

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 813 933**

51 Int. Cl.:

B01J 8/00 (2006.01)

B01J 8/06 (2006.01)

C07C 41/05 (2006.01)

C07C 2/08 (2006.01)

C07C 1/20 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **07.08.2008 PCT/EP2008/006693**

87 Fecha y número de publicación internacional: **19.02.2009 WO09021736**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.08.2008 E 08801586 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.07.2020 EP 2178627**

54 Título: **Reactor tubular modificado y procedimiento para efectuar reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos en el que se usa**

30 Prioridad:

14.08.2007 IT MI20071675

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
25.03.2021

73 Titular/es:

**SAIPEM S.P.A. (100.0%)
Via Martiri di Cefalonia, 67
20097 San Donato Milanese (Milano), IT**

72 Inventor/es:

**DI GIROLAMO, MARCO;
BRIANTI, MAURA y
CONTE, MASSIMO**

74 Agente/Representante:

LINAGE GONZÁLEZ, Rafael

Observaciones:

Véase nota informativa (Remarks, Remarques o Bemerkungen) en el folleto original publicado por la Oficina Europea de Patentes

ES 2 813 933 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

Reactor tubular modificado y procedimiento para efectuar reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos en el que se usa

5

La presente invención se refiere a un reactor tubular modificado y al procedimiento para su uso en reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos llevadas a cabo en fase líquida.

10

Los reactores tubulares consisten generalmente en intercambiadores de haz de tubos verticales, en los que el catalizador se mantiene en los tubos por medio de soportes metálicos mientras que el fluido usado para liberar o eliminar calor fluye en el lado de la carcasa. Este tipo de reactor se usa satisfactoriamente en reacciones tanto endotérmicas como exotérmicas.

15

Un ejemplo típico de una reacción endotérmica es la reacción de craqueo de MTBE (metil terc-butil éter), usada para la producción de isobuteno de alta pureza, en la que el calor de reacción se suministra haciendo circular vapor o aceite caliente en el lado de la carcasa.

20

Sin embargo, los reactores tubulares se usan principalmente en reacciones exotérmicas y ejemplos típicos de aplicación son la eterificación y/o dimerización selectiva de olefinas ramificadas (iso-olefinas) contenidas en cortes de hidrocarburos C4 y C5.

25

A través de estas reacciones, es de hecho posible convertir isobuteno e isoamilenos (2-metil-1-buteno y 2-metil-2-buteno), que son las olefinas más reactivas presentes en corrientes C4 y C5, en compuestos de alto octanaje tales como éteres del MTBE, ETBE (etil terc-butil éter), TAME (metil terc-amil éter), TAEE (etil terc-amil éter) y/o corrientes de hidrocarburos tales como iso-octeno (corte que contiene al menos el 80% de hidrocarburos C8).

30

Debido a las características de alto octanaje (tanto el número de octano de investigación (*Research Octane Number* (RON)) como el número de octano del motor (*Motor Octane Number* (MON))), la baja volatilidad, la ausencia de los productos más perjudiciales para el medio ambiente (azufre, productos aromáticos, benceno, etc.), todos estos compuestos (hidrocarburos y/o compuestos oxigenados) se encuentran en la categoría de composiciones que son extremadamente interesantes para obtener gasolinas más compatibles con las presentes exigencias medioambientales.

35

Con el fin de responder a la demanda cada vez mayor en futuras gasolinas de compuestos que tengan estas características, existe por tanto la necesidad de mejorar sus procedimientos de producción también con el uso de reactores más sencillos y más funcionales.

40

Todos estos compuestos se sintetizan en plantas sustancialmente similares ya que los reactores (tubulares y adiabáticos) y catalizadores (resinas de ácido de intercambio iónico) son prácticamente los mismos para tanto las reacciones de eterificación como de dimerización de olefinas ramificadas.

45

Mientras que en el caso de la eterificación es suficiente hacer reaccionar la iso-olefina con un alcohol lineal (preferiblemente metanol y/o etanol), en el caso de la dimerización, con el fin de tener éxito en la obtención de un producto de alta calidad (contenido de dímeros superior al 80% en peso), es necesario usar cantidades moderadas de compuestos oxigenados (éteres y/o alcohol) capaces de moderar la actividad del catalizador y por tanto controlar la velocidad de reacción obteniendo la selectividad deseada para dar dímeros.

Compuestos oxigenados que pueden usarse en el caso de corrientes C4 son:

50

- alcohol primario en una cantidad subestequiométrica con respecto al isobuteno alimentado en la materia prima (documento IT-MI95/A001140 del 01/06/1995 publicado como MI1995A001140);

55

- alcohol primario y/o alquil éter en una cantidad subestequiométrica con respecto al isobuteno alimentado en la materia prima (documento IT-MI97/A001129 del 15/05/1997 publicado como MI1997A001129);

60

- alcohol terciario y/o alquil éter y/o alcohol primario en una cantidad subestequiométrica con respecto al isobuteno alimentado en la materia prima (documento IT-MI99/A001765 del 05/08/1999 publicado como MI1999A001765);

65

- alcohol terciario (tal como alcohol terc-butílico - TBA) en una cantidad subestequiométrica con respecto al isobuteno alimentado en la materia prima (documento IT-MI94/A001089 del 27/05/1994 publicado como MI1994A001089). Corrientes de hidrocarburos, usadas en la reacción de eterificación y/o dimerización, que contienen principalmente isobutano, isobuteno, n-butano, n-butenos, isoamilenos e hidrocarburos C5 saturados y olefinicos.

- Aunque está disponible una amplia variedad de fuentes para proporcionar estas corrientes, las más comunes se refieren a las que se derivan de procesos de deshidrogenación de iso-parafinas, unidades de FCC, unidades de craqueo con vapor o procesos para la producción de isobuteno puro, tal como la deshidratación de TBA o el craqueo de MTBE o ETBE; estas corrientes difieren entre sí en el contenido de olefinas ramificadas y lineales. La olefina ramificada se convierte principalmente en la zona de reacción, parte de las olefinas C4-C5 presentes, sin embargo, también pueden convertirse en un producto útil.
- El uso de reactores tubulares es fundamental para obtener las altas selectividades que, usando la cantidad mínima de catalizador con los mismos rendimientos, son capaces de eliminar el calor de reacción, limitar la formación de subproductos en el caso de la eterificación y evitar, en el caso de la dimerización, la iniciación de reacciones de oligomerización y polimerización de olefinas que se ven favorecidas por las altas temperaturas.
- En estos reactores, tal como se muestra en la figura 1, el catalizador está situado en los tubos, mientras que el agua templada fluye en el lado de la carcasa, para eliminar el calor de reacción y en consecuencia obtener un perfil de temperatura óptimo para una reacción exotérmica; en este caso, de hecho, la temperatura, tal como se indica en la figura 2, es alta en la primera parte del lecho catalítico para garantizar un soporte cinético para la reacción y tan baja como sea posible en la salida del reactor, con el fin de maximizar la conversión termodinámica y minimizar la producción de subproductos.
- Este perfil térmico particular también proporciona al reactor tubular mayor resistencia a los venenos, porque solo la parte inicial del lecho catalítico se ve implicada eficazmente en la síntesis, mientras que la parte restante (usada para lograr la conversión en equilibrio) actúa de manera práctica como reserva de catalizador.
- A pesar del hecho, por tanto, de que solo una parte del catalizador se usa realmente, este reactor usa, con los mismos rendimientos, una cantidad mucho menor de catalizador que la de un reactor adiabático.
- En el caso de desactivación del catalizador, también es posible usar el agua templada para proporcionar soporte térmico para la reacción.
- El agua templada puede fluir o bien en paralelo o bien a contracorriente con respecto al fluido de proceso, en relación con la cantidad de calor que va a eliminarse, y se recircula por medio de una bomba tras enfriarse hasta la temperatura deseada en un intercambiador externo.
- Este reactor tiene una gran flexibilidad operativa porque es posible controlar la temperatura interna y en consecuencia la velocidad de reacción modificando tanto la temperatura de entrada de los reactivos como la temperatura y velocidad de flujo del agua templada.
- El fluido de proceso fluye hacia arriba a través de los tubos para limitar los fenómenos de empaquetamiento del catalizador y reducir significativamente las caídas de presión, pero ocasionalmente también puede alimentarse desde arriba hacia abajo.
- El comportamiento de este reactor es el mismo tanto en el caso de materias primas muy concentradas como también extremadamente diluidas y en consecuencia el reactor tubular puede tratar indistintamente cualquier tipo de materia prima; por este motivo se usa normalmente como reactor de entrada (donde se realiza la mayor parte de la conversión) en plantas de eterificación y/o dimerización tanto en la primera como también en una posible segunda fase.
- Puede usarse una amplia variedad de catalizadores de ácido sólidos en este tipo de reactor, pero se prefieren resinas poliméricas de estireno-divinilbenceno que tienen grupos sulfónicos como centros catalíticos tales como, por ejemplo, Amberlyst 15 y 35 en el caso de eterificación y dimerización, y óxidos de silicio y/o aluminio en el caso de reacciones de craqueo de alquil éteres.
- Puede usarse una amplia gama de condiciones de funcionamiento; las reacciones deseadas pueden llevarse a cabo en fase líquida (condición preferida para las reacciones de eterificación y dimerización).
- La presión es preferiblemente superior a la atmosférica y generalmente por debajo de 5 MPa, más preferiblemente entre 0,2 - 3,0 MPa. La temperatura varía en relación con el tipo de reacción y generalmente está por debajo de 300°C para el craqueo y es preferiblemente de desde 30 hasta 120°C para reacciones de eterificación y dimerización. Estos reactivos pueden estar hechos normalmente de acero al carbono o acero inoxidable pero también es posible usar una combinación de los dos materiales; por ejemplo es posible producir un reactor usando acero inoxidable solo para los tubos. Este tipo de reactor es obviamente más caro que un reactor adiabático sencillo, pero tiene tantas ventajas operativas que es igual de competitivo.
- El límite principal de este tipo de reactor, por otro lado, consiste en el hecho de que el procedimiento de carga y descarga del catalizador es extremadamente largo y costoso; el catalizador se mantiene de hecho dentro de los

tubos, cuyo número puede incluso alcanzar varios miles, con el uso de soportes metálicos particulares, devanados de malla y resortes, situados en ambos extremos de cada tubo (tal como se muestra en la figura 1) que deben instalarse y retirarse para su carga y descarga.

5 El documento DE 100 47 693 A1 da a conocer un reactor tubular para reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos según el preámbulo de la reivindicación 1.

Se da a conocer ahora un reactor tubular adecuadamente modificado usado en un procedimiento según la reivindicación 1 y reivindicaciones dependientes adjuntas, sin dispositivos de soporte metálicos del catalizador en los tubos, que es mucho más flexible y eficaz y más fácil de manejar, con respecto a las operaciones de carga y descarga de los catalizadores.

15 El reactor tubular dado a conocer en la presente solicitud consiste esencialmente en un intercambiador de haz de tubos vertical cuyos tubos contienen catalizador, teniendo boquillas de entrada y salida para cada lado de paso de los reactivos, catalizador y líquido de intercambio térmico, caracterizado porque tiene uno o más soportes metálicos situados fuera de la placa de tubo inferior en la parte inferior del reactor para sostener el catalizador de modo que el mismo catalizador esté contenido no solo en los tubos del haz de tubos sino también en dicha parte inferior fuera de la placa de tubo inferior y también en la parte superior fuera de la placa de tubo superior.

20 En particular, en la parte superior, la altura del catalizador es preferiblemente superior a 10 mm y más preferiblemente superior a 50 mm con respecto a la placa de tubo superior.

El soporte metálico está situado preferiblemente cerca de o en la boquilla de entrada/salida inferior del reactor.

25 Un distribuidor de alimentación, que comprende preferiblemente una serie de orificios verticales y/o laterales en comunicación con la boquilla de entrada/salida inferior del reactor.

30 El distribuidor está situado a una distancia desde la placa de tubo preferiblemente mayor de 10 mm, más preferiblemente mayor de 50 mm. En algunas realizaciones de la invención, puede estar presente un deflector de flujo, posiblemente perforado parcialmente, por encima del distribuidor.

35 En algunas realizaciones el reactor tiene varias boquillas de alimentación, preferiblemente dos o cuatro, equidistantes desde el eje vertical del reactor, cada una en comunicación con un distribuidor de alimentación, por encima del cual puede estar situado un deflector de flujo, preferiblemente perforado.

Dicho deflector de flujo situado por encima de cada distribuidor puede estar inclinado: es preferiblemente una placa perforada con un ángulo de inclinación que oscila entre 5 y 80°, más preferiblemente entre 10 y 70°.

40 Una boquilla de alimentación central adicional del reactivo puede estar presente en el fondo del reactor.

El reactor según la invención puede estar hecho de acero al carbono o acero inoxidable o usando una combinación de los dos materiales.

45 La presente invención se refiere al procedimiento para efectuar reacciones exotérmicas catalíticas, llevadas a cabo en fase líquida, que implican intercambios térmicos, que se caracteriza porque usa el reactor según la invención.

50 El procedimiento para efectuar reacciones exotérmicas catalíticas en fase líquida puede caracterizarse por los siguientes aspectos esenciales adicionales:

- el fluido de proceso fluye preferiblemente hacia arriba;
- el fluido de enfriamiento fluye en el lado de la carcasa en paralelo o a contracorriente con respecto a los reactivos en relación con la cantidad de calor que va a intercambiarse;
- el fluido de enfriamiento que sale del reactor se enfría hasta la temperatura deseada en un elemento externo adecuado antes de que se recircule al reactor.

60 El catalizador consiste preferiblemente en resinas poliméricas de estireno-divinilbenceno que tienen grupos sulfónicos como centros funcionales.

Las velocidades lineales dentro del reactor son preferiblemente inferiores a 4,5 cm/s.

65 El líquido de enfriamiento es preferiblemente agua.

La altura mínima del catalizador por encima de la placa de tubo superior es preferiblemente de al menos 10 mm, y más preferiblemente de al menos 50 mm.

5 Las reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos son preferiblemente reacciones de eterificación entre olefinas ramificadas y alcohol lineal o reacciones de dimerización de olefinas ramificadas.

El procedimiento para la reacción de eterificación entre olefinas ramificadas y alcohol lineal se efectúa preferiblemente a temperaturas que oscilan entre 30 y 120°C y a presiones que oscilan entre 0,2 y 3,0 MPa.

10 El alcohol lineal se selecciona preferiblemente de metanol y/o etanol.

La olefina ramificada tiene un número de átomos de carbono que oscila preferiblemente entre 4 y 7.

15 El procedimiento para la reacción de dimerización de olefinas ramificadas se efectúa preferiblemente a temperaturas que oscilan entre 30 y 120°C y presiones que oscilan entre 0,2 y 3,0 MPa.

La olefina ramificada tiene un número de átomos de carbono que oscila preferiblemente entre 4 y 7.

20 La reacción de dimerización se lleva a cabo preferiblemente en presencia de alcoholes lineales y/o alquil éter y/o alcoholes ramificados.

El alquil éter se selecciona preferiblemente de MTBE, ETBE, MSBE (metil sec-butil éter), ESBE (etil sec-butil éter), TAME, TAEE o mezclas de los mismos.

25 El alcohol ramificado tiene un número de átomos de carbono que oscila preferiblemente entre 4 y 7.

El alcohol lineal se selecciona preferiblemente de metanol y/o etanol.

30 Otras posibles olefinas presentes en la materia prima también pueden reaccionar para formar productos de alto octanaje para tanto reacciones de eterificación como de dimerización.

Las reacciones de eterificación y dimerización de olefinas ramificadas también pueden llevarse a cabo simultáneamente.

35 La presente invención también da a conocer el uso del reactor según la invención para reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos.

40 En particular, reacciones catalíticas preferidas que implican intercambios térmicos que requieren el uso del reactor según la invención son reacciones de eterificación entre olefinas ramificadas y alcohol lineal y reacciones de dimerización de olefinas ramificadas.

45 Se proporcionan realizaciones preferidas para una mejor ilustración de la presente invención, con la ayuda de las figuras adjuntas 3, 5, 6, 7, 8 y 9 que, sin embargo, no deben considerarse como limitativas del alcance de la invención en sí.

La figura 3 muestra el esquema del reactor tubular modificado que demuestra cómo el catalizador puede cargarse fácil y rápidamente desde arriba y descargarse desde el fondo del reactor de manera análoga a lo que se efectúa para un reactor adiabático.

50 Con el fin de tener un mejor control de la temperatura de reacción, se usa también un material inerte para rellenar el fondo del reactor para garantizar que la reacción se inicia sólo en la zona en la que está presente el fluido de regulación-termostato.

55 La velocidad que el fluido debe tener en los tubos para evitar el arrastre depende de la geometría particular del reactor y es preferiblemente inferior a 4,5 cm/s y más preferiblemente inferior a 2,5 cm/s.

Por tanto, es extremadamente importante para esta invención disponer de un sistema de distribución eficaz del fluido de proceso que al mismo tiempo no dificulte las operaciones de descarga del catalizador desactivado.

60 En el caso de reactores tubulares tradicionales con soportes para el catalizador, la distribución del líquido se efectúa a través de un tubo central, tal como se muestra en la figura 4, que muestra un dibujo simplificado del fondo del reactor.

65 Este sistema, sin embargo, no puede usarse en un reactor tubular modificado según la presente invención, con el catalizador en el fondo del reactor y por encima de las placas de tubo y el dispositivo (devanado de malla) en la boquilla de alimentación para retener el catalizador en el reactor, ya que la velocidad del fluido en la parte central

del reactor sería superior a la velocidad de fluidización mínima; por tanto deben encontrarse nuevas soluciones para mejorar la distribución del líquido.

5 Las figuras 5 y 6 muestran dos posibles modificaciones de distribuidores tradicionales que permiten que la velocidad del fluido se reduzca en la zona central del reactor.

10 En la figura 5, el distribuidor central, que es sustancialmente un tubo, se ha modificado creando una serie de orificios circulares para permitir que el líquido también se descargue lateralmente mientras que, en la figura 6, se introduce también una placa en el distribuidor, además de los orificios laterales, como deflector, situada a una distancia adecuada desde el orificio central, para reducir adicionalmente el flujo central en favor del flujo lateral. Esta placa puede estar completamente cerrada o alternativamente equipada con un número adecuado de orificios. En el caso de nuevos reactores, pueden usarse soluciones completamente diferentes para la distribución del fluido de proceso.

15 La figura 7, por tanto, muestra una posible configuración adicional del reactor que difiere de las previas en que no tiene una boquilla central para la entrada de los reactivos; en este caso, el fluido de proceso entra en el fondo del reactor desde al menos 2 boquillas situadas por debajo de una placa horizontal equipada con al menos 2 orificios, claramente desviados con respecto a los de la entrada de reactivos, además de un orificio central adicional usado exclusivamente, sin embargo, para descargar el catalizador desactivado. Alternativamente, en la configuración mostrada en la figura 8, es posible usar al menos 2 boquillas para alimentar el fluido de reacción, situado por debajo de una placa perforada inclinada a partir de cuyo centro puede recuperarse el catalizador desactivado. La angulación de esta placa oscila preferiblemente entre 5 y 80 grados y más preferiblemente entre 10 y 70 grados.

20
25 Una modificación adicional de este sistema de distribución, mostrado en la figura 9, también prevé, además de al menos 2 boquillas situadas por debajo de una placa perforada inclinada, la presencia de un orificio central pequeño para la introducción de una parte del fluido de proceso.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para efectuar reacciones exotérmicas catalíticas en fase líquida que implican intercambios térmicos, siendo dichas reacciones reacciones de dimerización de olefinas ramificadas o reacciones de eterificación entre olefinas ramificadas y alcoholes lineales, caracterizado porque usa un reactor tubular, para reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos, que consiste esencialmente en un intercambiador de haz de tubos vertical cuyos tubos contienen catalizador, teniendo boquillas de entrada y salida para cada lado de paso de los reactivos, catalizador y líquido de intercambio térmico, caracterizado porque dicho reactor tiene uno o más soportes metálicos situados fuera de la placa de tubo inferior en la parte inferior del reactor para sostener el catalizador sin dispositivos de soporte metálicos del catalizador en los tubos, de modo que el mismo catalizador está contenido no solo en los tubos del haz de tubos sino también en dicha parte inferior fuera de la placa de tubo inferior y también en la parte superior fuera de la placa de tubo superior, caracterizado además porque dicho reactor tiene un distribuidor de alimentación, que comprende una serie de orificios verticales y/o laterales, en comunicación con la boquilla de entrada/salida inferior del reactor, está situado a una distancia desde dicha placa de tubo mayor de 10 mm, mediante lo cual el distribuidor de alimentación es un distribuidor central, que es un tubo, modificado creando una serie de orificios circulares para permitir que el líquido también se descargue lateralmente, comprendiendo opcionalmente una placa introducida en el distribuidor, además de los orificios laterales, como deflector, situado a una distancia adecuada desde el orificio central, para reducir adicionalmente el flujo central en favor del flujo lateral, o tiene varias boquillas de alimentación, preferiblemente dos o cuatro, equidistantes desde el eje vertical del reactor, cada una en comunicación con un distribuidor de alimentación, por encima del cual está situado un deflector de flujo, preferiblemente perforado o perforado e inclinado, opcionalmente para la introducción de una parte del fluido de proceso con una boquilla central pequeña adicional, consistiendo dicho catalizador en resinas poliméricas de estireno-divinilbenceno que tienen grupos sulfónicos como centros funcionales, en el que dicho procedimiento comprende los siguientes aspectos esenciales adicionales:
- el fluido de proceso fluye hacia arriba;
 - el fluido de regulación-termostato fluye en el lado de la carcasa en paralelo o a contracorriente con respecto a los reactivos en relación con la cantidad de calor que va a intercambiarse;
 - el fluido de regulación-termostato que sale del reactor se devuelve a la temperatura deseada en un elemento externo adecuado antes de recircularse al reactor.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que las velocidades lineales dentro del reactor son inferiores a 4,5 cm/s.
3. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que el fluido de regulación-termostato es agua.
4. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que las reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos son reacciones de eterificación entre olefinas ramificadas y alcohol lineal.
5. Procedimiento según la reivindicación 4, en el que la reacción de eterificación entre olefinas ramificadas y alcohol lineal se efectúa a temperaturas que oscilan entre 30 y 120°C y presiones que oscilan entre 0,2 y 3,0 MPa.
6. Procedimiento según la reivindicación 4, en el que el alcohol lineal se selecciona de metanol y/o etanol.
7. Procedimiento según la reivindicación 4, en el que la olefina ramificada tiene desde 4 hasta 7 átomos de carbono.
8. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que las reacciones catalíticas que implican intercambios térmicos son reacciones de dimerización de olefinas ramificadas.
9. Procedimiento según la reivindicación 8, en el que la reacción de dimerización de las olefinas ramificadas se efectúa a temperaturas que oscilan entre 30 y 120°C y presiones que oscilan entre 0,2 y 3,0 MPa.
10. Procedimiento según la reivindicación 8, en el que la olefina ramificada tiene desde 4 hasta 7 átomos de carbono.
11. Procedimiento según la reivindicación 8, en el que la reacción de dimerización se lleva a cabo en presencia de alcoholes lineales y/o alquil éter y/o alcoholes ramificados.

ES 2 813 933 T3

12. Procedimiento según la reivindicación 11, en el que el alquil éter se selecciona de MTBE, ETBE, MSBE, ESBE, TAME, TAEE o mezclas de los mismos.
- 5 13. Procedimiento según la reivindicación 11, en el que el alcohol ramificado tiene desde 4 hasta 7 átomos de carbono.
14. Procedimiento según la reivindicación 11, en el que el alcohol lineal se selecciona de metanol y/o etanol.
- 10 15. Procedimiento según la reivindicación 4 u 8, en el que las otras posibles olefinas presentes en la materia prima también reaccionan para formar productos de alto octanaje.
16. Procedimiento según la reivindicación 4 u 8, en el que las reacciones de eterificación y dimerización de las olefinas ramificadas se llevan a cabo simultáneamente.
- 15 17. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la altura mínima de catalizador por encima de la placa de tubo superior es de al menos 10 mm.
18. Procedimiento según la reivindicación 17, en el que la altura mínima de catalizador por encima de la placa de tubo superior es de al menos 50 mm.
- 20 19. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la distancia mínima de los distribuidores desde la placa de tubo inferior excede de 10 mm.

Fig. 1

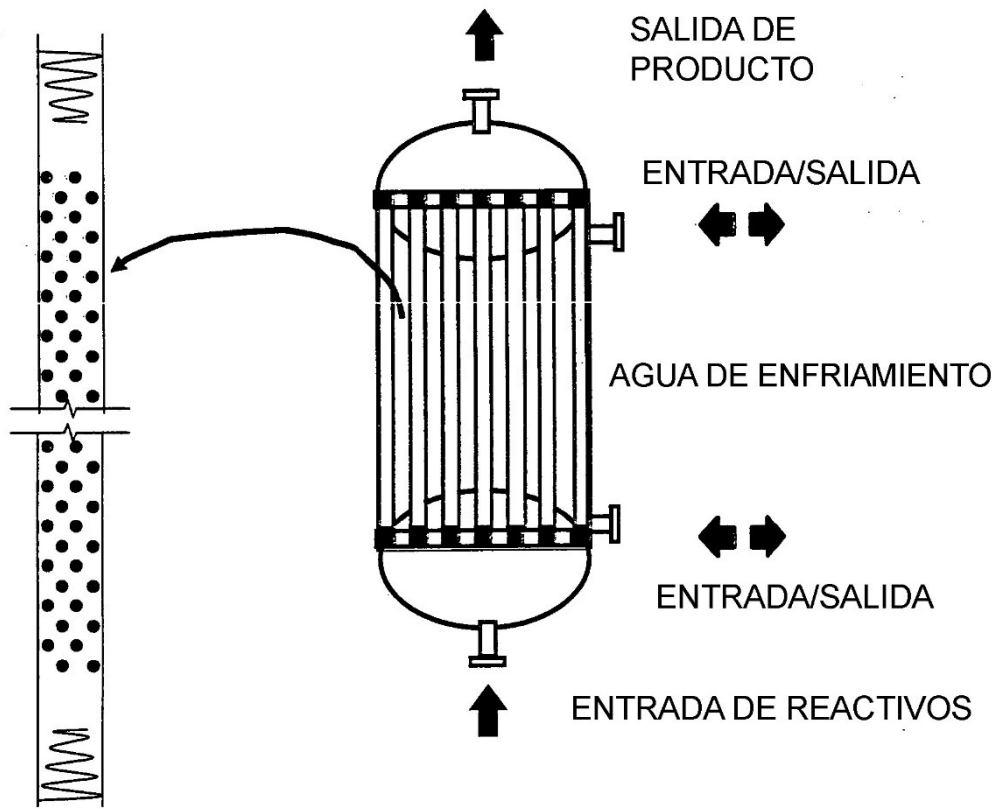


Fig. 2

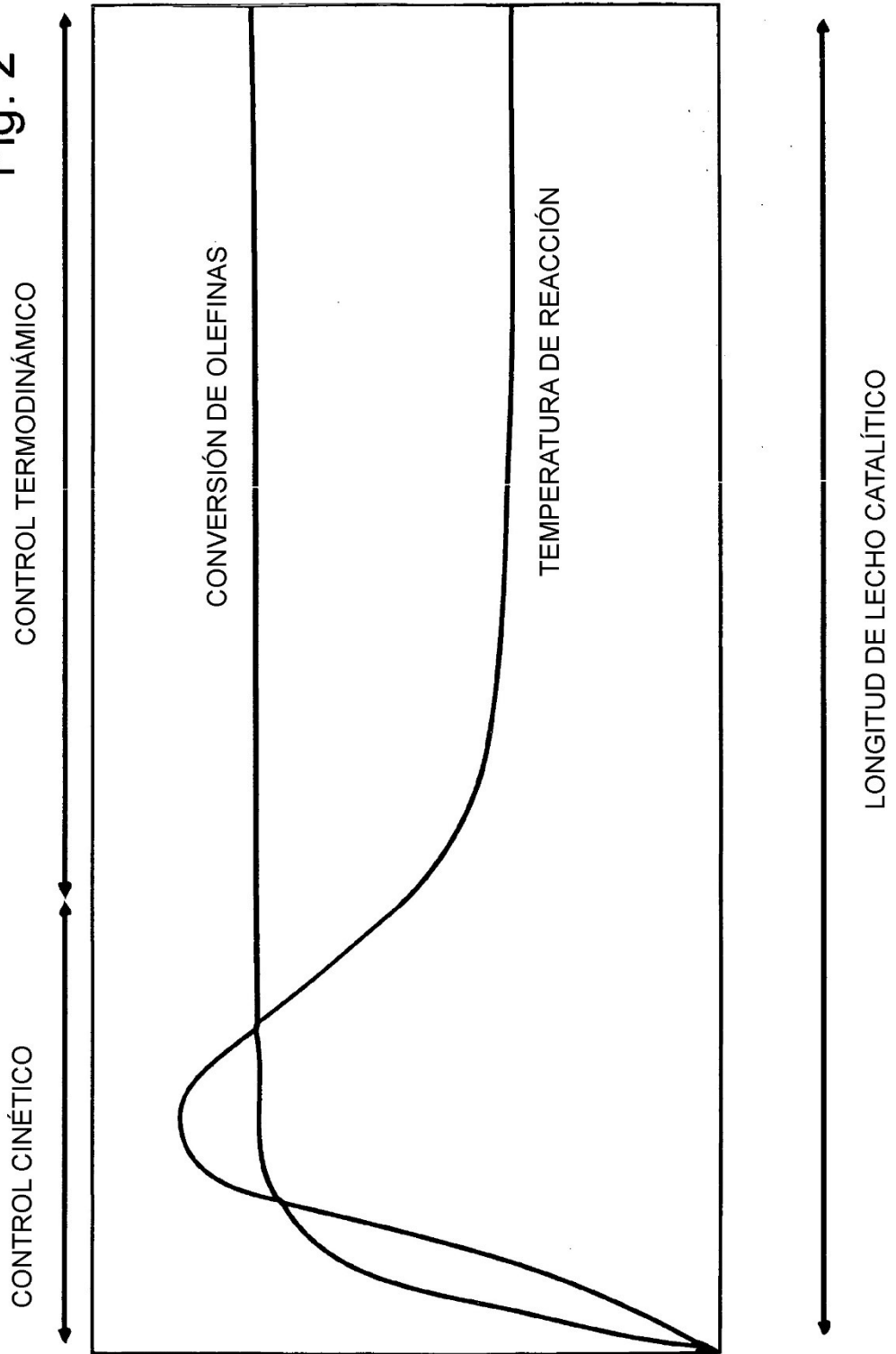


Fig. 3

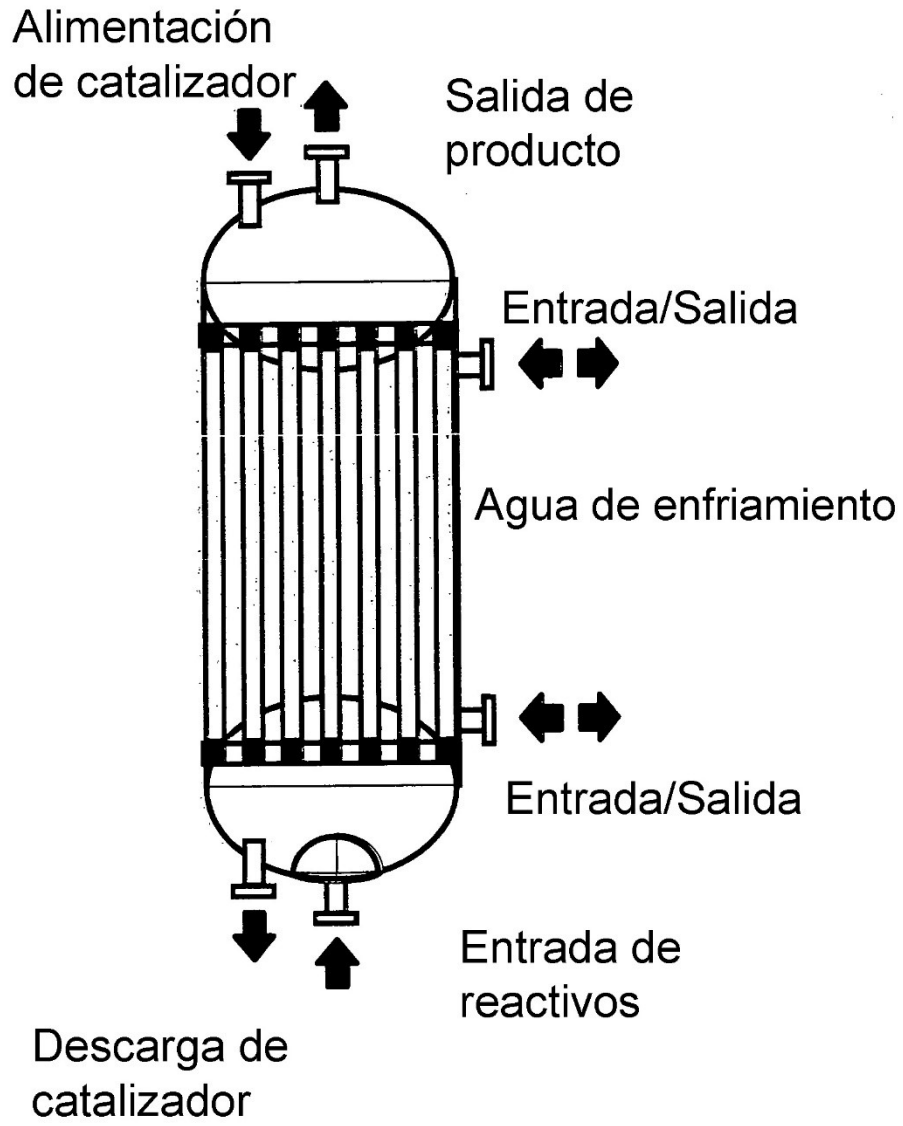


Fig. 4

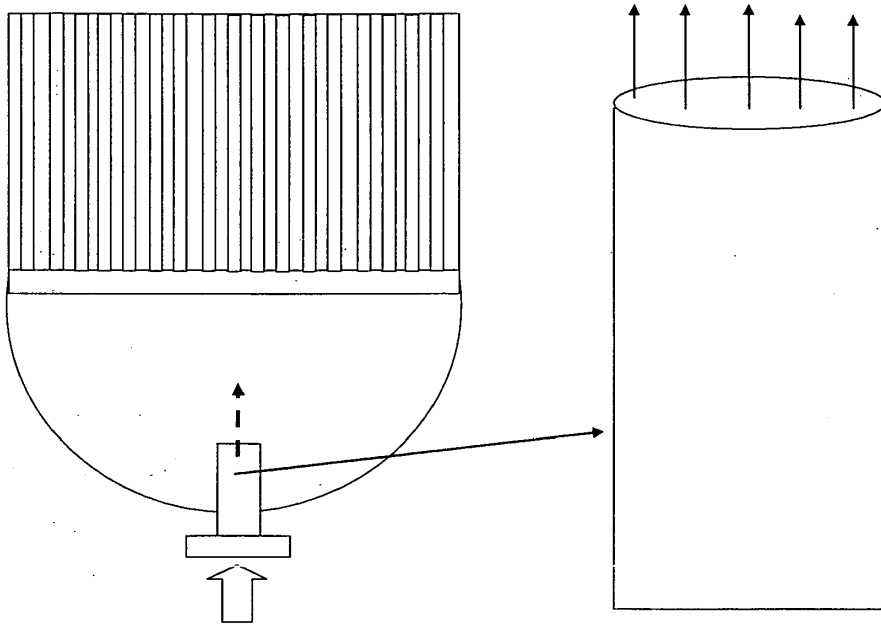


Fig. 5

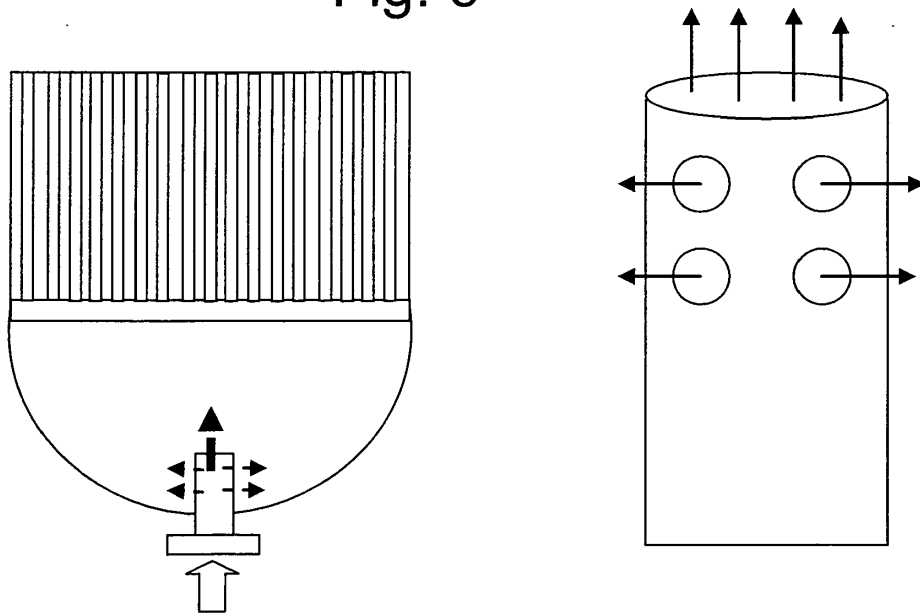


Fig. 6

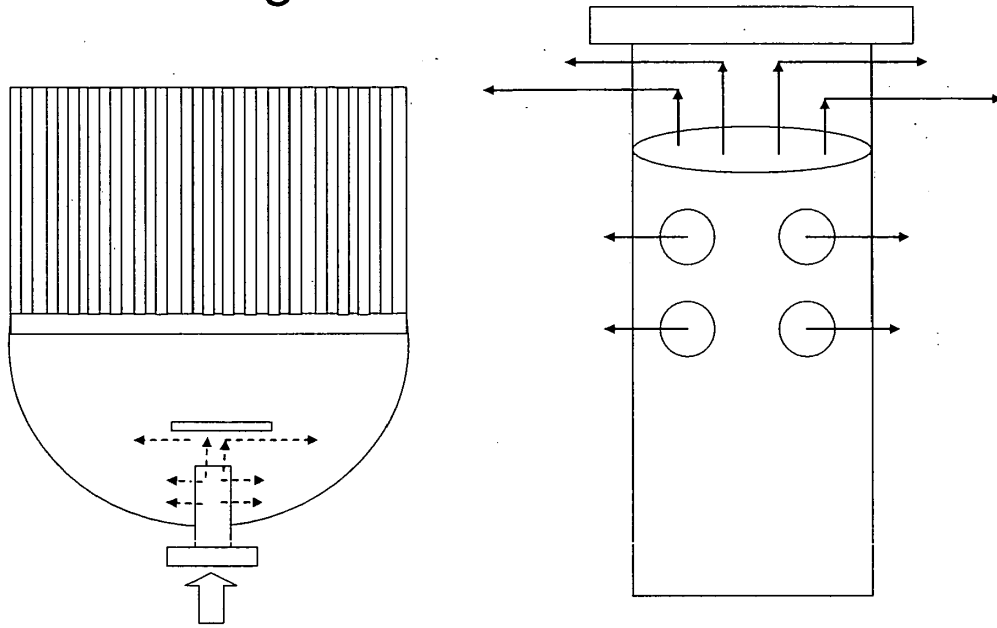


Fig. 7

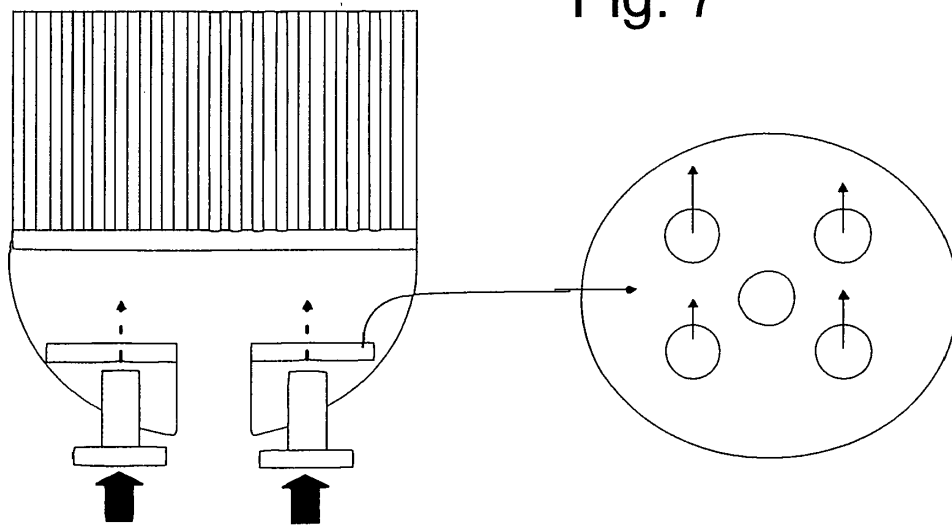


Fig. 8

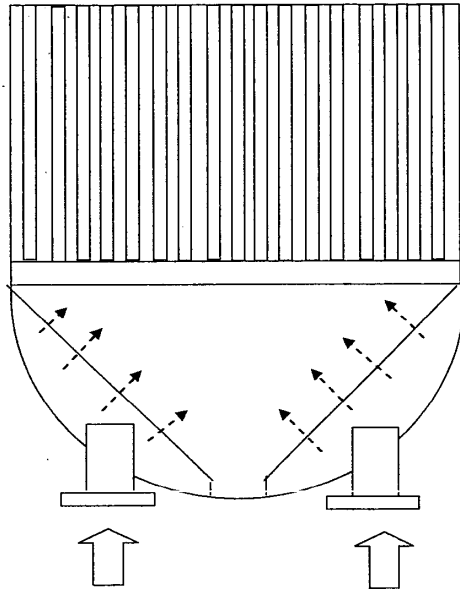


Fig. 9

