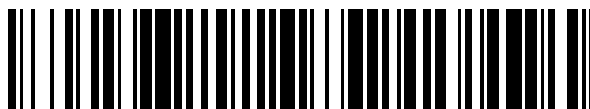


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 489 393**

51 Int. Cl.:

B01J 10/00 (2006.01)
B01J 19/24 (2006.01)
C07C 2/36 (2006.01)
C07C 2/12 (2006.01)
C07C 11/107 (2006.01)
B01J 4/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **29.10.2008 E 08847782 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **04.06.2014 EP 2217551**

54 Título: **Proceso para polimerizar u oligorimerizar un hidrocarburo**

30 Prioridad:

07.11.2007 ZA 200709598
07.11.2007 ZA 200709600

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
01.09.2014

73 Titular/es:

SASOL TECHNOLOGY (PROPRIETARY) LIMITED
(100.0%)
1 STURDEE AVENUE
ROSEBANK 2196 JOHANNESBURG, ZA

72 Inventor/es:

KLEINGELD, ANTON;
MCGREGOR, CRAIG y
WALSH, RICHARD

74 Agente/Representante:

DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto

ES 2 489 393 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 polimerizar u oligomerizar un hidrocarburo

La presente invención se refiere a la polimerización u oligomerización de un hidrocarburo. En particular, la invención se refiere a un proceso para polimerizar u oligomerizar un hidrocarburo, y a un reactor para la polimerización u oligomerización de hidrocarburos.

Muchos procesos de reacción presentan características de contaminación o suciedad. Los ejemplos de dichos procesos de reacción son los procesos de polimerización convencionales, que incluyen la oligomerización —por ejemplo, la tetramerización o trimerización de olefinas, tales como el etileno y/o el propileno. La suciedad de un reactor empleado en las reacciones de polimerización se manifiesta en la acumulación de una película polimérica depositada sobre una superficie interior de una pared del reactor y/o en otras superficies metálicas expuestas, tales como inyectores, boquillas, partes internas del reactor y similares. Este problema es particularmente grave cuando las superficies que se ensucian están a una temperatura inferior al punto de fusión del polímero. La solicitante ha descubierto que este problema también es particularmente predominante en la boquilla inyectora del etileno y en la placa de base de un reactor en el cual se tetrameriza el etileno, puesto que se acumula un montículo de polímero en la placa de base del reactor.

El documento de patente japonesa con el número JP 10045638 describe un proceso para producir 1-hexeno a partir del etileno, usando un catalizador basado en cromo. Se introduce gas etileno de manera continua en el recipiente del reactor, donde el etileno se trimeriza en un disolvente que tiene un punto de ebullición más elevado que el del 1-hexeno. El 1-hexeno en la fase gaseosa se retira del recipiente del reactor junto con el gas de etileno, luego de lo cual el 1-hexeno se recupera separándolo del gas etileno.

Será ventajoso hallar un proceso para polimerizar u oligomerizar un hidrocarburo y un reactor para la polimerización u oligomerización de hidrocarburos, y un reactor para la polimerización u oligomerización de hidrocarburos, que sean menos proclives a crear problemas de suciedad y mejorar la eliminación del calor.

Según un aspecto de la invención, se provee un proceso para la polimerización u oligomerización de un hidrocarburo, proceso que incluye:

introducir, a un bajo nivel, un reactivo de hidrocarburo líquido en una fase líquida a granel, que comprende un producto polimérico u oligomérico mezclado con un catalizador;

permitir que el reactivo de hidrocarburo líquido se vaporice para formar burbujas que se eleven a través de la fase líquida a granel y que se polimerice u oligomerice para formar el producto polimérico u oligomérico, donde las burbujas que se elevan crean una turbulencia en la fase líquida a granel, mezclando de esta manera la fase líquida a granel;

permitir que los componentes gaseosos, que comprenden cualquier reactivo de hidrocarburos vaporizados y cualquier producto gaseoso sin reaccionar que se puedan haber formado, se separen de la fase líquida a granel y se dirijan hacia un espacio de encabezamiento por encima la fase líquida a granel;

retirar los componentes gaseosos del espacio de encabezamiento y

retirar la fase líquida de la fase líquida a granel, para mantener la fase líquida a granel en un nivel deseado.

El hidrocarburo líquido se introduce así, generalmente, en la base de un reactor o cerca de ella, que contiene una columna de burbujeo de la fase líquida a granel.

El proceso puede incluir enfriar los componentes gaseosos retirados del espacio de encabezamiento, que forman el reactivo de hidrocarburos condensado y el producto gaseoso. El reactivo de hidrocarburos condensado puede separarse del producto gaseoso. El reactivo de hidrocarburos condensado puede reciclarse en forma líquida introduciéndolo en la fase líquida a granel.

La fase líquida a granel puede incluir un disolvente inerte, por ejemplo, para que actúe como un diluyente, limitando de esta manera la incorporación de un producto oligomérico deseable en un menor valor o subproductos más pesados. Es posible usar cualquier disolvente inerte que no reaccione con los componentes de la fase líquida a granel, y que no se agriete en el intervalo de temperaturas de 25 a 300 °C. Estos disolventes inertes pueden incluir alifáticos saturados, alifáticos insaturados, hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos halogenados. Los disolventes incluyen, aunque no de manera taxativa, benceno, tolueno, xileno, cumeno, heptano, metilciclohexano, metilciclopentano, ciclohexano, Isopar C, Isopar E, 2,2,4-trimetilpentano, Norpar, clorobenceno, 1,2-diclorobenceno, líquidos iónicos y similares.

El proceso puede incluir tratar el producto gaseoso para recuperar el reactivo de hidrocarburos sin reaccionar y no condensado del producto gaseoso. Este tratamiento puede incluir al menos una etapa de destilación, que se desarrolle a una presión menor que la presión a la cual se mantiene la fase líquida a granel, produciendo el reactivo de hidrocarburos en forma líquida.

El proceso puede incluir tratar la fase líquida retirada para separar el producto polimérico u oligomérico del disolvente. El tratamiento de la fase líquida puede incluir someter la fase líquida a al menos una etapa de destilación, a fin de obtener una corriente de disolvente.

La reacción o las reacciones de polimerización u oligomerización en la fase líquida a granel pueden ser exotérmicas. Se puede introducir la cantidad suficiente de reactivo de hidrocarburo líquido en la fase líquida a granel para equilibrar la exoterma de reacción, acercándose así a la conducta isotérmica, es decir manteniendo una temperatura estable en la fase líquida a granel. Esta característica de la invención, en algunas realizaciones de la invención, puede ser importante, dado que la ausencia de un intercambiador de calor que esté en contacto directo con la fase líquida a granel reduce el área superficial potencialmente susceptible a ensuciarse, lo cual a menudo constituye un problema con los procesos de polimerización u oligomerización. Por otro lado, en una realización de la invención, la intensa mezcla causada por la vaporización de las gotas minúsculas de líquido del reactivo de hidrocarburos al entrar a la fase líquida a granel para formar burbujas de gas ascendentes obvia la necesidad de que haya un aparato mezclador o agitador, el cual también puede ser susceptible a ensuciarse.

El reactivo de hidrocarburo líquido puede ser una carga de alimentación de olefinas, es decir, que comprende uno o más monómeros olefínicos. Con preferencia, la carga de alimentación de olefinas comprende, principalmente, α -olefinas, por ejemplo, etileno.

De este modo, el proceso puede ser un proceso de oligomerización. En una realización de la invención, el proceso es predominantemente un proceso de trimerización. En otra realización de la invención, el proceso es predominantemente un proceso de tetramerización.

En otra realización, el proceso es predominantemente tanto un proceso de trimerización como un proceso de tetramerización.

De este modo, el reactivo de hidrocarburo líquido puede ser etileno líquido. Preferiblemente, el reactivo de hidrocarburo líquido está subenfriado. El grado de subenfriamiento preferiblemente es suficiente como para evitar el encendido prematuro del hidrocarburo líquido en una línea y/o en una boquilla de alimentación usadas para introducir el hidrocarburo líquido en la fase líquida a granel. En una realización de la invención, en la cual el hidrocarburo líquido es etileno líquido, el etileno líquido está a una temperatura de -5 a $+7$ °C aproximadamente, lo más preferiblemente, a una temperatura de 0 a 4 °C. Sin embargo, el etileno líquido puede estar a una temperatura de -30 a $+9$ °C aproximadamente.

Cuando el reactivo de hidrocarburo líquido es etileno líquido, la fase líquida a granel puede estar a una presión operativa de al menos 1 bar (g) aproximadamente, más preferiblemente, de al menos 10 bar (g) aproximadamente, lo más preferiblemente, de al menos 30 bar (g) aproximadamente, por ejemplo, de alrededor de 45 bar (g). La temperatura de la fase líquida a granel puede fluctuar entre 30 y 100 °C, preferiblemente, entre 40 y 80 °C. Por lo general, esta temperatura es menor que la temperatura de ebullición de la fase líquida a granel, aunque mayor que la temperatura de ebullición de reactivo de hidrocarburo líquido.

La trimerización de etileno a 1-hexeno es una operación comercial significativa. Además de usarse como un químico específico, el 1-hexeno se utiliza mucho en procesos de polimerización, ya sea como un monómero o como un comonómero. Los productos triméricos derivados de olefinas de cadenas más largas pueden usarse como lubricantes sintéticos (por ejemplo, como poli- α -olefinas) y en aplicaciones tales como componentes de lodos de perforación y como una carga de alimentación para preparar detergentes y plastificantes.

En una realización de la invención, el catalizador es un compuesto de metal de transición disuelto, por ejemplo, un catalizador de cromo, con un ligando heteroatómico o homoeatómico, por lo general, usado con un activador. Se han desarrollado varios catalizadores de compuestos de metales de transición disueltos, para usar con el fin de trimerizar o tetramerizar las olefinas, por ejemplo, según se revela en los documentos de patente con los números siguientes: US 4.668.838; EP 0668105; US 5.750.817; US 6.031.145; US 5.811.618; WO 03/053890; WO 2004/056478; WO 2004/056477; WO 2004/056479; WO 2004/056480; WO 2005/123633 y WO 2007/007272, todos ellos incorporados en la presente por referencia. En cambio, el catalizador puede ser un catalizador de níquel, que comprenda un ligando quelante, por ejemplo ácido 2-difenil-fosfina-benzoico, por lo general, usado con un activador catalizador, tales como tetrafenilborato de sodio. También es posible el uso de catalizadores de trialkilaluminio.

Algunos de estos catalizadores son selectivos para productos oligoméricos C_6 y C_8 , por ejemplo 1-hexeno y 1-octeno, y la solicitante estima que dichos catalizadores serán particularmente ventajosos para usar con el proceso de la invención, dado que la producción selectiva de 1-hexeno y 1-octeno es de relevancia comercial.

Los activadores adecuados incluyen compuestos de organoaluminio, compuestos de boro, sales orgánicas, tales como bromuro de metil-litio y bromuro de metil-magnesio, ácidos y sales inorgánicas, tales como eterato de ácido tetrafluorobórico, tetrafluoroborato de plata, hexafluoroantimonato de sodio, activadores de aluminato, por ejemplo aluminato de tritil-perfluoro-tributilo, y similares.

Los compuestos de organoaluminio que actúan como activadores adecuados incluyen compuestos de alquilaluminio, tales como trialkilaluminio y aluminóxanos.

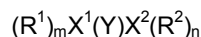
Los activadores de aluminoxano son ampliamente conocidos en la técnica y se pueden preparar mediante el agregado controlado de agua a un compuesto de alquilaluminio, tales como trimetilaluminio. En tal proceso, los compuestos de alquilaluminio se hidrolizan solo parcialmente para evitar, o al menos reducir, la formación de hidróxido de aluminio durante la preparación de aluminoxanos. Los aluminoxanos comercialmente disponibles incluyen, en consecuencia, alquilaluminio sin reaccionar. El resultado reside en que los aluminoxanos comercialmente disponibles, por lo general, son mezclas de un aluminoxano y un alquilaluminio.

En esta memoria descriptiva, el término "aluminoxanos" se emplea para denotar un compuesto representado mediante las fórmulas generales $(R^a-Al-O)_n$ y $R^b(R^c-Al-O)_n-AIR^d_2$, donde R^a , R^b , R^c y R^d son, independientemente, un radical alquilo o halo-alquilo C_1-C_{30} , por ejemplo, metilo, etilo, propilo, butilo, 2-metil-propilo, pentilo, isopentilo, neopentilo, ciclopentilo, hexilo, isohexilo, ciclohexilo, heptilo, octilo, iso-octilo, 2-etil-hexilo, decilo, 2-fenil-propilo, 2-(4-fluorofenil)-propilo, 2,3-dimetil-butilo, 2,4,4-trimetil-pentilo y dodecilo; y n tiene un valor de 2 a 50. Preferiblemente, n es al menos 4.

En una realización de la invención, el catalizador de oligomerización incluye una combinación de lo siguiente:

i) una fuente de Cr y

ii) un compuesto ligante de la fórmula



en la cual: X^1 y X^2 se seleccionan independientemente del grupo que consiste en N, P, As, Sb, Bi, O, S y Se;

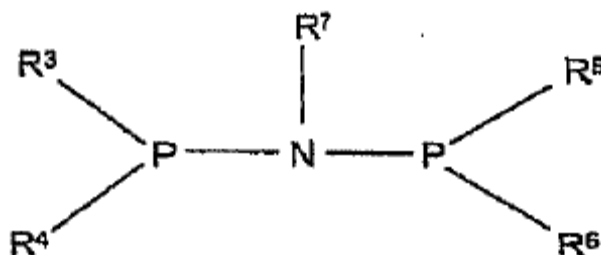
Y es un grupo enlazante, entre X^1 y X^2 ;

m y n son independientemente, 0, 1 o un número entero mayor y

R^1 y R^2 son independientemente hidrógeno, un grupo hidrocarbilo o un grupo heterohidrocarbilo, y R^1 es igual o diferente cuando $m > 1$, y R^2 es igual o diferente cuando $n > 1$.

En esta memoria descriptiva un grupo heterohidrocarbilo es un grupo hidrocarbilo que incluye, al menos, un heteroátomo (que no es H o C), y donde el compuesto orgánico se une con una o más de otras partes mediante uno o más átomos de carbono del compuesto orgánico y/o uno o más heteroátomos del compuesto orgánico. Los grupos organoheterilo y los grupos organilo (que incluyen al menos un heteroátomo) son ejemplos de grupos heterohidrocarbilo.

Preferiblemente el compuesto ligante es de la fórmula:



en la cual R^3 a R^7 son tales como se definieron anteriormente.

Preferiblemente, cada grupo R^3 a R^6 es un alquilo (preferiblemente metilo, etilo o isopropilo) o aromático (preferiblemente fenilo o fenilo sustituido).

Los ejemplos no limitativos del compuesto ligante son los siguientes:

(fenil)₂PN(propil)P(fenilo)₂;

(fenil)₂PN(ciclopentil)P(fenilo)₂;

(fenil)₂PN(isopropil)P(fenilo)₂;

(fenil)₂PN((4-t-butil)-fenil)P(fenilo)₂;

(2-naftil)₂PN(metil)P(fenilo)₂;

(2-metilfenil)(fenil)PN(isopropil)P(2-metilfenil)(fenilo);

(etil)(fenil)P-1,2-bencen-P(etil)(fenilo);

(4-metoxifenil)₂PN(isopropil)P(fenilo)₂ ;

(2-metoxifenil)₂P-1,2-bencen-P(2-metoxifenil)₂(fenil)₂PN(1,2-dimetilpropil)P(fenilo)₂;

(fenil)₂PN(ciclopentil)P(fenilo)₂;(fenil)₂PN(ciclohexil)P(fenilo)₂;

5 (fenil)₂PN(1-adamantil)P(fenilo)₂;

(fenil)₂PN(2-adamantil)P(fenilo)₂;

(fenil)₂PN(S-Chipros)P(fenilo)₂;

(fenil)₂P-N(metil)-N-(isopropil)P(fenilo)₂;

(fenil)₂P-N(metil)-N-(etil)P(fenilo)₂;

10 (fenil)₂P-N(etil)-N-(etil)P(fenilo)₂;

(2-isopropilfenil)₂PN(metil)P(2-isopropilfenilo)₂ y

(2-metoxifenil)₂PN(metil)P(2-metoxifenilo)₂.

15 El proceso puede incluir combinar un producto de alimentación reactivo de hidrocarburos gaseosos con los componentes gaseosos retirados del espacio de encabezamiento, de manera que el producto de alimentación de hidrocarburos gaseosos se condense con el reactivo de hidrocarburos condensado y sea introducido con el reactivo de hidrocarburos condensado reciclado a la fase líquida a granel como el reactivo de hidrocarburo líquido.

20 El proceso puede incluir tratar la fase líquida retirada para separar el reactivo de hidrocarburo sin reaccionar del producto polimérico u oligomérico. Este tratamiento puede incluir someter la fase líquida retirada a por lo menos una etapa de destilación y retirar el reactivo de hidrocarburo sin reaccionar como una corriente superior de la etapa de destilación. El reactivo de hidrocarburo sin reaccionar retirado puede ser reciclado hacia la fase líquida a granel.

El reactivo de hidrocarburo líquido que se introduce en la fase líquida a granel puede hacerse chocar contra una superficie de choque provista en un reactor que contiene la fase líquida a granel o en otra corriente de alimentación que ingresa al reactor, para crear al menos un área localizada de alta turbulencia en la fase líquida a granel burbujeante.

25 El material de alimentación reactivo de hidrocarburo líquido que se hace chocar contra una superficie de choque provista en el reactor o en otra corriente de alimentación que ingresa al reactor, también puede crear turbulencia en el grueso de la fase líquida. Preferiblemente, un volumen de la fase líquida a granel en el cual se crea dicha turbulencia localizada por el choque de las corrientes de alimentación incluye boquillas de entrada para las mencionadas corrientes de alimentación. Como se apreciará, al estar localizadas en un volumen de turbulencia localizada, las boquillas son menos proclives a ensuciarse.

30 El reactivo de hidrocarburo líquido puede hacerse chocar contra una superficie de choque definida por una pared del reactor. La pared del reactor puede ser una pared lateral o un piso o placa de base del reactor. En una realización de la invención, la superficie de choque se define mediante un piso o una placa de base del reactor. En cambio o adicionalmente, el reactivo de hidrocarburo líquido puede hacerse chocar contra una formación de choque provista dentro del reactor, definiendo una superficie de choque. Cuando el material de alimentación reactivo de hidrocarburo líquido se hace chocar en otra corriente de alimentación que entra al reactor, dicha otra corriente de alimentación también puede ser un material de alimentación reactivo de hidrocarburo líquido.

35 La superficie de choque —por ejemplo, una placa de base del reactor— puede calentarse. No es necesario calentar la superficie de choque por encima del punto de fusión del producto polimérico u oligomérico. Una temperatura superficial de la superficie de choque puede variar entre aproximadamente 80 y alrededor de 200 °C, por ejemplo, entre aproximadamente 90 y alrededor de 115 °C.

El reactivo de hidrocarburo líquido puede ser introducido en la fase líquida a granel a través de al menos una boquilla dirigida hacia la superficie de choque. Preferiblemente, el reactivo de hidrocarburo líquido se introduce en la fase líquida a granel a través de una pluralidad de boquillas dirigidas hacia la superficie de choque.

45 La boquilla o boquillas pueden calentarse, por ejemplo con una camisa de vapor o condensada, con un circuito de disolvente caliente o eléctricamente. La boquilla o las boquillas pueden calentarse para que alcancen una temperatura superficial que fluctúe entre alrededor de 80 y aproximadamente 200 °C, por ejemplo, entre alrededor de 90 y aproximadamente 140 °C.

50 Como se apreciará, la separación máxima entre una boquilla y la superficie de choque que se admite para permitir la creación efectiva de un área localizada de alta turbulencia dependerá al menos de la velocidad de inyección del

reactivo de hidrocarburo líquido, tolerándose una mayor separación para mayores velocidades de inyección.

El proceso puede incluir introducir la fase líquida retirada de la fase líquida a granel en otra columna de burbujeo de dicho grueso de la fase líquida, e introducir el citado reactivo de hidrocarburo líquido también en dicha otra columna de burbujeo, a fin de formar otro producto polimérico u oligomérico. En otras palabras, el proceso puede utilizar al menos dos columnas de burbujeo del grueso de la fase líquida en serie, donde el reactivo de hidrocarburo líquido fresco se introduce en cada columna de burbujeo, por ejemplo para que choque sobre una superficie de choque o en otra corriente de alimentación que entra a la fase líquida a granel (es decir, las columnas de burbujeo están en paralelo para el reactivo de hidrocarburo líquido), y preferiblemente con los componentes gaseosos retirados de los espacios de encabezamiento que están por encima de las columnas de burbujeo combinados.

Según otro aspecto de la invención, se provee un reactor para la polimerización u oligomerización de hidrocarburos que incluye:

un recipiente del reactor que define una zona de fase líquida debajo de un zona de espacio de encabezamiento para contener una fase líquida a granel que comprende producto polimérico u oligomérico en la zona de fase líquida;

una entrada para un reactivo de hidrocarburo en un nivel bajo que conduce a la zona de fase líquida; la entrada tiene al menos una boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo, dirigida hacia una superficie de choque provista en el interior, o define la zona de fase líquida de manera que durante el uso, se cree un área localizada de alta turbulencia mediante la inyección de un reactivo de hidrocarburo a través de la boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo sobre la superficie de choque, o donde al menos una boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo está dirigida hacia otra boquilla de entrada para una corriente fluida, de manera que durante el uso, se cree un área localizada de alta turbulencia mediante la inyección de un reactivo de hidrocarburo a través de la citada boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo, una como mínimo, en contacto por choque, inyectándose una corriente fluida a través de la mencionada otra boquilla de entrada para una corriente fluida y

una salida para los componentes gaseosos que parte desde la zona de espacio de encabezamiento en uso, a través de la cual se retiran los componentes gaseosos que se acumulan en la zona de espacio de encabezamiento.

Cada boquilla puede tener una pluralidad de orificios configurados para dirigir un chorro de líquido a fin de que choque con una superficie. El ángulo de incidencia de los chorros de choque dirigidos a la superficie puede ser el mismo para todos los orificios o podrían ser diferentes para los orificios.

La entrada del reactivo de hidrocarburos puede incluir una pluralidad de boquillas de entrada para el reactivo de hidrocarburo, cada una de ellas dirigida a una superficie de choque, o en otra boquilla de entrada para una corriente fluida. Dicha otra boquilla de entrada para una corriente fluida puede ser una boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo.

La superficie de choque puede quedar definida por una pared del reactor. La pared del reactor puede ser una pared lateral o un piso o placa de base del reactor. En una realización de la invención, la superficie de choque está definida por un piso o placa de base del reactor. En cambio o de manera adicional, la superficie de choque puede definirse por una formación de choque provista como elemento interno dentro de la zona de fase líquida.

El reactor puede caracterizarse mediante la ausencia de un aparato mezclador o agitador mecánico.

El reactor puede incluir una entrada para disolventes hacia el recipiente del reactor en uso, a través de la cual puede introducirse un disolvente en el recipiente del reactor. El reactor también puede incluir una entrada para el catalizador en uso, a través de la cual es posible introducir un catalizador o sistema de catalizadores en el recipiente del reactor.

El reactor puede ser un reactor con columnas de burbujeo. Preferiblemente, el reactor no tiene elementos internos aparte de las boquillas de entrada para los reactivos de hidrocarburos. Más particularmente, el reactor puede ser un reactor con columnas de burbujeo, de oligomerización de α -olefinas. En dicho reactor, se puede usar una velocidad de salida de 1,8 a 3 m/s para el reactivo de hidrocarburo que sale por una boquilla, determinándose la presión requerida en una línea de entrada por el diámetro del orificio de la boquilla y la cantidad de orificios a suministrar la velocidad de salida deseada.

La invención se describirá ahora, a modo de ejemplo, con referencia a los dibujos adjuntos en los cuales:

La figura 1 muestra una realización de un proceso según la invención, para polimerizar u oligomerizar un hidrocarburo.

La figura 2 muestra otra realización más compleja de un proceso según la invención, para polimerizar u oligomerizar un hidrocarburo.

La figura 3 muestra un gráfico de la carga en un agitador, representado por la presión diferencial de una bomba hidráulica, en un reactor de una planta piloto sujeto a la suciedad causada por la precipitación de polímeros en el agitador.

La figura 4 muestra gráficos de un perfil de temperaturas de un reactor de una planta piloto axial y la velocidad del agitador, para el reactor de la planta piloto de la figura 3.

La figura 5 muestra una vista en alzada parcialmente en corte de una porción de base de un reactor de oligomerización de hidrocarburos según la invención.

- 5 La figura 6 muestra una vista superior en corte del reactor de la figura 5, tomada en VI-VI en la figura 5.

La figura 7 muestra una vista en alzada parcialmente en corte de otra realización de un reactor de oligomerización según la invención.

La figura 8 muestra una vista inferior del reactor de la figura 7, tomada en VIII-VIII en la figura 7.

- 10 Y la figura 9 muestra una vista en alzada parcialmente en corte de una porción inferior de otra realización de un reactor de oligomerización de hidrocarburos según la invención.

Con referencia a la figura 1 de los dibujos, el número de referencia 10 por lo general indica un proceso según la invención para polimerizar u oligomerizar un hidrocarburo. El proceso 10, tal como se muestra en el dibujo es, en particular, para la tetramerización y, en una menor medida, para la trimerización, de etileno pero también se puede usar para la polimerización u oligomerización de otras cargas de alimentación de olefinas.

- 15 El proceso 10 incluye un reactor 12 que contiene una fase líquida a granel 14 en forma de una columna de burbujeo. El reactor 12 es de este modo, un reactor con columnas de burbujeo. El etileno líquido de una línea 32 entra en la base del reactor 12, de manera que el etileno líquido en uso entre en la base de la columna de burbujeo de la fase líquida a granel 14. Una línea de disolventes 23 y una línea de catalizadores 25 también entran al reactor 12.
- 20 Una línea de retirada de la fase líquida 18, preferiblemente, con un punto de retirada inferior, sale del reactor 12 hacia una etapa de tratamiento 20, con una línea del producto oligomérico 22 y una línea de etileno sin reaccionar 24 que sale de la etapa de tratamiento 20. Una línea de componentes gaseosos 26 sale de la parte superior del reactor 12 hacia un condensador 28 y parte desde el condensador 28 hacia un separador 30. La línea de etileno sin reaccionar 24 desde la etapa de tratamiento 20 se une con la línea de componentes gaseosos 26 que conduce al
- 25 condensador 28. Una línea de alimentación de etileno gaseoso 54 también se empalma con la línea de componentes gaseosos 26 que conduce hacia el condensador 28.

La línea 32 es una línea de reciclado de etileno líquido, que se extiende desde el separador 30 hasta el reactor 12, con una línea del producto gaseoso 34 que también se extiende desde el separador 30.

- 30 Para trimerizar y tetramerizar el etileno para producir 1-hexeno y 1-octeno, se introduce etileno líquido a una temperatura de aproximadamente 5 °C mediante la línea 32 en la base de la fase líquida a granel 14 dentro del reactor 12. El reactor 12 opera, típicamente, a una presión de entre aproximadamente 45 bar (g) y 50 bar (g), donde la fase líquida a granel 14 se encuentra a una temperatura inferior a su punto de ebullición a la presión operativa del reactor 12. Típicamente, esta temperatura ronda los 60 °C.

- 35 La fase líquida a granel 14 de la columna de burbujeo comprende una mezcla de productos oligoméricos y un disolvente que incluye un sistema de catalizadores disueltos, donde burbujas de etileno vaporizado que se elevan rápidamente, van subiendo a través de la columna de burbujeo de la fase líquida a granel 14. En la realización de la invención que se muestra en la figura 1, el disolvente es una parafina C₈ (Isopar-C), donde el sistema catalizador comprende Cr (cromo), ligando (fenil)₂PN(isopropil)P(fenil)₂ y aluminoxano de metilo, como activador.

- 40 El reactor 12, con el sistema catalizador particular, básicamente produce 1-hexeno y 1-octeno de etileno. En otras palabras, el reactor 12 básicamente trimeriza y tetrameriza el etileno. Las reacciones de oligomerización que tienen lugar dentro del reactor 12 son exotérmicas. El calor de reacción es suficiente como para aportar la energía requerida para calentar la material de alimentación de etileno líquido de entrada de 5 °C a 60 °C y para vaporizar el etileno líquido. La vaporización del etileno líquido y por ende, la formación de burbujas de gas rápidamente
- 45 ascendentes crean una mezcla vigorosa dentro de la fase líquida a granel 14, convirtiendo la fase líquida a granel 14 en una columna de burbujeo. Esto es importante y ventajoso, dado que puede permitir que el reactor 12 funcione sin aparato mezclador o agitador, que, de estar presente, puede ensuciarse. El control de temperatura del reactor 12 se efectúa por medio de encendido del etileno líquido, para que no haya necesidad de recurrir a un intercambiador de calor que esté en contacto directo con la fase líquida a granel 14, para eliminar el calor de la fase líquida a granel 14 (es decir, se emplea enfriamiento por contacto directo o lo que se denomina "enfriamiento en caliente").

- 50 En general, los procesos de oligomerización de etileno forman pequeñas cantidades de sólidos, y se requieren diseños de procesos que puedan manejar este material. Una solución consiste en diseñar un catalizador o sistema catalizador que se pueda usar a una temperatura lo suficientemente alta como para mantener los sólidos poliméricos contaminantes en solución, evitando así la contaminación o suciedad. Alternativamente, si la temperatura operativa del proceso es demasiado baja, de modo tal que se produzca la precipitación, un método convencional consiste en

usar un intercambiador de calor externo, para evitar el contacto de las superficies de intercambio térmico y de los fluidos del proceso con los polímeros contaminantes. Con el proceso de la invención, se usa un material de alimentación de hidrocarburo líquido, cuya temperatura de ebullición es menor que la temperatura de la fase líquida a granel de la columna de burbujeo a la presión de reacción, de manera que, al entrar en contacto con la fase líquida a granel, el hidrocarburo líquido se vaporice rápidamente liberando burbujas que induzcan la turbulencia y generen la mezcla suficiente en el reactor. Esto puede eliminar el requisito de un agitador y por ende, la suciedad del mismo como motivo para el cierre de la planta, extendiendo los períodos operativos e incrementando la disponibilidad de la planta y por lo tanto, reduciendo la necesidad de ampliar el tamaño de la planta para satisfacer los requisitos de capacidad. Dado que el cambio de fase da como resultado un gran cambio en la densidad para una masa dada de hidrocarburo líquido introducida en el reactor, es posible llevar a cabo una cantidad significativa de trabajo en la columna de burbujeo de la fase líquida a granel, vaporizando la corriente de hidrocarburo líquido en la fase líquida a granel, manteniendo un medio de reacción isotérmica. Dado que un proceso de contaminación, tal como un proceso de tetramerización requiere la limpieza periódica, el hecho de que pueda no necesitarse un o agitador para mantener una buena mezcla en condiciones de reacción permite un diseño más personalizado, que debe implementarse para permitir la optimización de un paso de limpieza del reactor.

La fase líquida se retira a través de la línea de retirada de la fase líquida 18, para mantener la fase líquida a granel 14, a un nivel deseado, dentro del reactor 12. Un reactivo de exterminio catalizador - por ejemplo, un alcohol, tal como el etanol - se puede introducir en la corriente del producto líquido retirado para evitar que continúe la reacción. La fase líquida se trata en la etapa de tratamiento 20, proporcionando una corriente de etileno gaseoso sin reaccionar, que se retira por la línea 24 y así, es devuelta en forma líquida al reactor 12, junto con el etileno fresco introducido por medio de la línea 54, vía el condensador 28, el separador 30 y la línea de reciclado 32. Un producto oligomérico se retira de la etapa de tratamiento 20, por medio de la línea del producto oligomérico 22. En la figura 1, la etapa de tratamiento 20 se representa mediante un solo bloque. En la práctica, la separación de etileno sin reaccionar (y los sólidos poliméricos que se puedan haber formado) de la fase líquida requiere una serie compleja de pasos de separación que, por lo general, incluyen al menos una etapa de destilación o encendido y posiblemente una etapa de compresión. No obstante, como la recuperación de un etileno sin reaccionar del producto líquido es periférica respecto de la presente invención, este tema no se explicará en más detalle.

El proceso 10 típicamente también incluirá la recuperación del disolvente a partir del producto oligomérico. El disolvente luego se regresa al reactor 12, por medio de la línea de disolvente 23. La recuperación típicamente se efectúa usando una columna de destilación, pero los detalles de esta recuperación tampoco se requieren para comprender la presente invención y no se explicará en detalle.

Los componentes gaseosos, incluidos el etileno vaporizado sin reaccionar y cualquier producto gaseoso que pueda haberse formado en el reactor 12, se recogen en un espacio de encabezamiento sobre la fase líquida a granel 14 y se retira a través de la línea de componentes gaseosos 26. Los componentes gaseosos también pueden incluir impurezas ligeras, tales como metano, que puedan haber entrado al proceso 10 con el material de alimentación de etileno líquido y etano formados en el reactor 12 como subproducto. El metano también se puede liberar en una reacción de desactivación de catalizadores, en particular, cuando el catalizador incluye una especie de aluminio, como resultado de la reacción de un alcohol con la especie de aluminio. La presión parcial de las impurezas ligeras, por ejemplo, metano y etano, en el reactor 12 debe minimizarse en la medida que sea prácticamente posible, a fin de incrementar la presión parcial del etileno, aumentando así la concentración de etileno en la fase líquida a granel 14, y así, incrementando la productividad del reactor 12.

En el condensador 28, los componentes gaseosos retirados por la línea de componentes gaseosos 26 se enfrían, formando etileno condensado que se derriba en el separador 30 y se devuelve al reactor 12 por medio de la línea de reciclado de etileno líquido 32.

Los componentes gaseosos no condensados, es decir, el producto gaseoso, se retiran del separador 30 por medio de la línea del producto gaseoso 34. Aunque no se muestra en la figura 1 de los dibujos, el proceso 10 puede incluir el tratamiento del producto gaseoso retirado por medio de la línea del producto gaseoso 34 para recuperar el etileno sin reaccionar y no condensado del producto gaseoso. Típicamente, dicho tratamiento incluirá al menos una etapa de destilación que opera a una presión menor y a una temperatura más baja que el reactor 12, produciendo etileno líquido que puede volver a bombearse al reactor 12.

Naturalmente, el proceso 10 puede incluir tratar el producto oligomérico de la etapa de tratamiento 20 para separar los componentes deseados, tales como 1-hexeno, 1-octeno, un producto C₆ cíclico y un producto C₁₀₊ y disolvente. Dicha separación típicamente tendrá lugar en columnas de destilación.

Con referencia a la figura 2 de los dibujos, una realización más compleja del proceso según la invención se indica mediante el número de referencia 50. En la figura 2, siempre que ha sido posible, se han usado los mismos números de referencia que en la figura 1, para indicar las partes o características iguales o similares.

El proceso 50 incluye dos reactores 12.1 y 12.2. En lugar de un solo condensador, el proceso 50 incluye dos intercambiadores de calor, 28.1 y 28.2. Los reactores 12.1 y 12.2. están en serie en lo que a la fase líquida a granel 14 compete y así se provee una línea de transferencia de la fase líquida 52 para transferir la fase líquida desde el

reactor 12.1 hasta el reactor 12.2. En lo que concierne al material de alimentación de etileno líquido, los reactores 12.1 y 12.2 son, no obstante, paralelos de manera que las líneas del material de alimentación de etileno líquido 16 entren a ambos reactores 12.1 y 12.2 en sus bases.

El proceso 50 recibe el etileno de alimentación en forma gaseosa comprimida, por la línea de alimentación de etileno gaseoso 54. El material de alimentación de etileno gaseoso fresco se combina con los componentes gaseosos retirados por medio de las líneas de componentes gaseosos de los reactores 12.1 y 12.2. En el primer intercambiador de calor 28.1, esta corriente gaseosa combinada primero se enfría desde una temperatura aproximada de 60 °C hasta alrededor de 40 °C, usando el agua refrigerante de la planta, y en el segundo intercambiador de calor 28.2, la corriente gaseosa combinada se vuelve a enfriar a unos 7 °C, usando agua refrigerada o cualquier otro refrigerante apropiado a 0 °C aproximadamente. El etileno líquido condensado luego se introduce en los reactores 12.1 y 12.2 desde el separador 30. En el proceso 50, la corriente de alimentación de etileno líquido incluye etileno líquido reciclado y etileno líquido fresco.

La fase líquida se transfiere desde el reactor 12.1 hasta el reactor 12.2 por medio de la línea de transferencia de la fase líquida 52 (donde el ímpetu para la transferencia se provee mediante una diferencia en la presión entre los reactores 12.1 y 12.2), antes de ser retirada por medio de la línea de retirada de la fase líquida 18. Sin embargo, el etileno líquido se introduce en paralelo, por medio de la línea del material de alimentación de etileno líquido 16 en las bases de los reactores 12.1 y 12.2.

Aunque no se muestra en la figura 2, el proceso 50 puede incluir, naturalmente una etapa de tratamiento, tal como la etapa de tratamiento 20, para recuperar el etileno sin reaccionar de la fase líquida retirada, por medio de línea de retirada de la fase líquida 18, así como también, otras etapas de tratamiento para recuperar y reciclar el disolvente y recuperar el etileno sin reaccionar del producto gaseoso retirado por medio de la línea del producto gaseoso 34.

La solicitante ha llevado a cabo experimentos en modelos fríos en un sistema de vaporización de butano para comprender los efectos de la rápida vaporización en la mezcla y circulación a granel. El sistema de butano consistía en un recipiente de vidrio de 10 litros lleno de agua, con un diámetro interno de 20 cm, en el cual se introdujo butano líquido subenfriado, a través de un solo tubo de un cuarto de pulgada. Se adicionó un trazador de color (permanganato de potasio) para destacar los patrones de flujo y las velocidades locales.

Cuando el butano se introdujo simplemente en el agua, fue evidente que todo el butano formaba burbujas inmediatamente que ascendían en forma de pluma desde el inyector, impartiendo una mezcla muy escasa al líquido que estaba debajo de ese punto. Las zonas fuera de la pluma del butano ascendente denotaron bajo flujo y baja turbulencia. Pudieron distinguirse zonas diferenciadas de alta y baja mezcla dentro del reactor, evidenciadas por la ausencia de burbujas en las regiones de bajo flujo. Esto se confirmó por los resultados de la simulación de CFD. Estos fenómenos explican la conducta de un reactor piloto de tetramerización operado por la solicitante, donde se cree que la acumulación excesiva del polímero sobre la placa de base se debe a la baja turbulencia bajo el inyector de etileno que entra en el reactor a escala piloto desde el costado.

Cuando el inyector de butano se dispuso de manera que el butano inyectado chocase contra una placa de base de del recipiente de vidrio, las regiones de bajo flujo fueron eliminadas e incluso, se promovió la disipación de energía en el grueso del agua, según se puso de manifiesto por una distribución más uniforme del tamaño de la burbuja en todo el líquido. El volumen líquido parecía turbio, indicativo de las finas burbujas distribuidas en todo el líquido. Esto sugiere que debe prestarse una minuciosa consideración a la manera en la que se introduce el etileno líquido en la columna de burbujeo de la fase líquida a granel, para garantizar una distribución pareja de las burbujas de etileno en toda la fase líquida a granel, cuando se emplea el proceso de la invención.

Con referencia a las figuras 5 y 6 de los dibujos, un reactor de oligomerización según la invención se indica generalmente mediante el número de referencia 100. El reactor 100 incluye un recipiente del reactor 102 y una entrada para un reactivo de hidrocarburo que comprende tres boquillas 104, que pasan a través de una pared lateral circular cilíndrica 106 del recipiente del reactor 102.

Aunque no se muestra en el dibujo, la mayor parte del recipiente 102 define una zona de fase líquida a granel que se extiende desde una placa de base 108 hacia arriba, para captar desde un 70 % hasta un 90 % del volumen del recipiente del reactor 106. Una porción superior del recipiente del reactor 102 define una zona de espacio de encabezamiento. Una salida de componentes gaseosos (que no se muestra) parte desde la zona de espacio de encabezamiento.

Las boquillas 104 se dirigen hacia la placa de base 108, donde la salida de cada boquilla 104 está separada por cualquier distancia comprendida entre unos pocos milímetros y varios centímetros de la placa de base, donde esta distancia entre la boquilla y la placa se determina en la práctica por la velocidad del chorro fluido que sale de la boquilla.

Aunque no se muestra en las figuras 5 y 6 de los dibujos, el reactor 100 incluye una entrada para disolventes y una entrada para el sistema catalizador, a través de la pared lateral 106, hacia la zona de fase líquida. También se provee una línea de retirada de la fase líquida para retirar la fase líquida del reactor 100 (que no se muestra).

Además de las boquillas 104 que se proyectan a través de la pared lateral 106, el reactor 100 preferiblemente no tendrá ningún elemento interno y, en particular, puede no requerir un aparato mezclador o agitador mecánico.

El reactor 100 es un reactor de oligomerización de α -olefinas con columnas de burbujeo y, es particularmente adecuado para tetramerizar o trimerizar un material de alimentación de etileno líquido. Durante el uso, la zona de fase líquida a granel del recipiente del reactor 102 se llena con una fase líquida a granel, que comprende un producto polimérico u oligomérico, por ejemplo 1-hexeno y/o 1-octeno, en mezcla con un disolvente y un catalizador o sistema catalizador disuelto. Cuando el reactor 100 se emplea en el proceso 10, 50 (es decir, como los reactores 12, 12.1 y 12.2), la fase líquida a granel está en forma de una columna de burbujeo, donde el reactor opera a una presión de entre aproximadamente 45 bar (g) y alrededor de 50 bar (g). La columna de burbujeo se encuentra entonces a una temperatura inferior a la temperatura de ebullición de la fase líquida a granel, a la presión operativa del reactor, típicamente cercana a los 60 °C.

El etileno líquido, a una temperatura cercana a los 5 °C, se introduce en el recipiente del reactor 102 a través de las boquillas 104, para que choque contra la placa de base 108. Esto produce áreas localizadas de alta turbulencia en las proximidades inmediatas de la placa de base 108, lo cual reduce la suciedad de la placa de base 108 o de las boquillas 104 con una película polimérica. Asimismo, también aumenta la turbulencia en el grueso de la fase líquida en la zona de fase líquida. Por otro lado, la vaporización del etileno líquido y por ende, la formación de burbujas de gas que ascienden rápidamente también crea una mezcla vigorosa, garantizando que la fase líquida a granel esté en forma de burbujas.

Con referencia a la figuras 7 y 8, otra realización de un reactor de oligomerización según la invención se indica generalmente mediante un número de referencia 110. El reactor 110 es similar al reactor 100 y, salvo que se indique de otra manera, las partes o características iguales o similares se indican mediante los mismos números de referencia. En el reactor 110, las boquillas 104 ingresan al recipiente 106 a través de la placa de base 108 y luego hacen un giro de 180 grados para garantizar que el hidrocarburo líquido inyectado choque contra la placa de base 108, durante el uso. La configuración que se muestra en la figuras 7 y 8 es adecuada para usar en aquellas situaciones en las que el reactor 110 esté equipado con un aparato mezclador o agitador (que no se muestra).

En la figura 7, se muestra una salida para los componentes gaseosos que nace en una zona de espacio de encabezamiento 107 y se la indica mediante el número de referencia 26.

Con referencia a la figura 9, otra realización de un reactor de oligomerización según la invención se indica generalmente mediante el número de referencia 120. El reactor 120 es similar al reactor 100 y salvo que se indique lo contrario, las partes o características iguales o similares se indican mediante los mismos números de referencia.

En el reactor 120, las boquillas 104 están orientadas unas hacia otras. Las boquillas 104 están dispuestas en dos pares de boquillas diagonalmente opuestas. Con esta disposición, un volumen de la fase líquida a granel con alta turbulencia localizada en uso rodea a las boquillas de entrada 104. Al estar situadas en un volumen de la turbulencia localizada, las boquillas 104 son menos susceptibles de ensuciarse y en efecto, son autolimpiantes.

Los reactores 110, 120 pueden emplearse en el proceso 10, 50 como los reactores 12, 12.1 y 12.2 que se muestran en la figuras 1 y 2.

La solicitante cree que el proceso 10, 50 y los reactores 100, 110, 120 tal como se los ilustra, corren menos riesgo de ensuciarse, en comparación con los procesos y reactores convencionales para polimerizar u oligomerizar un hidrocarburo. El riesgo de contaminación, para los procesos y aparatos de polimerización u oligomerización convencionales, en particular, los que incluyen un aparato mezclador o agitador en el reactor, es un problema importante, para cuya abordaje la presente invención ha hecho importantes avances. La figura 3 ilustra la mayor carga en un agitador con el tiempo, sobre una corriente en condiciones de reacción, debido a la precipitación del polímero en el aparato mezclador o agitador de un reactor de una planta piloto que utiliza un accionador hidráulico. Se usó etileno líquido como material de alimentación. Como se observará, la presión diferencial de la bomba de accionamiento hidráulica aumenta con el incremento de la carga, para mantener el agitador a una velocidad objetivo. Esta mayor carga es producto de la suciedad del agitador. La figura 4 muestra que el hecho de apagar el agitador de dicho reactor de una planta piloto no es perjudicial para el perfil de temperaturas de reactor axial en dicho reactor de una planta piloto. Aunque hay una fluctuación de temperaturas cuando se apaga el agitador, causada por un afinamiento de control no optimizado, se observará que el perfil de temperatura de cada una de las termocuplas axialmente ubicadas es coherente con los otros y permanece dentro de una estricta tolerancia de temperatura.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la polimerización u oligomerización de un hidrocarburo, proceso que incluye:

introducir, a un bajo nivel, un reactivo de hidrocarburo líquido en una fase líquida a granel, que comprende un producto polimérico u oligomérico mezclado con un catalizador;

5 permitir que el reactivo de hidrocarburo líquido se vaporice para formar burbujas que se eleven a través de la fase líquida a granel y que se polimerice u oligomerice para formar el producto polimérico u oligomérico, donde las burbujas que se elevan crean una turbulencia en la fase líquida a granel, mezclando de esta manera la fase líquida a granel;

10 permitir que los componentes gaseosos que comprenden cualquier reactivo de hidrocarburos vaporizado sin reaccionar y cualquier producto gaseoso que se puedan haber formado, se separen de la fase líquida a granel y se dirijan hacia un espacio de encabezamiento por encima la fase líquida a granel;

retirar los componentes gaseosos del espacio de encabezamiento y

retirar la fase líquida de la fase líquida a granel, para mantener la fase líquida a granel en un nivel deseado.

15 2. El proceso según la reivindicación 1, que incluye enfriar los componentes gaseosos retirados del espacio de encabezamiento, que forman el reactivo de hidrocarburos condensado y el producto gaseoso, separar el reactivo de hidrocarburos condensado del producto gaseoso, y reciclar el reactivo de hidrocarburos condensado en forma líquida hacia la fase líquida a granel.

20 3. El proceso según la reivindicación 1 o la reivindicación 2, en el cual la fase líquida a granel incluye un disolvente inerte que actúa como un diluyente, limitando así la incorporación del producto oligomérico deseable en subproductos más pesados, proceso que incluye: tratar la fase líquida retirada para separar el producto polimérico u oligomérico del disolvente, sometiendo la fase líquida retirada a por lo menos una etapa de destilación, para obtener una corriente de disolventes.

25 4. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, que incluye tratar el producto gaseoso en al menos una etapa de destilación que opera a una presión menor que la presión a la cual se mantiene la fase líquida a granel para recuperar el reactivo de hidrocarburos sin reaccionar no condensado del producto gaseoso, produciendo el reactivo de hidrocarburos en forma líquida.

30 5. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el cual la reacción o las reacciones de polimerización u oligomerización en la fase líquida a granel son exotérmicas, y en el cual se introduce el suficiente reactivo de hidrocarburo líquido en la fase líquida a granel para equilibrar la exoterma de reacción, aproximándose así la conducta isotérmica.

6. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el cual el reactivo de hidrocarburo líquido es una carga de alimentación de olefinas que comprende uno o más monómeros olefínicos.

7. El proceso según la reivindicación 6, en el cual el reactivo de hidrocarburo líquido es etileno líquido.

35 8. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el cual la fase líquida a granel está en forma de una columna de burbujeo y que incluye introducir la fase líquida retirada de la fase líquida a granel hacia otra columna de burbujeo de dicha fase líquida a granel e introducir el citado reactivo de hidrocarburo líquido también en dicha otra columna de burbujeo, para formar otro producto polimérico u oligomérico, donde el proceso utiliza así al menos dos columnas de burbujeo de la fase líquida a granel en serie, donde el reactivo de hidrocarburo líquido fresco se introduce en cada columna de burbujeo.

40 9. El proceso según la reivindicación 2, el cual incluye combinar un material de alimentación del reactivo de hidrocarburo gaseoso con los componentes gaseosos retirados del espacio de encabezamiento, de manera que el material de alimentación de hidrocarburo gaseoso se condense con el reactivo de hidrocarburos condensado y se introduzca con el reactivo de hidrocarburos condensado reciclado en la fase líquida a granel como el reactivo de hidrocarburo líquido.

45 10. El proceso según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el cual el reactivo de hidrocarburo líquido se hace chocar contra una superficie de choque provista en un reactor que contiene la fase líquida a granel, o en otra corriente de alimentación que entra al reactor, para crear al menos un área localizada de alta turbulencia en la fase líquida a granel.

50 11. El proceso según la reivindicación 10, en el cual el reactivo de hidrocarburo líquido choca contra una superficie de choque definida por una pared del reactor y/o contra una formación de choque provista dentro del reactor, que define una superficie de choque.

12. El proceso según la reivindicación 11, en el cual el reactivo de hidrocarburo líquido se introduce en la fase líquida

a granel a través de al menos una boquilla dirigida a la superficie de choque.

13. Un reactor para la polimerización u oligomerización de hidrocarburos que incluye:

un recipiente del reactor que define una zona de fase líquida debajo de una zona de espacio de encabezamiento para contener una fase líquida a granel que comprende el producto polimérico u oligomérico en la zona de fase líquida;

una entrada para un reactivo de hidrocarburo en un nivel bajo que conduce a la zona de fase líquida, donde la entrada tiene al menos una boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo, dirigida hacia una superficie de choque provista en el interior, o que define, la zona de fase líquida de manera que durante el uso, se cree un área localizada de alta turbulencia mediante la inyección de un reactivo de hidrocarburo a través de la boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo sobre la superficie de choque, o donde dicha boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo, al menos una, está dirigida a otra boquilla de entrada para una corriente fluida, de modo que durante el uso, se cree un área localizada de alta turbulencia mediante la inyección de un reactivo de hidrocarburo a través de la citada boquilla de entrada para un reactivo de hidrocarburo al menos una, en contacto por choque con una corriente fluida que se está inyectando a través de dicha otra boquilla de entrada para una corriente fluida y

una salida para componentes gaseosos que parte de la zona de espacio de encabezamiento durante el uso, a través de la cual los componentes gaseosos que se acumulan en la zona del espacio de encabezamiento se retiran.

14. El reactor según la reivindicación 13, en el cual la superficie de choque se define mediante una pared del reactor y/o mediante una formación de choque provista como un elemento interno dentro de la zona de fase líquida.

15. El reactor según la reivindicación 13 o con la reivindicación 14, caracterizado por la ausencia de un aparato mezclador o agitador mecánico.

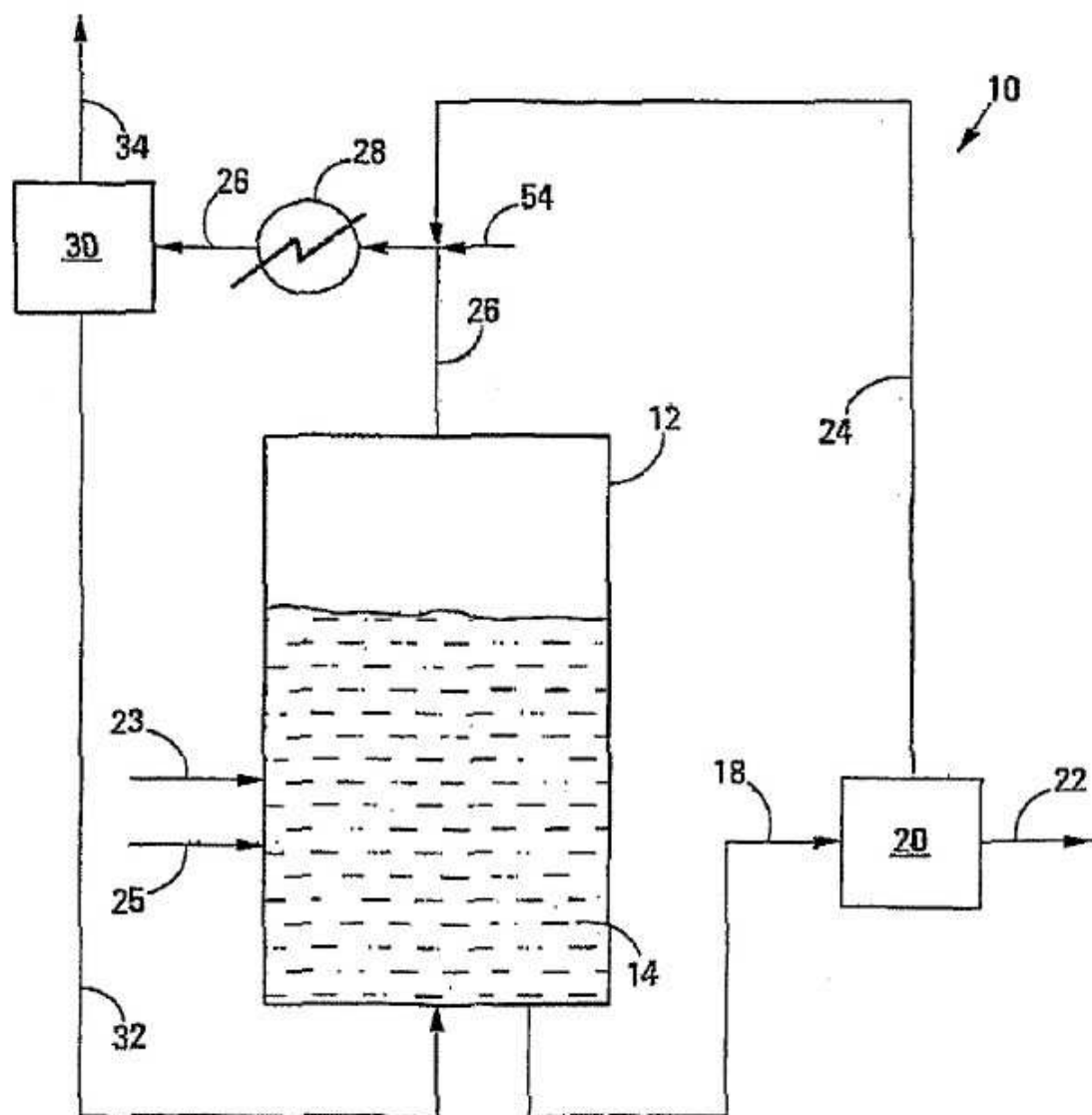


FIG 1

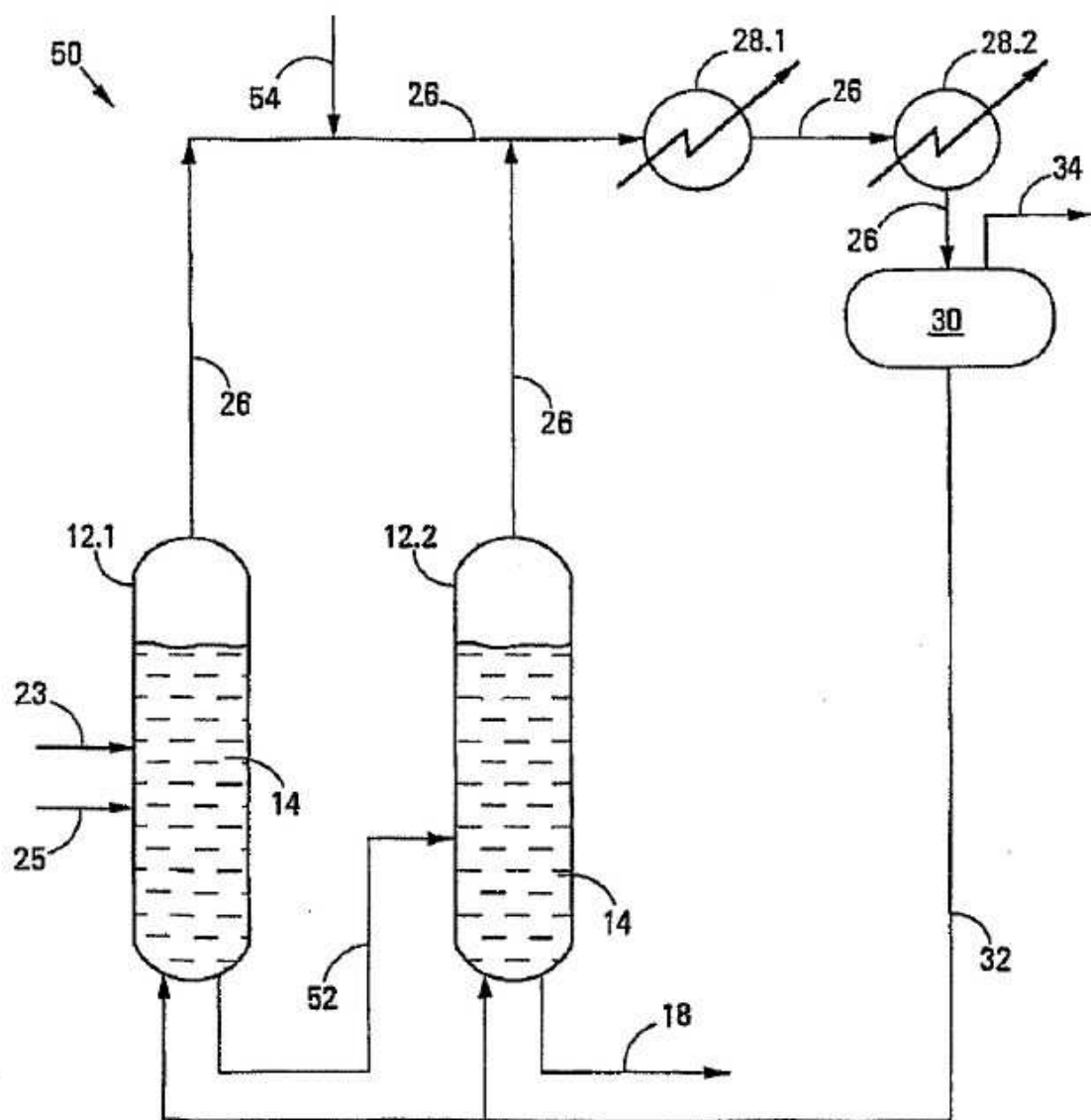


FIG 2

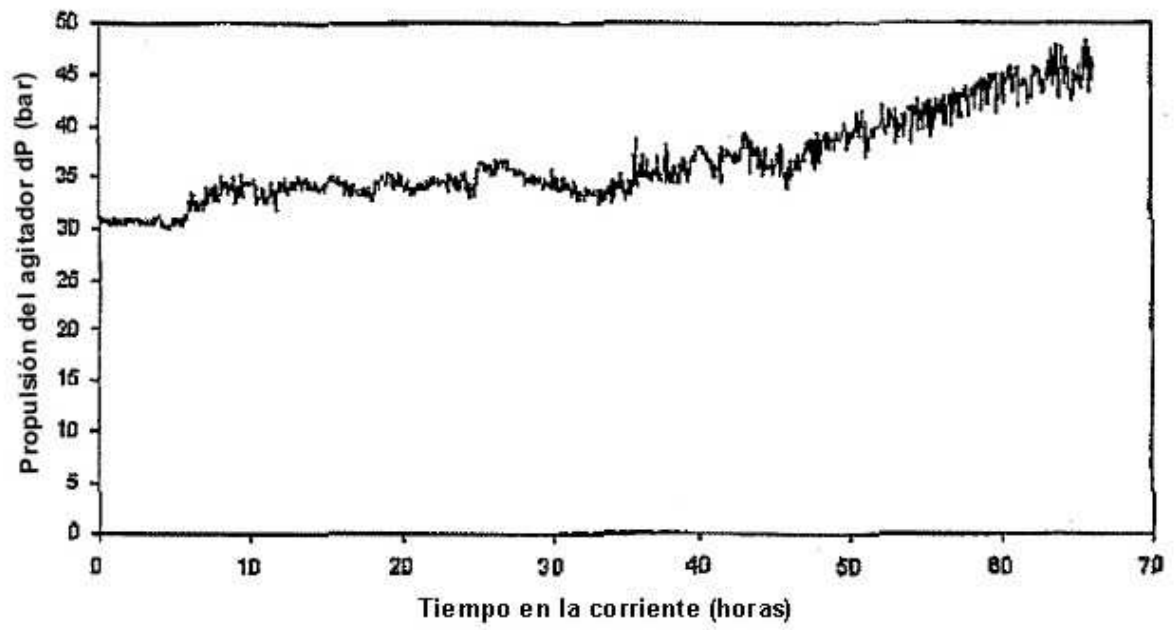


FIG 3

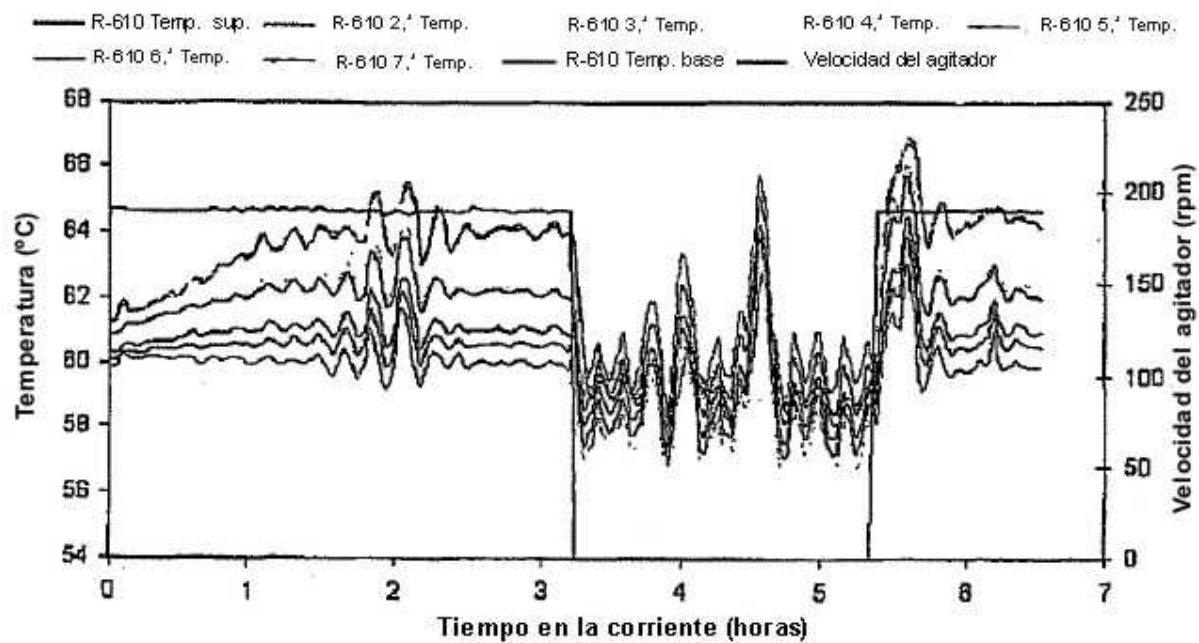


FIG 4

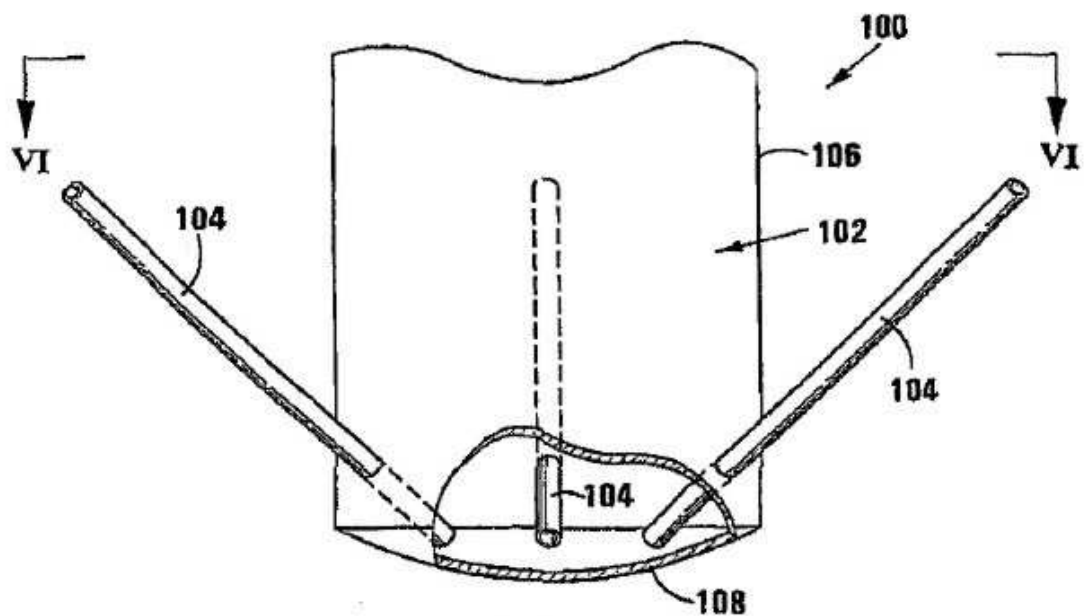


FIG 5

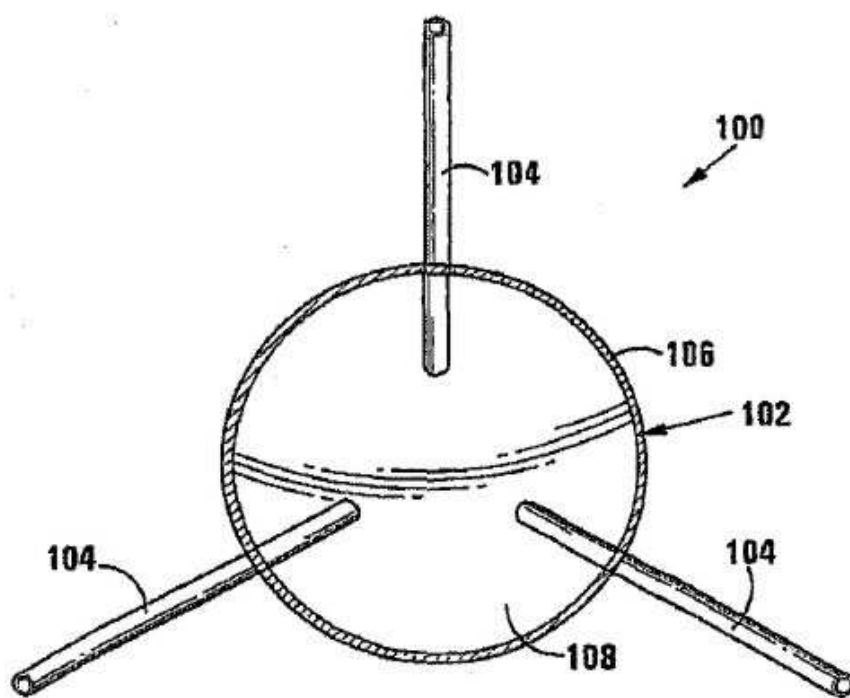


FIG 6

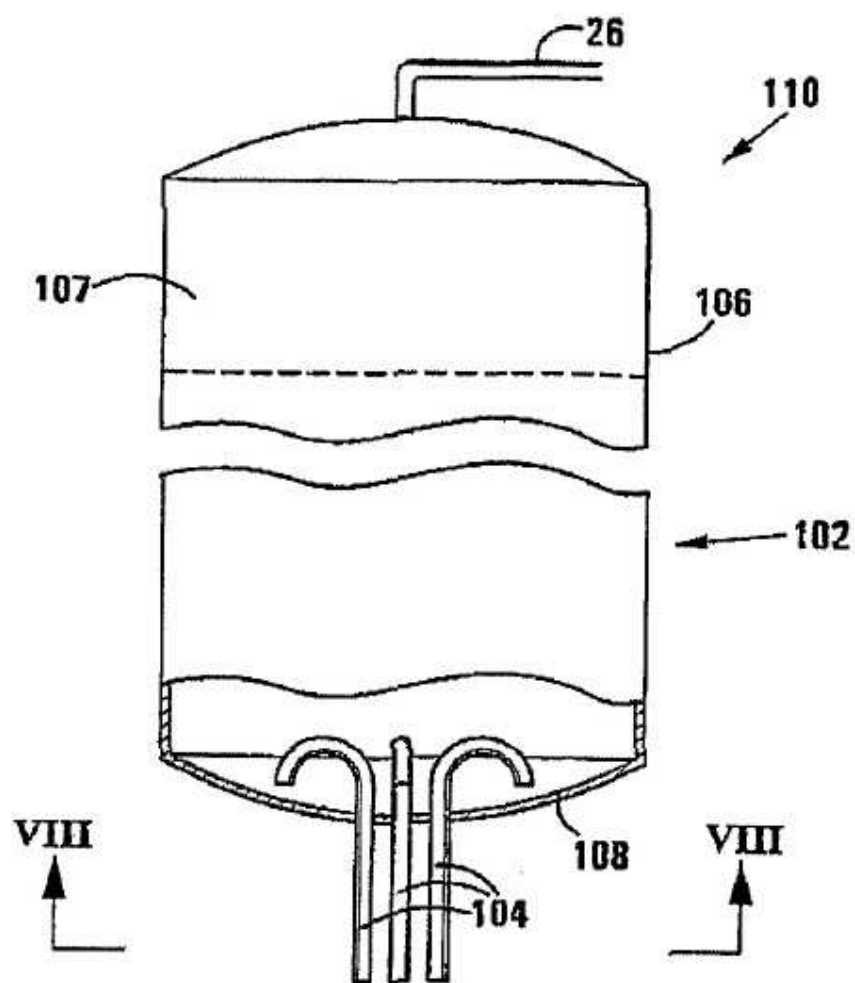


FIG 7

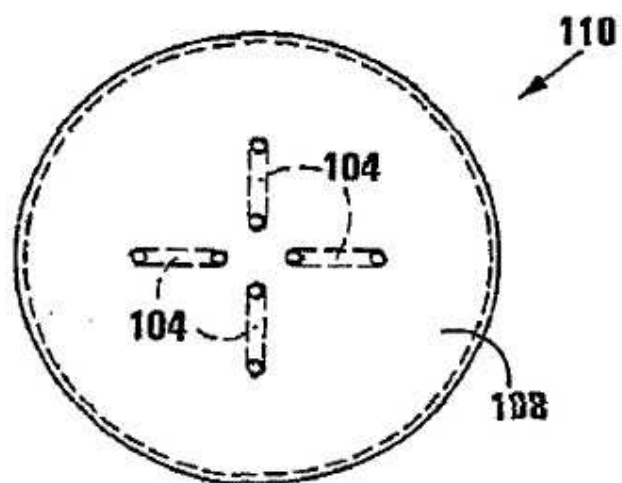


FIG 8

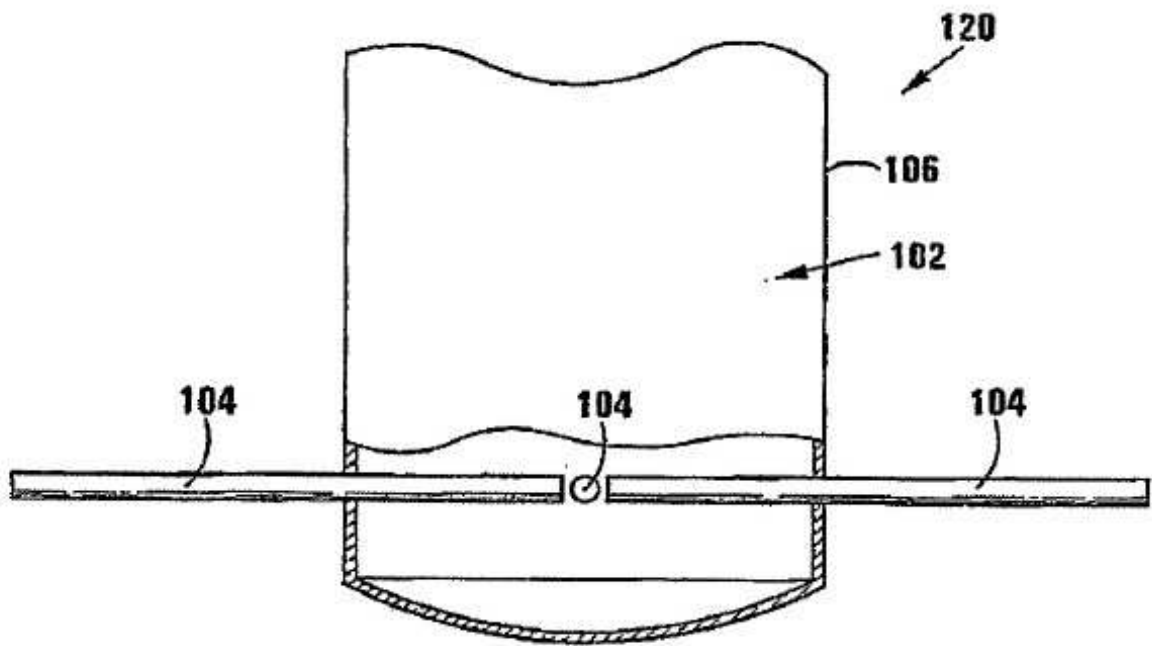


FIG 9