidas después del fraccionamiento. Alternativamente, el efluente entero de la última etapa del proceso de desparafinación se puede hidroterminar y/o someter a saturación aromática.

En algunas situaciones, un proceso de hidroterminación y un proceso de saturación aromática pueden referirse a un único proceso que se lleva a cabo usando el mismo catalizador. Alternativamente, se puede proporcionar un tipo de catalizador o sistema catalizador para llevar a cabo la saturación aromática, mientras que se puede usar un segundo catalizador o sistema catalizador para la hidroterminación. Típicamente un proceso de hidroterminación y/o saturación aromática se llevará a cabo en un reactor separado de la desparafinación o procesos por motivos prácticos, tales como facilitar el uso de una temperatura más baja para el proceso de hidroterminación o saturación aromática. Sin embargo, un reactor de hidroterminación adicional posterior a un proceso de desparafinación, pero anterior al fraccionamiento, todavía podría considerarse parte de una segunda etapa de un sistema de reacción conceptualmente.

Los catalizadores de hidroterminación y/o saturación aromática pueden incluir catalizadores que contienen metales de Grupo VI, metales de Grupo VIII y mezclas de estos. En una realización, los metales preferidos incluyen al menos un sulfuro metálico que tiene una función de hidrogenación fuerte. En otra realización, el catalizador de hidroterminación puede incluir un metal noble de Grupo VIII, tal como Pt, Pd o una combinación de estos. La mezcla de metales también puede estar presente como catalizadores metálicos a granel en donde la cantidad de metal es 30 %p. o mayor en base al catalizador. Los soportes de óxido metálico adecuados incluyen óxidos ácidos inferiores

tales como sílice, alúmina, sílice-alúmina o titanía, preferiblemente, alúmina. Los catalizadores de hidroterminación preferidos para la saturación aromática comprenderán al menos un metal que tiene una función de hidrogenación relativamente fuerte sobre un soporte poroso. Los materiales de soporte típicos incluyen materiales de óxido amorfos o cristalinos tales como alúmina, sílice y sílice-alúmina. Los materiales de soporte también se pueden modificar, tal como mediante halogenación, o en particular fluoración. El contenido de metal del catalizador a menudo es tan alto como 20 por ciento en peso de metales no nobles. En una realización, un catalizador de hidroterminación preferido puede incluir un material cristalino que pertenece a la clase o familia de catalizadores M41S. La familia de catalizadores M41S son materiales mesoporosos que tienen un contenido de sílice alto. Los ejemplos incluyen MCM-41, MCM-48 y MCM-50. Un miembro preferido de esta clase es MCM-41. Si se usan catalizadores separados para la saturación aromática y la hidroterminación, se puede seleccionar un catalizador de saturación aromática en función de la actividad y/o selectividad para la saturación aromática, mientras que se puede seleccionar un catalizador de hidroterminación en función de la actividad para mejorar las especificaciones del producto, tales como el color del producto y la reducción aromática polinuclear.

Las condiciones de hidroterminación pueden incluir temperaturas de 125 °C a 425 °C, preferiblemente, 180 °C a 280 °C, un presión parcial de hidrógeno de 500 psig (3,4 MPa) a 3000 psig (20,7 MPa), preferiblemente, 1500 psig (10,3 MPa) a 2500 psig (17,2 MPa), y velocidad espacial horaria de líquido de 0,1 hr<sup>-1</sup> a 5 hr<sup>-1</sup> de LHSV, preferiblemente, 0,5 hr<sup>-1</sup> a 1,5 hr<sup>-1</sup>. Además, se puede usar una tasa de gas de tratamiento de hidrógeno de 35,6 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> a 1781 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (200 SCF/B a 10 000 SCF/B).

#### Propiedades del producto después del hidroprocesamiento

Después del hidroprocesamiento, el efluente de vaselina hidroprocesada resultante se puede fraccionar para formar una variedad de aceites base. En función en parte del punto de ebullición alto inicial, la naturaleza parafinada de la corriente de alimentación y en función en parte de la conversión llevada a cabo durante el hidrotratamiento y la desparafinación, el efluente de vaselina hidroprocesada se puede fraccionar para formar una pluralidad de aceites base a diferentes viscosidades. Por ejemplo, un efluente de vaselina hidroprocesada se puede fraccionar para formar aceites base que corresponden aproximadamente a un aceite base de 2 cSt, un aceite base de 4 cSt, un aceite base de 6 cSt, un aceite base de 8 cSt y un aceite base de 16 cSt. Evidentemente, también se puede usar cualquier otro fraccionamiento conveniente en una pluralidad de aceites base para generar una selección de bases diana deseadas.

Las bases generadas a partir del efluente de vaselina hidroprocesada pueden tener un índice de viscosidad (VI) de al menos 120, tal como al menos 130 o al menos 140. En algunos aspectos, una base de tipo 2 cSt derivada del efluente de vaselina hidroprocesada puede tener un VI de al menos 120, mientras se pueden generar una o más bases distintas con viscosidades más altas que tienen un VI de al menos 130 o al menos 140. Debido a que el hidroprocesamiento puede incluir el hidrotratamiento de la vaselina para reducir el contenido de azufre y/o aromáticos dentro del efluente hidroprocesado, las bases generadas a partir del efluente de vaselina hidroprocesada pueden corresponder a bases de tipo de Grupo III o Grupo III+.

Además de proporcionar una pluralidad de bases con VI deseable, las bases derivadas de un efluente de vaselina hidroprocesada también puede tener relaciones de punto de fluidez inesperadas. Para un proceso de producción de aceite base lubricante convencional, se esperaría que los aceites base de viscosidad más alta generados a partir de una corriente de alimentación también tendrían puntos de fluidez más altos. En cambio, los aceites base derivados de la vaselina hidroprocesada pueden tener valores de punto de fluidez similares entre algunas fracciones de viscosidad más alta y más baja. Además, algunas bases de viscosidad más alta pueden tener un punto de fluidez más bajo que una base de viscosidad más baja generada a partir de la misma corriente de alimentación de vaselina. Este comportamiento de punto de fluidez inesperado para las bases de viscosidad más alta puede contribuir a los rendimientos de base lubricante mejorados a partir de una corriente de alimentación de vaselina, dado que no se necesita un hidroprocesamiento de intensidad aumentada para mejorar las propiedades de flujo en frío de los productos de viscosidad más alta. Por ejemplo, un primer producto de aceite base puede tener una viscosidad de al menos 7,5 cSt a 100 °C, tal como al menos 8,0 cSt. Opcionalmente, el primer producto de aceite base puede tener una viscosidad de al menos 12,0 cSt, tal como al menos 16,0 cSt. Un segundo producto de aceite base puede tener una viscosidad más baja que el primer producto de aceite base, con una viscosidad de al menos 3,5 cSt a 100 °C, tal como al menos 4,0 cSt. Para dicho primer y segundo aceite base, el punto de fluidez del primer producto de aceite base puede ser igual o preferiblemente más bajo que el punto de fluidez para el segundo producto de aceite base. El primer y segundo aceites base pueden tener un índice de viscosidad de al menos 120, y preferiblemente, al 130, tal como al menos 135 o al menos 140.

En diversos aspectos, el rendimiento de la base lubricante con respecto a una corriente de alimentación de vaselina hidrotratada puede ser de al menos 70 %p., tal como al menos 75 %p. o al menos 80 %p. Además o alternativamente, el rendimiento general de la base lubricante con respecto a una corriente de alimentación de vaselina antes del hidroprocesamiento puede ser de al menos 65 %p., tal como al menos 70 %p. o al menos 75 %p.

En aspectos donde la vaselina se obtiene al formar vaselina como parte del procesamiento con disolvente de un residuo de vacío (u otra corriente de alimentación adecuada), aún otro producto puede ser uno o más aceites base de Grupo I que se generan a partir del proceso de desparafinación con disolvente. Estos aceites base de Grupo I se pueden generar a partir del refinado de aceite pesado desparafinado que se forma durante el proceso de desparafinación con disolvente que se usa para formar la vaselina. Los aceites base derivados del refinado de aceite pesado desparafinado con disolvente a menudo pueden ser aceites base de Grupo I debido al hecho de que el refinado de aceite pesado desparafinado con disolvente no se ha hidroprocesado para retirar el azufre.

Otro producto generado durante el hidroprocesamiento de la vaselina es gasóleo de punto de fluidez bajo. Parte de la conversión de productos durante el hidrotratamiento y/o la desparafinación resulta en la formación de aceites base con viscosidad más baja a expensas de aceites base con viscosidad más alta. Sin embargo, la conversión durante el hidrotratamiento y/o la desparafinación también resulta en la formación de productos fuera del intervalo de ebullición del aceite base lubricante. Estos productos, que pueden tener puntos de ebullición de 343 °C (650 °F) o menor, pueden ser, en cambio, adecuados para su uso como un combustible de gasóleo con punto de fluidez bajo. En algunos aspectos, también se pueden generar nafta y productos de fracciones ligeras.

Ejemplo de configuración para el sistema de reacción integrado

La Figura 1 muestra un ejemplo esquemático de una configuración para formar aceites base lubricantes mediante hidroprocesamiento de una fracción de vaselina. En la realización que se muestra en la Figura 1, una materia prima para la producción de aceite base lubricante 105 se introduce en una torre de destilación al vacío 110. La torre de destilación al vacío 110 fracciona la materia prima 105 en al menos una porción de intervalo de ebullición del destilado 153 y una porción inferior 113. La porción inferior 113 se pasa a un desasfaltador 120 para la desasfaltación con disolvente. Esto resulta en una salida de asfalto 128 y una corriente de fracción inferior desasfaltada (aceite pesado) 123. La fracción inferior desasfaltada 123, a continuación, se extrae con disolvente 130. Esto resulta en un extracto rico en aromáticos 138 y un refinado 143 con contenido reducido de aromáticos. El refinado 143 a continuación se desparafina con disolvente 140 para formar una salida de parafina (vaselina) 148 y aceites base de Grupo I pesados neutros y/o de aceite pesado 145. Opcionalmente, el proceso de extracción con disolvente 130 y/o el proceso de desparafinación con disolvente 140 pueden representar una pluralidad de unidades de extracción y/o desparafinación por disolvente.

En la configuración que se muestra en la Figura 1, la salida de parafina o vaselina de la unidad de desparafinación con disolvente 148 a continuación se pasa a una primera etapa de hidroprocesamiento 150. La vaselina se expone a uno o más catalizadores de hidroprocesamiento en presencia de hidrógeno. Como se muestra en la Figura 1, el efluente 163 de la primera etapa de hidroprocesamiento 150 se pasa a un extractor a presión alta (u otro separador) 160. Por ejemplo, el extractor 160 puede ser un separador gas-líquido que separa la porción de fase gaseosa 166 del efluente de la porción líquida 173 del efluente.

El efluente líquido 173 del extractor 160 después se pasa a una segunda etapa de hidroprocesamiento 170. En la configuración que se muestra en la Figura 1, la segunda etapa de hidroprocesamiento incluye al menos una porción de catalizador de desparafinación. El efluente 183 de la segunda etapa de hidroprocesamiento 170 después, opcionalmente, se hidrotermina en una etapa de hidroterminación 180. El efluente 193 de la etapa opcional de hidroterminación después se puede fraccionar para generar, por ejemplo, una pluralidad de fracciones de aceite base lubricante 195 y uno o más fracciones de combustible (nafta o gasóleo) 196. Esta(s) porción(s) de aceite base lubricante corresponde a porciones de aceite base lubricante de Grupo III y/o Grupo III+.

## Ejemplos

Ejemplo 1 - Hidroprocesamiento de la vaselina

Se hidroprocesó una corriente de alimentación de vaselina en un sistema de reacción que incluye una etapa de hidrotratamiento, una etapa de desparafinación catalítica y una etapa de hidroterminación. En este ejemplo, la corriente de alimentación de vaselina se hidrotrató en condiciones leves. El producto líquido total del hidrotratamiento a continuación se desparafina e hidrotermina antes del fraccionamiento para formar una pluralidad de productos de aceite base lubricante.

La Tabla 1 muestra diversas propiedades de la corriente de alimentación de vaselina. La vaselina se generó mediante procesamiento con disolvente (desasfaltación, extracción de aromáticos, desparafinación con disolvente) de una corriente de alimentación de residuo de vacío. Las propiedades del aceite desparafinado con disolvente que se formó como el otro producto de la desparafinación con disolvente se muestran al final de la Tabla 1. Como se muestra en la Tabla 1, solo el 5 %p. de la corriente de alimentación hace ebullición a 450 °C o menos, y la mayoría de la corriente de alimentación tiene un punto de ebullición mayor que 550 °C.

Tabla 1 - Propiedades de la corriente de alimentación de vaselina

| Calidad                               | Valor       |
|---------------------------------------|-------------|
| Densidad a 15 °C (kg/m <sup>3</sup> ) | 859,2       |
| API                                   |             |
| Azufre, %p.                           | 0,2993      |
| Nitrógeno, ppm en peso                | 163         |
| Total de aromáticos, mmol/kg          | 253         |
| Aromáticos estimados (MW=660)         | 16,7        |
| KV100, cSt                            | 14,15/13,97 |
| KV70, cSt                             |             |
| KV80, cSt                             | 23,35/23,02 |
| VI                                    | 155         |
| D2887 5 %, °C                         | 449         |
| D2887 50 %, °C                        | 561         |
| D2887 95 %, °C                        | 672         |
| Parafina seca, %p.                    | 78,3        |
| Aceite desparafinado con disolvente   |             |
| KV100, cSt                            | 23,726      |
| KV40, cSt                             | 332         |
| VI                                    | 90,5        |
| Punto de fluidez, °C                  | -13         |

La Tabla 2 muestra las condiciones de reacción usadas para las etapas de hidrotratamiento, desparafinación catalítica e hidroterminación en el sistema de reacción. El catalizador de hidrotratamiento fue un catalizador de hidrotratamiento de NiMo soportados disponible comercialmente. Después del hidrotratamiento, se usó un extractor para retirar los gases contaminantes del efluente antes de pasar el efluente por la etapa de desparafinación. El gas de tratamiento que sale de la etapa de hidrotratamiento se usó como el gas de tratamiento de entrada para la etapa de desparafinación. El catalizador de desparafinación fue una alúmina aglutinada ZSM-48 con SiO<sub>2</sub>:Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> con una relación menor que 100:1. También se soportó en el catalizador de 0,6 %p. de Pt. El catalizador de hidroterminación fue un catalizador de alúmina aglutinada MCM-41 con 0,3 %p. de Pd y 0,9 %p. de Pt soportados en el catalizador. La Tabla 2 también muestra la cantidad de conversión de la corriente de alimentación de vaselina que se produjo con respecto a un punto de ebullición de 370 °C dentro de cada etapa. (Es decir, la cantidad de corriente de alimentación que originalmente tenía un punto de ebullición mayor que 370 °C que se convirtió en un producto con un punto de ebullición menor que 370 °C). Las cantidades de conversión son para cada etapa, de manera que el 29 %p. de conversión que se muestra para la etapa de desparafinación en la Tabla 2 representa el 29 %p. de

## ES 2 717 291 T3

conversión del efluente de la etapa de hidrot ratamiento. Cabe señalar que en la Tabla 2, 134 kg (fuerza) / cm<sup>2</sup> corresponden a 13,1 MPag.

Tabla 2 - Condiciones de Hidroprocesamiento

| Reactor  | HDT  | HDW   | HDF  |
|--|------|-------|------|
| Conversión por HDT a 370 °C+, %p.  | 2,5  | 29    | nulo |
| LHSV del reactor, hr <sup>-1</sup>   | 0,45 | 0,675 | 1,0  |
| Temperatura de reactor promedio, °C  | 335  | 340   | 220  |
| Tasa de gas de tratamiento en la entrada del reactor HDT (min), Nm <sup>3</sup> -H <sup>2</sup> /Sm <sup>3</sup> | 420  | 420   | 420  |
| Presión parcial de hidrógeno (min), Kg(fuerza)/cm <sup>2</sup> (a)   | 134  | 134   | 134  |

5 La Tabla 3 muestra una pluralidad de aceites base que se generaron a partir del efluente de vaselina hidroprocesada que se formó mediante el hidroprocesamiento de la corriente de alimentación de vaselina en la Tabla 1 en las condiciones de hidroprocesamiento que se muestran en la Tabla 2. En este ejemplo, el efluente de vaselina hidroprocesada se fraccionó para formar un aceite base de 2 cSt, un aceite base de 4 cSt, un aceite base de 6 cSt, un aceite base de 8 cSt y un aceite base de 16 cSt (o mayor). Como se muestra en la Tabla 3, el punto de fluidez para los diversos aceites base no varía de la manera esperada con respecto a la viscosidad de los aceites base. 10 Aparte del aceite base de 2 cSt, que tiene un punto de fluidez de -39 °C, los aceites base restantes tiene un perfil de punto de fluidez relativamente plano. De hecho, el aceite base de 8 cSt tiene un punto de fluidez más bajo, que el aceite base de 4 cSt o el de 6 cSt. Aparte del aceite base de 2 cSt, el perfil de índice de viscosidad de los aceites base también es relativamente plano, con los aceites base de 4 cSt y viscosidad más alta que tienen todos un VI de al menos 130.

El rendimiento general del aceite base lubricante es mayor que 75 %p. con respecto al efluente de la etapa de hidrot ratamiento. Cabe señalar que el perfil de punto de fluidez inesperadamente plano contribuye al rendimiento de aceite base alto. Para una corriente de alimentación convencional, los aceites base de viscosidad más alta pueden tener un punto de fluidez correspondientemente más alto. Para generar una selección de aceites base que alcanzan un punto de fluidez deseado, se requiere una intensidad de la reacción aumentada de manera que las fracciones de viscosidad más alta también alcancen el punto de fluidez deseado. Esta intensidad de reacción aumentada típicamente corresponde a niveles más altos de conversión de corriente de alimentación a productos con ebullición más baja, que resulta en un rendimiento aumentado de nafta y/o gasóleo y un rendimiento reducido de aceite base lubricante. En cambio, debido al punto de fluidez relativamente bajo de todas las fracciones derivadas de la vaselina hidroprocesada, y el perfil de punto de fluidez relativamente plano, la intensidad de la reacción se puede mantener a un nivel menos intenso. Esto resulta en una producción reducida de fracciones de combustibles y mayor producción de aceites base lubricantes.

Tabla 3 - Fracciones de aceite base derivadas de la vaselina hidroprocesada

| KV100 (cSt) | Punto de fluidez (°C) | VI  | Rendimiento general (%p. basado en la corriente de alimentación de HDT) |
|-------------|-----------------------|-----|---|
| 2,25        | -39                   | 122 | 3,2   |
| 4,36        | -23                   | 133 | 13,4  |
| 6,70        | -28                   | 134 | 7,0   |
| 8,53        | -29                   | 134 | 11,0  |
| 18,66       | -27                   | 130 | 41,5  |
| Total       |                       |     | 76,1  |

Ejemplo 2 - Rendimiento de aceite base lubricante a partir del hidroprocesamiento de parafina residual (Comparativo)

Otro ejemplo de una materia prima con un contenido alto de parafina es una corriente de alimentación de parafina residual. Las parafinas residuales se forman durante la desparafinación con disolvente de una fracción de destilado generada a partir de una unidad de destilación al vacío, a diferencia de la vaselina que se forma durante la desparafinación con disolvente de fracciones inferiores desasfaltadas. Esto significa que las parafinas residuales se forman a partir de una porción de intervalo de ebullición más bajo de una corriente de alimentación. Aunque las parafinas residuales pueden tener contenidos de parafina mayores que 80 %p. o incluso mayor que 90 %p., la intensidad del procesamiento necesario para convertir una parafina residual en una base lubricante deseable causa que el rendimiento del lubricante sea de 60 %p. o menos de la corriente de alimentación de parafina residual hidrotratada.

La Tabla 4 muestra los resultados del hidroprocesamiento de una parafina residual 150N y una 600N para la producción de aceite base. El contenido de parafina de la parafina residual 150N fue de 93 %, mientras que el contenido de parafina de la parafina residual 600N fue de 87 %. La parafina residual 150N hidroprocesada es adecuada para generar un aceite base de 4 cSt, mientras que la parafina residual 600N es adecuada para generar un aceite base de 6 cSt. Las condiciones de reacción para el hidroprocesamiento de la parafina residual 150N y la parafina residual 600N se seleccionaron para lograr al menos un punto de fluidez de -20 °C y para lograr aproximadamente las viscosidades diana de 4 cSt y 6,7 cSt, respectivamente. Las parafinas residuales se procesaron a temperaturas similares a las temperaturas que se muestran en la Tabla 2 para el procesamiento de la vaselina. La presión parcial de hidrógeno fue de 1000 psig (6,9 MPag). La tasa de gas de tratamiento y las velocidades espaciales fueron también similares, con la excepción de que la tasa del gas de tratamiento para el hidrotratamiento de las parafinas residuales fue más baja, dado que fue necesaria una cantidad de conversión más baja (1 % - 4 %) para las corrientes de alimentación de parafina residual para alcanzar las viscosidades diana deseadas.

Como se muestra en la Tabla 4, el rendimiento de aceite base del procesamiento de parafinas residuales es sustancialmente más bajo que el rendimiento total de aceite base para la vaselina hidroprocesada que se muestra en la Tabla 3 a un punto de fluidez comparable (o más alto). Los resultados en la Tabla 4 demuestran que las propiedades inesperadas de los aceites base lubricantes generados a partir de la vaselina hidroprocesada no son simplemente una función de hidroprocesar una corriente de alimentación con un contenido de parafina más alto. Las parafinas residuales usadas como corrientes de alimentación para los resultados en la Tabla 4 tienen contenidos de parafina más altos que la vaselina en el Ejemplo 1, pero resultan en rendimientos de aceites base más bajos a un punto de fluidez comparable.

Tabla 4 - Aceites base a partir de parafina residual hidroprocesada

| Corriente de alimentación  | PR 150N | PR 600N |
|--|---------|---------|
| KV100  | 3,8-3,9 | 6,7-6,8 |
| Punto de fluidez, °C   | -24     | -21     |
| Rendimiento de lubricante basado en la corriente de alimentación de HDT, %p. | 35      | 60      |

Ejemplo 3 -Impacto de la intensidad del hidrotratamiento sobre el rendimiento del aceite base lubricante

La Figura 2 muestra una comparación del procesamiento de vaselina en dos condiciones diferentes. Para los resultados de hidroprocesamiento que se muestran en la Figura 2, las condiciones de desparafinación son más leves para generar un rendimiento general más alto. Las condiciones de desparafinación más leves son también beneficiosas para investigar el impacto de modificar la intensidad del proceso de hidrotratamiento que se lleva a cabo antes de la desparafinación.

En la Figura 2, el caso 1 corresponde al hidroprocesamiento de vaselina en condiciones de hidrotratamiento que resultaron en la conversión de 3 %p. de la corriente de alimentación de vaselina con respecto a una temperatura de conversión de 370 °C. A continuación, se seleccionaron las condiciones de desparafinación para causar una conversión del 20 %p. de la vaselina hidrotratada. En el caso 2, la intensidad de las condiciones de hidrotratamiento se aumentó para causar una conversión de 7 %p. de la vaselina durante el hidrotratamiento. Las condiciones de desparafinación fueron comparables a las del caso 1, pero resultaron en un aumento de conversión ligeramente mayor (22 %p.) del efluente hidrotratado.

5 Como se muestra en la Figura 2, aumentar la intensidad del hidrotatamiento inicial de la vaselina se puede usar para cambiar las cantidades relativas de aceites base producidos durante el hidroprocesamiento. Aumentar la intensidad del hidrotatamiento de 3 %p. a 7 %p. de conversión resultó en un aumento de la cantidad de aceites base de 2 cSt y 4 cSt generados, pero a expensas del rendimiento total de aceite base debido a una reducción más significativa en la cantidad de aceite base 16+ cSt.

Quando se indican límites numéricos inferiores y límites numéricos superiores en la presente memoria, se contemplan los intervalos de cualquier límite inferior a cualquier límite superior.



## REIVINDICACIONES

1. Un método para formar aceites base lubricantes, que comprende: separar una materia prima en al menos una primera fracción y una fracción inferior, un punto de corte de destilación para separar la primera fracción y la fracción inferior es de al menos 510 °C (950 °F); desasfaltar la fracción inferior para formar una fracción inferior desasfaltada y un producto de asfalto; extraer la fracción inferior desasfaltada en presencia de un disolvente de extracción para formar una corriente de refinado y una corriente de extracto, un contenido de aromáticos de la corriente de refinado es menor que un contenido de aromáticos de la fracción inferior desasfaltada; desparafinar la corriente de refinado en presencia de un disolvente de desparafinación para formar un producto de aceite base lubricante y un producto parafinado que tiene un contenido de parafina de al menos 70 %p.; hidrotrotar al menos una porción del producto parafinado en condiciones de hidrotrotamiento eficaces para formar un efluente hidrotrotado, las condiciones de hidrotrotamiento eficaces son eficaces para la conversión de 10 %p. o menos de una porción del producto parafinado con ebullición por encima de 371 °C (700 °F) en una porción con ebullición por debajo de 371 °C (700 °F); separar el efluente hidrotrotado para formar al menos un efluente hidrotrotado líquido; desparafinar el efluente hidrotrotado líquido en presencia de un catalizador de desparafinación que comprende un tamiz molecular 1-D con un anillo de 10 miembros en condiciones de desparafinación eficaces para formar un efluente desparafinado, las condiciones de desparafinación eficaces son eficaces para la conversión de 10 %p. a 35 %p. de una porción del efluente hidrotrotado con ebullición por encima de 371 °C (700 °F) en una porción con ebullición por debajo de 371 °C (700 °F); y fraccionar el efluente desparafinado para formar una pluralidad de productos de aceite base lubricante que tienen un índice de viscosidad de al menos 120 y un punto de fluidez de -12 °C o menor, la pluralidad de productos de aceite base comprende al menos un primer producto de aceite base que tiene un punto de fluidez más bajo que un segundo producto de aceite base, el primer producto de aceite base tiene una viscosidad más alta a 100 °C que el segundo producto de aceite base.
2. El método de la reivindicación 1, en donde el producto parafinado se pone en contacto con un catalizador de hidrotrotamiento que comprende al menos un metal no noble de Grupo VIII y al menos un metal de Grupo VI, y en donde las condiciones de hidrotrotamiento eficaces incluyen temperaturas de 200 °C a 450 °C, presiones de 250 psig (1,8 MPag) a 5000 psig (34,6 MPag), velocidades espaciales horarias del líquido (LHSV) de 0,1 hr<sup>-1</sup> a 10 hr<sup>-1</sup>, y tasas de tratamiento con hidrógeno de 200 scf/B (35,6 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>) a 10 000 scf/B (1781 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>).
3. El método de la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en donde el catalizador de desparafinación comprende uno o más tamices moleculares seleccionados de la lista que consiste en EU-1, ZSM-35 (o ferrierita), ZSM-11, ZSM-57, NU-87, SAPO-11, ZSM-48, ZSM-23 y ZSM-22, y en donde las condiciones de desparafinación eficaces incluyen una temperatura de 200 a 450 °C, una presión parcial de hidrógeno de 1,8 MPag a 34,6 MPag (250 psig a 5000 psig), y una tasa de circulación de hidrógeno de 35,6 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (200 SCF/B) a 1781 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (10 000 scf/B).
4. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el primer producto de aceite base y el segundo producto de aceite base tienen un índice de viscosidad de al menos 130.
5. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la pluralidad de productos de aceite base lubricante tiene un punto de fluidez de -15 °C o menor.
6. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la materia prima parafinada o el producto parafinado tiene un punto de ebullición de T5 de al menos 454 °C (850 °F).
7. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la materia prima parafinada o el producto parafinado tiene un punto de ebullición de T50 de al menos 566 °C (1050 °F).
8. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el producto parafinado o la materia prima parafinada tiene un contenido de parafina de al menos 75 %p.
9. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el primer producto de aceite base tiene una viscosidad de al menos 7,5 cSt a 100 °C.
10. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el segundo producto de aceite base tiene una viscosidad de al menos 3,5 cSt a 100 °C.
11. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde un rendimiento total de la pluralidad de aceites base es al menos 70 %p del efluente hidrotrotado líquido.
12. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el primer aceite base tiene una viscosidad de al menos 12 cSt a 100 °C.
13. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la pluralidad de aceites base comprende, además, un tercer aceite base que tiene una viscosidad de al menos 12 cSt a 100 °C, el tercer aceite base tiene un índice de viscosidad de al menos 130.

14. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la pluralidad de aceites base está sustancialmente libre de turbidez.

15. El método de cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la cantidad de conversión durante el hidrotratamiento es 8 %p. o menor con respecto a la temperatura de conversión de 371 °C.

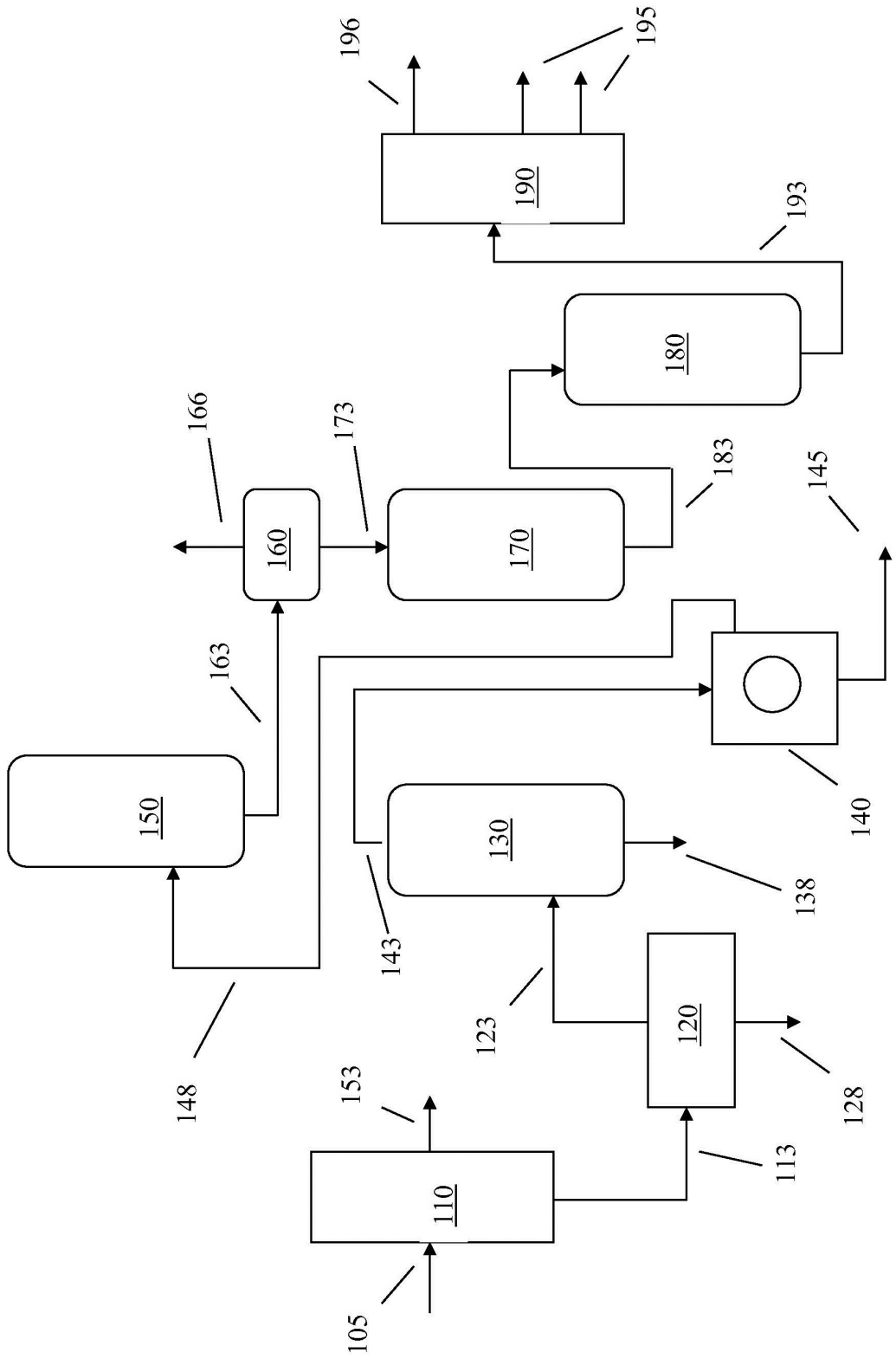


FIG. 1

| Grado de producto                                    | Caso 1 |       |       |       |        |       | Caso 2 |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
|--|--------|-------|-------|-------|--------|-------|--------|-------|-------|--------|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|
|  | 3      |       |       |       |        |       | 7      |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
|  | 80,20  |       |       |       |        |       | 78,30  |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Conversion por HDT a 370°C+, %p.                     |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Rendimiento de lubricante total (%p.)                |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Rendimiento en corriente de alimentación de HDT, %p. |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Propiedad del producto                               |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Densidad a 15 C, g/cc                                |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Viscosidad cinemática a 100 C, cSt                   |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Viscosidad cinemática a 40 C, cSt                    |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Índice de viscosidad                                 |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Punto de fluidez C                                   |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Punto de inflamación, COC, C                         |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Volatilidad NOACK, %p.                               |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Aromáticos, %p.                                      |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
|  | 9,40   | 6,40  | 3,90  | 8,10  | 52,40  | 11,50 | 7,40   | 4,40  | 8,30  | 46,70  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| Método de prueba                                     |        |       |       |       |        |       |        |       |       |        |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-4052  | 0,813  | 0,82  | 0,827 | 0,835 | 0,862  | 0,811 | 0,818  | 0,825 | 0,832 | 0,858  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-445   | 2,18   | 4,18  | 5,79  | 8,00  | 17,69  | 2,22  | 4,21   | 5,81  | 8,01  | 16,96  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-445   | 6,89   | 17,97 | 29,42 | 46,57 | 145,08 | 7,03  | 18,00  | 29,27 | 46,14 | 133,52 |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-2273  | 126,9  | 140,5 | 143,5 | 143,9 | 134,6  | 129,7 | 142,9  | 145,9 | 146,3 | 138    |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-5950  | -29    | -19,1 | -16,3 | -15,1 | -18    | -29,2 | -19,5  | -16,7 | -15,5 | -18    |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-92  | 167    | 219   | 244   | 266   | 343    | 168   | 219    | 244   | 266   | 331    |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-5800 <sup>1</sup>                             | 75,8   | 14,5  | 4,5   | 1,4   | 0,1    | 73,6  | 14,5   | 4,4   | 1,4   | 0,2    |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| ASTM D-7419  | <1     | <1    | <1    | <1    | <1     | <1    | <1     | <1    | <1    | <1     |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |

FIG. 2