(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 390 947**

(51) Int. CI.:

B01D 3/32	(2006.01)
C07C 6/04	(2006.01)
C07C 5/25	(2006.01)
B01D 3/14	(2006.01)
B01D 3/00	(2006.01)
C07C 11/107	(2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(96) Número de solicitud europea: **09755197 .2**

(96) Fecha de presentación: **02.04.2009**

(97) Número de publicación de la solicitud: **2259855**

(97) Fecha de publicación de la solicitud: **15.12.2010**

(54) Título: **Proceso discontinuo y sistema para la producción de olefinas**

(30) Prioridad:
04.04.2008 US 72993 P

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:
20.11.2012

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:
20.11.2012

(73) Titular/es:
LUMMUS TECHNOLOGY INC. (100.0%)
1515 Broad Street
Bloomfield NJ 07003-3096, US

(72) Inventor/es:
GARTSIDE, ROBERT, J.;
MCGOVERN, SHAUN, M. y
CHELLPPANNAIR, THULUSIDAS

(74) Agente/Representante:
DE 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).

DESCRIPCIÓN

Proceso discontinuo y sistema para la producción de olefinas.

Solicitudes relacionadas

Esta solicitud reivindica la prioridad de la solicitud provisional de Estados Unidos número 61/072.993 presentada el 4 de abril de 2008.

Antecedentes

Las realizaciones descritas se refieren en general a procesos y sistemas para producir α-olefinas y, más particularmente, a un proceso discontinuo para la producción de α-olefinas.

Un proceso convencional para la producción de 1-hexeno de calidad para comonómeros a partir de corrientes de alimentación de refinado de C_4 es un proceso continuo que tiene tres etapas. En la primera etapa, en una torre de fraccionamiento de C_4 se separa de la corriente de alimentación 1-buteno. El 2-buteno de la corriente del producto de cola de la torre de fraccionamiento se isomeriza a 1-buteno y se recicla a la torre de fraccionamiento. En la segunda etapa, el 1-buteno se envía a un reactor de autometátesis para formar etileno y 3-hexeno. El efluente del reactor se envía a una torre de separación de pentano para separar hexenos. Los productos son productos ligeros que van a la zona superior de cabeza, el 3-hexeno es un producto líquido de cola y los productos C_4/C_5 se reciclan. En la tercera etapa, el 3-hexeno de la alimentación se isomeriza y el 1-hexeno se separa como producto en una torre de fraccionamiento de C_6.

La patente de Estados Unidos número 6.727.396 (Gartside, abril de 2004) describe un proceso continuo para la producción de 1-hexeno que combina las etapas de isomerización y metátesis. En la patente de Estados Unidos número 3.595.920 (Ellis et al., julio de 1971) se describen reacciones típicas de metátesis. La patente de Estados Unidos número 4-709.115 (Jung et al., noviembre de 1987) describe mejorar la selectividad y conversión de 1-buteno y 2-buteno a 3-hexeno usando destilación catalítica. La separación de componentes más ligeros desplaza el equilibrio de la reacción hacia los productos pesados. La patente de Estados Unidos número 5.057.638 (Sweeney, octubre de 1991) describe un método para la producción de 1-hexeno a partir de 1-buteno, en el que el 1-buteno se convierte en 3-hexeno mediante una reacción de metátesis. Posteriormente, se aplica un procedimiento de hidratación/deshidratación para producir una mezcla de n-hexenos que contiene 1-hexeno.

Se conocen otros procesos para el procesamiento de olefinas C_4. La patente de Estados Unidos número 6.875.901 (Gartside et al., abril de 2005) describe tecnología de isomerización de olefinas usada para la producción de olefinas terminales. El proceso se aplica a la producción de 1-buteno a partir de 2-buteno. La patente de Estados Unidos número 6.777.582 (Gartside et al., agosto de 2004) describe tecnología de autometátesis de 1-buteno, que incluye diferencias con respecto a la reacción convencional de metátesis de 2-buteno y etileno para producir propileno.

En diversos procesos se usan bombas de calor de ciclo cerrado. La patente de Estados Unidos número 6.589.395 describe un proceso en el que se incluye una bomba de calor de ciclo cerrado en una torre de destilación general. Este documento describe el uso de una fuente de calor y un disipador de calor que pueden ser sustituidos por la bomba de calor cuando falle el compresor. Las patentes de Estados Unidos números 5.386.075 (Keil et al., enero de 1995) y 4.615.769 (Horigome et al., octubre de 1986) describen el uso de una bomba de calor de ciclo cerrado en una destilación de etilbenceno/estireno.

Sería útil desarrollar un proceso para producir α-olefinas que tenga una mayor eficiencia cuando funcione a escala pequeña.

Resumen

Una realización es un proceso para producir una α-olefina, que comprende obtener en un primer reactor de isomerización una corriente de alimentación que comprende una olefina interna que tiene un primer número de átomos de carbono y una α-olefina que tiene un primer número de átomos de carbono, isomerizar la corriente de alimentación en un primer reactor de isomerización para incrementar la cantidad de la α-olefina que tiene el primer número de átomos de carbono, formar un primer efluente de isomerización, fraccionar el primer efluente de isomerización en una primera torre de fraccionamiento para obtener una corriente de cola que comprende la olefina interna que tiene el primer número de átomos de carbono y una corriente de cabeza que comprende la α-olefina que tiene el primer número de átomos de carbono, someter la corriente de cabeza a metátesis catalítica en un reactor de metátesis bajo condiciones y en presencia de un primer catalizador de metátesis para producir un efluente mixto de olefinas que comprende una olefina interna que tiene un segundo número de átomos de carbono y otros hidrocarburos, fraccionar el efluente mixto de olefinas en una segunda torre de fraccionamiento para separar por lo menos una porción de los otros hidrocarburos y obtener un intermedio de olefina interna, preparar el primer reactor de isomerización para recibir el intermedio de olefina interna, isomerizar el intermedio de olefina interna en el primer reactor preparado de isomerización para formar un segundo efluente de isomerización que comprende una cantidad mayor de α-olefinas que tienen el segundo número de átomos de carbono, preparar la primera torre de fraccionamiento para recibir el segundo efluente de isomerización y fraccionar el segundo efluente de isomerización

en la primera torre preparada de fraccionamiento para separar de la olefina interna que tiene el segundo número de átomos de carbono la α-olefina que tiene el segundo número de átomos de carbono. En algunas realizaciones, una porción del 1-buteno se separa de la primera torre de fraccionamiento como 1-buteno producto.

Otra realización es un proceso para *producir* 1-hexeno, que comprende obtener en un primer reactor de isomerización una corriente de alimentación de C_4 que contiene 1-buteno y 2-buteno, isomerizar el 2-buteno a 1-buteno en un primer reactor de isomerización, formar un primer efluente de isomerización, fraccionar el primer efluente de isomerización en una primera torre de fraccionamiento para formar una corriente de cabeza que comprende 1-buteno y una corriente de cola que comprende 2-buteno, someter por lo menos una porción del producto de cabeza a metátesis catalítica en un primer reactor de metátesis bajo condiciones y en presencia de un primer catalizador de metátesis para producir un efluente mixto de olefinas que comprende etileno y 3-hexeno, fraccionar el efluente mixto de olefinas en una segunda torre de fraccionamiento para formar una corriente de hexeno que comprende 3-hexeno y una corriente de producto de cabeza que comprende etileno, preparar el primer reactor de isomerización para recibir la corriente de hexeno, isomerizar la corriente de hexeno para formar un segundo efluente de isomerización que comprende 1-hexeno, 2-hexeno y el 3-hexeno remanente, preparar la primera torre de fraccionamiento para recibir el segundo efluente de isomerización y fraccionar el segundo efluente de isomerización en la torre preparada de fraccionamiento para obtener una corriente de 1-hexeno.

También otra realización es un sistema para producir una α-olefina, que comprende un primer reactor de isomerización configurado para isomerizar una primera carga de una olefina que tiene un primer número de átomos de carbono y formar un primer efluente de isomerización, y posteriormente procesar una segunda carga de una olefina que tiene un segundo número de átomos de carbono para formar un segundo efluente de isomerización, un reactor de metátesis situado corriente abajo del primer reactor de isomerización, estando configurado el reactor de metátesis para desproporcionar el primer efluente de isomerización y formar un producto de la reacción de metátesis, una primera torre de fraccionamiento situada corriente abajo del reactor de isomerización y que está configurada para fraccionar por separado el primer y el segundo efluentes del reactor de isomerización, una segunda torre de fraccionamiento situada corriente abajo del reactor de metátesis para separar del producto de la reacción de metátesis hidrocarburos ligeros, un tanque de almacenamiento dispuesto corriente abajo de la primera o de la segunda torre de fraccionamiento y una tubería de salida del tanque de almacenamiento que conecta el tanque de almacenamiento a una entrada del primer reactor de isomerización y/o a la entrada del reactor de metátesis.

Breve descripción de los dibujos

La figura 1 es un dibujo esquemático que muestra tres secciones del sistema descrito en la presente memoria.

La figura 2 es un diagrama de flujos que muestra una primera realización.

La figura 3 es un diagrama de flujos que muestra una segunda realización.

La figura 4 es un diagrama de flujos que muestra la primera torre de fraccionamiento con un sistema de bomba de calor de ciclo cerrado capaz de funcionar con el primer efluente de isomerización y con el segundo efluente de isomerización en el proceso de la figura 3.

La figura 5 es una gráfica que muestra el perfil de temperaturas de una torre de fraccionamiento de C_4 de acuerdo con la realización del ejemplo 3.

La figura 6 es una gráfica que muestra el perfil de temperaturas de una torre de separación de pentano de acuerdo con la realización del ejemplo 3.

La figura 7 es una gráfica que muestra el perfil de temperaturas de una primera torre de fraccionamiento de C_6 de acuerdo con la realización del ejemplo 3.

La figura 8 es una gráfica que muestra el perfil de temperaturas de una segunda torre de fraccionamiento de C_6 de acuerdo con la realización del ejemplo 3.

Descripción detallada

Las realizaciones descritas en la presente memoria emplean un proceso que funciona de modo continuo o secuencial con un único reactor de isomerización, una única supertorre de fraccionamiento después de la isomerización y uno o más reactores de metátesis con *fraccionamiento* posterior para obtener corrientes de olefinas intermedias y obtener como producto o productos la olefina deseada. La separación de isómeros de dobles enlaces con puntos de ebullición muy próximos de cualquier número de átomos de carbono necesita equipo y energía importantes. Usando una única supertorre de fraccionamiento (o conjunto de 2 supertorres de fraccionamiento) para separar isómeros que tienen un primer número de átomos de carbono en un primer proceso de separación y usando después la misma supertorre de fraccionamiento (o conjunto de supertorres de fraccionamiento) para separar isómeros que tienen un segundo número de átomos de carbono en un segundo proceso de separación, se pueden obtener ciertas eficiencias. Igualmente, usando un único reactor de isomerización para isomerizar en un primer proceso de isomerización un compuesto que tiene un primer número de átomos de carbono y en un segundo

proceso de isomerización un compuesto que tiene un segundo número de átomos de carbono, se pueden conseguir ventajas de procesamiento. El proceso se puede usar con corrientes de alimentación que tengan cadenas con una diversidad de números de átomos de carbono para producir corrientes de productos que tengan los deseados números de átomos de carbono. El proceso es particularmente útil para producir α-olefinas.

La figura 1 ilustra un sistema que incluye una sección de isomerización y fraccionamiento 2, una sección de metátesis y fraccionamiento 3 y una sección de almacenamiento 4. Aunque las descripciones de las figuras 1-8 se refieren a hidrocarburos C_4 y C_6, en los sistemas que se describen también se pueden procesar hidrocarburos con otros números de átomos de carbono. Una combinación de reactor de isomerización/torre de fraccionamiento, designada con el número 2 y denominada “sistema de supertorre de fraccionamiento”, funciona primero en servicio de C_4. Por 1 se introducen hidrocarburos C_4 mixtos que se isomerizan y después se fraccionan en 2 formando como producto de isomerización 1-buteno. El producto de isomerización, 1-buteno, se alimenta en continuo por 5 a la sección de metátesis y fraccionamiento 3 en la que tiene lugar la reacción de metátesis. El efluente del reactor de metátesis se fracciona formando productos ligeros que incluyen etileno y 3-hexeno que se alimentan por 6 a un tanque de almacenamiento 4. Cuando se ha acumulado 3-hexeno suficiente en el tanque de almacenamiento, la sección de isomerización y fraccionamiento 2 está preparada para un servicio alternativo. El 3-hexeno se envía por 7 desde el tanque al sistema de la sección de isomerización y fraccionamiento 2 ahora en servicio de C_6, donde el 3-hexeno se isomeriza y fracciona formando como producto 1-hexeno que se separa por 8.

En otra configuración, los hidrocarburos C_4 mixtos se procesan en el sistema de isomerización y fraccionamiento 2 formando 1-buteno. La corriente de 1-buteno se envía por 9 a la sección de almacenamiento 4. Cuando se ha acumulado 1-buteno suficiente, el sistema de isomerización y fraccionamiento 2 está preparado para un servicio alternativo. Opcionalmente se puede separar como producto una porción del 1-buteno y la porción restante se alimenta por 10 a la sección de metátesis y fraccionamiento 3. El efluente del reactor de metátesis se fracciona produciendo productos ligeros que incluyen etileno y una corriente de 3-hexeno. La corriente de 3-hexeno se envía después por 11 a la sección de isomerización y fraccionamiento 2 donde el 3-hexeno se isomeriza y la corriente mixta de hexenos se fracciona formando como producto 1-hexeno que se separa por 8.

En todas las realizaciones, toda o parte de la corriente de olefinas internas procedente del fondo de la supertorre de fraccionamiento puede ser reciclada al reactor de isomerización para producir más 1-buteno o 1-hexeno.

En un proceso continuo convencional de autometátesis a escala mayor, se emplean sistemas distintos de C_4 y C_6 que permiten una integración térmica entre los sistemas para reducir servicios generales. En los sistemas de funcionamiento continuo descritos en la presente memoria, se usan medios alternativos de reducir costes de servicios generales para conseguir ahorros. Más específicamente, en ciertas realizaciones, se incluye una bomba de calor en un sistema continuo diseñado para producir olefinas, como 1-hexeno de calidad para polímeros. La bomba de calor proporciona una torre de fraccionamiento integrada térmicamente, por lo que el condensador y el calentador de la torre comparten un fluido común de transmisión de calor. Una bomba de calor de ciclo abierto usa la corriente de cabeza de la torre como fluido de transmisión de calor. Una bomba de calor de ciclo cerrado usa un fluido alternativo. El fluido alternativo se elige basándose en las propiedades termodinámicas específicas que permitan conseguir cargas de condensación y ebullición dentro de presiones razonables de modo que se minimicen cargas de compresión. En sistemas que funcionan de modo continuo, la elección de fluidos alternativos es especialmente ventajosa puesto que deben funcionar para conseguir cargas de condensación y ebullición en el fraccionamiento de dos números diferentes de átomos de carbono.

Con referencia a la figura 2, ésta describe el diagrama de flujos de un proceso continuo para producir secuencialmente 1-buteno y 1-hexeno. El proceso global se designa con el número 12. Una porción del equipo se usa sólo en servicio de C_4, una segunda porción del equipo se usa sólo en servicio de C_6 y una tercera porción del equipo se comparte entre ambos servicios.

El sistema de separación de buteno consiste en dos torres que funcionan a presiones diferentes permitiendo un intercambio de energía entre ellas para reducir servicios generales totales. La torre 14 se considera torre 1 y la torre 24 se considera torre 2. La torre 1 funciona a una presión mayor que la torre 2. Esto permite que la temperatura del condensador de cabeza 29 de la torre 1 sea mayor que la temperatura del calentador de la torre 2. Puesto que en el condensador 29 se separa calor que se suministra al calentador 86, se pueden intercambiar estos equipos sin que se necesite calor externo distinto. La clave de este sistema es equilibrar los servicios generales para permitir emparejarlos. Este emparejamiento se hace convencionalmente derivando una extracción lateral desde una torre a la otra. Sin embargo, esto se hace óptimamente repartiendo la alimentación principal a la torre, ajustando la proporción enviada a cada torre de modo que se puedan emparejar las cargas generales de los intercambiadores. La alimentación principal procedente de la sección de isomerización 47 se reparte por la tubería 19 a la torre 1 y por la tubería 27 a la torre 2.

Por la tubería de alimentación 13 entra un refinado de C_4 que contiene 1-buteno y 2-buteno, y usualmente también otros hidrocarburos C_4, por el extremo inferior de la torre de fraccionamiento 24 en la que se separan 1-buteno y 2-buteno. La tubería 15 de productos de cola procedentes de la torre de fraccionamiento 24, que contiene principalmente 2-buteno, se combina con la tubería 25 (la tubería 32 no se usa en la fase de procesamiento de C_4) formando la tubería 34 que entra en el circuito del reactor de isomerización descrito más adelante. El efluente de

este circuito de la tubería 47 se reparte entre la tubería 19 que entra a la zona media de la torre de fraccionamiento 14 y la tubería 27 que entra a la zona media de la torre de fraccionamiento 24. En la torre de fraccionamiento 14, por la tubería superior de cabeza 16 se recoge como producto de cabeza 1-buteno. El material de la tubería 16 se condensa en un condensador 17 y se separa en una tubería de reflujo 29 que entra en la torre de fraccionamiento 14 y en una tubería de alimentación 31 a la torre de fraccionamiento 13, en la que tiene lugar más separación de 1-buteno y 2-buteno.

La tubería 25 de productos de cola de la torre de fraccionamiento se separa del fondo de la torre de fraccionamiento 14 y se combina con la tubería 15 como se ha indicado anteriormente. Una tubería 20 del calentador de la torre de fraccionamiento separa material en el fondo de la torre de fraccionamiento 14. Una tubería de purga 18 sale de la tubería 20 del calentador de la torre de fraccionamiento evitando acumulación de hidrocarburos pesados en los productos de cola de la torre. El resto de los productos de cola de la torre de fraccionamiento de la tubería 21 vuelve a hervir en el calentador 23 y retorna a la torre de fraccionamiento 14 donde sufre separación.

La tubería de alimentación 31 entra en la torre de fraccionamiento 13 por encima del punto de entrada de la tubería de alimentación 27. Por la tubería 33 se separa de la parte superior de la torre de fraccionamiento 1-buteno y por la tubería 37 se separa del fondo de la torre de fraccionamiento 2-buteno. El producto de la tubería superior 33 se condensa en un condensador 39 y se divide entre una tubería de reflujo 35 y la tubería 48.

En el circuito de isomerización, el material de la tubería de isomerización 34 se vaporiza en el cambiador de calor 36, se calienta en el cambiador de calor 38 y después se alimenta a un horno 40. El producto vaporizado sale del horno 40 por la tubería 42 y se alimenta a un reactor de isomerización 44 en el que algo del 2-buteno se isomeriza a 1-buteno. El efluente de C_4 procedente del reactor 44 sale en equilibrio de 1-buteno/2-buteno. La temperatura del reactor define el equilibrio y, por lo tanto, controla la composición. El efluente del reactor se enfría en el cambiador de calor 38 y entra por la tubería 47 a la torre de fraccionamiento 14. Es evidente a los expertos en la técnica que si la tubería 13 de alimentación de C_4 contiene 1-buteno por encima del nivel de equilibrio fijado por las condiciones del reactor de isomerización, la tubería de alimentación debería entrar primero en la torre 14 alimentándose al reactor de isomerización 44 con el 2-buteno el contenido de 1-buteno recuperado como producto de cabeza. Alternativamente, si la composición de la tubería 13 de alimentación de C_4 tuviera poco o nada de 1.buteno, se debería enviar primero *directamente* al sistema de isomerización.

Corriente abajo de la torre de fraccionamiento 24, el contenido de la tubería 48 se envía al tanque 41 o a otro tanque de almacenamiento donde se recoge hasta estar listo para la metátesis o se envía directamente a la sección de metátesis para su posterior procesamiento, en cuyo caso no es necesario el tanque 41. En la figura 2 se muestra que la tubería 48 proporciona flujo hacia y desde el tanque de almacenamiento 41. Cuando ha de tener lugar la metátesis, la tubería 48 se combina con una tubería *de reciclado* 56 que contiene C_4/C_5 formando una tubería de alimentación de autometátesis 58 que alimenta a un reactor de autometátesis 52. Antes de la metátesis, el producto de la tubería 58 se vaporiza en un cambiador de calor 60, se calienta más en un cambiador de calor 62 y después se calienta hasta la temperatura de reacción en un horno de autometátesis 64. El contenido de la tubería 58 se alimenta después a un reactor de autometátesis 52. La autometátesis es una reacción de equilibrio en la que se produce 3-hexeno. También se producen cantidades pequeñas de productos secundarios (propileno, 2-penteno, 2-metil-2-penteno e hidrocarburos C_7). Además, se produce una cantidad pequeña de isomerización inversa de 1-buteno a 2-buteno. De estos productos secundarios, sólo el 2-metil-2-penteno formado por la reacción de 1-buteno con isobutileno afecta negativamente a la pureza del 1-buteno producto porque hierve a una temperatura menor que el 1-hexeno y, por lo tanto, es arrastrado con el producto de la corriente de cabeza de la separación final de C_6. Por lo tanto, *es necesario* minimizar el contenido de isobutileno en la alimentación de refinado de C_4 a un nivel de acuerdo con la especificación deseada de 1-hexeno.

El efluente de la autometátesis de la tubería 65 es una mezcla de hidrocarburos C_2 a C_7. El contenido de la tubería 65 se enfría en el cambiador de calor 62 formando una tubería de alimentación a la torre de separación de penteno, que se envía a una torre de fraccionamiento 70 (que funciona aquí como torre de separación de penteno). De la torre de fraccionamiento 70 se separa una tubería 71 de producto de cabeza C_2/C_3. El producto de cabeza de la tubería 71 se condensa en un condensador 74 y se divide entre una tubería de reflujo 73 y una tubería de alimentación 75 a una torre de fraccionamiento 77 que funciona aquí como torre de separación de propileno. Los productos de cola de la torre de fraccionamiento 70 se envían por la tubería 83 a un tanque de almacenamiento 84 de C_4 donde se mantienen hasta que el equipo de fraccionamiento e isomerización esté listo para procesar C_6 o, si el equipo está listo, los productos de cola de la tubería 83 pasan directamente a la sección de fraccionamiento e isomerización por la tubería 32 y no es necesario el tanque 84. Se ha de indicar que una de las torres de fraccionamiento 13 y 14 puede funcionar como torre de separación de penteno 70 si el C_4 se almacena durante un tiempo apropiado para permitir la reconfiguración de la torre de fraccionamiento. Alternativamente, la torre de fraccionamiento 70 puede estar configurada mediante tuberías para añadir fases adicionales de fraccionamiento a las torres de fraccionamiento 14 y 24 proporcionando así flexibilidad adicional de procesamiento y ahorros de energía e inversión por permitir que las torres de fraccionamiento 14 y 24 sean ligeramente más pequeñas.

La tubería superior 79 procedente de la torre de fraccionamiento 77 se divide entre una tubería 80 de C_2/C_3 que se envía, por ejemplo, a un sistema de separación por craqueo por vapor de agua y una tubería de reflujo 81. La tubería 82 es una tubería de producto de extracción lateral que se instala opcionalmente para permitir recuperar del

1-buteno que no ha reaccionado una corriente de 1-buteno de mayor pureza. Una extracción lateral 85 *se separa* y pasa a través de un enfriador para condensar parcialmente la corriente de vapor que se reintroduce en la torre. Enfriando a una temperatura de acuerdo con el agua de refrigeración en ese punto, se puede reducir la refrigeración usada comúnmente en el condensador de cabeza. La tubería 56 de producto de cola procedente de la torre de fraccionamiento 77 contiene compuestos C_4 y C_5 y se combina con la tubería 48 formando la corriente de alimentación a la metátesis.

Antes de la metátesis (pero después del fraccionamiento e isomerización de C_4) o después de la producción de una cantidad suficiente de 3-hexeno, el reactor de isomerización 44 y las torres de fraccionamiento 24 y 14 están preparadas para servicio de C_6. El reactor de metátesis no se usa en la segunda etapa si se usó en la primera etapa para producir 3-hexeno. El 3-hexeno se alimenta desde el tanque de almacenamiento 84 por la tubería 32. La tubería 32 se convierte en la tubería 34 de alimentación a la isomerización. El contenido de la tubería 34 se vaporiza en el cambiador de calor 36, se calienta en el cambiador de calor 38, se calienta más en el horno 40 y se alimenta primero por la tubería 42 al reactor de isomerización 44. El efluente del reactor se envía por la tubería 47 a las torres de fraccionamiento 13 y 14. El reactor de isomerización 44, la torre de fraccionamiento 24 y la torre de fraccionamiento 24 están ahora funcionando en servicio de C_6.

En servicio de C_6, la tubería 20 de producto de cola de la torre de fraccionamiento 14 de C_7^+ se purga parcialmente del sistema por la tubería 18 y el resto vuelve a hervir en el calentador 23 y retorna a la torre de fraccionamiento por la tubería 21. Una extracción lateral 25 de 2-hexeno y 3-hexeno se recoge de una fase inferior de la torre de fraccionamiento 14 (definiéndose la fase superior como fase 1), se combina con producto de cola de la tubería 15 procedente de la torre de fraccionamiento 24, se purga parcialmente por la tubería 28 y se recicla parcialmente al reactor de isomerización 44 por la tubería 30. La tubería 30 se combina con alimentación nueva 32 de 3-hexeno procedente del tanque de almacenamiento 84 de C_6 formando la alimentación 34 al reactor de isomerización (que funciona ahora en servicio de C_6). La tubería 16 de producto de cabeza de la torre de fraccionamiento 14 se divide en una tubería de reflujo 29 y la tubería 31 de alimentación a la torre fraccionamiento 24.

En la torre de fraccionamiento 24 se recoge 1-hexeno por la tubería 33 como producto de cabeza. La tubería 33 se divide en la tubería de reflujo 35 y la tubería 48. La tubería 48 contiene el 1-hexeno producto que se envía al tanque 41. Se ha de indicar que el reactor de metátesis no está implicado en el procesamiento de la tubería de C_6.

Como se ha indicado anteriormente, el equipo compartido del diagrama de flujos del proceso discontinuo está diseñado para operar en funcionamiento de C_4 y C_6. Dependiendo del tipo de equipo, éste puede ser manejado de diferentes maneras. Por ejemplo, los cambiadores de calor pueden tener propuestas variables de temperaturas pero la superficie de los cambiadores de calor se puede ajustar usando varias carcasas. La capacidad del reactor se puede regular usando varios reactores. Como las torres de fraccionamiento no se pueden manejar de la misma manera que los cambiadores de calor o los reactores, su diseño se elige para permanecer fijo entre servicios.

Para usar la misma o mismas torres como parte de una torre de fraccionamiento de C_4 y C_6 y si la segunda torre se usa como torre de separación de pentano y como parte de una torre de fraccionamiento de C_6, el tamaño de la torre debe ser idéntico para los caudales elegidos. Como un funcionamiento continuo permite una variación independiente de los caudales entre servicio de C_4 y C_6, se puede usar el tiempo de funcionamiento como variable para ajustar los caudales de modo que se consiga una producción neta anual de, por ejemplo, 5 KTA de 1-hexeno, Usando esta propuesta, en una realización el proceso de C_4 funcionó durante 2.000 horas y después el proceso de C_6 funcionó durante 5.333 horas.

En general, el uso compartido de los componentes de la torre de fraccionamiento y del sistema de isomerización en el proceso discontinuo elimina 35 de las 64 partes de equipo con respecto al proceso continuo de 1-hexeno. El proceso continuo tiene dos sistemas completos de supertorre de fraccionamiento/reactor de isomerización en comparación con sólo uno en el caso de proceso continuo. La reducción estimada en el coste total de la instalación es aproximadamente 35-45%. Esto hace al proceso continuo especialmente adecuado en el caso de instalaciones de menor capacidad. Un ejemplo de proceso que usa la configuración de la figura 1 se proporciona más adelante como ejemplo 1.

Con referencia a la figura 3, ésta muestra el diagrama de flujos de otro proceso continuo para producir secuencialmente 1-buteno y 1-hexeno. El proceso global se designa con el número 110. Una porción del equipo se usa sólo en servicio de C_4, una segunda porción del equipo se usa sólo en servicio de C_6 y un tercer conjunto de equipo se comparte entre ambos servicios.

Un refinado de C_4 de la tubería de alimentación 112, que contiene 1-buteno y 2-buteno, y que usualmente contiene también otros hidrocarburos C_4, se combina con el contenido de la tubería 134 y entra en el circuito del reactor de isomerización. El efluente de este circuito entra por la tubería 147 a la zona media de una torre de fraccionamiento 114. En la torre de fraccionamiento 114 se recoge como producto *de cabeza* 1-buteno por la tubería superior de cabeza 116. El contenido de la tubería 116 se condensa en un condensador 117.

El producto de cola de la torre de fraccionamiento se separa del fondo de la torre de fraccionamiento 114 por la tubería 122, se purga parcialmente por una tubería de purga 128 y el material remanente se combina por la tubería

130 con el contenido de la tubería 122 de alimentación de C_4 (la tubería 132 no está en servicio durante la fase de C_4) formando la tubería de alimentación de isomerización 134. La tubería de purga 128 *se proporciona* para separar *cualquier n-butano* de la alimentación de C_4 112 que se pudieran acumular en el sistema. Una tubería 120 del calentador de la torre de fraccionamiento separa material en el fondo de la torre de fraccionamiento 114. Una tubería de purga 118 sale de la tubería 120 del calentador de la torre de fraccionamiento para evitar acumulación de hidrocarburos pesados en el producto de cola de la torre. El resto del producto de cola de la torre de fraccionamiento entra por la tubería 121 al calentador 123 donde vuelve a hervir y retorna a la torre de fraccionamiento 114 donde sufre separación.

El contenido de la tubería de isomerización 134 se vaporiza en el cambiador de calor 136, se calienta en el cambiador de calor 138 y después se alimenta a un horno 140. El material vaporizado en el horno 140 se alimenta por la tubería 142 a un reactor de isomerización 144 que, en una realización, es un reactor en equilibrio que funciona a 343ºC y 2.978 kPa. En esta realización, el efluente de C_4 procedente del reactor sale en equilibrio de 1-buteno/2-buteno con una concentración aproximada de 1-buteno del 21%. El efluente del reactor se enfría en un cambiador de calor 138 y se envía por la tubería 147 a la torre de fraccionamiento 114. La relación de reciclado a alimentación nueva en la torre de fraccionamiento es típicamente 2,4 a 1. Es evidente a los expertos en la técnica que si la alimentación de C_4 de la tubería 112 contiene 1-buteno por encima del nivel de equilibrio fijado por las condiciones del reactor de isomerización, la corriente de alimentación debe ser enviada primero a la torre 114 alimentándose al reactor de isomerización 144, con 2-buteno, el contenido de 1-buteno recuperado en la porción de cabeza.

La tubería de cabeza 116 de 1-buteno producto de la torre de fraccionamiento 114 se divide en la tubería 119 de corriente de reflujo y la tubería 148 de producto intermedio. El material de la tubería 148 se envía a la tubería 150 (la tubería 154 se usa para procesamiento de C_6). La tubería 150 de 1-buteno se combina con una tubería de reciclado 156 que contiene C_4/C_5 formando una tubería de alimentación de metátesis 158 que se alimenta a un reactor de autometátesis 152. El material de la tubería 158 se vaporiza en un cambiador de calor 160, se calienta más en un cambiador de calor 162 y después se calienta hasta la temperatura de reacción en un horno de autometátesis 164. El material vaporizado se alimenta después por la tubería 159 al reactor de autometátesis 152. La autometátesis es una reacción de equilibrio.

El efluente de la reacción de metátesis de la tubería 166 es una mezcla de hidrocarburos C_2 a C_7. El material de la tubería 166 se enfría en el cambiador de calor 162 formando una tubería de alimentación (torre de separación de penteno). El contenido de la tubería 170 se envía a una torre de fraccionamiento 168 (que funciona como torre de separación de penteno) que, en una realización, funciona a 1.200 kPa con 30 fases teóricas y una relación de reflujo de 1,0. La temperatura en la torre de fraccionamiento 168 está típicamente en el intervalo de 60 a 100ºC. Una tubería 171 de productos de cabeza C_2/C_3 sale de la torre de fraccionamiento 168. La tubería 171 de producto de cabeza se divide en la tubería 172 y la tubería 173. El contenido de la tubería 172 de producto de cabeza se enfría en el cambiador de calor 174 y se envía a un tambor de evaporación instantánea 176. La fracción ligera procedente del tambor de evaporación instantánea que comprende etileno y propileno se purga por la tubería 176 y se puede reciclar a la sección de recuperación de etileno/propileno de un equipo de craqueo de etileno. Los hidrocarburos C_4-C_5 de la tubería 156 de producto de cola del tambor de evaporación instantánea contienen todavía una cantidad significativa de 1-buteno y se reciclan por la tubería 156 que se combina con la tubería 150 formado la tubería 158, tubería de alimentación al reactor de autometátesis. El material de la tubería 173 de producto de cabeza, cuando se funciona en modo de C_4, se condensa en un condensador 174 formando el reflujo para la torre 168.

La tubería 180 de productos de cola de la torre de fraccionamiento, separada hasta 98% en moles de 3-hexeno, se divide en una tubería 182 de 3-hexeno, una tubería 183 del calentador y una tubería 188 de reciclado de C_6. En el modo de funcionamiento de C_4, la tubería 182 de 3-hexeno va a un tanque 184 de almacenamiento de C_6 y se usa como alimentación a la segunda fase de la operación continua.

Después de producir una cantidad suficiente de 3-hexeno, el sistema se para y se prepara para funcionar en servicio de C_6. En la segunda operación no se usa el reactor de autometátesis. El 3-hexeno se alimenta desde el tanque de almacenamiento 184 por la tubería 132. La tubería 132 se convierte en la tubería 134 de alimentación al reactor de isomerización. El material de la tubería 134 se vaporiza en el cambiador de calor 136, se calienta en el cambiador de calor 138, se calienta más en el horno 140 y se alimenta primero por la tubería 142 al reactor de isomerización 144. En el reactor de isomerización 144, se produce aproximadamente 8,9% de conversión a 1-hexeno. El efluente del reactor se envía por la tubería 147 a la torre de fraccionamiento 114.En este momento el reactor de isomerización 144 y la torre de fraccionamiento 114 están funcionando en servicio de C_6.

Para hacer el trabajo en sistema continuo, el equipo de fraccionamiento e isomerización debe ser idéntico para el procesamiento de C_4 y C_6. La separación del 1-hexeno de la corriente mixta de hexenos requiere más fraccionamiento que la separación de 1-buteno de la corriente de 1-buteno/2-buteno en operación de C_4. Una opción es diseñar una torre sobredimensionada para operación de C_4 pero que sea apropiada para servicio de C_6. Otra opción es usar la torre 168 para proporcionar capacidad adicional de fraccionamiento para operación de C_6 puesto que el reactor de autometátesis no se usa en operación de C_6. En esta realización, la torre 168 se usa como porción superior del fraccionamiento de C_6 que recibe el producto de cabeza de la torre 114.

La corriente de productos de cola de la torre de fraccionamiento 114 de C_7^+ se purga del sistema por la tubería 118. Una extracción secundaria 122 de 2-hexeno y 3-hexeno se recoge de una fase inferior de la torre de fraccionamiento 114 (definiéndose la parte superior como fase 1) y se recicla al reactor de isomerización por las tuberías 126 y 130. Esta corriente se mezcla con 3-hexeno nuevo alimentado desde el tanque de almacenamiento 184 formando la alimentación 134 al reactor de isomerización (que ahora funciona en servicio de C_6). La tubería de purga 128 no está en servicio. La tubería de productos de cabeza 116 se separa hasta la proporción deseada de 1-hexeno y la mayor parte de éste se envía por la tubería 148 a la tubería 154 y después por la tubería 170 a la torre de fraccionamiento 168 (que funcionaba antes como torre de separación de penteno para servicio de C_6). Se ha de indicar que el reactor de metátesis no está implicado en el procesamiento de la tubería de C_6.

En la torre de fraccionamiento 168, por la tubería 171 se recoge 1-hexeno de calidad para comonómeros (98,5% en moles). No hay flujo por la tubería 172 y el separador 176 no está en servicio de C_6. El 1-hexeno producto se separa por la tubería 173 y una tubería de reflujo 175 retorna a la torre separándose el 1-hexeno producto por la tubería 181. El 2-hexeno y 3-hexeno, productos de cola de la torre 168, se reciclan a la sección de isomerización por la tubería 188. El contenido de la tubería de productos de cola 188 se mezcla con el otro reciclado de 2-hexeno/3-hexeno de la tubería 122 procedente de la torre 114 formando la tubería 126. La torre de fraccionamiento 168 funciona a una presión de cabeza de 50 kPa. Los perfiles de temperaturas del fraccionamiento de C_6 en la torre de fraccionamiento 114 y en la torre de fraccionamiento 168 se indican en las figuras 5 y 6, respectivamente.

Como se ha indicado anteriormente, el equipo compartido del diagrama de flujos del proceso discontinuo está diseñado para funcionar en servicio de C_4 y C_6. Dependiendo del tipo de equipo, éste puede ser manejado de *diferentes* maneras. Por ejemplo, los cambiadores de calor pueden tener propuestas variables de temperaturas pero la superficie de los cambiadores de calor puede ser ajustada usando varias carcasas. Los reactores pueden ser regulados usando varios reactores. Como las torres de fraccionamiento no pueden ser manejadas de la misma manera que los cambiadores de calor o los reactores, su diseño se elige para mantenerlos fijos entre servicios.

Para usar la misma torre que la torre de fraccionamiento de C_4 y C_6 y usar la segunda torre como torre de separación de pentano y torre de fraccionamiento de C_6, el tamaño de las torres debe ser idéntico para los caudales elegidos. Como un funcionamiento continuo permite una variación independiente de los caudales entre servicio de C_4 y C_6, se puede usar el tiempo de funcionamiento como variable para ajustar los caudales de modo que se consiga una producción neta anual de, por ejemplo, 5 KTA de 1-hexeno. Usando esta propuesta, en una realización el proceso de C_4 funciona durante 2.000 horas produciendo 2.696 kg/h de 3-hexeno. Se proporciona un tiempo de parada de 500 horas para vaciar las torres de fraccionamiento y reactores en la preparación para el ensayo de C_6. Después, el proceso de C_6 funciona durante 5.333 horas alimentando 1.010 kg/h de 3-hexeno para producir 937 kg/h de 1-hexeno. Se permite un tiempo adicional de 500 horas para la transición de nuevo a servicio de C_4. La operación con estos caudales da el mismo diámetro de torres después de elegir 100 fases teóricas para la torre de fraccionamiento de C_4/C_6, e igualmente 30 fases en la torre de separación de pentano/torre de fraccionamiento de C_6. Un ejemplo de proceso que usa la configuración de la figura 2 se proporciona más adelante como ejemplo 2.

En general, el uso compartido de los componentes de la torre de fraccionamiento y sistema de isomerización en el proceso discontinuo elimina 35 de las 64 partes de equipo con respecto al proceso continuo de 1-hexeno. El proceso continuo tiene 2 sistemas completos de supertorre de fraccionamiento/reactor de isomerización en comparación con sólo uno en la operación continua. La reducción estimada en el coste total de la instalación es aproximadamente 35-45%. Esto hace a la operación continua especialmente adecuada para instalaciones de menor capacidad.

Con referencia ahora a la figura 4, ésta muestra una realización en la que se usa una bomba de calor de ciclo cerrado para mejorar más la eficiencia del proceso continuo representado en la figura 3. El sistema total se designa con el número 200. Este sistema usa cambios de presión para ajustar el punto de ebullición de un fluido de transmisión de calor dentro de los intervalos de temperaturas del calentador y condensador de la torre de fraccionamiento de modo que el fluido puede ser condensado y vaporizado alternativamente, respectivamente, proporcionando así integración térmica en lugar de servicios generales convencionales, como refrigeración para la condensación o vapor de agua para el calentador. La bomba de calor está asociada con la torre de fraccionamiento 214 (una tubería de productos de cabeza 216 y una tubería de productos de cola 220 salen de la torre de fraccionamiento 214). El fluido inicia el ciclo como vapor por la tubería de vapor 202. El vapor de la tubería 202 es comprimido en un compresor 204 a una presión a la que la temperatura a la que se condensa el vapor es mayor que la temperatura del calentador 206. La tubería de vapor comprimido 202 se divide en la tubería 208 y la tubería 210 y ambas tuberías se recombinan formando la tubería 212. El vapor de la tubería 210 se enfría en un cambiador de calor 213. El uso del cambiador 213 con agua de refrigeración permite controlar la carga del calentador 206 controlando la temperatura y/o el caudal del vapor caliente de mayor presión. En algunos casos, el contenido de la tubería 210 se condensa en el cambiador 213 y una mezcla bifásica se alimenta al calentador 206. Esto limita eficazmente la cantidad de fluido de transmisión de calor que se condensa en el calentador y, por lo tanto, el calor transmitido al calentador. El vapor de la tubería 212 se condensa en el calentador 206. El controlador 236 determina el reparto entre las tuberías 208 y 210. Ahora la tubería 212 contiene fase líquida.

En este punto, en el ciclo se satisface el requisito de carga caliente del calentador. El sistema debe satisfacer ahora la carga de menor temperatura del condensador de la torre. Se deja que el líquido de la tubería 212 se expanda controlado por el vapor de cabeza procedente del tambor de expansión 122 para que el punto de ebullición caiga por

debajo de la temperatura del condensador 224 de la torre de fraccionamiento. Esto reduce la temperatura de la tubería porque una porción del líquido de la tubería 212 se vaporiza a la presión menor. La tubería 212 se combina (opcionalmente) con la tubería 215 formando la tubería 216. Opcionalmente, como se describe más adelante, el vapor de la tubería 216 se enfría en el cambiador de calor 218 usando agua de refrigeración de la tubería 220. Del tambor se separa vapor por la tubería 228. No se envía vapor al condensador 224. Del tambor 222 se separa líquido por la tubería 226. Este líquido de la tubería 226 se vaporiza en el condensador 224 y, después de su vaporización, se combina con la tubería 228 formando la tubería 230. La tubería 230 pasa a través de un tambor de vaciado 232. El vapor se separa del tambor 232 por la tubería 202 antes mencionada y retorna al compresor 204. Cualquier cantidad de líquido presente en el tambor 232 se separa por la tubería 215, que se combina con el efluente del equipo de expansión 240 formando la tubería 217.

Para establecer diferencias en la carga del condensador y calentador, se puede necesitar un cambiador adicional en el circuito para aportar o eliminar calor según fuera necesario. En este sistema particular continuo, la carga del condensador es mayor que la del calentador por lo que el cambiador de calor 213 se instala en la descarga del compresor en paralelo con el calentador para anular la diferencia en carga térmica, permitiendo que el fluido de la bomba de calor se condense totalmente en el calentador. El cambiador de calor 213 es el cambiador que anula carga “extra” del circuito basándose en la diferencia de carga entre condensador y calentador. Por el contrario, si la carga del calentador *fuera* mayor, se debe instalar un cambiador de calor 238 funcionando con vapor de agua en lugar de agua refrigeración en la salida del equipo de expansión 240 para tener más fluido como vapor enviado al separador 222 y alimentar así una cantidad menor de líquido por la tubería 226 para ser vaporizado en el condensador.

Para evitar cruces de temperatura en el calentador y condensador, se puede usar una diferencia de temperatura de, por ejemplo, 3ºC entre las temperaturas de salida del fluido del proceso (por ejemplo, en la tubería 220) y la bomba de calor (en la tubería 212). Las presiones de descarga del compresor y del equipo de expansión se pueden considerar fijas, determinadas por el requisito de llevar el punto de ebullición del fluido de la bomba de calor dentro de la propuesta de temperaturas del calentador y condensador, respectivamente. Eficazmente, el trabajo realizado por el compresor es el necesario para anular el trabajo del equipo de expansión por lo que el coste de energía de la bomba de calor disminuye porque el intervalo de temperaturas a través de la torre es menor.

Con las presiones fijadas en cada porción del ciclo de la bomba de calor y el condensador como carga de control, la temperatura de entrada al condensador se puede maximizar para proporcionar capacidad adicional de refrigeración. En este caso, el cambiador de calor 218 que funciona con agua de refrigeración se usa en el circuito a la salida del equipo de expansión para enfriar la tubería antes de entrar en el condensador 224. Este es un método de bajo coste para reducir el caudal de circulación a través del compresor 204 de mayor coste.

El fluido de trabajo de la bomba de calor usado en un proceso continuo es típicamente un hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos tal que el punto de ebullición del hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos caiga entre el punto de ebullición del primer número de átomos de carbono y el segundo número de átomos de carbono. Esto difiere de un sistema convencional de bomba de calor de ciclo cerrado que funciona con un solo número de átomos de carbono. Por lo tanto, el fluido de trabajo se selecciona basándose en un único número de átomos de carbono y típicamente tiene propiedades próximas al hidrocarburo que se ha de separar. En un sistema particular de ciclo cerrado de una operación continua, se usa n-butano como fluido de circulación y la bomba de calor se aplica a una o a ambas torres de fraccionamiento en la sección de isomerización que funciona en servicio de C_4 o C_6. El n-butano hierve a una temperatura entre la del 1-buteno de cabeza en un modo y la del calentador de 3-hexeno en el modo de servicio de C_6. Hay que indicar que también es posible usar como fluido de transmisión de calor una mezcla de fluidos. En este caso es posible ajustar la composición para optimizar las propiedades termodinámicas de la mezcla de fluidos. El requisito de energía de la bomba de calor es que, para hacer funcionar al compresor, sea significativamente menor que el de una torre sola debido a la integración de las cargas térmicas del calentador y condensador. Un circuito cerrado aplicado a ambas torres integraría ambos calentadores en serie dentro del circuito, y por lo tanto ambos condensadores en serie, ajustando como corresponda las presiones de descarga del compresor y equipo de expansión.

Las variaciones de parámetros del proceso, tamaño de los equipos, etc. dependerán de la pureza deseada del 1-buteno. Para producir 3-hexeno por autometátesis no se requiere en general 1-buteno de alta pureza. Se debe diseñar la torre de fraccionamiento para producir, por ejemplo, 1-buteno de 95%, yendo una parte del *producto* a autometátesis para producir productos ligeros, reciclado y 3-hexeno y yendo otra parte a una torre de fraccionamiento diferente para producir 1-buteno de alta pureza (calidad para polímeros). En este caso, la torre de separación de pentano del ejemplo principal y la torre de fraccionamiento adicional de 1-buteno se deben usar en modo continuo para la purificación del hexeno. Se ha de indicar que la alimentación a la autometátesis debe ser una extracción lateral de la torre cuando el producto de cabeza es el 1-buteno de alta pureza.

Se pueden aplicar una serie de otros métodos de isomerización y metátesis que conserven todavía la característica importante del proceso continuo, que es compartir equipo entre servicio de C_4 y C_6. Además, se pueden usar etapas de procesamiento adicionales y/o materiales de alimentación alternativos. Un ejemplo no limitativo de proceso alternativo sería emplear una etapa adicional de reacción de metátesis que implique la reacción de etileno con butenos (etenolisis). Dependiendo de la calidad de la alimentación a la etapa de autometátesis (contenido de 2-

butenos) se puede formar algo de propileno y 2-penteno. Se podría incluir una segunda etapa de autometátesis que implique la reacción entre 1-buteno y 2-penteno para dar propileno y 3-hexeno. Esta etapa adicional de autometátesis implicaría, por ejemplo, la tubería 75 u 82 de la figura 2. Se puede enviar el 2-penteno producido en el reactor 52 a un segundo reactor de autometátesis para producir más 3-hexeno. Otro ejemplo podría ser incorporar el proceso de la patente de Estados Unidos número 4.709.115 (Jung et al., noviembre de 1987), en el que la etapa de metátesis se produce en una torre de destilación catalítica. En el sistema continuo, esta variación se podría manifestar como torre de separación catalítica de pentano en servicio de C_4, estando reemplazado el catalizador por perlas inertes para funcionar como torre de fraccionamiento de C_6 en servicio de C_6.

El esquema de proceso continuo descrito en la presente memoria también se puede integrar con otras unidades de procesamiento. Por ejemplo, el proceso continuo se puede integrar con una unidad convencional de metátesis continua para producir propileno a partir de la reacción de etileno y 2-buteno. El proceso de metátesis convencional típicamente alimenta a un reactor de metátesis etileno y una corriente de refinado mixto de C_4 que contiene 2-buteno, que puede ser la misma corriente de refinado de C_4 de alimentación usada para el proceso de la figura 1. El etileno y propileno producidos en la etapa de autometátesis de la operación continua se envían después al sistema de fraccionamiento de la unidad de metátesis convencional. Esto proporciona eficazmente alimentación de etileno a la reacción de metátesis convencional y proporciona propileno como producto. De la segunda etapa de separación retorna al reactor un reciclado de C_4. Para integrar, por ejemplo, el proceso continuo de la figura 3, se debería reciclar las corrientes de purga 118, 126 y 178 a una disposición apropiada en el proceso de metátesis convencional. Como esta integración puede usar la misma corriente de alimentación de refinado de C_4, se contemplan una serie de opciones. Una opción es que el refinado total de C_4 pueda permanecer constante convirtiendo así algo de la producción de propileno en metátesis convencional para producción de 1-hexeno en el proceso continuo. Una segunda opción es mantener constante la producción de propileno a partir del proceso de metátesis convencional y "extrapolar" el caudal del refinado de C_4, según se requiera, a la producción de 1-buteno o 1-hexeno por el proceso continuo. También es posible cualquier combinación intermedia de caudales de productos a partir de estas opciones.

Hay dos ventajas significativas en la integración del proceso continuo con una metátesis convencional. Primera, en el proceso convencional se pueden recuperar todas las corrientes de purga del proceso continuo que, de otra forma, se perderían en el horno de craqueo o en otra disposición de bajo valor. En particular, los hidrocarburos C_2-C_3 de la corriente 78 es etileno de mejor calidad procedente de la alimentación de refinado de C_4 y se reduce mucho el requisito de etileno nuevo a la unidad de metátesis convencional. Segunda, es posible usar el reactor de autometátesis del proceso continuo cuando está parado en servicio de C_6. Si se dispone de etileno y refinado de C_4 adicionales, se pueden alimentar estos al reactor de autometátesis durante la fase de C_6 del proceso continuo. La metátesis producirá propileno adicional sin cambiar el catalizador necesario. El propileno adicional se puede alimentar al equipo de separación del proceso de metátesis convencional y recuperar. De esta manera, es posible una producción extra de propileno durante una porción del año de funcionamiento para limitar sobredimensionado del equipo de separación en caso de reconversión de la planta o para obtener la cantidad deseada en caso de una planta nueva integrada.

En un segundo ejemplo de integración, se puede incorporar corriente arriba un proceso para la producción de olefinas a partir de metanol que produce una corriente de C_4-C_6 compuesta de olefinas lineales. Igualmente, se pueden incorporar procesos que utilizan oligomerización de etileno para producir α-olefinas de número par de átomos de carbono, de C_4 a C_{20}^+, El esquema de proceso continuo combinado con metátesis se puede usar para ajustar la distribución del número de átomos de carbono y maximizar así el valor del producto dependiendo de las condiciones del mercado. Después se puede hacer reaccionar las olefinas internas con etileno en una etapa de metátesis para producir una gama de α-olefinas de menor número de átomos de carbono. Estas se pueden separar y procesar de modo continuo o alternativamente usar en el proceso de isomerización/metátesis usados para producir una α-olefina C_{16} después de una operación con una alimentación de α-olefina C_{10}.

El sistema continuo particular descrito incluye dos torres de fraccionamiento. Una se usa como torre de fraccionamiento de C_4 y C_6 y está combinada con el reactor de isomerización. La segunda se usa como torre de separación de pentano y segunda torre de fraccionamiento de C_6. En una realización, la bomba de calor se instala sólo en la torre de fraccionamiento de C_4/C_6, usando la torre de separación de pentano/torre de fraccionamiento de C_6 servicios generales convencionales. Otra realización implica usar una bomba de calor en la torre de separación de pentano/torre de fraccionamiento de C_6. En otra configuración, el circuito de una sola bomba de calor pasa a través de todas las torres de fraccionamiento. En un proceso continuo, este tipo de circuito funcionaría en la torre de fraccionamiento de C_4 y torre de separación de pentano durante servicio de C_6, después en las dos torres de fraccionamiento de C_6 durante servicio de C_6, con secuencias posibles de calentador-calentador-condensador-condensador en el circuito. También otra configuración instala un circuito de bomba de calor en cada torre.

La realización de la figura 2 muestra un sistema de dos torres de fraccionamiento después del sistema de isomerización. Esta realización también puede incluir la opción de un condensador/calentador integrados con una bomba de calor en los cambiadores "externos". En esta configuración, las presiones de las torres se pueden ajustar de modo que, por ejemplo, el condensador de la torre de fraccionamiento de C_4 se podría integrar con el calentador de la torre de separación de pentano. La bomba de calor se instala después con un intervalo más ancho de temperaturas de los cambiadores restantes. La configuración de condensador/calentador integrados es posible con la torre corriente arriba o corriente abajo funcionando como torre de presión mayor.

En las realizaciones descritas anteriormente en detalle, un fluido adecuado de circulación a usar en la bomba de calor es n-butano. Bombas alternativas de calor en este tipo de sistema pueden usar una mezcla de hidrocarburos u otros fluidos. Las mezclas son particularmente útiles para ampliar el intervalo del punto de ebullición del fluido de la bomba de calor en el caso de torres con perfiles anchos de temperatura, minimizando así la diferencia entre presiones de descarga del compresor y equipo de expansión.

Son posibles ciclos de bombas de calor con una velocidad constante de circulación entre servicios de C_4 y C_6, con menores presiones de descarga del compresor y/o equipo de expansión para permitir usar calor sensible en servicio a carga baja. También es posible un ciclo de bomba de calor con o sin cambiador de calor 118, instalado para proporcionar capacidad adicional de refrigeración a coste bajo (agua de refrigeración). En lugar de equilibrar las cargas del condensador y calentador eliminando calor en el cambiador de calor 113, se puede instalar un cambiador con vapor de agua para aportar calor en la porción opuesta del ciclo.

La bomba de calor puede ser extendida a los dos fraccionadotes del sistema discontinuo. Esto originaría integración térmica de los condensadores y calentadores de la torre de fraccionamiento de C_4 y de la torre de separación de pentano, y de las dos torres de fraccionamiento de C_6. Puede haber un solo ciclo de bomba de calor o dos ciclos distintos que tengan una bomba de calor en cada torre.

Con una bomba de calor de ciclo abierto se pueden usar una o más de las variaciones antes mencionadas. Una bomba de calor de ciclo abierto usa la corriente de productos de cabeza de la torre como fluido de intercambio de calor frente a la corriente de productos de cola.

En otra realización, se pueden ajustar las presiones de las dos torres de fraccionamiento de modo que, por ejemplo, el condensador de la torre de fraccionamiento de C_4 esté integrado térmicamente con el calentador de la torre de separación de pentano. Después se puede usar una bomba de calor en el calentador de la torre de fraccionamiento de C_4 y condensador de la torre de separación de pentano.

Se pueden emplear algunas o todas las configuraciones de bombas de calor antes descritas que usan una mezcla de fluidos en el ciclo de la bomba de calor, lo cual podría proporcionar una región más ancha de vaporización/condensación que un fluido puro. Se podría disminuir la diferencia necesaria entre las presiones de descarga del compresor y equipo de expansión y, por lo tanto, el consumo de energía del compresor. El sistema discontinuo presenta también la posibilidad de fluidos diferentes en el ciclo de la bomba de calor entre servicios de C_4 y C_6 o un fluido diferente para cada ciclo si se usan dos ciclos.

Se incluyen los siguientes ejemplos para ilustrar ciertas características de las realizaciones descritas pero estos ejemplos no limitan el alcance de la descripción.

Ejemplos

Ejemplo 1

Proceso continuo de autometátesis que emplea WO_3 como catalizador de alta selectividad y un sistema integrado de fraccionamiento con dos torres

Se realizó una simulación computarizada en la que las secciones de isomerización y autometátesis de buteno funcionan como una sola unidad, almacenándose temporalmente n-C_6 preparado en la sección de autometátesis de un proceso que tiene la configuración mostrada en la figura 2 usándose el tanque de almacenamiento 84 pero no el 41. Esto fue seguido por una operación de isomerización de C_6 utilizando el equipo usado en la sección de isomerización de buteno. En este esquema, se evita todo el conjunto del equipo de isomerización de C_6 para reducir costes de inversión. En este ejemplo, se produjeron 5 KTA de 1-hexeno de calidad para polímeros en un proceso continuo. La alimentación de buteno usada se indica en la tabla 1.

Tabla 1 - Alimentación de C_4 al proceso de autometátesis

Componente	% en peso
Isobutano	4,0
n-butano	16,1
trans-2-buteno	18,2
1-buteno	50,5
Isobuteno	0,10
cis-2-buteno	11,1
Total	100,0
Caudal (kg/h)	14.900

En la simulación de operación continua, las secciones de isomerización y autometátesis de C_4 funcionaron durante 1.000 horas produciendo 3-hexeno que se almacenó temporalmente en un tanque de almacenamiento para su posterior isomerización a 1-hexeno. *Después* de producir 3-hexeno durante 2.000 horas, se detuvo la operación de isomerización y autometátesis y se vaciaron los reactores y torres de destilación. Después la sección de isomerización de C_6 funcionó durante 5.333 horas produciendo 1-hexeno a partir del 3-hexeno almacenado, utilizando el mismo equipo usado en la operación de isomerización de C_4. La eliminación del equipo de isomerización de C_6 reduce costes de inversión. Se eligieron las horas particulares de funcionamiento de modo que fuera posible el intercambio del equipo, proporcionando una producción neta anual de 5.000 KTA de 1-hexeno.

Este proceso siguió el mismo esquema que se usaría en un proceso continuo de autometátesis. La separación de 1-hexeno de sus isómeros fue la separación crítica. En el proceso continuo, para esta separación se usó un diseño de dos torres. El mismo sistema de separación con dos torres se usó en el proceso discontinuo para separar 1-hexeno de otros compuestos C_6. Puesto que este equipo se usó en la isomerización de buteno, el mismo sistema de separación con dos torres se aplica también a la separación de 1-buteno de 2-buteno.

La composición de la alimentación de refinado II se da en la tabla 1. El contenido de 1-buteno en la alimentación de C_4 es mayor que la relación de equilibrio de buteno a 343,33ºC, temperatura de funcionamiento del reactor de isomerización de C_4 (B1/B2 de alimentación = 2,8; B1/B2 de equilibrio a 343,33ºC = 0,28). Aquí la alimentación de refinado II se envió al sistema de la torre de separación de C_4 para separar 1-buteno antes de entrar al reactor de isomerización de buteno.

El producto de cola de la separación de C_4 contenía principalmente 2-butenos y n-butano. Esta corriente de producto de cola se recicló al reactor de isomerización para incrementar la utilización de n-buteno. De esta corriente de reciclado se separó una purga pequeña para controlar la acumulación de inertes, n-butano e isobutano. La alimentación al reactor de isomerización intercambió calor con el producto caliente del reactor. La alimentación al reactor se calentó más hasta la temperatura de reacción en un horno calentado con fuel y entró en el reactor. El reactor funcionó a 343,33ºC y 0,81 MPa(a). El catalizador fue MgO en pastillas. Las relaciones de la alimentación y los datos de conversión de 2-buteno en el reactor de isomerización se indican en la tabla 2. El producto de la reacción se envió al sistema de separación de buteno. Durante la operación de isomerización de C_6 se usaron también el reactor de isomerización de C_4 y la torre de separación.

El sistema de separación de C_4 consistía en un sistema de dos torres. El condensador de una torre se usó para volver a hervir en la segunda torre. Las dos torres funcionaron a presiones diferentes para permitir este intercambio. Repartiendo la alimentación en una porción a cada torre se reduce el consumo de energía equilibrando las cargas en cada torre. La primera torre de fraccionamiento tenía 80 fases y la segunda torre de fraccionamiento tenía 70 fases. La alimentación de refinado II entró en la segunda torre en la fase 24. El producto del reactor de isomerización de buteno se repartió. Una porción entró en la primera torre en la fase 15 y otra porción entró en la segunda torre en la fase 48. El producto destilado de la primera torre, concentrado en 1-buteno, entró en la segunda torre en la fase 30. Ajustando la relación de reparto de la alimentación de vapor y las presiones de funcionamiento de las torres, fue posible el intercambio de energía entre el condensador de la torre 1 y el calentador de la torre 2. El producto destilado final contenía 90% en moles de 1-buteno y se envió a la sección de autometátesis para ser más procesado. La corriente de producto de 1-buteno contenía isobutano (5,1% en peso), n-butano (3,8% en peso), trans-2-buteno (1,2% en peso) e isobuteno (0,13% en peso). Si fuera necesario, con este sistema de separación también se podría producir 1-buteno de calidad para monómeros (99% en peso). En la tabla 5 se dan detalles de la torre de separación.

En la segunda etapa del proceso, pero funcionando también en modo de C_4, se envió 1-buteno recogido del sistema de isomerización/separación a la sección de autometátesis para producir n-hexenos. En esta sección, la alimentación de 1-buteno se mezcló con 1-buteno reciclado procedente de los separadores y se intercambió calor con el producto caliente del reactor. La alimentación al reactor se calentó más hasta la temperatura de reacción en un horno calentado con fuel y entró en el reactor. El reactor de autometátesis funcionó a 315,56ºC y 1,90 MPa(a). El catalizador fue WO_3 sobre sílice de alta pureza. En este reactor, el 1-buteno reaccionó consigo mismo produciendo etileno y 3-hexeno. También hubo reacciones secundarias entre 1-buteno y 2-butenos produciéndose propileno y 2-pentenos. Además, reaccionó isobutileno con 1-buteno produciéndose etileno y 2-metil-2-penteno (olefina i-C_6; punto de ebullición 67,3ºC). Las otras posibles reacciones del isobutileno fueron insignificantes. La producción de olefina i-C_6 en el reactor de autometátesis no es deseable puesto que afecta a la pureza del 1-hexeno producto. En este ensayo, el contenido de isobutileno en la alimentación de refinado II se mantuvo muy bajo. También se produjo una cantidad pequeña de C_7 y C_8 por otras reacciones de metátesis. En la tabla 3 se indican el reciclado, conversión y composición del producto de la reacción.

Los productos de la reacción de autometátesis se separaron en la torre de separación de penteno. El 3-hexeno se recuperó en esta torre como producto de cola y se envió al tanque de almacenamiento para su uso en la etapa en modo de C_6 del proceso continuo. Junto con el 3-hexeno se enviaron también las olefinas i-C_6 y los compuestos C_7 y C_8 producidos en el reactor de autometátesis. El destilado de la torre de separación de pentano se envió a la torre de separación de propeno para su posterior separación. Los componentes más ligeros, etileno y propileno, se recuperaron como destilado y se enviaron para su recuperación en la planta de etileno. El 1-buteno no convertido se

recuperó como producto de cola y se recicló al reactor de autometátesis para mejorar la utilización del buteno. Los detalles de la torre de separación se indican más adelante.

Después de haberse completado el ensayo de isomerización de C_4 y autometátesis, se detuvo el proceso. Los reactores y torres de destilación se vaciaron para la preparación del ensayo de isomerización de C_6. Se realizó después la operación de isomerización de C_6 como se indica en el diagrama de flujos del proceso.

La sección de isomerización de hexeno consistía en un reactor de isomerización de hexeno y un sistema de separación de hexeno. Se empleó el mismo equipo usado en el procesamiento de C_4. El 3-hexeno procedente del tanque de almacenamiento se mezcló con 2-hexenos y 3-hexenos reciclados procedentes del sistema de separación de C_6 y se intercambió calor con el producto caliente del reactor de isomerización. La alimentación al reactor de isomerización se calentó más hasta la temperatura de reacción en un horno calentado con fuel y entró en el reactor. El reactor funcionó a 343,33ºC y 0,39 MPa(a). El catalizador fue MgO en pastillas. El producto del reactor fue una mezcla en equilibrio de 1-hexeno, 2-hexenos y 3-hexenos que incluía los isómeros cis y trans. La mezcla de productos se separó en el sistema de separación de hexeno produciéndose 1-hexeno de calidad para polímeros como producto destilado (el sistema de separación de dos torres con integración energética se ha explicado anteriormente). El producto de cola, 2-hexenos y 3-hexenos, se recicló al reactor de isomerización. Del sistema de separación se recogió una purga pequeña para separar del sistema de isomerización de C_6 los componentes pesados. Los detalles de la torre de separación se dan en la tabla 6.

El 2-metil-2-penteno procedente del reactor de autometátesis se llevó también a la sección de isomerización de hexeno donde la actividad de isomerización del catalizador (MgO) produjo sus isómeros: 2-metil-1-penteno, 4-metil-1-penteno, 4-metil-*cis*-2-penteno y 4.-metil-*trans*-2-penteno. Puesto que el punto de ebullición de todos los i-C_6, excepto el del 2-metil-2-penteno, es menor que el del 1-hexeno, cualquier i-C_6 producido en el reactor de autometátesis acaba con el 1-hexeno producto.

Tabla 2 - Reactor de isomerización de buteno

Temperatura de funcionamiento Rx	343,33ºC
Presión de funcionamiento Rx	0,81 MPa(a)
Catalizador	MgO en pastillas
Relación B2/B1 en la alimentación Rx	49
Relación B2/B1 en el producto Rx	3,6
Conversión de 2-buteno	21,7%

Tabla 3 - Reactor de autometátesis

Temperatura de funcionamiento Rx	315,56ºC
Presión de funcionamiento Rx	1,90 MPa(a)
Catalizador	WO_3 sobre sílice de alta pureza
Relación 2-B/1-B en la alimentación Rx	96,2
Conversión de 1-buteno	46,2
Selectividad molar	
Etileno	40,53%
Propileno	12,22%
Penteno	0,02%
n-hexeno	46,48%
i-hexeno	0,15%
C_7 y C_8	0,60%

El comportamiento del reactor de autometátesis se basó en datos experimentales con el catalizador de WO_3 de alta selectividad. Esta información se incorporó en la simulación HYSYS. La conversión y selectividad se determinaron para la alimentación al reactor de autometátesis dada en la tabla 10. La selectividad de autometátesis para la reacción principal (C_2 + C_6) fue 12,37. La selectividad para la reacción de isobutileno con 1-buteno fue 0,15. En el reactor de autometátesis también se formó una cantidad pequeña de C_7 y C_8.

Tabla 4 - Reactor de isomerización de hexeno

Temperatura de funcionamiento Rx	343,33ºC
Presión de funcionamiento Rx	0,39 MPa(a)
Catalizador	MgO en pastillas
Relación (2-hexeno + 3-hexeno)/1-hexeno en la alimentación Rx	63,36
Relación (2-hexeno + 3-hexeno)/1-hexeno en el producto Rx	10,6
1-hexeno en la composición del producto	8,3% en moles

El comportamiento del reactor de isomerización de C_6 se obtuvo por correlación de datos experimentales. Esta correlación se incorporó en la simulación HYSYS.

Tabla 5 - Especificaciones de las columnas de separación en la isomerización de C_4 y autometátesis

Parámetro	Torre de separación de propeno	Torre de separación de penteno	Torre 1 de reparto de buteno	Torre 2 de reparto de buteno*
Número de fases	15	40	80	70
Número del plato de alimentación (contado desde arriba)	5	20	15	24, 30, 48
Presión del condensador (kPa)	2.200	1.600	700	530
Presión del calentador (kPa)	2.300	1.800	750	550
Especificación del producto de cabeza	1,5% en moles de 1-C_4 en el destilado	0,1% en moles de n-C_6 en el destilado	40% en moles de 1-buteno en el destilado	90% en moles de 1-buteno en el destilado
Especificación del producto de cola	0,5% en moles de propileno en el producto de cola	0,01% en moles de n-C_5 en el producto de cola	0,5% en moles de 1-buteno en el producto de cola	1% en moles de 1-buteno en el producto de cola
Otras especificaciones	Purga superior = 15 kmol/h Extracc. lateral = 23 kmol/h Refrigeración entre fases en la fase 3 = 1.000 kW			
Nota		El producto de cola contiene 98,5% en peso de n-C_6		

Tabla 6 - Especificaciones de las columnas de separación en la isomerización de C_6

Parámetro	Torre 1 de reparto de C_6	Torre 2 de reparto de C_6 *
Número de fases	80	70
Número del plato de alimentación (contado desde arriba)	25	40, 60
Presión del condensador (kPa)	207	117
Presión del calentador (kPa)	241	138
Especificación del producto de cabeza	60% en moles de 2&3-hexeno en el destilado	1,2% en moles de 2&3-hexeno en el destilado
Especificación del producto de cola	1% en moles de 1-hexeno en el producto de extracción lateral	2,5% en moles en el producto de cola
Otras especificaciones	45% en moles de C_7&C_8 en el producto de extracción lateral	
Nota	Extracción lateral en la fase 74	

A continuación se da el balance de materia del proceso continuo que produce 5KTA de 1-hexeno de calidad para polímeros. El resumen del balance de materia así como las composiciones de las corrientes clave se dan en las siguientes tablas.

Tabla 7 - Balance total de materia en la isomerización de C_4 y autometátesis (2.000 horas de operación)

	MTA
Alimentación	
Alimentación de C_4	12.000
Alimentación total	12.000
Productos	
C_2/C_3 al equipo de craqueo	1.852
Extracción lateral de la torre de separación de propeno	2.120
Purga de C_4	2.637
Producto de cola de la torre de separación de penteno	5.391
Productos totales	12.000

Tabla 8 - Balance total de materia en la isomerización de C_6 (5.333 horas de operación)

	MTA
Alimentación	
Alimentación de C_6	5.391
Alimentación total	5.391
Productos	
1-hexeno producto	5.026
Purga de C_6	205
Purga de C_6+	160
Productos totales	5.391

Tabla 9 - Balance de materia en la sección de isomerización de buteno (2.000 horas de operación)

Componente (% en peso)	Alimentación de C_4	Reciclado de C_4	Alimentación a la isomerización de C_4	Producto de la isomerización de C_4	Purga de C_4	1-buteno a autometátesis
Isobutano	4,04	0,0	0,0	0,0	0,0	5,2
n-butano	16,14	61,m3	61,3	61,3	61,3	3,5
trans-2-buteno	18,17	22,6	22,6	17,8	22,6	1,3
1-buteno	50,45	0,70	0,70	8,5	0,70	89,7
Isobuteno	0,10	0,0	0,0	0,0	0,0	0,13
cis-2-buteno	11,10	15,4	15,4	12,3	15,4	0,10
Total (% peso)	100	100	100	100	100	100
Caudal (kg/h)	6.000	15.165	15.165	15.165	1.318	4.682

Tabla 10 - Balance de materia en la sección de autometátesis (2.000 horas de operación)

Componente (% en peso)	1-Buteno a autometátesis	Reciclado de 1-buteno	Alimentación al reactor de autometátesis	Producto del reactor de autometátesis	C_2/C_3 a craqueo	Extracción lateral de la torre de separación de propeno	Producto de cola de la torre de separación de penteno
Etileno	0,0	0	0	6,0	62,4	17,1	
Propileno	0,0	0,4	0,2	2,9	16,7	17,1	
Isobutano	5,2	20,0	14,6	14,6	6,3	18,0	
n-butano	3,5	26,1	17,9	17,9	3,7	12,7	
trans-2-buteno	1,3	0,2	0,6	0,2	0	0,10	
1-buteno	89,7	48,0	63.3	34,0	10,9	34,5	
Isobuteno	0,13	0,04	0,07	0,03	0	0,04	
cis-2-buteno	0,10	0,04	0,06	0,02	0	0,0	
n-penteno	0,0	5,1	3,2	3,2	0	0,41	
3-hexeno	0,0	0,2	0,13	20,8	0	0,0	98,2
i-C_6	0,0	0,0	0,0	0,07	0	0,0	0,3
C_7 & C_8	0,0	0,0	0,0	0,32	0	0,0	1,5
Total (% peso)	100	100	100	100	100	100	100
Caudal (kg/h)	4.682	8.096	12.799	12.799	9.260	1.060	2.696

Tabla 11 - Balance de materia en la sección de isomerización de hexeno (5.333,3 horas de operación)

Componente (% en peso)	Reciclado De C_6	Alimentación a la isomerización de C_6	Producto de la isomerización de C_6	1-hexeno producto	Purga de C_6	Purga de C_7+
1-hexeno	1,7	1,6	8,4	98,5	1,7	0,2
trans-2-hexeno	46,1	50,0	42,9	0,46	46,1	23,6
trans-3-hexeno	21,5	19,9	20,0	0,35	21,5	8,6
cis-2-hexeno	23,1	21,4	21,5	0	23,1	16,3
cis-3-hexeno	7,1	6,6	6,6	0,4	7,1	2,4
i-C_6	0,1	0,1	0,1	0,33	0,1	0,1
C_7 & C_8	0,44	0,5	0,5	0,0	0,44	48,8
Total (% en peso)	100	100	100	100	100	100
Caudal (kg/h)	12.645	13.656	13.656	942	38	30

Una comparación de los balances totales de materia de un proceso continuo de 50 KTA que usa la misma composición de alimentación que el proceso discontinuo de este ejemplo muestra que las corrientes principales disminuyen linealmente en el proceso continuo. Se observó una diferencia menor en el C_2/C_3 enviado al equipo de craqueo y a la extracción lateral de la torre de separación de propeno, resultantes de la operación de la torre de separación de propeno.

A continuación se muestra el balance de energía del estudio del proceso continuo que produce 5 KTA de 1-hexeno de calidad para polímeros. Se muestran el balance de energía de la sección de isomerización de buteno, sección de metátesis y secciones de isomerización de hexano. En la tabla 12 se muestran dos balances. La tabla “ANTES DEL INTERCAMBIO” enumera las cargas de cada uno de los calentadores o condensadores de las torres en los modos de C_4 o C_6. La tabla “DESPUÉS DEL INTERCAMBIO” resta simplemente de la tabla “ANTES DEL INTERCAMBIO” la carga común. El condensador de la torre 1 tiene una carga de 6.733 kW y el calentador de la torre 2 tiene una carga de 6.670 kW. Puesto que estos se intercambian entre sí, la carga después del intercambio es la diferencia (63 kW).

Tabla 12 - Resumen del balance de energía del proceso continuo

	Isomerización de C_4 (2.000 horas)	Autometátesis (2.000 horas)	Isomerización de C_6 (5.333 horas)	Total
ANTES DEL INTERCAMBIO				
Vaporizador de la alimentación (LPS) (kW)	1.626	980	1.408	
Calentador de la alimentación (fuel) (kW)	130	430	126	
Carga condensador torre 1 (CW) (kW)	6.733 (a)	1.00,71*	5.876 (a)	
Carga calentador torre 1 (LPS) (kW)	5.437	1.500	4.801	
Carga condensador torre 2 (CW) (kW)	7.843	2.959	6.414	
Carga calentador torre 2 (LPS) (kW)	6.670 (a)	1.427 **	5.853 (a)	
Potencia de la bomba (kW)	98	50	90	
DESPUÉS DEL INTERCAMBIO				
Vaporizador de la alimentación (LPS) (kW)	1.626	980	1.408	
Calentador de la alimentación (fuel) (kW)	130	430	126	
Carga condensador torre 1 (CW) (kW)	63 (a)	1.00, 71 (c) *	23 (a)	
Carga calentador torre 1 (LPS) (kW)	5.437	1.500	4.801	
Carga condensador torre 2 (CW) (kW)	7.843	2.959	6.414	
Carga calentador torre 2 (LPS) (kW)	0 (a)	1.427 **	0 (a)	
Potencia de la bomba (kW)	98	50	90	
Servicios generales totales después del intercambio				
Fuel (kW)				

Refrigeración a -5ºC (kW)	130	430	126	
CW (kW)		71		
LPS (kW)	7.906	3.959	6.437	
HPS (kW)	7.063	2.480	6.209	
Potencia (kW)		1.427		
	98	50	90	
Servicios generales totales después del intercambio				
(referido a 8.000 horas)				
Fuel (kW)				224
Refrigeración a -5ºC (kW)				17,8
CW (kW)				7.258
LPS (kW)				6.525
HPS (kW)				357
Potencia (kW)				97
Fuel [MkJ/h (Mkcal/h)]				0,79 (0,19)
Refrigeración a -5ºC [MkJ/h (Mkcal/h)]				0,06 (0,015)
CW [MkJ/h (Mkcal/h)]				26,04 (6,22)
LPS [MkJ/h (Mkcal/h)]				23,40 (5,59)
HPS [MkJ/h (Mkcal/h)]				1,28 (0,306)
Potencia [MkJ/h (Mkcal/h)]				0,35 (0,083)

Notas:

(1) En la autometátesis, la torre 1 es una torre de separación de propileno y la torre 2 es una torre de separación de penteno

(i) (*) el condensador de la torre de separación de propeno es refrigerante a -5ºC

(ii) (**) el calentador de la torre de separación de penteno es HPS

(iii) (c) el intercambio CW de 1.000 kW en DEC3 reduce la carga de refrigerante

(2) En la isomerización de C_4, la torre 1 es una torre HS1 de presión mayor y la torre 2 es una torre BS2 de presión menor

(3) En la isomerización de C_6, la torre 1 es una torre HS1 de presión mayor y la torre 2 es una torre HS2 de presión menor

(4) La integración energética en un sistema de dos torres se ha explicado anteriormente

(a) Intercambio entre el condensador BS1/HS1 y el calentador BS2/HS2 en el sistema de isomerización de C_4/C_6. Este es el intercambio del sistema de condensador/calentador del sistema de alimentación repartida entre dos torres

El balance de energía del proceso discontinuo dado en la tabla 12 se puede comparar con el balance de energía de un proceso continuo que usa el mismo equipo y la misma composición de alimentación y se muestra en la tabla 13.

Tabla 13 - Resumen del balance de energía de un caso de autometátesis de proceso continuo antes y después del intercambio de energía

	Isomerizac. de C_4	Autometátesis	Isomerizac. de C_6	Total
Vaporizador de la alimentación (LPS) (kW)	4.141	2.447	9.747	
Calentador de la alimentación (fuel) (kW)	971	1.088	1.816	
Carga condensador torre 1 (CW) (kW)		2.500, 80 (c) *	24.920 (a)	
Carga calentador torre 1 (LPS) (kW)		3.756	19.810	
Carga condensador torre 2 (CW) (kW)	35.110	7.551	31.070 (b)	
Carga calentador torre 2 (LPS) (kW)	28.400 (b)	3.682**	23.980 (a)	
Potencia de la bomba (kW)	104	50	165	

Servicios generales totales antes del intercambio de energía Fuel (kW) Refrigeración a -5ºC (kW) CW (kW) LPS (kW) HPS (kW) Potencia (kW)				 3.875 80 101.151 92.281 3.682 319
Servicios generales totales antes del intercambio de energía Fuel [MkJ/h (Mkcal/h)] Refrigeración a -5ºC [MkJ/h (Mkcal/h)] CW [MkJ/h (Mkcal/h)] LPS [MkJ/h (Mkcal/h)] HPS [MkJ/h (Mkcal/h)] Potencia [MkJ/h (Mkcal/h)]				 13,90 (3,32) 0,29 (0,07) 362,93 (86,7) 3.331,11(79,10) 12,23 (3,16) 1,13 (0,27)
Servicios generales totales después del intercambio de energía Fuel (kW) Refrigeración a -5ºC (kW) CW (kW) LPS (kW) HPS (kW) Potencia (kW) Fuel [MkJ/h (Mkcal/h)] Refrigeración a -5ºC (MkJ/h (Mkcal/h)] CW [MkJ/h (Mkcal/h)] LPS [MkJ/h (Mkcal/h)] HPS [MkJ/h (Mkcal/h)] Potencia [MkJ/h (Mkcal/h)]				 3.875 80 48.771 39.901 3.682 319 13,90 (3,32) 0,29 (0,07) 174,97 (41,80) 143,15 (34,20) 12,23 (3,16) 1,13 (0,27)

Notas:

(1) En la autometátesis, la torre 1 es una torre de separación de propeno (DEC5) y la torre 2 es una torre de separación de penteno (DEC5)

(i) (*) el condensador de la torre de separación de propeno es refrigerante a -5ºC

(ii) (**) el calentador del DEC5 es HPS

(iii) (c) el intercambio CW de 2.500 kW en DEC3 reduce la carga de refrigerante

(2) En la isomerización de C_6, la torre 1 es la torre HS1 de presión mayor y la torre 2 es la torre HS2 de presión menor

(3) La integración energética se ha explicado en la tabla 17. También se indica en la tabla 22

(a) intercambio entre el condensador de HS1 y el calentador de HS2 en el sistema de isomerización de C_6.

(b) intercambio entre el condensador de HS2 de la isomerización de C_6 y el calentador de BS de la isomerización de C_4

Se ha de indicar que la integración energética redujo el requisito de agua total de refrigeración un 53% y el requisito de LPS un 56%.

El uso de los servicios generales cae linealmente en el caso discontinuo excepto en el agua de refrigeración y en LPS. En la operación discontinua, se emplea un sistema de separación de C_6 eficiente energéticamente. Sin embargo, la integración energética entre las torres de isomerización de C_6 y de isomerización de C_4 no se pudo realizar debido a la operación discontinua. Esto incrementó el uso de CW y LPS en el proceso discontinuo. Se constata que el ahorro en inversión contrarresta el mayor coste de los servicios generales. Los detalles se pueden encontrar en la evaluación económica de los procesos.

Ejemplo 2

Proceso continuo de autometátesis

En el ejemplo anterior se discutió un proceso continuo para producir 5 KTA de 1-hexeno. En este ejemplo, las mejoras con respecto al ejemplo 1 son:

(1) En el proceso de isomerización de C_4, una torre de destilación con 100 fases reemplazó al sistema de dos torres con un total de 150 fases.

(2) En la sección de autometátesis, la torre de separación de propileno fue reemplazada por un separador de gas-líquido.

(3) En el proceso de isomerización de C_6, una torre de destilación con 100 fases (la misma que se usó en la isomerización de C_4) reemplazó al sistema de dos torres con un total de 150 fases. La torre de separación de pentano funcionó como segunda torre de destilación.

La eliminación del sistema de separación con dos torres influyó en el uso de *energía* en el proceso. Puesto que no se hizo integración energética, se incrementó el consumo de servicios generales. Además, la eliminación de la torre de separación de propileno originó una corriente mayor de purga. Sin embargo, un análisis económico mostró que el ahorro de inversión contrarrestó el mayor coste de los servicios generales. En el estudio de este caso, se produjeron 5 KTA de 1-hexeno de calidad para polímeros en un proceso continuo mejorado.

La composición de la alimentación de buteno usada en este estudio se ha dado en la tabla 1. El esquema del diagrama de flujos se muestra en la figura 3.

La alimentación de refinado II se envió a la torre de separación de C_4 para separar 1-buteno antes del reactor de isomerización de buteno. Una separación con una sola torre reemplazó al sistema de dos torres integrado energéticamente representado en la figura 2 para eliminar una torre de destilación y el equipo asociado.

En la sección de autometátesis, un separador de gas-líquido reemplazó a la torre de separación de propileno. El vapor destilado de la torre de separación de penteno se enfrió y envió a un separador de gas-líquido. Los componentes más ligeros, etileno y propileno, se recuperaron como vapor y se enviaron para recuperar productos en la planta de etileno. El 1-buteno no convertido se recuperó en el producto líquido y se recicló al reactor de autometátesis para mejorar la utilización de buteno. La mayor parte del equipo de autometátesis se usó sólo durante la operación de autometátesis, excepto la torre de separación de pentano que se usó también en la operación de isomerización de C_6.

Cuando se hubo completado el ensayo de isomerización de C_4 y autometátesis, se detuvo el proceso. La operación de isomerización de C_6 se realizó empleando el mismo equipo mostrado en la figura 3.

En la sección de isomerización de C_6, la mezcla de alimentación se separó usando dos torres de destilación como se muestra en el diagrama de flujos. La primera torre de destilación (de reparto de buteno) produjo como producto destilado 1-hexeno del 93%. El producto de cola, 2-hexenos y 3-hexenos, se recicló al reactor de isomerización. De esta torre de destilación se recogió una purga pequeña de cola para separar del sistema de isomerización los componentes pesados, C_7 y C_8. La torre de separación de penteno funcionó como segunda torre de destilación de hexeno, produciendo 1-hexeno de calidad para polímeros a partir de la alimentación de 1-hexeno del 93%. La especificación de la torre de separación de penteno fue 65% en moles de 1-hexeno en el producto de cola. Esta especificación se disminuyó por lo que se llevaron 2&3-hexenos al producto de cola, permitiendo obtener 1-hexeno de calidad para polímeros como producto destilado. El caudal de este producto fue bajo en comparación con el del producto destilado. El producto de cola de la torre de separación de penteno se mezcló con el otro producto de cola y se recicló al reactor de isomerización de C_8. Empleando la torre de separación de penteno como segunda torre de reparto de hexeno, se redujo el número de fases de la primera torre de reparto de hexeno de 150 a 100. Los detalles se dan en las siguientes tablas.

Tabla 14 - Reactor de isomerización de buteno

Temperatura de funcionamiento Rx (ºC)	343,33
Presión de funcionamiento Rx [MPa(a)]	0,81
Catalizador	MgO en pastillas
Relación 2-buteno/1-buteno en la alimentación Rx	203
Relación 2-buteno/1-buteno en el producto Rx	3,6
Conversión de 1-buteno (% en moles)	21,7

Tabla 15 - Reactor de autometátesis

Temperatura de funcionamiento Rx (ºC)	315,56
Presión de funcionamiento Rx [MPa(a)]	1,90
Catalizador	WO_3 sobre sílice de alta pureza
Relación 1-buteno/2-buteno en la alimentación Rx	33,6
Conversión de 1-buteno (% en moles)	36,2
Selectividad molar **(%)**	
Etileno	40,0
Propileno	12,50
Penteno	0,83
n-hexeno	45,7
i-hexeno	0,15
C_7 y C_8	0,82

El comportamiento del reactor de autometátesis se basó en datos experimentales del WO_3 usado como catalizador de alta selectividad. Esta información se incorporó en la simulación HYSYS. La conversión y selectividad se determinaron para la alimentación al reactor de autometátesis dada en la tabla 21. La selectividad de autometátesis para la reacción principal (C_2 + C_6) fue 85,7. La selectividad para las reacciones secundarias (C_3 + C_5) fue 13,3. La selectividad para la reacción de isobutileno con 1-buteno fue 0,15. En el reactor de autometátesis también se formó una cantidad pequeña de C_7 y C_8.

Tabla 16 - Reactor de isomerización de hexeno

Temperatura de funcionamiento Rx (ºC)	343,33
Presión de funcionamiento Rx [MPa(a)]	0,33
Catalizador	MgO en pastillas
Relación (2-hexeno + 3-hexeno)/1-hexeno en la alimentación Rx	43,4
Relación (2-hexeno + 3-hexeno)/1-hexeno en el producto Rx	10,9
Proporción de 1-hexeno en el producto (% en moles)	8,4

Tabla 17 - Especificaciones de las columnas de separación

Parámetro	Torre de reparto de butano	Torre de separación de penteno	Torre 1 de reparto de hexeno	Torre 2 de reparto de hexeno *
Número de fases	100	30	100	30
Número del plato de alimentación (contado desde arriba)	20, 45	10	65	10
Presión del condensador (kPa)	570	1.200	120	110
Presión del calentador (kPa)	600	1.280	140	120

Parámetro	Torre de reparto de butano	Torre de separación de penteno	Torre 1 de reparto de hexeno	Torre 2 de reparto de hexeno *
Especificación en la parte superior	98% en moles de 1-C_4 en el destilado	Relación de reflujo 1,0	7% en moles de 2&3-hexeno en el destilado	1,2% en moles de 2&3-hexeno en el destilado
Especificación en la parte inferior	0,2% de 1-C_4 en el producto de cola	0,98% en moles de C_6 en el producto de cola	1,5% en moles de 1-C_6 en la extracción lateral	65% en moles de 1-hexeno en el producto de cola
Otras especificaciones			45% en moles de C_7 y C_8 en el producto de cola	
(*) Nota: Durante la operación discontinua de isomerización de C_6, la torre de separación de penteno funcionó como segunda torre de reparto de hexeno, permitiendo un número reducido de fases en la primera torre de separación.				

A continuación se da el balance de materia del estudio del caso continuo que produjo 5 KTA de 1-hexeno de calidad para polímeros. El resumen del balance de materia así como las composiciones de las corrientes clave se dan en las siguientes tablas.

Tabla 18 - Balance total de materia de la isomerización de C_4 y autometátesis (2.000 horas de operación)

	MTA
Alimentación	
Alimentación de C_4	12.250
Alimentación total	12.250
Productos	
C_2/C_3 a craqueo	4.240
Purga de C_4	2.617
Producto de cola del separador de penteno	5.393
Productos totales	12.250

Tabla 19 - Balance total de materia de la isomerización de C_6 (5.333 horas de operación)

	MTA
Alimentación	
Alimentación de C_6	5.387
Alimentación total	5.387
Productos	
1-hexeno producto	4.997
Purga de C_6	225
Purga de C_6+	165
Productos totales	5.387

Tabla 20 - Balance de materia de la sección de isomerización de butano (2.000 horas de operación)

Componente (% en peso)	Alimentación de C_4	Reciclado de C_4	Alimentación a la isomerización de C_4	Producto de la isomerización de C_4	Purga de C_4	1-buteno a autometátesis
Isobutano	40,4	0,0	0,0	0,0	0,0	5,1
n-butano	16,14	61,8	61,8	61,8	61,8	3,7
trans-2-buteno	18,17	22,6	22,6	17,6	22,6	1,2
1-buteno	50,45	0,20	0,20	8,4	0,20	89,7
Isobuteno	0,10	0,0	0,0	0,0	0,0	0,13
cis-2-buteno	11,10	15,3	15,3	12,2	15,3	0,10
Total	100	100	100	100	100	100
Caudal (kg/h)	6.125	15.029	15.029	15.029	1.308	4.817

Tabla 21 - Balance de materia de la sección de autometátesis (2.000 horas de operación)

Componente (% en peso)	1-buteno a autometátesis	Reciclado de 1-buteno	Alimentación al rector de autometátesis	Producto del reactor de autometátesis	C_2/C_3 a craqueo	Extracción lateral de la torre de separación de propeno	Producto de cola de la torre de separación de penteno
Etileno	0,0	5,7	4,4	8,0	36,3	18,0	
Propileno	0,0	10,3	7,9	9,6	17,0	17,10	
Isobutano	5,1	17,1	14,4	14,4	11,7	17,50	
n-butano	3,7	15,6	12,9	12,9	8,4	13,2	
trans-2-buteno	1,2	1,3	1,3	1,1	0,70	0,10	
1-buteno	89,7	38,4	50,2	32,0	23,8	33,90	
Isobuteno	0,10	0,0	0,10	0,0	0,0	0,0	
cis-2-buteno	0,10	0,2	0,20	0,20	0,10	0,0	
n-penteno	0,0	9,7	7,5	7,6	1,9	0,40	
3-hexeno	0,0	1,7	1,3	13,8	0,10	0,0	97,7
i-C_6	0,0	0,0	0,0	0,04	0,0	0,0	0,32
C_7 & C_8	0,0	0,0	0,0	0,25	0,0	0,0	2,0
Total	100	100	100	100	100	100	100
Caudal (kg/h)	4.817	16.216	21.033	21.033	2.120		2.696

Tabla 22 - Balance de materia de la sección de isomerización de hexeno (5.333,3 horas de operación)

Componente (% en peso)	Reciclado de C_6	Alimentación a la isomerización de C_6	Producto de la isomerización de C_6	Producto de la torre de HS1	1-hexeno producto	Purga de C_6	Purga de C_7+
1-hexeno	2,4	2,2	8,4	92,7	98,5	2,4	0,3
trans-2-hexeno	45,9	49,5	43,0	2,8	0,4	45,9	22,4
trans-3-hexeno	21,4	20,0	20,1	2,0	0,3	21,4	9,5
cis-2-hexeno	23,0	21,5	21,6	0,0	0,0	23,0	16,1
cis-3-hexeno	7,1	6,6	6,6	2,2	0,5	7,1	2,8
i-C_6	0,07	0,08	0,08	0,3	0,33	0,07	0,1
C_7 & C_8	0,11	0,20	0,20	0,0	0,0	0,11	48,8
Total	100	100	100	100	100	100	100
Caudal (kg/h)	14.956	15.966	15.966	1.119	937	42	31

La comparación del balance total de materia de un proceso continuo con el proceso del ejemplo 2 indicó que las corrientes principales disminuyeron proporcionalmente en el caso continuo. Puesto que se eliminó la torre de separación de propileno, la corriente de C_2/C_3 a craqueo en el proceso continuo fue equivalente a las corrientes combinadas de C_2/C_3 a craqueo y extracción lateral de la torre de separación de propileno en el caso continuo. Esta corriente fue ligeramente mayor requiriendo aproximadamente 2% más de alimentación de refinado II.

A continuación se da el balance de energía del estudio del caso continuo que produjo 5 KTA de 1-hexeno de calidad para polímeros. Se dan el balance de energía de la sección de isomerización, sección de autometátesis y secciones de isomerización de hexano.

Tabla 23 - Balance de energía del proceso continuo mejorado

	Isomería. de C_4 (2.000 h)	Autometátesis (2.000 h)	Isomería.de C_6 (5.333 h)	Total
Vaporizador de la alimentación (LPS) (kW)	1.703	2.364	1.555	
Calentador de la alimentación (fuel) (kW)	114	344	297	
Carga del condensador de la torre principal (CW) (kW)	13.950		9.748	
Carga del calentador de la torre principal (LPS) (kW)	11.480		7.811	
Carga condensador torre separación penteno (CW) (kW)		2.057	5.149	
Carga calentador torre separación penteno (LPS) (kW)		1.474	5.147	
Enfriador destilado torre separación penteno (CW) (kW)		1.743		
Potencia de la bomba (kW)	98	50	90	
Servicios generales totales	114	344	297	
Fuel (kW)	13.950	3.800	14.897	
CW (kW)	13.183	2.364	14.513	
LPS (kW)		1.474		
HPS (kW)	98	50	90	
Potencia				

Servicios generales totales (8.000 horas de operación)				
Fuel (kW)				313
CW (kW)				14.369
LPS (kW)				13.562
HPS (kW)				379
Potencia (kW)				97
Fuel [MkJ/h (Mkcal/h)]				0,91 (0,217)
CW [MkJ/h (Mkcal/h)]				51,57 (12,32)
LPS [MkJ/h (Mkcal/h)]				48,64 (11,62)
HPS [MkJ/h (Mkcal/h)]				1,34 (0,32)
Potencia [MkJ/h (Mkcal/h)]				0,35 (0,083)

El consumo de energía en el proceso continuo del ejemplo 2 se incrementa por la eliminación de cierta integración energética. En la operación continua mejorada de este ejemplo, el sistema eficiente energéticamente de separación de C_6 con dos torres del ejemplo 1 fue reemplazado por un sistema de separación con una sola torre para reducir costes de inversión. La comparación de los resultados de las tablas 12 y 23 muestra que el uso de agua de refrigeración y vapor de agua de baja presión casi se duplicó en el caso del ejemplo 2. Esto se debe a la eliminación del sistema de separación con dos torres. La refrigeración a -5ºC se elimina en el proceso discontinuo mejorado con un efecto positivo sobre los costes de funcionamiento. El ejemplo 2 muestra que el ahorro en coste de inversión conseguido por estas mejoras en el proceso discontinuo en comparación con el ejemplo contrarresta el mayor coste de los servicios generales en la planta de escala pequeña.

En la tabla 13 se da el resumen de los servicios generales antes del intercambio para el caso continuo de 50 KTA con catalizador de alta selectividad. El consumo de servicios generales del proceso continuo mejorado de 5 KTA es muy similar a este resultado basándose en prorrateo lineal. El uso de fuel disminuyó ligeramente cuando se elimina la refrigeración a -5ºC. El uso del agua de refrigeración y LPS es mayor. El ahorro en coste de inversión conseguido por la reducción de equipo en el ejemplo 2 con respecto al ejemplo 1 contrarrestó el mayor coste de servicios generales en el caso de la planta de 5 KTA.

Ejemplo 3

Proceso continuo empleando una bomba de calor

Se realizaron simulaciones en el simulador HYSYS de procesos en régimen estacionario usando el paquete patentado PRSV. Se realizó el análisis con una bomba de calor sólo en la torre de fraccionamiento de C_4/C_6, con servicios generales convencionales en la torre de separación de pentano/torre de fraccionamiento de C_6.

En este ejemplo, el proceso usado se correspondía con el mostrado en la figura 3 junto con la bomba de calor mostrada en la figura 4. La corriente de cabeza de C_4 de la torre de fraccionamiento 214 de la figura 4 (que se corresponde con la 114 de la figura 3) contenía 90% en moles de 1-buteno. La torre de fraccionamiento de la sección de isomerización contenía 100 fases teóricas y funcionó con una relación de reflujo de 29,9. La presión en la zona superior fue 570 kPa y el perfil de temperaturas de la torre de fraccionamiento funcionando en servicio de C_4 se muestra en la figura 5. La relación de reciclado a alimentación nueva en la torre de fraccionamiento de la sección de isomerización fue 2,4 a 1. El reactor de isomerización funcionó a 343ºC y 2.948 kPa con una conversión del 21% de 2-buteno a 1-buteno. La autometátesis tuvo lugar a 315ºC y 1.950 kPa. Se obtuvo aproximadamente 30% de conversión de 3-hexeno. La torre de separación de penteno funcionó a 1.200 kPa con 30 fases teóricas y una relación de reflujo de 1,0. El perfil de temperaturas de la torre de separación de penteno se muestra en la figura 6. La corriente de cola de la torre de separación de penteno contenía 89% en moles de 3-hexeno. En el reactor de isomerización se obtuvo aproximadamente 8,9% de conversión a 1-hexeno. Se ha de indicar que el condensador 224 de la figura 4 es el condensador 117 de la figura 3 y el calentador 206 de la figura 4 es el calentador 123 de la figura 3.

Usando la torre de fraccionamiento de 100 fases para el procesamiento de C_6, la relación de reflujo de la torre de fraccionamiento fue 85,4 y la presión en la zona superior fue 60 kPa. La corriente de cabeza se separó a 92% en

moles de 1-hexeno. Esta corriente se envió a la torre de fraccionamiento que previamente había funcionado como torre de separación de pentano. El producto de cabeza obtenido de la segunda torre de fraccionamiento, ahora en servicio de C_6, contenía 8,5% en moles de 1-hexeno. La torre de fraccionamiento funcionó con una relación de reflujo de 28,1 y una presión en la zona superior de 50 kPa. La corriente de cola se recicló al reactor de isomerización. Los perfiles de temperaturas de la primera y segunda torre de fraccionamiento funcionando en servicio de C_6 se muestran en las figuras 7 y 8, respectivamente.

Se supuso que el compresor y equipo de expansión funcionaron a presiones de descarga constantes en ambos servicios, de C_4 y C_6. Para conseguir esto, la presión de la torre de fraccionamiento de C_6 se ajustó hacia abajo para llevar su perfil de temperaturas dentro del intervalo de la torre de fraccionamiento de C_4. En la tabla 24 se dan las temperaturas del condensador y calentador a las presiones seleccionadas de 570 y 60 kPa para las torres de fraccionamiento de C_4 y C_6, respectivamente.

Tabla 24 - Temperaturas del condensador y calentador

Equipo	Torre de fraccionamiento de C_4 a 570 kPa	Torre de fraccionamiento de C_6 a 60 kPa
Temperatura del condensador (ºC)	47,76	46,77
Temperatura del calentador (ºC)	57,91	72,12

Las temperaturas limitantes de la tabla 24 son la temperatura máxima del calentador y la temperatura mínima del condensador. Por lo tanto, la torre de fraccionamiento de C_6 determinó las presiones de descarga del compresor y del equipo de expansión. Usando una propuesta de temperaturas de salida de 3ºC, definiéndose propuesta de temperatura de salida como la diferencia entre la temperatura de salida del fluido del proceso y la temperatura de salida del fluido de la bomba de calor, se necesitará que el compresor suba el punto de ebullición del fluido a un mínimo de 75,12ºC y que el equipo de expansión baje el punto de ebullición a un mínimo de 43,77ºC. Usando n-butano como fluido de la bomba de calor, las presiones necesarias para estos puntos de ebullición, mostradas en la tabla 25, fueron 916,3 y 420,9 kPa, respectivamente. Como la torre de fraccionamiento de C_6 es limitante en ambos extremos, el condensador y calentador en servicio de C_4 tienen propuestas de temperaturas mayores que 3ºC, siendo la propuesta más notable 17,21ºC en el calentador.

Tabla 25 - Descarga del compresor y del equipo de expansión

	Compresor	Equipo de expansión
Temperatura (ºC)	75,12	43,77
Presión (kPa)	916,3	420,99

Fijadas las presiones del compresor y del equipo de expansión, la temperatura de salida del cambiador de calor 218 se fijó en el mínimo alcanzable con agua de refrigeración (38ºC). Fijada la temperatura de ebullición, enfriando por debajo de 38ºC se proporciona capacidad adicional de refrigeración, minimizando así el caudal de circulación del fluido a través de la bomba de calor. El caudal de circulación se determinó después por la carga mayor de calor, que fue la del condensador. Fijando en 1 la fracción de vapor de salida del condensador se permite que el programa calcule el caudal de circulación y fijando en 0 la fracción de vapor de salida del calentador se calcula el calor eliminado por el cambiador de calor 213, que fue la diferencia de carga absoluta de calor entre el calentador y el condensador.

Las cargas del condensador de la torre de fraccionamiento de C_4 y del calentador fueron mayores que las de la torre de fraccionamiento de C_6 Las presiones de descarga constantes del compresor y del equipo de expansión (y, por lo tanto, los puntos de ebullición) se mantuvieron con cargas variables de la torre de fraccionamiento ajustando el caudal de circulación de la bomba de calor en el servicio. Por lo tanto, se empleó el caudal mínimo de circulación para condensar totalmente y vaporizar el fluido durante todo el ciclo. El caudal de circulación de la bomba de calor fue 2.393 kmol/h para la torre de fraccionamiento de C_4 y 1.615 kmol/h para la torre de fraccionamiento de C_6. La tabla 26 muestra los caudales de circulación y cargas térmicas para ambas torres.

Tabla 26 - Datos de la bomba de calor

	Torre de fraccionamiento de C_4	Torre de fraccionamiento de C_6
Caudal de circulación (kmol/h)	2.393	1.615
Carga del condensador (MW)	13,95	9,75
Carga del calentador (MW)	11,48	7,81
Carga de E-1 (MW)	0,12	0,54
Carga de E-2 (MW)	3,81	2,57

Lo mismo que en el tamaño de las torres de fraccionamiento en la operación discontinua, es deseable tener igual superficie de cambiadores de calor en el condensador y en el calentador. La diferencia de cargas térmicas es conveniente porque las cargas térmicas mayores de la torre de fraccionamiento de C_6 se asocian también con LMTD mayores debido a las restricciones de temperaturas impuestas por la operación de C_6. La superficie requerida de los cambiadores de calor se puede determinar aproximadamente calculando UA, dadas las cargas térmicas y propuestas de temperaturas, en cada cambiador. En la tabla 24 se muestran los resultados de los cálculos.

$$UA = Q / LMTD$$

Tabla 27 - Tamaños de los cambiadores de calor

	Condensador		Calentador	
	Torre de fraccionamiento de C_4	Torre de fraccionamiento de C_6	Torre de separación de pentano	Torre de fraccionamiento de C_6
Carga térmica (MW)	13,95	9,75	11,48	7,81
LMTD (C)	6,5	5,4	17,2	5,8
UA (MW/C)	2,14	1,74	0,67	1,26

Se ha de indicar que, aunque ni los condensadores ni los calentadores están exactamente emparejados, la diferencia de UA entre operación de C_4 y C_6 se compensó usando números diferentes de cambiadores de calor en serie. En el caso de los cambiadores de agua de refrigeración en el ciclo de la bomba de calor, cambiadores de calor 213 y 218, la diferencia de cargas se equilibró variando los caudales del agua de refrigeración.

En este ejemplo, se consiguió el consumo mínimo de la bomba de calor de las maneras siguientes:

– Con la restricción de que el compresor y el equipo de expansión funcionen a presiones de descarga constantes durante servicio de C_4 y C_6, se obtuvo el trabajo mínimo del compresor eligiendo la presión mínima posible de descarga del compresor y la presión máxima posible de descarga del equipo de expansión. De esta manera, el equipo de expansión realiza la cantidad mínima de trabajo del compresor. Para fijar estos límites, se eligió las temperaturas de ebullición del n-butano dentro de la propuesta de temperatura mínima (3ºC) del condensador y calentador.

– Se usó agua de refrigeración en el cambiador de calor 218 para enfriar por debajo de 38ºC antes de que esta corriente entrara en el condensador. Esto maximizó la capacidad de enfriamiento adicional de bajo coste, reduciendo así el caudal de circulación necesario.

– Se aseguró el caudal mínimo de circulación utilizando sólo el calor latente del n-butano en ambas porciones del ciclo de la bomba de calor. Calentar o enfriar en la región de calor sensible es menos eficiente por unidad de masa, siendo necesario por tanto un caudal mayor de circulación. Además, en el cambiador de calor 213 se eliminó sólo carga térmica suficiente (equivalente al trabajo del compresor fuera de servicio) para compensar la diferencia de cargas del condensador y calentador. Se puede bajar el caudal de circulación en servicio de C_6 para ajustar las cargas térmicas más bajas.

Ejemplo 4

Análisis del consumo de energía con y sin bomba de calor

En este ejemplo, se simuló el consumo de energía para los casos que usaron y no usaron una bomba de calor. Cuando no se usa bomba de calor, la torre de fraccionamiento de C_4/C_6 y la torre de separación de pentano/torre de fraccionamiento de C_6 tienen perfiles de temperaturas que permiten usar agua de refrigeración y vapor de agua en el condensador y calentador, respectivamente. En el caso usar bomba de calor, se supuso que se necesita energía

eléctrica para accionar el compresor de la bomba de calor. Alternativamente, se puede usar vapor de agua de alta presión. La elección del servicio del compresor depende de muchos factores, como coste, situación de la planta y disponibilidad, y por lo tanto se debe considerar caso a caso. El condensador y calentador de la torre no necesitaron aporte adicional de energía. Se puede usar agua de refrigeración en los cambiadores 113 y 118. Como la bomba de calor se aplicó sólo a la torre de fraccionamiento de C_4/C_6, los servicios generales de la torre de separación de pentano/torre de fraccionamiento número 2 no cambiaron con respecto al caso convencional.

El análisis se resume en la tabla 28. Los costes de energía se calcularon y compararon para un año de operación discontinua funcionando el proceso en servicio de C_4 durante 2.000 horas y en servicio de C_6 durante 5.333 horas.

Tabla 28 - Resumen de los servicios generales

Caso convencional (cargas en MW)		Servicio de C_4 (2.000 horas)	Servicio de C_6 (5.333 horas)
Equipo	Tipo de los servicios generales	Torre de fraccionamiento de C_4	Torre de fraccionamiento de C_6
Condensador	Agua de refrigeración	13,95	9,75
Calentador	Vapor de agua	11,48	7,81
Equipo	Tipo de los servicios generales	Torre de separación de pentano	Segunda torre de fraccionamiento de C_6
Condensador	Agua de refrigeración	2,03	2,65
Calentador	Vapor de agua	1,47	2,64
Caso con bomba de calor (cargas en MW)		Servicio de C_4 (2.000 horas)	Servicio de C_6 (5.333 horas)
Equipo	Tipo de los servicios generales	Torre de fraccionamiento de C_4	Torre de fraccionamiento de C_6
Compresor	Energía eléctrica	1,60	1,08
CAME. calor 113	Agua de refrigeración	0,12	0,54
CAME. calor 118	Agua de refrigeración	3,81	2,57
Equipo	Tipo de los servicios generales	Torre de separación de pentano	Segunda torre de fraccionamiento de C_6
Condensador	Agua de refrigeración	2,03	2,65
Calentador	Vapor de agua	1,47	2,64

Por la tabla 18, los condensadores de la torre de fraccionamiento de C_4 y de la torre de separación de pentano usaron 13,95 y 2,03 MW de carga de agua de refrigeración mientras que los de las dos torres de fraccionamiento de C_6 usaron 9,75 y 2,65 MW, respectivamente. La carga del agua de refrigeración se valoró en 0,47$/GJ (1,98 $/Chal). Para una operación de un año:

Coste de C_4: (13,95 + 2,03) MW x $0,47x10^{-3}$ $/MJ x (0,24 cal/J x 1,98 $/Chal) x 2.000 h x 3.600 s/h = 54.500 $

Coste de C_4: (9,75 + 2,65) MW x $0,47x10^{-3}$ $/MJ x (0,24 cal/J x 1,98 $/Chal) x 5.333 h x 3.600 s/h = 109.800 $

Los calentadores de todos los equipos, excepto el de la torre de separación de pentano, funcionaron a una temperatura suficientemente baja para usar vapor de agua de baja presión, de 0,34 MPa (g), valorado en 2,80 $/tonelada métrica. Por las tablas del vapor de agua saturado, el vapor de agua de 0,34 MPa (g) tiene un calor latente de vaporización de 2.121,6 kJ/kg.

Coste del fraccionamiento de C_4:

11,48 MW x 1.000 kW/MW x 2,80 $/1.000 kg x 1 kg/2.121,6 kJ x 2.000 h x 3.600 s/h = 109.100 $

Coste del fraccionamiento de C_6:

(7,81 + 2,64) MW x 1.000 kW/MW x 2,80 $/1.000 kg x 1 kg/2.121,6 kJ x 5.333 h x 3.600 s/h = 251.600 $

El calentador de la torre de separación de pentano funcionó a 178,8ºC, necesitando por lo tanto vapor de agua de media presión [de 1,03 MPa(g)], que tiene una temperatura de saturación de 185,6ºC. El vapor de agua de media presión se valoró en 4,70 $/tonelada métrica y tiene un calor latente de vaporización de 1.994,9 kJ/kg.

Coste de C_5: 1,47 MW x 1.000 kW/MW x 4,70 $/1.000 kg x 1 kg/1.994,9 kJ x 2.000 h x 3.600 s/h = 25.000 $

El coste anual de los servicios generales cuando no se incluye bomba de calor fue 550.000 $. En el caso de un sistema sin bomba de calor y que produce 5 KTA de 1-hexeno producto, el coste de los servicios generales es 0,110 $ por kilogramo de 1-hexeno.

Cuando se incluye una bomba de calor en la simulación, el compresor de la bomba de calor consumió 1,60 MW cuando funcionó en la torre de fraccionamiento de C_4 y 1,08 MW cuando funcionó en la torre de fraccionamiento de C_6. Los valores de la energía se calcularon usando una eficiencia adiabática del 75%. La energía eléctrica se valoró en 0,02 $ por kWh.

Coste de C_4: 1,60 MW x 0,02 $/kWh x 1.000 kW/MW x 2.000 h = 64.100 $

Coste de C_6: 1,08 MW x 0,02 $/kWh x 1.000 kW/MW x 5.333 h = 115.300 $

El agua de refrigeración necesaria es para E-1 y E-2. Se toma el mismo valor que en el caso convencional.

Coste de C_4: (0,12 + 3,81) MW x $0,47x10^{-3}$ $/MJ x (0,24 cal/J x 1,98 $/Gcal) x 2.000 h x 3.600 s/h = 13.400 $

Coste de C_6: (0,54 + 2,57) MW x $0,47x10^{-3}$ $/MJ x (0,24 cal/J x 1,98 $/Gcal) x 5.333 h x 3.600 s/h = 28.300 $

El coste de los servicios generales para la torre de separación de pentano/torre de fraccionamiento de C_6, que fue el mismo que en el caso convencional, fue 122.900 $. Cuando se incluyeron con la torre de fraccionamiento de C_4/C_6, el coste total de los servicios generales para el caso con bomba de calor fue 344.100 $ por año o 0,069 $ por kilogramo de 1-hexeno producto.

Los cálculos de los costes se resumen en la tabla 29. Se ha de indicar que en el caso con bomba de calor se genera un ahorro de 61% en el consumo de energía convencional y de 37% en el coste de la energía. El ahorro es 0,041 $ por kilogramo de 1-hexeno producto.

Tabla 29 - Resumen del coste de los servicios generales

Sin bomba de calor		Servicio de C_4 (2.000 horas)		Servicio de C_6 (5.333 horas)	
		Torre de fraccionamiento de C_4		Torre de fraccionamiento de C_6	
Equipo	Tipo de servicios generales	Carga (MW)	Coste anual ($)	Carga (MW)	Coste anual ($)
Condensador	Agua refrigerac.	13,95	47.611	9,75	85.707
Calentador	Vapor de agua	11,48	109.091	7,81	184.684
Total		25,43	156.703	17,56	270.391
Equipo	Tipo de servicios generales	Torre de separación de pentano		Segunda torre de fraccionamiento de C_6	
		Carga (MW)	Coste anual ($)	Carga (MW)	Coste anual ($)
Condensador	Agua refriger.	2,03	6.932	2,65	24.064
Calentador	Vapor de agua	1,47	25.002	2,64	66.941
Total		3,50	31.934	5,29	91.005
Carga térmica media (MW)		25,30			
Coste total		550.033 $			
Con bomba de calor		Servicio de C_4 (2.000 horas)		Servicio de C_6 (5.333 horas)	
		Torre de fraccionamiento de C_4		Torre de fraccionamiento de C_6	
Equipo	Tipo de servicios generales	Carga (MW)	Coste anual ($)	Carga (MW)	Coste anual ($)
Compresor	Energía eléctrica	1,60	64.067	1,08	115.311
E-1	Agua refriger.	0,12	417	0,54	4.939
E-2	Agua refriger.	3,81	13.005	2,57	23.399
Total		5,53	77.488	4,19	143.650

Equipo	Tipo de servicios generales	Torre de separación de pentano		Segunda torre de fraccionamiento de C_6	
		Carga (MW)	Coste anual ($)	Carga (MW)	Coste anual ($)
Condensador	Agua refriger.	2,03	6.932	2,65	24.064
Calentador	Vapor de agua	1,47	25.002	2,64	66.941
Total		3,50	31.934	5,29	91.005
Carga térmica media (MW)		9,69			
Coste total		344.077 $ *			
Ahorro en la carga térmica		61,7%			
Ahorro en el coste		37,4% **			

(*) 0,069 $/kg de 1-hexeno

(**) 0,041 $/kg de 1-hexeno

Para un año de operación continua produciendo 5KTA de 1-hexeno, en la tabla 30 se comparan el consumo de energía y los costes de los dos casos, con y sin bomba de calor. La inclusión de la bomba de calor ahorra el 61% de la carga total y el 37% del coste de los servicios generales con respecto al caso convencional.

Tabla 30 - Resumen de los servicios generales

Tipo de servicios generales	Caso convencional		Caso con bomba de calor	
	Carga media (MW)	Coste anual ($)	Carga media (MW)	Coste anual ($)
Agua de refrigeración	13,1	164.314	5,8	72.756
Vapor de agua	10,8	385.719	2,3	91.943
Compresor	0,0	0	1,2	179.378
Ahorro total	23,9 MW	550.033 $	9,4 MW	344.077 $
	-	-	60,8%	37,4%

En resumen, el proceso continuo es diferente del proceso continuo de la técnica anterior por lo siguiente:

(1) Los sistemas de torre de fraccionamiento de C_4 y C_6/reactor de isomerización están diseñados como una única unidad. El sistema funciona durante un período de tiempo como sistema de fraccionamiento/isomerización de C_4 y durante otro período de tiempo como sistema de fraccionamiento/isomerización de C_6.

(2) En el proceso continuo, se comparte el sistema combinado de torre de fraccionamiento/reactor de isomerización. Para permitir este tipo de operación es necesario un tanque intermedio de almacenamiento. En el sistema discontinuo, la torre de fraccionamiento/reactor de isomerización funciona primero en servicio de C_4 produciendo 1-buteno. Este 1-buteno puede ser el 1-buteno producto, ir al reactor de autometátesis o ambas cosas. El efluente de la autometátesis produce productos ligeros a recuperar, una corriente de reciclado de olefinas C_4/C_5, y 3-hexeno que va al tanque de almacenamiento. La torre de fraccionamiento/reactor de isomerización se convierte después a servicio de C_6 para producir 1-hexeno.

(3) En ciertas realizaciones, la tercera modificación es la inclusión de la bomba de calor de ciclo cerrado, fijándose la composición del fluido de transmisión de calor para emparejar ambas operaciones de C_4 y C_6. El uso del mismo sistema de ciclo cerrado para dos sistemas con diferente número de átomos de carbono es excepcional. En operación de funcionamiento continuo, la característica de ahorro en servicios generales del intercambio cruzado entre las supertorres de fraccionamiento de buteno y hexeno es inalcanzable. Esto originará mayor cantidad de servicios generales por unidad de 1-hexeno producto que en el proceso continuo mejorado. Para compensar el mayor coste de los servicios generales por unidad de 1-hexeno producto, una corriente en circulación de transmisión de calor se comprime y expande alternativamente para ajustar su punto de ebullición dentro del intervalo de temperaturas del calentador y condensador. En estos cambiadores se usa la bomba de calor de ciclo cerrado en lugar de equipos convencionales. Los caudales y tiempos de funcionamiento se manejan de modo que el diseño de la combinación de torre de fraccionamiento/reactor de isomerización y bomba de calor sea utilizable en servicio de C_4 y C_6 a usar con el sistema discontinuo

(4) Para reducir más el coste de inversión, la torre de separación de pentano se usa como columna de destilación para la purificación de 1-hexeno. La carga de fraccionamiento necesaria para producir 1-buteno de alta pureza es menor que la necesaria para producir 1-hexeno (a partir de sus respectivos isómeros). Por lo tanto, una torre diseñada para ambos servicios tiene que ser "sobredimensionada" para servicio de buteno para acomodarse al servicio de hexeno. Sin embargo, durante la operación de 1-hexeno, en ciertas realizaciones no está en servicio la torre de separación de pentano. Por lo tanto, se puede usar la capacidad de fraccionamiento de esta torre para proporcionar capacidad adicional de fraccionamiento para la purificación de 1-hexeno, permitiendo así dimensionar la torre de fraccionamiento principal para servicio de buteno, originándose un ahorro adicional del coste de inversión.

El proceso continuo descrito en la presente memoria proporciona beneficios con respecto al proceso continuo convencional por tres motivos. Primero, el equipo compartido del proceso continuo reduce el coste total de inversión, al contrario que el equipo necesario dedicado a servicio de C_4 y C_6. Aunque la adición de la bomba de calor añade un coste al propio proceso continuo, su uso origina una reducción del coste de los servicios generales. Segundo, la naturaleza continua del proceso y la flexibilidad para variar tiempos de funcionamiento para cada uso de la tecnología de isomerización permite variación en la producción de 1-buteno y/o 1-hexeno dependiendo de las condiciones cambiantes del mercado. Tercero, la bomba de calor regula el incremento del consumo de energía producido por el reciclado del efluente de isomerización, afectando al coste comparable de los servicios generales de un proceso de menor rendimiento que no tenga el sistema de isomerización.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para producir una α-olefina, que comprende:

– obtener una corriente de alimentación que comprende una olefina interna que tiene un primer número de átomos de carbono y una α-olefina que tiene un primer número de átomos de carbono,

– isomerizar la corriente de alimentación en un primer reactor de isomerización para incrementar la cantidad de la α-olefina que tiene el primer número de átomos de carbono, formando un primer efluente de isomerización,

– fraccionar el primer efluente de isomerización en una primera torre de fraccionamiento para obtener una corriente de de cola que comprende la olefina interna que tiene el primer número de átomos de carbono y una corriente de cabeza que comprende la α-olefina que tiene el primer número de átomos de carbono,

– someter la corriente de cabeza a metátesis catalítica en un reactor de metátesis bajo condiciones y en presencia de un primer catalizador de metátesis para producir un efluente mixto de olefinas que comprende una olefina interna que tiene un segundo número de átomos de carbono y otros hidrocarburos,

– fraccionar el efluente mixto de olefinas en una segunda torre de fraccionamiento para separar por lo menos una porción de los otros hidrocarburos y obtener un intermedio de olefina interna,

– preparar el primer reactor de isomerización para recibir el intermedio de olefina interna,

– isomerizar el intermedio de olefina interna en el primer reactor preparado de isomerización para formar un segundo efluente de isomerización que comprende una cantidad incrementada de α-olefinas que tienen el segundo número de átomos de carbono,

– preparar la primera torre de fraccionamiento para recibir el segundo efluente de isomerización, y

– fraccionar el segundo efluente de isomerización en la primera torre preparada de fraccionamiento, para separar de la olefina interna que tiene el segundo número de átomos de carbono la α-olefina que tiene el segundo número de átomos de carbono.

2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende además reciclar por lo menos una porción de la corriente de cola desde la primera torre de fraccionamiento al primer reactor de isomerización.

3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, en el que las olefinas que tienen un primer número de átomos de carbono se seleccionan del grupo que consiste en olefinas C_4 a C_6.

4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, en el que las olefinas que tienen un primer número de átomos de carbono son olefinas C_4 y las olefinas que tienen un segundo número de átomos de carbono son olefinas C_6.

5. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, que comprende además usar la segunda torre de fraccionamiento o una tercera torre de fraccionamiento para fraccionar el segundo efluente de isomerización.

6. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que una porción de la α-olefina que tiene un primer número de átomos de carbono se retira de la primera torre de fraccionamiento como producto.

7. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que el efluente mixto de olefinas comprende hidrocarburos que tienen el primer número de átomos de carbono, y el proceso comprende además separar del efluente mixto de olefinas los hidrocarburos que tienen el primer número de átomos de carbono y reciclar al reactor de metátesis los hidrocarburos separados.

8. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que la primera torre de fraccionamiento y/o la segunda torre de fraccionamiento emplean una bomba de calor de ciclo cerrado que proporciona intercambio de calor entre un condensado de efluentes y un calentador de productos de cola.

9. El proceso de acuerdo con la reivindicación 8, en el que la preparación de la primera torre de fraccionamiento para recibir el segundo efluente de isomerización incluye ajustar las condiciones de funcionamiento de la bomba de calor.

10. El proceso de acuerdo con la reivindicación 8 ó 9, en el que la bomba de calor de ciclo cerrado usa como fluido de trabajo un hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos tal que el punto de ebullición del hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos cae entre el punto de ebullición del primer número de átomos de carbono y el del segundo número de átomos de carbono.

11. El proceso de acuerdo con la reivindicación 10, en el que el fluido de trabajo es n-butano cuando la α-olefina del primer número de átomos de carbono es 1-buteno y la α-olefina del segundo número de átomos de carbono es 1-hexeno.

12. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 8 a 11, en el que la bomba de calor incluye además un vaporizador.

13. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12, en el que los otros hidrocarburos producidos en la metátesis incluyen etileno y/o propileno y el fraccionamiento del efluente mixto de olefinas incluye separar por lo menos una porción del etileno y/o del propileno como producto.

14. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12, en el que los otros hidrocarburos producidos en la metátesis incluyen etileno, y que comprende además hacer reaccionar el etileno con butenos en presencia de un segundo catalizador de metátesis para producir propileno.

15. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 14, en el que el efluente mixto de olefinas comprende 2-penteno, y que comprende además hacer reaccionar el 2-penteno con 2-buteno para formar propileno y 3-hexeno.

16. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 15, que comprende además almacenar el intermedio de olefina interna en un primer tanque de almacenamiento durante la preparación del primer reactor de isomerización y de la primera torre de fraccionamiento y enviar después el intermedio de olefina interna desde el primer tanque de almacenamiento al primer reactor de isomerización después de la preparación.

17. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 16, que comprende además almacenar la corriente de cola que comprende la olefina interna que tiene el primer número de átomos de carbono en un segundo tanque de almacenamiento durante la preparación del primer reactor de isomerización y de la primera torre de fraccionamiento y enviar después el intermedio de olefina interna desde el primer tanque de almacenamiento al reactor de metátesis después de la preparación.

18. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, en el que:

- la α-olefina que tiene un segundo número de átomos de carbono es 1-hexeno,
- la olefina interna que tiene un primer número de átomos de carbono es 2-buteno,
- la α-olefina que tiene un primer número de átomos de carbono es 1-buteno,
- los otros hidrocarburos son etileno,
- la olefina interna que tiene un segundo número de átomos de carbono es 3-hexeno, y
- el segundo efluente de isomerización comprende 1-hexeno, 2-hexeno y el 3-hexeno remanente.

19. El proceso de acuerdo con la reivindicación 18, en el que la alimentación de C_4 se obtiene de una reacción que implica metanol o de un proceso de oligomerización de etileno.

20. El proceso de acuerdo con la reivindicación 18 ó 19, que comprende además separar de la corriente de cabeza de la primera torre de fraccionamiento una porción del 1-buteno como 1-buteno producto.

21. El proceso de acuerdo con la reivindicación 18 ó 19, que comprende además hacer reaccionar el 1-buteno producto con 2-penteno en presencia de un segundo catalizador de metátesis para producir propileno y 3-hexeno.

22. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 18 a 21, que comprende además hacer reaccionar por lo menos una porción del 2-buteno de la corriente de cola de la primera torre de fraccionamiento con etileno en presencia de un segundo catalizador de metátesis para producir propileno.

23. Un sistema para producir una α-olefina, que comprende:

- un primer reactor de isomerización configurado para isomerizar una primera carga de una olefina que tiene un primer número de átomos de carbono para formar un efluente del primer reactor de isomerización y procesar posteriormente una segunda carga de una olefina que tiene un segundo número de átomos de carbono para formar un efluente del segundo reactor de isomerización,
- un reactor de metátesis situado corriente abajo del primer reactor de isomerización, estando configurado el reactor de metátesis para desproporcionar el efluente del primer reactor de isomerización para formar un producto de la reacción de metátesis,
- una primera torre de fraccionamiento situada corriente abajo del primer reactor de isomerización y que está configurada para fraccionar por separado los efluentes del primer y segundo reactores de isomerización,

– una segunda torre de fraccionamiento situada corriente abajo del reactor de metátesis para separar del producto de la reacción de metátesis hidrocarburos ligeros,

– un tanque de almacenamiento dispuesto corriente abajo de la primera o segunda torre de fraccionamiento, y

– una tubería de salida del tanque de almacenamiento que conecta el tanque de almacenamiento con una entrada del primer reactor de isomerización y/o con la entrada del reactor de metátesis.

24. El sistema de acuerdo con la reivindicación 23, en el que la primera torre de fraccionamiento incluye dos columnas distintas de fraccionamiento.

25. El sistema de acuerdo con la reivindicación 23 ó 24, en el que la segunda torre de fraccionamiento está configurada para proporcionar también capacidad adicional de fraccionamiento para fraccionar el efluente del segundo reactor de isomerización.

26. El sistema de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 23 a 25, en el que la primera torre de fraccionamiento y/o la segunda torre de fraccionamiento son parte de un subsistema de fraccionamiento que incluye un condensador y un calentador, y el condensador y calentador forman una bomba de calor.

27. El sistema de acuerdo con la reivindicación 26, en el que la bomba de calor incluye además un vaporizador asociado con la torre de fraccionamiento.

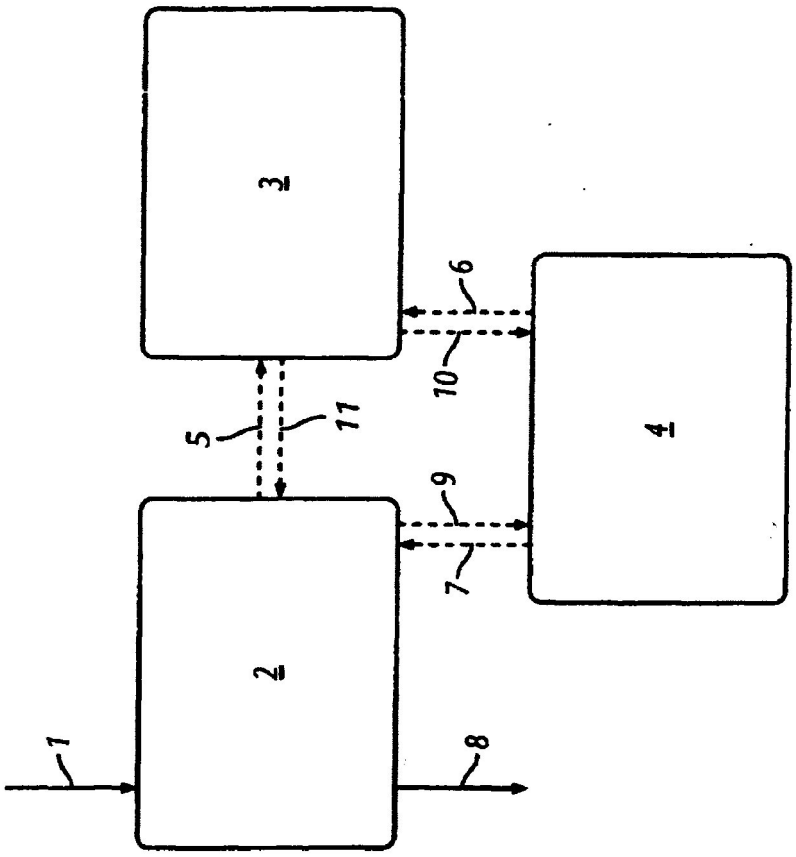

FIG. 1

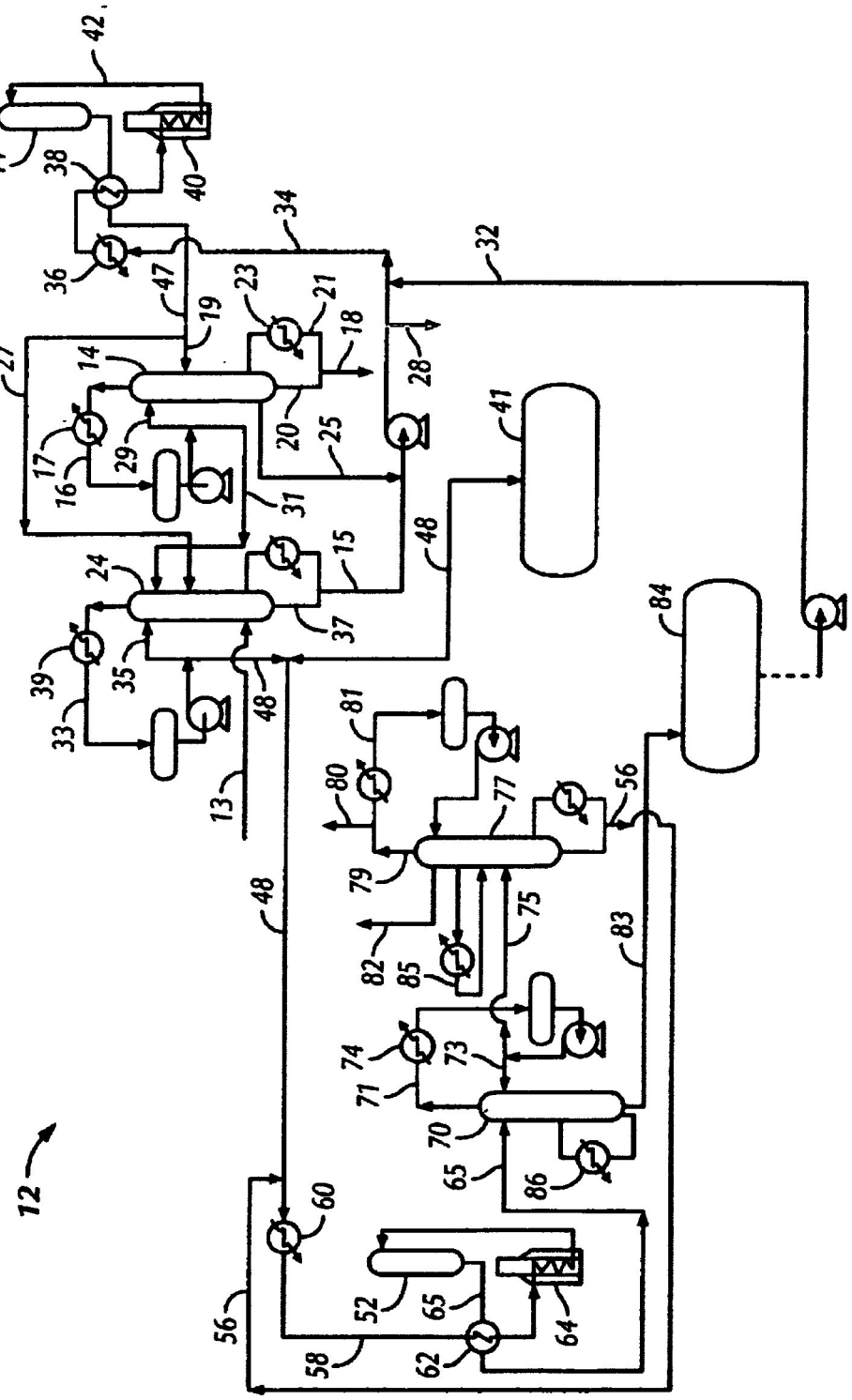
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
23
24
25
27
28
29
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
44
47
48
52
56
58
60
62
64
65
70
71
73
74
75
77
79
80
81
82
83
84
85
86

FIG. 2

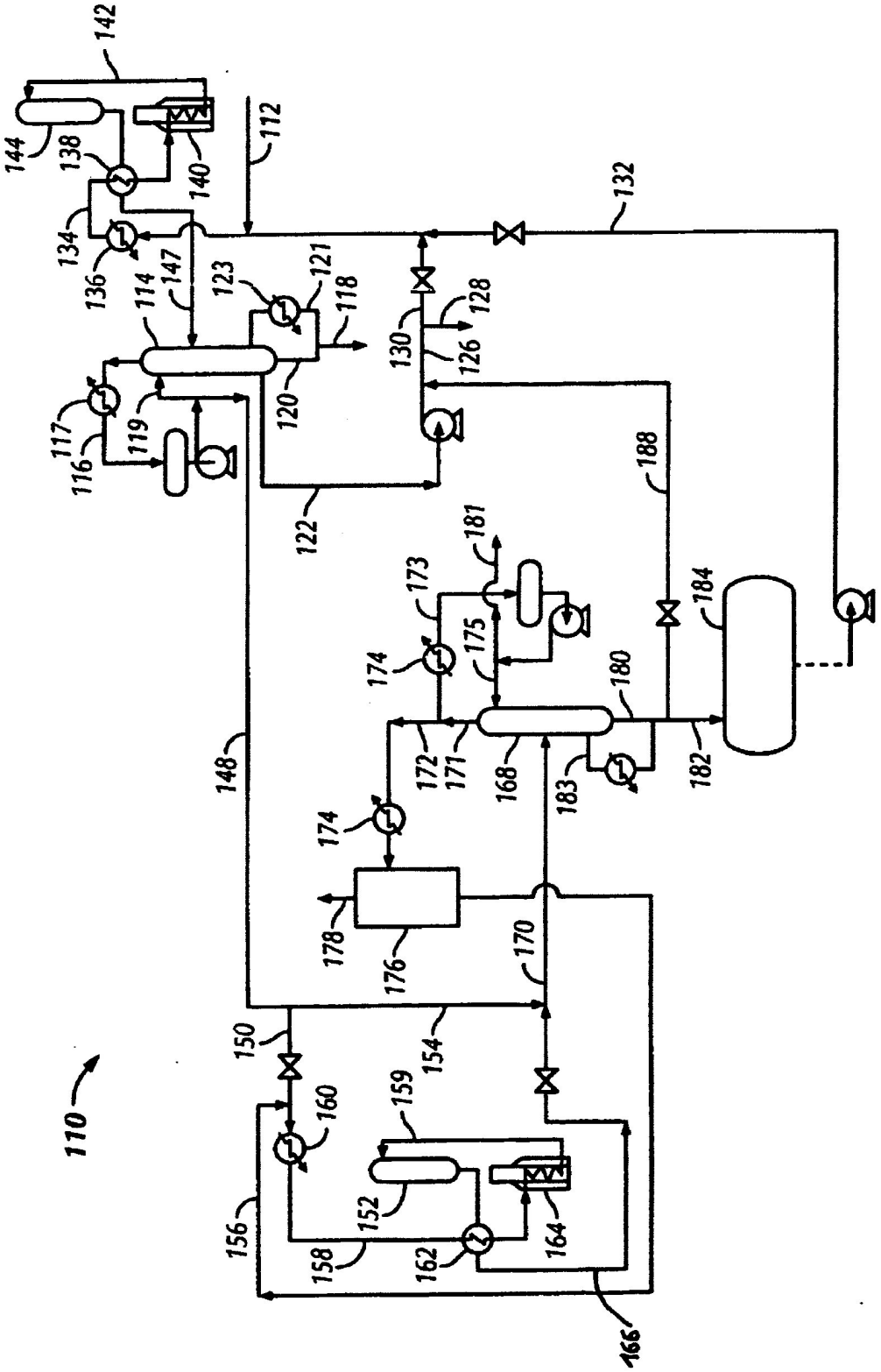
110
112
114
116
117
118
119
120
121
122
123
126
128
130
132
134
136
138
140
142
144
147
148
150
152
154
156
158
159
160
162
164
166
168
170
171
172
173
174
175
176
178
180
181
182
183
184
188

FIG. 3

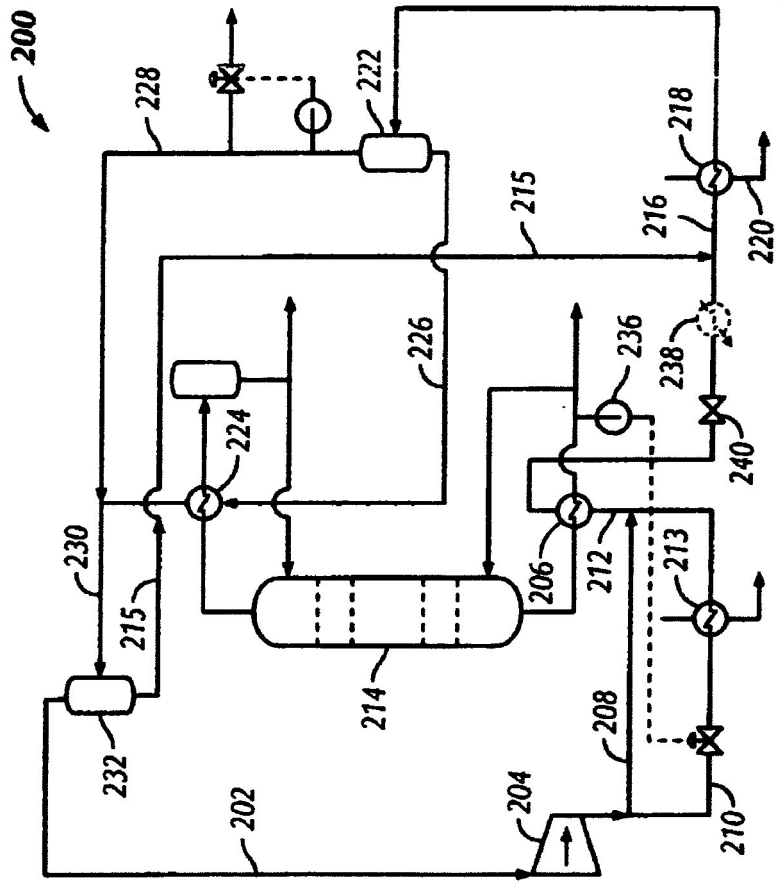
200
228
222
218
215
216
220
226
236
238
224
240
230
215
206
212
213
214
208
232
202
204
210

FIG. 4

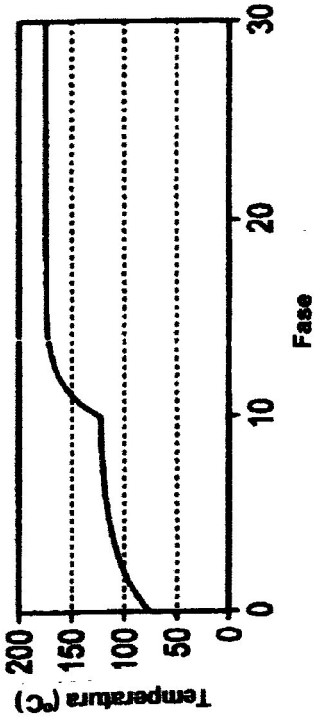

FIG. 6

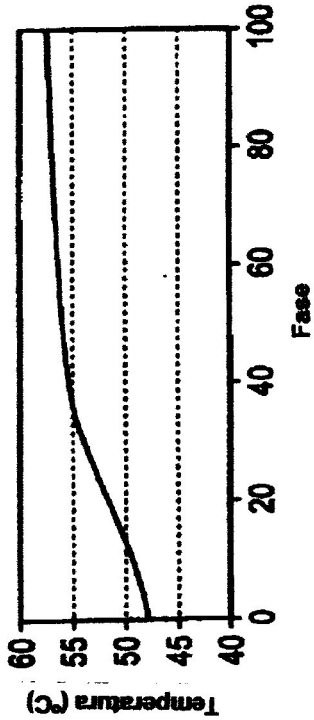

FIG. 5

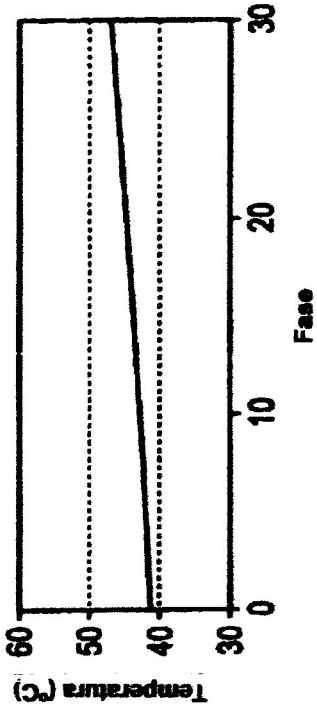

FIG. 8

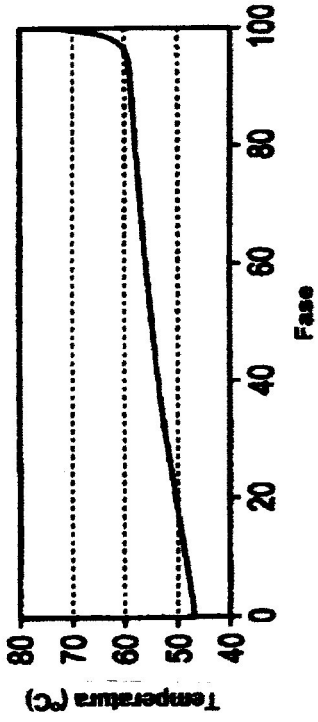

FIG. 7