(19) OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 589 352**

(51) Int. Cl.:
C08F 6/24 (2006.01)

(12) TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA T3

(86) Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **04.10.2007 PCT/EP2007/008601**

(87) Fecha y número de publicación internacional: **17.04.2008 WO08043472**

(96) Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **04.10.2007 E 07818680 (6)**

(97) Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.06.2016 EP 2076552**

(54) Título: **Transferencia de corriente de polímero**

(30) Prioridad:

12.10.2006 EP 06255259
12.10.2006 EP 06255273
12.10.2006 EP 06255272

(45) Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
11.11.2016

(73) Titular/es:

INEOS MANUFACTURING BELGIUM NV (100.0%)
SCHELDELAAN 482
2040 ANTWERPEN, BE

(72) Inventor/es:

MARISSAL, DANIEL y
WALWORTH, BRENT, R.

(74) Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 589 352 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

Transferencia de corriente de polímero

La presente invención se relaciona con un aparato para mejorar la desgasificación de polímeros, particularmente polímeros de olefina.

Es bien conocida la polimerización de olefinas en la cual un monómero de olefina y opcionalmente un comonómero de olefina son polimerizados, usualmente en la presencia de un catalizador y/o diluente. El polímero es extraído del reactor de polimerización junto con reactivos e hidrocarburos inertes. Los reactivos e hidrocarburos necesitan ser recuperados por razones económicas, de seguridad y ambientales, y se conocen muchos procesos para lograr esto en la técnica. Estos procesos generalmente implican despresurizar y desvolatilizar la corriente que contiene polímero después de que ha sido extraída del reactor de polimerización. El requerimiento de volatilización es mayor en procesos que tienen extracción de polímero del reactor con contenidos de hidrocarburos altamente absorbidos o libres de líquido. Estos polímeros son típicos de los procesos de producción con una fase de componente de densidad baja significativa o amorfa donde la absorción del hidrocarburo es alta, y/o procesos donde el polímero es producido en la presencia de hidrocarburos líquidos (reactivos o inertes).

La capacidad máxima de la planta de escala comercial ha aumentado constantemente en los últimos años, y como las ratas de producción han aumentado el potencial impacto del costo de la falta de fiabilidad en cualquier parte del proceso también ha aumentado significativamente, impactando no solamente la unidad del polímero por sí misma sino también las unidades de corriente superior y corriente inferior. Al mismo tiempo, la creciente experiencia operativa ha llevado a la operación de concentraciones sólidas altas crecientes (cargas) de extracción de polímero del reactor. Este incremento en concentraciones sólidas en unidades de polimerización de pasta ha sido logrado típicamente con velocidades de circulación aumentadas logradas por ejemplo por requerimientos de potencia de reactor más altos como se ilustra los documentos EP 432555 y EP 891990. Este aumento en las cargas sólidas es deseable a medida que aumenta el tiempo de residencia del reactor para un volumen de reactor fijado y también reduce el tratamiento diluente corriente abajo y requerimientos de retorno. Sin embargo, la transferencia del producto de cargas sólidas altas es más problemático y se requiere diseño cuidadoso y prácticas de operación para evitar el ensuciamiento del polímero y problemas de bloqueo que han sido experimentados en cargas sólidas bajas.

Durante, y como resultado de, el proceso de despresurizar y desvolatilizar la extracción de corriente de polímero del reactor de polimerización, se reduce la temperatura del polímero. Es bien conocido que el proceso de desvolatilizar y de desorción del polímero se mejora significativamente mediante el mantenimiento del polímero a una temperatura lo más alta posible. Así, en procesos de circuito de pasta se calienta usualmente la línea transferencia entre el reactor de polimerización y el contenedor de (degasificación) despresurización para la corriente del polímero. Como un ejemplo de un proceso típico, en los documentos WO 04/ 031245 y WO 05/044871 el desprendimiento de un reactor de polimerización de circuito comprende una rebaba que contiene la pasta extraída, rodeada de un conducto que es suministrado con un fluido calentado tal como corriente de presión baja con el fin de proporcionar calentamiento indirecto a la pasta. Sin embargo también es bien conocido que la rigidez y la susceptibilidad de polímero que se transfieren para aglomerar y/u obstruir las líneas de transferencia y los contenedores generalmente aumentan con la temperatura, y los problemas de obstrucción y aglomeración están siendo más significativos con el aumento de las cargas de sólidos en el sistema de transferencia que se está usando. Como resultado, se requiere el diseño cuidadoso de la línea de transferencia del reactor de polimerización con el fin de lograr el calentamiento suficiente para lograr la desvolatilización sin arriesgar la obstrucción o aglomeración del polímero sólido.

La desvolatilización de la corriente del polímero causa la fase líquida de la corriente para vaporizar, que resulta en un incremento en volumen en la línea de transferencia y un incremento consecuente en la velocidad de la corriente. Sin embargo si la velocidad se vuelve muy alta puede exceder la velocidad sónica (la velocidad del sonido en el medio), que conduce a la interrupción del flujo. Por otra parte, si la velocidad inicial es muy baja hay un incremento en el riesgo de obstrucción o aglomeración del polímero sólido como se mencionó anteriormente.

Una consideración adicional es que en las plantas grandes la línea de transferencia tiene que ser muy larga con el fin de permitir que tome lugar calentamiento suficiente, y la longitud puede ser suficientemente grande para impactar la planeación espacial de la planta. Esto puede crear una variedad de problemas tales como huella del hardware en la planta, y el control de las condiciones dentro de la línea. Usualmente es necesario calentar una proporción significativa de la longitud de la línea de transferencia para satisfacer los requerimientos de entrada de calor. Por lo tanto se apreciará que asegurando que la corriente del polímero llegue al contenedor de desgasificación a la temperatura deseada y presión con el mínimo de obstrucción/aglomeración es un desafío técnico significativo.

La presente invención busca optimizar el calentamiento del polímero durante su transferencia del reactor al contenedor de desgasificación y al mismo tiempo mantener la transferencia de producto fiable, por construcción particular de la línea transferencia entre el reactor de polimerización y el contenedor de desgasificación para la corriente del polímero.

En consecuencia en un primer aspecto la invención proporciona un proceso para calentar una corriente que contiene polímero que es transferida de un reactor de polimerización a un contenedor de desgasificación, de acuerdo con la reivindicación 1.

Se apreciará que la corriente que contiene polímero pase a través de algún tipo de tubería todo el tiempo desde el momento que deja el reactor de polimerización hasta que entra al contenedor de desgasificación. Para los propósitos de esta invención, se considera el calentador para comprender la porción de la tubería desde el principio de la sección calentada (o primero en las secciones calentadas) hasta el final de la sección calentada (o la última las secciones calentadas). En este contexto el término "calentador" como es usado de aquí en adelante incluye dentro de su alcance la posibilidad de un número de calentadores conectados en serie. La salida del calentador (o línea de transferencia del calentador) es considerada por estar al final de la sección calentada de la línea, y la entrada del calentador es considerada por estar al principio de la sección calentada de la línea, donde la sección calentada de la línea incorpora el calentador individual o múltiples calentadores en serie. Por "línea" se indica cualquier forma de conducto adecuada para transportar una corriente que contiene polímero que contiene sólidos, líquidos y gases. Así V_i y V_o son las velocidades promedio en la entrada y salida de la línea/calentador de transferencia donde “entrada” y “salida” son como se definió anteriormente. Por "velocidad promedio" se indica la velocidad promedio a través de toda la sección transversal de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de la línea transferencia, tal como la salida o la entrada.

Para el proceso de la invención es importante mantener el promedio de velocidad de la corriente que contiene polímero suficientemente alto para evitar el riesgo de obstrucciones o bloqueos. Se ha encontrado que el diseño de la línea de transferencia de acuerdo con la invención permite la operación fiable mientras se controla la proporción de V_o/V_i dentro de los límites preferidos. Los valores típicos para V_i son 3-20m/s, y valores típicos para V_o son 30-80 m/s.

Se prefiere que la línea de transferencia para la corriente sea al menos de 20 m en longitud, y que la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida del calentador esté por encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura de la corriente a lo largo de la línea de transferencia se mantiene debajo del punto de reblandecimiento del polímero, donde el punto reblandecimiento del polímero es definido como la temperatura de reblandecimiento Vicat de acuerdo con ASTM D1525, ISO 306 bajo una carga de 10N.

Preferiblemente, la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida del calentador es 5-80°C, lo más preferiblemente 10-30°C, por encima del punto de rocío de la corriente.

También se prefiere que se mantenga la temperatura de la superficie interna de la línea de transferencia a lo largo de su longitud por debajo de su punto de reblandecimiento del polímero.

La corriente que contiene polímero es preferiblemente extraída de un reactor de polimerización antes de entrar en el calentador, la salida del calentador está por lo tanto unida directamente al reactor de polimerización. También se prefiere que la salida del calentador esté conectada directamente a un contenedor de desgasificación, que está usualmente corriente arriba del tratamiento de polímero final y extrusión o corriente arriba de un reactor de polimerización adicional. La corriente puede ser extraída continuamente del reactor de polimerización, y puede o puede no contener polímero activo.

La temperatura de reblandecimiento Vicat de acuerdo con ASTM D1525, ISO 306 es la temperatura a la cual una aguja aplanada penetra un espécimen del polímero a una profundidad de 1 mm bajo una carga de 10 N. La temperatura refleja el punto de reblandecimiento que se espera cuando el material es usado en una aplicación de temperatura elevada. Un espécimen de prueba, que está entre 3 mm y 6.5 mm de grosor y al menos 10 mm en profundidad y longitud, es ubicado en el aparato de prueba (por ejemplo un sistema ROSAND ASP 6 HDT/VICAT) para que la aguja que penetra, que tiene un área de corte transversal en su punta de 1 mm^2, descanse en la superficie del espécimen al menos 1 mm del borde. Se aplica una carga de 10 N al espécimen. El espécimen se bajó después en un baño de aceite a 23°C. El baño se eleva a una rata de 50°C por hora hasta que la aguja penetra 1 mm; la temperatura a la cual esto ocurre es la temperatura de reblandecimiento Vicat.

La caída de presión a lo largo de la línea de transferencia por longitud unitaria esta preferiblemente entre 0.01 bar/m y 0.2 bar/m, preferiblemente entre 0.0125 bar/m y 0.1 bar/m, lo más preferiblemente entre 0.0125 bar/m y 0.04 bar/m. la presión típica en la entrada del calentador, P_i, es 5-30 bara, preferiblemente 10-25 bara. La presión de salida P_o es típicamente 1.5-12 bara, preferiblemente 7-11 bara.

En el caso donde el calentador está posicionado entre un reactor de polimerización y un contenedor de desgasificación, la caída de presión en el calentador está típicamente entre 5% y 50%, preferiblemente entre 10 y 35%, de la caída de presión total entre el reactor de polimerización y la entrada al contenedor de desgasificación.

Al mantener la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida del calentador encima del punto de rocío de la corriente, pero la superficie interna de la línea transferencia debajo del punto de reblandecimiento del polímero, es posible asegurar que todo el líquido en la corriente sea vaporizado para el momento en el que la corriente alcanza la salida del calentador, pero al mismo tiempo se minimiza el riesgo de obstrucción. En el caso donde el calentador es posicionado entre un reactor de polimerización y un contenedor de desgasificación, la temperatura de la superficie interna de la línea de transferencia puede ser mantenida encima de la temperatura del reactor. Para un polímero que tiene una densidad de 935-945 kg/m^3 la temperatura de la pared del proceso secundario esta típicamente controlada entre 75 y 130°C, preferiblemente entre 85 y 105°C. Para un polímero que tiene una densidad de 955-965 kg/m^3 la temperatura de pared del proceso secundario esta típicamente controlada entre 80 y 135°C, preferiblemente entre 95 y 110°C.

La temperatura de salida de la línea de transferencia -específicamente, la temperatura de pared interna de la línea en su salida inmediatamente corriente abajo de la porción calentada final - es preferiblemente mantenida a una temperatura más alta que la temperatura de la pared interna de la línea en su entrada inmediatamente corriente arriba de la primera porción calentada, más preferiblemente al menos 5°C más alta que la temperatura de entrada.

Para el proceso de la invención es muy deseable mantener una velocidad promedio de la corriente suficientemente alta que contiene polímero para evitar el riesgo de obstrucciones o bloqueos. Por "promedio" se indica la velocidad promedio a través de toda la sección transversal de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de la línea de transferencia. Por lo tanto se prefiere que la velocidad promedio en la entrada V_i sea al menos 2 m/s, preferiblemente al menos 5 m/s y más preferiblemente al menos 8 m/s. También es deseable mantener la velocidad debajo de la velocidad sónica. En consecuencia es preferido que la velocidad promedio en la salida V_o sea menor de 80 m/s, preferiblemente menor de 70 m/s. Preferiblemente V_o es al menos 20 m/s. Se prefiere que la proporción de velocidad de salida promedio a velocidad de entrada promedio (donde la salida y la entrada de la línea transferencia son como se definió anteriormente), V_o/V_i, sea al menos 1.1, típicamente entre 1.2 y 15, preferiblemente entre 1.4 y 10, lo más preferiblemente entre 1.5 y 4.

En este proceso de la invención, en el caso donde el calentador es posicionado entre un reactor de polimerización y un contenedor de desgasificación, la corriente que contiene polímero es calentada de tal forma que al menos 90 % de mol, preferiblemente al menos 98 % de mol y más óptimamente 100 % de mol de los fluidos de hidrocarburos extraídos de la operación del reactor de polimerización son vaporizados antes de entrar en el contenedor de desgasificación. El contenedor de desgasificación opera a una presión entre 6 bara y 12 bara mientras se mantiene una presión de caída a lo largo de la longitud del calentador menor de 0.5 barh por tonelada de polímero, lo más preferiblemente entre 0.1 barh/te y 0.3 barh/te. Se ha encontrado que esta caída de presión baja optimizada por unidad de producción puede ser operada fiablemente aún en cargas sólidas altas en la entrada del calentador. Se prefiere que los contenidos sólidos de la corriente que contiene polímero estén entre 35 % en peso a 70 % en peso, lo más preferiblemente entre 50 % en peso y 65 % en peso cuando la corriente entra al calentador, y también se prefiere que la velocidad de la corriente en la entrada del calentador no varíe por más de 15%, preferiblemente no más de 5%, y en cualquier periodo de 30 segundos. Una forma en la que esto puede ser logrado es usando una salida continua en vez de discontinua del reactor de polimerización. Tales operaciones de carga de sólidos altas combinadas con el calentador de diámetro en expansión habilitan minimizar la caída de presión del calentador.

El número Reynolds promedio a lo largo de la sección transversal de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de la línea de transferencia del calentador siempre debe ser mayor de 500000, preferiblemente entre 1 millón y 10 millones, lo más preferiblemente entre 1.8 millones y 5 millones.

El calentamiento y despresurización de la corriente de polímero a medida que viaja a lo largo de la línea de transferencia al contenedor de desgasificación causado una vaporización progresiva del líquido en la corriente y un incremento resultante en la velocidad a lo largo de la línea. Existen requerimientos en conflicto para satisfacer el diseño de la línea de transferencia con el fin de garantizar la transferencia de polímero eficaz y fiable, y la transferencia de calor. Mientras las velocidades altas mejoran la transferencia de calor y generalmente minimiza la obstrucción, también llevan a caídas de presión alta a lo largo de la línea. Es importante por lo tanto ser capaz de minimizar la longitud de la línea de transferencia y el área de transferencia de calor requerida mientras se logra un polímero suficientemente desvolatilizado a una temperatura aceptable.

En cuanto a la construcción del propio calentador, se prefiere que la proporción del diámetro de salida de la línea transferencia D_o a su diámetro de entrada D_i, D_o/D_i, sea mayor de 1, preferiblemente entre 1.2 y 10. Típicamente es al menos 1.3, y comúnmente al menos 1.4. Sin embargo esta proporción no es mayor de 4, y más preferiblemente no mayor de 2, siendo lo más preferido con un máximo de 1.9. Se ha encontrado que aumentando el diámetro de la línea de transferencia a lo largo de su longitud permite un mayor rango de ratas de flujo de corriente que contiene polímero para ser alojado por el calentador. Un diámetro relativamente pequeño en la entrada permite una velocidad relativamente alta aún en ratas de flujo bajas, que reducen el riesgo de obstrucción; mientras un diámetro relativamente más grande en las salidas puede evitar el riesgo de que la velocidad exceda la velocidad sónica aún en ratas de flujo altas. Tener tal rango de capacidades es particularmente valioso durante las operaciones de inicio y apagado. Con el fin de reducir el riesgo de bloqueos de corriente abajo también se prefiere que el diámetro de salida

D_o de la línea de transferencia sea más pequeño que la salida sólida del contenedor de desgasificación. D_o es definido como el diámetro interno de la línea transferencia a su salida, y D_i es el diámetro interno de la línea de transferencia a su entrada, donde la salida y la entrada de la línea de transferencia están definidas como se describió anteriormente.

El diámetro interno D de la línea de transferencia es preferiblemente al menos 20 mm, y más usualmente entre 40 mm y 200 mm. Son más preferidos los diámetros internos entre 60 mm y 150 mm.

La longitud L del calentador, y por lo tanto la línea de transferencia, es preferiblemente al menos 20 m, más preferiblemente al menos 30 m, pero usualmente no más de 600 m. Un rango preferido de longitudes está desde 50 m a 500 m, más preferiblemente desde 70 m a 300 m.

Se prefiere que la proporción de la longitud L de la línea de transferencia a su diámetro interno promedio D_{ave}, L/D_{ave}, es desde 500 a 10000, preferiblemente desde 1500 a 3500, y más preferiblemente desde 2000 a 3000. Si la línea de transferencia es construida desde un número de secciones, cada uno de los diámetros diferentes, D_{ave} es el diámetro interno promedio de estas secciones ponderado de acuerdo con la longitud de cada sección; alternativamente puede ser calculado por referencia al volumen V interno total de la línea, donde $V = (\pi D_{ave}^2.L)/4$.

Si la línea de transferencia aumenta en diámetro a lo largo de su longitud, se prefiere que el incremento ocurra en pasos discretos en vez de continuamente. Típicamente hay uno, dos o tres incrementos en diámetro a lo largo de la longitud de la tubería.

Se prefiere que una o todas las secciones de la línea sean generalmente verticales en lugar de montadas horizontalmente, de modo que la línea tiene una huella más pequeña en la planta: en una configuración tal, la primera sección de la línea preferiblemente tiene su entrada en la parte inferior de tal manera que el flujo inicial del material a través de la línea de transferencia va hacia arriba. Se prefiere que menos de 20%, lo más preferiblemente menos de 10% de la longitud de la línea transferencia, y óptimamente la línea sea construida posteriormente sin secciones horizontales. En una realización al menos la entrada y salida de la línea de transferencia de calor está orientada verticalmente de tal forma que el flujo de entrada a través de la línea va hacia arriba y el flujo de salida de la línea va hacia abajo. En una realización de la invención, la línea de transferencia comprende una serie de secciones conectadas por curvas (codos), que están típicamente en forma de U de tal manera que la línea se dobla sobre sí misma una o más veces. La ventaja de esta configuración es que hace a la línea de transferencia más compacta en la planta. Las secciones entre los codos son usualmente rectas. Las curvas pueden ser calentadas como el resto de la línea, pero usualmente - con el fin de simplificar la construcción del calentador -no son calentadas. También se prefiere generalmente que cualquier expansión en diámetro de la línea ocurra en una sección no calentada de la línea; por lo tanto las secciones de la línea pueden ser de diferentes diámetros con los incrementos en diámetro que ocurren en uno o más de los codos, preferiblemente en la salida del codo de tal forma que la velocidad se reduce en la salida del codo en vez de en su entrada, y lo más preferiblemente en la salida de un codo en la parte superior de una sección calentada verticalmente. El diseño de las secciones de expansión y sus curvas en la línea de transferencia es para un funcionamiento fiable y sin obstrucciones. El número de secciones verticales u horizontales entre codos compensando la línea de transferencia total puede estar desde 2 hasta 10, aunque de 3 a 7 secciones es más común.

Los codos de la línea de transferencia pueden tener diferentes grados de curvaturas. El radio de la culpa definido por el codo puede ser expresado como un múltiplo del diámetro D de la línea en ese punto. Los codos típicamente tienen un radio de entre 3 D y 30 D, siendo más preferido 5 D-20 D para asegurar la operación fiable sin obstrucciones mientras también se minimiza la huella de la línea. Como se estableció previamente los codos son preferiblemente en forma de U, aunque las opciones alternativas tales como codos en forma de L que permiten una trayectoria de flujo lisa no son excluidas. Obviamente una línea de transferencia formada en secciones puede emplear una mezcla de los tipos anteriores de codo, o en efecto codos de otros ángulos tales como 60° o 120°.

Se ha encontrado que la longitud de una cualquiera sección de expansión de la línea de transferencia debe ser mayor de 0.25 D, preferiblemente entre 0.5 D y 10 D, lo más preferiblemente entre 0.75 D y 3 D. Se prefiere que cada sección de expansión este localizada inmediatamente corriente arriba o corriente bajo de un codo, preferiblemente inmediatamente corriente abajo de un codo. También se prefiere que la expansión sea concéntrica, aunque otras geometrías de expansión también son posibles.

El área de transferencia de calor específica total de la línea de transferencia, que es el área superficial exterior en contacto con los medios de calentamiento, es al menos 0.5 m^2 del área de transferencia de calor por tonelada/h de producción de polímero, típicamente entre 0.7 y 10, más preferiblemente entre 1 y 5, lo más preferiblemente entre 1.5 y 3.5 del área de transferencia de calor por tonelada/h de producción de polímero.

Se prefiere que la entrada de calor esté aproximadamente en la misma elevación como la salida del reactor de polimerización al cual está unida, preferiblemente la línea de transferencia del reactor de polimerización a la entrada del calentador es esencialmente horizontal.

Se prefiere más que la salida de la línea de transferencia (en el punto de entrada del contenedor de desgasificación) esté a una elevación más alta que la entrada de la línea de transferencia y/o la salida del reactor de polimerización.

Los medios para calentar la línea de transferencia usualmente comprenden una chaqueta que rodea la línea. La chaqueta de calentador puede estar en la forma de un calentador eléctrico, pero se prefiere que esté en la forma de una tubería concéntrica que rodea la línea a través de la cual se pasa un fluido de calentamiento. El fluido de calentamiento más comúnmente usado es vapor. Se encontró que las condiciones pueden ser optimizadas mejor usando vapor desupercalentado como el medio de calentamiento, particularmente donde la temperatura de superación máxima es 0-30°C, y preferiblemente no mayor de 10°C, abajo del punto de reblandecimiento del polímero que está calentado. Cualquiera que sea la forma que adopte, la chaqueta puede proporcionar la misma entrada de calor a lo largo de toda la longitud de la línea de transferencia, como puede proporcionar calentamiento diferencial en diferentes partes de la línea. También es posible que las porciones de la línea (tales como curvas) no se calienten, como se discutió anteriormente. Se encontró que la entrada de calor óptima a lo largo de la longitud de la línea de transferencia es lograda con un diseño de modo que la temperatura del medio de calentamiento (o la temperatura de la pared interna de la línea) es mayor en la entrada a la línea que a su salida. En consecuencia, como la fracción de vapor en la corriente que con tiene polímero aumenta a medida que pasa a lo largo de la línea, se prefiere que la temperatura del medio de calentamiento (o la temperatura de la pared interna de la línea) se disminuya. Esto puede ser hecho de manera gradual continuamente, o en un número de pasos discretos por medio de secciones de diferente temperatura. Sin embargo se prefiere más una chaqueta que opera a diferentes temperaturas en diferentes partes de la línea, usualmente por tener suministros independientes de los medios de calentamiento para cada sección donde se requiere una temperatura diferente.

En una realización preferida de la invención, la línea de transferencia es calentada por una tubería concéntrica que usa vapor como medio de calentamiento. La temperatura de salida de la línea de transferencia es preferiblemente controlada usando la rata de flujo del vapor: para una temperatura de vapor dada esto tiene el beneficio que permite controlar la temperatura de pared de la línea de transferencia, para asegurar una temperatura baja en ratas de flujo bajas de vapor de polímero y una temperatura más alta en ratas de flujo más altas cuando las velocidades son más altas.

Una forma de incrementar adicionalmente la temperatura de la corriente que contiene polímero por sí misma en la salida de la línea de transferencia (aparte de incrementar la salida de energía en el calentador), es incrementar el contenido sólido de la corriente. Esto puede ser hecho incrementando el contenido sólido de la corriente extraída del reactor de polimerización y/o usando un artefacto de concentración sólida corriente arriba de la línea de transferencia. Los sólidos pueden llevar más calor que los componentes líquidos o gaseosos de la corriente, por lo tanto requiriendo una entrada más baja del calentador de la línea de transferencia con el fin de lograr la temperatura deseada.

Es una realización preferida de la presente invención, el uso, corriente arriba de la línea de transferencia, de un artefacto de concentración sólida con un flujo de diluente corriente arriba (como se describió en el documento EP1118624), y permite la concentración de monómeros en la línea de transferencia que va a ser minimizada, por lo tanto reduciendo el riesgo de obstrucción.

Se prefiere que la tubería sea separable fácilmente a lo largo de la longitud del calentador para facilitar la limpieza. Preferiblemente es embridada en intervalos de 5-15 m. En este caso cuando el calentamiento es efectuado usando una chaqueta que contiene un fluido de calentamiento, se prefiere que el fluido de calentamiento no cubra ninguna brida.

Con el fin de maximizar la transferencia de calor en la corriente que contiene polímero, la tubería está preferiblemente hecha de un material que tiene una conductividad térmica mayor de 30 $Wm^{-2}K^{-1}$, preferiblemente mayor de 40 $Wm^{-2}K^{-1}$. La tubería típicamente no tiene costuras, aunque se prefieren tuberías de costuras soldadas donde se requiere transferencia de calor alta.

Se prefiere que toda corriente que contiene polímero que sale del reactor de polimerización se pase a través de una línea de transferencia individual, particularmente en el inicio o en tiempos cuando la velocidad en la salida de un calentador individual es menos de 50 a 60 m/s. Tal línea de transferencia puede ser alimentada por una o más líneas de extracción del reactor. La extracción de corriente del reactor puede estar concentrada, preferiblemente por medios gravitacionales o centrífugos, lo más preferiblemente usando un hidrociclón, antes de pasarla a través de la línea de transferencia. Sin embargo también está dentro del alcance de esta invención proporcionar líneas de transferencia paralelas múltiples para aceptar la corriente que contiene polímero, cada uno de los cuales está dispuesto de acuerdo con la invención. En consecuencia un aspecto adicional de la invención proporciona un

proceso para calentar una corriente que contiene polímero que es transferida de un reactor de polimerización que está incrementando su rata de producción a un contenedor de desgasificación, que comprende

a) pasar la corriente a través de un primer calentador o calentadores cada uno comprendiendo una línea de transferencia para la corriente y medios para el calentamiento de la línea de transferencia, y que aumentan la rata de flujo de la corriente preferiblemente mientras se mantiene la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida de cada calentador encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de cada línea de transferencia debajo del punto de reblandecimiento del polímero, y después

b) pasar parte de la corriente a través de un calentador adicional dispuesto en paralelo a un primer calentador, dicho calentador adicional también comprende una línea de transferencia para la corriente y medios para el calentamiento de la línea de transferencia, preferiblemente mientras se mantiene la temperatura de la corriente que contiene polímero a la salida de todos los calentadores encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de todas las líneas de transferencia debajo del punto de reblandecimiento del polímero.

Un aspecto relacionado de la invención proporciona un proceso para calentar una corriente que contiene polímero que es transferido de un reactor de polimerización a un contenedor de desgasificación, que comprende a) pasar la corriente través de al menos dos calentadores dispuestos en paralelo y cada uno comprendiendo una línea de transferencia para la corriente y medios para calentar la línea de transferencia, preferiblemente mientras mantiene la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida de cada calentador anterior encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de cada línea de transferencia, debajo del punto de reblandecimiento del polímero, y disminuyendo la rata de flujo de la corriente hasta que la velocidad en la salida de los calentadores cae debajo de 40 m/s, y después b) apagar uno de los calentadores y pasar la corriente únicamente a través del calentador o calentadores restantes.

En una realización alternativa, se desvía parte de la corriente a través de un calentador adicional dispuesto en paralelo al primer calentador ya sea si V_o/V_i, cae en o debajo del mínimo deseado (usualmente 0.8, preferiblemente 1.3), o alternativamente si la caída de presión a lo largo de la línea de transferencia por longitud unitaria excede el máximo deseado (usualmente 0.2 bar, preferiblemente 0.1 bar), dicho calentador adicional que comprende también una línea de transferencia para la corriente y medios para calentar la línea de transferencia. En esta realización también, la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida de todos los calentadores es preferiblemente mantenida encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura del corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de todas las líneas de transferencia debajo del punto de reblandecimiento del polímero.

En tal realización de la invención de un calentador paralelo, no todas las líneas de transferencia pueden ser requeridas en servicio en cualquier momento. En una realización adicional el reactor de polimerización tiene una pluralidad de líneas de extracción, cada una de las cuales tiene su propia línea de transferencia. La invención también incluye dentro de su alcance el uso de artefactos de concentración de sólidos individuales o paralelos, con la disposición habitual de estar uno de los artefactos de concentración de sólidos localizado corriente arriba de cada línea transferencia.

En la realización del calentador paralelo, se prefiere que cuando al menos dos calentadores están operando, la velocidad de corriente promedio a través de cualquier sección transversal de cada línea de transferencia del calentador, es mantenida entre 2 y 100 m/s, más preferiblemente entre 10 y 70 m/s.

El desempeño de cada línea de transferencia puede ser monitoreado usando parámetros que incluyen el flujo de vapor en la chaqueta de calentamiento o posición de la válvula de vapor para medir la entrada de calor (obligada) a la corriente, la diferencia de presión a través de salida de válvula de presión del calentador y el reactor para medir el flujo o proporción de flujo en cada línea transferencia, la relación entre el flujo de vapor y la temperatura de salida para cada calentador, balance de masa del reactor para calcular el flujo total en todos los reactores, y la diferencia y el punto de rocío de la corriente de proceso. Las caídas de presión a través de la línea de transferencia de cada calentador son preferiblemente de manera esencial las mismas como en la realización del calentador individual, como se describieron anteriormente.

Cuando se opera más de una línea transferencia (calentador) en paralelo, menores diferencias en las condiciones de instalación y operación de la línea de transferencia y el equipo de corriente arriba y corriente abajo y la tubería, pueden resultar en que la línea de transferencia tiene flujos no balanceados de pasta (cargas). Sin corrección esto puede resultar en que las líneas de transferencia necesiten ser destinadas o no destinadas más seguido con el fin de mantener cada una dentro del rango de operación correcto. Para evitar esto, se prefiere que la carga de pasta en cada línea de transferencia sea balanceada automáticamente primero determinando el flujo de la pasta a través de cada línea de transferencia, después calculando el flujo promedio de todas las línea de transferencia, y esto es aplicando una polarización para una válvula de control corriente arriba de cada línea de transferencia para ajustar la

rata de alimentación con el fin de traer la carga de la pasta de cada línea transferencia al valor promedio. Preferiblemente esto es logrado usando el flujo de vapor de la chaqueta que rodea cada línea de transferencia (es decir la cantidad de calor aplicado a cada línea de transferencia) como un medio para determinar el flujo de pasta a través de cada línea de transferencia, ya que el flujo de vapor es controlado para lograr la temperatura requerida en la salida de la línea de transferencia, y se determina la temperatura de salida por el flujo de la pasta a través de cada línea de transferencia. El promedio de flujo de vapor a la línea de transferencia es entonces calculado y se aplica una polarización a una válvula de control corriente arriba de cada línea de transferencia para ajustar la rata de alimentación con el fin de traer la carga de cada línea de transferencia, medido por el flujo de vapor, con el valor promedio. La función de control primaria de las válvulas de alimentación a todas las líneas de transferencia es para controlar la presión del reactor mediante la manipulación de la alimentación general del reactor a cada línea de transferencia. Así todas las válvulas de control operan en paralelo, abriendo y cerrando juntas, con el control del equilibrio superpuesto en esta acción para equilibrar la carga en la línea de transferencia.

La carga de la pasta en la línea de transferencia puede ser determinada alternativamente por otros medios descritos previamente, tales como flujo/velocidad o caída de presión. La alimentación general a la línea de transferencia puede ser controlada directamente por presión del reactor o por control de flujo.

Un calentador desconectado disponible debe ser destinado cuando los indicadores escogidos del desempeño del calentador indican que al menos uno de los calentadores encendidos está en 95%, preferiblemente 90%, y lo más preferiblemente 80% o más de capacidad. Cuando dos o más calentadores son operados en paralelo, uno de ellos debe ser pagado cuando al menos uno de ellos está operando en menos de 60%, preferiblemente menos de 40% de capacidad máxima. Un indicador simple de capacidad de calentador es la salida de la válvula de control de vapor del calentador, que controla la entrada de vapor en la chaqueta que rodea al calentador y por lo tanto al suministro de calor del calentador: así un calentador desconectado adicional es preferiblemente destinado cuando la válvula a cualquier sección de calentamiento principal es superior a 90% abierta.

En ambas realizaciones del calentador individual y del calentador paralelo múltiple, la rata de flujo de la corriente que contiene polímero extraída del reactor de polimerización es preferiblemente controlada usando una presión o válvula de control de flujo, lo más preferiblemente localizada entre un artefacto de concentración de sólidos y la entrada al calentador de la línea de transferencia. La válvula de control es diseñada para tener una caída de presión entre 45% y 90%, lo más preferiblemente 50% y 80%, de la caída de presión entre el reactor y la entrada al primer contenedor corriente abajo. La línea de transferencia calentada es preferiblemente adicional para tener una caída de presión entre 5% y 75%, lo más preferiblemente entre 10 y 35%, de la caída de presión entre el reactor y la entrada al contenedor de desgasificación. La proporción de la caída de presión a través de la válvula de control de la caída de presión a través del calentador está entre 0.8 y 5, lo más preferiblemente entre 1 y 2.

La corriente que contiene polímero puede contener un componente de vapor así como un componente líquido. Típicamente la fracción del componente fluido de la corriente que contiene polímero en la entrada del calentador varía desde 5 a 60 % de mol. En una realización preferida de la presente invención donde hay presión o válvula de control del flujo corriente arriba del calentador, la fracción de vapor de la corriente en la entrada del calentador está entre 25 y 60 % de mol. La fracción de vapor del componente fluido de la corriente en la salida del calentador puede variar desde 70 a 100 % de mol, es típicamente 95-100 % de mol, lo más preferiblemente mayor de 99 % de mol.

Está invención puede ser aplicable a cualquier proceso de polimerización (por ejemplo fase de gas, pasta, o solución) que contiene una corriente de polímero que necesita ser calentada para volatilizar líquido durante la despresurización.

Los procesos para la copolimerización de olefina en la fase de pasta son bien conocidos en la técnica. Tales procesos pueden ser conducidos por ejemplo por introducción del monómero y comonómero en un tanque de agitación o reactor en circuito continuo que comprende poliolefina y catalizador para la polimerización. El reactor es típicamente controlado para lograr un índice de fundición deseado y densidad para el polímero en una producción óptima y temperatura.

Los procesos de polimerización de pasta de polietileno típicamente extraen polímero del reactor de polimerización con cantidades significativas de hidrocarburos, la presente invención es por lo tanto particularmente relevante para tales procesos. La pasta en tales reactores típicamente comprende el polímero en partículas, los diluentes de hidrocarburos, comonómeros, catalizadores, terminadores de cadena tales como hidrógeno y otros aditivos del reactor. En particular la pasta comprenderá 20-75, preferiblemente 30-70 porcentaje ponderado basado en el peso total de la pasta del polímero en partículas y 80-25, preferiblemente 70-30 porcentaje ponderado basado en el peso total de la pasta del medio suspendido, donde el medio suspendido es la suma de todos los componentes fluidos en el reactor y comprende el diluente, monómero de olefina y cualquier aditivo; el diluente puede ser un diluente inerte o puede ser un diluente reactivo tal como un monómero de olefina líquido. Donde el diluente principal es un diluente inerte, el monómero de olefina típicamente comprende 2-20 % en peso, más particularmente 4-10 % en peso de la pasta.

La polimerización se lleva a cabo típicamente a temperaturas en el rango de 50-125°C y a presiones en el rango de 1-100 bara. El catalizador usado puede ser cualquier catalizador usado típicamente para polimerización de olefina tal como catalizadores de óxido de cromo, Ziegler-Natta o de tipo metaloceno. La pasta de producto que comprende polímero y diluente, y en la mayoría los casos el catalizador, monómero de olefina y comonómero puede ser descargado intermitentemente o continuamente, opcionalmente usando artefactos de concentración tales como hidrociclones o patas de sedimentación para minimizar la cantidad de fluidos extraídos con el polímero.

La invención está particularmente relacionada con polimerización en un reactor en circuito donde la pasta es circulada en el reactor típicamente por medio de una bomba o agitador. Los reactores de circuito rellenos de líquido son particularmente bien conocidos en la técnica y son descritos por ejemplo en los documentos US 3152872, US 3242150 y US 4613484. El reactor en circuito es de una construcción tubular continua que comprende al menos dos, por ejemplo cuatro, secciones verticales y al menos dos, por ejemplo cuatro secciones horizontales. El calor de la polimerización es típicamente eliminado usando intercambio indirecto con un medio de enfriamiento, preferiblemente agua, en chaquetas que rodean al menos parte del reactor en circuito tubular. El volumen del reactor en circuito puede variar pero esta típicamente en el rango de 20 a 170 m^3.

En plantas comerciales, el polímero en partículas es separado del diluente en una manera tal que el diluente no es expuesto a contaminación de tal modo que permite el retorno del diluente a la zona de polimerización con mínima si acaso cierta purificación. Separar el polímero en partículas producido por el proceso de la presente invención del diluente típicamente puede ser por cualquier método conoció en la técnica, por ejemplo puede implicar ya sea (i) el uso de patas de sedimentación vertical discontinua de modo que el flujo de la pasta a través de la abertura por lo tanto proporciona una zona donde las partículas de polímero pueden instalarse en cierta extensión del diluente o (ii) extracción de productos continuos a través de puertos de extracción individual o múltiple, la locación de los cuales puede estar en cualquier parte del reactor en circuito pero está usualmente adyacente al extremo corriente bajo de una sección horizontal del circuito. Como se discutió anteriormente, la operación de reactores de diámetro grande con concentraciones sólidas altas en la pasta minimizan la cantidad de la extracción de diluente principal del circuito de polimerización. El uso de artefactos de concentración en la extracción de pasta de polímero tal como hidrociclones (individuales o en el caso de hidrociclones múltiples en paralelo o en serie) mejora adicionalmente la recuperación del diluente en una forma eficiente de energía ya que se evita la reducción de presión significativa y la vaporización del diluente recuperado.

La pasta de polímero extraída, y preferiblemente concentrada, está usualmente despresurizada antes de ser transferida a través del calentador de la presente invención a un contenedor primario de vaporización instantánea.

Los vapores de diluente y cualquier monómero recuperados en el contenedor primario de vaporización instantánea son típicamente condensados, preferiblemente sin recompresión, y reusados en el proceso de polimerización. La presión del contenedor de vaporización instantánea es usualmente controlada para permitir la condensación con un medio de enfriamiento fácilmente disponible (por ejemplo agua de enfriamiento) de esencialmente todos los vapores instantáneos antes de cualquier recompresión. La presión en dicho contenedor de vaporización instantánea está generalmente en el rango de 2-25 bara, más típicamente 5-20 bara y más usualmente 6-11 bara. El material sólido recuperado del contenedor de vaporización instantánea es usualmente pasado a un contenedor secundario de vaporización instantánea para eliminar residuales volátiles. Alternativamente la pasta puede ser pasada a un contenedor de vaporización instantánea de presión más baja que en el contenedor primario mencionado anteriormente de tal modo que se necesita recompresión para condensar el diluente recuperado. Se prefiere el uso de un contenedor de vaporización instantánea de presión alta.

Más específicamente, un ejemplo del tipo de proceso de polimerización por el que la invención es particularmente útil es la polimerización continua de olefinas, preferiblemente mono-olefinas alfa, en una zona de reacción, preferiblemente un circuito cerrado tubular elongado. Las olefinas son continuamente añadidas a, y contactadas con, un catalizador en un diluente de hidrocarburo. Los monómeros se polimerizan para formar una pasta de polímero sólido en partículas suspendido en el medio de polimerización o diluente. La rata de extracción del producto de polímero es controlada por una válvula corriente arriba del calentador de la invención.

La concentración de sólidos en la pasta en el reactor estarán típicamente encima de 20 % en volumen, preferiblemente de manera aproximada 30 % en volumen, por ejemplo 20-40 % en volumen, preferiblemente 25-35 % en volumen donde el % en volumen es [(volumen total de la pasta -volumen del medio suspendido)/(volumen total de la pasta)]x100. La concentración de sólidos medida como porcentaje en peso, que es equivalente a la medida como porcentaje en volumen, variará de acuerdo con el polímero producido pero más particularmente de acuerdo con el diluente usado. Donde el polímero producido es polietileno y el diluente es alcano, por ejemplo isobutano, se prefiere que la concentración de sólidos esté por encima de 30 % en peso, en particular encima de 40 % en peso, por ejemplo en el rango de 40-60 % en peso, preferiblemente 45-55 % en peso, basada en el peso total de la pasta. Se ha encontrado que para cargas sólidas altas, particularmente encima de 40 % en peso, la extracción de producto fiable y calentamiento entre el reactor de polimerización y el contenedor de desgasificación (como se evidenció por obstrucción, variaciones de flujo y/o transferencia de calor) pueden ser mantenidas dentro de los límites de operación aceptables por uso del calentador de la invención.

Este tipo proceso puede opcionalmente ser llevado a cabo en un sistema de reactor múltiple. El segundo o cualquier reactor posterior del sistema de reactor múltiple puede ser otro reactor en circuito o cualquier reactor para la polimerización de olefinas, por ejemplo el reactor de lecho fluidizado. Sin embargo, usualmente el segundo o cualquier reactor posterior del sistema de reactor múltiple es otro reactor en circuito. Tales sistemas de reactores múltiples pueden ser usados para hacer polímeros monomodales o multimodales, preferiblemente multimodales.

En el caso de reactores múltiples en serie, un primer reactor de la serie es suministrado con catalizador o prepolímero y opcionalmente el cocatalizador en adición al diluente y monómero, y cada reactor posterior es suministrado con, al menos, monómero, en particular etileno y con la suspensión que surge de un reactor precedente de la serie, esta mezcla que comprende el catalizador y una mezcla de polímeros producidos en un reactor precedente de la serie. Es posible suministrar un segundo reactor y/o, si es apropiado, al menos uno de los reactores posteriores con catalizador fresco y/o cocatalizador. Sin embargo, es más común introducir el catalizador y el cocatalizador exclusivamente en un primer reactor.

En el caso donde la planta comprende al menos dos reactores en serie, el polímero de índice de fundido más alto y el polímero de índice de fundido más bajo pueden ser producidos en dos reactores adyacentes o no adyacentes en la serie. Se mantiene el hidrógeno a (i) una concentración baja (o cero) en los reactores de la fabricación de los componentes de peso molecular alto, por ejemplo porcentajes de hidrógeno que incluyen entre 0-0.1 % en volumen y en (ii) una concentración muy alta en los reactores de la fabricación de componentes de peso molecular bajo por ejemplo porcentajes de hidrógeno entre 0.5-2.4 % en volumen. Los reactores pueden ser operados igualmente para producir esencialmente el mismo índice de fundido de polímero en reactores sucesivos.

Cuando tales sistemas de reactores producen polímeros de pesos moleculares menores de 50 kDaltons o mayores de 150 kDaltons se han observado en el pasado problemas particulares con la obstrucción del reactor y aglomeración en el calentador entre el reactor de polimerización y el contenedor de desgasificación. Estos polvos pueden ser acentuados por concentraciones sólidas altas de polímeros en el calentador. Este es otro problema que puede ser mejorado mediante el uso del calentador de la presente invención.

Ejemplo 1

Un reactor de polimerización que polimeriza comonómero de etileno y hexeno en diluente de isobutano es operado a 41 bar de presión y temperatura de 95°C. Esta descarga una corriente que contiene polímero que está en la forma de una pasta, el componente líquido que esencialmente comprende 91 % de mol de isobutano, 8 % de mol de etileno no reaccionado y 1 % de mol de hexeno. El contenido de sólidos de la pasta es aproximadamente 40 % en peso, que comprende polietileno que tiene una densidad de 940 kg/m^3 y también algún catalizador no usado. Éstas son las mismas condiciones del ejemplo 1.

La pasta del reactor pasa a través de una válvula de control de presión para bajar la presión, antes de entrar al calentador de la invención. Las condiciones en la entrada al calentador son:

Temperatura: 82.4°C

Presión Pi: 17.4 bara

Velocidad Vi: 10.7 ms^{-1}

Número de Reynolds: 1.72 millones

Concentración de sólidos de 40 % en peso; de la fase fluida restante, 40 % en peso es vapor and 60 % en peso de líquido.

El calentador tiene 187 m en longitud y comprende 3 secciones rectas y verticales cada una de 58 m de longitud, que están conectadas por codos de 180°; los codos juntos contribuyen 13 m de la longitud total y no son calentados. Todas las secciones tienen un diámetro interno de 78 mm y un espesor de pared de 5.5 mm, dando un valor de L/D_{ave} de aproximadamente 2397. La conductividad térmica de la pared de la tubería completa es 46.4 W/mK. El elemento calentador está en la forma de tubos exteriores concéntricos que se extienden a lo largo de cada una de las secciones de 26 m, a través de las cuales es pasado el vapor desupercalentado.

La pasta pasa a través del calentador a una rata de 15 tonelada/hora. La longitud y diámetro de la tubería, la entrada de calor en el calentador desde el medio de calentamiento a la pasta, y la velocidad y contenidos sólidos iniciales de la pasta son calculados para asegurar que la transferencia de calor a la pasta durante su paso a través del calentador es suficiente para asegurar que la fase líquida es vaporizada enteramente para el momento en el que la pasta sale del calentador. La pasta sale del calentador a una temperatura de 76°C, una presión P_o de 9 bara y una velocidad V_o de 63.3 m/s (V_o/V_i = 5.9), con un número de Reynolds de 3.3 millones. Esto equivale a una caída de

presión a través del calentador de 0.045 bar/m. A esta presión, el punto de rocío del vapor puede ser aproximadamente 60.8°C, de modo que la corriente está 15°C encima del punto de rocío, y el líquido es completamente vaporizado sin peligro de ninguna condensación del vapor a medida que sale el calentador.

La temperatura de pared interna del calentador está entre 89°C y 93°C a lo largo de la longitud del calentador; este se compara con un punto de reblandecimiento del polímero de aproximadamente 128°C. El coeficiente de transferencia de calor del vapor a la pasta a través de la pared del calentador es calculado como 984 W/m^2K.

Ejemplo 2

En este ejemplo, el calentador tiene una proporción L/D_{ave} más baja, pero también un diámetro creciente.

A un reactor de polimerización que polimeriza comonómero de etileno y hexeno en diluente de isobutano es operado a 40 bar de presión y temperatura de 95°C. Este descarga una corriente que contiene polímero que está en la forma de una pasta, el componente líquido que esencialmente comprende 91 % de mol de isobutano, 8 % de mol de etileno no reaccionado y 1 % de mol de hexeno. El contenido de sólidos de la pasta es aproximadamente 40 % en peso, que comprende polietileno que tiene una densidad de 940 kg/m^3 y también algún catalizador no usado.

La pasta del reactor primero pasa a través de un hidrociclón para concentrar los sólidos a 50 % en peso y después una válvula de control de presión para bajar la presión, antes de entrar al calentador de la invención. Las condiciones en la entrada al calentador son:

Temperatura: 76°C

Presión Pi: 14.4 bara

Velocidad Vi: 16.6 ms^{-1}

Número de Reynolds: 2 millones

Concentración de sólidos de 50 % en peso; de la fase fluida restante, 40 % en peso es vapor and 60 % en peso de líquido.

El calentador tiene 152 m en longitud y comprende 5 secciones rectas y verticales cada una de 26 m de longitud, que están conectadas por codos de 180°; los codos juntos contribuyen 22 m de la longitud total. Cada una de las primeras tres secciones tiene un diámetro interno de 78 mm mientras cada una de las dos secciones restantes tiene un diámetro interno de 102 mm. El incremento individual en el diámetro ocurre en la salida del codo que conecta la tercera y cuarta sección. Así el calentador tiene un valor de D_o/D_i de 1.33 y un valor de L/D_{ave} de aproximadamente 1730. El espesor de la pared de la tubería de diámetro 78 mm es 5.5 mm, y el espesor de la pared de la tubería de diámetro 102 mm es 6.0 mm. Como en el ejemplo 1 la conductividad térmica de toda la pared de la tubería es 46.4 W/mK, y el elemento calentador está en la forma tubos exteriores concéntricos que se extienden a lo largo de cada una de las secciones rectas de 58 m, a través de las cuales es pasado el vapor desupercalentado.

La pasta pasa a través del calentador a una rata de 20 tonelada/hora. La longitud y diámetro de la tubería, la entrada de calor al calentador, y la velocidad y contenidos sólidos iniciales de la pasta son calculados para asegurar que la transferencia de calor a la pasta durante su paso a través del calentador es suficiente para asegurar que la fase líquida es vaporizada enteramente para el momento en el que la pasta sale del calentador. La pasta sale del calentador a una temperatura de 80°C, una presión P_o de 10 bara y una velocidad V_o de 30 m/s (V_o/V_i = 1.78), con un número de Reynolds de 2.7 millones. Esto equivale a una caída de presión a través del calentador de 0.03 bar/m. A esta presión, el punto de rocío del vapor puede ser aproximadamente 65°C, de modo que la corriente está 15°C encima del punto de rocío, y el líquido es completamente vaporizado sin peligro de ninguna condensación del vapor a medida que sale el calentador.

La temperatura de pared interna del calentador está entre 89°C y 93°C a lo largo de la longitud del calentador; este se compara con un punto de reblandecimiento del polímero de aproximadamente 128°C. El coeficiente de transferencia de calor del vapor a la pasta a través de la pared del calentador es calculado como 600 W/m^2K.

REIVINDICACIONES

1. El proceso para calentar una corriente que contiene un polímero es transferida desde un reactor de polimerización a un contenedor de desgasificación que opera a una presión entre 6 bara y 12 bara, que comprende el paso de la corriente a través de un calentador que comprende una línea de transferencia para la corriente y medios para calentar la línea de transferencia, en el que la proporción de la velocidad de la corriente en la salida de los calentadores a la de entrada, V_o/V_i, al menos 1.1, el área de transferencia de calor especifica total de la línea transferencia es de al menos 0.5 m^2 por tonelada/h de producción del polímero, y la caída de presión a través de la longitud del calentador es menor de 0.5 bar por tonelada/h de polímero, de tal modo que al menos 90 % de mol de la extracción de fluidos de hidrocarburos de la operación del reactor de polimerización son vaporizados antes de la entrada al contenedor de desgasificación.

2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la línea transferencia de la corriente es de al menos 20 m en longitud, la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida del calentador está por encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura de la corriente a lo largo de la longitud de la línea de transferencia se mantiene debajo del punto de reblandecimiento del polímero, donde el punto de reblandecimiento del polímero es definido como la temperatura de reblandecimiento Vicat de acuerdo con ASTM D1525, ISO 306 bajo una carga de 10 N.

3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 o 2 en el que el reactor de polimerización está aumentando su rata de producción, que comprende a) pasar la corriente que contiene polímero a través de un primer calentador o calentadores cada uno comprendiendo una línea de transferencia para la corriente y medios para el calentamiento de la línea de transferencia, y que aumentan la rata de flujo de la corriente mientras se mantiene la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida de cada calentador encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura la corriente a lo largo de la longitud de cada línea de transferencia debajo del punto de reblandecimiento del polímero, y después b) pasar parte de la corriente a través de un calentador adicional dispuesto en paralelo a un primer calentador, dicho calentador adicional también comprende una línea de transferencia para la corriente y medios para el calentamiento de la línea de transferencia, mientras se mantiene la temperatura de la corriente que contiene polímero a la salida de todos los calentadores encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de todas las líneas de transferencia.

4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 3, el que parte de la corriente es pasada a través de dicho calentador adicional cuando al menos uno de los calentadores encendidos está en 80% o más de capacidad máxima.

5. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 o 2, que comprende a) pasar la corriente que contiene polímero a través de al menos dos calentadores dispuestos en paralelo y cada uno comprendiendo una línea de transferencia para la corriente y medios para calentar la línea de transferencia, mientras se mantiene la temperatura de la corriente que contiene polímero en la salida de cada calentador por encima del punto de rocío de la corriente, y la temperatura de corriente a lo largo de la longitud de cada línea de transferencia debajo del punto de reblandecimiento del polímero, y disminuyendo la rata de flujo de la corriente hasta que la velocidad en la salida del calentador caiga debajo de 40 m/s, y después b) apagar uno de los calentadores y pasa la corriente únicamente través del calentador o calentadores restantes.

6. El proceso de acuerdo con la reivindicación 5, en el que uno de los calentadores es apagado cuando al menos uno de ellos está operando en menos de 60%, preferiblemente menos de 40% de capacidad más.

7. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en la que la temperatura de la corriente que contiene polímero en la, o cada, salida del calentador es 5-20°C, preferiblemente 10-15°C, encima del punto de rocío de la corriente.

8. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que la temperatura de la superficie interna de la, o cada línea de transferencia en cualquier punto a lo largo de su longitud es mantenida debajo del punto de reblandecimiento del polímero.

9. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que la temperatura de la corriente en cualquier punto a lo largo de la longitud de la, o cada línea de transferencia, y opcionalmente también la superficie interna de la, o cada línea de transferencia en cualquier punto a lo largo de su longitud, es mantenida a 10°C o más baja que el punto de reblandecimiento del polímero, preferiblemente 20°C o más que el punto de reblandecimiento.

10. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, el que la salida de la, o cada línea de transferencia está vinculada directamente o indirectamente a contenedor de desgasificación.

11. El proceso de acuerdo con la reivindicación 10, el que la entrada de la, o cada línea de transferencia está vinculada directamente con un reactor de polimerización.

12. El proceso de acuerdo con la reivindicación 11, en el que la caída de presión en el, o cada calentador está entre 5% y 50%, preferiblemente entre 10 y 35%, de la caída de presión total entre el reactor de polimerización y la entrada al contenedor de desgasificación.

13. El proceso de acuerdo con la reivindicación 11 o 12, en el que antes de entrar en el o cada calentador, la corriente que contiene polímero pase a través de una válvula de control de presión que introduce una caída de presión entre 45% y 90%, preferiblemente 60% y 80%, de la caída de presión total entre el reactor de polimerización y la entrada al contenedor de desgasificación.

14. El proceso de acuerdo con la reivindicación 13, en el que la proporción de la caída de presión a través de la válvula de control de presión a la caída de presión a través del o cada calentador está entre 0.1 y 2, preferiblemente entre 0.2 y 0.5.

15. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 11 a 13, en el que la corriente que contiene polímero en el o cada calentador de tal forma que al menos 98 % de mol de los fluidos de hidrocarburos extraídos del reactor de polimerización son vaporizados antes de entrar al contenedor de desgasificación.

16. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 9 a 15, en el que la extracción de la corriente del reactor es concentrada antes de pasar a través del o cada calentador, preferiblemente usando un hidrociclón.

17. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 11 a 16, en el que la corriente que contiene polímero es extraída continuamente del reactor de polimerización.

18. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que la presión P_i en la o cada entrada del calentador es 5-30 bara, preferiblemente 10-25 bara.

19. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que la presión P_o en la o cada salida del calentador es 5-12 bara, preferiblemente 7-11 bara.

20. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que la caída de la presión a través de la o cada línea de transferencia por longitud unitaria está entre 0.01 bar/m y 0.2 bar/m, preferiblemente entre 0.0125 bar/m y 0.04 bar/m.

21. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que la velocidad de entrada V_i es al menos 2 m/s, preferiblemente al menos 5 m/s y más preferiblemente al menos 8 m/s.

22. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en que la velocidad de salida V_o es menor de 80 m/s, preferiblemente menor de 70 m/s.

23. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que el número de Reynolds en cualquier punto dentro de la línea transferencia del o cada calentador es siempre mayor de 500000, preferiblemente entre 1.8 millones y 5 millones.

24. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que el contenido de sólidos de la corriente que contiene polímero cuando entra al o cada calentador está entre 35 % en peso to 70 % en peso, lo más preferiblemente entre 50 % en peso y 65 % en peso.

25. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente, en el que la corriente que contiene polímero contiene polímero activo.

26. El proceso de acuerdo con cualquier reivindicación precedente en el que el o cada calentador es dispuesto en la forma de líneas de transferencia paralelas múltiples, cada una de las cuales es adaptada para aceptar la corriente que contiene polímero.

27. El proceso de acuerdo con la reivindicación 26, en el que el flujo de corriente que contiene polímero a través de cada línea transferencia es balanceando determinando primero el flujo de la pasta a través de cada línea transferencia, después calculando el flujo promedio a todas las líneas de transferencia, y después aplicando una polimerización para una válvula de control corriente arriba de cada línea de transferencia para ajustar la rata de alimentación con el fin de traer la carga de la pasta de cada línea transferencia al valor promedio.

28. El proceso de acuerdo con la reivindicación 27, en el que el flujo de la pasta a través de cada línea transferencia es determinado midiendo el flujo de vapor a la chaqueta de calentamiento que rodea cada línea de transferencia.