(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 677 009**

(51) Int. Cl.:

B01J 19/18 (2006.01)
B01J 19/24 (2006.01)
C08F 2/01 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(96) Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **19.02.2002** **E 10176354 (8)**

(97) Fecha y número de publicación de la concesión europea: **11.04.2018** **EP 2263793**

(54) Título: **Procedimiento para reactor de polimerización en bucle**

(45) Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
27.07.2018

(73) Titular/es:

CHEVRON PHILLIPS CHEMICAL COMPANY LP (100.0%)
10001 Six Pines Drive
The Woodlands, TX 77380, US

(72) Inventor/es:

KENDRICK, JAMES A;
TOWLES, THOMAS W y
ROGER, SCOTT T

(74) Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 677 009 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

Procedimiento para reactor de polimerización en bucle

Campo de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento para producir polímero en un reactor de bucle para suspensión continua que comprende alimentar catalizador, monómero y, opcionalmente, al menos uno de comonómero, cocatalizador, diluyente, modificador de polímeros o mezclas de los mismos, al reactor; en donde se alimenta catalizador al reactor a partir de múltiples entradas de catalizador y recuperar polímero del reactor.

Antecedentes de la invención

En muchos procedimientos de polimerización para la producción de polímero, se forma un efluente de polimerización que es una suspensión de sólidos poliméricos en forma de partículas suspendidos en un medio líquido, comúnmente el diluyente de reacción y monómeros no reaccionados. Un ejemplo típico de dichos procedimientos se describe en la patente de EE. UU. número 2,285,721 de Hogan and Bank. Si bien los procedimientos de polimerización descritos en el documento de Hogan emplean un catalizador que comprende óxido de cromo y un soporte, la presente invención es aplicable a cualquier procedimiento que produzca un efluente que comprenda una suspensión de sólidos poliméricos en forma de partículas suspendidos en un medio líquido que comprenda un diluyente y monómero no reaccionado. Dichos procedimientos de reacción incluyen aquellos que han llegado a conocerse en la técnica como polimerizaciones en forma de partículas.

En la mayoría de las operaciones a escala comercial, es conveniente separar el polímero y el medio líquido que comprende un diluyente inerte y monómeros no reaccionados de tal manera que el medio líquido no se exponga a contaminación para que pueda reciclarse el medio líquido a la zona de polimerización con purificación mínima si la hay. Una técnica particularmente favorecida que se ha usado hasta ahora es la descrita en la patente de EE. UU. número 3,152,872 de Scoggin et al., más en particular la realización ilustrada junto con la figura 2 de esa patente. En esos procedimientos el diluyente de reacción, los monómeros disueltos y el catalizador circulan en un reactor de bucle en el que la presión de la reacción de polimerización es aproximadamente 100 psia ($6,9 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$) a 700 psia ($48,5 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$). También se hace circular el polímero sólido producido en el reactor. Se recoge una suspensión de polímero y el medio líquido en uno o más tramos de sedimentación del reactor de bucle para suspensión del que se descarga periódicamente la suspensión a una cámara de evaporación en la que se evapora súbitamente la mezcla a una presión baja tal como aproximadamente 20 psia ($1,4 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$). Si bien la evaporación súbita da como resultado la eliminación sustancialmente completa del medio líquido del polímero, es necesario volver a comprimir el diluyente de polimerización vaporizado (es decir, isobutano) para condensar el diluyente recuperado a una forma líquida adecuada para reciclado como diluyente líquido a la zona de polimerización. El coste del equipo de compresión y las utilidades requeridas para su funcionamiento con frecuencia asciende a una porción significativa del gasto implicado en la producción de polímero.

Algunos procedimientos de polimerización destilan el diluyente licuado previamente al reciclado al reactor. El fin de la destilación es la eliminación de monómeros y contaminantes de productos finales ligeros. Se hace pasar después el diluyente líquido destilado por un lecho de tratamiento para retirar venenos catalíticos y después en el reactor. Los costes de equipo y utilidades para destilación y tratamiento pueden ser una porción significativa del coste de producción del polímero.

En una operación a escala comercial, es conveniente licuar los vapores de diluyente a coste mínimo. Una de esas técnicas usadas hasta ahora se describe en la patente de EE. UU. número 4,424,341 de Hanson and Sherk, en la que una etapa de evaporación súbita a presión intermedia retira una porción significativa del diluyente a una temperatura tal, y a una presión tal, que puede licuarse esta porción evaporada súbitamente de diluyente por intercambio de calor en vez de por un procedimiento de compresión más costoso.

Breve sumario de la invención

La presente invención se refiere a un procedimiento para producir polímero en un reactor de bucle para suspensión continua que comprende alimentar catalizador, monómero y, opcionalmente, al menos uno de comonómero, cocatalizador, diluyente, modificador de polímeros o mezclas de los mismos, al reactor; en el que se alimenta catalizador al reactor a partir de múltiples entradas de catalizador y en el que se alimenta al menos uno de monómero, comonómero, cocatalizador, diluyente, modificador de polímeros, aditivo de tratamiento o mezclas de los mismos, al reactor a partir de múltiples entradas de alimentación que se sitúan en el 45 % de los puntos de simetría del reactor de bucle y recuperar polímero del reactor.

En otra realización según la invención, el procedimiento también comprende al menos un circulador en el reactor. Preferiblemente, al menos un circulador comprende una bomba. También preferiblemente, al menos un circulador comprende un dispositivo accionado por motor para aumentar la presión de la suspensión circulante en el reactor de bucle.

En una realización según la invención, al menos una de las entradas de catalizador está situada en el extremo de

succión de al menos un circulador. En otra realización según la presente invención, al menos una entrada de alimentación está situada en el extremo de descarga de al menos un circulador. Preferiblemente, al menos una entrada de catalizador y al menos una entrada de alimentación se sitúan en el extremo de succión y el extremo de descarga, respectivamente, del mismo circulador.

En general, las entradas de catalizador se sitúan en el 45 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Preferiblemente, las entradas de catalizador se sitúan en el 25 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Más preferiblemente, las entradas de catalizador se sitúan en el 10 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Lo más preferiblemente, las entradas de catalizador se sitúan en los puntos de simetría del reactor de bucle.

En general, los circuladores se sitúan en el 45 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Preferiblemente, los circuladores se sitúan en el 25 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Más preferiblemente, los circuladores se sitúan en el 10 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Lo más preferiblemente, los circuladores se sitúan en los puntos de simetría del reactor de bucle.

Las entradas de alimentación se sitúan en el 45 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Preferiblemente, las entradas de alimentación se sitúan en el 25 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Más preferiblemente, las entradas de alimentación se sitúan en el 10 % de los puntos de simetría del reactor de bucle. Lo más preferiblemente, las entradas de alimentación se sitúan en los puntos de simetría del reactor de bucle.

Según otra realización de acuerdo con la presente invención, el reactor de bucle tiene una longitud de al menos 750 pie (229 m), preferiblemente al menos 1.000 pie (305 m) y más preferiblemente al menos 1.400 pie (427 m). En otra realización más de acuerdo con la presente invención, el reactor de bucle tiene al menos 6 tramos, preferiblemente al menos 8 tramos y más preferiblemente al menos 12 tramos. En otra realización más de acuerdo con la presente invención, el reactor de bucle tiene un volumen de al menos 10.000 galón (37.900 dm^3), preferiblemente al menos 20.000 galón (75.800 dm^3), más preferiblemente al menos 35.000 galón (132.650 dm^3) y lo más preferiblemente al menos 40.000) (151.600 dm^3) galón.

En una realización de acuerdo con la presente invención, la diferencia de las concentraciones de monómero reaccionante, medidas en % en peso, tomadas en dos puntos cualesquiera del reactor de bucle, está en un 20 % del valor mayor. En una realización preferida, la diferencia de las concentraciones de monómero reaccionante, medidas en % en peso, tomadas en dos puntos cualesquiera del reactor de bucle, está en un 10 % del valor mayor. En otra realización preferida más, la diferencia de las concentraciones de monómero reaccionante, medidas en % en peso, tomadas en dos puntos cualesquiera del reactor de bucle, está en un 5 % del valor mayor.

Otro objeto de la presente invención es aumentar el rendimiento del reactor por el uso de descarga continua y concentraciones aumentadas de etileno en el medio líquido, por ejemplo, mayor que, o igual a, 4 por ciento en peso a la salida del reactor, convenientemente de 4 por ciento en peso a 8 por ciento en peso, aún más convenientemente de 5 por ciento en peso a 7 por ciento en peso. Los tramos de sedimentación limitan las concentraciones de etileno debido a una tendencia aumentada a taponamiento del equipo aguas abajo ocasionado por reacción acelerada en el tramo de sedimentación. Un flujo de suspensión del efluente de polimerización continua permite que las concentraciones de etileno estén limitadas sólo por la solubilidad del etileno en el diluyente líquido en el reactor, aumentando de ese modo la velocidad de reacción específica para la polimerización y aumentando el rendimiento del reactor.

Otro objeto de la presente invención es aumentar el porcentaje en peso (% en peso) de sólidos poliméricos en la suspensión de polimerización circulando en la zona de polimerización en el reactor de bucle. Convenientemente, el % en peso de sólidos poliméricos en la suspensión de polimerización es mayor que 45, más convenientemente, de 45 a 65, incluso más convenientemente de 50 a 65 y lo más convenientemente de 55 a 65.

Otro objeto de la presente invención es aumentar el rendimiento horario (RH), expresado en términos de libras por hora-galón (lb/h-gal) (1 lb/h-gal: $3{,}3 \times 10^{-5}$ $kg \cdot s^{-1} \cdot dm^{-3}$). Convenientemente, el RH es mayor que 2,6, más convenientemente de 2,6 a 4,0 y lo más convenientemente de 3,3 a 4,0.

Breve descripción de los dibujos

Las figuras 1 y 2 son un diagrama esquemático que ilustra un aparato para separar de manera continua sólidos poliméricos de diluyente y monómero no reaccionado.

La figura 3 es una vista transversal a escala ampliada, del conducto de descarga con abertura que se extiende una distancia en el reactor de bucle y la suspensión de polimerización que circula.

La figura 4 es una vista esquemática de un sistema de control de la presión.

La figura 5 es una vista esquemática de un reactor de bucle con múltiples entradas de catalizador, entradas de alimentación, circuladores y conductos de descarga.

La figura 6 es un esquema que ilustra un ejemplo de "puntos de simetría" para tres entradas de alimentación.

La figura 7 es un esquema que ilustra un tipo de barrido del fondo del reactor de bucle.

Descripción detallada de la invención

Como se usa en la presente memoria, el término "suspensión de polimerización" significa sustancialmente una composición de dos fases que incluye sólidos poliméricos y líquido que circula en el reactor de bucle. Los sólidos incluyen catalizador y una olefina polimerizada tal como polietileno. Los líquidos incluyen un diluyente inerte, tal como isobutano, con monómero disuelto, comonómero, agentes de control del peso molecular, tales como hidrógeno, agentes antiestáticos, agentes antiincrustantes, eliminadores y otros aditivos de tratamiento.

Como se usa en la presente memoria, el término "rendimiento horario" (RH) significa la tasa de producción de polímero por unidad de volumen de reactor de bucle o volumen de suspensión de polimerización.

Como se usa en la presente memoria, el término "productividad del catalizador" significa peso de polímero producido por peso de catalizador introducido en el reactor de bucle.

Como se usa en la presente memoria, el término "tiempo de permanencia del polímero" significa el periodo promedio que una partícula de polímero permanece en el reactor de bucle.

Como se usa en la presente memoria, el término "múltiple" significa más de uno.

Como se usa en la presente memoria, el término "cinética de reacción constante" significa que las concentraciones de monómero, % en peso, tomadas en dos puntos cualesquiera del reactor de bucle, están en un 20 % del valor mayor.

Como se usa en la presente memoria, "puntos de simetría" significa puntos que son equidistantes a lo largo de toda la longitud del reactor de bucle. Por ejemplo, para un reactor de bucle que tenga 1.200 pie (366 m) de largo, dos puntos de simetría estarían separados 600 pie (183 m), tres puntos de simetría estarían separados 400 pie (122 m), cuatro puntos de simetría estarían separados 300 pie (91 m), etc. Como ejemplo no limitante, tres entradas de catalizador situadas en los puntos de simetría del reactor estarían separadas 400 pie (122 m) para un reactor de 1.200 pie (366 m). Además, como ejemplo no limitante, para un reactor de 1.200 pie (366 m), tres entradas de alimentación situadas en un 25 % de sus puntos de simetría se encontrarían separadas cada una dentro de un 25 % de los puntos de simetría de 400 pie (122 m) o de 300 pie (91 m) a 500 pie (152 m), entendiéndose que uno o más de estos elementos no estará equidistante de los otros. Por ejemplo, para un reactor de bucle de 1.200 pie (366 m) que tenga tres entradas de catalizador, estaría dentro del alcance de la presente invención para una primera y una segunda entrada de catalizador que estuvieran separadas 400 pie (122 m), con la tercera entrada separada 300 pie (91 m) de la segunda entrada de catalizador y 500 pie (152 m) de la primera.

Como se usa en la presente memoria, el término "suspensión súbita" significa sólidos poliméricos que contienen medio líquido atrapado (absorbido) y vapor de la evaporación súbita, arrastrado, (si lo hay) y/o dichos sólidos poliméricos suspendidos en medio líquido "fluido".

La presente invención es aplicable a cualquier mezcla que comprenda una suspensión de sólidos poliméricos y un medio líquido que comprenda un diluyente inerte y monómeros polimerizables no reaccionados incluyendo suspensiones resultantes de polimerización de olefinas. Los monómeros olefínicos empleados generalmente en dichas reacciones incluyen convenientemente 1-olefinas que tienen desde 2 hasta 8 átomos de carbono por molécula. Ejemplos típicos incluyen etileno, propileno, buteno, penteno, hexeno y octeno. Otros ejemplos incluyen monómeros aromáticos vinílicos, como estireno y estireno alquilsustituido, monómeros distribuidos geminalmente tales como isobutileno y olefinas cíclicas, tales como norborneno y vinilnorborneno. Diluyentes típicos empleados en dichas polimerizaciones olefínicas incluyen hidrocarburos alifáticos saturados que tienen de 3 a 8, preferiblemente de 3 a 4, átomos de carbono por molécula, tales como propano, isobutano, propileno, n-butano, n-pentano, isopentano, n-hexano, isooctano y similares. De estos diluyentes se prefieren aquellos con 3 a 4 átomos de carbono por molécula y el más preferido es isobutano.

Según una realización de acuerdo con la presente invención, la velocidad de descarga del efluente de polimerización es tal que permita una corriente continua del procedimiento desde el reactor de bucle para suspensión desde el punto de descarga del efluente de polimerización licuado por una válvula de descarga de un solo punto y también por el primer tanque de purga y la recuperación de vapor asociada y los sistemas de recuperación de sólidos. La velocidad de descarga del efluente de polimerización es tal que se mantenga una presión constante en el reactor para suspensión y se eliminen pulsos de alta presión intermitentes asociados a la descarga de una porción del contenido del reactor que tiene lugar con tramos de sedimentación en reactores para suspensión.

La temperatura a la que se calienta el efluente de polimerización que se descarga del reactor durante el tránsito al primer tanque de purga para vaporización está por debajo de la temperatura de fusión del polímero - Esto puede llevarse a cabo mediante el calentamiento apropiado de este primer conducto de transferencia. La cantidad de calor que se tiene que suministrar al efluente de polimerización durante su tránsito por este primer conducto al primer tanque de purga debería ser preferiblemente al menos igual a la cantidad de calor que iguala al calor de vaporización de esa cantidad de diluyente inerte que se tiene que vaporizar súbitamente en el primer tanque de

purga. Esto después hará que los sólidos poliméricos concentrados formados en el primer tanque de purga pasen al segundo tanque de purga para pasarlo a una temperatura de los sólidos superior y se facilite así la eliminación de diluyente residual en los poros de dichos sólidos poliméricos por la operación del segundo tanque de purga. Esa cantidad de calor transferida al efluente de polimerización durante su tránsito por el primer conducto de transferencia al primer tanque de purga puede incluso ser mayor, sólo siempre que la cantidad de calor así transferida no haga que los sólidos poliméricos allí lleguen a calentarse a una temperatura a la que tiendan a fusionarse o aglomerarse entre sí.

Los sólidos poliméricos/suspensión concentrados se descargan del primer tanque de purga a una cámara de cierre de salida del primer tanque de purga de una longitud (l) y un diámetro (d) para proporcionar un volumen suficiente para mantener un volumen de sólidos poliméricos/suspensión concentrados suficiente para mantener un cierre a presión en la cámara de cierre de salida. Los sólidos poliméricos/suspensión concentrados se descargan de la cámara de cierre de salida por un reductor de la cámara de cierre de salida a un segundo conducto de transferencia que comunica los sólidos poliméricos/suspensión concentrados como un flujo turbulento a un segundo tanque de purga. El reductor de la cámara de cierre de salida se define por lados sustancialmente rectos inclinados un ángulo respecto a la horizontal igual a, o mayor que, el ángulo de deslizamiento de los sólidos poliméricos/suspensión, concentrados.

La presión para la primera etapa de evaporación súbita variará dependiendo de la naturaleza del diluyente y los monómeros no reaccionados y la temperatura del efluente de polimerización. Típicamente, pueden emplearse presiones en el intervalo de aproximadamente 140 psia ($9,7 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$) a aproximadamente 315 psia ($21,8 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$); más preferiblemente de aproximadamente 200 psia ($13,8 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$) a aproximadamente 270 psia ($18,7 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$) y lo más preferiblemente de aproximadamente 225 psia ($15,6 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$) a aproximadamente 250 psia ($17,3 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$).

El fluido que intercambia calor usado para condensar el vapor de la primera etapa de evaporación súbita está a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 65° F (18°C) a aproximadamente 150° F (66°C). Una realización preferida usa un fluido de intercambio de calor a una temperatura de desde aproximadamente 75° F (24 °C) a aproximadamente 140°F (60 °C). La realización más preferida usa un fluido de intercambio de calor a una temperatura de desde aproximadamente 85° F (29 °C) a aproximadamente 130°F (54 °C).

Es conveniente mantener la cinética de la reacción constante cuando se usa un reactor de bucle grande. En un reactor de bucle grande, las concentraciones de los agentes reaccionantes, tales como monómeros no reaccionados, son altas en, y justo aguas abajo de, la entrada de alimentación. Las concentraciones de estos agentes reaccionantes disminuyen a lo largo de la longitud del bucle a medida que transcurre la reacción. Este fenómeno crea gradientes de concentración de agente reaccionante a lo largo del bucle, que puede dar como resultado menor rendimiento de la producción, problemas de calidad de los productos finales y dificultades para controlar el reactor. Es conveniente, de acuerdo con esto, reducir estos gradientes de concentración usando múltiples entradas de alimentación para los agentes reaccionantes. Por razones similares, es deseable tener una distribución uniforme de catalizador, cocatalizador, modificadores poliméricos y/o aditivos de tratamiento usando múltiples entradas correspondientes.

La "cinética de reacción constante" se define en la presente memoria como la diferencia de concentraciones de monómero agente reaccionante, medidas en % en peso, tomadas en dos puntos cualesquiera del reactor de bucle, para que esté dentro del 20 % del valor mayor. Como ejemplo no limitante ilustrado en la figura 5, se toman dos muestras de dos puertos 505, 506 de muestreo al mismo tiempo durante la reacción y se analizan las concentraciones de etileno no reaccionado. Se obtienen dos valores: 4,0 % en peso y 3,5 % en peso. Por lo tanto, la diferencia de los dos valores es 0,5 % en peso y está dentro del 20 % del valor mayor (20 % de 4,0 % en peso). Esto indica que el reactor de bucle tiene "cinética de reacción constante". Las localizaciones de los dos puertos 505, 506 de muestreo pueden estar en cualquier parte a lo largo del reactor de bucle. El método usado para el análisis de la concentración puede ser cualquier método conocido siempre que se use el mismo método para analizar las dos muestras.

Un aspecto del presente procedimiento es producir polímero en un gran reactor de bucle para suspensión continua con catalizador alimentado al reactor de bucle a partir de múltiples entradas de catalizador, como ilustración no limitante, en 502A, 502B, 502C, 502D. El procedimiento también comprende múltiples entradas 503A, 503B, 503C, 503D de alimentación para al menos uno de monómero, comonómero, cocatalizador, diluyente, modificador de polímeros, aditivo de tratamiento o mezclas de los mismos. Los modificadores poliméricos pueden usarse para cambiar la estructura y las propiedades de los polímeros. Los aditivos de tratamiento pueden usarse para mejorar la eficacia de operación del reactor de manera que se reduzca el efecto estático de hacer funcionar un gran reactor de bucle. Como se le ocurriría fácilmente a un experto en la materia que tenga el beneficio de la presente descripción, pueden usarse muchos diferentes comonómeros, cocatalizadores, diluyentes, modificadores de polímeros y aditivos de tratamiento en este procedimiento. Por ejemplo, en una polimerización de etileno típica, puede alimentarse etileno a través de una o más de las entradas 503A, 503B, 503C, 503D de alimentación para mantener una concentración relativamente constante de etileno por el reactor 1 de bucle. El procedimiento también comprende preferiblemente al menos un circulador 501A, 501B, 501C y/o 501D en el reactor de bucle. Más preferiblemente, el circulador es una bomba y/o comprende un dispositivo accionado por motor (507) para aumentar la presión de la

suspensión circulante en el reactor de bucle.

En una realización de acuerdo con la presente invención, al menos una de las entradas 502A, 502B, 502C y/o 502D de catalizador se sitúa en el extremo de succión de un circulador 501A, 501B, 501C y/o 501D. Al menos una entrada 503A, 503B, 503C y/o 503D de alimentación se sitúa preferiblemente en el extremo de descarga de al menos un circulador. Más preferiblemente, hay al menos una entrada de catalizador y al menos una entrada de alimentación situadas en el extremo de succión y el extremo de descarga, respectivamente, del mismo circulador.

Las localizaciones de las entradas de catalizador, los circuladores y las entradas de alimentación se disponen de manera estratégica a lo largo del reactor de bucle para mantener una cinética de reacción constante por el reactor de bucle, generalmente en el 45 %, preferiblemente en el 25 %, más preferiblemente en el 10 % de los puntos de simetría y lo más preferiblemente dispuestos en sus puntos de simetría. "Puntos de simetría" significa puntos que son equidistantes a lo largo de toda la longitud del reactor de bucle. Por ejemplo, para un reactor de bucle que tenga 1.200 pie (366 m) de largo, dos puntos de simetría estarían separados 600 pie (133 m), tres puntos de simetría estarían separados 400 pie (122 m), cuatro puntos de simetría estarían separados 300 pie (91 m), etc. Como ejemplo no limitante, tres entradas de catalizador situadas en los puntos de simetría del reactor estarían separadas 400 pie (122 m) para un reactor de 1.200 pie (366 m).

Esto puede entenderse más a modo de ilustración no limitante en la figura 6. La figura 6 ilustra un reactor de 1.200 pie (366 m) en donde los puntos de simetría (A, B, C) están separados 400 pie (122 m). La distancia entre A y A1 es 25 % de 400 pie (122 m), es decir, 100 pie (30 m). La distancia entre A y A2 es 10 % de 400 pie, (122 m), es decir, 40 pie (12 m). Tres entradas de alimentación situadas en un 25 % de sus puntos de simetría estarían separadas cada una en un 25 % de los puntos de simetría de 400 pie (122 m) o de 300 (91 m) (entre A1-B) a 500 (entre C-Al) pie (152 m). Se entiende que uno o más de estos elementos no estarán equidistantes de los otros. Por ejemplo, para un reactor de bucle de 1.200 pie (366 m) que tenga tres entradas de catalizador, estaría dentro del alcance de la presente invención para una primera y una segunda entrada de catalizador que estuvieran separadas 400 pie (122 m), con la tercera entrada separada 300 pie (91 m) de la segunda entrada de catalizador y 500 pie (152 m) de la primera.

La longitud del reactor de bucle puede ser al menos 750 pie (229 m), preferiblemente al menos 1.000 pie; (305 m) y más preferiblemente al menos 1.400 pie (427 m). Independientemente, el reactor de bucle puede tener al menos 6 tramos, preferiblemente al menos 8 tramos y más preferiblemente al menos 12 tramos. También independientemente, el reactor de bucle puede tener también al menos 10.000 galón (37.900 dm^3), preferiblemente al menos 20.000 galón (75.800 dm^3), más preferiblemente al menos 35.000 galón (132.650 dm^3) y lo más preferiblemente al menos 40.000 galón (151.600 dm^3) de volumen.

Volviendo de nuevo a la figura 5, por ejemplo, para localizar estratégicamente 4 circuladores 501A, 501B, 501C, 501D a lo largo de un reactor 1 de bucle de 1.000 pie (305 m) de largo, los puntos de simetría de los 4 circuladores están separados 250 pie (75 m). La localización más preferida de los circuladores 501A, 501B, 501C, 501D es en los puntos de simetría. Los 4 circuladores estarán separados aproximadamente 250 pies entre sí. Las entradas 502A, 502B, 502C, 502D de catalizador y las entradas 503A, 503B, 503C, 503D de alimentación también están separadas, idealmente, uniformemente, en sus puntos de simetría a lo largo del reactor de bucle y preferiblemente en los extremos de succión y de descarga del mismo circulador. Si bien la figura 5 ilustra un ejemplo en donde cada uno de los 4 circuladores presenta una entrada de catalizador y una entrada de alimentación en los extremos de succión y de descarga, respectivamente, del circulador, no se requiere que sea así en su funcionamiento. La cinética de reacción constante puede conseguirse haciendo funcionar una serie de combinaciones de circulador, entrada de catalizador y entrada de alimentación, disposiciones que se le ocurrirán fácilmente a un experto en la materia que tenga el beneficio de la presente descripción. Por ejemplo, puede conseguirse cinética de reacción constante en algunas aplicaciones con dos circuladores, tres entradas de catalizador y cuatro entradas de alimentación.

Aunque "cinética de reacción constante" se define como la diferencia de las concentraciones de monómero agente reaccionante, medidas en % en peso, tomadas en dos puntos cualesquiera del reactor de bucle, está en el 20 % del valor mayor, se prefiere que la diferencia de las dos concentraciones de monómeros reaccionantes esté en un 10 % del valor mayor, más preferiblemente en un 5 % del valor mayor. Esto puede llevarse a cabo colocando de manera estratégica las entradas de catalizador, las entradas de alimentación y los circuladores como se describió anteriormente y haciendo funcionar una serie de combinaciones de circulador, entrada de catalizador y entrada de alimentación, disposiciones que se le ocurrirán fácilmente a un experto en la materia que tenga el beneficio de la presente descripción.

Otra realización de la presente invención implica producir polímero en un reactor de bucle para suspensión continua que comprende: hacer reaccionar un monómero en un diluyente hidrocarbonado para formar una suspensión de polimerización de sólidos poliméricos en un medio líquido; descargar una porción de la suspensión de polimerización como efluente que comprende una suspensión de sólidos poliméricos descargados en un medio líquido descargado por al menos dos conductos de descarga; combinar el efluente de al menos dos de los conductos de descarga; separar por evaporación súbita el efluente combinado en una primera separación súbita por evaporación para formar un primer vapor de la separación súbita por evaporación y una primera suspensión de la separación súbita por evaporación y condensar al menos una porción del primer vapor de la separación súbita por evaporación sin

compresión. Una ilustración esquemática no limitante de los múltiples conductos de descarga se muestra como 504A y 504B de la figura 5. Preferiblemente, la descarga de efluente de suspensión por al menos un conducto 504A y 504B de descarga es continua y más preferiblemente es continua la descarga de efluente de suspensión por al menos dos conductos de descarga. Con múltiples conductos de descarga, la producción puede continuar incluso cuando se retire del servicio un conducto de descarga.

También preferiblemente, el efluente de todos los conductos de descarga se combina en un solo conducto 508 de transferencia. Se entiende que el aspecto de múltiples descargas de suspensión puede considerarse sólo o junto con todos los demás aspectos de la presente invención descritos en la presente memoria.

Los conductos de descarga se colocan de manera estratégica a lo largo del reactor de bucle, generalmente en un 45 %, preferiblemente en un 25 %, más preferiblemente en un 10 % de los puntos de simetría y lo más preferiblemente se colocan en sus puntos de simetría. La figura 5 ilustra un diseño donde se colocan dos conductos 504A y 504B de descarga en, o cerca de, el barrido del fondo del reactor 1 de bucle. Al menos un barrido del fondo del reactor de bucle es preferiblemente una curva de 180°. Si bien podían proporcionarse más conductos de descarga en cada curva, es preferible que al menos dos conductos de descarga estén situados separados cada uno en un barrido de fondo de curva de 180° en el reactor, es decir, un conducto de descarga por cada barrido de fondo. La suspensión de ambos conductos de descarga se combina preferiblemente en un conducto 508 de transferencia.

Como se muestra en la figura 7, el conducto de descarga se sitúa preferiblemente en 45° del centro (7C) del barrido de fondo (entre 7A y 7B). Preferiblemente, la posición es en 25° del centro de la curva de 180°. Más preferiblemente, el conducto de descarga está en 10° del centro de la curva de 180°. Lo más preferiblemente, el conducto de descarga está situado en el centro de la curva de 180° (7C).

Como se describió anteriormente, la longitud del reactor de bucle puede ser de al menos 750 pie (229 m), preferiblemente al menos 1.000 pie (305 m) y más preferiblemente al menos 1.400 pie (427 m). Independientemente, el reactor de bucle puede tener al menos 6 tramos, preferiblemente al menos 8 tramos y más preferiblemente al menos 12 tramos. También independientemente, el reactor de bucle puede tener también al menos 10.000 galón (37.900 dm^3), preferiblemente al menos 20.000 galón (75.800 dm^3), más preferiblemente al menos 35.000 galón (1.326.500 dm^3) y lo más preferiblemente al menos 40.000 galón (151.600 dm^3) de volumen. En una realización de acuerdo con la presente invención, con todas las características descritas, un reactor de bucle que tiene una longitud mayor que 1.350 pie (411 m), preferiblemente mayor que 1.400 pie (427 m), más preferiblemente mayor que 1.450 pie (442 m), puede hacerse funcionar con eficacia. En otra realización preferida, puede hacerse funcionar con eficacia un reactor de bucle que tiene más de 8 tramos, preferiblemente más de 10 tramos, más preferiblemente más de 12 tramos.

Un entendimiento adicional de algunos otros aspectos de la presente invención se proporcionará haciendo referencia a la figura 1.

En la realización ilustrada en la figura 1, se lleva a cabo la polimerización en un reactor 1 de bucle. Se entenderá que, si bien el reactor 1 de bucle se ilustra con cuatro tramos verticales, el reactor 1 de bucle puede estar provisto de más tramos, convenientemente ocho o más tramos, conveniente entre 8 y 20, más conveniente entre 8 y 16, lo más conveniente con 12 tramos. Se hace circular de manera direccional la suspensión de polimerización por todo el reactor 1 de bucle como se ilustra por las flechas A-D mediante una o más bombas, tal como las bombas 2A y 2B de flujo axial. Convenientemente, el reactor 1 de bucle está provisto de múltiples bombas en donde cada bomba está dedicada a un número par de tramos, tales como, por ejemplo, cuatro tramos, seis tramos, ocho tramos, etcétera. Se introducen comonómero y monómero diluyentes en el reactor 1 de bucle del recipiente 40 de almacenamiento de diluyente, el recipiente 41 de almacenamiento de comonómero y la fuente 42 de monómero por sus respectivos lechos 37, 38 y 39 de tratamiento por los conductos 5, 4 y 3, respectivamente, conectados al conducto 6. Se añade catalizador al reactor 1 de bucle a través de uno o más sistemas 7A y 7B de alimentación de catalizador. Normalmente, se introduce catalizador en un diluyente hidrocarbonado.

Puede retirarse suspensión de polimerización del reactor de bucle por descarga continua a través de un conducto 8A de descarga. Se entenderá que el reactor 1 de bucle puede estar provisto de uno o más conductos 8A de descarga. Se entenderá también que el conducto o los conductos 8A de descarga pueden funcionar en un modo continuo o discontinuo, pero convenientemente en un modo continuo. El conducto 8A de descarga se extiende por una distancia por una porción de la pared del reactor 1 de bucle y en la suspensión de polimerización circulante. Extendiéndose por una distancia en la suspensión de polimerización, el conducto 8A de descarga puede retirar efluente de polimerización de la suspensión de polimerización circulante por un área definida desde cerca de, o adyacente a, la pared interna del reactor 1 de bucle a una distancia que se extiende a la suspensión de polimerización circulante. De esta manera, se puede formar un mayor porcentaje en peso de sólidos poliméricos dentro del conducto 8A y retirarse por último del reactor 1 de bucle que el porcentaje en peso de sólidos poliméricos en la suspensión de polimerización que circula de otro modo. Un sistema de control (no mostrado en la figura 1) funciona en coordinación con el conducto 8A de descarga. El conducto 8A de descarga y el sistema 410 de control de la presión se ilustran más claramente en las figuras 3 y 4 y se analizarán con más detalle a continuación.

El efluente de polimerización pasa del conducto 8A de descarga a la válvula 8B de descarga a un conducto 9 que se

proporciona con un calentador 10 de línea y en el primer tanque 11 de purga que separa medio líquido vaporizado de suspensión/sólidos poliméricos. El conducto 9 presenta un medio de intercambio de calor indirecto tal como un calentador 10 de línea de evaporación súbita.

El medio líquido vaporizado que comprende diluyente y monómeros no reaccionados sale del primer tanque 11 de purga por el conducto 12 de transferencia por el que pasa a un separador, tal como un ciclón, ilustrado por el número 13 de referencia, que separa sólidos poliméricos arrastrados del vapor. Se hacen pasar los sólidos poliméricos separados por el ciclón 13 por el conducto 14 a través de un conjunto 14A de válvulas dual diseñado para mantener un cierre a presión por debajo del ciclón 13 a un segundo tanque 15 de purga de presión menor.

El doble conjunto 14A de válvulas incluye las válvulas 14B y 14C. El conjunto 14A de válvulas junto con el conducto 14 funcionan descargando periódicamente sólidos poliméricos que se han recogido en el conducto 14 del ciclón 13. El conjunto 14A de válvulas también mantiene el diferencial de presión entre el entorno de mayor presión en el ciclón 13 y el entorno de menor presión en el segundo tanque 15 de purga. En la operación del conjunto 14A de válvulas, las válvulas 14B y 14C se abren y se cierran secuencialmente. Al comienzo de esta secuencia, se abre la válvula 14B y se cierra la válvula 14C que permite que los sólidos poliméricos del ciclón 13 se recojan en el conducto 14. Con el paso del tiempo y/o la recogida de suficientes sólidos poliméricos en el conducto 14, la válvula 14B se cierra capturando una porción del entorno de alta presión del ciclón 13 en el conducto 14. Después de que se cierra la válvula 14B, se abre la válvula 14C y los sólidos poliméricos recogidos en el conducto 14 se descargan forzadamente al tanque 15 de purga por la presión diferencial entre el entorno de mayor presión en el conducto 14 y el entorno de menor presión en el tanque 15 de purga. Después de descargar los sólidos poliméricos del conducto 14 en el tanque 15 de purga, se cierra la válvula 14C. Una vez que se cierra la válvula 14C, se abre la válvula 14B momento en el que se recogerán de nuevo sólidos poliméricos en el conducto 14 del ciclón 13. Después se repite la secuencia anterior.

Haciendo referencia de nuevo al primer tanque 11 de purga, los sólidos poliméricos /suspensión concentrados en el fondo del primer tanque 11 de purga sedimentan de manera continua, deslizándose por la superficie 16 del fondo de la línea recta del mismo a la cámara 17 de cierre, que se ilustra en la figura 2 a escala ampliada. Se mantiene un nivel 43 de sólidos poliméricos /suspensión en la cámara 17 de cierre para eliminar tendencias a taponamiento en el primer tanque 11 de purga y para formar un cierre a presión de manera que el primer tanque 11 de purga pueda funcionar a una presión sustancialmente mayor que el segundo tanque 15 de purga. La suspensión/los sólidos poliméricos se descargan de manera continua de la cámara 17 de cierre al segundo tanque 15 de purga de menor presión. La longitud (l), el diámetro (d) y el volumen de la cámara 17 de cierre y la geometría del reductor 18 de la salida de la cámara de cierre se eligen de manera que se proporcione un tiempo de permanencia variable y se proporcione un flujo turbulento continuo de sólidos poliméricos/suspensión concentrados para minimizar el espacio "muerto" y reducir las tendencias al taponamiento. La longitud de la cámara 17 de cierre debe ser suficiente para permitir la medición y el control del nivel de partículas (sólidos poliméricos).

Se llevó a cabo medición y control del nivel de las partículas mediante un sistema 18D indicador del nivel nuclear. El sistema 18D indicador del nivel nuclear incluye una fuente de radiación nuclear (no mostrado) y un receptor o elemento 18A de nivel en comunicación de señal con un controlador 18B indicador del nivel. En el funcionamiento, el elemento 18A de nivel genera una señal proporcional al nivel de partículas en la cámara 17 de cierre. Esta señal es transportada al controlador 18B indicador del nivel. Como respuesta a esta señal y a un valor prefijado, el controlador 18B indicador de nivel envía una señal por un conducto (ilustrado por la línea discontinua 18C) a una válvula 18 E de control que controla de manera selectiva la descarga de sólidos poliméricos a un conducto 19.

Los tiempos de permanencia típicos del sólido polimérico/suspensión concentrado en la cámara 17 de cierre son de 5 segundos a 10 minutos, los tiempos de permanencia preferibles son de 10 segundos a 2 minutos y los tiempos de permanencia más preferibles son de 15 segundos - 45 segundos. El flujo turbulento continuo de sólidos poliméricos/suspensión concentrados forma un cierre a presión en donde los sólidos poliméricos/suspensión concentrados tienen una relación l/d en el interior de la cámara 17 de cierre que es típicamente de 1,5 a 8, preferible que l/d sea de 2 a 6 y lo más preferible que sea de 2,2 a 3. Típicamente, los lados del reductor 18 de salida de la cámara de cierre se inclinan, respecto a la horizontal, 60 grados - 85 grados, preferible 65 grados - 80 grados y lo más preferible 68 grados - 75 grados. La geometría del reductor 18 de salida de la cámara de cierre se define por lados sustancialmente rectos inclinados a un ángulo respecto a la horizontal igual a, o mayor que, el ángulo de deslizamiento de la suspensión/sólidos poliméricos concentrados y comunica el sólido polimérico/suspensión concentrado/a con un segundo conducto 19 de transferencia que comunica con una entrada de alimentación del tanque 15 de purga. En el tanque 15 de purga sustancialmente todo el diluyente inerte restante y el monómero no reaccionado en el efluente de polimerización concentrado es vaporizado y llevado arriba por el conducto 20 a un segundo ciclón 21.

Haciendo referencia ahora al ciclón 13, la porción principal del medio líquido en el efluente de polimerización puede ser llevada al ciclón 13 como vapor. Se hace pasar el vapor después de que tenga una porción del catalizador arrastrado y los sólidos poliméricos retirados por el conducto 22 por un sistema 23A intercambiador de calor en donde el vapor a una presión de aproximadamente 140 psia ($9{,}7 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$) a aproximadamente 315 psia ($21{,}8 \times 10^5$ $N \cdot m^{-2}$) es condensado por intercambio de calor indirecto con un fluido de intercambio de calor de manera que se elimina la necesidad de compresión. La porción de catalizador arrastrado y los sólidos poliméricos no retirados por el

ciclón 13 son generalmente de menor tamaño y pueden referirse como "finos", "finos poliméricos" y/o "finos catalíticos". Estos finos generalmente incluyen catalizador no reaccionado y/o infrarreaccionado.

El sistema 23A intercambiador de calor incluye un intercambiador 23E de calor y una bomba 23B de circulación de agua templada conectada al intercambiador 23E de calor por el conducto 23C. Se conecta una válvula 23D de control de la temperatura de agua templada al intercambiador 23E de calor y la bomba 23B de circulación de agua por los conductos 23F y 23G, respectivamente. Se transporta agua de refrigeración desde una fuente de agua de refrigeración (no mostrado) por un conducto 23H de agua de refrigeración al conducto 23G entre la válvula 23D de control y la bomba 23B de circulación. Se conecta un controlador (TIC) 23J indicador de la temperatura entre la válvula 23D de control y el conducto 23C. Entre el controlador 23J y el conducto 23C reside un elemento 23K de temperatura.

El sistema 23A de intercambio de calor funciona controlando la cantidad de vapor condensado en el intercambiador 23E de calor. Esto se lleva a cabo controlando el flujo de agua de refrigeración introducido en el conducto 23G del conducto 23H evacuando el agua caliente formada en el intercambiador 23E de calor. El agua caliente del intercambiador 23E de calor es transportada a la válvula 23D de control por el conducto 23F. El agua caliente sale de la válvula 23D de control por el conducto 23I.

Más específicamente, el agua de refrigeración del conducto 23H que entra en el conducto 23G se mezcla con agua templada circulante en el conducto 23G, su mezcla entra en la bomba 23B. El agua que sale de la bomba 23B entra en el conducto 23C, una porción del cual se pone en contacto con el elemento 23K de temperatura, en el camino al intercambiador 23E de calor. El elemento 23K de temperatura genera una señal proporcional a la temperatura en el conducto 23C. La señal es transportada al controlador 23J indicador de la temperatura. Como respuesta a esta señal y a un valor de la temperatura preseleccionado, el controlador 23J indicador de la temperatura envía una señal a través de un conducto de señal (ilustrado por la línea discontinua 23L) a la válvula 23D de control que controla de manera selectiva el volumen de agua caliente que sale del sistema 24A intercambiador de calor por el conducto 23I.

El medio líquido condensado formado en el intercambiador 23E de calor incluye eluyente, catalizador no reaccionado/infrarreaccionado, sólidos poliméricos y monómeros no reaccionados. Se hace pasar después este medio líquido condensado a un acumulador 24B por un conducto 22A.

Es deseable controlar la cantidad de vapor condensado en el intercambiador 23E de calor y mantener suficiente presión de vapor en el acumulador 24B. De esta manera, una válvula 24A de control de la presión puede mantener suficiente contrapresión en el acumulador 24B. Manteniendo una contrapresión suficiente en el acumulador 24B, se mantiene una presión de funcionamiento apropiada en el primer tanque 11 de purga. Se acciona la válvula 24A de control de la presión mediante un controlador 24C que indica la presión en coordinación con un elemento 24D de presión. El elemento 24D de presión está en comunicación de detección con el acumulador 24B. El elemento 24D de presión genera una señal proporcional a la presión en el acumulador 24B. Como respuesta a esta señal y a un valor de la presión prefijado, el controlador 24C indicador de la presión envía una señal por un conducto de señal (ilustrado por la línea discontinua 24E) a la válvula 24 A de control que controla de manera selectiva la contrapresión en el acumulador 24B.

Se proporciona una bomba 25 para transportar el medio líquido condensado del acumulador 24B de vuelta a la zona de polimerización por un conducto 26. De esta manera, el catalizador no reaccionado/infrarreaccionado y los sólidos poliméricos no retirados por el ciclón 13 se devuelven para más polimerización al reactor 1 de bucle.

Se hacen pasar los sólidos poliméricos en el segundo tanque 15 de purga de menor presión por un conducto 27 a un secador 28 convencional. Se hace pasar el vapor que sale del ciclón 21 secundario, después de filtración en una unidad 29 de filtro, por un conducto 30 a un compresor 31 y se hacen pasar los vapores comprimidos por un conducto 32 a un condensador 33 donde se condensa el vapor y se hace pasar el condensado por el conducto 34 al recipiente 35 de almacenamiento. El medio líquido condensado en el recipiente 35 de almacenamiento se descarga típicamente por arriba para retirar los contaminantes de los productos finales ligeros. Puede devolverse el diluyente inerte al procedimiento por un lecho 37 de tratamiento para retirar venenos de catalizador o destilarse en la unidad 36 para una eliminación más completa de los productos finales ligeros y devolverse después al procedimiento por un lecho de tratamiento.

Volviendo ahora a la figura 3, se ilustra una porción de una pared 310 del reactor 1 de bucle por el que se extiende el conducto 8A de descarga. El conducto 8A de descarga puede extenderse en el reactor en diversos ángulos. Convenientemente, el conducto 8A de descarga se extiende en el reactor de bucle con sustancialmente un ángulo recto con respecto a la pared 310.

La pared 310 incluye una superficie 312 interior y una superficie 314 exterior. La superficie 312 interior soporta la suspensión de polimerización circulante ilustrada por las flechas 318 direccionales. El conducto 8A de descarga tiene una parte superior 316A y un lado 316B continuo. Las porciones del lado 316B definen una abertura 320. La abertura 320 presenta dimensiones v1 y v2 de abertura vertical definidas por las paredes 320A y 320B del lado 316B. Convenientemente, la magnitud v1 es mayor que la magnitud v2. La abertura 320 presenta dimensiones h1 y h2 de abertura horizontal (no mostrado). La abertura 320 puede estar conformada en cualquier forma adecuada, tal

como rectangular, oval o una de sus combinaciones. En una realización, la abertura 320 puede tener forma cónica o forma de cuchara.

La abertura 320 se comunica con un canal 322 definido por las superficies internas de la parte superior 316A y el lado 316B. El canal 322 transporta suspensión de polimerización capturada, ilustrado por la flecha 324 direccional a la válvula 8B de descarga (no mostrado).

La abertura 320 se clasifica y se sitúa en relación a la dirección del movimiento de la suspensión 318 de polimerización circulante. Convenientemente, la abertura 320 está en una posición sustancialmente de frente a la dirección de la suspensión 318 de polimerización circulante. Más convenientemente, la abertura 320 se enfrenta a la dirección de la suspensión 318 circulante. De esta manera, una porción de la suspensión 324 de polimerización que contiene sólidos poliméricos se retira de la suspensión 318 de polimerización circulante por un área desde cerca de, o adyacente a, la pared 312 interna del reactor 1 de bucle a una distancia que se extiende a la suspensión 318 de polimerización circulante. De esta manera, se puede formar un mayor porcentaje en peso de sólidos poliméricos dentro del conducto 8A que el porcentaje en peso de sólidos poliméricos en la suspensión de polimerización que circula de otro modo.

Este aumento del porcentaje en peso de sólidos poliméricos puede depender de la localización del conducto 8A de descarga a lo largo del reactor 1 de bucle, la profundidad de inserción del conducto 8A de descarga en el reactor de bucle, el tamaño y la configuración de la abertura 320, la orientación de la abertura 320 respecto a la dirección de la suspensión de polimerización circulante y el porcentaje en peso de sólidos poliméricos en la suspensión 318 de polimerización circulante. Por ejemplo, se observa un incremento calculado entre un 1 y un 5 por ciento en peso con un conducto 8A de descarga con una magnitud v1 de aproximadamente 5 pulgadas (12,5 cm) y una magnitud h1 de aproximadamente 1 pulgada (2,5 cm). El conducto 8A de descarga se situó 10 pies aguas abajo de una curva de 90 grados en el reactor 1 de bucle en una porción de la pared 314 del reactor de bucle adyacente al suelo. El conducto 8A de descarga se extiende aproximadamente 5,5 pulgadas (14,0 cm) en la corriente de suspensión de polimerización circulante. La velocidad de la suspensión de polimerización circulante estaba en el intervalo de 28 pie/s a 34 pie/s (8,5 m/s a 10,3 m/s) con un porcentaje en peso de sólidos poliméricos en el intervalo de 48 a 53.

Volviendo ahora a la figura 4, se ilustra el sistema 410 de control de la presión. El sistema 410 de control de la presión funciona manteniendo una presión sustancialmente uniforme en el reactor 1 de bucle controlando la descarga del efluente de polimerización del reactor 1 de bucle por el conducto 8A de descarga. El sistema 410 de control también funciona evitando el taponamiento del conducto 8A de descarga por sólidos poliméricos durante fluctuaciones de la presión en el reactor 1 de bucle y/o cuando el flujo de efluente de polimerización del conducto 8A de descarga al conducto 9 es interrumpido y/o detenido.

El sistema 410 de control de la presión incluye una primera fuente 412 diluyente inerte, tal como isobutano y un conducto 414 diluyente inerte en comunicación con un conducto 416 de reactor de bucle. El flujo de diluyente inerte por el conducto 414 de diluyente inerte al conducto 416 de reactor de bucle se controla por la válvula 418 de control en coordinación con un elemento 420 de flujo y un controlador 422 de indicador de flujo. El fin de medir el flujo de diluyente inerte de la primera fuente 412 de diluyente inerte al reactor 1 de bucle es evitar el taponamiento del conducto 416 por sólidos poliméricos. De esta manera, el elemento 441 de presión del reactor de bucle (indicado a continuación), en comunicación con el conducto 416 del reactor de bucle, puede controlar con más precisión la presión en el reactor 1 de bucle.

El sistema 410 de control de la presión incluye además una segunda fuente 424 de diluyente inerte y una tercera fuente 426 de diluyente inerte. El diluyente inerte, tal como isobutano, de la segunda fuente 424 de diluyente inerte fluye en un conducto 428 a una válvula 430 de control que está en comunicación de fluido con un conducto 432. La válvula 430 de control, en coordinación con un elemento 431 de flujo y un controlador 433 indicador de flujo, mide el flujo de diluyente inerte de la segunda fuente 424 de diluyente inerte al conducto 432. El conducto 432 está en comunicación de fluido con un conducto 434 y el conducto 8A de descarga, terminando en el conducto 8A de descarga en un punto entre el reactor 1 de bucle y la válvula 8B de descarga. El fin de medir el flujo de diluyente inerte de la segunda fuente 422 de diluyente inerte en el conducto 432 es evitar el taponamiento del conducto 432 por sólidos poliméricos que de otro modo podrían fluir de vuelta al conducto 432 del conducto 8A de descarga. Adicionalmente, el flujo de diluyente inerte de la segunda fuente 422 de diluyente inerte también evita el taponamiento del conducto 434 y la válvula de control 440 por sólidos poliméricos que podrían fluir de vuelta al conducto 432 del conducto 8A de descarga.

El diluyente inerte de la tercera fuente 426 de diluyente inerte fluye en un conducto 438 a una válvula 440 de control que está en comunicación de fluido con un conducto 434. Como se explicará con mayor detalle a continuación, en el caso de una fluctuación de presión suficiente en el reactor 1 de bucle, la válvula 440 de control funciona iniciando un flujo suficiente a una presión suficiente de diluyente inerte de la tercera fuente 426 de diluyente inerte para purgar y/o descargar sólidos poliméricos del conducto 8A de descarga al reactor 1 de bucle. En este caso, en general el flujo de diluyente inerte de la tercera fuente 426 de diluyente inerte en el conducto 432 será mayor que el flujo de diluyente inerte de la segunda fuente 424 de diluyente inerte en el conducto 432. Por ejemplo, el flujo de diluyente inerte de la segunda fuente 424 de diluyente inerte al conducto 8A de descarga puede estar en un intervalo de 0,5 galón/min a menos de 2,0 galón/min (de 0,03 a menos de 1,3 $dm^3 \cdot s^{-1}$). El flujo de diluyente inerte de la tercera fuente

426 de diluyente inerte al conducto 8A de descarga puede estar en un intervalo de 2,0 galón/min a 20 galón/min (de 1,3 a 13 $dm^3 \cdot s^{-1}$).

El elemento 441 de presión del reactor de bucle y un controlador 442 indicador de la presión desempeñan varias funciones. Como se mencionó previamente, el elemento 441 de presión controla la presión del reactor 1 de bucle por el conducto 416. Como respuesta a esta presión, el elemento 441 de presión del reactor de bucle genera una señal proporcional a la presión en el conducto 416. Esta señal es transportada al controlador 442 indicador de la presión. Como respuesta a esta señal y a un valor de la presión prefijado, el controlador 442 indicador de la presión envía una señal por un conducto de señal (ilustrado por la línea discontinua 444) a la válvula 8B de descarga y la válvula 440 de control.

Durante las operaciones normales del reactor de bucle, la válvula 8B de descarga se sitúa de manera que permita el flujo de efluente de polimerización del conducto 8A de descarga al conducto 9. Al mismo tiempo, la válvula 440 de control se cierra evitándose el flujo de diluyente inerte de la tercera fuente 426 de diluyente inerte al conducto de descarga. Cuando se producen suficientes fluctuaciones de la presión y/o cuando se detecta despresurización parcial en el reactor 1 de bucle por el elemento 441 de presión del reactor de bucle, la señal generada por el controlador 442 indicador de la presión produce que la válvula 8B de descarga se cierre y se abra la válvula 440 de control. Cerrando la válvula 8B de descarga, interrumpiéndose así la descarga del reactor 1 de bucle, se puede restablecer la presión en el reactor 1 de bucle. Abriendo la válvula 440 de control y haciendo fluir suficientes volúmenes de diluyente inerte de la tercera fuente 426 de diluyente inerte al conducto 8A de descarga a suficiente presión, los sólidos poliméricos permanecen en el conducto 8A de descarga entre la válvula 8B de descarga y el reactor 1 de bucle puede ser drenado y/o purgado desde el conducto 8A de descarga y al reactor 1 de bucle. Adicionalmente, manteniendo un flujo suficiente de diluyente inerte, continuo o de otro modo, en y/o por el conducto 8A de descarga mientras se cierra la válvula 8B de descarga, se evita que los sólidos poliméricos en el reactor 1 de bucle entren y/o sustancialmente se recojan en el conducto 8A de descarga y/o el taponamiento del conducto 8A de descarga. A la vuelta de las operaciones normales, la válvula 440 de control se cierra terminando el flujo de diluyente inerte de la tercera fuente 426 de diluyente inerte y la válvula 8B de descarga se abre para reanudar el flujo de efluente de polimerización por el conducto 8A de descarga al conducto 9.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para producir polímero en un reactor de bucle para suspensión continua que comprende:

alimentar catalizador, monómero, y opcionalmente, al menos uno de comonómero, cocatalizador, diluyente, modificador de polímeros o mezclas de los mismos, al reactor;

en donde se alimenta catalizador al reactor a partir de múltiples entradas de catalizador;

en donde al menos uno de monómero, comonómero, cocatalizador, diluyente, modificador de polímeros, aditivo de tratamiento o mezclas de los mismos, se alimenta al reactor a partir de múltiples entradas de alimentación que se sitúan en un 45 % de los puntos de simetría del reactor de bucle y

recuperar polímero del reactor.

2. El procedimiento según la reivindicación 1, que comprende además al menos un circulador en el reactor.

3. El procedimiento según la reivindicación 2, en donde al menos una de las entradas de catalizador está situada en el extremo de succión de al menos un circulador.

4. El procedimiento según la reivindicación 2, en donde las entradas de catalizador se sitúan en un 45 % de los puntos de simetría del reactor de bucle, preferiblemente en un 25 % de los puntos de simetría del reactor de bucle y más preferiblemente en un 10 % de los puntos de simetría del reactor de bucle.

5. El procedimiento según la reivindicación 4, en donde las entradas de catalizador se sitúan en los puntos de simetría del reactor de bucle.

6. El procedimiento según la reivindicación 2, en donde los circuladores se sitúan en un 45 % de los puntos de simetría del reactor de bucle, preferiblemente en un 25 % de los puntos de simetría del reactor de bucle y más preferiblemente en un 10 % de los puntos de simetría del reactor de bucle.

7. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el reactor de bucle tiene una longitud de al menos 750 pie (229 m).

8. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el reactor de bucle tiene al menos 6 tramos.

9. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde el reactor de bucle tiene un volumen de al menos 10.000 galón (37.900 dm^3).

10. El procedimiento según la reivindicación 1, que comprende hacer funcionar el reactor de bucle de tal manera que se mantenga una cinética de reacción constante dentro del reactor.

11. El procedimiento según la reivindicación 10, que comprende además al menos un circulador.

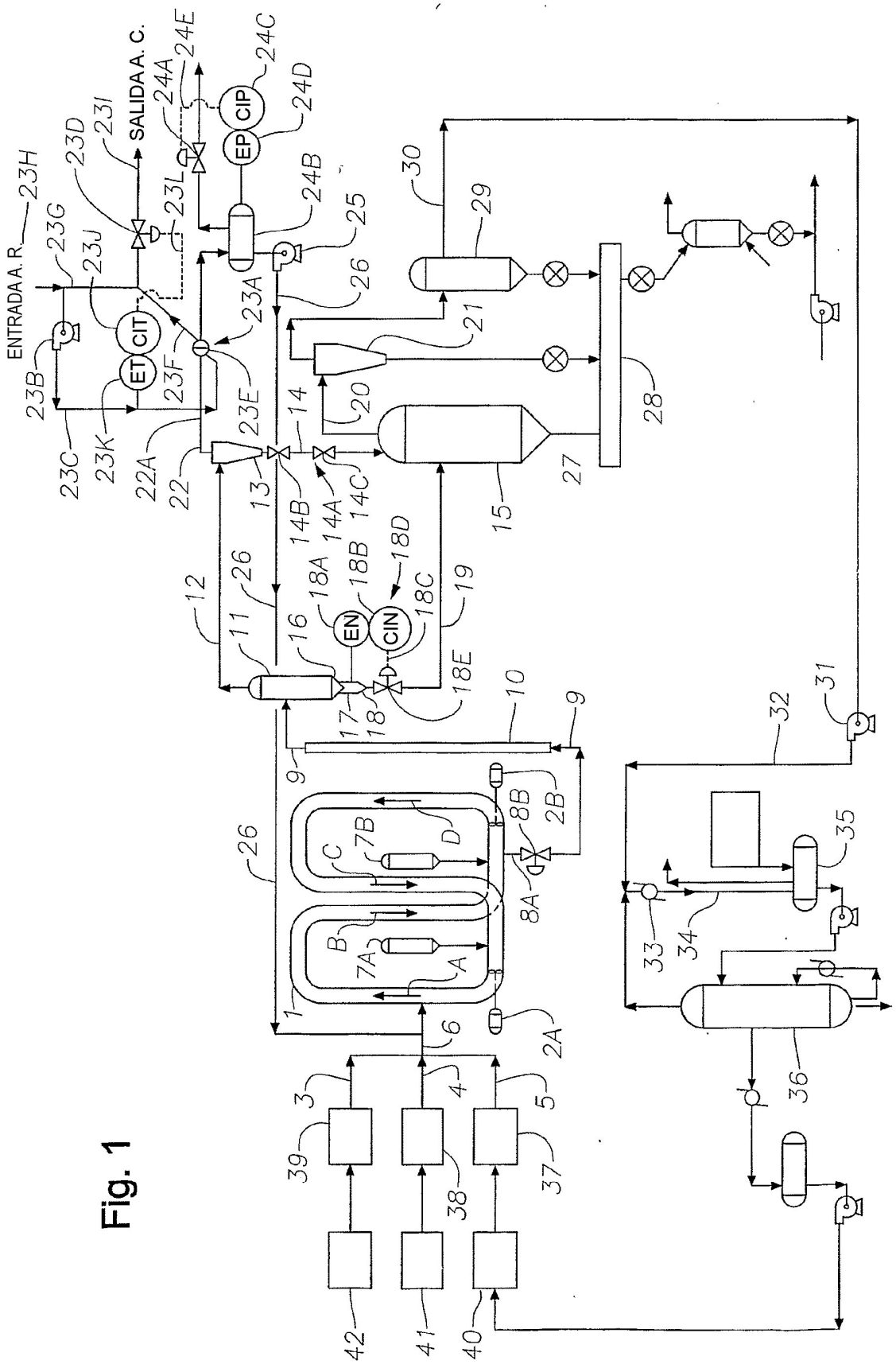

Fig. 1

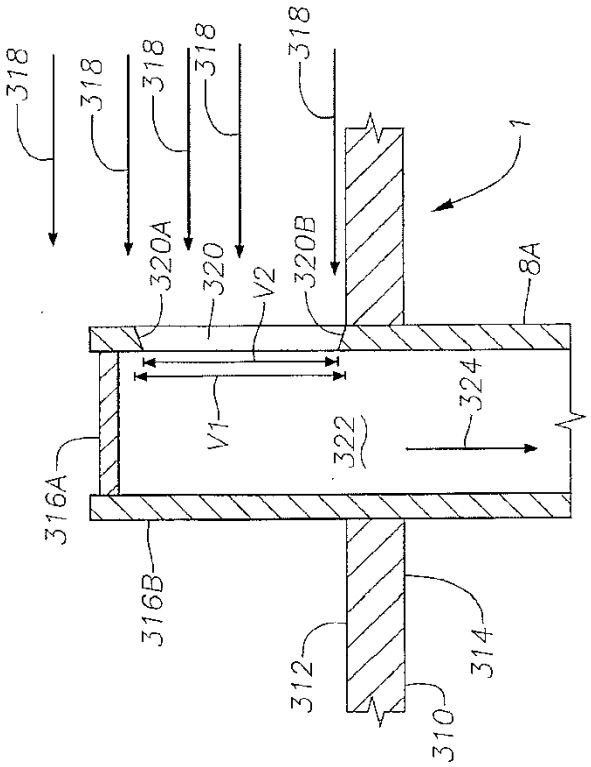
318
318
318
318
318
320A
320
V2
320B
1
8A
V1
322
324
316A
316B
312
314
310

Fig. 3

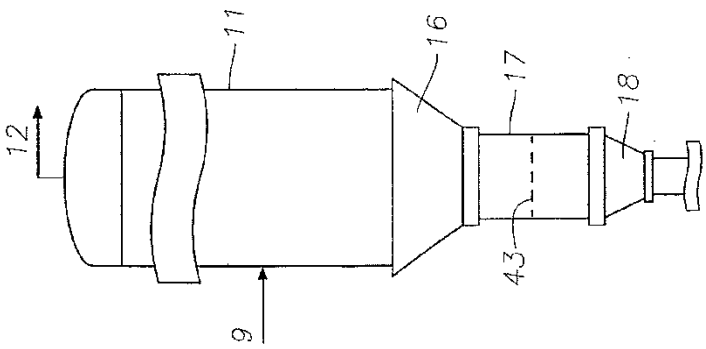
12
11
16
17
18
9
43

Fig. 2

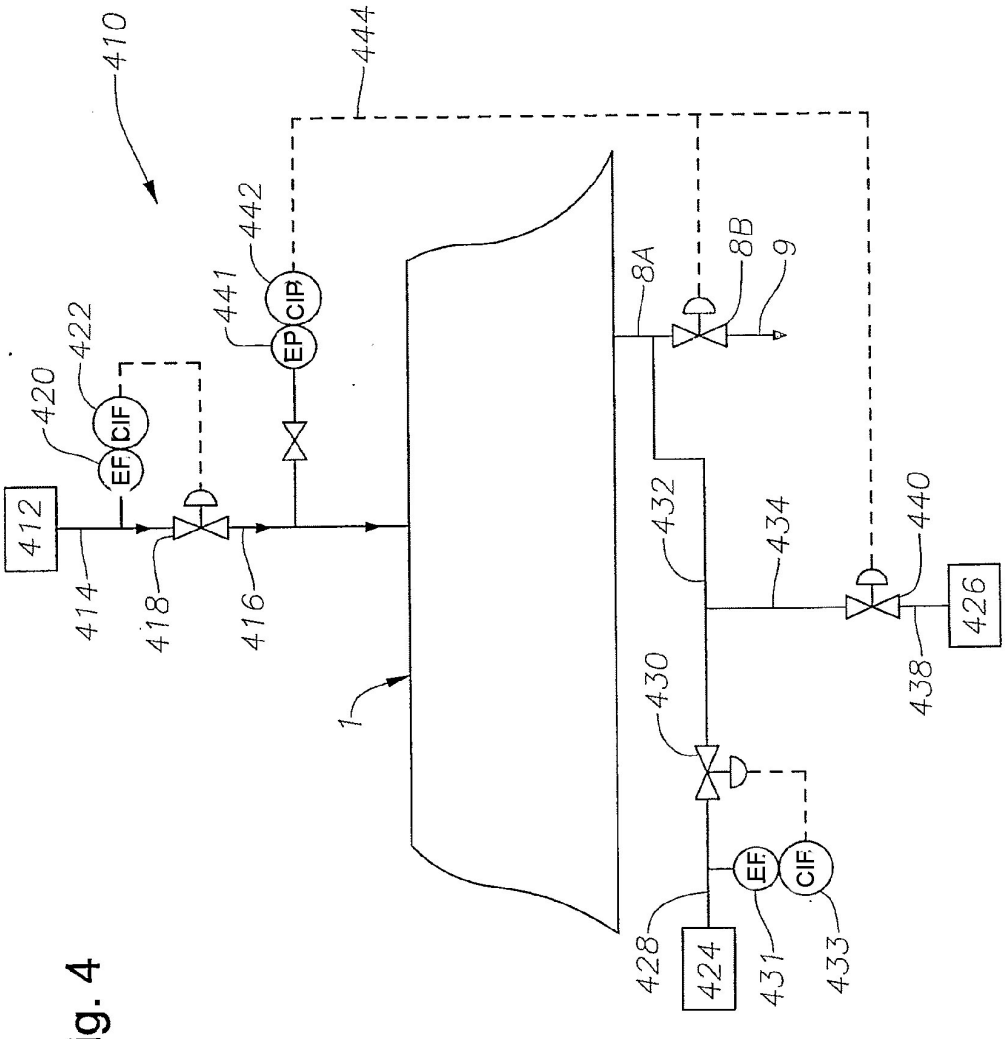
410
444
442
441
EP
CIP
422
420
EF
CIF
412
414
418
416
1
8A
8B
9
432
434
440
426
438
430
428
424
431
433

Fig. 4

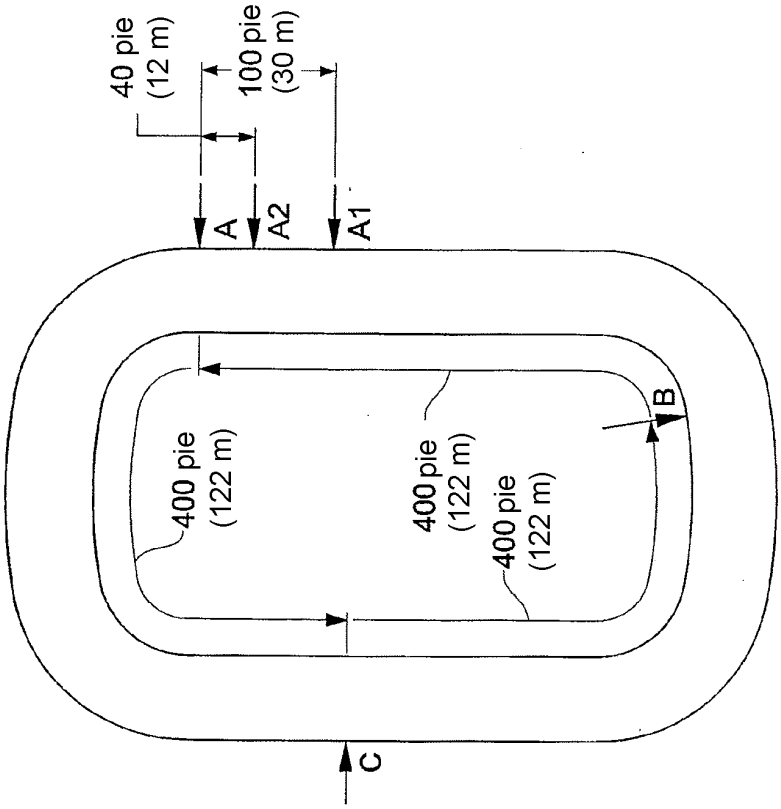
40 pie
(12 m)
100 pie
(30 m)
A
A2
A1
400 pie
(122 m)
400 pie
(122 m)
400 pie
(122 m)
B
C

Fig. 6

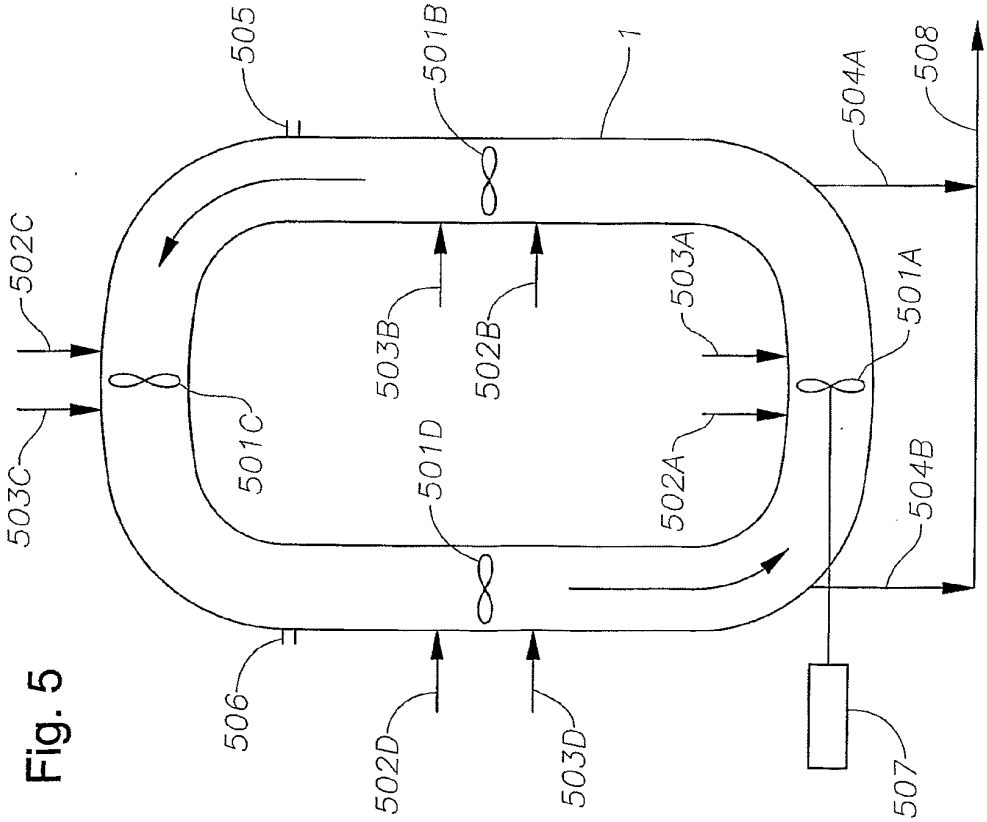
505
501B
1
504A
508
502C
503C
501C
503B
502B
503A
501A
501D
502A
504B
506
502D
503D
507

Fig. 5

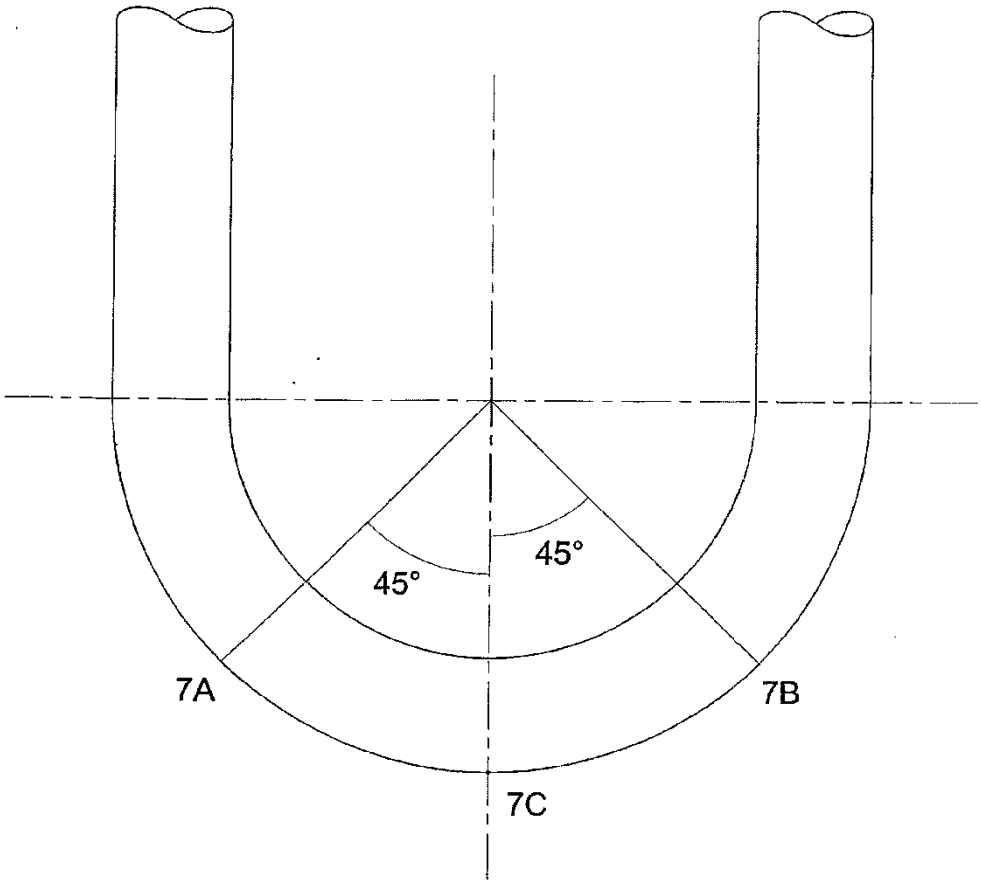

Fig. 7