



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 329 791**

51 Int. Cl.:

C07C 7/10 (2006.01)

C10G 21/16 (2006.01)

C07C 2/70 (2006.01)

C10G 65/04 (2006.01)

C10G 65/12 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **04719015 .2**

96 Fecha de presentación : **10.03.2004**

97 Número de publicación de la solicitud: **1603853**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **14.12.2005**

54 Título: **Producción de aquilbenceno lineal.**

30 Prioridad: **10.03.2003 US 453437 P**
10.03.2003 US 453418 P
10.03.2003 ZA 03/1937
10.03.2003 ZA 03/1938
11.04.2003 ZA 03/2868
11.04.2003 US 462180 P
21.08.2003 ZA 03/6524
21.08.2003 US 496816 P

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
01.12.2009

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
01.12.2009

73 Titular/es: **Sasol Technology (Proprietary) Limited**
1 Sturdee Avenue, Rosebank
Johannesburg, ZA

72 Inventor/es: **Greager, Ivan;**
Scholtz, Jan, Hendrik;
De Wet, Johan, Pieter;
Desmet, Mieke, Ann;
Jansen, Wilhelmina;
Jacobson, Paul y
Dancuart, Luis, Pablo, Fidel

74 Agente: **Arias Sanz, Juan**

ES 2 329 791 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 alquilbenceno lineal.

5 **Antecedentes de la invención**

Esta invención se refiere a un proceso para producir alquilbenceno lineal.

10 Los derivados de alquilbenceno, tales como sulfonatos de alquilbenceno, se usan entre otros en aplicaciones de productos detergentes y tensoactivos. La legislación medioambiental requiere que estos productos sean biodegradables. Es bien sabido que, para ser biodegradable, es importante que la cadena de alquilo sea lineal, es decir con muy poca o ninguna ramificación y pocos, si hay alguno, carbonos cuaternarios.

15 En procesos convencionales para producir alquilbencenos lineales, se hidrogena una corriente de hidrocarburo para eliminar contaminantes tales como contaminantes de azufre, nitrógeno y oxígeno que puedan estar presentes. La hidrogenación también convierte especies de olefinas en la corriente en parafinas. Tras la reacción de hidrogenación, la corriente de parafina resultante se fracciona en varios intervalos de carbono. Un intervalo de carbono, por ejemplo el intervalo de C₈ a C₁₆, que incluye parafinas ramificadas, se pasa a través de un tamiz molecular. Las parafinas ramificadas se rechazan como corriente de refinado, mientras que las parafinas lineales se pasan a través de un reactor de deshidrogenación para formar una mezcla olefina/parafina. Esta mezcla se alimenta después a una planta de alquilación y se hace reaccionar con benceno para formar un alquilbenceno lineal (LAB). El alquilbenceno lineal se sulfona después para formar sulfonatos de alquilbenceno lineales (LAS). Un problema con este planteamiento es el coste relativamente alto del material de partida parafínico y el alto coste asociado con la producción de parafinas lineales a partir de cargas de alimentación de queroseno.

25 La patente del Reino Unido No. 669313 en nombre de California Research Corporation divulga el uso de un condensado de hidrocarburo del proceso Fischer-Tropsch como carga de alimentación en la producción de alquilbenceno. Esta referencia está limitada al uso de procesos Fischer-Tropsch de "alta temperatura" en donde la reacción de Fischer-Tropsch se lleva a cabo a temperaturas de aproximadamente 300°C y mayores, para la producción del condensado de hidrocarburo. Se encontró que los procesos Fischer-Tropsch de alta temperatura eran adecuados porque el condensado de hidrocarburo contiene una alta concentración de olefinas, normalmente en la región de alrededor del 70%. Los catalizadores preferidos en el proceso Fischer-Tropsch para la producción de un condensado de hidrocarburo en esta referencia son catalizadores que contienen hierro. Esta referencia manifiesta que la carga de alimentación de Fischer-Tropsch producida produce alquilbenceno lineal de baja calidad debido al olor y problemas de humedad producidos por carbonilo, es decir, contenido oxigenado de la carga de alimentación de Fischer-Tropsch. El método preferido para abordar este problema es mediante adsorción de los compuestos de carbonilo de la carga de alimentación de Fischer-Tropsch usando carbono activado y gel de sílice en una capa protectora. Este proceso sólo es factible para alimentaciones con bajas concentraciones de oxigenados. Además, en el ejemplo en esta referencia la recuperación de olefina es menor del 25%, es decir, el contenido de olefina no se conserva.

40 La patente de los Estados Unidos No. 3674885 en nombre de Atlantic Richfield Company tiene como objetivo mostrar que una mezcla parafina/olefina obtenida de un reactor Fischer-Tropsch se puede alquilar junto con parafinas cloradas operando la alquilación a temperaturas elevadas. Se mezcla alimentación de Fischer-Tropsch reciente con parafina clorada y se carga en el reactor de alquilación, la parafina sin reaccionar se separa y se activa parcialmente mediante cloración y después se mezcla con carga de alimentación reciente basada en Fischer-Tropsch antes de la alquilación. Se usa una mezcla sintética de dodecano y dodeceno en el ejemplo para representar la carga de alimentación de Fischer-Tropsch. Esta referencia no reconoce las dificultades a las que se enfrenta cuando se intenta usar carga de alimentación de Fischer-Tropsch para alquilación y no se considera relevante para la presente invención.

50 Se divulgan procesos adicionales para la producción de alquilbenceno lineales en US-6392109, WO-0231085, DE-19911910 y US-4686317.

Compendio de la invención

55 Según un primer aspecto de la invención se proporciona un proceso para producir alquilbenceno lineal, el proceso incluye los pasos de obtener un condensado de hidrocarburo que contiene olefinas, parafinas y oxigenados de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura;

- 60 a) fraccionar una distribución de número de carbono deseado del condensado de hidrocarburo para formar una corriente de condensado de hidrocarburo fraccionado que es el producto de la reacción Fischer-Tropsch;
- b) extraer oxigenados de la corriente de condensado de hidrocarburo fraccionado del paso (a), ventajosamente mientras se conserva la relación olefina/parafina en la corriente para formar una corriente que contiene olefinas y parafinas, que es el producto de una reacción Fischer-Tropsch;
- 65 c) combinar la corriente que contiene olefinas y parafinas del paso (b), que es el producto de una reacción de Fischer-Tropsch, con la corriente de alimentación de paso (g) para formar una corriente combinada;

ES 2 329 791 T3

- d) alquilar olefinas en la corriente combinada del paso (c) con benceno en presencia de un catalizador de alquilación adecuado en un reactor de alquilación;
- e) recuperar alquilbenceno lineal del reactor de alquilación;
- f) recuperar las parafinas sin reaccionar del reactor de alquilación;
- g) deshidrogenar las parafinas sin reaccionar en presencia de un catalizador de deshidrogenación adecuado para formar una corriente de alimentación que contiene olefinas y parafinas; y
- h) enviar la corriente de alimentación que contiene olefinas y parafinas del paso (g) al paso (c).

Típicamente, la reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura se lleva a cabo en un reactor de lecho en suspensión a una temperatura de 160°C-280°C, preferiblemente de 210°C-260°C, y en presencia de un catalizador de cobalto para proporcionar un condensado de hidrocarburo que contiene del 60 al 80% en peso de parafinas y del 10 al 30% en peso, típicamente menos del 25% en peso, de olefinas. Las olefinas producidas así tienen una linealidad de más del 92%, preferiblemente mayor del 95%. Las parafinas producidas así tienen una linealidad mayor del 92%.

Los oxigenados se pueden extraer, en el paso (b), mediante destilación, deshidratación o extracción líquido-líquido, preferiblemente extracción líquido-líquido. Preferiblemente se usa un solvente ligero tal como una mezcla de metanol y agua en la extracción líquido-líquido.

En una forma de realización preferida de la invención el proceso de extracción del oxigenado es un proceso de extracción líquido-líquido que preferiblemente tiene lugar en una columna de extracción usando una mezcla de metanol y agua como solvente, en donde se envía un extracto de la extracción líquido-líquido a una columna de recuperación de solvente de la cual se recicla un producto de la parte superior que comprende metanol, olefinas y parafinas a la columna de extracción, aumentando de esta manera la recuperación total de olefinas y parafinas. También se puede reciclar un producto del fondo de la columna de recuperación de solvente a la columna de extracción. El solvente preferiblemente tiene un contenido de agua de más del 3% en peso, más preferiblemente un contenido en agua de alrededor del 5%-15% en peso. Se puede enviar un refinado de la columna de extracción a una columna de lavado de la que sale una corriente de alimentación de hidrocarburo que contiene más del 90% en peso de olefinas y parafinas y típicamente menos del 0,2% en peso, preferiblemente menos del 0,02% en peso de oxigenados, como producto del fondo. Preferiblemente la recuperación de olefinas y parafinas en la corriente de alimentación de hidrocarburos es superior al 70%, más preferiblemente superior al 80%, mientras que la relación olefina/parafina se conserva al menos sustancialmente.

Típicamente, la reacción de deshidrogenación en el paso (g) se lleva a cabo a una tasa de conversión del 10%-15%.

En general, el condensado de hidrocarburo fraccionado del paso (b) tendrá una concentración de olefina de desde el 10% hasta el 30% en peso, la corriente de alimentación del paso (g) tendrá una concentración de olefina del 10% al 15% en peso, y la corriente combinada en el paso (c) tendrá una concentración de olefina del 12,5% al 22,5% en peso.

La invención también se refiere a un producto condensado de hidrocarburo fraccionado de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura en el intervalo de C₁₀ a C₁₃ que contiene del 10 al 30%, típicamente menos del 25%, en peso de olefinas con un alto grado de linealidad de más del 92%, típicamente mayor del 95%, para su uso en un proceso para fabricar alquilbenceno lineal.

La invención también se refiere a un producto alquilbenceno lineal formado a partir de la alquilación de olefinas que son el producto de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura, en donde el producto de alquilbenceno lineal tiene un grado de linealidad de más del 90%, preferiblemente mayor del 93%.

Según un segundo aspecto de la invención se proporciona un proceso para producir tres fracciones de hidrocarburos de un condensado de hidrocarburo y una corriente de producto de fracción de cera a partir de una reacción Fischer-Tropsch, siendo las fracciones de hidrocarburo:

- 1) fracción de hidrocarburos A, que es una fracción de hidrocarburos que tiene un punto de ebullición por encima de 25°C y un punto de terminación por debajo de 200°C;
- 2) fracción de hidrocarburos B que incluye al menos una mezcla de alcanos, olefinas y oxigenados que tienen un punto de ebullición en el intervalo de 100-300°C; y
- 3) fracción de hidrocarburos C que tiene un punto de ebullición en el intervalo de 120-140°C;

el método incluye los pasos de:

- a) fraccionar la corriente de condensado de hidrocarburo, o un derivado de la misma, de la reacción Fischer-Tropsch para formar al menos tres corrientes de condensado de hidrocarburo fraccionado en donde al menos una de las tres corrientes de condensado de hidrocarburo fraccionado es la fracción de hidrocarburos B;

ES 2 329 791 T3

- b) hidroconvertir al menos la corriente de producto de fracción de cera, o un derivado de la misma, de la reacción Fischer-Tropsch;
- c) fraccionar el producto de cera hidroconvertido del paso b) para obtener al menos una corriente de hidrocarburo ligero hidroconvertido y una corriente de destilado hidroconvertido; y
- d) mezclar selectivamente los productos de los pasos a) y c) para obtener las fracciones de hidrocarburos A y C; y
- e) transferir la corriente de condensado de hidrocarburo del paso (a) que constituye la fracción de hidrocarburos B a un proceso para la producción de alquilbencenos lineales.

El proceso puede incluir el paso adicional de transferir una fracción de cera no convertida del paso b) a un proceso para la producción de aceites básicos de alto índice de viscosidad bien mediante extracción con solvente bien por isodesparafinado catalítico.

Típicamente, la reacción Fischer-Tropsch es una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura llevada a cabo en un reactor de lecho en suspensión a una temperatura de 160°C-280°C, preferiblemente 210°C-260°C, y en presencia de un catalizador de cobalto para proporcionar un condensado de hidrocarburo que contiene del 60 al 80% en peso de parafinas y del 10 al 30% en peso, típicamente menos del 25% en peso de olefinas.

Típicamente, la fracción de hidrocarburos A tiene un punto de ebullición por encima de 30°C y un punto de terminación por debajo de 175°C, preferiblemente por debajo de 160°C.

Típicamente, la fracción de hidrocarburos B tiene un punto de ebullición en el intervalo de 145-255°C, y preferiblemente el intervalo de temperatura es 165-240°C.

Típicamente, la fracción de hidrocarburos C tiene un punto de ebullición en el intervalo de 150-380°C, más típicamente 160-360°C.

El proceso para la producción de alquilbencenos lineales al que se hace referencia en el paso e) puede comprender alquilación y deshidrogenación catalítica.

Según otro aspecto de la invención se proporciona un proceso para producir una fracción adicional de hidrocarburos que es la fracción de hidrocarburos D que incluye alcanos de masa molecular de media a alta, tanto lineales como isomerizados, que tienen un punto de ebullición típicamente por encima de 380°C, más típicamente por encima de 400°C.

Breve descripción de los dibujos

La figura 1 es un diagrama de bloques de un proceso según un primer aspecto de la invención para producir alquilbenceno lineal.

La figura 2 es un diagrama de bloques de un proceso para extraer oxigenados de un producto de hidrocarburo, usado en el proceso de la figura 1; y

La figura 3 es un diagrama de bloques de un proceso integrado según un segundo aspecto de la invención.

Descripción de formas de realización preferidas

Esta invención se refiere al uso de una corriente de condensado de hidrocarburo de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura en la producción del alquilbenceno lineal.

En el proceso Fischer-Tropsch, se hace reaccionar gas de síntesis (monóxido de carbono e hidrógeno), obtenido de la gasificación de carbón o reformado de gas natural, sobre un catalizador de Fischer-Tropsch para producir una mezcla de hidrocarburos que varían desde metano a ceras y cantidades menores de oxigenados.

En una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura, la reacción tiene lugar en un reactor de lecho en suspensión o un reactor de lecho fijo, preferiblemente un reactor de lecho en suspensión, a una temperatura en el intervalo de 160°C-280°C, preferiblemente 210°C-260°C, y a una presión en el intervalo de 18-50 bar, preferiblemente entre 20-30 bar, en presencia de un catalizador. El catalizador puede incluir hierro, cobalto, níquel o rutenio. Sin embargo, se prefiere un catalizador basado en cobalto para la reacción a baja temperatura. Normalmente, el catalizador de cobalto está apoyado en un soporte de alúmina.

Durante la reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura, se separa una fase vapor de hidrocarburo más ligera de una fase líquida que comprende productos de hidrocarburo líquido más pesados. El producto de hidrocarburo líquido más pesado (productos de cera) es el producto principal de la reacción y se puede, por ejemplo, hidrocrackear para producir diesel y nafta.

ES 2 329 791 T3

La fase vapor de hidrocarburo más ligero que comprende productos gaseosos de hidrocarburo, el gas de síntesis sin reaccionar y agua se condensa para proporcionar un "producto de condensación" que comprende una fase acuosa y una fase de producto de condensación de hidrocarburo.

- 5 El producto de condensación de hidrocarburo incluye olefinas y parafinas en el intervalo de C_4 a C_{26} , y oxigenados que incluyen alcoholes, ésteres, aldehídos, cetonas y ácidos. Típicamente, el producto condensado de hidrocarburo se fracciona en el intervalo C_8 a C_{16} , preferiblemente en el intervalo de C_{10} a C_{13} .

10 En el caso de un catalizador de cobalto, las olefinas, que son predominantemente alfa olefinas, sólo constituyen aproximadamente del 10 al 30% en peso, del producto de condensación de hidrocarburo fraccionado. En general, este producto no se consideraría útil en una reacción de alquilación para formar alquilbenceno lineal, debido a la necesidad de eliminar los oxigenados. La eliminación de los oxigenados se requiere puesto que los oxigenados perjudican la actividad de catalizadores posteriores. Esto es especialmente perjudicial para catalizadores ácidos sólidos, tales como el catalizador Detal de UOP, ya que afecta negativamente el tiempo de vida del catalizador, necesitando de esta manera un cambio más frecuente de catalizador. Sin embargo, se ha encontrado que las olefinas tienen un grado muy alto de linealidad de más del 95% y, aunque sólo constituyen del 10 al 30%, en peso del producto condensado de hidrocarburo, es una alimentación excelente para la producción de alquilbenceno lineal y proporciona una forma económicamente ventajosa para la producción de alquilbenceno altamente lineal. Las parafinas en el producto condensado de hidrocarburo también tienen un grado alto de linealidad. Estas parafinas no reaccionan en la reacción de alquilación y se recuperan como producto de parafina de alta calidad que se deshidrogena y se recicla a la reacción de alquilación. El producto del reactor del proceso de deshidrogenación tiene una concentración de olefinas relativamente baja (del 10%-15% en peso), y la combinación de esta corriente de alimentación con el condensado de hidrocarburo de la reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura aumenta la concentración de olefinas en la alimentación combinada suministrada a la reacción de alquilación debido a la mayor concentración de olefinas en el condensado de hidrocarburo de la reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura. Esto produce una reducción en la velocidad de flujo de reciclado que lleva a ahorrar tanto en gasto de capital como en costes operativos.

Respecto a la figura 1, a modo de ejemplo de un primer aspecto de la invención, un producto de condensación de hidrocarburo 10 de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura usando un catalizador de cobalto contiene el 20% en peso de olefinas, el 74% en peso de parafinas, y el 6% en peso de oxigenados. El producto de condensación de hidrocarburo 10 se pasa a través de una columna de fraccionamiento 12 y se separa de la misma un corte 14 de C_{10} - C_{13} . El corte 14 contiene el 22% en peso de olefinas, el 71% en peso de parafinas y el 7% en peso de oxigenados. El corte 14 se envía después a una unidad de eliminación de oxigenados 16 donde se eliminan los oxigenados 18 para proporcionar una corriente de alimentación de hidrocarburo 24 que contiene el 23% en peso de olefinas y el 77% en peso de parafinas y menos del 0,2%, preferiblemente menos del 0,015% en peso de oxigenados.

Como se ha mencionado anteriormente, la concentración de olefinas en el corte 14 es baja. Es por lo tanto deseable usar un paso de eliminación de oxigenados que conserve la concentración de olefinas. En el estado de la técnica, se sugieren muchos métodos de extraer oxigenados de corrientes de hidrocarburos. Tales métodos de eliminación incluyen hidrogenación, destilación azeotrópica, destilación extractora, deshidratación en fase vapor, deshidratación en fase líquida y extracción líquido-líquido. Se ha encontrado que los procesos de destilación, extracción líquido-líquido y deshidratación son preferidos ya que tienden a conservar la concentración de olefinas. Típicamente la recuperación requerida de olefinas y parafinas en la corriente 24 es mayor del 70% de las olefinas y parafinas en la corriente 14, mientras que se conserva al menos sustancialmente la relación olefina/parafina.

Con respecto a la figura 2, un proceso de extracción líquido-líquido de la invención incluye una columna de extracción 20. El producto de condensación fraccionado de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura anteriormente descrito 14 se alimenta en la columna de extracción 20 en, o cerca del, fondo de la misma y una corriente de solvente 21 que comprende una mezcla de metanol y agua se alimenta en la columna de extracción 20 en o cerca de la parte superior de la misma. La corriente de solvente 21 preferiblemente comprende más del 5% en peso, típicamente el 6% en peso, de agua. La relación solvente a alimentación en la corriente de solvente es baja, típicamente menor de 1,5, normalmente alrededor de 1,25.

El refinado 22 de la parte superior de la columna de extracción 20, que incluye olefinas y parafinas y una pequeña cantidad de solvente, entra en una columna de lavado de refinado 23 y una corriente de producto de hidrocarburo que comprende más del 90% en peso de olefinas y parafinas normalmente hasta el 99% en peso de olefinas y parafinas y menos del 0,2% en peso, preferiblemente menos del 0,02% en peso de oxigenados sale como producto del fondo 24. El producto del fondo 24, que muestra una recuperación total de más del 90% de las olefinas y parafinas contiene más del 20% en peso de α -olefinas y más del 70% en peso de n-parafinas. De esta manera, se ha conservado el contenido de olefinas del producto de hidrocarburo (que se pretende usar en la producción de alquilbenceno lineal). Un solvente que comprende principalmente metanol (más del 90% en peso) y bajas concentraciones de agua (menos del 5% en peso) y olefinas/parafinas (menos del 5% en peso) sale como producto de la parte superior 25 y se devuelve a la corriente de alimentación de solvente 21. Si se desea recuperar el producto del fondo 24 como una corriente de vapor, esto se puede hacer tomando una corriente de vapor de la parte inferior de la columna 20. El producto líquido de la columna 20 será entonces una corriente efluente muy pequeña.

Se extrae un extracto 26 de la parte inferior de la columna de extracción 20 y se alimenta a la columna de recuperación de solvente 27. Un producto de la parte superior 29 de la columna de recuperación de solvente 27 comprende

ES 2 329 791 T3

más del 90% en peso de metanol, y olefinas y parafinas. Hasta el 60% de las olefinas y parafinas del extracto 26 se recuperan del producto de la parte superior 29. El producto de la parte superior se recicla entonces a la corriente de solvente 21. El contenido en oxigenados del producto de la parte superior 29 puede ser tan bajo como 50 ppm, dependiendo de la relación solvente a alimentación usada en la columna de extracción 20. Un producto del fondo 5 28 de la columna de recuperación de solvente 27 comprende principalmente agua, oxigenados y olefinas/parafinas. Este producto del fondo 28 forma dos fases líquidas que se pueden decantar en un decantador 30. La fase orgánica es una corriente de oxigenado, olefina y parafina 31, que deja el proceso como un producto. La fase acuosa es una corriente 32, que se recicla a la columna de extracción 20. Esta corriente 32 puede entrar en la columna de extracción en la parte superior junto con la corriente de solvente 21, o ligeramente más abajo en la columna 20, para 10 prevenir que la baja cantidad de oxigenados que estarán presentes en esta corriente aparezcan en la corriente de refinado 22.

Normalmente un solvente de alto punto de ebullición es preferido para la extracción líquido-líquido porque los 15 pasos de recuperación del solvente después de la extracción requieren menos energía de lo que sería el caso para un solvente de bajo punto de ebullición. Sin embargo, se ha encontrado que una mezcla de metanol y agua, que es un solvente de bajo punto de ebullición, no necesita experimentar esta desventaja, porque puede ser eficaz a relaciones bajas de solvente a alimentación (esta puede ser menor que 1 si la extracción de oxigenado requerida no es demasiado rigurosa).

20 Un estudio de los diferentes azeótropos que existen entre componentes en la alimentación y agua llevaría a esperar que no fuera posible destilar agua en cabeza en la columna de recuperación de solvente 27 sin azeotropar también oxigenados en cabeza. De forma sorprendente, esto no resultó ser el caso. El metanol, que no forma azeótropos con ninguna otra especie presente previene que los azeótropos agua/oxigenado se destilen a la misma temperatura que 25 las parafinas y olefinas. Esto parece ser debido a un efecto de la destilación extractora. Además, es posible destilar las parafinas y olefinas en cabeza, al tiempo que se recuperan los oxigenados como producto del fondo. Esto tiene el efecto de aumentar la recuperación total de parafina y olefina del proceso, porque el producto de cabeza 29 de la columna de recuperación de solvente 27 se recircula a la columna de extracción 20, lo que significa que se forzará a que las parafinas y olefinas dejen el proceso en la corriente de producto 24.

30 Es posible por lo tanto tener una corriente de hidrocarburo 24 con una recuperación total alta de olefinas y parafinas, sin el uso de un contrasolvente en la columna de extracción. En este modo de operación, todo el metanol, y parte del agua (10-50%) también se recuperan en la corriente de cabeza 29.

35 Cuando se opera una columna de recuperación de solvente de la manera anteriormente descrita, se debe esperar que ciertas especies queden atrapadas en la columna. Estas especies tenderán a acumularse y en el proceso producir operación inestable de la columna de recuperación de solvente. Tales especies serían típicamente olefinas y parafinas más pesadas u oxigenados más ligeros en el caso presente. Operar la columna de recuperación de solvente con un pequeño tiro lateral puede prevenir la acumulación de tales especies y resultar de esta manera en una operatividad muy 40 mejorada del sistema.

También es posible correr la columna de extracción 20 y la columna de recuperación del solvente 27 a diferentes relaciones metanol/agua. Esto puede ser deseable porque un alto contenido de agua en la columna de extracción 20 45 producirá relaciones de solvente a alimentación aumentadas (debido a la solubilidad reducida de los oxigenados en el solvente), mientras que es necesaria una cierta cantidad de agua para alcanzar el efecto de destilación extractora en combinación con metanol para recuperar todas las parafinas y olefinas como productos de cabeza en la columna de recuperación de solvente 27. Las diferentes relaciones metanol/agua en las dos columnas (20 y 27) se pueden alcanzar desviando parte del agua en la corriente 32 a la corriente 26 por medio de una corriente 33.

50 Después de pasar la corriente de alimentación de hidrocarburos de C_{10} - C_{13} mencionada anteriormente a través del proceso de extracción de oxigenados anteriormente mencionado usando una mezcla de metanol (al 95% en peso) y agua (al 5% en peso) y una relación de solvente a alimentación de 1,25, la corriente de alimentación de hidrocarburos purificada 24 contiene el 22% en peso de olefinas, el 76% en peso de parafinas y menos del 0,02% en peso de oxigenados. El proceso de extracción no sólo extrae oxigenados con buena recuperación de olefinas y parafinas, también conserva el contenido de olefinas de la alimentación de hidrocarburos. La recuperación de olefinas y parafinas 55 es del 89,9%, mientras que la relación de olefinas a parafinas se conserva sustancialmente. La corriente de alimentación de hidrocarburos purificada que contiene olefinas es particularmente útil en la producción de alquilbenceno lineal.

60 El proceso de eliminación de oxigenados puede incluir un paso final de adsorción para reducir más el contenido de oxigenados a menos del 0,015%. El nivel de oxigenados adicionalmente reducido dependerá de los requerimientos del sistema de alquilación elegido y puede ser tan bajo como el 0,0001%.

65 Refiriéndose de nuevo a la figura 1, según la invención el producto hidrocarburo líquido 24 del proceso de eliminación de oxigenados 16 se suministra a un circuito de alquilación/deshidrogenación indicado en general por el número 40. El circuito de alquilación/deshidrogenación 40 incluye un reactor de alquilación 42 y un proceso de deshidrogenación 44. Se puede llevar a cabo una reacción de alquilación en el reactor de alquilación 42 usando un catalizador de condensación de tipo Friedel-Crafts tales como $AlCl_3$, H_2SO_4 , BF_3 , HF o un catalizador ácido sólido. En el caso presente, se usa la tecnología de alquilación del catalizador ácido sólido DETALTM de UOP. Típicamente, la reacción

ES 2 329 791 T3

de alquilación se lleva a cabo a una temperatura de más de 100°C y a una presión de alrededor de 300 kPa (abs), en presencia del catalizador DETALTM patentado por UOP (ver Smith R. (1991) Linear alkylbenzene by heterogeneous catalysis. PEP Review No. 90-2-4, SRI International).

5 También es posible usar destilación reactiva (también conocida como destilación catalítica) para realizar el paso de alquilación, donde el catalizador está contenido dentro de una columna de destilación, y la separación de los reactivos sin reaccionar y productos sucede tan pronto como se forman los productos. De esta manera la funcionalidad del reactor y de la purificación del producto se combinan parcialmente en una única unidad de operación.

10 Después de la alquilación, el benceno sin reaccionar se recupera y se recicla al reactor de alquilación 42. Las parafinas se recuperan y se envían al proceso de deshidrogenación 44. En el presente caso, se usa la tecnología de deshidrogenación PacolTM de UOP para la activación de las parafinas. Típicamente, la reacción de deshidrogenación se lleva a cabo a 400-500°C y 300 kPa (abs), en presencia de un catalizador de platino modificado sobre un sustrato de óxido de aluminio. La conversión de parafinas a olefinas se limita al 10-15% para limitar la deshidrogenación
15 adicional de mono-olefinas a dienos y cíclicos. Se usan los procesos de DEFINETM y PEPTM de UOP para eliminar adicionalmente subproductos no deseados del pacolado, que se forman durante la deshidrogenación. El proceso DEFINETM hidrogena selectivamente dienos a mono-olefinas, mientras que PEPTM elimina compuestos cíclicos del pacolado.

20 Con referencia al circuito de alquilación/deshidrogenación 40, se introduce una alimentación de olefina-parafina 46 en el reactor de alquilación 42 al que también se suministra benceno 48. Las olefinas de la alimentación de olefinas parafinas 46 reaccionan con el benceno 48 en el reactor de alquilación 42 para proporcionar un alquilbenceno lineal 50, parafinas sin reaccionar 52 y benceno sin reaccionar 54. El benceno sin reaccionar 54 se recicla al reactor de alquilación. La parafina sin reaccionar 52 se recupera y se envía al proceso de deshidrogenación 44 para producir una
25 mezcla de parafina olefina 46A que se suministra a la línea de parafina olefina 46, e hidrógeno 54.

Las parafinas 52 que dejan el reactor de alquilación 42 son de una gran calidad y comprenden sustancialmente el 100% de parafina. En este ejemplo, el proceso de deshidrogenación 44 opera a una conversión de parafina del 12% y la mezcla de parafina olefina 46A que deja el deshidrogenador 44 tiene una concentración de olefina del 12% y
30 una concentración de parafina del 88%. El producto de hidrocarburo 28 se introduce a mitad de camino junto con la corriente de parafina olefina 46. En este ejemplo, el producto hidrocarburo 24 tiene una concentración de olefina del 23% y una concentración de parafina del 77% y, al mezclarse con las parafinas y olefinas de 46A, forma una corriente de alimentación olefina-parafina 46B con una concentración de olefina del 13,5% y una concentración de parafina del 86,5%. Este aumento en la concentración de olefina en la corriente de alimentación olefina-parafina 46
35 produce una reducción en la velocidad del flujo de reciclado a través del proceso de deshidrogenación 44 y reactor de alquilación 42, para una producción fija de alquilbenceno lineal. De esta manera, una concentración de olefina aumentada en la alimentación olefina-parafina 46 se traduce en potenciales ahorros tanto en gasto de capital como en gasto de operación. Desde la perspectiva de gasto de capital, la velocidad de flujo de reciclado reducida permite una reducción en el tamaño del reactor de deshidrogenación en el proceso de deshidrogenación 44 así como una reducción
40 en el tamaño del reactor de alquilación 42, para un tiempo de permanencia fijado y la velocidad de flujo de parafina reducida permitirá una reducción en el tamaño de la columna de recuperación de parafina y equipo auxiliar. El ahorro en gasto de operación incluye una velocidad de flujo de masa reducida a través del reactor de deshidrogenación 44 y produce una reducción en la velocidad de flujo de hidrógeno requerida para la hidrogenación selectiva de dienos y una reducción en la velocidad de flujo de parafina permitirá ahorro en servicios tales como agua para enfriar, vapor (o
45 aceite caliente) y electricidad.

Cuando el circuito de alquilación del proceso de la presente invención se compara por lo tanto con un circuito de alquilación de un proceso convencional para la producción de alquilbenceno lineal como se describe en los antecedentes de la invención, se puede concluir que se requiere un circuito de alquilación menor en por masa de alquilbenceno
50 lineal producido, que para el proceso convencional.

En un paso final del proceso, el alquilbenceno altamente lineal 44 con una linealidad mayor del 92% se introduce en un reactor de sulfonación 52 y se sulfona usando ácido sulfúrico, óleum o trióxido de azufre. El trióxido de azufre es actualmente el proceso preferido. El proceso de sulfonación produce la formación de sulfonatos de alquilbenceno
55 altamente lineales.

El proceso de la invención hace uso de una corriente de alimentación en forma de un producto condensado de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura que no se esperaría que fuera factible para producir un alquilbenceno lineal. El proceso produce un producto alquilbenceno altamente lineal deseable, mientras que al mismo tiempo produce
60 un producto de parafina de alta calidad que se deshidrogena y recicla a la reacción de alquilación. La corriente de alimentación del proceso de deshidrogenación tiene una concentración de olefina relativamente baja (10%-15% en peso), y la combinación de esta corriente de alimentación con un condensado de hidrocarburo de la reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura aumenta la concentración de olefina en la alimentación combinada que se suministra al reactor de alquilación lo que produce ahorro tanto en gastos de capital como en gastos de operación.
65

ES 2 329 791 T3

Un segundo aspecto de esta invención se refiere a un proceso para producir o procesar tres fracciones de hidrocarburo predeterminadas de las corrientes de producto de la reacción Fischer-Tropsch. Estas tres fracciones de hidrocarburos incluyen:

- 5 1) una fracción de hidrocarburos A que tiene un punto de ebullición por encima de 25°C y más típicamente por encima de 30°C, y un punto de terminación por debajo de 200°C, preferentemente por debajo de 175°C e incluso más preferentemente por debajo de 160°C,
- 10 2) una fracción de hidrocarburos B que incluye una mezcla del 60% al 80% en peso de alcanos, del 15-30% en peso de olefinas y del 5% al 10% en peso de oxigenados que preferentemente hierven en el intervalo de 100-300°C, y más preferentemente en el intervalo de 165-240°C y donde la linealidad total de la mezcla es mayor del 92%, preferentemente mayor del 95%, y
- 15 3) una fracción de hidrocarburos C que es una fracción de hidrocarburos que hierve en el intervalo de 120-400°C, más típicamente en el de 150-380°C y preferiblemente en el intervalo de 240-360°C.

La invención también se extiende a producir o procesar una cuarta fracción de hidrocarburos D que incluye alcanos de masa molecular de media a alta, tanto lineales como isomerizados, que hierven típicamente por encima 380°C y preferiblemente por encima de 400°C.

El proceso como se ha propuesto incluye las siguientes características ventajosas:

- 25 1) producción de una carga de alimentación sintética mejorada para producir alquilbencenos lineales, es decir la fracción de hidrocarburos B. Aunque la fracción B contiene oxigenados y tiene un contenido de olefina bajo, se puede utilizar sorprendentemente de forma económica/ventajosa para producir alquilbenceno lineal usando el proceso descrito en el primer aspecto de esta invención,
- 30 2) se observa una mejora en la densidad y contenido de calor de la fracción de hidrocarburos C sobre un proceso donde la fracción de hidrocarburos B no se eliminó;
- 35 3) producción de una carga de alimentación de aceite básico de alto índice de viscosidad (HVI) - fracción de hidrocarburos D. Este producto también puede llevar a la recuperación de una cera hidrogenada que comprende alcanos tanto normales como isomerizados; y
- 40 4) producción de una carga de alimentación de alto rendimiento adecuada para la producción de olefinas inferiores, como se describe en la bibliografía técnica (*Performance of the Sasol SPD Naphtha as Steam Cracking Feedstock*, American Chemical Society - Paper 561940, presentado en el National Meeting, Boston, Agosto de 2002).

El método de producción o procesamiento que forma el objeto de este aspecto de la invención se basa en el procesamiento de las dos corrientes de producto derivadas de una reacción Fischer-Tropsch, es decir, una corriente de producto de fracción de cera y un condensado de hidrocarburo:

- 45 • La corriente de producto de fracción de cera típicamente tiene un punto de fusión verdadero (TBP) en el intervalo de alrededor de 70°C a 700°C, más típicamente en el intervalo de 80°C a 650°C.
- 50 • El condensado de hidrocarburo típicamente tiene un punto de ebullición verdadero (TBP) en el intervalo de -70°C a 350°C, más típicamente de -10°C a 340°C, normalmente de -70°C a 350°C.

Una composición típica de la corriente de producto de fracción de cera y del condensado de hidrocarburo se presenta en la tabla 1.

55

60

65

ES 2 329 791 T3

TABLA 1

(% de volumen destilado)

Intervalo de destilación	Condensado de hidrocarburo	Corriente de producto de fracción de cera
▪ C5-160°C	44	3
▪ 160-270°C	43	4
▪ 270-370°C	13	25
▪ 370-500°C	NR	40
▪ >500°C	NR	28
Total	100	100

El condensado de hidrocarburo incluye olefinas y parafinas en el intervalo de C₄ a C₂₆, y oxigenados incluyendo alcoholes, ésteres, aldehídos, cetonas, acetales y ácidos.

Una forma de realización de este segundo aspecto de la invención se ejemplifica con referencia a la figura 3. En esta forma de realización se separan dos productos líquidos de hidrocarburo de la conversión del gas de síntesis (syngas) por la reacción Fischer-Tropsch en una unidad de reacción Fischer-Tropsch 8.

El condensado de hidrocarburo se recoge como corriente 10 y se transfiere a una unidad de destilación atmosférica (UDA) 12 donde se separa en tres corrientes. La corriente más ligera 13 se transfiere a un hidrotratador 60 para la saturación completa y eliminación de heteroátomos. (Este paso es opcional para el proceso). El producto resultante se recoge como corriente 17. Se recoge una corriente media 14 como un segundo producto y se transfiere a una operación de procesamiento de alquilbenceno lineal. Se recoge una fracción de hidrocarburo más pesada como corriente 15 y se transfiere a una unidad de hidroconversión 70.

La corriente de producto de fracción de cera 9 de la unidad de reacción Fischer-Tropsch 8, se mezcla con la corriente 15 de la UDA 12 antes de ser enviada como corriente 7 a la unidad de hidroconversión 70. Aquí se producen al menos tres productos así como una mezcla de hidrocarburos ligeros (no mostrada en la figura) como una corriente gaseosa. Una corriente de producto de hidrocarburo ligero 71 y una corriente de producto de hidrocarburo más pesado 72 se envían a almacenamiento. Hay una cuarta corriente que se produce - tampoco mostrada en la figura - que incluye todas las especies de hidrocarburos más pesadas no convertidas. Esta normalmente se recicla a extinción en la unidad de hidroconversión 70. Como una alternativa al proceso, se puede recuperar una corriente hidroconvertida pesada como corriente 73 y hacerla disponible para la preparación de aceites básicos de alto índice de viscosidad (HIV) mediante extracción de solvente o desparafinado catalítico. Estas dos opciones de procesamiento son bien conocidas en la técnica y no se describen en detalle aquí. Si se usa extracción de solvente, es posible obtener como un subproducto una cera hidrogenada altamente parafínica.

La corriente 14, la corriente media de la UDA 12, que contiene carga de alimentación olefínica sintética se manda al procesamiento de alquilbenceno lineal que empieza con la unidad 16. La unidad 16 es una unidad de operación de eliminación de oxigenados como se ilustra en la figura 2. Se obtienen dos corrientes de la unidad de eliminación de oxigenados 16: una corriente rica en oxigenados 18 enviada a almacenamiento, y una corriente 24 que comprende principalmente parafinas y olefinas. Esta corriente es la corriente "B" que tiene un punto de ebullición en el intervalo de 100-300°C. La corriente 24 se envía a la unidad de alquilación 42 donde se alquila con benceno 48 transferido desde el almacenamiento. Los productos de la unidad de alquilación 42 se separan en dos corrientes: el producto alquilbenceno lineal 50 y una corriente no convertida 52. La última corriente 52, que comprende parafinas, se envía a la unidad de deshidrogenación 44 para sufrir deshidrogenación catalítica. Una vez procesada, esta se devuelve a través de la corriente 46 a la unidad de alquilación 42.

Las dos corrientes de hidrocarburo líquido ligero, el producto hidrogenado 17 y el producto hidroconvertido 71 se mezclan para formar una corriente única altamente parafínica 19.

Las condiciones del proceso para el hidrotratamiento e hidroconversión de corrientes de una unidad de reacción Fischer-Tropsch pueden variar para alcanzar una amplia gama de composiciones de producto. Las condiciones del proceso normalmente se eligen laboriosamente después de extensa experimentación para optimizar rendimientos, realización del proceso y vida catalítica. La tabla 2 da una lista de una de tales series de condiciones típicas.

ES 2 329 791 T3

TABLA 2

Condiciones de proceso para hidroprocesamiento de las corrientes de Fischer-Tropsch

Serie de condiciones	Intervalo de hidrotratamiento		Intervalo de hidroconversión	
	Amplia	Preferida	Amplia	Preferida
Temperatura, °C	150-450	250-350	150-450	340-400
Presión, bar-g	10-200	30-80	10-200	30-80
Tasa de H ₂ , alimentación m ³ n/m ³	100-2000	800-1600	100-2000	800-1600
Conversión (nota 1)	NA	NA	30-80	50-70

Nota 1. Expresada como material que hierve por encima de 370°C que desaparece durante el proceso (% en masa).

El paso de extracción de la invención se describirá ahora en más detalle con referencia al siguiente ejemplo no limitante.

Ejemplo

Este ejemplo muestra un proceso según la invención. La columna de extracción 20 se corrió a una relación solvente a alimentación de 1,25 y a una temperatura de 50°C. La recuperación total olefina/parafina en la corriente 24 fue del 89,9%. La relación olefina/parafina en la alimentación fue 1:3,7 y 1,36 tras la extracción del oxigenado. La relación olefina/parafina por lo tanto se conservó sustancialmente.

Columna de extracción 20

Corriente	14		21		22		26	
	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)
Total	100	3000	100	3750	100	2530	100	4220
Total C10-C13 P/O	92,7	2779,7	2,16	81,0	99,1	2507,9	6,20	261,7
Total oxigenados	7,3	217,7	0,000	0,000	0,0144	0,365	5,78	243,7
Ligeros y pesados	0,057	1,7	0,004	0,144	0,0104	0,263	0,00480	0,202
Agua	0,031	0,934	6,01	225,6	0,0073	0,184	5,74	242,4
Metanol	0,000	0,000	91,7	3443,3	0,842	21,31	82,3	3472,0

ES 2 329 791 T3

Columna de lavado de refinado 23

Corriente	22		25		24	
	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)
Total	100	2530	100	30	100	2500
Total C10- C13 P/O	99,1	2507,9	2,63	0,793	99,97	2499,4
Total oxigenados	0,0144	0,365	0,00163	0,000491	0,0145	0,363
Ligeros y pesados	0,0104	0,263	0,0887	0,0267	0,00808	0,202
Agua	0,0073	0,184	1,52	0,456	0,00115	0,0288
Metanol	0,842	21,31	95,4	28,7	0,000	0,000

Columna de recuperación de solvente 27

Corriente	26		29		28	
	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)	Comp (% peso)	Flujo (kg/h)
Total	100	4220	100	3584	100	636
Total C10- C13 P/O	6,20	261,7	2,37	85,1	27,6	175,8
Total oxigenados	5,78	243,7	0,00140	0,0503	42,0	267,0
Ligeros y pesados	0,00480	0,202	0,00747	0,268	0,00279	0,0177
Agua	5,74	242,4	1,30	46,8	29,3	186,6
Metanol	82,3	3472,0	96,2	3451,9	1,04	6,63

REIVINDICACIONES

- 5 1. Un proceso para producir alquilbenceno lineal, el proceso incluye los pasos de obtener un condensado de hidrocarburo que contiene olefinas, parafinas y oxigenados a partir de una reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura;
- 10 a) fraccionar una distribución de número de átomos de carbono deseada del condensado de hidrocarburo para formar una corriente de condensado de hidrocarburo fraccionada que es el producto de una reacción Fischer-Tropsch;
- 15 b) extraer oxigenados de la corriente de condensado de hidrocarburo fraccionada del paso (a) para formar una corriente que contiene olefinas y parafinas que es el producto de una reacción Fischer-Tropsch;
- c) combinar la corriente que contiene olefinas y parafinas del paso (b), que es el producto de una reacción Fischer-Tropsch, con la corriente de alimentación del paso (g) para formar una corriente combinada;
- 20 d) alquilar las olefinas en la corriente combinada del paso (c) con benceno en presencia de un catalizador de alquilación adecuado en un reactor de alquilación;
- e) recuperar el alquilbenceno lineal del reactor de alquilación;
- f) recuperar las parafinas sin reaccionar del reactor de alquilación;
- 25 f) deshidrogenar las parafinas sin reaccionar en presencia de un catalizador de deshidrogenación adecuado para formar una corriente de alimentación que contiene olefinas y parafinas; y
- h) enviar la corriente de alimentación que contiene olefinas y parafinas del paso (g) al paso (c).
- 30 2. Un proceso según la reivindicación 1, en donde, en el paso de extracción b), la relación de olefinas a parafinas se conserva sustancialmente.
- 35 3. Un proceso según la reivindicación 1 ó 2 en donde la reacción Fischer-Tropsch de baja temperatura se lleva a cabo en un reactor de lecho en suspensión a una temperatura de 160°C-280°C y en presencia de un catalizador de cobalto para proporcionar un condensado de hidrocarburo que contiene del 60 al 80% en peso de parafinas y del 10 al 30% en peso de olefinas.
- 40 4. El proceso según la reivindicación 3, en donde la reacción Fischer-Tropsch se lleva a cabo a una temperatura de 210°C-260°C.
5. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1-4, en donde la reacción Fischer-Tropsch se lleva a cabo en presencia de un catalizador de cobalto.
- 45 6. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 3-5, en donde el condensado de hidrocarburo contiene menos del 25% en peso de olefinas.
7. El proceso según las reivindicaciones 3-6, en donde las olefinas en el condensado de hidrocarburo tienen una linealidad de más del 92%.
- 50 8. El proceso según la reivindicación 7, en donde las olefinas en el condensado de hidrocarburo tienen una linealidad de más del 95%.
9. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1-8, en donde las parafinas en el condensado de hidrocarburo tienen una linealidad mayor del 92%.
- 55 10. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1-9, en donde el condensado de hidrocarburo se fracciona, en el paso a), en el intervalo de C₈ a C₁₆.
- 60 11. El proceso según la reivindicación 10, en donde el producto de condensado de hidrocarburo se fracciona, en el paso a), en el intervalo de C₁₀ a C₁₃.
12. El proceso según la reivindicación 11, en donde el producto de hidrocarburo fraccionado contiene del 10 al 30% en peso de olefinas con un grado de linealidad mayor del 92%.
- 65 13. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1-12, en donde los oxigenados se extraen, en el paso (b), mediante destilación, deshidratación o extracción líquido-líquido.
14. El proceso según la reivindicación 13, en donde los oxigenados se extraen mediante extracción líquido-líquido.

ES 2 329 791 T3

15. El proceso según la reivindicación 14, en donde se usa un solvente ligero en la extracción líquido-líquido.

16. El proceso según la reivindicación 15, en donde el solvente ligero es una mezcla de metanol y agua.

5 17. El proceso según la reivindicación 16, en donde el proceso de extracción de oxigenados es un proceso de extracción líquido-líquido que tiene lugar en una columna de extracción usando una mezcla de metanol y agua como solvente, en donde se envía un extracto de la extracción líquido-líquido a una columna de recuperación de solvente de la cual se recicla un producto de la parte superior que comprende metanol, olefinas y parafinas a la columna de extracción, aumentando de esta manera la recuperación total de olefinas y parafinas.

10 18. El proceso según la reivindicación 17, en donde un producto del fondo de la columna de recuperación de solvente se recicla a la columna de extracción.

15 19. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 16-18, en donde el solvente tiene un contenido de agua de más del 3% en peso.

20 20. El proceso según la reivindicación 19, en donde el solvente tiene un contenido de agua de desde 5%-15% en peso.

21. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 17-20, en donde se envía un refinado de la columna de extracción a una columna de lavado de la que sale una corriente de alimentación de hidrocarburo que contiene más del 90% en peso de olefinas y parafinas y menos del 0,2% en peso de oxigenados como producto del fondo.

25 22. El proceso según la reivindicación 21, en donde la corriente de alimentación de hidrocarburo contiene menos del 0,02% en peso de oxigenados.

23. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1-22, en donde la recuperación de olefinas y parafinas en la corriente de alimentación de hidrocarburo durante el paso de extracción b) es superior al 70%.

30 24. El proceso según la reivindicación 23, en donde la recuperación de olefinas y parafinas en la corriente de alimentación de hidrocarburos es superior al 80%.

35 25. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1-24, en donde la relación olefina/parafina de la corriente de condensado de hidrocarburo a) se conserva sustancialmente durante el paso de extracción b).

26. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones 1-25, en donde la reacción de deshidrogenación en el paso (g) se lleva a cabo a una tasa de conversión del 10%-15%.

40 27. El proceso según la reivindicación 26, en donde el condensado de hidrocarburo fraccionado del paso (b) tiene una concentración de olefinas del 10% al 30% en peso, la corriente de alimentación del paso (g) tiene una concentración de olefinas del 10% al 15% en peso, y la corriente combinada en el paso (c) tiene una concentración de olefinas del 12,5% al 22,5% en paso.

45

50

55

60

65

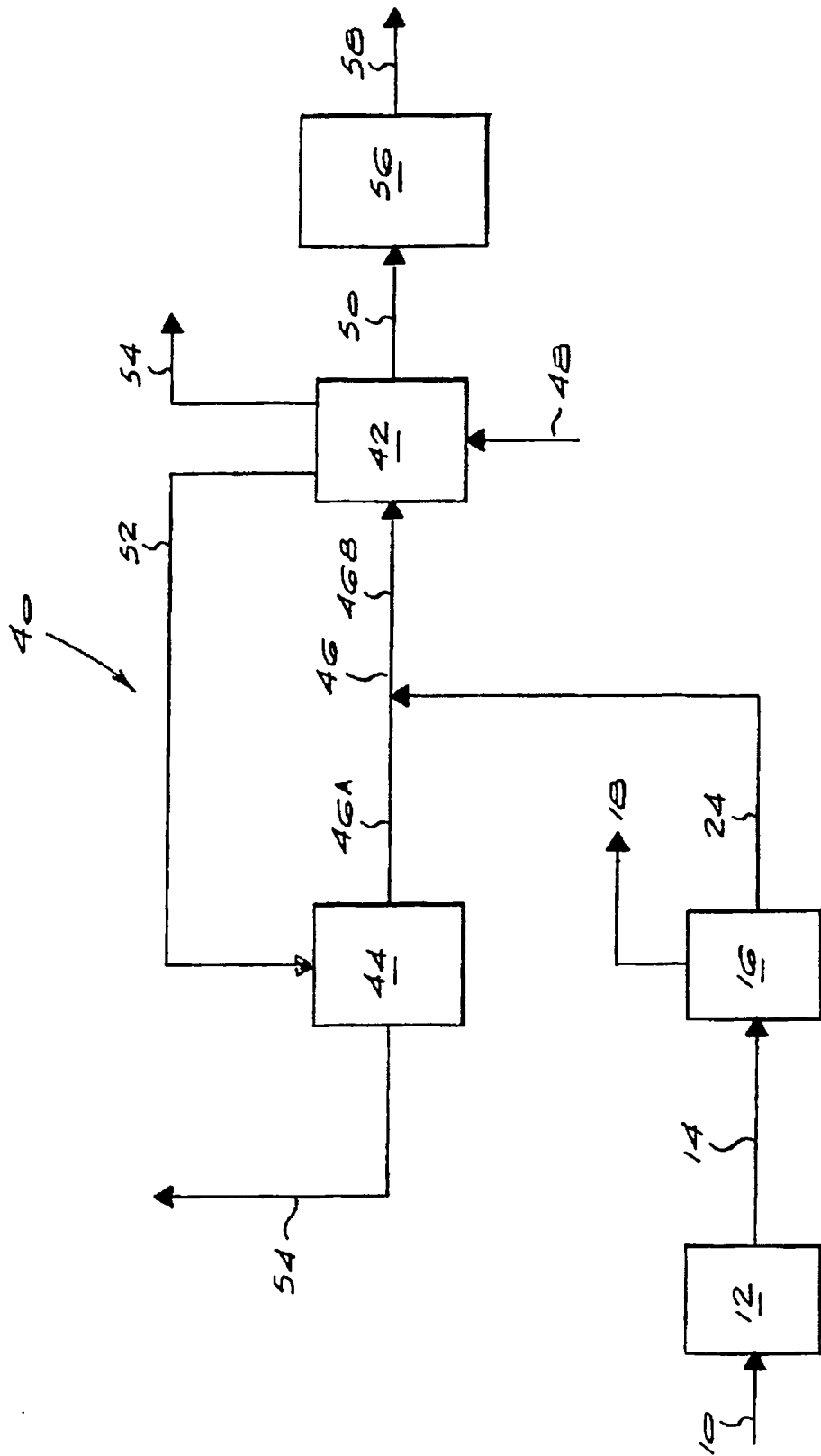


Fig.1

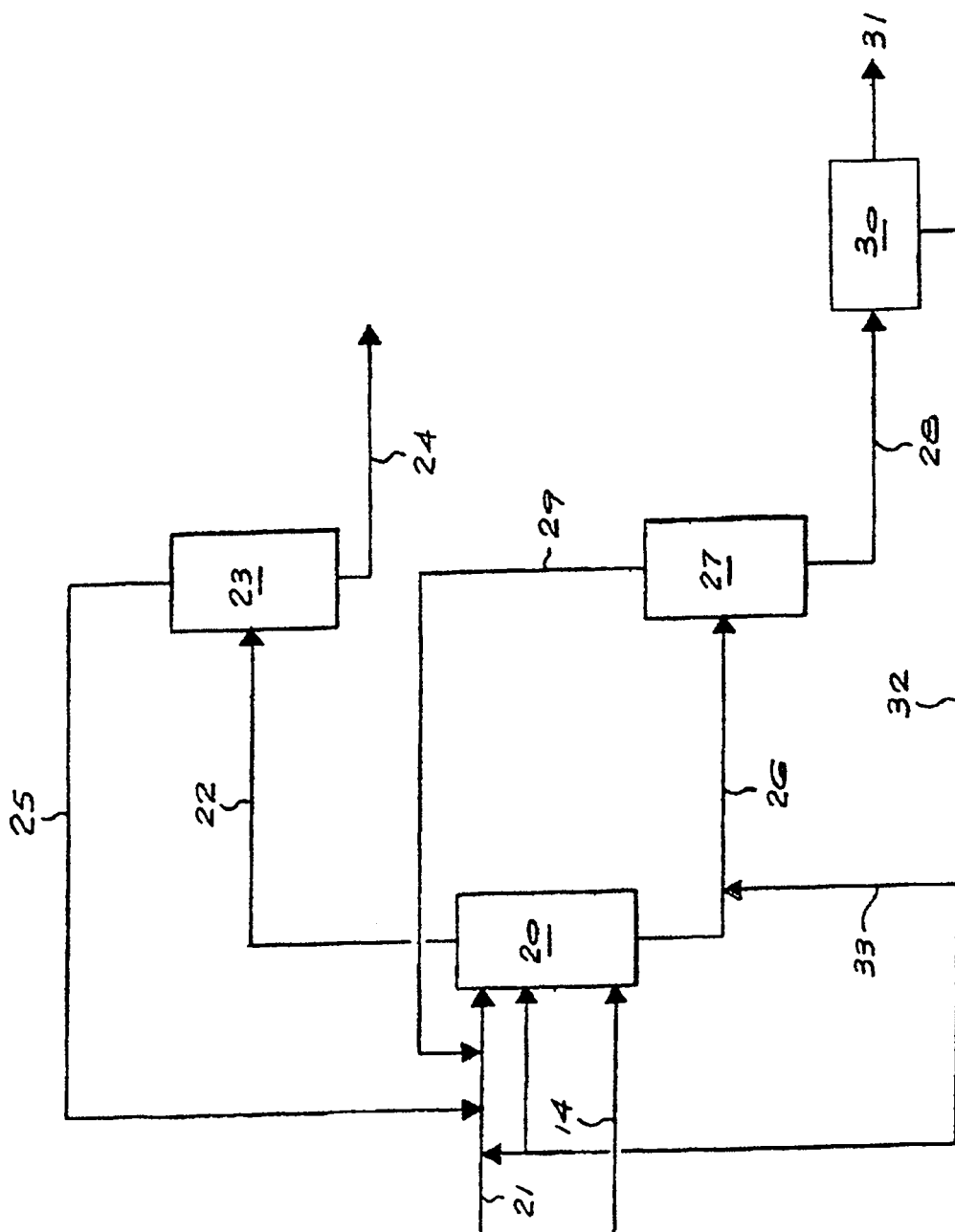


Fig.2

Fig.3

