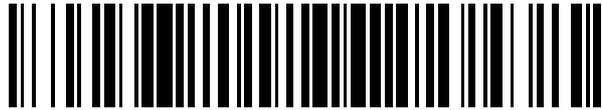


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 524 905**

51 Int. Cl.:

C07C 2/36 (2006.01)

B01J 31/18 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **28.11.2012** **E 12194589 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.11.2014** **EP 2738151**

54 Título: **Proceso para la oligomerización de etileno**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
15.12.2014

73 Titular/es:

**SAUDI BASIC INDUSTRIES CORPORATION
(50.0%)
P.O. Box 5101
Riyadh 11422, SA y
LINDE AG (50.0%)**

72 Inventor/es:

**AZAM, SHAHID;
ILYAS, ABDULJELIL;
ALQAHTANI, ABDULLAH;
KHURRAM, SHEHZADA;
WÖHL, ANINA;
MÜLLER, WOLFGANG;
HARFF, MARCO;
MEISWINKEL, ANDREAS y
BÖLT, HEINZ**

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 524 905 T3

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

DESCRIPCIÓN

Proceso para la oligomerización de etileno.

La presente invención se refiere a un proceso para la oligomerización de etileno.

5 Los procesos para la producción de alfa olefinas lineales (LAO), incluido el comonomero 1-hexeno, son ampliamente conocidos y se basan en la oligomerización de etileno utilizando varias composiciones de catalizadores. Estos procesos tienen en común que conducen a una distribución de producto de oligómeros de etileno de longitud de cadena 4, 6, 8, etc.

Además, las composiciones de catalizadores son conocidas en la oligomerización de etileno que puede preparar predominantemente 1-hexeno oligómeros.

10 Por ejemplo, el documento US 2010/0190939 A1 divulga una composición de catalizadores que comprende un compuesto de cromo, un ligando de la estructura general PNP o PNPNP y un activador o co-catalizador que puede utilizarse en la oligomerización de etileno para producir predominantemente oligómeros de hexeno.

Además, el documento US 2012/0029258 A1 divulga una composición de catalizadores bastante similar que adicionalmente comprende un modificador que contiene haluro orgánico o inorgánico, o un modificador que contiene un grupo amida libre, respectivamente.

15 Los documentos US 2010/0190939 A1 y US 2012/0029258 A1 describen reacciones de oligomerización que tienen una selectividad típica a 1-hexeno de más de 92 por ciento en peso (pureza de 1-hexeno > 99 por ciento en peso), butenos \approx 3 por ciento en peso, decenos \approx 5 por ciento en peso, octenos \approx 0,5 por ciento en peso y polímero \approx 0,3 por ciento en peso, basándose todos los porcentajes en peso en el peso total de los oligómeros/polímeros obtenidos. Las condiciones de proceso típicas para esta oligomerización están en el rango de presión de 10-100 bar y 30 a 70°C de temperatura.

20 Los procesos comerciales para la trimetización de etileno conocidos en la técnica implican alimentar un disolvente, preferentemente tolueno, etileno reciclado con un aporte de etileno nuevo y la solución de catalizadores respectiva a un reactor, preferiblemente un reactor multitubular, más preferiblemente un reactor de columna de burbujas. El etileno sin reaccionar y la LAO de residuos livianos que se han dividido en fase de vapor salen de la parte superior del reactor como efluente de cabeza del reactor y se evaporan rápidamente para recuperar sólo etileno, mientras la LAO condensada, aquí mayormente C₄ y C₆ menor, se combinan con la corriente líquida del fondo del reactor para una purificación adicional.

25 Los efluentes del fondo del reactor que contienen los productos de LAO (\geq C₄), junto con etileno disuelto, disolvente y catalizador, se retiran continuamente del fondo del reactor. Debido a que el catalizador aún está activo, un medio aplacado, preferiblemente n-decanol, se agrega inmediatamente y se mezcla con los efluentes líquidos del reactor. Esta corriente se envía a una columna de recuperación donde el etileno disuelto se recupera y recicla de vuelta en el reactor.

30 Los residuos del fondo de un separador de C₂ que comprende LAO, disolvente, catalizador utilizado, medio de aplacamiento, se envían a una sección de recuperación de productos, donde se fraccionan en una serie de aproximadamente 4 a 5 columnas de destilación para separar individualmente butenos, hexenos, disolvente, octenos, decenos y productos \geq C₁₂, así como polímeros, etc.

35 Un proceso conocido en la técnica se ilustra en la figura 1. En un reactor 1, un disolvente 2, catalizador 3 y etileno 4 se introducen a través de líneas respectivas para llevar a cabo un proceso de oligomerización. El efluente de cabeza del reactor gaseoso se retira del reactor y se transfiere a un dispositivo de enfriamiento 5 externamente ubicado, tal como un condensador. El etileno obtenido se transfiere de vuelta al reactor, si es necesario con una reposición de etileno nuevo 6. El efluente del fondo del reactor se aplica con un medio de aplacamiento 7 y se combina con alfa-olefinas lineales licuadas en el dispositivo de enfriamiento 5. Este efluente del fondo del reactor aplacado se envía entonces a una serie de columnas de fraccionamiento 8-13. En la columna de fraccionamiento 8, el etileno disuelto en el disolvente se retira y separa y después puede reciclarse en el reactor. En la columna de fraccionamiento 9, los butenos pueden separarse, mientras en la columna de fraccionamiento 10, los hexenos pueden retirarse y procesarse adicionalmente más tarde. Si, por ejemplo, el tolueno se utiliza como disolvente en la reacción de oligomerización, esto puede separarse en la columna de fraccionamiento 11, mientras las alfa-olefinas más lineales, es decir octenos y decenos, pueden separarse individualmente en las columnas de fraccionamiento 12 y 13. Cualquier residuo adicional, tales como fracciones \geq C₁₂, catalizador utilizado, materiales poliméricos y medios de aplacamiento, puede procesarse adicionalmente, lo cual no se describe en la presente en detalle.

40 Las desventajas de los procesos de la técnica anterior para la oligomerización de etileno son capital y gastos de funcionamiento elevados, por ejemplo los costos de varias columnas de fraccionamiento en la sección de separación para la recuperación de productos, la formación de cera pesada que resulta en suciedad/obstrucción del reactor y equipos del reactor, así como la dificultad de eliminar el calor para el proceso de oligomerización exotérmica.

Es, por lo tanto, un objeto de la presente invención superar las desventajas de la técnica anterior, especialmente para proporcionar un proceso para la oligomerización de etileno que tenga capital y gastos de funcionamiento reducidos, formación reducida de cera pesada o fácil eliminación de la misma, así como eliminación de calor mejorada.

5 Este objeto se alcanza mediante un proceso para la oligomerización de etileno que comprende los pasos de:

a) oligomerizar etileno en un reactor en presencia de disolvente y catalizador;

b) transferir un efluente de cabeza del reactor a un dispositivo de enfriamiento ubicado externamente y reciclar el efluente condensado en el reactor;

c) transferir el efluente del fondo del reactor a una serie de columnas de fraccionamiento y, en el siguiente orden,

10 i) opcionalmente separar la fracción C4,

ii) separar la fracción C6,

iii) separar simultáneamente las fracciones C8 y C10 y reciclarlas en el reactor; y

iv) separar los residuos que comprenden fracciones \geq C12, catalizador utilizado, material polimérico y medios de aplacamiento del proceso,

15 en donde el disolvente se separa en cualquiera de los pasos i)-iv) y/o en un paso adicional.

Es obvio para un experto en la técnica que, dependiendo de la elección de un disolvente, este puede eliminarse en varias posiciones. Por ejemplo, si se utiliza tolueno como disolvente, existe un paso de eliminación de disolvente entre los pasos ii) y iii) preferidos. Los disolventes pueden elegirse de modo que el paso de eliminación de disolvente se encuentre junto con cualquier paso i)-iv) o el disolvente puede elegirse, como tolueno, para agregar un paso adicional en el proceso.

20

Mientras que el efluente de cabeza del reactor condensado, así como las fracciones C8 y C10, se reciclan en el reactor, todas las otras fracciones obtenidas pueden procesarse adicionalmente, según se desee, pero no reciclarse en el reactor. En particular, la fracción C6 más preferiblemente deseada se procesa adicionalmente para su purificación para permitir el uso de la misma, por ejemplo, en la copolimerización de la misma con etileno.

25 En una realización preferida, el catalizador comprende (1) un compuesto de cromo, (2) un ligando de la estructura general (A) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-H$ o (B) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-PR_6R_7$, en donde R_1 , R_2 , R_3 , R_4 , R_5 , R_6 y R_7 se seleccionan independientemente de halógeno, amino, trimetilsililo, alquilo C1-C10, arilo C₆-C₂₀ y arilo C₆-C₂₀ sustituido, y (3) un activador o co-catalizador.

30 En otra realización preferida, el compuesto de cromo se selecciona del grupo que consiste en $CrCl_3(THF)_3$, acetil acetato de Cr(III), octanoato de Cr(III), hexacarbonilo de cromo, 2-etil hexanoato de Cr(III), benceno(tricarbonil)-cromo, cloruro de Cr(III).

Preferiblemente, el activador o co-catalizador de trimetil aluminio, trietil aluminio, triisopropil aluminio, triisobutil aluminio, sesquicloruro de etil aluminio, cloruro de dietil aluminio, dicloruro de etil aluminio, metil aluminoxano (MAO) o mezclas de los mismos.

35 Más preferiblemente, el proceso es la trimerización de etileno. Dado que el proceso es preferiblemente la trimerización de etileno para resultar en la producción de 1-hexeno, debería elegirse un disolvente que no se elimine simultáneamente en el paso de recuperación de C6.

La cabeza del reactor transferida y reciclada en el paso b) preferiblemente comprende etileno sin reaccionar o etileno y butenos sin reaccionar.

40 El dispositivo de enfriamiento es preferiblemente un condensador o una serie de intercambiadores de calor.

Preferiblemente, el efluente de cabeza del reactor se enfría en el dispositivo de enfriamiento hasta una temperatura de $-30^\circ C$ a $+10^\circ C$, preferiblemente $-10^\circ C$ a $+5^\circ C$, más preferiblemente $-5^\circ C$ a $0^\circ C$, y entonces se recicla en el reactor.

El etileno de reposición puede agregarse al efluente de cabeza del reactor condensado a reciclarse en el reactor.

45 Las fracciones C8 y C10 obtenidas en el paso iii) se reciclan preferiblemente en el reactor a una temperatura de aproximadamente $10-20^\circ C$.

El residuo obtenido en el paso iv) puede enviarse a incineración o se utiliza como combustible en una planta adyacente.

El contenido de C4 en el reactor preferiblemente es de 5 a 30 por ciento en peso, el contenido de C8 es de 1 a 2 por ciento en peso y/o el contenido de C10 en el reactor es de 5-10 por ciento en peso, siendo todos los porcentajes dados en base al peso total de líquidos contenidos en el reactor.

5 Preferiblemente, el contenido total de alfa-olefinas lineales en el líquido es de 30-75%p, preferiblemente 30-55%p en base al peso total de líquidos contenidos en el reactor. Como puede observarse en la tabla 3 más adelante, el contenido de LAO total sin etileno (es decir, producto líquido) es de aproximadamente 38%. Además, la relación LAO/disolvente es preferiblemente de aproximadamente 50%.

Finalmente, el reactor puede ser un reactor multitubular y/o un reactor de columna de burbujas.

10 Sorprendentemente, se encontró que el proceso para la oligomerización de etileno, preferiblemente la trimetización de etileno, de acuerdo con la presente invención permite reducir el capital y los gastos de funcionamiento, permite una eliminación sencilla de cera pesada formada en el reactor o el equipo del reactor y mejora la eliminación de calor de la oligomerización exotérmica.

15 De acuerdo con la presente invención, las dos columnas de destilación separadas, cada una para C8 y C10 utilizadas en la técnica, se combinan de acuerdo con la presente invención en una única columna. Esto puede utilizarse de manera ventajosa, ya que el proceso de la presente invención es preferiblemente catalizado con cromo y produce una cantidad muy limitada de otros oligómeros además de C6. Ahorrar una columna reduce definitivamente el costo de inversión general del proceso entero.

20 Además, un desafío principal en los procesos de oligomerización de etileno existente es la eliminación de calor eficiente de la reacción exotérmica. Algunos procesos comerciales utilizaron hasta el momento etileno excesivo para enfriar el reactor hasta la temperatura deseada que favorece la actividad y selectividad del catalizador. Sin embargo, con dicho etileno en exceso, la conversión de etileno por paso es muy baja para los reactores de columna de burbujas, lo que resulta en una carga significativa en la columna de recuperación C2 y, por lo tanto, en mayores costos de funcionamiento. El proceso de la invención puede concebirse ahora, en donde parte del calor de la reacción es retirado por el calor latente de evaporación de C2/C4 condensada del fondo del condensador, así como del calor sensible de la LAO pesada que se envía de vuelta al reactor.

25 Además, una desventaja inherente bien conocida del catalizador de oligomerización de etileno en base a cromo es la formación de cera pesada. Este residuo sólido (principalmente polietileno y ceras pesadas) tiende a causar obstrucción/suciedad dentro del reactor y los equipos del reactor. Este es especialmente el caso en un reactor de columna de burbujas en el cual el condensador está ubicado dentro del reactor.

30 En dichos diseños, el condensador interno sirve como superficie adicional para acumulaciones sólidas, de modo que el reactor necesita ser apagado periódicamente para su limpieza. Esto provoca la interrupción de la operación continua. El proceso de la invención supera la desventaja y evita cualquier parte interna dentro del reactor de trimerización de etileno, mientras que al mismo tiempo proporciona la misma capacidad de enfriamiento para mantener la temperatura del reactor y/o movilizar los residuos sólidos fuera del reactor para reducir la suciedad.

35 El proceso de la presente invención se pone en práctica de modo que la obstrucción del reactor con materiales poliméricos o ceras se reduce significativamente mediante la disolución de los materiales poliméricos en fracciones más altas de C8 y C10 presentes dentro del equipo del reactor. Se conoce que los materiales poliméricos son más solubles en olefinas con residuos más pesados que livianos. Al reciclar las fracciones C8 y C10 en el reactor, el tiempo en la corriente del proceso de la invención puede prolongarse significativamente. Además, el proceso de la invención puede operarse a una temperatura reducida ajustando el contenido del reactor en vista de ambas fracciones, C8 y C10, lo cual también mejora la solubilidad del etileno. Esto también beneficiará potencialmente la actividad del catalizador.

40 En una realización preferida, si C2 y C4 condensadas se envían al reactor como líquidos más que como corrientes gaseosas, esto mejorará significativamente el enfriamiento del reactor de oligomerización utilizando una porción significativa de calor de reacción como calor latente de evaporación.

Ventajas y características adicionales del proceso de la invención pueden tomarse de la siguiente descripción detallada de una realización preferida, junto con los dibujos, en donde

45 la Fig. 1 divulga una ilustración esquemática de un proceso comercial del estado de la técnica para la oligomerización; y

la Fig. 2 es una ilustración esquemática del proceso de la presente invención.

50 En cuanto al proceso ilustrado en la Fig. 1, también en la Fig. 2 el disolvente 20 (opcionalmente con disolvente de reposición nuevo), catalizador 30 y etileno 40 (opcionalmente con etileno de reposición nuevo 60) se introducen en un reactor 10 para su oligomerización. El efluente de cabeza del reactor, que contiene preferiblemente etileno y butenos, se transfiere a un dispositivo de enfriamiento 50 ubicado externamente y se recicla, ya sea con etileno de reposición nuevo o directamente, en el reactor 10. El efluente del fondo del reactor se descarga del reactor 10 y se

transfiere a una unidad de aplacamiento 70 donde se agrega el medio de aplacamiento. El efluente del fondo del reactor aplacado se transfiere entonces a una serie de columnas de fraccionamiento 80-110, en donde en la primera columna de fraccionamiento 80 el etileno disuelto en el disolvente y butenos se separan conjuntamente y se transfieren al dispositivo de enfriamiento 50 para ser reciclados finalmente en el reactor 10. En la columna de fraccionamiento 90, los hexenos se separan y descargan para su procesamiento adicional. Si, por ejemplo, el tolueno se utiliza como disolvente, este puede retirarse y separarse en la columna de fraccionamiento 100. Finalmente, las fracciones C8 y C10 se retiran y separan simultáneamente (conjuntamente) en columna de fraccionamiento 110. Las fracciones C8 y C10 se reciclan en el reactor 10, mientras todo residuo adicional puede transferirse entonces para su procesamiento adicional.

10 Realizaciones ilustrativas

Un modelo de reactor de múltiples compartimientos se desarrolló para justificar la hidrodinámica, termodinámica y la tasa de flujo de gas variable detalladas que resultan de la contracción química/física y la recirculación de gas/líquido en un reactor de columna de burbujas. El modelo de reactor se acopló a un modelo cinético mecanicista desarrollado específicamente para el novedoso sistema de catalizador de trimerización de etileno descrito por el documento US 20120029258. El modelo se utilizó para analizar una realización de la presente invención. El desempeño de un reactor de columna de burbujas a escala experimental para el proceso de trimerización para esta realización de la presente invención se verificó con el modelo de reactor riguroso desarrollado.

Además, se proporciona un ejemplo comparativo que ilustra un proceso para la oligomerización conocido en la técnica que, sin embargo, utiliza un condensador ubicado externamente con un reflujo total para separar etileno no convertido de los efluentes de la parte superior del reactor. El etileno separado se combina con etileno de reposición y etileno de la columna C2, que se recicla de vuelta al reactor. Por lo tanto, en este ejemplo comparativo, la composición de gas de alimentación es principalmente etileno, es decir, 98-99% de C2. El 1-buteno no está presente en la corriente de reciclado de etileno, ni existe ningún reciclado de las fracciones C8 y C10 en el reactor.

Ejemplo comparativo

25 Tabla 1: Análisis de corriente para el ejemplo comparativo con un condensador de cabeza que tiene reflujo total y sin reciclado de C4

	Fuente_Gas (Gas de alimentación)	Fuente_Líquida (Liq_dentro)	Líquido_Sumidero (gas_productos)	Gas_Sumidero (productos_gas)	Condensador (Flujo_dentro)	Condensador (Liq_fuera)
Tasa de flujo molar (kmol/hr)	4,19	0,09	0,41	3,70	5,19	1,49
Temperatura (K)	308,15	294,15	323,1,5	271,15	323,09	271,15
Presión (bar)	30,00	30,00	29,97	29,97	29,97	29,97
TOLUENO (mol/mol)	0,00	1,00	9,21	0,00	0,00	0,01
ETILENO (mol/mol)	0,98	0,00	0,47	0,99	0,95	0,85
1-BUTENO (mol/mol)	0,02	0,00	0,12	0,01	0,04	0,12
1-HEXENO (mol/mol)	0,00	0,00	0,20	0,00	0,01	0,02
1-OCTENO (mol/mol)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DECENOS (mol/mol)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DODECENOS (mol/mol)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

El análisis de la corriente del ejemplo comparativo 1 se presenta en la Tabla 1. Los indicadores clave de desempeño (KPIs) del proceso se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2

Conversión de etileno	0,0627512
Selectividad ("1-BUTENO")	0,0248341
Selectividad ("1-HEXENO")	0,941373
Selectividad ("1-OCTENO")	1,61962E-11
Selectividad ("1-DECENO")	0,0337925
Selectividad ("1-DODECENO")	3,78892E-11
Calor de la reacción (kW)	5,02985
Trabajo del condensador (kW)	-7,54554
Fracción molar del catalizador en alimentación líquida	0,000200259
Temperatura del condensador	271,150

5

Como se muestra en la Tabla 2, la conversión por paso de etileno de ~ 6%p se obtuvo con el trabajo del condensador de -7,5 kW operado a -2°C.

Ejemplo de la invención

10 El etileno y 1-buteno se envían directamente al condensador ubicado externamente después de pasar a través de un intercambiador de calor para reducir la temperatura a aproximadamente 35°C. El etileno/1-buteno condensado ingresa al reactor como corrientes líquidas preferiblemente desde la parte superior de una zona de separación, incluso más preferiblemente desde el lado hacia la zona de reacción para un enfriamiento efectivo. El contenido de etileno/1-buteno en el reactor puede mantenerse entre 5-30%p a través de una corriente de purga.

15 De manera similar, los decenos/1-octeno de la parte superior de la columna de fraccionamiento 1-CB/C10 se envían de vuelta al reactor después de haberse enfriado de 170°C a 10 ~ 20°C. El contenido de decenos en el reactor puede mantenerse entre 5-10% a través de una corriente de purga. Es posible que deba considerarse el trabajo adicional de enfriar la 1-C8/C10 reciclada hasta temperaturas más bajas. Sin embargo, los beneficios extra proporcionados por la fracción pesada reciclada para la movilización de polímeros y el enfriamiento del reactor en forma de calores sensibles pueden compensar este trabajo.

20 La Tabla 3 muestra el análisis de la corriente, mientras que la Tabla 4 ilustra los indicadores clave de desempeño para este proceso de la invención.

Tabla 3: Análisis de la corriente para la realización preferida de la presente invención con C₂/C₄ reciclada como corrientes líquidas y 1-octeno/decenos reciclados

	Fuente_Gas (Gas de alimentación)	Fuente_Líquida (Liq_dentro)	Líquido_Sumidero (gas_productos)	Gas_Sumidero (productos_gas)	Condensador (Flujo_dentro)	Condensador (Liq_fuera)
Tasa de flujo molar (kmol/hr)	1,77	0,09	0,47	3,02	1,52	0,27
Temperatura (K)	308,15	294,15	323,15	314,34	274,15	308,15
Presión (bar)	30,00	30,00	29,96	29,96	29,96	30,00
TOLUENO (mol/mol)	0,00	0,93	0,17	0,00	0,00	0,00
ETILENO (mol/mol)	0,99	0,00	0,46	0,90	0,81	0,59
1-BUTENO (mol/mol)	0,01	0,00	0,19	0,10	0,17	0,40
1-HEXENO (mol/mol)	0,00	0,00	0,17	0,01	0,01	0,02
1-OCTENO (mol/mol)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DECENOS (mol/mol)	0,00	0,07	0,02	0,00	0,00	0,00
DODECENOS (mol/mol)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabla 4

Conversión de etileno	0,0773188
Selectividad ("1-BUTENO")	0,0251504
Selectividad ("1-HEXENO")	0,946202
Selectividad ("1-OCTENO")	3,85301E-12
Selectividad ("1-DECENO")	0,0286475
Selectividad ("1-DODECENO")	3,35246E-12
Calor de la reacción (kW)	4,52678
Trabajo del condensador (kW)	-5,26443
Fración molar del catalizador en alimentación líquida	0,000170544
Temperatura del condensador	274,150

- 5 Tal como se muestra en el ejemplo ilustrativo, la conversión de etileno por paso es ~ 8% con trabajo del condensador de -5 kW operado a 1°C. La presente realización típica la tasa de alimentación de etileno más baja a 50 kg/hr.

Las características de la invención divulgadas en la descripción anterior y en las reivindicaciones puede ser esencial para implementar la invención en sus distintas realizaciones, tanto individualmente como en cualquier combinación.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la oligomerización de etileno que comprende los pasos de:
 - a) oligomerizar etileno en un reactor en presencia de disolvente y catalizador;
 - b) transferir el efluente de cabeza del reactor a un dispositivo de enfriamiento ubicado externamente y reciclar el efluente condensado en el reactor;
 - c) transferir el efluente del fondo del reactor a una serie de columnas de fraccionamiento y, en el siguiente orden,
 - i) opcionalmente separar la fracción C4,
 - ii) separar la fracción C6,
 - iii) separar simultáneamente las fracciones C8 y C10 y reciclar las mismas en el reactor, y
 - iv) separar residuos que comprenden fracciones \geq C12, catalizador utilizado, material polimérico y medios de aplacamiento del proceso,
 en donde el disolvente se separa en cualquiera de los pasos i)-iv) y/o en un paso adicional.
2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde el catalizador comprende (1) un compuesto de cromo, (2) un ligando de la estructura general (A) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-H$ o (B) $R_1R_2P-N(R_3)-P(R_4)-N(R_5)-PR_6R_7$, en donde $R_1, R_2, R_3, R_4, R_5, R_6$ y R_7 se seleccionan independientemente de halógeno, amino, trimetilsililo, alquilo C1-C10, arilo C₆-C₂₀ y arilo C₆-C₂₀ sustituido, y (3) un activador o co-catalizador.
3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 o 2, en donde el compuesto de cromo se selecciona del grupo que consiste en $CrCl_3(THF)_3$, acetil acetonato de Cr(III), octanoato de Cr(III), hexacarbonilo de cromo, 2-etil hexanoato de Cr(III), benceno(tricarbonil)-cromo y cloruro de Cr(III).
4. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el activador o co-catalizador se selecciona de trimetil aluminio, trietil aluminio, triisopropil aluminio, triisobutil aluminio, sesquicloruro de etil aluminio, cloruro de dietil aluminio, dicloruro de etil aluminio, metil aluminoxano (MAO) o mezclas de los mismos.
5. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes que es la trimetización de etileno.
6. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde la cabeza del reactor transferida y reciclada en el paso b) comprende etileno sin reaccionar o etileno y butenos sin reaccionar.
7. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el dispositivo de enfriamiento es un condensador o una serie de intercambiadores de calor.
8. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el efluente de cabeza del reactor se enfría en el dispositivo de enfriamiento hasta una temperatura de $-30^\circ C$ a $+10^\circ C$, preferiblemente $-10^\circ C$ a $+5^\circ C$, más preferiblemente $-5^\circ C$ a $0^\circ C$, y entonces se recicla en el reactor.
9. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el etileno de reposición se agrega al efluente de cabeza del reactor condensado para reciclarlo en el reactor.
10. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde las fracciones C8 y C10 obtenidas en el paso iii) se reciclan en el reactor a una temperatura de aproximadamente $10-20^\circ C$.
11. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el residuo obtenido en el paso iv) se envía a incineración o se utiliza como combustible en una planta adyacente.
12. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el contenido de C4 en el reactor es de 5 a 30 por ciento en peso, el contenido de C8 es de 1 a 2 por ciento en peso y/o el contenido de C10 en el reactor es de 5-10 por ciento en peso, siendo todos los porcentajes dados en base al peso total de líquidos contenidos en el reactor.
13. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el contenido total de alfa-olefinas lineales en el líquido es de 30-75%p en base al peso total de líquidos contenidos en el reactor.
14. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el reactor es un reactor multitubular y/o un reactor de columna de burbujas

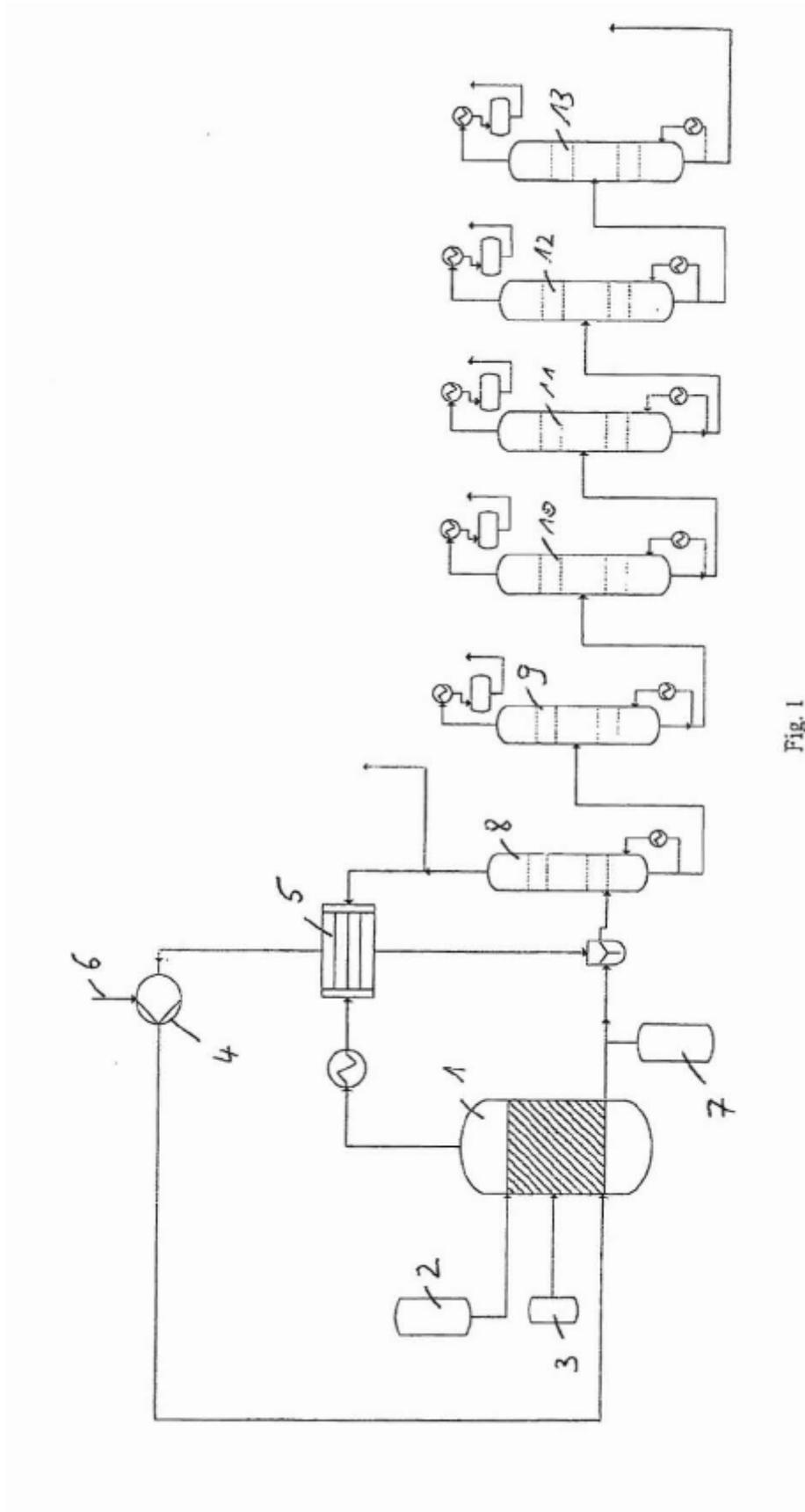


Fig. 1

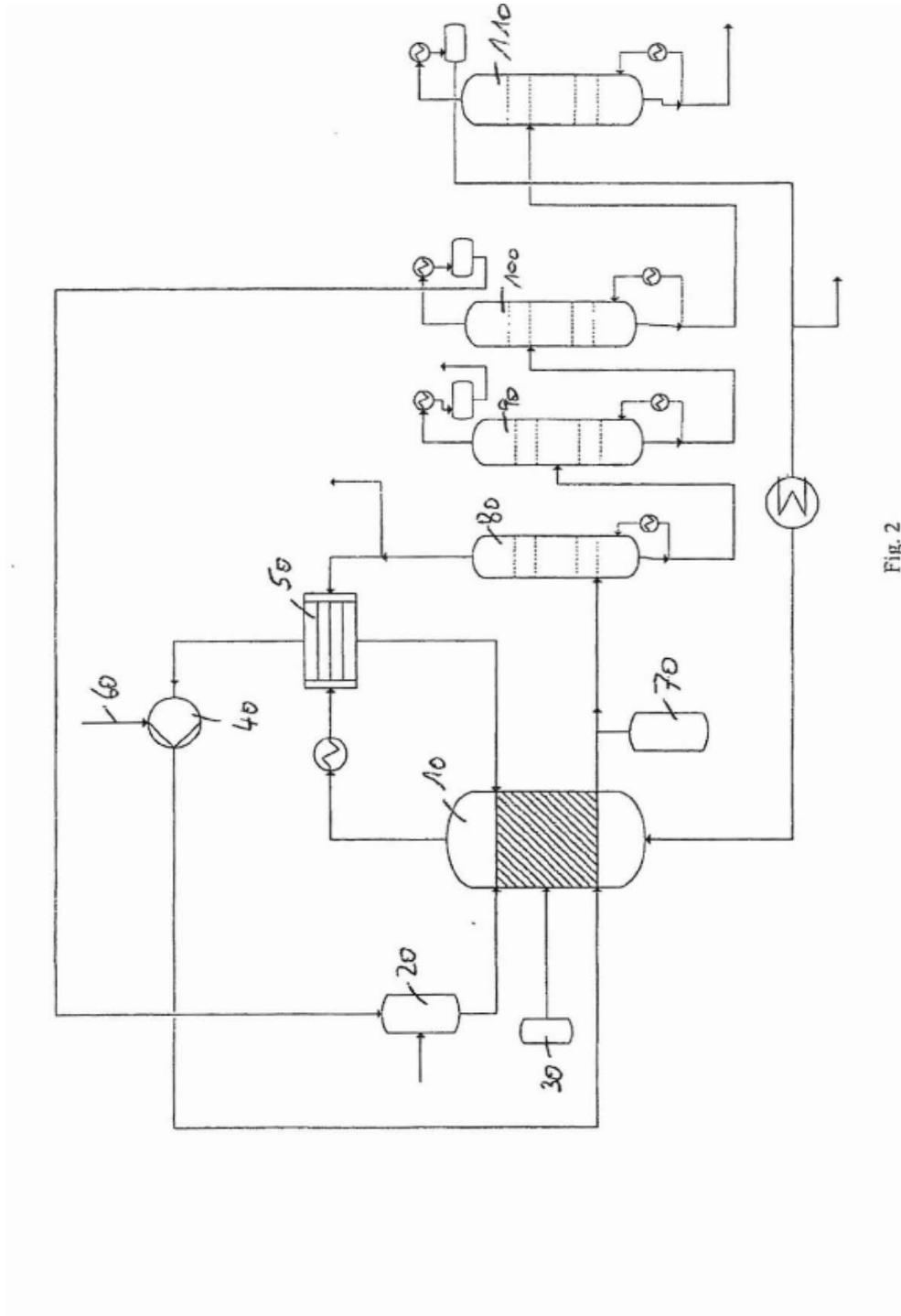


Fig. 2