(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 279 345**

(51) Int. Cl.:
C07C 2/64 (2006.01)
C07C 15/107 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(86) Número de solicitud europea: **04707716 .9**
(86) Fecha de presentación : **03.02.2004**
(87) Número de publicación de la solicitud: **1592648**
(87) Fecha de publicación de la solicitud: **09.11.2005**

(54) Título: **Método para preparar hidrocarburos alquil ramificado-aromáticos usando una corriente de proceso proveniente de una unidad de deshidrogenación-isomerización.**

(30) Prioridad: **05.02.2003 US 445299 P**

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:
16.08.2007

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:
16.08.2007

(73) Titular/es: **SHELL INTERNATIONALE RESEARCH MAATSCHAPPIJ B.V.**
Carel van Bylandtlaan 30
2596 HR Den Haag, NL

(72) Inventor/es: **Ayoub, Paul, Marie;**
Dirkzwager, Hendrik;
Murray, Brendan, Dermot y
Sumrow, Steven, Clois

(74) Agente: **Elzaburu Márquez, Alberto**

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).

Venta de fascículos: Oficina Española de Patentes y Marcas. Pº de la Castellana, 75 – 28071 Madrid

DESCRIPCIÓN

Método para preparar hidrocarburos alquil ramificado-aromáticos usando una corriente de proceso proveniente de una unidad de deshidrogenación-isomerización.

Antecedentes de la invención

1. **Campo de la invención**

La presente invención se refiere en general a sistemas y métodos para la preparación de hidrocarburos alquil-aromáticos. De modo particular, las realizaciones descritas en la presente invención se refieren a sistemas y métodos para preparar hidrocarburos alquil ramificado-aromáticos.

2. **Descripción de la técnica relacionada**

Los hidrocarburos aromáticos alquilados son compuestos importantes, que pueden usarse en diversas aplicaciones o que pueden convertirse en otros compuestos químicos (por ejemplo, agentes tensioactivos, sulfonatos). Los agentes tensioactivos tienen a su vez diversas aplicaciones, por ejemplo, pueden utilizarse como detergentes, jabones y en la recuperación del petróleo.

La composición estructural de los hidrocarburos alquil-aromáticos puede determinar las propiedades (por ejemplo, solubilidad en agua, biodegradabilidad, detergencia en agua fría) del agente tensioactivo y/o del detergente producido a partir de un hidrocarburo alquil-aromático. Por ejemplo, la solubilidad en agua puede ser afectada por la linealidad del grupo alquilo. A medida que aumenta la linealidad del grupo alquilo, puede disminuir el carácter hidrófilo (es decir, la afinidad por el agua) del agente tensioactivo alquil-aromático. Por lo tanto, puede disminuir la solubilidad en agua y/o el carácter detergente (prestación) del agente tensioactivo alquil-aromático. Si se incorporan ramificaciones que contienen un número mínimo de átomos de carbono cuaternarios y/o terciarios en la porción alquilo del agente tensioactivo alquil-aromático puede aumentar la solubilidad en agua fría y/o el poder detergente del agente tensioactivo alquil-aromático, al mismo tiempo que se mantiene la biodegradabilidad del detergente. La cantidad y tipo de ramificaciones del grupo alquilo, sin embargo, puede disminuir la velocidad de biodegradación de un agente tensioactivo y/o detergente.

Los hidrocarburos alquil-aromáticos ramificados están formados por un grupo alquilo ramificado acoplado a un grupo aromático. Los grupos alquilo ramificados están compuestos por grupos alquilo lineales con ramificaciones que se extienden desde el grupo alquilo lineal. Las ramificaciones de los grupos alquilo lineales pueden incluir uno o más grupos alquilo alifáticos, un grupo alquilo lineal o sus combinaciones. Las ramificaciones pueden incluir, grupos metilo, etilo, propilo o grupos alquilo superiores. Los carbonos cuaternarios y terciarios pueden estar presentes en un grupo alquilo ramificado. El número de carbonos cuaternarios o terciarios puede resultar del patrón de ramificación en el grupo alquilo. Tal como se usa en la presente memoria, la frase "átomo de carbono cuaternario alifático" se refiere a un átomo de carbono que no está unido a ningún átomo de hidrógeno ni a ningún sistema de anillos aromáticos.

Un agente tensioactivo con un grupo alquilo ramificado que comprende carbonos cuaternarios y/o terciarios puede tener una velocidad de biodegradación menor que el agente tensioactivo con un grupo alquilo lineal o mono-ramificado. Tal como se usa en la presente memoria, "biodegradable" se refiere a un material que puede alterarse o degradarse químicamente por bacterias u otros agentes naturales. Por ejemplo, en un experimento de degradación que utiliza un tratamiento de fango o lodo activado en recipiente poroso, la velocidad de biodegradación del 2-metil-2-undecil[^{14}C] bencenosulfonato de sodio fue mayor que la velocidad de biodegradación del 5-metil-5-undecil[^{14}C]bencenosulfonato de sodio. Una descripción detallada del experimento está descrita en el trabajo de Nielsen *et al*, en "*Biodegradation of Coproducts of Commercial Linear Alkylbenzene Sulfonate*" *Environmental Science and Technology*, 1997, 31:3397-3404.

Ejemplos de composiciones y procesos para la fabricación de hidrocarburos alquil ramificado-aromáticos están descritos en la patente EE.UU. Nº 3.484.498 de Berg, titulada "*Process For The Preparation Of Aryl-Substituted Normal Paraffin Hydrocarbons*"; la patente de EE.UU. Nº 6.111.158 de Marinangeli *et al*., titulada "*Process For Producing Arylalkanes At Alkylation Conditions Using A Zeolite Having a NES Zeolite Structure Type*" y la patente de EE.UU. Nº 6.187.981 de Marinangeli *et al*., titulada "*Process For Producing Arylalkanes And Arylalkane Sulfonates, Compositions Produced Therefrom, and Uses Thereof*".

Más recientemente, se ha encontrado que los agentes tensioactivos derivados de olefinas ramificadas tienen propiedades diferentes y más adecuadas que los agentes tensioactivos derivados de olefinas lineales. Por ejemplo, los agentes tensioactivos que derivan de olefinas ramificadas tienen mayor solubilidad en agua, mejores propiedades detergentes y aceptables propiedades de biodegradabilidad en comparación con los agentes tensioactivos derivados de olefinas lineales. La producción de olefinas ramificadas a partir de una corriente del proceso Fischer-Tropsch puede añadir valor económico a la corriente. En algunas realizaciones, las olefinas lineales pueden convertirse en olefinas ramificadas utilizando un catalizador de deshidrogenación-isomerización. Las olefinas ramificadas pueden utilizarse para producir agentes tensioactivos que son más deseables y por lo tanto son de más valor para el productor de la corriente de Fischer-Tropsch. En general, los procesos Fischer-Tropsch tienden a producir menores cantidades de olefinas. Si

se aumenta el contenido de olefinas (por ejemplo, el contenido de alquilo ramificado y olefinas) de una corriente de Fischer-Tropsch, puede aumentar el valor económico de la corriente.

El documento WO02/44114 A1 describe un método para la producción de alquil-aril-sulfonatos.

Sumario

En una realización, la corriente de alimentación que contiene olefinas y parafinas puede procesarse en una unidad de deshidrogenación-isomerización. La corriente de alimentación del proceso que entra en la unidad de deshidrogenación-isomerización procede, en algunas realizaciones, de un proceso de Fischer-Tropsch. En la unidad de deshidrogenación-isomerización al menos una porción de las parafinas de la corriente de alimentación puede deshidrogenarse para formar olefinas. La unidad de deshidrogenación-isomerización puede también isomerizar al menos una porción de las olefinas resultantes y al menos una porción de las olefinas que ya se encontraban presentes en la corriente de alimentación. El proceso de isomerización convierte las olefinas lineales (es decir, olefinas sin ramificaciones) en olefinas ramificadas.

Las condiciones del proceso en la unidad de deshidrogenación-isomerización pueden ser tales que las olefinas ramificadas resultantes tengan un número medio de ramificaciones por molécula de olefina de entre aproximadamente 0,7 y aproximadamente 2,5. La olefina ramificada puede incluir, de forma no limitativa, ramificaciones de metilo y/o etilo. El proceso de isomerización puede producir olefinas ramificadas que comprenden menos de aproximadamente 0,5% de átomos de carbono alifáticos cuaternarios. Las condiciones del proceso en la unidad de deshidrogenación-isomerización puede incluir un catalizador que tiene dos funciones, la primera deshidrogenar las parafinas para obtener olefinas y la segunda isomerizar las olefinas.

En una realización, la unidad de deshidrogenación-isomerización puede incluir una pluralidad de zonas. La pluralidad de zonas puede incluir una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción. La primera zona de reacción puede ser una zona de deshidrogenación. La segunda zona de reacción puede ser una zona de isomerización. Una corriente hidrocarbonada que contiene olefinas y parafinas puede entrar en la zona de deshidrogenación. Al menos una porción de las parafinas de la corriente hidrocarbonada puede deshidrogenarse a olefinas para producir una corriente enriquecida en olefinas. La corriente enriquecida en olefinas puede hacerse pasar a la zona de isomerización. En la zona de isomerización, al menos una porción de las olefinas de la corriente enriquecida en olefinas puede isomerizarse a olefinas ramificadas. Las olefinas ramificadas pueden utilizarse para alquilar hidrocarburos aromáticos.

En una realización, una o más corrientes hidrocarbonadas pueden combinarse con una corriente de alimentación que entra en la unidad de deshidrogenación- isomerización. La corriente hidrocarbonada puede mezclarse con la corriente de alimentación para alterar la concentración de las olefinas que entran en la unidad de deshidrogenación-isomerización. Después de procesar la corriente de alimentación en la unidad de deshidrogenación-isomerización, la corriente resultante que contiene olefinas ramificadas se hace pasar a una unidad de alquilación. Pueden combinarse una o más corrientes hidrocarbonadas con la corriente que contiene olefinas ramificadas para alterar la concentración de las olefinas que entran en la unidad de alquilación. En la unidad de alquilación, al menos una porción de hidrocarburos aromáticos puede ser alquilada con al menos una porción de las olefinas de la corriente combinada.

La alquilación de hidrocarburos aromáticos con olefinas puede ocurrir en una unidad de alquilación. En una realización, una corriente hidrocarbonada olefínica procedente de una unidad de deshidrogenación-isomerización e hidrocarburos aromáticos puede entrar en la unidad de alquilación. En la unidad de alquilación, al menos una porción de los hidrocarburos aromáticos pueden ser alquilados con al menos una porción de las olefinas de la corriente hidrocarbonada, para producir hidrocarburos alquil-aromáticos. Al menos una porción de los hidrocarburos alquil-aromáticos producidos puede incluir un grupo alquilo ramificado. Al menos una porción de los componentes sin reaccionar de la corriente hidrocarbonada, al menos una porción de los hidrocarburos aromáticos sin reaccionar y al menos una porción de los hidrocarburos alquil-aromáticos producidos pueden formar una corriente de reacción de alquilación.

Después de la alquilación de los hidrocarburos aromáticos, al menos una porción de las parafinas y de las olefinas sin reaccionar y de los hidrocarburos aromáticos del proceso de alquilación pueden separarse de los productos hidrocarbonados alquil-aromáticos obtenidos. Las parafinas y olefinas sin reaccionar pueden separarse de los hidrocarburos aromáticos para formar una corriente de parafinas, y olefinas sin reaccionar. La corriente de parafinas, y olefinas sin reaccionar puede reciclarse dirigiendo la corriente de parafinas, y olefinas sin reaccionar de nuevo a la unidad de deshidrogenación-isomerización y/o a la corriente que entra en la unidad de deshidrogenación-isomerización. Los hidrocarburos aromáticos pueden reciclarse de nuevo a la unidad de alquilación.

En ciertas realizaciones, al menos una porción de la corriente de productos hidrocarbonados alquil-aromáticos puede ser sulfonada para formar alquil-sulfonatos aromáticos. En algunas realizaciones, los alquil-sulfonatos aromáticos pueden incluir grupos alquilo ramificados.

Breve descripción de las figuras

Las ventajas de la presente invención serán evidentes para los expertos en la técnica gracias a la descripción detallada de las realizaciones siguientes, y haciendo referencia a las figuras adjuntas, en las que:

• La Figura 1 representa un diagrama esquemático de una realización de un sistema para producir hidrocarburos alquil ramificado-aromáticos utilizando una unidad de deshidrogenación-isomerización.

• Las Figuras 2 A-B representan diagramas esquemáticos de las realizacioness de un sistema para producir hidrocarburos alquil ramificado-aromáticos que usan una unidad de deshidrogenación-isomerización de dos zonas.

• La Figura 3 representa un diagrama esquemático de una realización de un sistema para producir hidrocarburos alquil ramificado-aromáticos que usa una unidad de deshidrogenación-isomerización con una configuración de catalizador de lecho apilado.

Aunque la invención es susceptible de diversas modificaciones y formas alternativas, sus realizaciones específicas se presentan a través de las figuras y se describen en la presente memoria de forma detallada. Debe entenderse, sin embargo, que las figuras y su descripción detallada, no son limitativas de la invención en la forma particular descrita, si no que por el contrario, la intención es incluir todas las modificaciones, equivalencias, y alternativas que se encuentren dentro del alcance y del espíritu de la presente invención tal como se define mediante las reivindicaciones adjuntas.

Descripción detallada de las realizaciones

Los productos hidrocarbonados pueden sintetizarse a partir de un gas de síntesis (es decir, una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono) mediante un proceso de Fischer-Tropsch. El gas de síntesis puede proceder de carbón mineral o del reformado del gas natural. El proceso de Fischer-Tropsch convierte catalíticamente el gas de síntesis en una mezcla de productos que comprende principalmente, hidrocarburos saturados, una cierta cantidad de olefinas y una cantidad menor de productos que contienen oxígeno. Los productos de un proceso de Fischer-Tropsch pueden utilizarse para la producción de combustibles (por ejemplo, gasolina, combustible diesel), aceites lubricantes y ceras. Los combustibles y otros productos que se obtienen de un proceso de Fischer-Tropsch tienen por lo general bajo contenido de azufre, nitrógeno y/o metales y no contienen, o contienen muy bajas concentraciones de compuestos cíclicos (por ejemplo, compuestos aromáticos, naftalenos).

Las corrientes del proceso de Fischer-Tropsch pueden utilizarse también para producir productos de valor económico. Por ejemplo, las olefinas lineales son productos de utilidad en la producción de agentes tensioactivos. El uso de una porción de la corriente del proceso para producir olefinas lineales puede aumentar el valor económico de una corriente del proceso de Fischer-Tropsch. Para reducir los costos de producción de los hidrocarburos alquil-aromáticos, puede en primer lugar deshidrogenada e isomerizada una corriente que contiene una cantidad significativa de parafinas y una cantidad menor de olefinas, y luego se alquila para formar hidrocarburos alquil-aromáticos. El procesamiento de una corriente de alimentación de olefinas de bajo peso molecular a través de una unidad de deshidrogenación-isomerización antes de la alquilación puede ahorrar tiempo de producción, puede disminuir el costo del catalizador, y/o puede mejorar la viabilidad económica global de la corriente de olefinas de bajo peso molecular del proceso.

Una composición de corriente de alimentación de olefinas puede incluir parafinas y olefinas. Al menos una porción de la corriente hidrocarbonada puede estar compuesta de parafinas lineales y de olefinas que tienen al menos 4 átomos de carbono y hasta 24 átomos de carbonos. Puede obtenerse una corriente de alimentación de hidrocarburos de un proceso de Fischer-Tropsch o de un proceso de oligomerización de etileno. Los catalizadores de Fischer-Tropsch y las condiciones de reacción pueden seleccionarse para proporcionar una mezcla particular de productos en la corriente de producto de reacción. Los catalizadores y/o las combinaciones de catalizador que favorecen la fabricación de las especies de hidrocarburos deseadas en un proceso de Fischer-Tropsch son generalmente conocidos.

Aunque en la presente memoria se hace referencia a una corriente de Fischer-Tropsch, debe entenderse que cualquier corriente que deriva de cualquier proceso, que incluya olefinas e hidrocarburos saturados puede ser una alimentación adecuada para los procesos descritos en la presente memoria. Muchas corrientes de Fischer-Tropsch pueden contener de 5% a 99% de olefinas, estando el resto constituido por hidrocarburos saturados y otros compuestos.

En algunas realizaciones, las corrientes de alimentación que contienen olefinas y parafinas se obtienen por craqueo de ceras parafínicas o la oligomerización de olefinas. Chevron Chemical Company, Shell Chemical Company (con el nombre comercial NEODENE) y British Petroleum comercializan en Estados Unidos productos olefínicos que se fabrican por oligomerización de etileno. El craqueo de ceras parafínicas para producir corrientes de alimentación de alfa-olefinas y parafinas se describe en la patente de EE.UU. Nº 4.579.986 de Sie, titulada "*Process For The Preparation Of Hydrocarbons*" y en la Solicitud de Patente de EE.UU. N° de serie 10/153955 de Ansorge *et al*., titulada "*Process For The Preparation of linear Olefins and Use Thereof To Prepare Linear Alcohols*". Procedimientos específicos para preparar olefinas lineales a partir de etileno se describen en la patente de EE.UU. Nº 3.676.523 de Mason, titulada "*Alpha-Olefin Production*"; la patente de EE.UU. Nº 3.686.351 de Mason, titulada "*Alpha-Olefin Production*"; la Patente de EE.UU. Nº 3.737.475 de Mason, titulada "*Alpha-Olefin Production*" y la patente de EE.UU. Nº 4.020.121 de Kister *et al*., titulada "*Oligomerization Reaction System*". La mayoría de los procesos antes mencionados producen alfa-olefinas. Las olefinas lineales internas de mayor peso molecular pueden producirse comercialmente, por ejemplo, por cloración-deshidrocloración de parafinas, por deshidrogenación de parafinas, o por isomerización de alfa-olefinas.

En una realización, se procesa una corriente de alimentación para producir una corriente hidrocarbonada que comprende olefinas ramificadas. Las olefinas ramificadas pueden utilizarse para alquilar un hidrocarburo aromático para producir hidrocarburos alquil ramificados-aromáticos. La corriente de alimentación puede tener un contenido de

parafinas que varía entre aproximadamente 50 por ciento en peso y aproximadamente 90 en peso de la corriente de alimentación. En ciertas realizaciones, una corriente de alimentación puede tener un contenido de parafinas mayor que aproximadamente 90% en peso de parafinas. La corriente de alimentación puede incluir también olefinas. El contenido de olefinas de la corriente de alimentación puede ser entre aproximadamente 10 por ciento en peso y aproximadamente 50 por ciento en peso. En otras realizaciones, una corriente de alimentación puede tener un contenido de olefinas mayor que 90 por ciento en peso de olefinas. La composición de la corriente de alimentación puede incluir hidrocarburos que tienen un número medio de átomos de carbono en el intervalo de 4 a 30. En ciertas realizaciones, el número medio de átomos de carbono en la corriente de la alimentación se encuentra en el intervalo de 4 a 24, de 4 a 16, o de 10 a 13. Una corriente de alimentación puede incluir menores cantidades de hidrocarburos que tienen un número medio de átomos mayor o menor que el intervalo de número de átomos de carbono deseado. En algunas realizaciones, una corriente de alimentación puede proceder de la destilación de una corriente de proceso que comprende un intervalo más amplio de número de átomos de carbono.

En una realización, una corriente de alimentación para una unidad de deshidrogenación-isomerización comprende mono-olefinas y/o parafinas. Las mono-olefinas pueden ser de estructura lineal o ramificada. Las mono-olefinas pueden tener un doble enlace alfa o interno. La corriente de alimentación puede incluir olefinas en las cuales 50 por ciento o más de las moléculas de olefina presentes pueden ser alfa-olefinas de un esqueleto carbonado de cadena lineal. En ciertas realizaciones, al menos aproximadamente 70 por ciento de las olefinas son alfa-olefinas de estructura de esqueleto carbonado lineal. En ciertas realizaciones de alquilación de hidrocarburos aromáticos, puede utilizarse una corriente hidrocarbonada en la que más de aproximadamente 70 por ciento de todas las olefinas son de estructura lineal. Esta corriente puede proceder de un proceso de Fischer-Tropsch. En algunas realizaciones, la corriente de alimentación comprende olefinas en las cuales al menos aproximadamente 50% de las moléculas de olefina presentes son olefinas internas.

Las olefinas de cadena ramificada pueden usarse como fuente de alimentación para la reacción de alquilación de compuestos aromáticos. Una reacción de alquilación de compuestos aromáticos utiliza olefinas en una corriente entrante para alquilar los compuestos aromáticos. Los compuestos aromáticos (por ejemplo, hidrocarburos aromáticos) puede incluir benceno o benceno sustituido. En una realización, el benceno sustituido con alquilo se usa como benceno sustituido en el proceso. Los bencenos sustituidos con alquilo pueden ser bencenos mono- y/o poli-sustituidos con alquilo inferior. El sustituyente alquilo de un benceno sustituido con alquilo puede tener un número de átomos de carbono en el intervalo de 1 a 5. En una realización, el número de carbonos del sustituyente alquilo puede estar en el intervalo de 1 a 2. Los ejemplos adecuados de compuestos aromáticos comprenden, de forma no limitativa, benceno, tolueno, xilenos, etilbenceno, cumeno, n-propilbenceno y otros mono- y poli-alquil inferior-bencenos. En algunas realizaciones, puede utilizarse como alimentación un solo compuesto aromático o una mezcla de dos o más compuestos aromáticos. Los hidrocarburos aromáticos pueden alimentarse al reactor directamente o formando mezclas en un disolvente orgánico no reactivo adecuado antes de la adición a la unidad de alquilación.

Puede ser deseable disponer de una unidad que combine los procesos de deshidrogenación e isomerización en la producción de olefinas ramificadas a partir de una corriente de alimentación predominantemente parafínica. Combinando los dos procesos en una única unidad, puede obtenerse un proceso más favorables económicamente (por ejemplo, una mayor utilización de una corriente hidrocarbonada mayoritariamente parafínica). Se describen procesos que utilizan una unidad para producir olefinas ramificadas con una cantidad mínima de átomos de carbono cuaternario y/o terciario. Las olefinas ramificadas resultantes pueden convertirse en hidrocarburos alquil-aromáticos, los cuales pueden utilizarse en la fabricación de otros productos de valor comercial (por ejemplo, agentes tensioactivos).

En ciertas realizaciones, una primera corriente hidrocarbonada que comprende parafinas y olefinas puede introducirse en la unidad de deshidrogenación-isomerización. La unidad de deshidrogenación-isomerización puede reemplazar a dos unidades independientes (por ejemplo, una unidad de isomerización y una unidad de deshidrogenación). La unidad de deshidrogenación-isomerización puede deshidrogenar parafinas a olefinas e isomerizar las olefinas resultantes y/o las olefinas iniciales presentes en la corriente hidrocarbonada a olefinas ramificadas. En una realización, un catalizador puede promover la deshidrogenación-isomerización de hidrocarburos en la primera corriente hidrocarbonada. En ciertas realizaciones, puede tratarse de un solo catalizador. En algunas realizaciones, el catalizador puede ser una mezcla de dos catalizadores (por ejemplo, un catalizador de deshidrogenación y un catalizador de isomerización). En otras realizaciones, dos catalizadores separados ubicados en diferentes zonas o en una configuración de lecho apilado en una unidad de deshidrogenación-isomerización pueden realizar el proceso de deshidrogenación-isomerización. Tal como se usa en la presente, "un catalizador de deshidrogenación-isomerización" puede ser uno o más catalizadores.

En ciertas realizaciones, una unidad de deshidrogenación-isomerización puede tener diversos puntos de entrada para ajustar las distintas corrientes del proceso. Las corrientes del proceso pueden proceder de otras unidades de procesamiento y/o unidades de almacenamiento. Entre las corrientes proceso que sirven como ejemplo se comprenden, de forma no limitativa, una corriente de hidrocarburo diluido y/u otras corrientes hidrocarbonadas que comprenden olefinas y parafinas procedentes de otros procesos. Tal como se usa en la presente memoria "entrada en la unidad de deshidrogenación-isomerización" se refiere a la entrada de las corrientes de proceso en la unidad de deshidrogenación-isomerización a través de uno o más puntos de entrada.

Con respecto al Sistema 100, tal como se representa en la Fig. 1 puede introducirse una primera corriente hidrocarbonada, que comprende una mezcla de olefinas y parafinas, en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110

a través del primer conducto 120. En la unidad de deshidrogenación-isomerización 110, al menos una porción de las parafinas en la primera corriente hidrocarbonada puede ser deshidrogenada a olefinas. Al menos una porción de las olefinas resultantes y al menos una porción de las olefinas que ya estaban presentes en la corriente de alimentación pueden isomerizarse para producir una segunda corriente hidrocarbonada. El proceso de isomerización convierte olefinas lineales (por ejemplo, olefinas no ramificadas) en olefinas ramificadas.

El catalizador utilizado para la deshidrogenación-isomerización de la primera corriente hidrocarbonada puede estar basado en un catalizador zeolítico modificado con uno o más metales o compuestos de metales. El catalizador utilizado en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 para tratar olefinas en la primera corriente hidrocarbonada puede ser eficaz para la isomerización de la estructura general del esqueleto de olefinas lineales en la corriente del proceso en olefinas con un número medio de ramificaciones por cadena de molécula de olefina entre 0,1 y aproximadamente 2,5.

El catalizador de deshidrogenación-isomerización puede contener una zeolita que tiene al menos un canal con un diámetro de canal cristalográfico libre, en el intervalo de mayor que 4,2 Å y menor que aproximadamente 7 Å, medido a temperatura ambiente, en las cuales prácticamente no hay canales con un diámetro de canal libre mayor que aproximadamente 7 Å. El catalizador puede contener al menos un canal que tiene un diámetro cristalográfico libre en la entrada del canal dentro del intervalo indicado. El catalizador puede no tener, en la entrada del canal, un diámetro que exceda el límite superior del intervalo 7 Å. Las zeolitas que posean diámetros de canal mayores que aproximadamente 7 Å pueden ser susceptibles de producir aromatización, oligomerización, alquilación, conversión a coque y/o formación de productos secundarios de las olefinas no deseados en la corriente hidrocarbonada. En algunas realizaciones, una zeolita puede no contener un canal con un diámetro libre a lo largo de los planos x o y que sean mayores que aproximadamente 4,2 Å. El pequeño tamaño del canal puede impedir la difusión de la olefina hacia dentro y hacia fuera del poro del canal, una vez que se ramifica la olefina. Por lo tanto, la zeolita debe tener al menos un canal cuyos diámetros libres sean superiores al intervalo de mayor que aproximadamente 4,2 Å y menor que aproximadamente 7 Å.

En una realización, una molécula de olefina, debido a la larga longitud de se cadena carbonada, puede no tener que entrar en un canal de zeolita, difundirse a su través, y salir por el otro extremo del canal. La tasa de ramificación que se observa cuando pasa la olefina a través de la zeolita puede no corresponder a la tasa de ramificación teórica de cada molécula de olefina que pasa a través de los canales. La mayor parte de las olefinas puede penetrar parcialmente en los canales en una distancia eficaz para ramificar la porción de la cadena dentro del canal y puede subsiguientemente retirarse del canal una vez que se isomeriza. En una realización de un método para producir hidrocarburos alquilaromáticos, las moléculas de olefinas de una corriente de olefinas pueden estar ramificadas en los extremos de su esqueleto carbonado, y pueden ser sustancialmente lineales en las proximidades del centro de la molécula. Por ejemplo, al menos 25 por ciento de los carbonos del centro pueden estar no ramificados.

En ciertas realizaciones, una estructura de catalizador zeolítico puede contener un canal con diámetros libres dentro del intervalo de mayor que aproximadamente 4,2 Å a menor que aproximadamente 7 Å a lo largo de los planos x e y en la vista [001]. Las ze-olitas con tamaño de canal mayor que aproximadamente 4,2 Å o menor que aproximadamente 7 Å pueden denominarse zeolitas de canal medio o intermedio. Las zeolitas pueden tener una estructura de canal de anillo de miembro 10-T (o miembro 12-T fruncido) en una de las vistas y un miembro 9-T o menor (de poro pequeño) en otra vista. La zeolita puede no tener limitaciones en lo que respecta al número de canales o a la orientación de los canales (paralelos, con intersecciones no interconectadas, o interconectadas en cualquier ángulo). La zeolita puede no tener limitaciones en lo que respecta al tamaño de los canales que están fuera del intervalo de canal que es mayor que aproximadamente 4.2 Å a mayor que aproximadamente 7 Å. Los canales externos pueden no tener un diámetro libre en ninguno de los planos x o y que sean mayores que 7 Å. En algunas realizaciones, pueden utilizarse las zeolitas que posean canales con diámetros mayores que 4,2 Å o menores en uno o ambos de estos planos x ó y.

Entre los ejemplos de zeolitas, se incluyen, de forma no limitativa, tamices moleculares, ferrierita, AlPO-31, SAPO-11, SAPO-31, SAPO-41, FU-9, NU-10, NU-23, ZSM-12, ZSM-22, ZSM-23, ZSM-35, ZSM-48, ZSM-50, ZSM-57, SUZ-4A, MeAPO-11, MeAPO-31, MeAPO-41, MeAPSO-11, MeAPSO-31, y MeAPSO-41, MeAPSO-46, ELAPO-11, ELAPO-31, ELAPO-41, ELAPSO-11, ELAPSO-31, y ELAPSO-41, laumontita, cancrinita, offretita, forma hidrógeno de estilbita, forma magnesio o calcio de mordenita y partheita. Pueden considerarse equivalentes las estructuras isotípicas de los armazones de zeolita, que se denominan con otro nombre. Las composiciones de armazones de las zeolitas se describen en Flanigen *et al*., "*Aluminophosphate Molecular Sieves and the Periodic Table*" *New Developments in Zeolite Science Technology; Kodansha Ltd., 1986*.

En numerosas zeolitas naturales, tales como ferrierita, heulandita y estilbita, puede ser característica la estructura de poros monodimensional, con un tamaño de poros levemente menor que el diámetro de aproximadamente 4,2 Å. La patente de EE.UU. Nº 4.795.623 de Evans, titulada "*Time Effective Method For Preparing Ferrierite*"; y la patente de EE.UU. Nº 4.942.027 de Evans, titulada "*Method for Preparing Ferrierite*" describen la conversión de canales menores en mayores en zeolitas naturales.

En ciertas realizaciones, las zeolitas pueden tener una estructura de armazón isotípico de ferrierita (u homeotípica). Las características estructurales prominentes de los ferrieritas encontradas por cristalografía de rayos X pueden ser en canales paralelos en el armazón de alúminosilicato, cuyo corte transversal es de sección ligeramente elíptica. En las siguientes patentes se describen ejemplos de dichas zeolitas con una estructura de armazón isotípica de ferrierita:

Patente europea Nº 55529 de Seddon *et al*., titulada "*Zeolites*"; patente de EE.UU. Nº 4.578.259 de Morimoto *et al*., titulada "*Process For Preparing A Crystalline Aluminosilicate*"; Patente europea Nº 103981 de Whittam, titulada "*Zeolites*"; Patente de EE.UU. Nº 4.016.245 de Plank *et al*., titulada "*Crystalline Zeolite And Method Of Preparing Same*"; y patente de EE.UU. Nº 4.375.573 de Young *et al*., titulada "*Selective Production And Reaction of P-Disubstituted Aromatics Over Zeolite ZSM-48*".

En una realización, una forma hidrógeno de ferrierita (H-ferrierita) puede considerarse que es sustancialmente unidimensional que tiene canales dispuestos en forma paralela. Los canales elípticos pueden tener diámetros libres de 4,2 Å por 5.4 Å a lo largo de los planos x e y en la vista [001]. Los canales pueden ser lo suficientemente grandes como para permitir la entrada de una olefina lineal y la difusión hacia fuera del canal, o a través del mismo, de la isoolefina ramificada con metilo. Los canales pueden ser lo suficientemente pequeños para retardar la formación de coque. Tal como se usa en la presente memoria "coque" se refiere al producto que resulta de la degradación térmica de una molécula en moléculas de menor tamaño. Los métodos para preparar diversas ferrieritas H se describen en la Patente de EE.UU. Nº 5.985.238 de Pasquale *et al*., titulada "*Process For Preparing Ferrierite*"; la Patente de EE.UU. Nº 4.251.499 de Nanne *et al*., titulada "*Process For The Preparation Of Ferrierite*"; la Patente de EE.UU. Nº 4.795.623 de Evans, titulada "*Time Effective Method For Preparing Ferrierite*"; y la Patente de EE.UU. Nº 4.942.027 de Evans, titulada "*Method for Preparing Ferrierite*".

En ciertas realizaciones, puede combinarse un catalizador de deshidrogenación-isomerización con un óxido refractario que sirve como material aglutinante. Los óxidos refractarios adecuados comprenden, de forma no limitativa, arcillas naturales (por ejemplo, bentonita, montmorillonita, attapulgita, y caolín), alúmina, sílice, sílice-alúmina, alúmina hidratada, titania, zirconia o sus mezclas.

La relación en peso de zeolita a material aglutinante puede variar desde aproximadamente 10:90 a aproximadamente 99,5:0,5. En algunas realizaciones, la relación en peso puede variar desde aproximadamente 75:25 a aproximadamente 99:1. En otras realizaciones, una relación en peso de zeolita a material aglutinante puede variar desde aproximadamente 80:20 a aproximadamente 98:2. En ciertas realizaciones, una relación en peso de zeolita a material aglutinante puede variar desde aproximadamente 85:15 a aproximadamente 95:5 sobre una base anhidra.

En ciertas realizaciones, un catalizador de deshidrogenación-isomerización puede prepararse con uno o más ácidos monocarboxílicos y/o ácidos inorgánicos. Además de los ácidos monocarboxílicos y/o inorgánicos, puede utilizarse al menos un ácido orgánico con al menos dos grupos ácidos carboxílicos ("ácido policarboxílico"). Los ácidos monocarboxílicos pueden tener un grupo hidrocarbonado sustituido o sin sustituir que tienen 1 a 20 átomos de carbono. El grupo hidrocarbonado puede ser alifático, cíclico o aromático. Los ejemplos de ácidos monocarboxílicos con 1 a 20 átomos de carbono comprenden, de forma no limitativa, ácido acético, ácido fórmico, ácido propiónico, ácido butírico, ácido caproico, ácido glicólico, ácido láctico, ácido hidroxibutírico, ácido hidroxiciclopentanoico, ácido salicílico, ácido mandélico, ácido benzoico y ácidos grasos. Los ejemplos de ácidos inorgánicos comprenden, de forma no limitativa, ácido nítrico, ácido fosfórico, ácido sulfúrico y ácido clorhídrico.

En ciertas realizaciones, un ácido policarboxílico, puede ser un ácido orgánico con dos o más grupos carboxilos unidos a través de un enlace del tipo carbono-carbono a un segmento hidrocarbonado. El enlace puede estar en cualquier porción del segmento hidrocarbonado. El ácido policarboxílico puede tener un segmento hidrocarbonado que varía de 0 a 10 átomos de carbono. El segmento hidrocarbonado puede ser alifático, cíclico o aromático. El segmento hidrocarbonado puede no contener átomos de carbono, como es el caso del ácido oxálico con dos grupos ácido carboxílico unidos a través de un enlace carbono-carbono. Los ejemplos de ácidos policarboxílicos comprenden, de forma no limitativa, ácido tartárico, ácido cítrico, ácido málico, ácido oxálico, ácido adípico, ácido malónico, ácido galactárico, ácido 1,2-ciclopentano-dicarboxílico, ácido maleico, ácido fumárico, ácido itacónico, ácido ftálico, ácido tereftálico, ácido fenilmalónico, ácido hidroxiftálico, ácido dihidroxifumárico, ácido tricarbalílico, ácido benceno-1,3,5-tricarboxílico, ácido isocítrico, ácido múcico y ácido glucárico. Los ácidos policarboxílicos pueden ser cualquier isómero de los ácidos anteriores o cualquier estereoisómero de los ácidos anteriores. En una realización, se utilizan los ácidos policarboxílicos que tienen al menos dos grupos ácido carboxílico y al menos un grupo hidroxilo. En una realización, los ácidos policarboxílicos utilizados pueden ser ácido cítrico, ácido tartárico y ácido málico.

Los metales incorporados en los catalizadores de deshidrogenación-isomerización pueden promover la oxidación del coque en presencia de oxígeno a una temperatura mayor que aproximadamente 250ºC y la deshidrogenación de parafinas. "Metal(es)" como se usa en la presente memoria, se refiere a metales con número de oxidación cero y/o estados de oxidación mayores (por ejemplo, óxidos de metales).

Los metales usados en el catalizador de deshidrogenación-isomerización pueden ser metales de transición y/o de las tierras raras. Los metales que promueven la oxidación del coque comprenden de forma no limitativa, los metales de transición de los grupos IB, VB, VIB, VIIB, VIII de la serie de metales de transición de la Tabla Periódica y/o sus combinaciones. En ciertas realizaciones pueden utilizarse en el catalizador de deshidrogenación-isomerización Pd, Pt, Ni, Co, Mn, Ag, Cr y/o sus combinaciones.

La cantidad de metal utilizado en el catalizador de deshidrogenación-isomerización puede variar desde aproximadamente 5 partes por millón (ppm) a aproximadamente 15 por ciento en peso. En ciertas realizaciones, la cantidad de metal puede variar desde aproximadamente 5 ppm a aproximadamente 10 por ciento en peso. En algunas realizaciones, una concentración de metal puede variar desde 5 ppm a aproximadamente 5 por ciento en peso.

En la zeolita y/o el aglutinante pueden incorporarse cantidades más pequeñas de metales, cuando se utilizan metales nobles tales como platino y/o paladio. En ciertas realizaciones, la cantidad de metal noble puede variar desde aproximadamente 5 ppm a aproximadamente 2 por ciento en peso, en base al metal, del catalizador final. En algunas realizaciones, la concentración de metales nobles puede variar desde aproximadamente 5 ppm a aproximadamente 1 por ciento en peso, del catalizador final, en base al metal. En otras realizaciones, la cantidad de metal(es) noble(s) puede variar desde 5 ppm a aproximadamente 3000 ppm del catalizador final. La cantidad de metal noble utilizado en un catalizador de deshidrogenación-isomerización puede variar, en algunas realizaciones, desde 5 ppm a aproximadamente 2000 ppm del catalizador final. La cantidad de metal noble suficiente para promover la regeneración del catalizador, sin deteriorar sus prestaciones puede variar desde aproximadamente 30 ppm a aproximadamente 100 ppm. Cantidades mayores de platino y/o paladio (por ejemplo, mayores que aproximadamente 2% en peso) pueden tener un efecto adverso sobre la vida útil, sobre la actividad de isomerización de olefinas y/o la selectividad del catalizador.

En una realización, puede mezclarse polvo de zeolita y polvo de alúmina (por ejemplo, formando un pasta (que en inglés se denomina *mull*) con agua y uno o más compuestos del metal catalítico; y la mezcla resultante puede ser conformada en un pelet. Los catalizadores preparados por conformación de pasta pueden tener mayor prestación o rendimiento de isomerización de olefinas que los catalizadores preparados por impregnación. La expresión "formación del pasta" tal como se usa en la presente, se refiere a mezclar los polvos a los cuales se ha añadido suficiente agua para formar una pasta espesa y en la que el mezclamiento va además acompañado de un cizallamiento concomitante de la pasta. Pueden utilizarse dispositivos para la formación de pastas que se encuentran disponibles comercialmente tales como Lancaster Mix Muller y el Simpson Mix Muller.

El pelet puede conformarse, en algunas realizaciones, por extrusión. Puede añadirse a la mezcla uno o más ácidos peptizantes, (por ejemplo, ácido nítrico, ácido acético, ácido cítrico o sus mezclas) y pueden emplearse coadyuvantes de extrusión opcionales, tales como derivados de celulosa (por ejemplo, METHOCEL®F4M, hidroxipropil-metilcelulosa, fabricada por The Dow Chemical Company). Mediante experimentación de rutina pueden determinarse las cantidades de ácido peptizante utilizadas para proporcionar un material plástico extruible. "Pelets" tal como se usa en la presente memoria, se refiere a cualquier forma o configuración que se obtenga a medida que se consolidan los materiales extruidos.

En ciertas realizaciones, puede añadirse un metal noble tal como platino y/o paladio al catalizador zeolítico después de que se peletice el catalizador. Para los expertos en la técnica, existen diversos métodos de incorporación de metales comunes (por ejemplo, impregnación, intercambio iónico de metales nobles, formación conjunta de pasta) para producir un catalizador que sea útil para la deshidrogenación-isomerización de parafinas. La adición de metales nobles al catalizador puede coadyuvar a la reacción de deshidrogenación de parafinas. Los pelets que contienen metales nobles pueden calcinarse a una temperatura que varía desde 200ºC a aproximadamente 700ºC. En ciertas realizaciones, la temperatura de calcinación puede variar desde aproximadamente 300ºC a aproximadamente 600ºC. En algunas realizaciones, la temperatura de calcinación puede variar desde aproximadamente 450ºC a aproximadamente 525ºC.

El catalizador de deshidrogenación-isomerización puede ponerse en contacto con una primera corriente hidrocarbonada en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 en una variedad de condiciones, para deshidrogenar las parafinas e isomerizar las olefinas resultantes. En la unidad de deshidrogenación-isomerización 110, las temperaturas de reacción pueden variar desde 300ºC a aproximadamente 700ºC. La temperatura de reacción puede variar, en algunas realizaciones, desde 350ºC a aproximadamente 550ºC. La presión total de la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 durante la reacción, puede variar desde aproximadamente 0,10 atmósferas (10 kPa) a aproximadamente 15,0 atmósferas (1520 kPa). Para inhibir la formación de coque, puede alimentarse hidrógeno junto con la primera corriente hidrocarbonada. El hidrógeno gaseoso y las parafinas presentes en la primera corriente hidrocarbonada pueden se alimentadas a una relación molar hidrógeno gaseoso a parafina en el intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 20. En ciertas realizaciones, la relación molar de hidrógeno gaseoso a parafina puede encontrarse en el intervalo de aproximadamente 1 a aproximadamente 10.

El tiempo de residencia en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 puede seleccionarse de tal modo que el nivel de conversión de parafinas a olefinas sea menor a 40% en moles. En una realización, el nivel de conversión puede variar desde 5% en moles a 30% en moles. Manteniendo bajos niveles de conversión pueden minimizarse las reacciones secundarias (por ejemplo, la reacciones de formación de dienos y de ciclización). Sin embargo, pueden aumentarse los niveles de conversión, si se aumenta la temperatura de reacción y/o el tiempo de residencia, siempre que las reacciones secundarias se mantengan por debajo de los límites aceptables. Las olefinas que se producen en las unidades de deshidrogenación-isomerización 110 pueden tener un nivel de ramificación mayor que la alimentación de parafinas a la unidad de deshidrogenación-isomerización. Debe entenderse que la concentración de olefinas producidas por deshidrogenación-isomerización 110 puede estar limitada por el equilibrio termodinámico de las olefinas y parafinas a una temperatura de reacción dada.

Las olefinas ramificadas que se producen en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 pueden incluir metilo, etilo y/o ramificaciones de cadenas carbonadas más extensas. Pueden utilizarse técnicas de Resonancia Magnética Nuclear de Hidrógeno (^{1}H RMN) para analizar la composición de las olefinas. Las olefinas ramificadas pueden incluir carbonos alifáticos cuaternarios y/o terciarios. En ciertas realizaciones, puede minimizarse la cantidad de carbonos alifáticos cuaternarios y/o terciarios producidos en la unidad de isomerización. El análisis por ^{1}H RMN de las olefinas producidas en la unidad de deshidrogenación-isomerización puede indicar el grado de isomerización de las olefinas en una corriente hidrocarbonada.

La presencia de átomos de carbono cuaternarios puede determinarse utilizando técnicas de RMN con carbono 13 (^{13}C). El tipo de ramificación (por ejemplo, metilo, etilo, propilo o grupos más grandes) puede determinarse por hidrogenación de una mezcla de olefinas y por el análisis por ^{13}C RMN de la solución de olefinas hidrogenadas.

En una realización, el número medio de ramificaciones por molécula de olefina presente en la composición de olefinas ramificadas varía entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 2,5. En otras realizaciones, el número medio de ramificaciones por molécula de olefina presente en la composición de olefinas ramificadas varía entre aproximadamente 0,7 y aproximadamente 2,5. En ciertas realizaciones, cuando la corriente de alimentación contiene más de 70% de olefinas lineales, el número medio de ramificaciones por molécula de olefina presente en una composición de olefinas ramificadas varía entre aproximadamente 0,2 y aproximadamente 1,5. El grado de ramificación en el producto puede ser controlado controlando las condiciones del proceso utilizado en la unidad de deshidrogenación-isomerización. Por ejemplo, las altas temperaturas de reacción y las menores velocidades de la alimentación pueden dar como resultado un mayor grado de ramificación. Las ramificaciones de metilo pueden constituir entre aproximadamente 20 por ciento y aproximadamente 99 por ciento del número total de ramificaciones presentes en las moléculas de olefina. En algunas realizaciones, las ramificaciones de metilo pueden constituir más del 50% del número total de ramificaciones en las moléculas de olefina. El número de ramificaciones de etilo, puede constituir, en las moléculas de olefina, menos de 30% del número total de ramificaciones. En otras realizaciones, el número de ramificaciones de etilo, si están presentes, pueden ser entre aproximadamente 0,1 por ciento y aproximadamente 2 por ciento del número total de ramificaciones. Si hay otras ramificaciones en la molécula que no sean de metilo o de etilo, estas pueden ser menores que aproximadamente 10 por ciento del número total de ramificaciones.

El número de átomos de carbono alifáticos cuaternarios y/o terciarios presentes en la composición de olefinas ramificadas puede ser menor que aproximadamente 2 por ciento de los átomos de carbono presentes. En una realización, los carbonos alifáticos cuaternarios y/o terciarios presentes son menores que aproximadamente 1 por ciento de los átomos de carbono totales. Para las aplicaciones de la invención en las cuales la biodegradabilidad es importante, el número de átomos de carbono alifáticos cuaternarios puede ser menor que aproximadamente 0,5 por ciento de los átomos de carbono presentes. En una realización, el número de átomos de carbono alifáticos cuaternarios y/o terciarios es menor que aproximadamente 0,3 por ciento de los átomos de carbono presentes. En otras realizaciones, el número de átomos de carbono alifáticos presentes en la composición de olefinas ramificadas es entre aproximadamente 0,01 por ciento y aproximadamente 0,3 por ciento de los átomos de carbono alifáticos presentes.

La segunda corriente hidrocarbonada puede salir de la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 y puede transferirse a otras unidades de procesamiento (por ejemplo, alquilación) a través de un segundo conducto 130. Al menos una porción de la segunda corriente hidrocarbonada sale de la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 y se transporta a la unidad de alquilación 140 a través de un segundo conducto 130, como se representa en el Sistema 100 de la Fig. 1.

La alquilación de los hidrocarburos aromáticos, por al menos una porción de las olefinas ramificadas producidas en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 puede llevarse a cabo en diversos tipos de reactores. En ciertas realizaciones, el proceso puede realizarse en una modalidad de reactor de tipo discontinuo añadiendo el catalizador y los hidrocarburos aromáticos a un reactor, calentando la mezcla hasta alcanzar la temperatura de reacción, y añadiendo luego los hidrocarburos olefínicos y aromáticos a la mezcla calentada.

La unidad de alquilación 140 puede tener diversas entradas, para otras corrientes de proceso. Tal como se usa en la presente, "corriente que entra en la unidad de alquilación" se refiere a la entrada de las corrientes del proceso en la unidad de alquilación a través de una o más entradas. Los ejemplos de dichas corrientes del proceso comprenden sin limitación, corrientes que provienen de la unidad de deshidrogenación-isomerización 110, una corriente hidrocarbonada de diluyente, gases y otras corrientes hidrocarbonadas que comprenden olefinas y parafinas que proceden de otros procesos.

En una realización, al menos una porción de las corrientes de olefinas, producida por la unidad de deshidrogenación-isomerización 110, se pone en contacto con hidrocarburos aromáticos (por ejemplo, benceno) usando diversas condiciones de alquilación. Al menos una porción de los hidrocarburos alquil-aromáticos resultantes son hidrocarburos monoalquil-aromáticos, con un grupo alquilo ramificado. La minimización de otros productos de alquilación, tales como los productos de dialquilación o de alquilación superior puede controlarse mediante las condiciones del proceso (por ejemplo, relación molar, temperaturas de reacción, tipo de catalizador y concentraciones de reaccionante) en la unidad de alquilación 140.

En una realización, las parafinas y otros componentes no reactivos en la segunda corriente hidrocarbonada actúan como diluyente en la etapa de alquilación. La presencia de diluyentes en la unidad de alquilación 140 puede ayudar a controlar la temperatura de la reacción de alquilación. Los diluyentes en la unidad de alquilación 140 también mejoran la selectividad del proceso de alquilación. Mayores temperaturas de alquilación en la unidad de alquilación 140 pueden dar como resultado la formación de productos secundarios (por ejemplo, de dialquilación y productos de alquilación superiores).

La estequiometría de la reacción de alquilación requiere solamente un mol de compuesto hidrocarbonado aromático por mol de mono-olefinas totales. Si se usan relaciones molares 1:1, sin embargo, tienden a formarse mezclas de oligómeros y/o polímeros olefínicos, hidrocarburos monoalquil-, dialquil-, trialquil-aromáticos, y probablemente

hidrocarburos aromáticos de polialquilación superior u olefinas sin reaccionar. Una relación molar lo más cercana posible a 1:1 puede maximizar la utilización del hidrocarburo aromático y puede minimizar el reciclaje de los hidrocarburos aromáticos sin reaccionar o de las olefinas sin reaccionar. La relación molar de hidrocarburos aromáticos a mono-olefinas totales puede influir tanto en la conversión como en la selectividad de la reacción de alquilación. En ciertas realizaciones, la relación molar de hidrocarburos aromáticos totales por mol de mono-olefinas totales puede establecerse entre aproximadamente 3:1 y aproximadamente 100:1 para maximizar la formación de hidrocarburos monoalquil-aromáticos. En algunas realizaciones, la relación de hidrocarburo aromático a olefinas puede ser de aproximadamente 5:1 a aproximadamente 50:1. En otras realizaciones, la relación de hidrocarburo aromático a olefinas puede ser de 5:1 a aproximadamente 35:1. En ciertas realizaciones, la relación de hidrocarburo a olefinas totales puede ser de aproximadamente 8:1 a aproximadamente 30:1.

En una realización, las condiciones de alquilación para la alquilación de hidrocarburos aromáticos en la unidad de alquilación 140 puede incluir el uso de un catalizador de tipo Friedel-Crafts. El catalizador Friedel-Crafts puede ser material inorgánico ácido. Los ejemplos de materiales inorgánicos ácidos comprenden, de forma no limitada, ácidos minerales como ácido sulfúrico con un porcentaje de agua menor que aproximadamente 10 por ciento, ácido fluorhídrico con menos de 10% de agua, fluoruro de hidrógeno anhídrido licuado y/u otros materiales inorgánicos utilizados en combinación con ácido fluorhídrico. Otros materiales inorgánicos pueden incluir, de forma no limitada, ácidos de Lewis, tales como cloruro de aluminio anhidro, bromuro de aluminio anhidro y trifluoruro de boro.

En ciertas realizaciones, un catalizador de alquilación puede ser un tamiz molecular, tal como ITQ-21 en forma ácida. La síntesis y estructura de los tamices moleculares catalíticos están descritos en Corma, *et al*. en "*A large-cavity zeolite with wide pore windows and potential as an oil refining catalyst*" *Nature*, 2002, 418:514.

En ciertas realizaciones, un catalizador utilizado en la unidad de alquilación 140 es una base de catalizador zeolítico que puede o no modificarse con un metal o con un compuesto metálico. Catalizadores de alquilación zeolíticos se describen en la Solicitud de Patente de EE.UU. N° de serie 10/075318 titulada "*A Process For Preparing (Branched-Alkyl) Arylsulfonates and (Branched-Alkyl) Arylsulfonate Composition*"; la patente de EE.UU. Nº 6.111.158 de Marinangeli *et al*. titulada "*Process For Producing Arylalkanes At Alkylation Conditions Using A Zeolite Having a NES Zeolite Structure Type*"; y la patente de EE.UU. Nº 5.041.402 de Schoennagel *et al*., titulada "*Thermally Stable Noble Metal-Containing Zeolite Catalyst*". El catalizador zeolítico puede tener al menos un canal con diámetro de canal cristalográfico libre que se encuentra en un intervalo de mayor que 4 Å a menor de aproximadamente 9 Å, entendiéndose que cuando los poros tienen una forma elíptica, debe tenerse en cuenta la dimensión del poros del tamaño mayor. En una realización, las dimensiones de tamaño pueden entrar en el intervalo de aproximadamente 5,5 Å a aproximadamente 7 Å. Las dimensiones del tamaño de poros para las zeolitas se describen en W. M. Meier *et al*., "*Atlas of Zeolite Structure Types*" Fourth revised edition, 1996, Elsevier.

En la unidad de alquilación 140, al menos una porción de las olefinas de la segunda corriente hidrocarbonada y al menos una porción de los hidrocarburos aromáticos puede reaccionar bajo condiciones de alquilación en presencia de un catalizador de alquilación. Las temperaturas de reacción para la reacción de alquilación pueden encontrarse en un intervalo de mayor que aproximadamente 30ºC a menor que aproximadamente 300ºC. En ciertas realizaciones, las temperaturas de reacción pueden estar en el intervalo de mayor que aproximadamente 100ºC a menor que aproximadamente 250ºC. La reacción de alquilación puede llevarse a cabo en al menos una fase líquida parcial, en una fase completamente líquida o en condiciones supercríticas. En ciertas realizaciones, las presiones en la unidad de alquilación son suficientes para mantener los reaccionantes en fase líquida. Las presiones utilizadas en la unidad de alquilación 140 pueden depender del tipo de olefina, del tipo de hidrocarburos aromáticos y/o de la temperatura de reacción. Las presiones en la unidad de alquilación 140 pueden variar desde aproximadamente 3 atmósferas a aproximadamente 70 atmósferas (304 kPa-7095 kPa). En ciertas realizaciones, las presiones pueden encontrarse en el intervalo de aproximadamente 20 atmósferas a aproximadamente 35 atmósferas (2025-3545 kPa).

Las condiciones de alquilación en la unidad de alquilación 140 pueden mantenerse para minimizar la isomerización del esqueleto de las olefinas ramificadas. Las condiciones de alquilación pueden también mantenerse para producir hidrocarburos alquil-aromáticos con un grupo alquilo que corresponde a la ramificación de las olefinas producidas en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110. "La isomerización del esqueleto durante la alquilación", tal como se usa en la presente memoria, se refiere a la isomerización durante la alquilación que cambia la posición de la ramificación del producto hidrocarbonado olefínico o alquil-aromático. De acuerdo con esto, pueden establecerse las condiciones de alquilación de tal modo que un número de átomos de carbono alifáticos cuaternarios en el producto olefínico y alquil-aromático no cambia durante la reacción de alquilación.

Una clase general de compuestos alquil-aromáticos ramificados producidos en la unidad de 140 puede representarse con la fórmula química R-Y, en la cual Y representa un radical hidrocarbonado aromático (por ejemplo, radical fenilo) y R representa un radical que deriva de una olefina producida en una unidad de deshidrogenación-isomerización 110. La olefina puede tener un número de átomos de carbono en el intervalo de 7 a 16. En ciertas realizaciones, el número de átomos de carbono de la olefina puede encontrarse en el intervalo de 10 a 16. El número de carbonos olefínicos, en otras realizaciones puede encontrarse en el intervalo de 10 a 13. R puede ser un radical alquilo ramificado. Las ramificaciones en un radical alquilo ramificado pueden incluir, de forma no limitada, ramificaciones de metilo, de etilo y/o de cadenas de carbono más largas. El número medio de ramificaciones por número de alquilos presente en la composición de alquilo puede ser igual al número de ramificaciones de la olefina producida en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 (por ejemplo, entre 0,1 y 2,0).

En ciertas realizaciones, pueden utilizarse corrientes de hidrocarburos adicionales para controlar las condiciones de reacción y/o para optimizar la concentración de parafinas y olefinas sin reaccionar en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 y/o la unidad de alquilación 140. En ciertas realizaciones, puede ser deseable ajustar la concentración de olefinas y parafinas dependiendo de la fuente de la corriente de olefinas. Puede añadirse una corriente de parafinas a una corriente del proceso que contiene más que aproximadamente 50 por ciento de mono-olefinas corriente arriba de una unidad de alquilación para producir una corriente de proceso que tiene menos que aproximadamente 50 por ciento de mono-olefinas. En algunas realizaciones una corriente hidrocarbonada que contiene aproximadamente 20 por ciento de olefinas lineales y 80 por ciento de parafinas puede añadirse a la corriente del proceso que contiene en este caso principalmente olefinas ramificadas corriente arriba de la unidad de alquilación para producir una corriente combinada. La alquilación de los hidrocarburos aromáticos con la corriente combinada puede dar como resultado una corriente mixta e hidrocarburos alquil lineal-aromáticos.

En una realización, se introduce directamente una tercera corriente hidrocarbonada en la unidad de alquilación 140 y/o en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 a través de una o más entradas. En otras realizaciones, puede combinarse una tercera corriente hidrocarbonada con una corriente del proceso corriente arriba de la unidad de alquilación y/o la unidad de deshidrogenación-isomerización. Al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada puede introducirse en un segundo conducto 130 a través de un tercer conducto 150 corriente arriba de la unidad de alquilación 140 para producir una corriente combinada. En otras realizaciones, el contenido de olefinas de la tercera corriente de olefinas varía desde aproximadamente 1 por ciento a aproximadamente 99 por ciento del contenido total de hidrocarburos. En ciertas realizaciones, el contenido de olefinas de la tercera corriente hidrocarbonada puede ser entre aproximadamente 5 por ciento y aproximadamente 15 por ciento del contenido total de hidrocarburos. En otra realización, el contenido de olefinas de la tercera corriente hidrocarbonada puede ser mayor que 80 por ciento del contenido total de hidrocarburos.

En una realización, el contenido de olefina de la tercera corriente hidrocarbonada varía desde aproximadamente 1 por ciento a aproximadamente 99 por ciento del contenido de hidrocarburos totales. En ciertas realizaciones, un contenido de olefinas de la tercera corriente hidrocarbonada puede ser entre aproximadamente 5 por ciento y aproximadamente 15 por ciento del contenido total de hidrocarburos. En otras realizaciones, la concentración de olefinas de la tercera corriente hidrocarbonada puede ser mayor que aproximadamente 80 por ciento en peso.

En algunas realizaciones, la tercera corriente hidrocarbonada puede incluir olefinas lineales. La adición de una corriente que incluya olefinas lineales corriente abajo de la unidad de deshidrogenación-isomerización permite la creación de una corriente de alimentación de alquilación que comprende una mezcla de olefinas lineales y ramificadas. Introduciendo una corriente que comprende olefinas lineales y ramificadas en la unidad de alquilación 140, se obtiene una mezcla de productos alquilo lineal y ramificado-aromáticos. Variando la cantidad de olefinas lineales añadida a la corriente de alimentación de alquilación se puede controlar la relación de productos alquilo lineal y ramificado a aromáticos. Una mezcla de hidrocarburos de alquilo lineal y ramificado y aromáticos puede tener propiedades mejoradas cuando se convierte en agentes tensioactivos alquil-aromáticos. Algunos ejemplos de las propiedades mejoradas comprenden, de forma no limitada, baja irritación de piel y ojos, propiedades de formación de espuma, biodegradabilidad, solubilidad en agua fría y poder detergente en agua fría. Las aplicaciones de estos agentes tensioactivos, comprenden, de forma no limitada, productos para el cuidado personal, productos de limpieza domésticos e industriales, detergentes para lavavajillas, aditivos para la lubricación de maquinarias y formulaciones de aceites lubricantes.

La corriente de mezcla de reacción de alquilación puede entrar en el separador 160 a través del cuarto conducto 170. En el separador 160 se producen al menos dos corrientes, una corriente hidrocarbonada sin reaccionar y una corriente de hidrocarburos alquil-aromáticos. La corriente hidrocarbonada sin reaccionar puede separarse en una corriente de hidrocarburos aromáticos y una corriente de olefinas sin reaccionar y parafinas usando técnicas conocidas (por ejemplo, destilación, separación sólido/líquido, absorción, extracción con disolventes, etc.). En algunas realizaciones, pueden producirse olefinas sin reaccionar, parafinas, hidrocarburos alquil-aromáticos y productos de reacción secundarios en una corriente que se separan luego por métodos conocidos en la técnica. Los hidrocarburos aromáticos separados pueden transferirse a la unidad de alquilación 140 a través de un quinto conducto 180. Al menos una porción de la corriente de olefinas sin reaccionar y de las parafinas puede combinarse con otras corrientes del proceso, enviarse a otras unidades de procesamiento y/o almacenarse en un sitio. La corriente de productos hidrocarbonados alquil-aromáticos puede transportarse a través de un sexto conducto 190 para almacenarse en el sitio, venderse en el mercado, transportarse hacia fuera del sitio y/o utilizarse en otras unidades de procesamiento.

Al menos una porción de la corriente de olefinas sin reaccionar y de las parafinas puede combinarse a través de un séptimo conducto 195 con la primera corriente hidrocarbonada del primer conducto 120 para producir una corriente combinada. La corriente combinada puede introducirse en una unidad de deshidrogenación-isomerización 110 a través del primer conducto 120 y al menos una porción de las olefinas de la corriente combinada puede isomerizarse a olefinas ramificadas. En algunas realizaciones, al menos una porción de la corriente de olefinas sin reaccionar y de las parafinas se introduce directamente en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 a través de una o más entradas. Debido al hecho de que pueden reciclarse las olefinas sin reaccionar y las parafinas a la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 en una sola corriente, el proceso resulta más eficaz, lo que da como resultado una producción global mayor. La mayor producción aumentará el rendimiento global de hidrocarburos alquil-aromáticos.

En ciertas realizaciones, la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 puede estar dividida en una pluralidad de zonas para controlar las temperaturas de reacción y/o para impedir las reacciones secundarias no deseadas (por

ejemplo, la formación de dienos y/o las reacciones de ciclización). Haciendo referencia al Sistema 200 descrito en la Fig. 2A, puede introducirse una primera corriente hidrocarbonada que contiene parafinas y olefinas sin reaccionar en la unidad de hidrogenación 110 a través de un primer conducto 120. La composición de la primera corriente hidrocarbonada puede ser la misma que se describió anteriormente para el Sistema 100. La unidad de deshidrogenación-isomerización 110 puede estar dividida en una pluralidad de zonas. La pluralidad de zonas puede incluir, de forma no limitada, una primera zona de reacción, una zona de transición y una segunda zona de reacción. En la primera zona de reacción 210, al menos una porción de las parafinas de la primera corriente hidrocarbonada puede deshidrogenarse a olefinas para producir una corriente olefínica. La corriente del proceso pasa luego a través de la zona de transición 230 en la segunda zona de reacción 220. En la segunda zona de reacción 220 al menos una porción de las olefinas de la corriente del proceso pueden isomerizarse a olefinas ramificadas para producir una segunda corriente hidrocarbonada.

El catalizador de deshidrogenación en la primera zona de reacción 210 puede seleccionarse de una variedad de tipos de catalizadores. Al menos una porción de las parafinas sin reaccionar de la corriente hidrocarbonada puede deshidrogenarse para producir una corriente hidrocarbonada olefínica usando un catalizador que se selecciona de una amplia gama de tipos de catalizador. Por ejemplo, el catalizador puede incluir un metal o un compuesto metálico depositado en un soporte poroso. El metal o compuesto metálico puede seleccionarse, de forma no limitada de los siguientes: óxido de cromo, óxido de hierro y/o metales nobles. "Metales nobles" tal como se usa en la presente memoria, se refiere a los metales del grupo que comprende platino, paladio, iridio, rutenio, osmio y rodio.

Los métodos para preparar catalizadores, para realizar la etapa de deshidrogenación y para realizar etapas de separación relacionadas son conocidos por los expertos en la técnica. Por ejemplo, los métodos adecuados para preparar catalizadores y para realizar la etapa de deshidrogenación se describen en la patente de EE.UU. Nº 5.012.021 de Vora *et al*., titulada "*Process For the Production of Alkyl Aromatic Hydrocarbons Using Solid Catalysts*"; Patente de EE.UU. Nº 3.274.287 de Moore *et al*., titulada "*Hydrocarbon Conversion Process and Catalyst*"; patente de EE.UU. Nº 3.315.007 de Abell *et al*., titulada "*Dehydrogenation of Saturated Hydrocarbons Over Noble-Metal Catalyst*"; patente de EE.UU. Nº 3.315.008 de Abell *et al*., titulada, "*Dehydrogenation of Saturated Hydrocarbons Over Noble-Metal Catalyst*"; patente de EE.UU. Nº 3.745.112 de Rausch titulada, "*Platinum-Tin Uniformly Dispersed Hydrocarbon Conversion Catalyst and Process*"; patente de EE.UU. Nº 4.506.032 de Imai *et al*., titulada "*Dehydrogenation Catalyst Composition*"; y patente de EE.UU. Nº 4.430.517 de Imai *et al*., titulada "*Dehydrogenation Process Using a Catalytic Composition*".

Las temperaturas de reacción en la primera zona de reacción 210 pueden encontrarse en el intervalo de 300ºC a aproximadamente 600ºC. En algunas realizaciones, las temperaturas de reacción pueden encontrarse en el intervalo de aproximadamente 450ºC a aproximadamente 550ºC. La presión total en la zona de deshidrogenación puede encontrarse en el intervalo de aproximadamente 0,10 atmósferas (10 kPa) a aproximadamente 15,0 atmósferas (1520 kPa). Para evitar la coquización, puede alimentarse el hidrógeno junto con la primera corriente hidrocarbonada sin reaccionar. El hidrógeno y las parafinas presentes en la primera corriente hidrocarbonada sin reaccionar pueden alimentarse en una relación molar de hidrógeno a parafinas que varía desde aproximadamente 0,1 a aproximadamente 20. En una realización, la relación molar de hidrógeno a parafinas puede variar desde 1 a aproximadamente 10.

El tiempo de residencia en la primera zona de reacción 210 puede seleccionarse de tal modo que el nivel de conversión de parafinas en olefinas sea inferior a aproximadamente 50 por ciento en moles. En ciertas realizaciones, el nivel de conversión de parafinas a olefinas puede mantenerse en el intervalo de aproximadamente 10 por ciento en moles a aproximadamente 20 por ciento en moles. Manteniendo bajo el nivel de conversión, pueden evitarse las reacciones secundarias (por ejemplo, la formación de dienos y las reacciones de ciclización). La corriente hidrocarbonada puede salir de la primera zona de reacción 210, circular a través de la zona de transición 230 y entrar en la segunda zona de reacción 220. La zona de transición 230 puede incluir el intercambiador de calor 240. El intercambiador de calor 240 puede disminuir la temperatura de la corriente hidrocarbonada olefínica. En una realización, la primera zona de reacción 210 y la segunda zona de reacción 220 en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 pueden ser unidades separadas, como se representa en la Fig. 2B, con el intercambiador de calor 240 situado entre las dos unidades.

Después de que la corriente hidrocarbonada entra en la segunda zona de reacción 220, se isomeriza al menos una porción de las olefinas para producir una segunda corriente hidrocarbonada. La composición y el nivel de ramificación de la corriente hidrocarbonada pueden analizarse por técnicas de ^{1}H RMN. En una realización, la corriente de olefina puede circular desde la primera zona de reacción 210 directamente a la segunda zona de reacción 220. Al menos una porción de las olefinas de la corriente de olefinas se isomeriza a olefinas ramificadas en la segunda zona de reacción 220.

Un catalizador utilizado para la isomerización de olefinas ramificadas en la segunda zona de reacción 220 puede ser igual a la que se describe en la patente de EE.UU. Nº 5.510.306 de Murray titulada "*Process For Isomerizing Linear Olefins to Isoolefins*". Las temperaturas de la segunda zona de reacción 220 pueden variar desde 200ºC a aproximadamente 500ºC. En algunas realizaciones, la temperatura de la zona de reacción de la primera zona de reacción y de la segunda zona de reacción son sustancialmente las mismas. En dichas realizaciones, no es necesario utilizar un intercambiador de calor. Típicamente, sin embargo, la temperatura de reacción de la segunda zona de reacción es menor que la temperatura de reacción de la primera zona de reacción. El intercambiador de calor puede disminuir la temperatura de la corriente, quedando la primera zona de reacción a las temperaturas adecuadas para la reacción en la segunda zona de reacción. La presión que se mantiene en la segunda zona de reacción 220 puede ser una presión parcial de hidrocarburos en el intervalo de 0,1 atmósfera (10,1 kPa) a 10 atmósferas (1011 kPa). En una realización, la presión

puede encontrarse en el intervalo de mayor que aproximadamente 0,5 (510 kPa) atmósferas a aproximadamente 2 atmósferas (203 kPa).

La segunda corriente hidrocarbonada puede salir de la segunda zona de reacción 220 a través de un segundo conducto 250 y entrar en la unidad de alquilación 140. Al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada puede introducirse en el segundo conducto 250 a través del tercer conducto 260, como se representa en la Fig. 2A para formar una corriente combinada. La corriente combinada puede introducirse en una unidad de alquilación 140 a través de un segundo conducto 250. Al menos una porción de las olefinas de la corriente combinada puede alquilar al menos una porción de los hidrocarburos aromáticos para producir hidrocarburos alquil-aromáticos. En una realización, puede introducirse una tercera corriente hidrocarbonada directamente en la unidad de alquilación 140 a través de una o más entradas como se describió previamente para el Sistema 100 en la Fig. 1.

La separación de al menos una porción de las olefinas sin reaccionar y al menos una porción de las parafinas de los hidrocarburos alquil-aromáticos puede realizarse del modo descrito previamente para el Sistema 100, en la Fig. 1. La corriente de mezcla de reacción de alquilación puede entrar en el separador 160 a través del cuarto conducto 270. En el separador 160 pueden producirse al menos dos corrientes, una corriente hidrocarbonada sin reaccionar y una corriente de hidrocarburos alquil-aromáticos. Al menos una porción de los hidrocarburos separados puede transferirse a la unidad de alquilación 140 a través del quinto conducto 280. Al menos una porción de la corriente de parafinas y de olefinas sin reaccionar puede combinarse con otras corrientes del proceso, enviarse a otras unidades de procesamiento y/o almacenarse en el sitio. La corriente de producto hidrocarbonado alquil-aromático puede transportarse a través de un sexto conducto 290 para ser almacenada en el sitio, venderse en el mercado, transportarse fuera del sitio y/o utilizarse en otras unidades de procesamiento.

Al menos una porción de la corriente de olefinas sin reaccionar y de parafinas puede combinarse a través del séptimo conducto 295 con la primera corriente hidrocarbonada del primer conducto 120 para producir una corriente hidrocarbonada combinada. La corriente hidrocarbonada combinada puede entrar en la primera zona de reacción 210 de la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 a través del primer conducto 120. La corriente hidrocarbonada combinada que entra en la primera zona de reacción 210 continúa el proceso de deshidrogenación-isomerización y el proceso de alquilación para producir los hidrocarburos alquil-aromáticos. Mediante el reciclaje de la corriente de olefinas sin reaccionar y de parafinas, puede maximizarse el rendimiento del producto. En una realización, una corriente de parafinas y de olefinas sin reaccionar puede entrar directamente en la unidad de deshidrogenación 110 a través de una o más entradas.

En una realización, puede utilizarse un catalizador de la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 en configuración de lecho apilado. La configuración de lecho apilado puede permitir el uso de uno o más catalizadores en el reactor. El catalizador para la deshidrogenación de parafinas y el catalizador para la isomerización de olefinas pueden mejorar la selectividad de los catalizadores y/o del proceso. El Sistema 300 de la Fig. 3, ilustra una configuración de lecho apilado de la unidad de deshidrogenación-isomerización 110. Las condiciones de operación de la configuración de lecho apìlado puede ser la misma que para el sistema de dos zonas descrito para el Sistema 200. La primera corriente hidrocarbonada puede introducirse en la zona de deshidrogenación 210 a través del primer conducto 310. El catalizador de deshidrogenación utilizado en configuración de lecho apilado puede tener las propiedades descritas en la Patente de EE.UU. Nº 4.506.032 de Imai *et al*., titulada "*Dehydrogenation Catalyst Composition*".

La corriente del proceso puede hacerse pasar a la zona de isomerización 220. En ciertas realizaciones, puede ser necesario un descenso de la temperatura desde la zona de deshidrogenación 210 hasta la zona de isomerización 220 para evitar el craqueo de la corriente hidrocarbonada olefínicos a medida que entra en la zona de isomerización. Puede introducirse hidrógeno gaseoso frío en la zona de deshidrogenación 210 a través del conducto de gas 320 para controlar las temperaturas de la zona de deshidrogenación 210. En la zona de isomerización 220, al menos una porción de las olefinas de la corriente del proceso pueden isomerizarse a olefinas ramificadas para producir una segunda corriente hidrocarbonada.

En ciertas realizaciones, el catalizador de isomerización puede ser el que se describe en la patente de EE.UU. Nº 5.648.584 de Murray, titulada "*Process for Isomerizing Linear Olefins to Isoolefins*" y en la patente de EE.UU. 5.648.585 de Murray *et al*., titulada "*Process for Isomerizing Linear Olefins to Isoolefins*" que describe a los catalizadores y las condiciones de proceso que son necesarios para isomerizar el esqueleto de las olefinas lineales a olefinas ramificadas.

En una realización, las olefinas lineales en una corriente hidrocarbonada se isomerizan en la zona de isomerización 220 poniendo en contacto al menos una porción de la primera corriente hidrocarbonada olefínica con un catalizador zeolítico. El catalizador zeolítico puede tener al menos un canal con un diámetro cristalográfico de canal libre que varía entre mayor que 4,2 Å y menor que aproximadamente 7 Å. El catalizador zeolítico puede tener un tamaño de poros elípticos que sea lo suficientemente grande como para permitir la entrada de una olefina lineal, y la difusión, al menos parcial, de olefinas ramificadas. El tamaño de poros del catalizador zeolítico puede además ser lo suficientemente pequeño para retardar la formación de coque.

En algunas realizaciones, puede añadirse aproximadamente 0,01 por ciento peso a aproximadamente 5 por ciento peso de un metal noble al catalizador de isomerización utilizado en una configuración de lecho apilado, para aumentar la actividad de deshidrogenación del catalizador zeolítico. Cuando se añade un metal noble, tal como platino y/o

paladio al catalizador zeolítico, pueden utilizarse, para producir un catalizador de utilidad para la deshidrogenación-isomerización de parafinas, los métodos comunes de incorporación de metales conocidos por los expertos en la técnica, tal como impregnación, intercambio iónico de metales nobles, y formación conjunta de pasta (co-*mulling*).

La segunda corriente hidrocarbonada puede salir de la segunda zona de reacción 220 y entrar en la unidad de alquilación 140 a través de un segundo conducto 330. Al menos una porción de la tercera corriente hidrocarbonada puede introducirse en el segundo conducto 330 a través del tercer conducto 340, como se representa en la Fig. 3. La corriente combinada puede introducirse en la unidad de alquilación 140 a través de un segundo conducto 330. Al menos una porción de las olefinas de la corriente combinada puede alquilar al menos una porción de los hidrocarburos aromáticos para producir hidrocarburos alquil-aromáticos. La composición de la tercera corriente hidrocarbonada puede ser la misma que se describió previamente para el Sistema 100.

La separación de al menos una porción de las olefinas sin reaccionar y de al menos una porción de las parafinas de los hidrocarburos alquil-aromáticos puede realizarse como se describió anteriormente para el Sistema 100. La corriente de mezcla de reacción de alquilación puede entrar en el separador 160 a través del cuarto conducto 350. La separación de la mezcla de reacción de alquilación puede ser la que se describe para el Sistema 100. Los hidrocarburos aromáticos separados pueden transferirse a la unidad de alquilación 140 a través del quinto conducto 360. Al menos una porción de la corriente de parafinas y de olefinas sin reaccionar puede combinarse con otras corrientes del proceso, enviarse a otras unidades de procesamiento y/o almacenarse en el sitio a través del sexto conducto 370. La corriente de producto hidrocarburo alquil-aromático puede transportarse a través del séptimo conducto 380 para almacenarse en el sitio, venderse en el mercado, transportarse fuera del sitio y/o utilizarse en otras unidades de procesamiento.

Al menos una porción de la corriente de olefinas sin reaccionar y parafinas puede introducirse en el primer conducto 310 a través de un sexto conducto 370 para producir una corriente combinada. La corriente combinada puede introducirse en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 a través de un primer conducto 310. Al menos una porción de las parafinas de la corriente combinada puede deshidrogenarse e isomerizarse para formar olefinas ramificadas. En una realización, al menos una porción de la corriente de olefinas sin reaccionar y parafinas puede introducirse directamente en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 a través de uno o más puntos de entrada. En ciertas realizaciones, una o más corrientes del proceso combinadas y al menos una porción de la corriente de de olefinas sin reaccionar y parafinas puede introducirse directamente en la unidad de deshidrogenación-isomerización 110 a través de una o más entradas.

La corriente de producto hidrocarbonado alquil-aromático producida a partir de los Sistemas 100, 200 y/o 300 puede sulfonarse en una unidad de sulfonación para formar alquil-aril-sulfonatos. En ciertas realizaciones, los hidrocarburos alquil-aromáticos pueden contener grupos alquilo ramificados. La sulfonación de al menos una porción de los hidrocarburos aromáticos en la corriente de producto hidrocarbonado alquil-aromático puede llevarse a cabo por cualquier método de sulfonación conocido. Entre los ejemplos de dichos métodos se incluye la sulfonación utilizando ácido sulfúrico, ácido clorosulfónico, oleum o trióxido de azufre. En la patente de EE.UU. Nº 3.427.342 de Brooks *et al*., titulada "*Continuous Sulfonation Process*" se describe de forma detallada un método de sulfonación que implica una mezcla de aire/trióxido de azufre. En una realización, la relación molar de trióxido de azufre a producto alquil-aromático utilizado para la sulfonación es 1,03.

Después de completar la reacción de sulfonación, puede envejecerse la mezcla de reacción de sulfonación durante aproximadamente 30 minutos y luego hidrolizarse con aproximadamente 1% de agua. La mezcla ácida resultante puede ser neutralizada con una base para producir una sal del alquil ramificado-aril-sulfonato. Las bases de neutralización adecuadas pueden incluir hidróxidos de metales alcalinos y metales alcalinos-térreos e hidróxido de amonio, que aportan un catión de un sulfonato.

La clase general de alquil ramificado-aril-sulfonatos puede caracterizarse por la formula química $(R\text{-}A'\text{-}SO_3)_nM$. R representa al radical derivado de olefinas ramificadas, con un número medio de átomos de carbono de 4 a 16. En una realización, el número medio de átomos de carbono es de 7 a 16. En otra realización, el número medio de átomos de carbono es de 10 a 13. A' puede representar un radical hidrocarbil- aromático divalente, (por ejemplo, un radical fenilo). M puede ser un catión seleccionado de ion metálico alcalino, ion de metal alcalino-térreo, un ion amonio, y/o sus mezclas y *n* puede ser un número que depende de la valencia de los cationes M, de tal forma que la carga eléctrica total del complejo sea cero. En una realización, M puede ser un ion de sodio, magnesio o potasio. Los iones de magnesio y potasio pueden mejorar la solubilidad en agua y el rendimiento global del alquil-aril-sulfonato. Los ejemplos de iones amonio pueden incluir, de forma no limitada, monoetanolamina, dietanolamina y trietanolamina. En ciertas realizaciones, el ion amonio puede representarse por NH_4^+. La sal alquil-aril-sulfonato puede almacenarse y/o venderse como una solución (por ejemplo, una solución acuosa al 30%), una suspensión (por ejemplo, suspensión acuosa al 60%) y/o como escamas (por ejemplo, escamas secas al 90%).

Los alquil ramificado-aril-sulfonatos producidos en los procesos descritos anteriormente tienen diversas aplicaciones. Una de estas comprende formulaciones de detergentes. Dichas formulaciones de detergentes comprenden, de forma no limitativa, formulaciones de detergentes granulares para el lavado de ropa, formulaciones de detergentes líquidas para el lavado de ropa, formulaciones de detergentes líquidas para lavavajillas, y formulaciones diversas. Los ejemplos de formulaciones combinadas, comprenden, de forma no limitada, agentes de limpieza general, jabones líquidos, champú y agente de fregado líquidos.

Ejemplos

Ejemplo 1

Isomerización de olefinas en una corriente hidrocarbonada procedente de un proceso Fischer-Tropsch

Se hicieron reaccionar monóxido de carbono e hidrógeno bajo condiciones del proceso de Fischer-Tropsch para proporcionar una mezcla de hidrocarburos que comprende parafinas lineales, olefinas lineales, una cantidad minoritaria de dienos y una cantidad minoritaria de compuestos oxigenados. La corriente hidrocarbonada del proceso Fischer-Tropsch se separó en diferentes corrientes hidrocarbonadas usando técnicas de destilación fraccionada. Se obtuvo una corriente hidrocarbonada que contiene olefinas y parafinas con un número medio de átomos de carbono entre 8 y 10. la composición de la corriente hidrocarbonada C_8-C_{10} resultante se analizó mediante cromatografía de gases, y se recoge en la Tabla 1:

TABLA 1

Composición de la corriente hidrocarbonada de Fischer-Tropsch	% en peso
Hidrocarburos C7 y más ligeros	0,12
Olefinas ramificadas C8	0,02
Olefinas lineales C8	0,75
1-Octeno	0,69
n-Octano	2,21
Olefinas ramificadas C9	0,16
Olefinas lineales C9	8,52
1-Noneno	8,07
n-Nonano	20,03
Olefinas ramificadas C10	0,28
Olefinas lineales C10	22,92
1-Deceno	20,87
n-Decano	41,12
Hidrocarburos C11 y más pesados	0,21
Alcoholes C9-C11	3,56

Un catalizador zeolítico utilizado para isomerizar olefinas lineales en la corriente hidrocarbonada se preparó de la siguiente manera: Se cargaron en un mezclador-triturador Lancaster amonio-ferrierita (645 gramos) que tenía una pérdida al fuego de 5,4% y que presentaba las siguientes propiedades: relación molar de sílice a alúmina: 62:1, superficie específica: 369 metros cuadrados por gramo (P/Po = 0,03), contenido de sosa 480 ppm y capacidad de absorción de n-hexano 7,3 g por 100 g de amonio-ferrierita. Se añadió al triturador alúmina CATAPAL® D (91 gramos) que presenta una pérdida al fuego de 25,7%. Durante un período de formación de pasta de cinco minutos, se añadieron 152 mililitros de agua desionizada a la mezcla de alúmina/amonio- ferrierita. A continuación se añadió lentamente una mezcla de 6,8 gramos de ácido acético glacial, 7,0 gramos de ácido cítrico y 152 mililitros de agua desionizada a la mezcla alúmina/amonio-ferrierita en el triturador para peptizar la alúmina. Se procedió a formar una pasta con la mezcla alúmina/amonio-ferrierita/ácido resultante durante 10 minutos. Durante un periodo de 15 minutos se añadió lentamente una mezcla de 0,20 gramos de tetraamina-nitrato de paladio en 153 gramos de agua desionizada a la mezcla de alúmina/amonio-ferrierita/ácido para formar una pasta. La mezcla resultante presentaba una relación zeolita/alúmina de 90:10 y una pérdida al fuego de 43,5%. La mezcla de zeolita/alúmina se conformó mediante extrusión a través de una placa matriz de acero inoxidable [(agujeros de 0,15875 cm (1/16")] de un dispositivo de extrusión Bonnot de 5,715 cm (2,25 pulgadas).

El material extruido húmedo de zeolita/alúmina se secó a 125ºC durante 16 horas. Después del secado el material extruido de zeolita/alúmina se disgregó manualmente en trozos grandes. El material extruido de zeolita/alúmina se calcinó en aire circulante a 200ºC durante dos horas. La temperatura se elevó hasta una temperatura máxima de 500ºC y el material extruido de zeolita/alúmina se calcinó durante otras dos horas para dar un catalizador de isomerización. El catalizador de isomerización se dejó enfriar en un secador bajo atmósfera de nitrógeno.

Se utilizó como reactor de isomerización, un tubo de acero inoxidable, de 2,54 cm (1 pulgada) de diámetro externo (DE), 1,524 cm (0,6 pulgada) de diámetro interno (DI), y 66,04 cm (26 pulgadas) de longitud. Desde el extremo superior del tubo reactor de acero inoxidable se extiende una cavidad para termopar de 50,8 cm (20 pulgadas). Para cargar el tubo reactor, se invierte el mismo y se le transfiere boca abajo por la pared del tubo reactor un trozo de lana de vidrio, que se coloca en el fondo del tubo de reactor a modo de tapón para el tubo reactor. Se añade al tubo reactor

carburo de silicio (malla 20) hasta una profundidad de aproximadamente 15,24 cm (6 pulgadas). Se coloca un segundo trozo de lana de vidrio sobre el carburo de silicio. Se añade al tubo reactor, en dos partes, una mezcla de 6,0 gramos de partículas de catalizador de isomerización (malla 6-20) y 45 gramos de carburo de silicio de nueva aportación (malla 60-80). La adición de dos partes distribuyó el catalizador de isomerización de forma homogénea en el tubo reactor, formándose así un lecho de catalizador de isomerización de aproximadamente 25,4 cm (10 pulgadas) de longitud. Se añadió un tercer trozo de lana de vidrio al extremo superior del catalizador en el tubo reactor. Se colocó en capas carburo de silicio (malla 20) sobre el tercer trozo de lana de vidrio. Se colocó un cuarto trozo de lana de vidrio sobre carburo de silicio a modo de tapón para el fondo del tubo reactor. Se insertó un termopar multipunto en la cavidad para termopar del tubo reactor para monitorizar la temperatura de la reacción en diversos puntos del tubo reactor. Se monitorizaron los valores de temperatura por encima y por debajo del lecho de catalizador, y en tres diferentes puntos del mismo. El tubo reactor se invirtió y se instaló en el horno. Se calentó el tubo reactor hasta alcanzar una temperatura de operación de 280ºC durante un período de cuatro horas bajo nitrógeno circulante. Una vez alcanzada la temperatura de 280ºC, se mantuvo la temperatura de operación en el tubo reactor durante otras dos horas para acondicionar el catalizador de isomerización.

Después del acondicionar el catalizador de isomerización, se bombeó la corriente hidrocarbonada a través del tubo reactor a un caudal de 60 g/h. Se hizo circular nitrógeno sobre el catalizador de isomerización simultáneamente con la corriente hidrocarbonada a un caudal de circulación de 6 litros/hora, Se vaporizó la corriente hidrocarbonada antes de ponerla en contacto con el catalizador de isomerización. El tubo reactor se hizo trabajar a una presión externa 20 kPa por encima de la presión atmosférica.

En la Tabla 2, se presenta el porcentaje en peso de las olefinas ramificadas C8-C10, de las olefinas lineales C8-C10 y de las parafinas C8-C10 en la corriente hidrocarbonada, a la hora 0, y en la corriente efluente del tubo reactor después de 24 y 48 horas de isomerización. Más del 90% de las olefinas lineales de la corriente hidrocarbonada se convirtieron en olefinas ramificadas en el reactor de isomerización. Durante la etapa de isomerización se generó una pequeña cantidad de material, cuyo punto de ebullición es menor que el de C8, el cual se produce debido a las reacciones secundarias de craqueo. Además, se deshidrató una porción de los alcoholes C9-C11 presentes en la alimentación para dar más olefinas en el producto. Mediante técnicas de ^{1}H RMN se determinó que el número medio de ramificaciones alquilo en las olefinas C8-C10 del producto era 1,0.

TABLA 2

Composición de la corriente hidrocarbonada de Fischer-Tropsch durante la reacción de isomerización	**0 horas % en peso**	**24 horas % en peso**	**48 horas % en peso**
Olefinas ramificadas C8-C10	0,46	33,04	33,16
Olefinas lineales C8-C10	32,19	2,52	2,54
Parafinas C8-C10	63,19	63,32	63,27
Relación de olefinas ramificadas C8-10/olefinas lineales C8-10	0,1	13,1	13,1

Ejemplo 2

Isomerización de 1-dodeceno

El 1-dodeceno se adquirió a Shell Chemical Co. En la Tabla 3 se presenta la composición de 1-dodeceno que se determinó por cromatografía de gases.

TABLA 3

Composición de 1-Dodeceno	**% en peso**
1-Dodeceno	98,0
Otras olefinas C10-C14	1,2
Hidrocarburos <C10	0,2
Hidrocarburos >C14	0,2
Parafinas	0,4
Hidrocarburos C10-C14 totales	99,6

Se isomerizó el 1-dodeceno utilizando el mismo diseño de tubo reactor y la misma preparación de catalizador de isomerización que se describió en el Ejemplo 1. Se bombeó una corriente de 1-dodeceno a través de un tubo reactor a un caudal de 90 g/hora. Se hizo circular nitrógeno a través del catalizador de isomerización, a un caudal de 6 litros/hora, simultáneamente con la corriente de 1-dodeceno. Se vaporizó una corriente de 1-dodeceno antes de poner la misma en contacto con el catalizador de isomerización. El tubo reactor se hizo trabajar a una presión de salida de 20 kPa por encima de la presión atmosférica y a una temperatura de 290ºC.

En la Tabla 4 se presentan los porcentajes en peso de los hidrocarburos con un número de átomos de carbono menor que C10, de C10-C14 y mayores que C14 en 1-dodeceno a las 0 horas, y en el efluente del tubo reactor después de 168 y 849 horas. 94% de las olefinas lineales C10-C14 se convirtieron en olefinas C10-C14 ramificadas después de un período de procesamiento de 168 horas. Durante la etapa de isomerización se generó menos de 3% en peso del material con un punto de ebullición por debajo de C10 el cual se produjo por reacciones de craqueo secundarias. Mediante técnicas de ^{1}H RMN se determinó que el número medio de ramificaciones alquilo en las olefinas C10-C14 del producto era 1,3.

TABLA 4

Composición de la corriente de 1-dodeceno durante la reacción de isomerización	0 horas % en peso	168 horas % en peso	849 horas % en peso
Hidrocarburos <C10	0,2	2,5	2,4
Hidrocarburos C10-C14	99,6	97,2	97,4
Hidrocarburos >C14	0,2	0,3	0,2
Olefinas ramificadas C10-C14	0,6	93,2	93,4
Olefinas lineales C10-C14	99,0	2,8	2,9
Parafinas	1,0	2,0	1,9

Ejemplo 3

Deshidrogenación de dodecano con mínima isomerización

El dodecano adquirido a Aldrich Chemical Company se almacenó bajo nitrógeno antes de ser procesado. En la Tabla 5 se presenta la composición de dodecano, determinada por cromatografía de gases.

TABLA 5

Composición de dodecano	% en peso
Dodecano	99,3
Hidrocarburos <C10	<0,1
Hidrocarburos C10, C11, C13 y C14	<0,6
Hidrocarburos >C14	<0,1
Otras olefinas C10-C14	<0,1

Se preparó un catalizador de deshidrogenación de parafinas de acuerdo con el Ejemplo 1 (catalizador A) de la patente de EE.UU. Nº 4.430.517 de Imai *et al*., titulada "*Dehydrogenation Process Using A Catalytic Composition*". El catalizador resultante incluyó 0,8% en peso de platino, 0,5% en peso de estaño, 2,7% en peso de potasio y 1,3% en peso de cloruro sobre un soporte de gamma-alúmina. La relación atómica entre potasio y platino en este catalizador fue 16,8.

Se preparó el catalizador de deshidrogenación mediante la disolución de pelets de aluminio sustancialmente puro en una solución de ácido clorhídrico. Se añadió una cantidad de ácido estánico a la solución resultante obteniéndose una composición final con 0,5% en peso de estaño y se agitó para distribuir el componente de estaño de forma homogénea en la mezcla. Se añadió hexametilentetraamina a la mezcla de estaño resultante. La mezcla de estaño-amina resultante se vertió en un baño de aceite para formar partículas esféricas con un diámetro medio de partículas de

aproximadamente 0,15875 mm (1/16 pulgadas). Las partículas esféricas se envejecieron, se lavaron con una solución de amoníaco, se secaron y se calcinaron para formar un material soporte de gama-alúmina esférico. Las partículas esféricas obtenidas contenían aproximadamente 0,5% en peso de estaño en forma de óxido de estaño. En la patente de EE.UU. 2.620.314 de Hoesktra, titulada "*Spheroidal Alumina*", se describe la preparación del material soporte alúmina.

El material compuesto de estaño-alúmina se puso en contacto con una solución desionizada de ácido cloroplatínico y ácido clorhídrico (2% en peso basado en el peso de alúmina) en un secador rotatorio durante 15 minutos a temperatura ambiente. Se utilizó la cantidad de ácido cloroplatínico necesaria para incorporar 0,8% en peso de platino en el material compuesto estaño-alúmina. Luego se calentó la solución y se purgó con nitrógeno para retirar el agua, obteniéndose así el material compuesto platino-cloro-estaño-alúmina. El cloro incorporado se separó calentando el material compuesto platino-cloro-estaño-alúmina a 550ºC y tratando dicho material compuesto con una mezcla de aire/vapor de agua a 80ºC de 50/50 a una velocidad espacial horaria de gases (GHSV) de 300 h^{-1}. Después de tratar con la mezcla de aire/vapor de agua el material compuesto platino-estaño-alúmina contenía menos de 0,1 por ciento de cloro.

Se puso en contacto el material compuesto platino-estaño-alúmina con una solución de nitrato de potasio disuelta en agua desionizada. Se utilizó la cantidad de nitrato de potasio necesaria para incorporar 2,7% en peso de potasio en el material compuesto platino-estaño-alúmina. Se retiró el agua del material compuesto platino-estaño-potasio-alúmina por calentamiento del material compuesto a 100ºC purgando con aire seco (GHSV 1000 h^{-1}) durante 0,5 horas. La temperatura se elevó a 525ºC y el material compuesto platino-estaño-potasio-alúmina se trató con una corriente de ácido clorhídrico (12 cc/h, HCl 0,9 M) y una corriente de mezcla de aire/vapor de agua 50/50 a 80ºC (GHSV 300 h^{-1}) para incorporar cloro en el material compuesto platino-estaño-potasio-alúmina. Se secó el material compuesto platino-estaño-potasio-cloruro-alúmina a 525ºC con una purga de aire seco (GHSV 1000 h^{-1}). Las partículas esféricas de catalizador resultantes tenían un diámetro medio de partículas de 0,15875 cm (1/16 pulgadas) y se trituraron y se llevaron a un tamaño partículas de malla 6-20 antes de ser sometidas a ensayo.

Se utilizó como tubo de acero inoxidable, un reactor de isomerización de 2,54 cm (1 pulgada) de DE, de 1,524 cm (0,6 pulgadas) de DI y 66,04 cm (26 pulgadas) de longitud. Se colocó una cavidad para termopar en una extensión de 50,8 cm (20 pulgadas) desde el extremo superior del tubo reactor de acero inoxidable. Para cargar el tubo reactor, el mismo se invirtió y se le transfirió un trozo de lana de vidrio debajo por la pared del tubo reactor, en la cavidad para termopar, y se colocó en el fondo del tubo reactor a modo de tapón para el tubo reactor. Se añadió carburo de silicio (malla 20) hasta una profundidad de aproximadamente 15,24 cm (6 pulgadas) hacia dentro del tubo reactor. Se colocó sobre el carburo de silicio un segundo trozo de lana de vidrio. Se añadió en dos partes al tubo reactor una mezcla de 6,0 gramos de platino-estaño sobre partículas de catalizador alúmina (malla 6-20) y 45 gramos de carburo de silicio de nueva aportación (malla 60-80). Esta adición en dos partes permitió la distribución homogénea del catalizador en el tubo reactor y como consecuencia el lecho de catalizador tenía aproximadamente 25,4 cm (10 pulgadas) de longitud. Se añadió un tercer trozo de lana de vidrio a la parte superior del catalizador en el tubo reactor. Se colocó carburo de silicio (malla 20) en capas sobre un trozo de lana de vidrio. Se colocó un cuarto trozo de lana de vidrio sobre el carburo de silicio a modo de tapón para el fondo del tubo reactor. Para monitorizar la temperatura de la reacción en diversos puntos del tubo reactor, se insertó un termopar multipunto en la cavidad para termopar del tubo reactor. Se monitorizó la temperatura por encima, por debajo del lecho del catalizador, y en tres puntos del lecho catalizador. Se invirtió e instaló el tubo reactor en el horno. Se purgó dicho tubo con nitrógeno. El tubo reactor se calentó a una temperatura de operación de 425ºC durante un período de cuatro horas bajo nitrógeno circulante (250 litros normales por hora). Una vez alcanzada la temperatura de 425ºC, se mantuvo el tubo reactor a la temperatura de operación durante otras dos horas. Se presulfuró el catalizador con circulación de sulfuro de hidrógeno gaseoso al 1% en hidrógeno gaseoso a 425ºC durante 5 minutos a través del tubo reactor. Pasados 5 minutos, la corriente de sulfuro de hidrógeno gaseoso se cambió a una corriente de hidrógeno gaseoso a través de un tubo reactor.

Después de la presulfuración del catalizador, se mantuvo el tubo reactor a 425ºC durante 8 horas. Después de ocho horas, se aumentó la presión del tubo reactor a 25 psig (172,37 kPa) con hidrógeno gaseoso. Se bombeó dodecano a través del tubo reactor a un caudal de 40 g/h a un caudal de hidrógeno de 125 litros normales por hora. Después de cuatro horas, se aumentó la corriente de circulación de dodecano a 80 g/h. Después de alcanzar un caudal de 80 g/h, se aumentó la temperatura del tubo reactor a 460ºC. Se tomaron muestras del tubo reactor cada ocho horas después de alcanzar la temperatura de operación de 460ºC.

Pasadas veinte y cuatro horas, el porcentaje en peso de dodecano fue 11,4% en peso como se representa en la Tabla 6. A una temperatura de 479ºC, la conversión de dodecano en olefinas fue 16 por ciento en peso después de 24 horas. De las olefinas formadas, 84 por ciento fueron mono olefinas, 4,1 por ciento en peso fueron compuestos aromáticos y 7,5 por ciento en peso fueron di-olefinas. De la cantidad total de olefinas formadas, 6 por ciento eran ramificadas, tal como se determinó por las técnicas de ^{1}H RMN previamente descritas.

TABLA 6

Resultados del ensayo	Ejemplo 3
Conversión (% en peso) después de 24 horas en corriente a 460ºC.	11,4
Temperatura requerida para una conversión de 16% en peso	479°C
Selectividad para la producción de monoolefinas a una conversión de 16%	84 % en peso
Selectividad para la producción de aromáticos a una conversión de 16% en peso	4,1 % en peso
Selectividad para diolefinas a una conversión de 16% en peso	7,5 % en peso
% olefinas C12 ramificadas en olefinas C12 totales, (% en peso)	6

Ejemplo 4

Deshidrogenación-isomerización de dodecano

El dodecano se adquirió a Aldrich Chemical Company y se almacenó bajo nitrógeno antes de ser procesado. En la Tabla 5 se presenta la composición del dodecano, según análisis por cromatografía de gases.

Se preparó un catalizador de deshidrogenación-isomerización de la siguiente manera. Se procedió a cargar en un mezclador-triturador Lancaster amonio-ferrierita (645 gramos) que presenta una pérdida al fuego de 5,4% y con las siguientes propiedades: relación molar sílice a alúmina 62:1, superficie específica 369 metros cuadrados por gramo (P/Po = 0,03), contenido de sosa 480 ppm y capacidad de absorción de n-hexano de 7,3 g por 100 g de amonio-ferrierita. Se añadió al mezclador-triturador alúmina CATAPAL® D (91 gramos) que presenta una pérdida al fuego de 25,7%. Durante un período de formación de pasta de cinco minutos, se añadieron 152 mililitros de agua desionizada a la mezcla de alúmina/amonio-ferrierita. Luego se añadió lentamente una mezcla de 6,8 gramos de ácido acético glacial, 7,0 gramos de ácido cítrico y 152 mililitros de agua desionizada a la mezcla de alúmina/amonio-ferrierita en el triturador para peptizar la alúmina. Se formó una pasta con la mezcla de alúmina/amonio-ferrierita/ácido durante 10 minutos. Durante un periodo de 15 minutos, se añadió lentamente una mezcla de 0,20 gramos de nitrato de paladio-tetraamina en 153 gramos de agua desionizada a la mezcla de alúmina/amonio-ferrierita/ácido para formar una pasta. La mezcla resultante presentó una relación zeolita/alúmina de 90:10 y una pérdida al fuego de 43,5%. Se conformó la mezcla de zeolita/alúmina mediante la extrusión de la mezcla a través de una placa matriz de acero inoxidable [(orificios de 0,15875 cm (1/16")] de un dispositivo de extrusión Bonnot de 5,715 cm (2,25 pulgadas).

Se impregnaron seis gramos de la mezcla de zeolita/alúmina resultante con solución acuosa de ácido cloroplatínico para incorporar 0,8% en peso de platino al material extruido de 0,15875(1/16 pulgadas). El material extruido húmedo impregnado con zeolita/alúmina platino se secó a 125ºC durante 2 horas en aire circulante. La temperatura se elevó a un valor máximo de 500ºC y se calcinó el material extruido impregnado con zeolita/alúmina platino para dar el catalizador de deshidrogenación-isomerización. Antes de ser sometido a ensayo, se fraccionó el catalizador y se llevó a partículas de tamaño de malla 6-20.

Se deshidrogenó e isomerizó dodecano utilizando el mismo diseño de tubo reactor descrito en el Ejemplo 3. Se pudo registrar una conversión de 16,1% en peso de dodecano a olefinas, después de 24 horas a 459ºC. Tal como se muestra en la Tabla 7, 86 por ciento en peso de las olefinas formadas fueron monoolefinas, 1,2 por ciento en peso fueron compuestos aromáticos y 6,8 por ciento en peso fueron di-olefinas. De la cantidad total de olefinas formadas, 86% eran ramificadas, de acuerdo con lo que se determinó mediante ^{1}H RMN.

TABLA 7

Resultados del ensayo	Ejemplo 4
Conversión (% en peso) después de 24 horas en corriente a 460ºC.	16,1
Temperatura requerida para una conversión de 16% en peso	459ºC
Selectividad para la producción de monoolefinas, 16% en peso de conversión	86 % en peso
Selectividad para la producción de aromáticos, 16% en peso de conversión	1,2 %en peso
Selectividad para la producción de diolefinas, 16% en peso de conversión	6,8 %en peso
% olefinas C12 ramificadas en olefinas C12 totales, (%p)	86

Ejemplo 5

Catalizador de deshidrogenación-isomerización

Se preparó una porción zeolítica de un catalizador de deshidrogenación-isomerización tal como se describe en el Ejemplo 4. Se impregnaron seis gramos de la mezcla de zeolita/alúmina resultante con solución acuosa de nitrato de paladio-tetraamina para incorporar 0,8% en peso de paladio en materiales extruidos de 0,15875 cm (1/16 pulgadas).

El material extruido húmedo de zeolita/alúmina impregnado con paladio se secó a 125ºC durante 2 horas en aire circulante. Se elevó la temperatura a un valor máximo de 500ºC y el material extruido de zeolita/alúmina impregnado con platino se calcinó para dar catalizador de deshidrogenación-isomerización. Se trituró cuidadosamente el catalizador calcinado en partículas de malla 6-20 antes de ser sometidas a ensayo.

Ejemplo 6

Catalizador de deshidrogenación-isomerización

Se preparó un catalizador de deshidrogenación-isomerización con los métodos descritos para el catalizador D, de la patente de EE.UU. Nº 5.648.585 de Murray *et al*., titulada "*Process For Isomerizing Linear Olefins To Isoolefins*".

Se utilizó amonio-ferrierita que tenía una relación molar de sílice a alúmina de 62:1, una superficie específica de 369 m^2/g (P/Po = 0,03), un contenido de sosa de 480 ppm en peso y una capacidad de absorción de n-hexano de 7,3 gramos por 100 gramos de zeolita. Los componentes del catalizador se transformaron en pasta usando un mezclador-triturador Lancaster. El material de catalizador que forma una pasta se transformó en un material extruido utilizando un dispositivo de extrusión de tipo Bonnot con cuerpo cilíndrico y varilla. El aglutinante utilizado fue alúmina CATAPAL® D de Sasol. Como coadyuvante de extrusión se usó METHOCEL ® F4M, hidroxipropil-metilcelulosa de The Dow Chemical Company.

Se cargó el mezclador-triturador Lancaster con 632 gramos de amonio-ferrierita (Pérdida al fuego (abreviadamente LOI por la expresión inglesa *loss on ignition*) de 3,4%) y 92 gramos de alúmina CATAPAL®D (LOI de 26,2%). Se mezcló la alúmina con ferrierita durante cinco minutos período durante el cual se añadieron 156 ml de agua desionizada. Se añadió lentamente una mezcla de 6,8 gramos de ácido acético glacial y 156 ml de agua desionizada al mezclador-triturador para peptizar la alúmina. Se mezcló y formó una pasta con la mezcla durante 10 minutos. Se añadieron nitrato de platino-tetraamina y nitrato de paladio-tetraamina al mezclador-triturador formado para producir un catalizador que contenía 0,25% en peso de paladio y 0,55% en peso de platino. Se añadieron

10 gramos hidroximetil-celulosa de METHOCEL® F4M y se formó una pasta con zeolita/alúmina durante 15 minutos más. Se transfirió el material extruido a un dispositivo de extrusión de tipo Bonnot de cuerpo cilíndrico y varilla y se formó un material extruido utilizando un placa matriz de acero inoxidable con orificios de 0,15685 cm (1/16 pulgadas). El material extruido se secó a 120ºC durante 16 horas y luego se calcinó en aire a 500ºC durante 2 horas. El catalizador calcinado se fraccionó cuidadosamente en partículas de malla 6-20 antes de someterse a ensayo.

REIVINDICACIONES

1. Un método para la producción de hidrocarburos alquil-aromáticos, que comprende:

- introducir una primera corriente hidrocarbonada que comprende olefinas y parafinas en una unidad de deshidrogenación-isomerización, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las olefinas en la primera corriente hidrocarbonada a olefinas, y en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización está configurada además para que al menos una porción de las olefinas lineales se isomerice a olefinas ramificadas, y en donde al menos una porción de los componentes sin reaccionar de la primera corriente hidrocarbonada y al menos una porción de los productos de las reacciones de deshidrogenación e isomerización reacciona forman una segunda corriente hidrocarbonada, comprendiendo la segunda corriente hidrocarbonada olefinas y parafinas, y en donde al menos una porción de las olefinas de la segunda corriente hidrocarbonada son olefinas ramificadas; e

- introducir al menos una porción de la segunda corriente hidrocarbonada y de los hidrocarburos aromáticos en una unidad de alquilación, en donde la unidad de alquilación está configurada para alquilar al menos una porción de los hidrocarburos aromáticos con al menos una porción de las olefinas de la segunda corriente hidrocarbonada para producir hidrocarburos alquil-aromáticos, y en donde al menos una porción de los hidrocarburos alquil-aromáticos producidos comprenden un grupo alquilo ramificado.

2. El método de la reivindicación 1, en donde la primera corriente hidrocarbonada se produce a partir del proceso de oligomerización de olefinas o a partir del proceso de Fischer-Tropsch.

3. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 2, en donde la primera corriente hidrocarbonada comprende olefinas y parafinas que tienen un número de carbonos de 10 a 16 o que tienen un número de carbono de 10 a 13.

4. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en donde la primera corriente hidrocarbonada comprende 80% de parafinas o un contenido de olefinas entre aproximadamente 1 por ciento y aproximadamente 50 por ciento de la cantidad total de hidrocarburos de la primera corriente hidrocarbonada.

5. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización se hace trabajar a una temperatura entre aproximadamente 300ºC y aproximadamente 500ºC.

6. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización se configura para hacerla funcionar a una presión entre 0,10 atmósferas y entre 15 atmósferas.

7. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en donde el tiempo de residencia de al menos una porción de la corriente de hidrocarburos sin reaccionar en la unidad de deshidrogenación-isomerización es tal que el nivel de conversión de parafinas en la corriente de hidrocarburos sin reaccionar es menos que aproximadamente 50 por ciento en moles.

8. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en donde una porción de las olefinas ramificadas comprende un número medio de ramificaciones por moléculas de olefinas totales de al menos 0,7, o entre aproximadamente 0,7 y aproximadamente 1,5, o entre aproximadamente 1,0 y aproximadamente 1,5, o entre aproximadamente 0,7 y aproximadamente 2,0 o menos de aproximadamente 2,5.

9. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en donde una porción de olefinas ramificadas comprende ramificaciones de metilo y etilo.

10. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en donde los grupos ramificados de las olefinas ramificadas son mayores que aproximadamente 50 por ciento de grupos metilo, o menores que aproximadamente 10 por ciento de grupos etilo, o menores que aproximadamente 5 por ciento de grupos distintos de metilo y etilo.

11. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, en donde las olefinas ramificadas tienen menos de aproximadamente 0,5 por ciento o menos que aproximadamente 0,3 por ciento de átomos de carbono cuaternarios alifáticos.

12. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, en donde la unidad de alquilación se configura para que produzca más que aproximadamente más de aproximadamente 50 por ciento o más que aproximadamente 85 por ciento de hidrocarburos aromáticos monoalquilados.

13. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12, en donde la relación molar de hidrocarburos aromáticos a olefinas ramificadas es entre aproximadamente 0,1 y aproximadamente 2,0 en la unidad de alquilación.

14. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 13, en donde la unidad de alquilación se hace trabajar a una temperatura de reacción entre aproximadamente 30ºC y aproximadamente 300ºC.

15. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 14, que comprende además ajustar una relación molar de olefinas a parafinas introducidas en la unidad de alquilación añadiendo al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada en la unidad de alquilación o añadiendo al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada a la unidad de alquilación, en donde la tercera corriente hidrocarbonada comprende más que 90 por ciento en peso de parafinas.

16. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 14, que comprende además:

- ajustar una relación de olefinas a parafinas introducidas en la unidad de alquilación combinando al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de la segunda corriente hidrocarbonada corriente arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada;

- combinar al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de la segunda corriente hidrocarbonada corriente arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada, en donde la tercera corriente hidrocarbonada comprende más de 90 por ciento en peso de parafinas; e

- introducir la corriente mixta en la unidad de alquilación.

17. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 14, que comprende además:

- ajustar una relación de olefinas y parafinas introducidas en la unidad de alquilación combinando al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de la segunda corriente hidrocarbonada corriente arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada; combinando al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de la segunda corriente hidrocarbonada aguas arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada, en donde la tercera corriente combinada comprende más de 80 por ciento en peso, o 90, o entre 85 y 95 por ciento en peso de parafinas; combinando al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de la segunda corriente hidrocarbonada corriente arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada, en donde la tercera corriente hidrocarbonada comprende parafinas y olefinas que tienen un número de carbonos de 10 a 16; combinando al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de una segunda corriente hidrocarbonada corriente arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada, en donde la tercera corriente combinada comprende olefinas lineales; combinando al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de una segunda corriente hidrocarbonada corriente arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada, en donde al menos una porción de la corriente combinada comprende olefinas ramificadas; o combinando al menos una porción de una tercera corriente hidrocarbonada con al menos una porción de una segunda corriente hidrocarbonada corriente arriba de la unidad de alquilación para formar una corriente combinada, en donde al menos una porción de la tercera corriente hidrocarbonada comprende olefinas lineales y al menos una porción de la segunda corriente de hidrocarbonada comprende olefinas ramificadas; e

- introducir la corriente combinada en la unidad de alquilación.

18. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 17, en donde los grupos alquilo ramificados de los hidrocarburos alquil-aromáticos comprenden 0,5 por ciento o menos de átomos de carbono cuaternarios alifáticos, y un número medio de ramificaciones por grupo alquilo de al menos 0,7, siendo las ramificaciones de metilo y etilo.

19. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 18, que comprende además:

- formar una corriente de reacción de alquilación en donde dicha corriente de reacción de alquilación comprende al menos una porción de los componentes sin reaccionar de la segunda corriente hidrocarbonada, al menos una porción de hidrocarburos aromáticos y al menos una porción de los hidrocarburos alquil-aromáticos producidos;

- separar los hidrocarburos alquil-aromáticos de la corriente de reacción de alquilación para producir una corriente de hidrocarburos sin reaccionar y una corriente de hidrocarburos alquil-aromáticos; comprendiendo la corriente de hidrocarburos sin reaccionar al menos una porción de los componentes sin reaccionar de la segunda corriente hidrocarbonada e hidrocarburos aromáticos;

- separar al menos una porción de las parafinas y al menos una porción de las olefinas de la corriente de hidrocarburos sin reaccionar para producir una corriente de hidrocarburos aromáticos y una corriente de olefinas sin reaccionar y parafinas; e

- introducir al menos una porción de la corriente de parafinas y de olefinas sin reaccionar en la unidad de deshidrogenación-isomerización.

20. El método de la reivindicación 19, en donde introducir al menos una porción de la corriente de parafinas y olefinas sin reaccionar en la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende combinar al menos una porción de la corriente de olefinas sin reaccionar y parafinas con al menos una porción de la primera corriente hidrocarbonada para producir una corriente combinada corriente arriba de la unidad de deshidrogenación-isomerización e introducir al menos una porción de la corriente combinada en la unidad de deshidrogenación-isomerización.

21. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 20, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende un catalizador de deshidrogenación-isomerización configurado para catalizar tanto las reacciones de deshidrogenación como de isomerización en la unidad de deshidrogenación-isomerización, comprendiendo el catalizador una forma hidrógeno de una zeolita con una estructura de armazón isotópica de ferrierita, un aglutinante, un compuesto oxidante de coque, y un compuesto que promueve la deshidrogenación de parafinas.

22. El método de la reivindicación 21, en el que el compuesto oxidante de coque comprende óxido de cromo, óxido de hierro o metales nobles o sus mezclas, o un metal noble, o platino, paladio, iridio, rutenio, osmio o rodio o sus mezclas.

23. El método de cualquiera de las reivindicaciones 21 a 22, en donde el compuesto que promueve la deshidrogenación de parafinas es platino o un metal noble.

24. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 21 a 23, en donde el aglutinante se selecciona de arcillas naturales, alúmina y sílice-alúmina o es alúmina.

25. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción se configura para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, y en donde la segunda zona de reacción se configura para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y en donde al menos una porción de los componentes sin reaccionar de la primera corriente hidrocarbonada y al menos una porción de los productos de las reacciones de deshidrogenación e isomerización forman una segunda corriente hidrocarbonada.

26. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, en donde la segunda zona de reacción está configurada para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y en donde la primera zona de reacción se hace trabajar a una temperatura entre 300ºC y aproximadamente 600ºC.

27. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, en donde la segunda zona de reacción está configurada para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y en donde la primera zona de reacción se hace trabajar a una temperatura entre aproximadamente 350ºC y aproximadamente 550ºC.

28. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, y en donde la segunda zona de reacción está configurada para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y en la que la primera zona de reacción se hace trabajar a una presión de reacción total entre aproximadamente 1,0 atmósfera y aproximadamente 5,0 atmósferas.

29. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, y en donde la segunda zona de reacción está configurada para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y donde el tiempo de residencia de al menos una porción de la primera corriente hidrocarbonada en la primera zona de reacción es tal que el nivel de conversión de parafinas a olefinas es menor que aproximadamente 50 por ciento en moles.

30. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, en donde la segunda zona de reacción está configurada para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y en donde la segunda zona de reacción se hace trabajar a una temperatura entre 200ºC y aproximadamente 500ºC.

31. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y

una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, y en donde la segunda zona de reacción está configurada para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y en donde la segunda zona de reacción se hace funcionar a una presión parcial de hidrocarburos entre 0,1 atmósferas y aproximadamente 10 atmósferas.

32. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 24, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una pluralidad de zonas, en donde la pluralidad de zonas comprende una primera zona de reacción y una segunda zona de reacción, en donde la primera zona de reacción está configurada para deshidrogenar al menos una porción de las parafinas a olefinas, y en donde la segunda zona de reacción está configurada para isomerizar al menos una porción de olefinas lineales a olefinas ramificadas, y en donde la segunda zona de reacción se hace trabajar a una presión parcial de hidrocarburos entre 0,5 atmósferas y aproximadamente 2 atmósferas.

33. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 32, que comprende además introducir al menos una porción de la primera corriente hidrocarbonada que sale de la primera zona de reacción en un intercambiador de calor, en donde el intercambiador de calor está configurado para retirar el calor de una porción de la primera corriente hidrocarbonada antes de que entre en la segunda zona de reacción.

34. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 33, en donde la unidad de deshidrogenación-isomerización comprende una configuración de catalizador de lecho apilado, en donde el catalizador de lecho apilado comprende un catalizador de deshidrogenación y un catalizador de isomerización.

35. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 28, que comprende además introducir hidrógeno en la primera corriente hidrocarbonada.

36. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 35, que comprende además introducir al menos una porción de corriente hidrocarbonada alquil-aromática en una unidad de sulfonación, en donde la unidad de sulfonación está configurada para sulfonar al menos una porción de los hidrocarburos alquil-aromáticos de la corriente de hidrocarburos alquil-aromáticos para producir alquil-aril-sulfonatos, y en donde al menos una porción de los alquil-aril-sulfonatos producidos comprende alquil-ramificado-aril-sulfonatos.

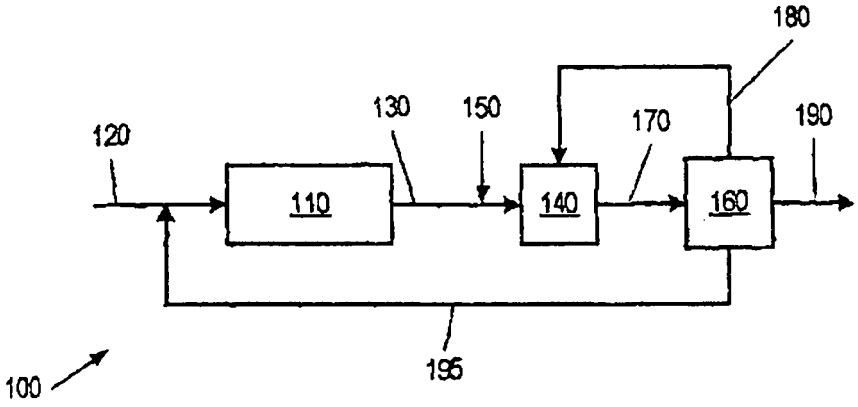

180
130
150
170
190
120
110
140
160
195
100

FIG. 1

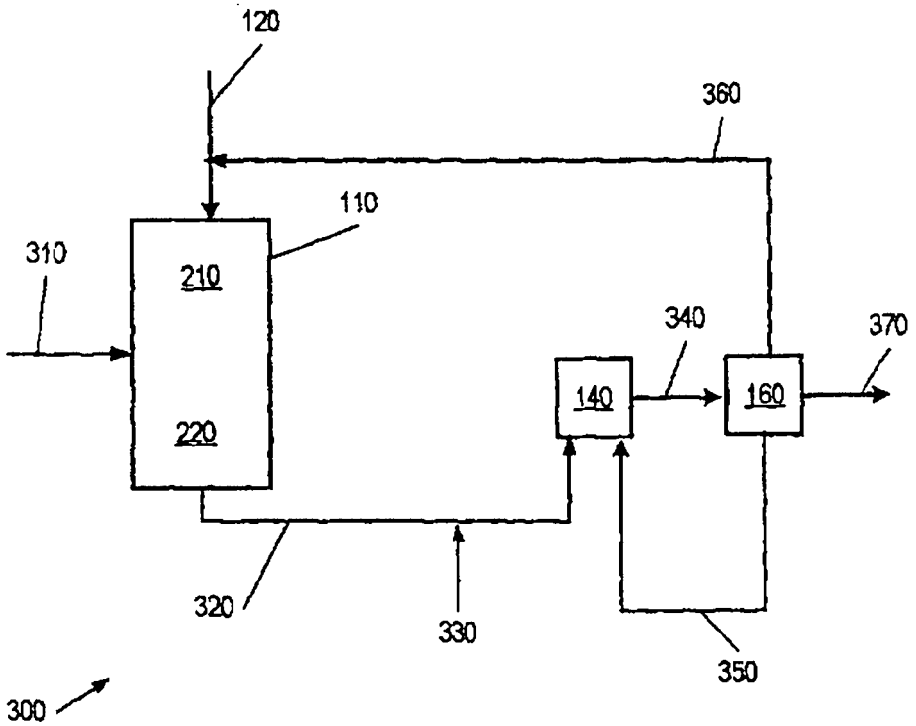

120
360
110
310
210
340
370
140
160
220
320
330
350
300

FIG. 3

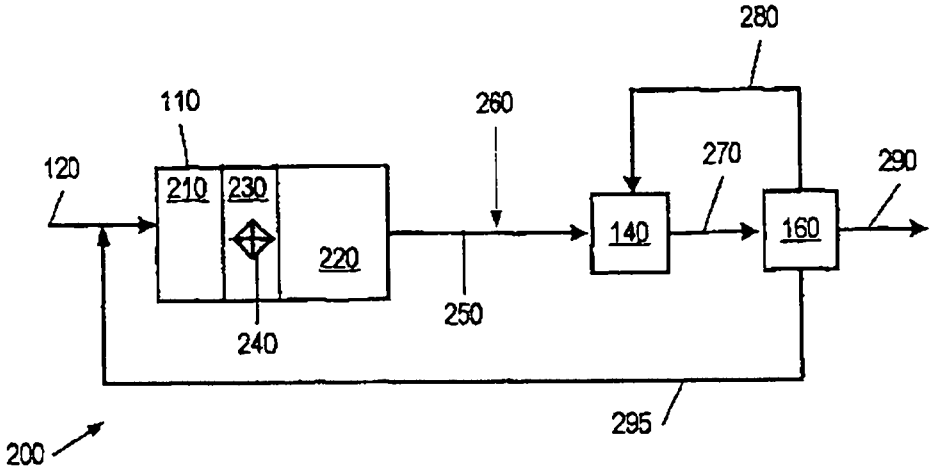

280
110
260
120
210
230
220
140
270
160
290
240
250
295
200

FIG. 2A

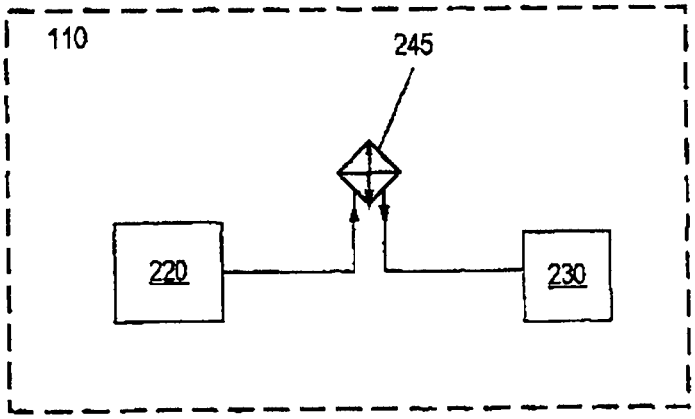

110
245
220
230

FIG. 2B