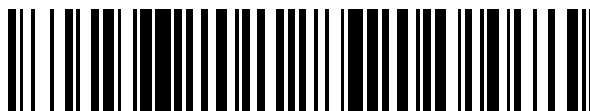


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 532 092**

51 Int. Cl.:

C08F 2/00 (2006.01)
C08F 2/01 (2006.01)
C08F 10/00 (2006.01)
C08F 2/14 (2006.01)
C08F 210/14 (2006.01)
B01J 19/18 (2006.01)
B01J 8/00 (2006.01)
C08F 210/16 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.09.2003 E 03755827 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.01.2015 EP 1543041**

54 Título: **Reactor de polimerización que tiene proporción grande de longitud/diámetro**

30 Prioridad:

16.09.2002 US 411208 P
20.09.2002 US 251662

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
24.03.2015

73 Titular/es:

CHEVRON PHILLIPS CHEMICAL COMPANY LP
(100.0%)
10001 SIX PINES DRIVE
THE WOODLANDS, TX 77380, US

72 Inventor/es:

KUFELD, SCOTT E.;
REID, THOMAS A.;
TAIT, JOHN H.;
BURNS, DAVID H.;
VERSER, DONALD W.;
HOTTOVY, JOHN D.;
HENSLEY, HARVEY D.;
PRZELOMSKI, DAVID J.;
CYMBALUK, TEDDY H.;
FRANKLIN, ROBERT K. y
PEREZ, ETHELWOLDO P.

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

Observaciones :

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

ES 2 532 092 T3

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

DESCRIPCIÓN

Reactor de polimerización que tiene proporción grande de longitud/diámetro.

Antecedentes de la invención

La presente invención se refiere a la polimerización de monómeros de olefina en un diluyente líquido.

5 Con frecuencia, las polimerizaciones por adición se llevan a cabo en un líquido que es un disolvente para el polímero resultante. Cuando los polímeros de etileno de alta densidad (lineales) llegaron por primera vez a estar comercialmente disponibles en la década de los 50, este fue el método usado. Pronto se descubrió que una manera más eficaz de producir dichos polímeros consistía en llevar a cabo la polimerización en condiciones de suspensión. De manera más específica, la técnica de polimerización de elección se convirtió en la polimerización en suspensión
10 en continuo en un reactor de bucle de tubería, sacándose el producto por medio de unas patas de sedimentación que operaban bajo un principio discontinuo para recuperar el producto. Esta técnica gozó de éxito internacional dando lugar a la producción de miles de millones de libras de polímeros de etileno al año. Con este éxito surgió el deseo de construcción de un número más pequeño de reactores de gran tamaño en lugar de un número grande de reactores de pequeño tamaño para una capacidad de planta concreta.

15 No obstante, las patas de sedimentación, presentan dos problemas. En primer lugar, representan la imposición de una técnica "discontinua" sobre un proceso básico continuo. Cada vez que una pata de sedimentación alcanza la etapa en la que "descarga" o "quema" la suspensión polimérica acumulada, se provoca una interferencia con el flujo de suspensión en el reactor de bucle aguas arriba y en el sistema de recuperación aguas abajo. De igual forma, el mecanismo de válvulas esencial para sellar periódicamente las patas de sedimentación a partir del reactor aguas
20 arriba y el sistema de recuperación aguas abajo, requieren mantenimiento frecuente debido a la dificultad para mantener un sellado estanco con las válvulas de gran diámetro que se necesitan para el sellado de las patas.

En segundo lugar, a medida que los reactores se hacen más grandes, las patas de sedimentación presentan problemas logísticos. Si se dobla el diámetro de una tubería, el volumen del reactor aumenta cuatro veces. No obstante, debido a los mecanismos de válvulas implicados, el tamaño de las patas de sedimentación no se puede
25 aumentar de manera sencilla. Además, el número de patas necesarias comienza a superar el espacio físico disponible.

A pesar de estas limitaciones, se han seguido utilizando patas de sedimentación en las cuales se forman polímeros de olefina en forma de suspensión en un diluyente líquido. Esto es porque, a diferencia de las polimerizaciones en suspensión en bloque (es decir, cuando el monómero es el diluyente) en las que se obtienen de forma rutinaria
30 concentraciones de sólidos de más de un 60 por ciento, las suspensiones poliméricas en un diluyente están generalmente limitadas a no más de 37 a 40 por ciento en peso de sólidos. Además, se cree que las patas de sedimentación son necesarias para proporcionar un producto de suspensión final en la salida de las patas de sedimentación de más que un 37-40 por ciento. Esto es porque, como su nombre indica, tiene lugar la sedimentación en las patas para, de este modo, aumentar la concentración de sólidos de la suspensión que
35 finalmente se recupera en forma de suspensión producto.

Otro factor que afecta a la cantidad máxima práctica de sólidos en el reactor es la velocidad de circulación, de manera que una velocidad más elevada para un diámetro de reactor concreto permite un mayor contenido de sólidos, debido a que un factor limitante en la operación es la obstrucción del reactor debida a la acumulación de polímero en el reactor.

40 Dos patentes pertinentes que abordan los reactores de bucle para polimerización en suspensión son la Patentes de EE.UU. Nos. 6.239.235 y 6.204.344. Estas patentes describen reactores de bucle y sus diámetros, longitudes, equipo y operación.

El documento US-A-2002/0111441 describe un aparato para separar de manera continua sólidos poliméricos de un medio líquido a partir de un reactor en suspensión; una parte de la suspensión se descarga a través de la válvula de
45 descarga al interior de un primer tanque de vaporización instantánea, que tiene una cámara sellada de salida, y posteriormente se hace pasar la suspensión/sólidos poliméricos concentrados a un segundo tanque de vaporización instantánea para retirar los diluyentes inertes y el monómero que no ha reaccionado. El documento WO-A-01/05842 describe un aparato para retirar de forma continua una suspensión concentrada de un reactor de bucle de tubería, en el que la tubería tiene un canal o hendidura que conduce a un apéndice hueco alargado para sacar la suspensión
50 producto intermedia de forma continua. El documento DE-A-19809220 describe un método para la preparación continua de dispersiones poliméricas por medio de polimerización en emulsión por radicales acuosa, en el que el tamaño de gota de las gotas de monómero que se emulsionan en fase acuosa es $\leq 20 \mu\text{m}$.

Sumario de la invención

55 Un aspecto de la invención es un reactor de bucle de polimerización cargado que incluye una zona de reacción de bucle, una extracción continua, y una suspensión fluida dispuesta en la zona de reacción. Generalmente, una pared

cilíndrica define la zona de reacción de bucle. La longitud de la zona de reacción de bucle y el diámetro exterior nominal, que es de al menos 22 pulgadas (56 cm), de la pared generalmente cilíndrica definen una proporción de longitud/diámetro de al menos 1000. La suspensión de fluido incluye al menos una reaccionante monomérico de olefina, partículas poliméricas de olefina sólidas, y un diluyente líquido. La concentración de las partículas poliméricas de olefina sólidas en la suspensión es mayor que 40 % en peso, basado en el peso de las partículas poliméricas y el peso del diluyente líquido. Se proporciona extracción continua para retirar de forma continua la suspensión de fluido de la zona de reacción de bucle.

Otro aspecto de la invención es un reactor de bucle de polimerización que incluye una zona de reacción de bucle y una extracción continua. Generalmente, la pared cilíndrica define la zona de reacción de bucle. La longitud de la zona de reacción de bucle y el diámetro exterior nominal, que es de la menos 22 pulgadas (56 cm), de la pared generalmente cilíndrica definen una proporción de longitud/diámetro mayor que 1000. Se proporciona la extracción continua para retirar de forma continua una suspensión de fluido de la zona de reacción de bucle.

Otro aspecto de la invención es un proceso de polimerización que se lleva a cabo para polimerizar, en una zona de reacción de bucle de un reactor como se ha definido anteriormente, al menos un monómero de olefina en un diluyente líquido para producir una suspensión de fluido que comprende el diluyente líquido y partículas poliméricas de olefina sólidas. Durante el proceso, la concentración de las partículas poliméricas de olefina sólidas en la suspensión se mantiene por encima de 40 % en peso, basado en el peso de las partículas poliméricas y el peso del diluyente líquido. Se retira el producto polimérico de olefina sólido de la zona de reacción por medio de retirada continua de la suspensión a partir de la zona de reacción.

Breve descripción de los dibujos

En los dibujos, formando parte de los mismos,

La Figura 1 es una vista en perspectiva esquemática de un reactor de bucle y un sistema de recuperación de polímero;

La Figura 2 es un corte transversal a lo largo de la línea 2-2 de la Figura 1 que muestra el apéndice de extracción continua;

La Figura 3 es una corte transversal a lo largo de la línea 3-3 de la Figura 2 que muestra una configuración de válvula de pistón en el conjunto de extracción continua;

La Figura 4 es un corte transversal de una ubicación tangencial para el conjunto de extracción continua;

La Figura 5 es una vista lateral de un codo de reactor de bucle que muestra por un lado la pata de sedimentación y por otro, los conjuntos de extracción continua;

La Figura 6 es un corte transversal a través de la línea 6-6 de la Figura 5 que muestra la orientación de dos de los conjuntos de extracción continua;

La Figura 7 es una vista lateral que muestra otra orientación del conjunto de extracción continua;

La Figura 8 es una vista de un corte transversal de un mecanismo impulsor;

La Figura 9 es una vista esquemática que muestra otra configuración para los bucles, en la que los segmentos superiores 14a son medios círculos de 180 grados y en la que los segmentos verticales son al menos el doble de largos que los segmentos horizontales y

La Figura 10 es una vista esquemática que muestra el eje largo dispuesto en sentido horizontal.

Descripción detallada de la invención

De manera sorprendente, se ha descubierto que la extracción continua de suspensión de producto en una reacción de polimerización de olefina llevada a cabo en un reactor de bucle en presencia de un diluyente inerte permite la operación del reactor a una concentración de sólidos mucho más elevada. Generalmente, la producción comercial de polímeros predominantemente de etileno en diluyente de isobutano se ha limitado a una concentración de sólidos máxima en el reactor de 37-40 por ciento en peso. No obstante, se ha descubierto que la extracción continua permite aumentos significativos de la concentración de sólidos. Además, la propia extracción continua produce un cierto aumento adicional en el contenido de sólidos, en comparación con el contenido en el reactor a partir del cual se extrae el producto, debido a la colocación del apéndice de extracción continua, que retira selectivamente una suspensión a partir del estrato en el que los sólidos se encuentran más concentrados. Además, son posibles concentraciones de sólidos mayores que 40 por ciento en peso de acuerdo con la presente invención.

A través de la presente solicitud, se descarta el peso de catalizador ya que la productividad, en particular con óxido de cromo sobre sílice, es extremadamente elevada.

También de manera sorprendente, se ha descubierto que se puede emplear una circulación más agresiva (con su consiguiente concentración de sólidos más elevada). De hecho, por medio del empleo de una circulación más agresiva en combinación con la extracción continua de la suspensión, se pueden retirar concentraciones de sólidos de más que 50 por ciento en peso a partir del reactor por medio de la extracción continua. Por ejemplo, la extracción continua permite operar de forma sencilla a 5-6 puntos porcentuales por encima; es decir, se puede ajustar el reactor para elevar de forma sencilla los sólidos en 10 por ciento; y la circulación más agresiva puede añadir de forma sencilla otros 7-9 puntos porcentuales, lo que lleva al reactor por encima de 50 por ciento. Pero, debido a que la extracción continua se coloca con el fin de extraer la suspensión a partir de un estrato en la corriente que tiene una concentración de sólidos por encima del valor medio, en realidad el producto recuperado tiene una concentración aproximadamente 3 puntos porcentuales (o más) más elevada que el valor medio de suspensión del reactor. De este modo, la operación puede alcanzar una concentración eficaz de suspensión de 55 por ciento en peso o más, es decir, un valor medio de 52 por ciento en el reactor y la retirada de un componente que es en realidad de 55 por ciento (es decir, 3 puntos porcentuales) más elevada.

Se debe enfatizar que en una operación comercial un aumento tan pequeño como un punto porcentual en la concentración de sólidos es de significancia principal. Por tanto, el paso de una concentración media de sólidos de 37-40 por ciento en el reactor hasta 41 resulta importante; el paso a más de 50 es verdaderamente remarcable.

La presente invención es aplicable a cualquier polimerización de olefinas en un reactor de bucle que utiliza un diluyente para producir una suspensión producto de polímero y diluyente. Monómeros de olefina apropiados son 1-olefinas que tienen hasta 8 átomos de carbono por molécula y sin ramificación más cerca del doble enlace que de la posición 4. La invención es particularmente apropiada para la homopolimerización de etileno y la copolimerización de etileno y una 1-olefina superior tal como buteno, 1-penteno, 1-hexeno, 1-octeno o 1-deceno. Se prefiere especialmente etileno y de 0,01 a 10, preferentemente de 0,01 a 5, del modo más preferido de 0,1 a 4 por ciento en peso de olefina superior, basado en el peso total de etileno y comonómero. Alternativamente, se puede usar comonómero suficiente para proporcionar las cantidades anteriormente descritas de incorporación de comonómero en el polímero.

Los diluyentes apropiados (en contra de los disolventes o monómeros) se conocen bien en la técnica e incluyen hidrocarburos que son inertes y líquidos en las condiciones de reacción. Los hidrocarburos apropiados incluyen isobutano, propano, n-pentano, i-pentano, neopentano y n-hexano, prefiriéndose especialmente isobutano.

Los catalizadores apropiados se conocen bien en la técnica. El óxido de cromo es particularmente apropiado sobre un soporte tal como sílice como se comenta ampliamente, por ejemplo, en Hogan y Banks, patente de EE.UU. Nº. 2.285.721 (Marzo 1958).

Haciendo ahora referencia a los dibujos, se muestra en la Figura 1 un reactor de bucle 10 que tiene segmentos verticales 12, segmentos 14 horizontales superiores y segmentos 16 horizontales inferiores de tubería de reactor, algunos o la totalidad de los cuales tienen paredes generalmente cilíndricas, unidas en forma de extremo con extremo por medio de uniones tales como codos para formar un circuito completo o bucle, en ocasiones denominado zona de reacción de bucle, de determinada longitud. Estos segmentos horizontales superior e inferior definen zonas superiores o inferiores de flujo horizontal. En esta realización, cada pliegue o codo 20 es suave, proporcionando de este modo una trayectoria de flujo continuo sustancialmente libre de obstrucciones internas.

La tubería del reactor puede tener un diámetro interior apropiado y un diámetro exterior que es al menos de 22 pulgadas (0,56 m), proporcionando una pared de tubería que es suficientemente gruesa para soportar la presión del reactor y permitir que el reactor se encuentre sobre un soporte, y suficientemente fina para la transferencia eficaz de calor. Por ejemplo, se contemplan tuberías que tienen 22 pulgadas (0,56 cm), 24 pulgadas (0,61 cm), 26 pulgadas (0,66 cm), 28 pulgadas (0,71 cm) o un diámetro exterior nominal mayor, o cualquier diámetro entre estos valores. Dichas tuberías puede tener los diámetros interior y exterior que se muestran en la Tabla 1, donde el diámetro exterior es nominal y el diámetro interior se calcula para aceptar la presión que se contempla en una realización de la invención.

El reactor se enfría por medio de dos intercambiadores de calor de tubería formados por las tuberías 12 y las camisas 18. Se pueden proporcionar más intercambiadores de calor, si se desea o si resulta útil, en los segmentos horizontales del reactor.

Se hace circular la suspensión de reacción por medio de un impulsor 22 (mostrado en la Figura 8) accionado por un motor 24. Como se muestra en la Figura 8, el impulsor 22 y la funda o pared del reactor que rodea al impulsor pueden tener un diámetro mayor que el diámetro general de la tubería que forma el reactor. Esta característica es particularmente deseable cuando el reactor de bucle tiene una proporción elevada de longitud /diámetro exterior, creando una resistencia al flujo alrededor del bucle mayor que la que se encontraría en un bucle con una proporción menor.

Debido a que el flujo volumétrico de material es esencialmente idéntico a través de cada corte transversal del reactor, el uso de un impulsor 22 de diámetro mayor y un motor de impulsor 24 más grande de lo normal para el tamaño general de la tubería del bucle aumenta la velocidad de flujo a través de la tubería de diámetro normal. Una

mayor velocidad resulta deseable para evitar la necesidad de tiempo adicional para que los componentes de la suspensión viajen alrededor del bucle en un reactor que tenga una proporción elevada de Longitud/Diámetro Exterior.

Se debería mantener la velocidad de la suspensión en un valor elevado suficiente para evitar la formación de sal o deposición de los sólidos de la suspensión. La velocidad de formación de sal de una suspensión se define como la velocidad de flujo mínima necesaria para evitar la formación de sal, y varía con las condiciones de proceso. Por ejemplo, cuanto más grande es el diámetro del reactor, mayor es la velocidad de formación de sal. También, cuanto más grande es la proporción de sólidos en la suspensión, más elevada es la velocidad de formación de sal. Debido a que se desea un elevado valor de sólidos, una forma de mantener el flujo por encima de la velocidad de formación de sal, a un contenido elevado de sólidos, consiste en usar un reactor de diámetro relativamente pequeño.

También se aprecia que el bucle de reactor puede tener más de un impulsor o más de una combinación de impulsor/motor en serie alrededor del bucle. Los impulsores en serie puede estar próximos, distribuidos alrededor del bucle, o de lo contrario pueden estar dispuestos de cualquier manera apropiada. Se contempla que la tecnología de bomba existente puede soportar un reactor de aproximadamente 44.000 o 45.000 galones (166 o 170 m³), dependiendo de su diámetro y configuración. Esto asume que se mantiene una velocidad de circulación de 32 pies/s (9,75 m/s).

Haciendo referencia a las Figuras, se introducen el monómero que reacciona, el comonomero, si lo hubiera, y el diluyente de formación por medio de las tuberías 26 y 28 respectivamente, y pueden entrar en el reactor directamente en una ubicación o pluralidad de ubicaciones o se pueden combinar con la tubería 30 de reciclaje de diluyente condensado, como se muestra. Se introduce el catalizador por medio de un puerto 32 de introducción de catalizador, que proporciona una zona (ubicación) para la introducción del catalizador. El apéndice hueco alargado para la extracción continua de una suspensión de producto intermedia está diseñado ampliamente por medio del carácter de referencia 34. El mecanismo 34 de extracción continua está ubicado en el extremo aguas abajo, o en posición adyacente al mismo, de una de las secciones 16 del bucle de reactor horizontal inferior y sobre un codo de conexión 20 o en posición adyacente al mismo.

El apéndice de extracción continua se muestra en el extremo aguas abajo de un segmento horizontal inferior del reactor de bucle, que es la ubicación preferida. La ubicación puede estar en un área cerca del último punto del bucle, donde el flujo vuelve hacia arriba antes del punto de introducción de catalizador para permitir que exista catalizador nuevo durante el mayor tiempo posible en el reactor antes de pasar primero al punto de extracción. No obstante, el apéndice de extracción continua puede estar ubicado sobre cualquier segmento o cualquier codo.

De igual forma, el segmento del reactor sobre el cual se une el apéndice de extracción continua puede ser de diámetro mayor para ralentizar el flujo y además permitir la estratificación o la formación de sal del flujo, de manera que el producto que sale pueda tener una concentración de sólidos incluso más elevada.

Se hace pasar la suspensión producto intermedia extraída de forma continua por medio del conducto 36 al interior de la cámara 38 de vaporización instantánea de presión elevada. El conducto 36 incluye un conducto circundante 40, que está provisto de un fluido caliente para calentar indirectamente la suspensión en el conducto 36 de tubería de vaporización instantánea. El diluyente vaporizado abandona la cámara de vaporización instantánea 38 por medio de un conducto 42 para el procesado posterior que incluye condensación por medio de intercambio de calor simple usando un condensador de reciclaje 50, y volver al sistema, sin necesidad de compresión, por medio de una tubería 30 de diluyente de reciclaje.

El condensador de reciclaje 50 puede utilizar cualquier fluido de intercambio de calor conocido en la técnica, en cualesquiera condiciones conocidas en la técnica. No obstante, preferentemente, se usa un fluido a una temperatura que se puede proporcionar desde el punto de vista económico. Un intervalo de temperatura para este fluido es de 40 grados F a 130 grados F (de 4 °C a 54 °C). Se extraen las partículas poliméricas a partir de la cámara 38 de vaporización instantánea de presión elevada por medio de la tubería 44 para el proceso posterior usando técnicas conocidas en la técnica. Preferentemente, se hacen pasar a la cámara 46 de vaporización instantánea de baja presión y posteriormente se recuperan en forma de producto polimérico por medio de la tubería 48. El diluyente separado pasa a través del compresor 47 hasta una tubería 42. Este diseño de vaporización instantánea de alta presión se describe ampliamente en Hanson y Sherk, patente de EE.UU. N°. 4.424.341 (3 de Enero, 1984).

Sorprendentemente, se ha descubierto que la extracción continua no solo permite una concentración de sólidos más elevada aguas arriba del reactor, sino también permite una mejor operación del estanque de presión elevada, lo que permite de este modo la vaporización instantánea de la mayoría del diluyente extraído y el reciclaje sin compresión. De hecho, generalmente se puede recuperar de un 70 a un 90 por ciento del diluyente de esta forma. Se entiende que este resultado ocurre por diversos motivos. En primer lugar, debido a que el flujo es continuo en lugar de intermitente, los calentadores de tubería de vaporización instantánea funcionan mejor. De igual forma, la disminución de presión tras la válvula de control opcional que regula la velocidad o el flujo continuo del reactor es más pequeña, lo que significa que cuando la suspensión se vaporiza de forma instantánea disminuye la temperatura más baja, permitiendo de este modo un uso más eficaz de los calentadores de tubería de vaporización instantánea.

La Figura 2 muestra el codo 20 con su mecanismo 34 de extracción continua con gran detalle. El mecanismo de extracción continua comprende un cilindro de extracción 52, una tubería 54 de extracción de suspensión, una válvula 55 de desconexión de emergencia, una válvula 58 de motor proporcional para regular el flujo, y una tubería 60 de flujo rápido. El reactor se opera completamente "líquido". Debido a que está presente el monómero disuelto, el líquido es ligeramente compresible, permitiendo de este modo el control de la presión de sistema completo líquido con una válvula. Generalmente, la entrada de diluyente se mantiene constante, y se usa la válvula 58 de motor proporcional para controlar la tasa de extracción continua con el fin de mantener la presión del reactor dentro de los puntos de ajuste diseñados.

La Figura 3, que se toma a lo largo de la línea de sección 3-3 de la Figura 2, muestra el mecanismo 34 de extracción continua con gran detalle. El codo 20 es un codo que transporta un apéndice. Como se muestra, el mecanismo comprende un cilindro de extracción 52 unido, en este caso, en ángulo recto con una tangente con respecto a la superficie externa del codo. Una tubería 54 de extracción de suspensión sale del cilindro 52. Dispuesta dentro del cilindro de extracción 52, está una válvula de pistón 62, que tiene dos finalidades. En primer lugar, proporciona un mecanismo de limpieza simple y fiable para el cilindro de extracción, en caso de producirse la obstrucción con el polímero. En segundo lugar, sirve como válvula de desconexión simple y fiable para todo el conjunto de extracción continua.

La Figura 4 muestra una orientación de unión preferida para el cilindro de extracción 52, que se extiende a lo largo de una línea tangencial con respecto a la curvatura del codo 20 en un punto justo antes de que el flujo de suspensión gire en sentido ascendente. Esta abertura es elíptica con respecto a la superficie interior. La abertura podría alargarse más para mejorar la extracción de sólidos.

La Figura 5 muestra cuatro cosas. En primer lugar, muestra una orientación con ángulo del cilindro de extracción 52. Se muestra el cilindro de extracción con un ángulo, α , con respecto a un plano que es (1) perpendicular a la línea central del segmento horizontal 16 y (2) ubicado en el extremo aguas abajo del segmento horizontal 16. Se toma el ángulo con este plano en la dirección de aguas abajo desde el plano. El vértice del ángulo es el punto central del radio de codo como se muestra en la Figura 5. El plano se puede describir como el plano de corte transversal del segmento horizontal. En este caso, el ángulo mostrado es de aproximadamente 24 grados. En segundo lugar, se muestra una pluralidad de apéndice de extracción continua, 34 y 34a. En tercer lugar, se muestra un apéndice 34, orientado en un plano de línea vertical de un segmento inferior 16, y el otro, 34a, ubicado con un ángulo con respecto a dicho plano como se muestra con más detalle en la Figura 6. Finalmente, se muestra la combinación de apéndices 34 de extracción continua y una pata de sedimentación 64 convencional para la retirada discontinua, si se desea.

En otra realización de la presente invención, se proporciona un proceso de polimerización. El proceso comprende: 1) polimerizar, en una zona de reacción de bucle, al menos un monómero de olefina en un diluyente líquido para producir una suspensión fluida, en el que la suspensión fluida comprende el diluyente líquido y partículas poliméricas de olefina sólidas; 2) extraer la suspensión de fluido llevando a cabo de forma alternativa las siguientes etapas: a) permitir la deposición de la suspensión de fluido en al menos una zona de sedimentación y posteriormente extraer un lote de la suspensión depositada de este modo a partir de la zona de sedimentación en forma de producto intermedio del proceso, desconectar posteriormente la zona de sedimentación; y b) extraer posteriormente de forma continua la suspensión de fluido que comprende el diluyente líquido extraído y las partículas poliméricas sólidas extraídas en forma de producto intermedio del proceso. En la etapa b), se pueden ajustar las condiciones de reactor durante el arranque para elevar el contenido de sólidos del reactor en al menos 10 %.

Como se puede observar a partir de los tamaños relativos, los cilindros de extracción continua son mucho más pequeños que las patas de sedimentación convencionales. Los apéndices de extracción continua de 2 pulgadas (5 cm) de diámetro interno puede retirar tanta suspensión de producto como catorce patas de sedimentación de 8 pulgadas (20 cm) de diámetro interno. Esto es significativo ya que en los reactores de bucle comerciales grandes actuales de 15.000 - 18.000 galones (57-68 m³) de capacidad, se requieren seis patas de sedimentación de 8 pulgadas (20 cm). No resulta deseable aumentar el tamaño de las patas de sedimentación debido a la dificultad de fabricar válvulas fiables para diámetros grandes. Como se ha comentado anteriormente, doblar el diámetro de la tubería aumenta el volumen cuatro veces y simplemente no hay espacio suficiente para cuatro veces ya que se tienen que ubicar de forma sencilla muchas patas de sedimentación. Además, la invención posibilita la operación de reactores más grandes y eficaces. Por medio de la presente invención, son posibles reactores de 30.000 galones (114 m³) o mayores. Generalmente, los cilindros de extracción continua tienen un diámetro interno nominal dentro del intervalo de 1 pulgada (2,5 cm) a menos de 8 pulgadas (20 cm). Preferentemente, son de aproximadamente 2-3 pulgadas (5-7,5 cm) de diámetro interno.

La Figura 6 está tomada a lo largo de una línea 6-6 de la Figura 5 y muestra el cilindro de extracción 34a unido en un lugar que está orientado con un ángulo, β , a un plano vertical que contiene la línea central del reactor. Este plano se puede denominar plano central vertical del reactor. Este ángulo puede estar tomado a partir de cualquier lado del plano o desde ambos lados, en caso de que no sea nulo. El vértice del ángulo se encuentra ubicado en la línea central del reactor. El ángulo se encuentra dentro de un plano perpendicular a la línea central del reactor como se muestra en la Figura 6.

Existen tres conceptos de orientación con respecto a la relación de cilindro de extracción 34a hasta la tubería del reactor. En primer lugar es la orientación de unión, es decir, tangencial como en la Figura 4 y perpendicular como en la Figura 2 ó 7 o cualquier ángulo entre estos dos valores límite de 0 y 90 grados. En segundo lugar, cómo de lejos está ubicada la unión de la curva del codo, como viene representado por medio del ángulo alfa (Figura 5). El ángulo alfa puede ser de 0 a 60 grados, pero preferentemente es de 0 a 40 grados, más preferentemente de 0 a 20 grados. En tercer lugar está el ángulo beta, a partir del plano central del segmento longitudinal (Figura 6). Este ángulo puede ser de 0 a 60 grados, preferentemente de 0 a 45 grados, más preferentemente de 0 a 20 grados.

La Figura 7 muestra una realización en la que el cilindro 52 de extracción continua tiene una orientación de unión de perpendicular, una orientación alfa de 0 (inherente ya que está en el extremo de, pero sobre, la sección recta) y una orientación beta de 0, es decir, está justo en el plano de línea central vertical del segmento 16 horizontal inferior.

La Figura 8 muestra con detalle el impulsor 22 para mover la suspensión a lo largo de su trayectoria de flujo. Como se puede observar en esta realización, el impulsor 22 se encuentra en una funda o alojamiento ligeramente alargado (con respecto al resto de la pared del reactor), que sirve de zona de propulsión para los reaccionantes que circulan. Preferentemente, el sistema se opera a un diferencial de presión de al menos 18 psig (12 N/cm²) preferentemente al menos 20 psig (14 N/cm²), más preferentemente al menos 22 psig (15 N/cm²) entre los extremos de aguas arriba y aguas abajo de la zona de propulsión en un reactor de diámetro nominal de dos pies (0,61 m) con una longitud total de trayectoria de flujo de aproximadamente 950 pies (290 m) usando isobutano para preparar polímeros fundamentalmente de etileno. Como mucho, es posible 50 psig (34 N/cm²) o más. Esto se puede realizar por medio del control de la velocidad de rotación del impulsor, reduciendo el espacio entre el impulsor y la pared interior del alojamiento de la bomba o por medio del uso de un diseño de impulsor más agresivo como se conoce en la técnica. También se puede producir este diferencial de presión más elevado por medio del uso de al menos una bomba adicional.

Generalmente, se opera el sistema para generar un diferencial de presión, expresado en forma de pérdida de presión por unidad de longitud del reactor, de al menos 0,07, generalmente de 0,07 a 0,15 pies de disminución de presión de altura de suspensión por cada pie de longitud del reactor (es decir, de 0,07 m a 0,15 m de disminución de presión de altura de suspensión por cada metro de longitud del reactor) para un reactor de diámetro nominal de 24 pulgadas (0,61 m). Preferentemente, esta disminución de presión por unidad de longitud es de 0,09 a 0,11 unidades para un reactor de diámetro de 24 pulgadas (0,61 m). Para diámetros más grandes, se requiere una velocidad de suspensión más elevada y una disminución de presión más grande por unidad de longitud del reactor. Esto asume que, generalmente, la densidad de la suspensión es de aproximadamente 0,5-0,6 g/cm³.

Haciendo referencia ahora a la Figura 9, se muestran los segmentos superiores como semicírculos de 180 grados, que es la configuración preferida. Los segmentos verticales tienen al menos el doble de longitud, en general aproximadamente de siete a ocho veces la longitud, de los segmentos horizontales. Por ejemplo, la trayectoria de flujo vertical puede ser de 190-225 pies (60-69 m) y los segmentos horizontales pueden ser de 25-30 pies (7,6-9,1 m) de longitud de trayectoria de flujo. Se puede emplear cualquier número de bucles además de los cuatro mostrados en la presente memoria y los ocho mostrados en la Figura 1, pero generalmente se usan cuatro o seis. Una referencia a un diámetro nominal de dos pies (0,61 m) significa un diámetro interno de aproximadamente 21,9 pulgadas (0,556 m). La longitud de flujo del reactor es generalmente mayor que 50 pies (152 m), generalmente mayor que 900 pies (274 m), siendo una longitud de 940 a 1.350 pies (286-411 m) bastante satisfactoria.

Las bombas comerciales para instalaciones tales como la circulación de reaccionantes en un reactor de bucle cerrado se someten a ensayo rutinario por parte de sus fabricantes y se determinan de forma sencilla y rutinaria las presiones necesarias para evitar la cavitación.

Ejemplo 1

Un ejemplo de la invención es un proceso que emplea una resina de metaloceno de baja densidad que está limitada en cuanto a transferencia de calor. La temperatura del reactor es de 175 °F (79 °C) y la temperatura mínima de refrigerante en la entrada del reactor es de 115 °F (46 °C). La producción de catalizador es adecuada para mantener la elevada tasa de producción deseada y un bajo nivel de cenizas, y se controlan otras condiciones de manera que la tasa de transferencia de calor sea el factor limitante de la producción. Las dimensiones de los respectivos reactores de diferentes diámetros nominales son las que se han proporcionado anteriormente.

En este proceso, como se muestra en la Tabla 2, el área superficial por volumen de reactor unitario y la tasa de producción (% de producción no limitada por calor) aumentan al disminuir el diámetro del reactor, en comparación con la tasa de producción de una resina que no se encuentra limitada por transferencia de calor.

El efecto del porcentaje de sólidos en el reactor sobre la velocidad de formación de sal para un diámetro de reactor concreto se proporciona en la Tabla 3, que proporciona la velocidad de circulación mínima para evitar el aumento de la formación de sal con el diámetro del reactor.

Ejemplo 2

Se usó un reactor de polimerización de cuatro patas verticales que usaba un impulsor de bomba D51795/81-281 de Lawrecen Pumps Inc. de 26 pulgadas (0,66 m) en una funda M51897/FAB para polimerizar etileno y 1-hexeno. Se comparó esta bomba con una bomba de 24 pulgadas (0,61 m) que proporcionó una circulación menos agresiva (0,66 pies / pie o m / m de disminución de presión frente a 0,98 pies /pie o m/ m). Posteriormente, se comparó esto con la misma circulación más agresiva y un conjunto de extracción continua del tipo mostrado por el carácter de referencia 34 de la Figura 5. La Tabla 4 muestra los resultados.

Ejemplo 3

Las proporciones de longitud de reactor de bucle / diámetro exterior del reactor se calculan en la Tabla 5 para varios reactores de bucle descritos en las patentes de EE.UU. Nos. 6.239.235 y 6.204.344. En la Tabla 5, la columna "Fila" se añade para una referencia más sencilla a una fila de datos particular. La columna "Referencia" indica qué patente describe el reactor en cuestión (la patente '235 o la patente '344) y qué columna y línea de la patente se encuentran en la descripción. (por ejemplo, la primera entrada indica una descripción en la patente '235, columna 7, renglones 12-14). "OD" indica diámetro externo o nominal de la tubería del reactor (esto no debería confundirse con el diámetro del reactor, que sería mucho más grande), "ID" indica el diámetro interior de la tubería del reactor. "Longitud" es la longitud del reactor (es decir, un circuito del bucle de reactor). "Vol." es el volumen del reactor. La "proporción L/OD" es la proporción de la longitud del reactor con respecto al diámetro de la tubería, expresado en las mismas unidades, de manera la proporción es adimensional.

En las entradas de la patente '235 (Filas 1-6 y 8-10), el OD de la tubería y en algunos casos la longitud del reactor se proporcionan en la patente '235 en la columna 7, líneas 12-14. Para otros casos, la longitud del reactor para la patente '235 se calculó a partir del volumen del reactor, en particular con referencia a los reactores que tienen un volumen mayor que 20.000 galones (76 m³) (véase columna 8, reivindicación 9) o mayor que 30.000 galones (114 m³) (véase columna 2, renglón 9 o columna 8, reivindicación 10). En estos casos, se usó una tubería de reactor de 24 pulgadas (0,61m) de OD que tenía 21,9 pulgadas (0,5562 m) de ID para calcular la longitud de tubería necesaria para disponer de un volumen de reactor del número de galones comentado.

En las entradas para la patente '344 (Filas 7 y 11), el OD de la tubería se describe por medio de la patente para que sea 20 pulgadas (0,51 m) y se pueden usar la longitud (833 pies, 254 m) y el volumen (11.500 galones, 44 m³) de un reactor para calcular el ID del reactor (18,4 pulgadas, 0,47 m). Posteriormente, se usó el ID del reactor para calcular la longitud de 20.000 galones (76 m³) del reactor citado en la patente '344.

Los cálculos de la Tabla 5 muestran que las proporciones descritas de Longitud/Diámetro Exterior varían entre 250 (que en realidad se describe como que es mayor que 250, ya que se calcula para una longitud de reactor dada en la referencia como mayor que 500 pies (152 m), y un OD de 2 pies (0,61 mm)) y 869 (basado en un reactor de 20.000 galones (76 m³) que tiene un ID de 20 pulgadas (0,51 m).

Los inventores contemplan reactores que tienen proporciones de Longitud/Diámetro Exterior iguales o mayores que exactamente 1.000, 1.100, 1.200, 1.300, 1.370, 1.400, 1.500. Los inventores además contemplan intervalos de proporción de Longitud/Diámetro que tienen como mínimo cualesquiera de los valores comentados anteriormente y como máximo cualesquiera mayor que los valores comentados anteriormente. Un ejemplo no limitante de dichos intervalos de extremo cerrado es 1.000-1.100.

Hablando en términos generales, los inventores contemplan que se debería aumentar la proporción de Longitud/Diámetro Exterior de un reactor de bucle hasta un valor mayor que las proporciones correspondientes de los reactores preexistentes, con el fin de proporcionar una proporción más favorable de volumen de reactor con respecto a área de transferencia de calor, para un enfriamiento más eficaz. Si aumenta la proporción por medio del uso de una tubería de diámetro pequeño para el bucle, se obtiene una doble ventaja de transferencia de calor. En primer lugar, aumenta el área de la tubería en relación a su volumen. En segundo lugar, se puede reducir el espesor de pared de la tubería, ya que una tubería de diámetro más pequeño es mas fuerte por unidad de área superficial y la velocidad de formación de sal de la suspensión es menor, de manera que se puede reducir el cabezal de presión. Ambos factores aumentan la transferencia de calor a través de la pared de la tubería.

Otra ventaja de aumentar la proporción de Longitud/Diámetro Exterior (L/OD) de un reactor es que mejora la versatilidad del reactor. Por ejemplo, se puede limitar la tasa de producción de una resina de baja densidad, un ejemplo de la cual es polietileno de baja densidad, en un equipo de proporción de L/OD relativamente baja por medio de una tasa relativamente baja de transferencia de calor en dicho equipo. Siendo iguales el resto de cosas, se puede abordar este problema aumentando la longitud del reactor. Se puede limitar la tasa de producción de una resina de alta densidad en el mismo equipo por medio de la necesidad de retirar el polímero tras un tiempo de residencia relativamente reducido en el reactor, con el fin de evitar la formación de ceniza, que se refiere a la longitud del bucle, tanto de manera completa como entre el punto de adición de los reaccionantes monoméricos y el punto de retirada de los productos poliméricos. Siendo iguales el resto de cosas, se puede abordar este problema reduciendo la longitud del reactor. Debido a que un reactor convencional individual únicamente puede tener una longitud, si se optimiza el reactor para un tipo de resina, sería menos eficaz cuando se usa para preparar otras

resinas.

Usando la presente invención, se puede procesar de manera eficaz la resina limitada en cuanto a transferencia de calor por medio del aumento del área superficial del reactor por unidad de volumen, aumentando de este modo la transferencia de calor, sin reducir su capacidad total. Se puede procesar la resina limitada en cuanto a tiempo de residencia de manera más eficaz en el mismo equipo por medio de bombeo de la suspensión a la misma tasa volumétrica. De este modo, se pueden procesar de manera eficaz ambos tipos de resina en el mismo reactor, o al menos se puede procesar de manera eficaz un intervalo mayor de resinas en el mismo reactor.

Tabla 1: Dimensiones de Tubería del Reactor (Unidades Inglesas)		
OD del reactor, pulg.	ID del reactor, pulg.	Espesor, pulg.
20#	18,82	0,592
22	20,72	0,639
24	22,62	0,689
26	24,53	0,735

Tabla 1A: Dimensiones de Tubería del Reactor (Unidades métricas)		
OD del reactor, m	ID del reactor, m	Espesor, m
0,51#	0,48	15
0,56	0,53	16
0,61	0,57	17,5
0,66	0,62	19

No de acuerdo con la invención reivindicada.

Tabla 2: Producción vs Diámetro del Reactor (Unidades Inglesas)					
Diámetro del Reactor (OD), pulg.	Área superficial / Vol (pie ² /pie ³)	% de producción no limitada por calor	Tipo de bomba	Capacidad de la bomba (gpm)	Velocidad Min. De Flujo (pie/s)
20#	2,71	99	A B	26 27	29,0 30,2
22	2,46	87	A B	34 36	31,5 33,3
24	2,25	75	A B	40 44	31,6 34,3
26	2,07	64	A B	44 50	29,8 33,2

Tabla 2A: Producción vs Diámetro del Reactor (Unidades Métricas)					
Diámetro del Reactor (OD), m	Área superficial / Vol (m/m)	% de producción no limitada por calor	Tipo de bomba	Capacidad de la bomba (l/min)	Velocidad Min. De Flujo (m/s)
0,51#	2,71	99	A B	98 102	8,8 9,2

Tabla 2A: Producción vs Diámetro del Reactor (Unidades Métricas)					
Diámetro del Reactor (OD), m	Área superficial / Vol (m/m)	% de producción no limitada por calor	Tipo de bomba	Capacidad de la bomba (l/min)	Velocidad Min. De Flujo (m/s)
0,56	2,46	87	A	129	9,6
			B	136	10,1
0,61	2,25	75	A	151	9,63
			B	167	10,5
0,66	2,07	64	A	167	9,1
			B	189	10,1

No de acuerdo con la invención reivindicada.

Tabla 3A: Dimensiones del Reactor vs Velocidad de Formación de Sal (Unidades Inglesas)		
Diámetro Externo del Reactor (pulg.)	Sólidos en el Reactor, %	Velocidad Min. Circulación (pie/s) para evitar la formación de sal
24	36	22,5
24	40	24,0
24	44	26,1
24	48	28,6
24	52	32,8

Tabla 3B: Dimensiones del Reactor vs Velocidad de Formación de Sal (Unidades Métricas)		
Diámetro Externo del Reactor (m.)	Sólidos en el Reactor, %	Velocidad Min. Circulación (m/s) para evitar la formación de sal
0,61	36	6,9
0,61	40	7,3
0,61	44	8,0
0,61	48	8,7
0,61	52	10,0

5

TABLA 4 (Unidades Inglesas)			
Descripción	Bomba de 24 pulgadas	Bomba de 26 pulgadas	Bomba de 26 pulgadas + CTO
Concentración media de sólidos en el reactor, % en peso	39	45	53

TABLA 4 (Unidades Inglesas)			
Descripción	Bomba de 24 pulgadas	Bomba de 26 pulgadas	Bomba de 26 pulgadas + CTO
Tasa de producción de polímero, mlbs/h	40,1	40,7	39,9
Potencia de la bomba de circulación del reactor, kw	430	691	753
Diferencia de presión de la bomba de circulación, psi	14,3	22,4	23,7
Cabezal de la bomba de circulación, pie	61,8	92,5	92,4
Tasa de flujo de la suspensión del reactor, mGPM	39	46	45
Densidad de la suspensión del reactor, gm/cc	0,534	0,558	0,592
Temperatura del reactor, °F	215,6	218,3	217,0
Concentración de etileno, % en peso	4,43	3,67	4,9
Concentración de 1-hexeno, % en peso	0,22	0,17	0,14
Coefficiente de transferencia de calor del reactor	270	262	241
Diámetro interior del reactor, pulgadas	22,0625	22,0625	22,0625
Volumen del reactor, galones	18700	18700	18700
Longitud del reactor, pies	941	941	941
Disminución de presión por pie del reactor, pie/pie	0,066	0,098	0,098

"CTO" significa "Extracción Continua"

TABLA 4 (Unidades Métricas)			
Descripción	Bomba de 0,61 m	Bomba de 0,66 m	Bomba de 0,66 m + CTO
Concentración media de sólidos en el reactor, % en peso	39	45	53
Tasa de producción de polímero, toneladas métricas/h	18,2	18,5	18,1
Potencia de la bomba de circulación del reactor, kw	430	691	753
Diferencia de presión de la bomba de circulación, N/cm ²	9,86	15,4	16,3

TABLA 4 (Unidades Métricas)			
Descripción	Bomba de 0,61 m	Bomba de 0,66 m	Bomba de 0,66 m + CTO
Cabezal de la bomba de circulación, m	18,8	28,2	28,2
Tasa de flujo de la suspensión del reactor, m ³ /min	148	174	170
Densidad de la suspensión del reactor, gm/cc	0,534	0,558	0,592
Temperatura del reactor, EC	102,0	103,5	102,7
Concentración de etileno, % en peso	4,43	3,67	4,9
Concentración de 1-hexeno, % en peso	0,22	0,17	0,14
Coeficiente de transferencia de calor del reactor	-	-	-
Diámetro interior del reactor, cm	56,04	56,04	56,04
Volumen del reactor, m ³	70,80	70,80	70,80
Longitud del reactor, m	287	287	287
Disminución de presión por pie del reactor, m/m	0,066	0,098	0,098

"CTO" significa "Extracción Continua"

TABLA 5 - Cálculos de Proporción de Longitud / Diámetro (Unidades Inglesas)							
Fila	Referencia	OD (pulg.)	ID (pulg.)	Longitud (pie)	Vol (pie ³)	Vol. (gal)	Proporción L/OD (pie/pie)
1	235 7/12-14	24	21,9	500	1308	9784	250
2	235 6/4	24	21,9	767	2005	15000	383
3	235 7/12-14	24	21,9	900	2354	17611	450
4	235 6/4	24	21,9	920	2406	18000	460
5	235 7/12-14	24	21,9	940	2459	18394	470
6	235 6/53	24	21,9	950	2485	18590	475
7	344 Ej.3	20	18,395	833	1537	11500	500
8	235 8/37	24	21,9	1022	2674	20000	511
9	235 7/12-14	24	21,9	1350	3531	26417	675
10	235 6/12	24	21,9	1533	4010	30000	767
11	344 5/37	20	18,395	1449	2674	20000	869

TABLA 5 - Cálculos de Proporción de Longitud / Diámetro (Unidades Métricas)						
Fila	Referencia	OD (m.)	ID (m)	Longitud (m)	Vol (m ³)	Proporción L/OD (m/m)
1	235 7/12-14	0,60957	0,5562	152	37	250
2	235 6/4	0,60957	0,5562	234	57	383
3	235 7/12-14	0,60957	0,5562	274	67	450
4	235 6/4	0,60957	0,5562	280	68	460
5	235 7/12-14:	0,60957	0,5562	286	70	470
6	235 6/53	0,60957	0,5562	290	70	475
7	344 Ej.3	0,50798	0,4672	254	44	500
8	235 8/37	0,60957	0,5562	312	76	511
9	235 7/12-14	0,60957	0,5562	411	100	675
10	235 6/12	0,60957	0,5562	467	114	767
11	344 5/37	0,50798	0,4672	442	76	869

REIVINDICACIONES

1.- Un reactor de bucle de polimerización cargado que comprende:

una zona de reacción de bucle definida por una pared generalmente cilíndrica que tiene un diámetro exterior nominal de al menos 22 pulgadas (56 cm), en el que la longitud de la zona de reacción de bucle y el diámetro exterior nominal de la pared generalmente cilíndrica definen una proporción de longitud/diámetro de al menos 1000,

una extracción continua para retirar de forma continua una suspensión de fluido a partir de dicha zona de reacción de bucle; y

una suspensión de fluido dispuesta en dicha zona de reacción de bucle, comprendiendo la suspensión al menos un reaccionante monomérico de olefina, partículas sólidas poliméricas de olefinas, y un diluyente líquido, en el que la concentración de las partículas sólidas poliméricas de olefina de la suspensión es mayor que 40 por ciento en peso, basado en el peso de las partículas poliméricas y el peso de diluyente líquido.

2.- El reactor de bucle de polimerización cargado de la reivindicación 1, que comprende un impulsor accionado por un motor, presentando el impulsor y la funda que rodea al impulsor un diámetro mayor que el diámetro general de pared cilíndrica que forma el reactor.

3.- El reactor de bucle de polimerización cargado de la reivindicación 2, que comprende más que un impulsor en serie alrededor de la zona de reacción de bucle.

4.- El reactor de bucle de polimerización cargado de la reivindicación 1, en el que el diámetro exterior nominal es de 24 pulgadas (61 cm), 26 pulgadas (66 cm) o 28 pulgadas (71 cm).

5.- El reactor de bucle de polimerización cargado de la reivindicación 1, en el que la extracción continua se ubica para extraer suspensión de un estrato de la corriente que tiene una concentración media de sólidos más elevada.

6.- El reactor de bucle de polimerización cargado de la reivindicación 1, en el que la extracción continua comprende un cilindro de extracción, que se extiende a lo largo de una línea tangencial hasta una curvatura de un codo de la pared generalmente cilíndrica en un punto justo anterior a donde la pared de la zona de reacción de bucle se gira hacia arriba, siendo la abertura de la pared de la zona de reacción elíptica hasta la superficie interior.

7.- El reactor de bucle de polimerización cargado de la reivindicación 1, en el que dicha zona de reactor de bucle tiene un volumen mayor que 30.000 galones (114 m³).

8.- Un proceso de polimerización que comprende:

proporcionar una zona de reacción de bucle definida por una pared generalmente cilíndrica que tiene un diámetro exterior nominal de al menos 22 pulgadas (56 cm), en el que la longitud de la zona de reacción de bucle y el diámetro exterior nominal de la pared generalmente cilíndrica definen una proporción de longitud/diámetro de al menos 1000;

polimerizar, en la zona de reacción de bucle, al menos un monómero de olefina en un diluyente líquido para producir una suspensión de fluido que comprende un diluyente líquido y partículas sólidas poliméricas de poliolefina;

mantener la concentración de las partículas sólidas de poliolefina en la suspensión en la zona de reacción de bucle de más que 40 por ciento en peso, basado en el peso de las partículas de poliolefina y el peso de diluyente líquido; y

extraer de forma continua dicha suspensión que comprende el diluyente líquido extraído y partículas sólidas de poliolefina extraídas.

9.- Un proceso de polimerización de acuerdo con la reivindicación 8, en el que la velocidad de la suspensión se mantiene suficientemente elevada para evitar la formación de sal o la deposición de sólidos a partir de la suspensión.

10.- Un proceso de acuerdo con la reivindicación 8, en el que la extracción continua se ubica para extraer suspensión de un estrato de la corriente que tiene una concentración media de sólidos más elevada.

11.- Un reactor de bucle de polimerización que comprende:

una zona de reacción de bucle definida por una pared generalmente cilíndrica que tiene un diámetro exterior nominal de al menos 22 pulgadas (56 cm), en el que la longitud de dicha zona de reacción de bucle y el diámetro exterior nominal de dicha pared generalmente cilíndrica definen una proporción de longitud/diámetro mayor que 1000, y

- 5 una extracción continua para retirar de forma continua una suspensión de fluido a partir de dicha zona de reacción de bucle.

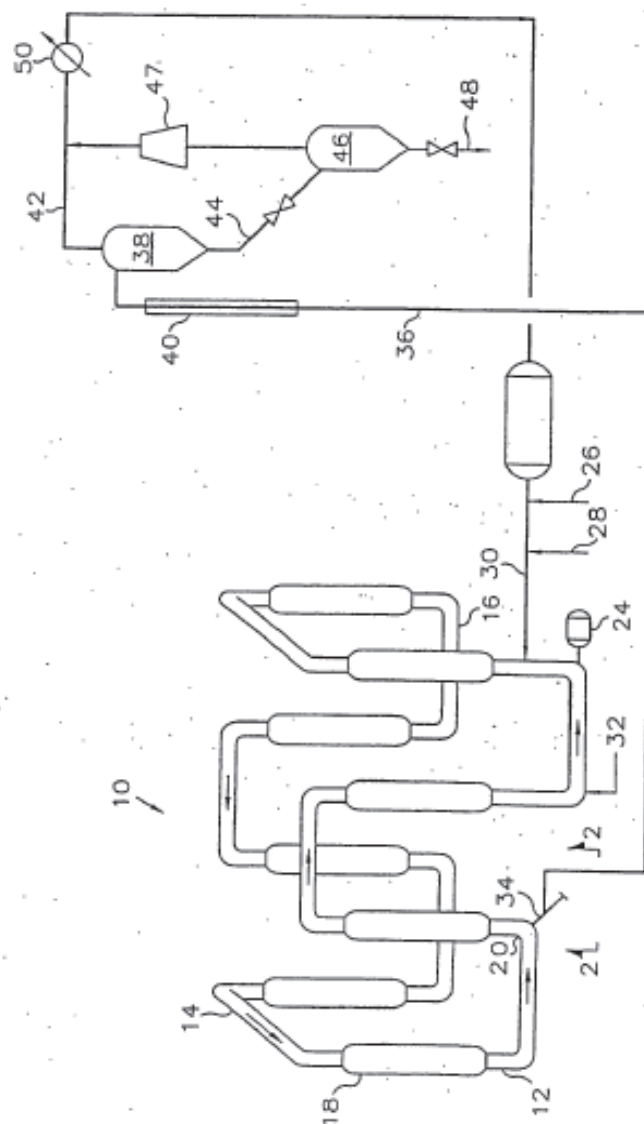


FIG. 1

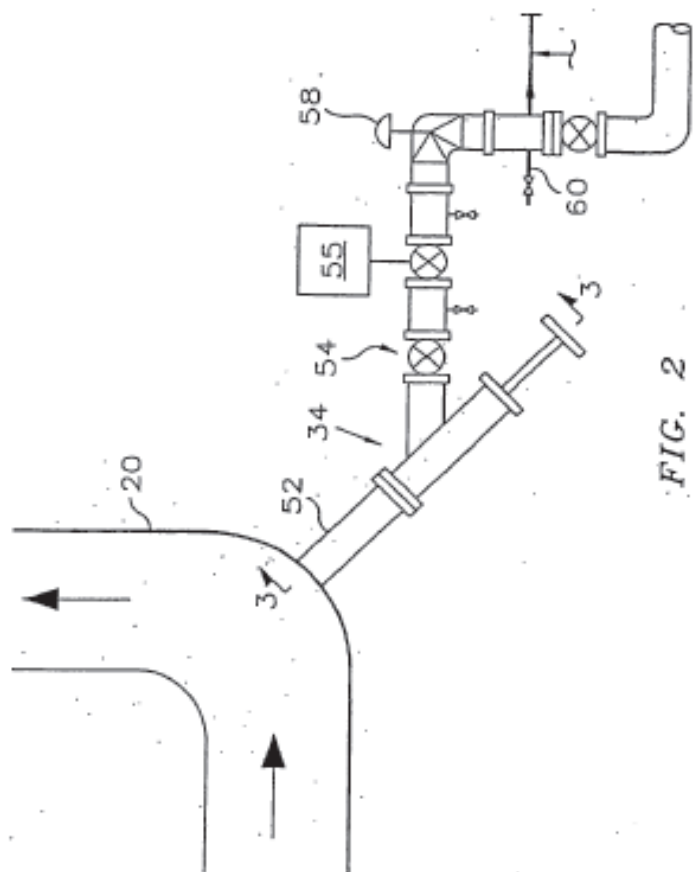


FIG. 2

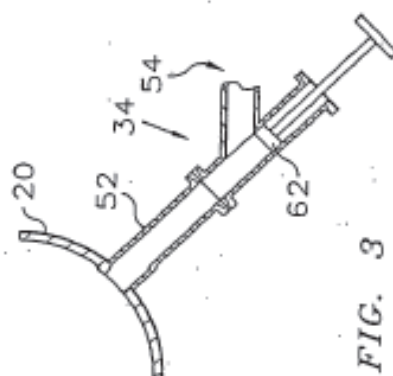


FIG. 3

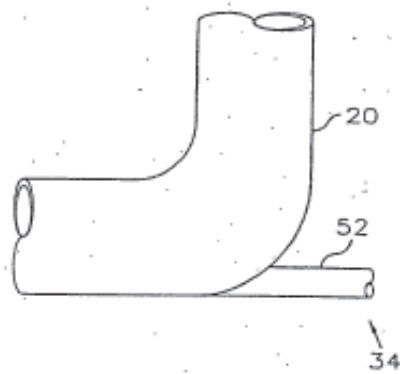


FIG. 4

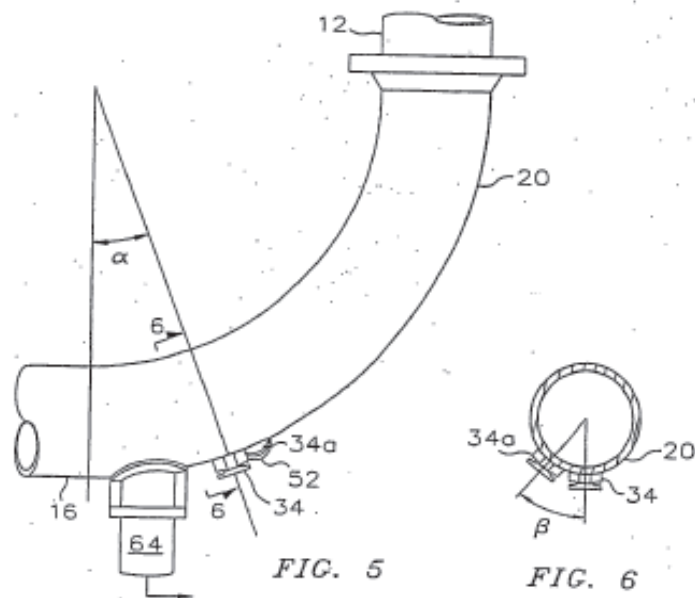


FIG. 5

FIG. 6

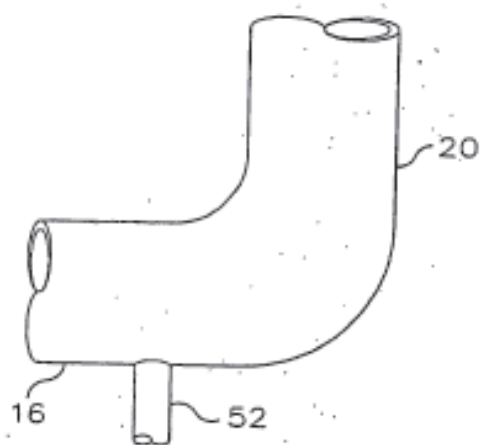


FIG. 7

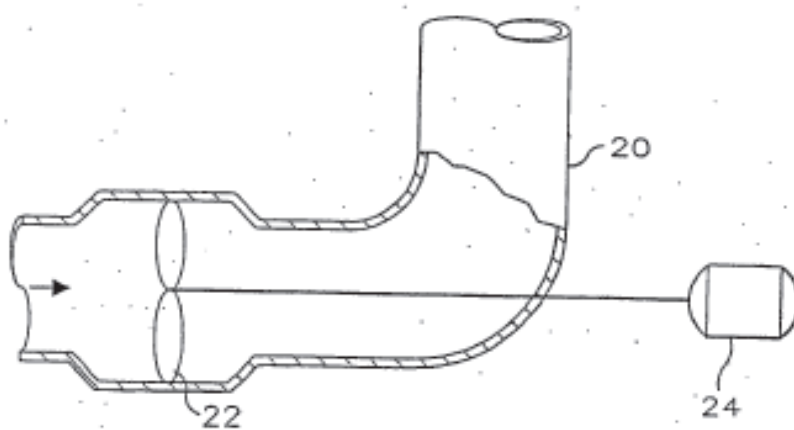


FIG. 8

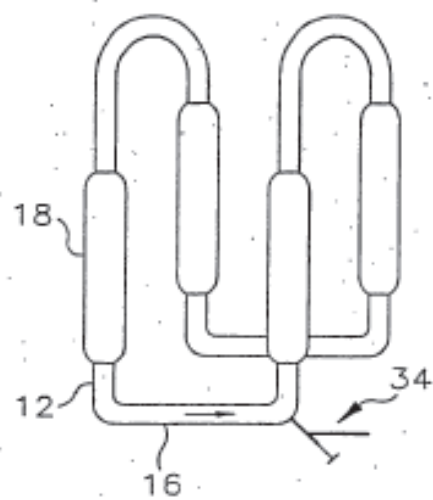


FIG. 9

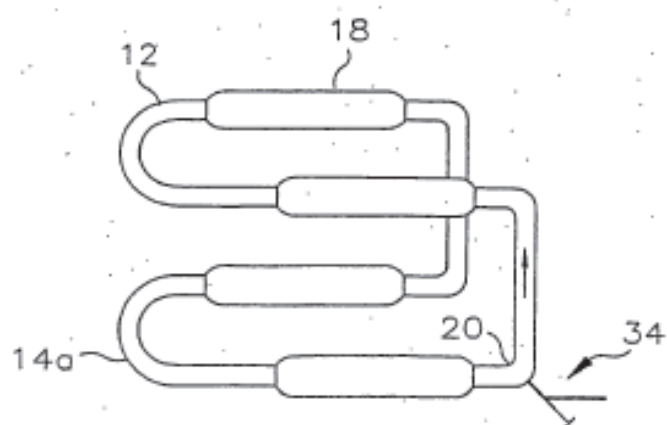


FIG. 10