

(19)



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS
ESPAÑA



(11) Número de publicación: **2 938 584**

(51) Int. Cl.:

C10G 1/00 (2006.01)

C10B 47/30 (2006.01)

C10G 1/10 (2006.01)

(12)

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

(86) Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **15.02.2013 PCT/US2013/026412**

(87) Fecha y número de publicación internacional: **22.08.2013 WO13123377**

(96) Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **15.02.2013 E 13749308 (6)**

(97) Fecha y número de publicación de la concesión europea: **18.01.2023 EP 2814909**

(54) Título: **Aparato de pirólisis delineado por zonas, de etapa dual**

(30) Prioridad:

15.02.2012 US 201261599206 P

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

12.04.2023

(73) Titular/es:

**NESTE OYJ (100.0%)
Keilaranta 21
02150 Espoo, FI**

(72) Inventor/es:

ULLOM, WILLIAM

(74) Agente/Representante:

LINAGE GONZÁLEZ, Rafael

ES 2 938 584 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

Aparato de pirólisis delineado por zonas, de etapa dual

5 Antecedentes de la invención

La presente invención se refiere a un aparato mejorado para la conversión de desechos poliméricos en entornos de procesos sucesivos, en forma sólida y/o líquida, descritos en el presente documento indistintamente como material hidrocarbonáceo, desecho polimérico y/o material polimérico, en productos de hidrocarburo condensables, no condensables y sólidos. Los productos de hidrocarburo condensables incluyen petróleo sintético y una variedad de sus fracciones que incluyen, entre otros, petróleo crudo dulce ligero, aditivos de combustible, aceite base, cera blanda, cera de parafina, cera microcristalina y condensado dominado por hidrocarburos aromáticos de petróleo. El producto de hidrocarburo no condensable es un gas. Los productos de hidrocarburo sólidos incluyen material carbonizado finamente dividido. En particular, la invención es un aparato delineado por zonas mejorado que incorpora fuerza de cizallamiento además de calor en su primera etapa, más un reactor térmico de gran volumen en su segunda etapa. Tiene la capacidad de producir simultáneamente múltiples productos, uno de los cuales, una cera dura, se produce a partir del aparato a temperaturas más bajas que las temperaturas típicas de conversión de pirólisis.

La conversión de polímeros de desecho para obtener productos finales útiles a través de la pirólisis ha sido un objetivo buscado por muchos, durante muchos años. El estado de la técnica que implica la descomposición pirolítica de polímeros se basa en gran medida en procesos por lotes, semilotes o lotes en serie limitados en aplicaciones comercialmente viables por su complejidad operativa y su incapacidad para procesar continuamente desechos poliméricos mezclados, mal clasificados y/o contaminados sin ensuciamiento. Muchos afirman que los procesos por lotes en serie compuestos por una serie de reactores por lotes que funcionan progresivamente en una secuencia establecida son "continuos" simplemente porque algún producto está siendo descargado constantemente desde uno o más puertos de salida conectados a los reactores por lotes mediante un colector u otra configuración de salida adecuada. Los procesos de conversión de polímeros incluyen los procesos primarios de despolimerización química, gasificación con oxidación parcial y craqueo térmico, incluida la pirólisis, con o sin craqueo catalítico y reformado, así como el proceso secundario de hidrogenación.

La despolimerización química se ha limitado principalmente a la descomposición de poliésteres, por ejemplo, PET, y poliuretanos, con aplicación secundaria a poliamidas, policarbonatos y poliacetales. Este método generalmente se restringe a la descomposición de polímeros de condensación, teniendo como objetivo el rendimiento de monómeros.

La gasificación y la oxidación parcial de los polímeros de desecho tienen típicamente como objetivo la producción de mezclas de monóxido de carbono e hidrógeno, generalmente conocidas como gas de síntesis. Aunque la oxidación parcial puede ser un proceso más eficiente que la reforma de metano con vapor en términos de tamaño del reactor y tasa del proceso, la oxidación parcial produce un rendimiento de hidrógeno comparativo más bajo. Se produce poco o ningún hidrocarburo condensable.

Los procesos de craqueo térmico emplean descomposición térmica que da como resultado mezclas complejas. La temperatura de reacción, junto con los tiempos de retención molecular dentro de los respectivos rangos de temperatura deseados, es la variable de reacción más importante, que influye tanto en la conversión del polímero como en la distribución molecular de los productos de conversión. En consecuencia, el control eficiente de la temperatura de reacción y los tiempos de permanencia es de suma importancia para maximizar el rendimiento de la mezcla de productos deseada. Los procesos por lotes, semilotes y lotes en serie experimentan dificultades para lograr y mantener de manera eficiente el control de las temperaturas de reacción y los tiempos de permanencia debido a problemas que resultan, entre otras cosas, de una transferencia de calor inefficiente a través del polímero de desecho, ya que este polímero parece exhibir una conductividad térmica deficiente. A diferencia de los procesos continuos, que logran un equilibrio dinámico del proceso, manteniendo así el control de las temperaturas de reacción y los tiempos de permanencia, los procesos por lotes, semilotes y por lotes en serie se encuentran continuamente en un estado de desequilibrio, lo que plantea desafíos de control crónicos con cada ciclo del proceso y problemas agudos de ensuciamiento de reactor. Otras variables, incluidos los catalizadores, son optimizadores; aunque el craqueo catalítico y el reformado ofrecen ventajas de descomposición de polímeros a temperaturas más bajas y una tasa más alta con un control adicional sobre la calidad del producto, el craqueo catalítico plantea desafíos que incluyen la complejidad del proceso, la deposición de residuos que dificultan la actividad, el envenenamiento de los catalizadores, el alto costo de capital y funcionamiento de los reactores de catalizadores, y el costo de eliminación del catalizador gastado.

La hidrogenación es un paso básico en la refinación de petróleo y la producción petroquímica que se ha aplicado al procesamiento secundario del petróleo resultante de los procesos de craqueo térmico. Este método secundario, a menudo junto con la destilación, se emplea en la producción de combustibles a base de petróleo y cortes de procesos donde se requiere la saturación de olefinas con hidrógeno y la depuración de heteroátomos. Se entiende que el término "heteroátomo" significa cualquier átomo que no sea carbono o hidrógeno, y se ha aplicado para indicar que los átomos que no son de carbono han reemplazado al carbono en la columna vertebral de la estructura molecular o han reemplazado al hidrógeno o a los grupos alquilo unidos a la columna vertebral de la estructura molecular. Los heteroátomos típicos son nitrógeno, oxígeno, azufre, fósforo, cloro, bromo, flúor y yodo. La hidrogenación es un

proceso secundario desplegado en la refinación de petróleo y la producción petroquímica. La hidrogenación requiere mucho capital y puede tener un alto costo operativo atribuido al funcionamiento a alta presión, el costo del hidrógeno, el costo de eliminar el calor residual y otros factores.

- 5 Los sistemas y procesos de la técnica anterior no han logrado una amplia aceptación o éxito que involucre la descomposición pirolítica de polímeros y esto se ha atribuido a los altos costos operativos, la incapacidad para procesar de manera consistente las corrientes de desechos contaminados y las corrientes de desechos de composición variable, el costo prohibitivamente alto o la falta de disponibilidad en el mercado de corrientes de materia prima no contaminados, la incapacidad para controlar de manera confiable y eficiente las condiciones del proceso de temperatura y presión, la incapacidad para suministrar de manera constante cantidades adecuadas de materia prima que cumpla con las especificaciones a las plantas que requieren grandes volúmenes de material para mantener las operaciones, la incapacidad para controlar el ensuciamiento del sistema por material carbonizado, tereftálico ácido, ácido benzoico, minerales, metales y similares, los intentos de producir combustible con rangos comparativamente estrechos de especificaciones impulsadas por el mercado a partir de composiciones de materia prima muy variadas,
- 10 15 la incapacidad para controlar el contenido de heteroátomos del producto de aceite, lo que limita la aceptación de los productos en el mercado, la incapacidad para gestionar eficaz y consistentemente los problemas de seguridad atribuidos a la exposición de los trabajadores a vapores y sólidos peligrosos en cada ciclo del reactor por lotes, y la generación de desechos peligrosos, incluidos, entre otros, material carbonizado, aguas residuales y líquidos hidrocarbonados fuera de especificación.
- 20 Más específicamente, la técnica anterior que involucra procesos por lotes o semilotes debe superar los desafíos de la ineficiencia térmica para promover la conversión. Dado que los desechos poliméricos tienen una conductividad térmica deficiente, la mayoría de los sistemas de reactores por lotes se basan en alguna configuración de elementos de mezcla dentro del reactor o conjuntos complejos de cartuchos que contienen materia prima colocados en el reactor por lotes o dispositivos tubulares concéntricos que contienen materia prima sujeta a energía térmica o geometrías de transferencia de calor tubulares desplegadas dentro del cuerpo del reactor por lotes y similares, con la intención de aumentar el área superficial de la materia prima, aumentando así la exposición superficial a la energía térmica que, de otro modo, se transmite de manera deficiente a través del material que tiene una conductividad térmica deficiente. La gran cantidad de configuraciones de reactores por lotes que han buscado protección por patente es consistente con una serie de intentos de amplio espectro para resolver los desafíos de control de procesos y transferencia de calor inherentes a los sistemas de reactores por lotes. Las soluciones mecánicas y/o geométricas complejas a las limitaciones son inherentes a los reactores por lotes.
- 25 30 35 Además, la mayoría, si no todos, los reactores por lotes, ya sea individualmente o en serie, deben cargarse con materias primas hidrocarbonadas, purgarse del aire atmosférico que contiene oxígeno, calentarse a la temperatura deseada cuando se extraen los vapores del producto y luego enfriarse a una temperatura por debajo del punto de inflamación de los sólidos residuales para facilitar su eliminación. Los ciclos térmicos repetidos que experimentan estos sistemas tienen una eficiencia térmica deficiente que da como resultado un consumo excesivo de energía para completar la conversión del polímero.
- 40 45 50 55 60 65 En una realización del proceso por lotes, la patente de EE.UU. n.º 8.192.587 de Garrison et al proporciona medios limitados de control de procesos. En un reactor por lotes, todas las sustancias químicas del reactor por lotes descrito por Garrison se descomponen en momentos sucesivos en el mismo espacio tridimensional. Sin la adición de los medios geométricos complejos de Garrison para aumentar el área de superficie disponible para la transferencia de calor en un reactor por lotes mediante la circulación del fluido de transferencia de calor a través de un sistema de calentamiento sellado, el control de la temperatura sobre el corte transversal interno del reactor es deficiente debido a la baja conductividad térmica y densidades de material variables en la carga de materia prima. Tales densidades de material cambian a medida que ocurren las conversiones y la masa se elimina del reactor mediante la descarga de vapor. Además, la baja conductividad térmica de las materias primas poliméricas en un reactor por lotes, como en Garrison, incluso con fluidos de transferencia de calor internos desplegados, da como resultado diversos grados de capacidad de transferencia térmica de la materia prima en el corte transversal complejo del reactor por lotes. La complejidad adicional surge del cambio en la conductividad térmica de la materia prima a medida que cambia su composición a medida que se descompone. La ineficiencia adicional en un sistema de reactor por lotes como en Garrison resulta de la deposición de oligómeros pesados, hidrocarburos aromáticos polinucleares, asfaltinas y/o material carbonizado sobre la superficie del sistema de transferencia de calor interno y sobre la superficie del propio cuerpo del reactor, lo que ofrece un resultado incompleto de solución de conductividad térmica para la promoción de una transferencia de calor eficiente. A medida que el polímero de desecho se descompone en un reactor sin agitación, como lo describe Garrison, la deposición de material carbonizado en la superficie interna del reactor durante gran parte del ciclo del reactor promueve la formación y adsorción de hidrocarburos aromáticos y aromáticos polinucleares en la superficie del material carbonizado. A menos que esos hidrocarburos aromáticos y aromáticos polinucleares se eliminen del material carbonizado o que se evite esta adsorción, la eliminación del material carbonizado creado por el proceso por lotes puede volverse prohibitivamente costosa si se caracteriza como un desecho peligroso. Al igual que con todos los reactores por lotes, al final de cada ciclo de proceso, se debe eliminar el material carbonizado.
- Las patentes de EE.UU. n.º 5.389.961 y n.º 5.740.384 de Cha et al describen un proceso térmico continuo de dos pasos para reciclar juntos restos de neumáticos y aceites. Esta técnica anterior procesa restos de neumáticos con

- cantidades relativamente grandes de aceite de motor usado, aceite de cilindros, productos de fondo de torres de vacío y similares. Cha describe un sistema de reactor dual que funciona en serie por el que un punto de transferencia entre los dos reactores es requerido para descargar material sin reaccionar desde el primer reactor inclinado hasta el segundo reactor horizontal. Este punto de transferencia genera desafíos operativos como resultado del ensuciamiento.
- 5 Cha describe una forma de corte transversal del sistema de reactor dual que proporciona un espacio vacío abierto a través del cual los componentes del neumático sin reaccionar, incluidas las fibras de acero, podrían moverse, dicho espacio vacío abierto plantea un desafío para el transporte eficiente de materia prima hasta la inclinación del primer reactor. Cha describe operar el reactor inclinado a una temperatura creciente y operar el horizontal a una temperatura más alta para expulsar los hidrocarburos volátiles del material carbonizado.
- 10 La patente de EE.UU. n.º 5.836.524 de Wang describe un proceso que procesa desechos poliméricos sólidos y aceites lubricantes usados o aceite pesado reciclado en un solo paso continuo a temperaturas relativamente bajas. Esta técnica anterior emplea un tornillo inclinado de proceso continuo que no tiene medios para controlar la tasa de la rampa de temperatura y el control del tiempo de permanencia. Wang reconoce que el rendimiento del proceso es en función de la temperatura.
- 15 La patente de EE.UU. n.º 6.172.275 de Tadauchi et al describe un método y un aparato de pirólisis para descomponer desechos plásticos que pueden contener cloro orgánico. Tadauchi enseña el uso de zonas de calentamiento para la descomposición de plastificantes y para la decoloración de polímeros halogenados que incluyen cloruro de polivinilo (PVC), mediante los cuales los plastificantes pueden descomponerse en aceite y ácido clorhídrico, que pueden evolucionar a partir del PVC. Tanto el aceite como el ácido clorhídrico se recuperan por separado. Tadauchi describe además la condensación y el aislamiento de la cera a partir de moléculas más ligeras que pueden contener compuestos orgánicos de cloro, y la posterior pirolización de esa fracción de cera a aceite ligero. Tadauchi enseña la descomposición del plastificante y la evolución del ácido clorhídrico, señalando solo que se produce una descomposición adicional a temperaturas de 450 °C (842 °F) o superiores para producir un producto de pirólisis, que puede ser un aceite ligero dominado por 4-15 átomos de carbono. Tadauchi enseña que el material que queda después de la descomposición de los plastificantes y la recuperación del ácido clorhídrico se somete a un proceso de pirólisis que generalmente supera los 450°C (842°F). Tadauchi describe un vacío para eliminar el ácido clorhídrico del plástico y aumentar la presión del reactor coincidiendo con la pirólisis para cambiar la distribución molecular hacia moléculas más ligeras que tienen un número de carbonos de 4 a 15.
- 20 La patente de EE.UU. n.º 7.344.622 de Grispin describe lo que se denomina un proceso continuo en el que el control de la composición de los líquidos resultante de la descomposición térmica de desechos poliméricos se logra manteniendo una tasa de calentamiento lenta en ausencia sustancial de oxígeno, creando un lecho de material carbonizado que tiene un gradiente térmico. Grispin sugiere que la naturaleza del lecho de material carbonizado, el tamaño del reactor, la cantidad de carga de materia prima, la tasa de calentamiento y la exclusión sustancial de oxígeno están simultáneamente relacionados con la composición del producto. El proceso descrito por Grispin funciona al lograr una rampa de calor única controlada durante un período de tiempo óptimo en un reactor que apunta a una relación entre el volumen del reactor y la carga del reactor, para impactar en la composición del petróleo formado de ese modo. La enseñanza de Grispin es para un proceso para la producción de fracciones aromáticas que tienen números de carbono 6-12.
- 25 La patente de EE.UU. n.º 7,893,307 y la continuación correspondiente US-A-2009/007484 de Smith describe un proceso mediante el cual "materiales formables por hidrocarburos, como plásticos y otros desechos u otros materiales reciclados" se funden en un "aparato de cizallamiento viscoso" como una extrusora y se introducen en un dispositivo descrito como un reactor de "canal de cinta" en el que se hace avanzar una cinta cilíndrica de plástico fundido que tiene un área de corte transversal delgada y en el que se produce la descomposición pirolítica del plástico. La intención de este diseño es maximizar el área de superficie disponible para calentar al exponer el cuerpo delgado de material fundido a una temperatura exterior muy por encima de la necesaria para promover la descomposición del polímero, impartiendo así un alto gradiente térmico al material en el reactor. Se afirma que la temperatura de la masa fundida que sale del aparato de corte viscoso y entra en el reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 238 °C (460 °F) y aproximadamente 315 °C (600 °F). En el proceso Smith, la decoloración efectiva, si la hay, ocurre entre aproximadamente 300 °C (572 °F) y aproximadamente 365 °C (690 °F). Smith divulga además que el material residual se descarga del reactor de canal de cinta en un intervalo de temperatura de aproximadamente 524°C (975°F) a aproximadamente 538 °C (1000°F). Para lograr la descomposición en el reactor de canal de cinta, la temperatura exterior/temperatura del elemento calefactor del reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 760 °C (1400 °F) y aproximadamente 1315 °C (2400 °F) en un esfuerzo por calentar eficientemente el fino corte transversal de material que llena el canal de cinta manteniendo un alto diferencial de temperatura entre el exterior del reactor y la temperatura interna del reactor. Este calentamiento da como resultado que las temperaturas internas del reactor de canal de cinta aumenten de 338 °C (640 °F) - 368 °C (694 °F) hasta 393 °C (740 °F) - 524 °C (975 °F) donde se logra la descomposición pirolítica, opcionalmente en presencia de un catalizador en fase fundida. El material carbonizado, la suciedad y las piezas pequeñas de metal se descargan al final del proceso, entre 524 °C (975 °F) y aproximadamente 538 °C (1000 °F). La enseñanza de Smith es para una productividad del proceso de 3.000 a 10.000 libras por hora, y se centra en la geometría del reactor de canal de cinta para optimizar la transferencia de calor rápida.
- 30 La extrusora y el reactor de canal de cinta no pueden aceptar partículas más grandes que la holgura entre el tornillo y el cilindro de la extrusora, o la distancia efectiva entre el diámetro interior del cilindro exterior calentado y el diámetro
- 35 La patente de EE.UU. n.º 7.344.622 de Grispin describe lo que se denomina un proceso continuo en el que el control de la composición de los líquidos resultante de la descomposición térmica de desechos poliméricos se logra manteniendo una tasa de calentamiento lenta en ausencia sustancial de oxígeno, creando un lecho de material carbonizado que tiene un gradiente térmico. Grispin sugiere que la naturaleza del lecho de material carbonizado, el tamaño del reactor, la cantidad de carga de materia prima, la tasa de calentamiento y la exclusión sustancial de oxígeno están simultáneamente relacionados con la composición del producto. El proceso descrito por Grispin funciona al lograr una rampa de calor única controlada durante un período de tiempo óptimo en un reactor que apunta a una relación entre el volumen del reactor y la carga del reactor, para impactar en la composición del petróleo formado de ese modo. La enseñanza de Grispin es para un proceso para la producción de fracciones aromáticas que tienen números de carbono 6-12.
- 40 La patente de EE.UU. n.º 7.344.622 de Grispin describe lo que se denomina un proceso continuo en el que el control de la composición de los líquidos resultante de la descomposición térmica de desechos poliméricos se logra manteniendo una tasa de calentamiento lenta en ausencia sustancial de oxígeno, creando un lecho de material carbonizado que tiene un gradiente térmico. Grispin sugiere que la naturaleza del lecho de material carbonizado, el tamaño del reactor, la cantidad de carga de materia prima, la tasa de calentamiento y la exclusión sustancial de oxígeno están simultáneamente relacionados con la composición del producto. El proceso descrito por Grispin funciona al lograr una rampa de calor única controlada durante un período de tiempo óptimo en un reactor que apunta a una relación entre el volumen del reactor y la carga del reactor, para impactar en la composición del petróleo formado de ese modo. La enseñanza de Grispin es para un proceso para la producción de fracciones aromáticas que tienen números de carbono 6-12.
- 45 La patente de EE.UU. n.º 7,893,307 y la continuación correspondiente US-A-2009/007484 de Smith describe un proceso mediante el cual "materiales formables por hidrocarburos, como plásticos y otros desechos u otros materiales reciclados" se funden en un "aparato de cizallamiento viscoso" como una extrusora y se introducen en un dispositivo descrito como un reactor de "canal de cinta" en el que se hace avanzar una cinta cilíndrica de plástico fundido que tiene un área de corte transversal delgada y en el que se produce la descomposición pirolítica del plástico. La intención de este diseño es maximizar el área de superficie disponible para calentar al exponer el cuerpo delgado de material fundido a una temperatura exterior muy por encima de la necesaria para promover la descomposición del polímero, impartiendo así un alto gradiente térmico al material en el reactor. Se afirma que la temperatura de la masa fundida que sale del aparato de corte viscoso y entra en el reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 238 °C (460 °F) y aproximadamente 315 °C (600 °F). En el proceso Smith, la decoloración efectiva, si la hay, ocurre entre aproximadamente 300 °C (572 °F) y aproximadamente 365 °C (690 °F). Smith divulga además que el material residual se descarga del reactor de canal de cinta en un intervalo de temperatura de aproximadamente 524°C (975°F) a aproximadamente 538 °C (1000°F). Para lograr la descomposición en el reactor de canal de cinta, la temperatura exterior/temperatura del elemento calefactor del reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 760 °C (1400 °F) y aproximadamente 1315 °C (2400 °F) en un esfuerzo por calentar eficientemente el fino corte transversal de material que llena el canal de cinta manteniendo un alto diferencial de temperatura entre el exterior del reactor y la temperatura interna del reactor. Este calentamiento da como resultado que las temperaturas internas del reactor de canal de cinta aumenten de 338 °C (640 °F) - 368 °C (694 °F) hasta 393 °C (740 °F) - 524 °C (975 °F) donde se logra la descomposición pirolítica, opcionalmente en presencia de un catalizador en fase fundida. El material carbonizado, la suciedad y las piezas pequeñas de metal se descargan al final del proceso, entre 524 °C (975 °F) y aproximadamente 538 °C (1000 °F). La enseñanza de Smith es para una productividad del proceso de 3.000 a 10.000 libras por hora, y se centra en la geometría del reactor de canal de cinta para optimizar la transferencia de calor rápida.
- 50 La patente de EE.UU. n.º 7,893,307 y la continuación correspondiente US-A-2009/007484 de Smith describe un proceso mediante el cual "materiales formables por hidrocarburos, como plásticos y otros desechos u otros materiales reciclados" se funden en un "aparato de cizallamiento viscoso" como una extrusora y se introducen en un dispositivo descrito como un reactor de "canal de cinta" en el que se hace avanzar una cinta cilíndrica de plástico fundido que tiene un área de corte transversal delgada y en el que se produce la descomposición pirolítica del plástico. La intención de este diseño es maximizar el área de superficie disponible para calentar al exponer el cuerpo delgado de material fundido a una temperatura exterior muy por encima de la necesaria para promover la descomposición del polímero, impartiendo así un alto gradiente térmico al material en el reactor. Se afirma que la temperatura de la masa fundida que sale del aparato de corte viscoso y entra en el reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 238 °C (460 °F) y aproximadamente 315 °C (600 °F). En el proceso Smith, la decoloración efectiva, si la hay, ocurre entre aproximadamente 300 °C (572 °F) y aproximadamente 365 °C (690 °F). Smith divulga además que el material residual se descarga del reactor de canal de cinta en un intervalo de temperatura de aproximadamente 524°C (975°F) a aproximadamente 538 °C (1000°F). Para lograr la descomposición en el reactor de canal de cinta, la temperatura exterior/temperatura del elemento calefactor del reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 760 °C (1400 °F) y aproximadamente 1315 °C (2400 °F) en un esfuerzo por calentar eficientemente el fino corte transversal de material que llena el canal de cinta manteniendo un alto diferencial de temperatura entre el exterior del reactor y la temperatura interna del reactor. Este calentamiento da como resultado que las temperaturas internas del reactor de canal de cinta aumenten de 338 °C (640 °F) - 368 °C (694 °F) hasta 393 °C (740 °F) - 524 °C (975 °F) donde se logra la descomposición pirolítica, opcionalmente en presencia de un catalizador en fase fundida. El material carbonizado, la suciedad y las piezas pequeñas de metal se descargan al final del proceso, entre 524 °C (975 °F) y aproximadamente 538 °C (1000 °F). La enseñanza de Smith es para una productividad del proceso de 3.000 a 10.000 libras por hora, y se centra en la geometría del reactor de canal de cinta para optimizar la transferencia de calor rápida.
- 55 La patente de EE.UU. n.º 7,893,307 y la continuación correspondiente US-A-2009/007484 de Smith describe un proceso mediante el cual "materiales formables por hidrocarburos, como plásticos y otros desechos u otros materiales reciclados" se funden en un "aparato de cizallamiento viscoso" como una extrusora y se introducen en un dispositivo descrito como un reactor de "canal de cinta" en el que se hace avanzar una cinta cilíndrica de plástico fundido que tiene un área de corte transversal delgada y en el que se produce la descomposición pirolítica del plástico. La intención de este diseño es maximizar el área de superficie disponible para calentar al exponer el cuerpo delgado de material fundido a una temperatura exterior muy por encima de la necesaria para promover la descomposición del polímero, impartiendo así un alto gradiente térmico al material en el reactor. Se afirma que la temperatura de la masa fundida que sale del aparato de corte viscoso y entra en el reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 238 °C (460 °F) y aproximadamente 315 °C (600 °F). En el proceso Smith, la decoloración efectiva, si la hay, ocurre entre aproximadamente 300 °C (572 °F) y aproximadamente 365 °C (690 °F). Smith divulga además que el material residual se descarga del reactor de canal de cinta en un intervalo de temperatura de aproximadamente 524°C (975°F) a aproximadamente 538 °C (1000°F). Para lograr la descomposición en el reactor de canal de cinta, la temperatura exterior/temperatura del elemento calefactor del reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 760 °C (1400 °F) y aproximadamente 1315 °C (2400 °F) en un esfuerzo por calentar eficientemente el fino corte transversal de material que llena el canal de cinta manteniendo un alto diferencial de temperatura entre el exterior del reactor y la temperatura interna del reactor. Este calentamiento da como resultado que las temperaturas internas del reactor de canal de cinta aumenten de 338 °C (640 °F) - 368 °C (694 °F) hasta 393 °C (740 °F) - 524 °C (975 °F) donde se logra la descomposición pirolítica, opcionalmente en presencia de un catalizador en fase fundida. El material carbonizado, la suciedad y las piezas pequeñas de metal se descargan al final del proceso, entre 524 °C (975 °F) y aproximadamente 538 °C (1000 °F). La enseñanza de Smith es para una productividad del proceso de 3.000 a 10.000 libras por hora, y se centra en la geometría del reactor de canal de cinta para optimizar la transferencia de calor rápida.
- 60 La patente de EE.UU. n.º 7,893,307 y la continuación correspondiente US-A-2009/007484 de Smith describe un proceso mediante el cual "materiales formables por hidrocarburos, como plásticos y otros desechos u otros materiales reciclados" se funden en un "aparato de cizallamiento viscoso" como una extrusora y se introducen en un dispositivo descrito como un reactor de "canal de cinta" en el que se hace avanzar una cinta cilíndrica de plástico fundido que tiene un área de corte transversal delgada y en el que se produce la descomposición pirolítica del plástico. La intención de este diseño es maximizar el área de superficie disponible para calentar al exponer el cuerpo delgado de material fundido a una temperatura exterior muy por encima de la necesaria para promover la descomposición del polímero, impartiendo así un alto gradiente térmico al material en el reactor. Se afirma que la temperatura de la masa fundida que sale del aparato de corte viscoso y entra en el reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 238 °C (460 °F) y aproximadamente 315 °C (600 °F). En el proceso Smith, la decoloración efectiva, si la hay, ocurre entre aproximadamente 300 °C (572 °F) y aproximadamente 365 °C (690 °F). Smith divulga además que el material residual se descarga del reactor de canal de cinta en un intervalo de temperatura de aproximadamente 524°C (975°F) a aproximadamente 538 °C (1000°F). Para lograr la descomposición en el reactor de canal de cinta, la temperatura exterior/temperatura del elemento calefactor del reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 760 °C (1400 °F) y aproximadamente 1315 °C (2400 °F) en un esfuerzo por calentar eficientemente el fino corte transversal de material que llena el canal de cinta manteniendo un alto diferencial de temperatura entre el exterior del reactor y la temperatura interna del reactor. Este calentamiento da como resultado que las temperaturas internas del reactor de canal de cinta aumenten de 338 °C (640 °F) - 368 °C (694 °F) hasta 393 °C (740 °F) - 524 °C (975 °F) donde se logra la descomposición pirolítica, opcionalmente en presencia de un catalizador en fase fundida. El material carbonizado, la suciedad y las piezas pequeñas de metal se descargan al final del proceso, entre 524 °C (975 °F) y aproximadamente 538 °C (1000 °F). La enseñanza de Smith es para una productividad del proceso de 3.000 a 10.000 libras por hora, y se centra en la geometría del reactor de canal de cinta para optimizar la transferencia de calor rápida.
- 65 La patente de EE.UU. n.º 7,893,307 y la continuación correspondiente US-A-2009/007484 de Smith describe un proceso mediante el cual "materiales formables por hidrocarburos, como plásticos y otros desechos u otros materiales reciclados" se funden en un "aparato de cizallamiento viscoso" como una extrusora y se introducen en un dispositivo descrito como un reactor de "canal de cinta" en el que se hace avanzar una cinta cilíndrica de plástico fundido que tiene un área de corte transversal delgada y en el que se produce la descomposición pirolítica del plástico. La intención de este diseño es maximizar el área de superficie disponible para calentar al exponer el cuerpo delgado de material fundido a una temperatura exterior muy por encima de la necesaria para promover la descomposición del polímero, impartiendo así un alto gradiente térmico al material en el reactor. Se afirma que la temperatura de la masa fundida que sale del aparato de corte viscoso y entra en el reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 238 °C (460 °F) y aproximadamente 315 °C (600 °F). En el proceso Smith, la decoloración efectiva, si la hay, ocurre entre aproximadamente 300 °C (572 °F) y aproximadamente 365 °C (690 °F). Smith divulga además que el material residual se descarga del reactor de canal de cinta en un intervalo de temperatura de aproximadamente 524°C (975°F) a aproximadamente 538 °C (1000°F). Para lograr la descomposición en el reactor de canal de cinta, la temperatura exterior/temperatura del elemento calefactor del reactor de canal de cinta oscila entre aproximadamente 760 °C (1400 °F) y aproximadamente 1315 °C (2400 °F) en un esfuerzo por calentar eficientemente el fino corte transversal de material que llena el canal de cinta manteniendo un alto diferencial de temperatura entre el exterior del reactor y la temperatura interna del reactor. Este calentamiento da como resultado que las temperaturas internas del reactor de canal de cinta aumenten de 338 °C (640 °F) - 368 °C (694 °F) hasta 393 °C (740 °F) - 524 °C (975 °F) donde se logra la descomposición pirolítica, opcionalmente en presencia de un catalizador en fase fundida. El material carbonizado, la suciedad y las piezas pequeñas de metal se descargan al final del proceso, entre 524 °C (975 °F) y aproximadamente 538 °C (1000 °F). La enseñanza de Smith es para una productividad del proceso de 3.000 a 10.000 libras por hora, y se centra en la geometría del reactor de canal de cinta para optimizar la transferencia de calor rápida.

exterior del cilindro interior calentado, el que sea menor. En el caso ejemplar del caucho, Smith articuló tamaños de partículas mucho más pequeños, incluidas las migas. Smith se enfoca solo en brindar una solución a la transferencia de calor efectiva.

- 5 La publicación de EE. UU. n.º 2003/130548 divulga un sistema para extraer productos combustibles de hidrocarburos de material plástico usando una unidad de alimentación por barrena con cubetas de agitador para impulsar el material carbonizado a través de una alimentación mientras se agita el líquido para mejorar la tasa de eliminación de gas. Los materiales se licuan y se introducen en una cámara donde se agita el material líquido y se aplica vacío. El líquido se mantiene a una temperatura sustancialmente constante y el vacío extrae los productos de hidrocarburo del gas de escape para condensarlos y procesarlos más, mientras que el material carbonizado sin convertir se retira a un vertedero de cenizas.
- 10

La publicación Internacional n.º WO 02/026914 divulga sistemas y procesos de pirólisis de neumáticos que incluyen alimentar fragmentos de neumáticos a un recipiente de pirólisis y pirolizar los fragmentos en un recipiente de pirólisis (40) para producir una mezcla de gas de pirólisis y negro de humo.

15 La patente de EE. UU. n.º 7,101,463 divulga un sistema y un proceso para la recuperación de aceite de la pirólisis de material que contiene hidrocarburos tales como neumáticos de vehículos triturados usando un par de torres de relleno posicionadas secuencialmente para recuperar al menos el 95% del aceite contenido en los gases de pirólisis.

20 20 El documento DE 19724147 divulga la recuperación de parafinas y/o microceras de plásticos usados (a) fundiendo los plásticos en una unidad de fusión a 280 °C sin oxígeno y deshalogenando parcialmente; (b) calentando la masa fundida obtenida con una masa fundida ya craqueada desde un agitador y transferirla al agitador a través de un sistema de filtrado; (c) descomponiendo además a 300-380 °C sin oxígeno durante 10-100 minutos y deshalogenando; (d) alimentando a través de un sistema de filtro a través de un calentador y posteriormente a través de un receptor de bomba con bomba de masa fundida a un reactor que tiene una presión de 2-60 bar; (e) sometiendo a destilación degradativa por vaporización instantánea a 400-550 °C y a una presión de 0,005-1 bar; y (f) reciclando fragmentos de plástico que no se encuentran en el rango del número C desde la base del reactor hasta el receptor de la bomba.

25

30 **Sumario de la invención**

En un primer aspecto de la presente invención, se proporciona un aparato de acuerdo con la reivindicación 1.

35 En un segundo aspecto de la presente invención, se proporciona un proceso de pirólisis de acuerdo con la reivindicación 5.

Sumario de la divulgación

40 Un aparato y un método de funcionamiento para la conversión continua de materiales hidrocarbonados en productos de hidrocarburo condensables, no condensables y sólidos, que comprende un aparato mejorado de pirólisis delineado por zonas que incorpora fuerza de cizallamiento además de calor en su primera etapa, además de un deflector de gran volumen y reactor de horno térmico de proceso continuo en su segunda etapa, medios para transportar materiales hidrocarbonados a través del aparato mediante una extrusora mejorada delineada por zonas en su primera etapa y mediante avance de material hidrocarbonado en un reactor de horno térmico delineado por zonas en su segunda etapa, medios para alimentar y calentar dichos materiales hidrocarbonados por lo que se procesan y pirolizan para producir vapor y productos sólidos, donde dichos medios de tornillo se extienden sustancialmente a lo largo de la extrusora de primera etapa y donde dichos medios de avance de material hidrocarbonado en el reactor de horno térmico se extienden sustancialmente a lo largo del horno térmico de segunda etapa, medios para eliminar productos de vapor de dichos materiales hidrocarbonados procesados, medios para eliminar productos sólidos de dichos materiales hidrocarbonados procesados, medios mediante los cuales dicho material hidrocarbonado se mantiene dentro de zonas durante un intervalo de tiempos de permanencia definidos respectivos, medios para hacer girar dicho tornillo de la extrusora que tiene una pluralidad de configuraciones de husillo para alimentar, comprimir y deshidratar, fundir dichos materiales hidrocarbonados para convertirlos de sólido a líquido, para mezclar, desestabilizar y deshalogenar dichos materiales hidrocarbonados, medios para rotar dicho reactor de horno térmico, que tiene una pluralidad de configuraciones internas de husillos, deflectores, paletas y/o elevadores para desestabilizar aún más dichos materiales hidrocarbonados, para pirolizar dichos materiales hidrocarbonados, para desvolatilizar los materiales hidrocarbonados pirolizados, para descargar los vapores producidos, así como para recuperar productos de hidrocarburo sólido, condensable y no condensables.

45

50

55

60

En su primera etapa, el presente aparato comprende una o más extrusoras paralelas capaces de aceptar material hidrocarbonado. Tras la introducción en la extrusora, el desecho polimérico se somete a compresión, deshidratación, cizallamiento, fusión, desestabilización y deshalogenación antes de la inyección directa de fundido hidrocarbonado deshalogenado y parcialmente desestabilizado/descompuesto en la segunda etapa. La primera etapa está directamente acoplada a la segunda etapa.

- La segunda etapa del presente aparato comprende uno o más reactores de horno térmico contrarrotativos, cada uno de los cuales tiene al menos dos cámaras separadas por un deflector anular, operando cada cámara a una temperatura diferente. El material hidrocarbonado se acumula y se desestabiliza continuamente durante un tiempo de permanencia controlado por diseño en la primera cámara de la segunda etapa antes de la eventual descarga pasiva a través de una abertura central en el deflector a la segunda cámara de la segunda etapa. Se produce un importante craqueo molecular en la zona posterior de la primera cámara y la zona anterior de la segunda cámara. La pirólisis final tiene lugar en esta segunda cámara de la segunda etapa, y el residuo de material carbonizado sólido se descarga desde un conjunto de placa de extremo en la terminación de dicha segunda cámara.
- 5 10 La presente invención proporciona una conversión eficiente de corrientes de materias primas muy variables, corrientes de materias primas altamente contaminadas y corrientes de materias primas que tienen composiciones inconsistentes a lo largo del tiempo en productos de hidrocarburo sólidos, condensables, no condensables y de calidad superior a los productos producidos por los sistemas de pirólisis descritos en la técnica anterior.
- 15 **Breve descripción de los dibujos**

Las anteriores y otras características y ventajas de la presente invención resultarán evidentes para los expertos en la técnica a la que se refiere la presente invención al leer la siguiente descripción con referencia a los dibujos adjuntos, en los que:

- 20 La figura 1 es una vista lateral esquemática de un aparato de pirólisis de proceso continuo delineado por zonas, de dos etapas, de acuerdo con la presente invención.
- 25 La figura 2 es una vista esquemática de la primera etapa del aparato de pirólisis de proceso continuo delineado por zonas de acuerdo con la presente invención.
- La figura 3 es una vista esquemática de la segunda etapa del aparato de pirólisis de proceso continuo delineado por zonas de acuerdo con la presente invención.
- 30 La figura 4 es una vista lateral esquemática de un conjunto de condensadores reductores y su despliegue aguas abajo de un aparato de pirólisis delineado por zonas de etapa dual de acuerdo con la presente invención.

Descripción detallada de la invención

- 35 La presente invención es un aparato de pirólisis continua delineado por zonas, de etapa dual, para la conversión continua de material hidrocarbonado en entornos de proceso sucesivos. La presente invención, una realización de la cual se ilustra en la figura 1, comprende un aparato 10 delineado por zonas mejorado que incorpora fuerza de cizallamiento además de calor, con introducción integral y progresiva de aditivos, eliminación de vapor y eliminación de ácido halógeno en su primera etapa 20, más un reactor de horno térmico con deflectores, de gran volumen y de proceso continuo en su segunda etapa 30. El aparato de la presente invención y el método de funcionamiento para la conversión continua de materiales hidrocarbonados en productos hidrocarbonados condensables, no condensables y sólidos tienen la capacidad de descargar simultáneamente productos finales tanto antes como después de una serie integral de condensadores reductores. Funciona de manera continua. La presente invención es suficientemente robusta para aceptar desechos poliméricos triturados que incluyen fracciones de plásticos termoendurecibles que generalmente no se descomponen para producir aceite. Además, es un aparato de pirólisis modular y escalable capaz de convertir continuamente desechos poliméricos y polímeros de bajo valor o contaminados en petróleo sintético y una variedad de sus fracciones, que incluyen, entre otros, petróleo crudo dulce ligero, aditivos de combustible, aceite base, cera blanda, cera de parafina, cera microcristalina y condensado dominado por hidrocarburos aromáticos de petróleo. El producto de hidrocarburo no condensable es un gas. El producto de hidrocarburo sólido es un material carbonizado finamente dividido que puede o no contener sólidos no poliméricos si tales sólidos no poliméricos están presentes en la materia prima antes de su descomposición.

- 55 La presente invención tiene la flexibilidad de permitir, con capacidad opcional para producir y descargar por separado, un producto de cera de parafina o microcristalino primario que tiene, colectivamente, 30-70 átomos de carbono a través de la descarga directa del aparato, en una realización preferida, al final de la cuarta de siete zonas de proceso orientadas en serie y que funcionan continuamente, en lo sucesivo denominadas zonas. Estas zonas son la zona de alimentación de materia prima o zona 1 401, la zona de compresión o zona 2 402, la zona de fusión o zona 3 403, la zona de mezcla, desestabilización molecular y depuración de heteroátomos o zona 4 404, la zona de pirólisis o zona 5 405, la zona de desvolatilización o zona 6 406, y la zona de descarga de material carbonizado o zona 7 407. Específicamente, esta descarga de producto microcristalino o de cera de parafina ocurre después de la zona de mezcla, desestabilización molecular y depuración de heteroátomos 4 404, dentro de un rango de temperatura de 300 °C a 338 °C (572 °F a 690 °F), un umbral de temperatura no identificado previamente a partir del cual se podría lograr un rendimiento constante de producto microcristalino o de cera de parafina. Además, en una realización preferida, permite una capacidad adicional y simultánea para producir una o más fracciones más ligeras adicionales que colectivamente tienen números de carbono 4-30 recuperados de puertos de descarga separados ubicados en la quinta y sexta zona de proceso orientadas en serie que funcionan continuamente, a saber, la zona de pirólisis 5 405 y la zona

- de desvolatilización de material carbonizado y sólidos residuales 6 406, respectivamente, a través de la recuperación posterior del vapor de pirólisis en una serie de condensadores reductores, con desempañadores opcionales en pluralidad con los respectivos condensadores cuando se requiere una separación muy eficiente, operando en rangos de temperatura de funcionamiento progresivamente más fríos. El aparato no requiere el despliegue de reactores de catalizador y/o reactores de reflujo y/o columnas de fraccionamiento, aunque la modularidad y escalabilidad del aparato de esta invención brinda la oportunidad para el despliegue opcional de esos dispositivos adicionales cuando, por ejemplo, la producción de solo petróleo ligero, se desea un aditivo diésel o un aditivo de gasolina.
- La alimentación de materia prima a la primera etapa 20 del aparato 10 puede ser una combinación de sólidos variados y/o mixtos. Se pueden injectar proporciones variables de líquidos a base de petróleo, si se desea alguno, en la primera etapa 20 y/o en la segunda etapa 30, siempre que la tasa de inyección del líquido no sobrecargue la capacidad de calentamiento de la segunda etapa 30. Como se usa en el presente documento, "líquidos a base de petróleo" y "líquidos de hidrocarburos" se usarán indistintamente y se pretende que incluyan aceite usado, aceite de desecho, gasóleo, productos de fondo de refinería, aceite de cilindro y similares. El control del proceso proporciona una conversión eficiente de corrientes de materia prima muy variables, corrientes de materia prima altamente contaminados y corrientes de materia prima que tienen composiciones inconsistentes a lo largo del tiempo.
- El aparato de la presente invención es modular y escalable en todos los aspectos. Por ejemplo, en una realización de la presente invención como se contempla en la figura 1 y la figura 3, el número de extrusoras paralelas 201 en la primera etapa 20 de la presente invención es un componente modular y escalable del aparato 10, que brinda la oportunidad de introducir y coprocesar múltiples alimentaciones de materia prima hidrocarbonácea en un solo sistema, cada alimentación de materia prima respectiva introducida y mezclada en la segunda etapa 30 a tasas potencialmente desiguales, tasas que pueden controlarse y variarse a propósito entre sí a lo largo del tiempo según se deseé.
- El control de proceso delineado por zonas proporciona una conversión eficiente de corrientes de materias primas muy variables, corrientes de materias primas altamente contaminados y corrientes de materias primas que tienen composiciones inconsistentes a lo largo del tiempo. No se requieren corrientes de alimentación de materia prima limpias y no contaminadas. Incluso se tolera bien la contaminación de los desechos de polímero por pesticidas, herbicidas, productos derivados del petróleo, productos farmacéuticos y similares. Ciertos desechos peligrosos característicos y enumerados pueden constituir o incluirse como un componente de la materia prima hidrocarbonada si el aparato funciona de conformidad con un permiso de la EPA para operar una instalación de almacenamiento, tratamiento y eliminación de desechos peligrosos.
- La presente invención proporciona una conversión delineada por zonas mejorada mediante la alimentación continua de materia prima a través de un aparato 10 por etapas que tiene entornos de cizallamiento progresivo a sin cizallamiento, así como una serie progresiva de rampas y remojos de temperatura, una realización de la cual se ilustra en la figura 1. La primera etapa 20 y la segunda etapa 30 funcionan de manera continua, por lo que el material hidrocarbonado 100 es alimentado a la primera etapa 20, luego el material hidrocarbonado parcialmente procesado se descarga continuamente de la primera etapa 20 a la segunda etapa 30, del cual se extraen petróleo sintético y una variedad de sus fracciones que incluyen, entre otras, petróleo crudo dulce ligero, aditivos de combustible, aceite base, cera blanda, cera de parafina, cera microcristalina y condensado dominado por hidrocarburos aromáticos de petróleo se descargan a los condensadores 80. El producto de hidrocarburo no condensable es un gas. El producto de hidrocarburo sólido es un material carbonizado finamente dividido más metales y/o agregados reciclables. Este producto de hidrocarburo sólido también se describirá en el presente documento como "residuo sólido" o "productos sólidos".
- Muchas de las ceras discutidas en el presente documento salen del reactor de horno térmico en una fase líquida, pero tienden a enfriarse a un líquido sólido o de flujo lento una vez recogidas. Por esta razón y con fines de coherencia y de esta invención, la cera y las ceras, independientemente de dónde se recuperen en el proceso, se tratarán como sólidos, productos sólidos y/o residuos sólidos, a menos que se indique específicamente lo contrario.
- Algunos o todos los aparatos 10 pueden desplegarse en una configuración en ángulo 40. Todo el aparato 10 puede estar en ángulo, pero el reactor 301 de horno térmico es el único componente que requiere esta disposición en ángulo. En otras palabras, en otras realizaciones, la extrusora 201 y otros componentes pueden ser horizontales, alternativamente conectados a un reactor 301 de horno térmico con inclinación en pendiente. En la realización de la presente invención ilustrada en la figura 1, la figura 2 y la figura 3, el aparato 10 tiene un ángulo con una inclinación o pendiente negativa, es decir, en declinación, con respecto al horizonte 50, de modo que el extremo de entrada del reactor 301 de horno térmico está a una elevación más alta que el extremo de salida, lo que permite que la fuerza de la gravedad ayude en el transporte de material hidrocarbonado parcialmente descompuesto a través del reactor 301 de horno térmico en declinación cuando los componentes internos del reactor 301 de horno térmico están configurados para promover el transporte en concierto con la fuerza de gravedad. La inclinación negativa 40 puede estar entre aproximadamente 1° y aproximadamente 20° con respecto a la horizontal 50, siendo la inclinación negativa preferida aproximadamente entre 1,5° y aproximadamente 6° con respecto a la horizontal 50. Alternativamente, el aparato 10 o el reactor 30 de horno térmico también pueden orientarse o inclinarse en la dirección de inclinación positiva u opuesta cuando los componentes internos del reactor 301 de horno térmico están configurados para hacer avanzar físicamente el material hidrocarbonado, superando así la fuerza de la gravedad, mediante la rotación del reactor 301 de horno

térmico. La inclinación positiva 40 puede estar entre aproximadamente 1° y aproximadamente 20° con respecto a la horizontal 50, siendo la inclinación positiva preferida aproximadamente entre 1,5° y aproximadamente 6° con respecto a la horizontal 50. Esto da un rango posible de alrededor de -20° (declinación) a alrededor de +20° (inclinación) con respecto al horizonte 50.

- 5 El aparato 10 funciona de tal manera que, a medida que el material hidrocarbonado y los productos de descomposición avanzan y posteriormente se descargan del aparato, el material hidrocarbonado pasa a través de una serie de entornos de proceso sucesivos, también denominados en lo sucesivo zonas. Se logra una mezcla de productos óptima determinando y estableciendo una variedad de zonas de temperatura progresiva para afectar las rampas de 10 temperatura óptimas y variando el diseño interno de la extrusora 201 y el reactor 301 de horno térmico controlando así el tiempo de permanencia dentro de cada zona de temperatura respectiva. Esto crea una pluralidad de rampas de temperatura y tiempos de retención (remojos) que dan como resultado el aparato de la presente invención, que funciona como un proceso continuo, que tiene la ventaja de la eficiencia térmica de la conversión delineada por zonas.
- 15 Los desechos poliméricos triturados 100, que pueden o no estar contaminados por fracciones no poliméricas, se introducen continuamente en la primera etapa 20 del aparato 10. Para este fin, además de los plásticos termoplásticos y termoestables ("plástico"), los "desechos poliméricos" pueden incluir elastómeros (o "elastómeros de desecho") como restos neumáticos, residuo de caucho, bandas de caucho, láminas de caucho EPDM, membranas o extruidos, y similares. Si se desea y en proporciones apropiadas para facilitar las reacciones químicas deseadas, también se 20 pueden agregar aditivos de base mineral y/o catalizador de fase fundida a la extrusora 201 al comienzo de la secuencia zonal 401 (zona 1). Además, se pueden inyectar proporciones variables de líquidos a base de petróleo, si se desea alguno, en el puerto 206 de la extrusora 201 y/o en el puerto 320 del reactor 301 de horno térmico, siempre que la tasa de inyección del líquido no sobrecargue la capacidad de calentamiento de la segunda etapa 30.
- 25 A medida que la carga de materia prima avanza a través del aparato 10, se produce un cambio de fase a medida que se comprime progresivamente o experimenta una reducción de volumen en la zona 2 402 para expulsar el aire atmosférico arrastrado y se calienta a través de una rampa o gradiente de temperatura hasta que la humedad arrastrada hierve en los desechos de polímero, lo que resulta en la formación de vapor y posterior fusión en la zona 3 403. A continuación, la masa fundida se calienta en otra rampa térmica y se avanza a través de una zona de mezclado, 30 desestabilización molecular y depuración de heteroátomos (zona 4) 404 de temperatura máxima controlada en el reactor. La mezcla de la masa fundida en esta zona (zona 4) 404 durante un tiempo de permanencia y una temperatura controlados da como resultado la desestabilización molecular, la descomposición de la celulosa en material carbonizado y vapor adicional, la descomposición de una serie de plastificantes y aditivos orgánicos en vapor recuperable como producto de petróleo condensable, la depuración casi completa del azufre, la reducción casi 35 completa de los halógenos orgánicos cloro y bromo, la reducción parcial del halógeno orgánico flúor y la reducción casi completa del ácido tereftálico a ácido benzoico y del ácido benzoico a benceno. El producto de cera dura se puede descargar desde la zona 4 404 en su terminación y transición a la zona 5 405. La masa fundida restante que no se ha descargado directamente del reactor de horno térmico en la terminación de la zona 4 404 para recuperar la cera dura avanza posteriormente a través de otra rampa térmica más hasta una zona (zona 5) 405 en la que se produce la mayor 40 parte de la pirólisis. Esta pirólisis se produce durante un tiempo de permanencia optimizado por categoría de materia prima a descomponer. El avance de la masa restante a través de un entorno de zona 5 405 de temperatura máxima controlada y tiempo de permanencia adecuado da como resultado productos de pirólisis de rendimiento y composición óptimos. A medida que la masa restante sale de la zona 405 de pirólisis, experimenta otra rampa térmica en la introducción a la zona 6 406, promoviendo así la desvolatilización del material carbonizado y la coquización de 45 hidrocarburos aromáticos residuales e hidrocarburos aromáticos polinucleares durante un tiempo de permanencia adecuado. En consecuencia, después de que el sólido residual se mueve de la zona 6 406 a la zona 7 407, se descarga continuamente de la zona 7 407 como material sólido residual seco y friable, finamente dividido, que no está saturado con hidrocarburos aromáticos polinucleares y aromáticos adsorbidos. Estos sólidos restantes se eliminan continuamente del aparato como material carbonizado que puede contener metales arrastrados (preciosos y/o no 50 preciosos), vidrio, piedras y similares si estos contaminantes están presentes en la alimentación de materia prima. Expresado de otra manera, "material carbonizado" es residuo de carbono y sólidos residuales distintos del carbono que quedan de la descomposición del material hidrocarbonado.
- 55 En una variedad de realizaciones, la extrusora 201 y el reactor 301 de horno térmico están diseñados para promover el transporte, la mezcla y la reacción de una amplia variedad de materias primas hidrocarbonadas. El reactor 301 de horno térmico puede incluir opcionalmente medios para descargar parafina o cera microcristalina del reactor 301 de horno térmico en la terminación de la zona 4 404. Los hidrocarburos condensables se descargan desde el puerto 323 de descarga ubicado en la zona 5 405. El material carbonizado sólido residual se descarga desde la salida 319 en la zona 7 407. Las configuraciones de diseño interno de la extrusora 201 y el reactor 301 de horno térmico están 60 acopladas con una pluralidad de zonas de temperatura y tiempos de permanencia respectivos. Como se trata de una sola pieza de equipo, que funciona en un proceso continuo, es posible que no haya necesariamente demarcaciones claras entre las zonas, de modo que una zona pueda pasar o superponerse incidentalmente con la zona siguiente.
- 65 Las zonas generalmente están definidas y/o delineadas por la geometría del tornillo en la extrusora 201, así como la geometría y el posicionamiento de los componentes internos del reactor 301 de horno térmico para establecer los tiempos de permanencia zonales respectivos deseados junto con la temperatura de funcionamiento respectiva

mantenida en esa zona para cada tasa deseada de productividad del proceso. El diseño de un proceso continuo, el aparato de conversión delineado por zonas se lleva a cabo para permitir la construcción de ese aparato que tenga longitudes adecuadas pero no innecesarias en sus respectivos diámetros para promover la transferencia de calor adecuada al material hidrocarbonado durante el tiempo de permanencia apropiado en cada zona, logrando así las reacciones químicas deseadas durante los tiempos de permanencia requeridos hasta las magnitudes deseadas de finalización para la tasa general deseada de productividad del proceso. Preferiblemente, los componentes del proceso continuo se diseñan en el contexto de un modelo térmico y cinético interactivo que incorpora variables que incluyen, entre otras cosas, la orientación del reactor, la longitud del reactor, el diámetro del reactor, los materiales de construcción del reactor, el diseño del tornillo de la extrusora, el diseño de los componentes internos del horno, la tasa de productividad del material hidrocarbonado, la densidad y conductividad térmica, la viscosidad cinética, el tiempo de retención zonal, la presión de zona, la rampa de temperatura interzonal, etc. Ese modelo debe tener la capacidad de pronosticar el resultado de operar la presente invención para descomponer cualquier composición de materia prima que pueda encontrarse con un resultado deseado o tolerable. En ausencia de tal modelo, una geometría óptima puede o no derivarse de prueba y error que puede, especialmente en este contexto, tener resultados no deseados o incluso catastróficos.

Cualquier realización de la presente invención que tenga zonas de proceso que comiencen con la introducción de la materia prima en el sistema (zona 1 401), que luego procedan con la reducción de volumen y/o compresión (zona 2 402), el proceso con el cambio de fase de la materia prima para fundir (zona 3 403), que luego procedan con la descomposición de ciertos plastificantes y aditivos, así como la evolución de ácido clorhídrico, entre otras cosas, desestabilización molecular concurrente y/o posterior (zona 4 404), que luego procedan con la descomposición pirolítica (zona 5 405), que luego procedan con desvolatilización de material carbonizado y/o coquización (zona 6 406), y que terminen con descarga de producto sólido (zona 7 407) se puede desplegar para lograr la conversión de desechos poliméricos en cualquier configuración en una amplia variedad de escalabilidades para adaptarse a todas las soluciones de productividad económicamente viables. El sistema representado por la presente invención es modular, escalable y versátil, siendo adaptable a aplicaciones que tienen variadas composiciones de materia prima y tasas de productividad deseadas. Los ejemplos de la versatilidad de la presente invención incluyen la aplicación de un proceso delineado por zonas a cualquier configuración del sistema. Téngase en cuenta que, si bien algunas, pero no todas, las realizaciones preferidas de esta invención se describen en las siguientes descripciones detalladas de la invención, una variedad de modificaciones y cambios dentro del espíritu de la invención serán evidentes para las personas expertas en la técnica a partir de las divulgaciones realizadas en las descripciones detalladas anteriores y siguientes. En consecuencia, las descripciones anteriores y siguientes no son limitativas de la presente invención.

Cabe señalar que en esta solicitud, los términos "reactor de horno térmico", "reactor", "retorta" y "aparato" se usan con frecuencia en un contexto similar o indistintamente. En todos los casos, a menos que se indique lo contrario, estos términos se refieren a la presente invención.

La presente invención, una realización de la cual se ilustra en la figura 1, comprende un aparato 10 delineado por zonas mejorado que incorpora fuerza de cizallamiento además de calor, con introducción integral y progresiva de aditivos, eliminación de vapor y eliminación de ácido halógeno en su primera etapa 20, más un reactor de horno térmico con deflectores, de gran volumen y de proceso continuo en su segunda etapa 30.

Ya sea en la realización inclinada o declinada, en su primera etapa 20, la presente invención comprende una o más extrusoras 201, cada una compuesta por un motor 208 y un conjunto 209 de reducción de engranajes con un conjunto 210 de cilindro y tornillo calentado sostenido por un bastidor 211. En los casos en los que solo se va a procesar una corriente de material hidrocarbonado, o cuando se van a coprocesar múltiples corrientes de material hidrocarbonado que tienen propiedades físicas y químicas suficientemente similares, se puede emplear una sola extrusora 201 en la realización preferida. Sin embargo, en los casos en los que dos o más corrientes de materiales hidrocarbonados altamente diferentes se van a coprocesar en un solo reactor de horno térmico, la realización preferida puede utilizar dos o más extrusoras 201. En realizaciones que incluyen más de una extrusora, las extrusoras 201 están conectadas en paralelo, a diferencia de secuencialmente o en serie. Esta disposición paralela de dos o más extrusoras 201 tiene tres ventajas principales. Primero, aumenta la cantidad de materia prima que se puede procesar y alimentar al sistema. En segundo lugar, permite una redundancia tal que si una extrusora 201 está fuera de servicio por mantenimiento, el sistema aún puede funcionar usando la extrusora 201 restante, aunque a la mitad de su capacidad operativa total prevista del sistema. En tercer lugar, proporciona flexibilidad al permitir la introducción simultánea de dos corrientes de materias primas completamente diferentes en el reactor.

Las extrusoras 201 son capaces de aceptar mezclas comunes o diferentes de materias primas hidrocarbonadas. Esta materia prima está dominada por polímeros triturados, incluidos polímeros mixtos y/o contaminados. Cuando se desean aditivos o catalizadores de fase fundida en el proceso, algunos o todos estos pueden agregarse al material hidrocarbonado antes de la introducción del material hidrocarbonado en la extrusora 201. Posteriormente, las materias primas se comprimen, cortan, funden, desestabilizan parcialmente, desulfuran y deshalogenan antes de la inyección directa de la masa fundida hidrocarbonada deshalogenada, parcialmente desestabilizada y parcialmente descompuesta en la segunda etapa 30. Las extrusoras 201 pueden aceptar y descargar las respectivas mezclas diferentes de materiales hidrocarbonados a diferentes tasas de productividad, proporcionando así una flexibilidad del proceso que no se había experimentado previamente en la técnica anterior. Las dimensiones comunes de las

- extrusoras, a menudo descritas como la relación L/D o la relación entre la longitud del cilindro y el diámetro del cilindro, normalmente desplegadas en la industria para la mayoría de las aplicaciones, oscilan entre 15 y 35. La relación L/D para la extrusora 201 es mayor. Dependiendo en gran medida de la tasa de alimentación deseada y la tasa efectiva de transferencia de calor al material hidrocarbonado, la relación L/D para la extrusora 201 está entre 35 y 75.
- 5 El material hidrocarbonado triturado se introduce en la extrusora 201 en la abertura 202 de alimentación. El tornillo y el cilindro de la extrusora en la zona de alimentación 1 401 están diseñados con el fin de aceptar materiales hidrocarbonados triturados y transportar los materiales hidrocarbonados a la zona 2 402 posterior para su compresión. A efectos de describir la presente invención, la relación de profundidad de los husillos de la zona 1 a los husillos de la
- 10 zona 4 se denomina relación de compresión del tornillo. La extrusora 201 tiene una relación de compresión que oscila entre aproximadamente 1,5:1 y 2,0:1 en el extremo de alimentación y aproximadamente entre 4:1 y 5:1 en el extremo de descarga. En consecuencia, el diseño del conjunto de tornillo y cilindro en la zona 1 401 de la extrusora 201 incorpora una relación de compresión entre 1,5 y 2,2.
- 15 Opcionalmente, cuando se desea la adición por etapas de aditivos y/o catalizadores en fase fundida, estos aditivos finamente divididos y/o catalizadores en fase fundida se pueden introducir en la abertura 203 de aditivos. Estos aditivos de base mineral se seleccionan de uno o más depuradores de heteroátomos en fase fundida identificados como el grupo que consta de metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de transición, metales posteriores a la transición y/o metaloides en una variedad de formas. Los catalizadores de fase fundida incluyen, entre otros, óxidos, hidróxidos y/o carburos del grupo que consta de metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de transición, metales de postransición, metaloides, no metales y/o minerales de silicato naturales y sintéticos.
- 20 El tornillo y el cilindro de la extrusora en la zona 2 402 están diseñados para comprimir los materiales hidrocarbonados triturados, calentar los materiales hidrocarbonados a una temperatura suficiente para deshidratar el contenido de la zona 2 402, evacuar el vapor en el puerto 204 de vapor y transportar los materiales hidrocarbonados a la zona 3 403 posterior para fundir. En consecuencia, el diseño del conjunto de tornillo y cilindro en la zona 2 402 de la extrusora 201 incorpora una relación de compresión entre 2,0 y 3,8. A medida que el material hidrocarbonado se calienta y comprime en un primer gradiente de temperatura, o rampa térmica, el vapor que se genera a partir de la deshidratación del material hidrocarbonado se descarga en la terminación de la zona 2 402 desde el puerto 204 de vapor. En la
- 25 terminación de la zona 2 402 dentro de la extrusora 201, se alivia la compresión para disminuir significativamente la presión mediante el aumento de la distancia entre la pared interior del cilindro y la raíz (árbol) del tornillo, de modo que el vapor volátil pueda escapar de la extrusora 201 del puerto 204 de vapor, pero el material hidrocarbonado permanecerá en la extrusora 201. Dependiendo de la naturaleza del material hidrocarbonado a procesar, la relación de compresión debajo del puerto 204 de vapor puede reducirse a 1,0:1 a 2,0:1 o menos.
- 30 35 Aguas abajo del puerto 204 de vapor, el material hidrocarbonado se comprime más y se calienta en otra rampa térmica bajo esfuerzo de cizallamiento, promoviendo la fusión. El tornillo y el cilindro de la extrusora en la zona 3 403 están diseñados para fundir materiales hidrocarbonados bajo esfuerzo de cizallamiento y calentamiento directo, y para hacer avanzar los materiales hidrocarbonados a la zona 4 404 siguiente. En consecuencia, el diseño del conjunto de tornillo y cilindro en la zona 3 403 de la extrusora 201 incorpora una relación de compresión entre 3,5 y 5,0. Este esfuerzo de cizallamiento se crea por la interacción del husillo que se desplaza en las extrusoras 201, las paredes de la extrusora 201 y la viscosidad del material hidrocarbonado fundido, lo que da como resultado el manchado y la mezcla del material hidrocarbonado. Aguas abajo de la zona 3 403, el material hidrocarbonado se calienta aún más en otra rampa térmica bajo esfuerzo de cizallamiento, promoviendo una deshalogenación altamente eficiente del material hidrocarbonado.
- 40 45 50 Esta deshalogenación da como resultado la formación in situ de ácidos y sales de halógeno. Estas sales permanecen como un componente del material hidrocarbonado y se identifican como catalizadores de craqueo en fase fundida, al igual que los ácidos halógenos, que se crean mediante el funcionamiento de la extrusora 201. El tornillo y el cilindro de la extrusora en la zona 4 404 está diseñado para mezclar, desestabilizar y deshalogenar los materiales hidrocarbonados, evacuar los ácidos halógenos en el puerto 205 de salida de halógenos y transportar los materiales hidrocarbonados a la continuación de la zona 4 404 en el reactor de horno térmico para una mayor desestabilización molecular. En consecuencia, el diseño del conjunto de tornillo y cilindro en la zona 4 404 de la extrusora 201 incorpora una relación de compresión entre 4,0 y 5,0.
- 55 60 Los ácidos de halógeno se eliminan en sus respectivas fases de vapor del puerto 205 de salida de halógeno, al igual que los primeros vapores de hidrocarburos de petróleo comercialmente importantes que son producidos por el aparato a partir de la descomposición de ciertos plastificantes y aditivos. Al final de esa porción de la zona 4 404 en la extrusora 201, se alivia la compresión para disminuir significativamente la presión mediante el aumento de la distancia entre la pared interior del cilindro y la raíz del tornillo, de modo que los ácidos halógenos y los vapores de hidrocarburos puedan escapar de la extrusora 201 del puerto 205 de salida de halógeno, pero el material hidrocarbonado fundido permanecerá en la extrusora 201. Dependiendo de la naturaleza del material hidrocarbonado a procesar, la relación de compresión debajo del puerto 205 de salida de halógeno puede reducirse a 1,0:1 a 2,0:1 o menos.
- 65 Posteriormente, el material hidrocarbonado parcialmente desestabilizado/descompuesto y deshalogenado avanza en otra rampa térmica bajo un esfuerzo de cizallamiento secundario, después de lo cual se pueden agregar opcionalmente aditivos adicionales, incluidos, entre otros, sólidos finamente divididos y/o líquidos a base de hidrocarburos adicionales. a través del puerto 206 de inyección. En la realización preferida, cualquier sólido adicional finamente dividido se

introduce en la extrusora 201 en forma de una suspensión calentada compuesta por los sólidos finamente divididos suspendidos en líquidos a base de petróleo que tienen un punto de ebullición superior a 370°C (690°F), más o menos, como asfalto y similares.

- 5 La primera etapa 20 está acoplada directamente a la segunda etapa 30, de manera que el material hidrocarbonado deshalogenado y parcialmente desestabilizado/descompuesto se descarga directamente desde uno o más puertos 207 de conexión a la segunda etapa 30. Los puertos 207 de conexión se calientan mediante calentadores eléctricos o cualquier otro medio estándar en la industria a una temperatura que coincide con la temperatura operativa de la zona 4 mantenida en las partes respectivas de la extrusora 201 y el reactor 301 de horno térmico que funciona dentro de la
10 zona 4.

Ya sea en la realización inclinada o declinada, en su segunda etapa 30, la presente invención comprende uno o más reactores 301 de horno térmico rotatorio, cada uno de los cuales tiene al menos dos cámaras contiguas, 302, 303 que funcionan a diferentes temperaturas, separadas por un deflector anular 304. El reactor 301 de horno térmico gira a través de una transmisión de engranajes robusta impulsada por un motor y una transmisión 314 de engranajes. La mezcla y el avance del material se pueden lograr a través de husillos internos y/o deflectores y/o paletas de mezclado y/o elevadores o cualquier combinación de estos dispositivos, colectivamente, medios 309 de mezclado, que están unidos a la superficie interna del reactor 301 de horno térmico. En aplicaciones que requieren una cantidad de mezcla que no se puede realizar con un reactor 301 de horno térmico que no tiene un árbol contrarrotatorio con medios de mezcla integrales, el reactor 301 de horno térmico puede incluir un árbol contrarrotatorio opcional 310 accionado por un motor 324 y que funciona a lo largo del reactor 301 de horno térmico a lo largo de su eje. El árbol 310 hace girar las paletas de mezclado internas opcionales 311 que están fijadas al árbol 310. El conjunto 315 de cojinete/placa de extremo es estacionario y mantiene el reactor 301 de horno térmico en su lugar, lo que permite que el reactor 301 de horno térmico gire, así como la introducción de líquido al reactor 301 de horno térmico en el puerto 320 de inyección auxiliar integral a la placa 315 de extremo. El conjunto 316 de cojinete/placa de extremo es estacionario y mantiene el reactor 301 de horno térmico en su lugar, lo que permite que el reactor 301 de horno térmico gire, además de permitir la eliminación continua de vapor y material carbonizado resultantes de la pirólisis.

30 El deflector 304 es un disco o placa cilíndrico con una abertura central 305. El deflector 304 separa la primera cámara 302 de la segunda cámara 303 del reactor 301 de horno térmico y permite el paso del árbol opcional 310, cuando se despliega, a través de la abertura 305 del deflector. La abertura 305 permite que el material hidrocarbonado de la primera cámara 302 pase a la segunda cámara 303. El tamaño de la abertura 305 en el deflector 304 en relación con la tasa de alimentación operativa a través del puerto 207 de conexión dicta el máximo nivel de fusión que se puede lograr en la primera cámara 302 sin crear una condición de presión que aumenta rápidamente. El diseño del aparato 35 10 para permitir mayores tasas de productividad de materia prima minimizando el potencial de acumulación de presión en la primera cámara 302 incorporará una abertura más grande 305 en el deflector 304 de modo que la abertura 305 en el deflector 304 no proporcione restricción de flujo. El diseño del aparato 10 para permitir tasas de productividad de materia prima más bajos y aun así minimizar el potencial de acumulación de presión en la primera cámara 302 puede incorporar opcionalmente una abertura más pequeña 305 en el deflector 304, pero la característica de diseño opcional 40 de una abertura más pequeña 305 no se requiere necesariamente para tasas de flujo de materia prima inferiores a la capacidad de diseño de la abertura 305 en el deflector 304 para permitir un flujo sin restricciones. En consecuencia, si no se elige la opción de una abertura más pequeña 305 en el diseño del equipo, el nivel de fusión en la primera cámara 302 no puede mantenerse en el nivel correspondientemente más alto que se experimentaría si se eligiera la opción de una abertura más pequeña 305. Para aplicaciones en las que se desea una mayor presión en la primera cámara 302 y el reactor 301 de horno térmico está construido de tal manera que tolera una mayor presión en su interior, la abertura 305 se dimensionaría para crear la magnitud deseada de restricción al flujo de fusión que pasa a través de la abertura 305.

50 La gestión del nivel de fusión en la primera cámara 302 requiere un equilibrio entre (i) el mantenimiento de la presión en la primera cámara 302 y (ii) la tasa de alimentación del material hidrocarbonado a través del puerto 207 de conexión a la primera cámara 302 y (iii) la viscosidad de la masa fundida en la primera cámara 302, todo lo cual se debe considerar al diseñar el tamaño de la abertura 305 en el deflector 304. El control de presión deseado se puede lograr mediante el uso de dispositivos de control de presión comunes en la industria. En la realización preferida, el posicionamiento del dispositivo de control de presión (no mostrado) es cerca del puerto 320 de inyección auxiliar en la parte superior de la placa 315 de extremo integral al puerto 207 de conexión. El control de la tasa de alimentación del material hidrocarbonado a través del puerto 207 de conexión a la primera cámara 302 se logra administrando la tasa de alimentación a la extrusoras 201. La mitigación de la viscosidad de la masa fundida se puede lograr mediante la inyección de líquido a base de petróleo en el puerto 206 de inyección y/o el puerto 320 de inyección auxiliar. Se logra una mayor reducción en la viscosidad de la masa fundida agregando cantidades correspondientemente mayores de líquido a base de petróleo, aunque la adición de cantidades modestas de aceite a base de petróleo a menudo da como resultado una disminución sustancial de la viscosidad de la masa fundida, especialmente si se inyecta en el puerto 206 de inyección. La inyección de aceite en el puerto 206 de inyección resultará principalmente en la reducción de la viscosidad de la masa fundida y, en segundo lugar, en la expansión de la masa fundida que pasa a través del puerto 207 de conexión con el correspondiente aumento de presión en el puerto 207 de conexión. Si el nivel de fusión es más alto que la parte superior de la abertura 305 en el deflector 304, se puede anticipar que la inyección de aceite en el puerto auxiliar 320 de inyección resultará principalmente en un aumento rápido y agudo de la presión en la

primera cámara 302 y, en segundo lugar, en una modesta disminución de la viscosidad de la masa fundida en la primera cámara 302. Dicho resultado se exacerba si se inyectan sobrecargas de refinería o fracciones de petróleo similarmente ligeras, y se mitiga si se inyectan líquidos a base de petróleo con un punto de ebullición superior a 370 °C (690 °F), más o menos. Si el nivel de fusión es más bajo que la parte superior de la abertura 305 en la presa deflectora 304, la inyección de aceite en el puerto auxiliar 320 puede, dependiendo del punto de ebullición del líquido inyectado, dar como resultado principalmente un aumento de presión mitigado pero agudo y rápido en el reactor 301 de horno térmico con el correspondiente aumento en la velocidad de productividad de vapor en los reactores catalíticos aguas abajo y/o reactores de reflujo y/o columnas de fraccionamiento (colectivamente, no mostrados), así como condensadores 80. Un resultado secundario de esta inyección de líquido puede ser una modesta disminución de la viscosidad de la masa fundida en la primera cámara 302. El tamaño del diseño de la abertura 305 en el deflector 304 debe permitir la reducción del área del corte transversal de la abertura 305 debido al paso del árbol opcional 310, cuando se despliega, a través de la abertura 305 en el deflector 304.

El reactor 301 de horno térmico giratorio es alimentado continuamente de masa fundida hidrocarbonada a través del puerto 207 de conexión. El reactor 301 de horno térmico se calienta eléctricamente o mediante combustión directa de gas de proceso no condensable y/o gas natural en dos zonas, o una combinación de los mismos. El medio de calentamiento no es crítico y puede incluir calentamiento de gas de fuego directo, elementos de calentamiento eléctrico, calentamiento radiante y revestimiento térmico usando medios de transferencia de calor conocidos en la industria, incluidos, entre otros, Dowtherm®, plomo fundido, sal fundida, sodio fundido, y similares, según sea apropiado para la temperatura de la zona respectiva. La figura 3 representa una realización de la presente invención que incorpora la opción de calentamiento directo por gas de una primera zona 312 de calentamiento correspondiente a la primera cámara 302 y una segunda zona 313 de calentamiento correspondiente a la segunda cámara 303. Cada una de estas zonas de calentamiento es un revestimiento que rodea el reactor 301 de horno térmico y calienta su corte respectivamente, a través del funcionamiento del conjunto 306 de quemadores de gas. El conjunto 306 de quemadores de gas puede encenderse con producto gaseoso no condensable recuperado del puerto 830 de descarga de gas (figura 4), gas natural o una mezcla de producto gaseoso no condensable y gas natural introducido en uno o más puertos 307 y/o 308 del quemador como se muestra en la realización ilustrada en la figura 3. Dos puertos de quemador separados no son críticos, ya que se podría usar un solo puerto de quemador para introducir ambas corrientes de gas.

Los contenidos del reactor de horno térmico se pueden mezclar usando uno o más medios de mezcla. Uno de estos medios de mezcla, compuesto por husillos y/o deflectores y/o paletas de mezclado y/o elevadores o cualquier combinación de estos dispositivos, colectivamente 309, está conectado a la superficie interior del reactor 301 de horno térmico. Este primer medio se puede aumentar con un mezclador contrarrotatorio opcional dentro del reactor 301 de horno térmico. El mezclador contrarrotatorio funciona en la dirección opuesta para lograr la contramezcla. En una realización preferida para aplicaciones que requieren una cantidad de mezcla que no se puede realizar desde un reactor 301 de horno térmico que no tiene un árbol contrarrotatorio con medios 309 de mezcla integrales, se deben usar husillos, deflectores, paletas y/o elevadores que comprenden medios 309 de mezcla ranurado para permitir el paso de las paletas 311 que giran en la dirección opuesta. Cuando se despliegan el árbol contrarrotatorio 310 y las paletas 311, los medios de mezcla 309 deben tener ranuras que estén separadas adecuadamente para evitar el contacto entre los medios 309 y 311 de mezcla.

La mezcla del material hidrocarbonado fundido en la primera cámara 302 durante un tiempo de permanencia y una temperatura controlados da como resultado una desestabilización molecular adicional, una reducción casi completa de halógenos orgánicos y una reducción casi completa de ácido tereftálico a ácido benzoico y de ácido benzoico a benceno. La introducción continua de material hidrocarbonado deshalogenado y parcialmente desestabilizado/descompuesto a través del puerto 207 de conexión a la primera cámara 302 da como resultado un equilibrio dinámico de acumulación y mezcla de material hidrocarbonado durante un tiempo de permanencia especificado y controlado por diseño en la primera cámara 302 con descarga pasiva continua de material hidrocarbonado a través de la abertura central 305 en el deflector 304 a la segunda cámara 303 de la segunda etapa 30. El diámetro de la abertura 305 en el deflector 304 dicta la altura del punto de derrame a través del cual el material hidrocarbonado avanza hacia la segunda cámara 303 de la segunda etapa 30. La contramezcla de los contenidos del reactor de horno térmico, aunque es una realización compleja y costosa, proporciona un área de superficie adicional dentro del reactor de horno térmico para promover la transferencia de calor así como la mezcla más completa. La mezcla contrarrotatoria opcional a través de 309 y 311 se puede operar a velocidades relativas iguales o diferentes.

La transición de la fase de fusión desde la permanencia en la primera cámara 302 a la segunda cámara 303 coincide con el punto de una rampa térmica, ya que ocurre la pirólisis final en la segunda cámara 303 de la segunda etapa 30. Esta pirólisis se produce durante un tiempo de permanencia optimizado por categoría de materia prima a descomponer. El residuo de material carbonizado sólido se acumula en la parte inferior del conjunto 316 de placa de cojinete/placa de extremo y se descarga desde la segunda cámara 303 a través del puerto 317 del reactor de horno térmico a una cámara 318 de desgasificación calentada. La cámara 318 de desvolatilización descarga posteriormente el material carbonizado desvolatilizado a través del puerto 319 de material carbonizado a un sistema de enfriamiento de material carbonizado aguas abajo (no mostrado). Otras realizaciones (no mostradas) incluyen la eliminación del material carbonizado del reactor 301 de horno térmico usando tornillos para mover el material carbonizado a una salida en el eje central. Todavía otras realizaciones (no mostradas) incluyen un canal en el extremo terminal más bajo,

alrededor de la circunferencia del reactor 301 de horno térmico que dirige el material carbonizado hacia los puertos de salida.

- 5 La adición opcional de líquidos a base de hidrocarburos se puede lograr con fines que incluyen, entre otros, el deseo de consumir material hidrocarbonado líquido, el deseo de reducir la viscosidad de la masa fundida y similares. El líquido se puede introducir a través del puerto 206 de inyección y/o a través de uno o más puertos auxiliares 320 de inyección. De manera similar, el agua y/o el vapor provenientes del puerto 204 de extracción de vapor y/o en cualquier otro lugar pueden inyectarse opcionalmente a través de uno o más puertos 206 y/o 320 de inyección con el interés de promover la reacción de cambio de agua-gas. La adición opcional de metano y/o hidrocarburos no condensables tomados como una fracción de gases no condensables que salen de un tren condensador aguas abajo también se puede introducir a través de uno o más puertos auxiliares 320 de inyección adicionales para servir como gas portador para transportar vapores de hidrocarburos desde el reactor 301 de horno térmico a la salida 323 de vapor y/o proporcionar presurización opcional del interior del reactor 301 de horno térmico.
- 10 15 El presente aparato delineado por zonas mejorado tiene la capacidad de producir simultáneamente múltiples productos, uno de los cuales, una cera dura, se produce a partir del aparato a temperaturas más bajas que las temperaturas típicas de conversión de pirólisis. Este producto de cera de parafina o microcristalina que tiene, en conjunto, 30-70 átomos de carbono, puede recuperarse mediante la descarga directa de la cera fundida del reactor 301 de horno térmico, en una realización preferida, al finalizar el proceso de la zona 404 de mezclado, desestabilización molecular y depuración de heteroátomos dentro de un rango de temperatura de 300 °C a 338 °C (572 °F a 690 °F), un umbral de temperatura no identificado previamente a partir del cual se podría lograr un rendimiento constante de producto de cera microcristalina o de parafina. La realización preferida para recuperar directamente la cera del reactor 301 de horno térmico es opcional y no es necesaria para el funcionamiento del reactor 301 de horno térmico. Esta realización preferida se despliega cuando se desea la descarga directa de cera del reactor 301 de horno térmico a expensas de la recuperación del producto líquido de los condensadores 80, la recuperación del producto gaseoso del puerto 830 de descarga del producto gaseoso y la recuperación del material carbonizado de la descarga del material carbonizado 319. En consecuencia, el rendimiento total del producto condensable es mayor cuando la cera dura se recupera de la terminación de la zona 404 de mezclado, desestabilización molecular y depuración de heteroátomos porque la pirólisis de todo el material hidrocarbonado no se completa, lo que reduce la formación de gas no condensable y material carbonizado y aumenta el rendimiento del producto condensable a medida que se conserva el equilibrio de materia.
- 20 25 30 35 40 45 50 55 60 65

En un medio de despliegue de esta realización preferida como se muestra en la figura 3, el reactor 301 de horno térmico está inclinado con una inclinación o pendiente negativa, es decir, declinación, con respecto al horizonte 50, de modo que el extremo de entrada del reactor 301 de horno térmico está en una elevación más alta que el extremo de salida, lo que permite que la fuerza de la gravedad ayude en el transporte del producto de cera fundida recuperado en el canal colector 330 para salir a través del tubo 331 de salida de cera en el puerto 332 de descarga de cera que sale del conjunto 316 de placa de extremo. El canal colector 330 está ubicado inmediatamente debajo de una abertura cortada en la parte superior del tubo 331 de salida de cera situado en el centro longitudinal del reactor 301 de horno térmico. El tubo 331 de salida de cera no está presente a lo largo de toda la longitud del reactor 301 de horno térmico, sino solo a lo largo de la segunda cámara, que coincide con la zona 5 405. A medida que el reactor 301 de horno térmico gira y el contenido del reactor hierve, da vueltas, fluye y cae verticalmente hacia abajo a través del espacio vacío abierto en el reactor de horno térmico giratorio 301, la cera fundida se derrama en el canal colector 330, es decir, la porción del tubo 331 de salida que no se corta para hacer la apertura. El canal colector 330 está ubicado en el extremo del tubo 331 de salida de cera que está colocado de tal manera que el canal colector 330 está ubicado dentro de la abertura central 305 para desviar el deflector 304, capturando así la masa fundida, que constituye cera microcristalina o parafina, en la transición de la zona 4 404 a la zona 5 405. El canal colector 330 es parte integral del tubo 331 de salida de cera que, en caso de despliegue opcional del árbol contrarrotatorio 310, encierra el árbol contrarrotatorio 310, incorporando el cojinete del extremo del árbol contrarrotatorio 310 en el extremo inferior del reactor de horno térmico, dicho cojinete de extremo encapsulado en una caja o dispositivo similar que permite el paso de la cera más allá del cojinete de extremo, y las paletas 311 se eliminan de la segunda cámara 303 del horno térmico 301 debido a la presencia del tubo 331 de salida de cera. La cera capturada en el canal colector 330 fluye con la fuerza de la gravedad cuesta abajo dentro del tubo 331 de salida de cera en el espacio anular entre el árbol 310 y la pared interior del tubo 331 de salida de cera, pasando por el cojinete de extremo suspendido y saliendo posteriormente del tubo 331 de salida de cera en puerto 332 de descarga de cera. Dado que el tubo 331 de salida de cera pasa a través de la zona 5 405, donde las temperaturas superan las temperaturas de la zona 4 404 que oscilan entre 300 °C y 338 °C (572 °F y 690 °F), se produce una pirólisis limitada de la cera dentro del tubo 331 de salida de cera. La magnitud de esta pirólisis y la pérdida de cera resultante se ve mitigada por el corto tiempo de permanencia de la cera en esa parte del tubo 331 de salida de cera dentro de la zona 5 405. En el caso de que el árbol contrarrotatorio 310 no esté desplegado, el tubo 331 de salida de cera está completamente abierto, de modo que la cera capturada en el canal colector 330 fluya con la fuerza de la gravedad cuesta abajo dentro del tubo 331 de salida de cera, sin impedimentos por la presencia del árbol contrarrotatorio 310, que posteriormente sale del tubo 331 de salida de cera en el puerto 332 de descarga de cera. Dependiendo de la presencia o ausencia de aditivos basados en minerales, contaminantes no poliméricos y similares, la cera descargada desde el puerto 332 de descarga de cera puede filtrar o puede requerir filtrar y/u otro tratamiento si así lo requieren las especificaciones del mercado.

- En un despliegue alternativo de esta realización preferida (no mostrada), el reactor 301 de horno térmico está inclinado con una pendiente positiva, es decir, inclinado, con respecto al horizonte 50, de modo que el extremo de entrada del reactor 301 de horno térmico está a una elevación más baja que el extremo de salida, permitiendo que el contenido de la primera cámara del reactor 301 de horno térmico forme un baño de fusión desestabilizador en el extremo inferior del reactor 301 de horno térmico. En este despliegue alternativo, el canal colector 330 también está ubicado inmediatamente debajo de una abertura cortada en la parte superior del tubo 331 de salida de cera situado en el centro longitudinal del reactor 301 de horno térmico. El tubo 331 de salida de cera no está presente a lo largo de toda la longitud del reactor 301 de horno térmico, sino solo a lo largo de la primera cámara, que coincide con la zona 4 404.
- En este medio alternativo de despliegue, el nivel operativo de la piscina de fusión desestabilizadora coincide con la horizontal 50, el nivel del canal colector 330 y el nivel de la abertura central 305 al deflector 304, de modo que los 3 niveles son iguales. En consecuencia, la cera saldrá del baño de fusión a través del canal colector 330 y el tubo 331 de salida de cera en el extremo inferior del reactor 301 de horno térmico, así como a través de la abertura central 305 hacia el deflector 304, entrando así a la zona 5 405. En este despliegue, el tubo 331 de salida de cera no pasa a través de la zona 5 405 donde las temperaturas exceden las temperaturas de la zona 4 404 que van desde 300 °C a 338 °C (572 °F a 690 °F), y no hay pirólisis de la cera en la zona 5 405 dentro del tubo 331 de salida de cera. Aunque se evita la pirólisis de cera dentro del tubo 331 de salida en el despliegue inclinado, la pérdida de cera se produce en una cantidad aproximadamente igual a la del despliegue declinado porque parte de la cera avanza hacia la segunda cámara del reactor de horno térmico que coincide con la zona 5 405, se piroliza y se convierte en producto condensable y no condensable recuperado del conjunto 80 de condensadores. Dependiendo de la presencia o ausencia de aditivos basados en minerales, contaminantes no poliméricos y similares, la cera descargada desde el puerto 332 de descarga de cera puede o puede requerir filtrado y/u otro tratamiento si así lo requieren las especificaciones del mercado.
- En otro medio más de despliegue y funcionamiento, el reactor 301 de horno térmico puede funcionar a una temperatura mínima de aproximadamente 349 °C a 338 °C (660 °F a 690 °F), más o menos, y una temperatura máxima de aproximadamente 360°C a 382°C (680°F a 720°F), más o menos en la orientación inclinada o declinada. En este ejemplo, ambas cámaras del reactor de horno térmico funcionan dentro del mismo rango de temperatura, aproximadamente equivalente al de la zona 4 404. En consecuencia, en ausencia de zonas de temperatura 5, 6 y 7, se producirá poca o ninguna pirólisis de la cera que se forme en la terminación de la zona 4 404, y la gran mayoría del material hidrocarbonado, con excepción de las impurezas minerales y similares, se recuperará como cera dura microcristalina o de parafina. Dependiendo de la presencia o ausencia de aditivos basados en minerales, contaminantes no poliméricos y similares, la cera descargada desde el puerto 332 de descarga de cera puede filtrar o puede requerir filtrado y/u otro tratamiento si así lo requieren las especificaciones del mercado.
- El escape del conjunto 306 de quemadores de gas y/o la primera zona 312 de calentamiento y la segunda zona 313 de calentamiento se descarga desde el primer puerto 321 de escape que sale de la zona 312 de calentamiento y el segundo puerto 322 de escape que sale de la zona 313 de calentamiento. La descarga principal del reactor 301 de horno térmico, a saber, el vapor de hidrocarburo resultante de la pirólisis del material hidrocarbonado en el reactor 301 de horno térmico, se descarga a través del puerto 323 de escape del reactor de horno térmico, a reactores de catalizador aguas abajo y/o reactores de reflujo y/o columnas de fraccionamiento (no mostradas), que pueden desplegarse o no y, en última instancia, al sistema 80 de condensación.
- El aparato 10 se describe en relación con las zonas de proceso usadas en todo momento, cada una de las cuales tiene una pluralidad de temperaturas y tiempos de permanencia. El aparato 10 se compone de una serie de distintas zonas de proceso de productividad a través de las cuales la mezcla de materias primas se calienta y avanza continuamente. Aunque el aparato 10 tolera bien una modesta variación de temperatura durante los períodos de funcionamiento, por motivos de eficiencia y para mantener la pluralidad entre la temperatura de la zona y el tiempo de permanencia, es deseable mantener el equilibrio dinámico en el reactor 10. El equilibrio dinámico se logra manteniendo una tasa constante de productividad de materia prima y temperaturas constantes del reactor en cada zona una vez que se han alcanzado estas temperaturas cuando se producen las operaciones. Cuanto más lento sea la productividad de la materia prima, mayor será el tiempo de permanencia. Aunque se ha interrumpido el equilibrio dinámico, se puede requerir menos calor para activar con éxito las reacciones químicas deseadas durante un tiempo de permanencia más prolongado, siempre que las operaciones continúen dentro de los límites que determinan la tasa. Por el contrario, cuanto más rápido sea la productividad de la materia prima, menor será el tiempo de permanencia. Aunque el equilibrio dinámico se ha interrumpido, se puede requerir más calor para activar con éxito las reacciones químicas durante un tiempo de permanencia más corto, siempre que las operaciones continúen dentro de los límites que determinan la tasa. En ambos casos, si las variaciones en la temperatura y/o el tiempo de permanencia exceden los límites que determinan la tasa, no se experimentarán las reacciones deseadas y pueden resultar reacciones indeseables. En consecuencia, si no se mantiene el equilibrio dinámico, las operaciones en desequilibrio representan un riesgo para el funcionamiento eficiente del sistema y la consistencia en la calidad del producto.
- Aunque es fundamental mantener la pluralidad entre la temperatura de la zona y el tiempo de permanencia, existen límites en cuanto a la capacidad funcional para mantener esta pluralidad si se interrumpe el equilibrio dinámico. Estos límites se derivan, entre otras cosas, de la capacidad de diseño del reactor, la conductividad térmica fija del material hidrocarbonado y la cinética de reacción. Por ejemplo, es probable que una tasa de alimentación excesiva más allá de la contemplada en el diseño del reactor dé como resultado que los tiempos de permanencia sean insuficientes para facilitar la transferencia de calor al material hidrocarbonado. Esos tiempos de permanencia reducidos pueden ser

insuficientes para que las reacciones deseadas logren el nivel deseado de finalización incluso si se pudiera transferir el calor adecuado a la materia prima hidrocarbonada. En otro ejemplo, en un intento de compensar la productividad más rápido de la materia prima, se podría aumentar la temperatura del sistema de calentamiento. Aunque esta acción logra un beneficio limitado, la diferencia de temperatura entre las superficies calentadas y el material hidrocarbonado puede volverse tan extrema como para promover prematuramente reacciones que idealmente deberían ocurrir en una zona sucesiva, perdiendo así la definición de zona en el aparato 10. Los riesgos creados por el sobrecalefamiento para compensar la productividad excesiva incluyen la creación de condiciones de funcionamiento inseguras/presión excesiva en el reactor, así como la sobreproducción de gas y material carbonizado a expensas de la producción de cera sólida y/o hidrocarburo condensable. En otro ejemplo, una tasa de alimentación muy por debajo de la capacidad del aparato 10 o interrupciones crónicas de la alimentación pueden dar como resultado tiempos de permanencia excesivos.

El aparato 10 se compone de una serie de distintas zonas de proceso de productividad a través de las cuales la mezcla de materias primas se calienta y avanza continuamente. Hay siete de estas zonas de proceso de productividad: la zona 401 de alimentación de materia prima, la zona 402 de compresión, la zona 403 de fusión, la zona 404 de mezcla, desestabilización molecular y depuración de heteroátomos, la zona 405 de pirólisis, la zona 406 de desvolatilización y la zona 407 de descarga de material carbonizado.

Zona 1: Zona de alimentación de materia prima. La zona 1 401 funciona a temperatura y presión ambiente durante un tiempo de permanencia de menos de un minuto. En la realización de la presente invención que se muestra en la figura 1, las materias primas se introducen en el aparato en la entrada 100. El medio exacto para introducir los materiales de alimentación no es crítico, y puede ser cualquier método conocido en la industria, siempre que el método de alimentación seleccionado sea lo suficientemente sólido y efectivo, evitando así fallas en la alimentación de materias primas trituradas y, a menudo, altamente comprimibles, y aislando indeseablemente grandes y contaminantes sólidos no poliméricos voluminosos que obstruirán la entrada de alimentación del reactor 100 o el propio reactor 10. El propósito de esta zona es aceptar material en el aparato 10 y mover el material a la siguiente zona.

El presente aparato 10 permite la combinación intencionada de sólidos mixtos y/o variables con cualquier cantidad, incluida cero, de líquidos mixtos y/o variables a base de petróleo. Proporciona una conversión eficiente de corrientes de materia prima muy variables, corrientes de materia prima altamente contaminados y corrientes de materia prima que tienen composiciones inconsistentes a lo largo del tiempo. Además, los materiales hidrocarbonados se pueden alimentar en la entrada 100 al aparato 10 con aditivos de base mineral finamente divididos seleccionados de uno o más depuradores de heteroátomos en fase fundida en formas que incluyen, entre otros, óxidos, hidróxidos y/o carburos del grupo que consiste en metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de transición, metales de postransición y/o metaloides. Opcionalmente, por ejemplo, cuando solo se desea aceite liviano, aditivo para diésel o aditivo para gasolina, los materiales de alimentación pueden incluir adicionalmente la adición de uno o más catalizadores en fase fundida en formas que incluyen, entre otros, óxidos, hidróxidos y/o carburos del grupo que consisten en metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de transición, metales de postransición, metaloides, no metales y/o minerales de silicato naturales y sintéticos.

La adición de aditivos de base mineral y/o catalizadores de fase fundida en la entrada 100 es opcional, dependiendo de factores que incluyen, entre otros, la composición de las materias primas hidrocarbonadas, la mezcla de productos deseada, por ejemplo, proporción de petróleo producido a gas producido, proporción de cera producida a petróleo y composición molecular deseada de productos de hidrocarburo condensables. Por ejemplo, cuando se desea agregar depuradores de heteroátomos, el porcentaje en peso de depurador de heteroátomos del material hidrocarbonado total agregado al reactor, porcentaje que oscila entre 0% y 20% o más, se determina por el destino del depurador en el reactor. La dispersión completa de aditivos de base mineral y/o catalizadores de fase fundida es fundamental para el uso eficiente de estos aditivos de base mineral y/o catalizadores de fase fundida y para evitar el ensuciamiento del reactor, especialmente en las zonas 1 a 4 como resultado de la presencia de un exceso de aditivos de base mineral finamente divididos y/o catalizadores en fase fundida. Parte del depurador de heteroátomos, pero no todo, estará disponible para participar en las reacciones deseadas si la dispersión del depurador en el material hidrocarbonado no es completa. Además, parte del depurador de heteroátomos puede agregarse en el material hidrocarbonado antes o después de la introducción del material hidrocarbonado en el reactor, reduciendo así su disponibilidad para participar en las reacciones deseadas. Si solo se prevé una reacción primaria que involucra un depurador de heteroátomos, el porcentaje de peso óptimo de depurador de heteroátomos agregado a la alimentación de materia prima hidrocarbonada total puede ser la suma de la cantidad de depurador de heteroátomos estequiométricamente requerida para completar todas las reacciones de desulfuración y deshalogenación deseadas más la cantidad de depurador de heteroátomos no disponible para las reacciones deseadas debido, por ejemplo, a una dispersión incompleta del depurador de heteroátomos en el sistema. Si se prevé más de una reacción primaria en la que interviene un depurador de heteroátomos, dicho depurador puede ser consumido por reacciones contrapuestas. Como uno de los muchos ejemplos posibles, si el material hidrocarbonado incluye cloruro de polivinilo (PVC) y/o cloruro de polivinilideno (PVDC) en presencia de poliésteres de ácido tereftálico (PET), las reacciones contrapuestas pueden incluir la conversión de ácido clorhídrico que se desarrolla a partir de PVC y PVDC a sal de cloruro de calcio y agua, además de promover la conversión de los sublimados ácido tereftálico y ácido benzoico que se desprenden de la descomposición del PET en benceno. En consecuencia, la cantidad de depurador de heteroátomos añadida al material hidrocarbonado debe ser suficiente para permitir que se completen todas las reacciones contrapuestas deseadas. De manera similar, el número

de especies de polímeros y sus concentraciones relativas en el material hidrocarbonado crudo afectarán las tasas de descomposición del polímero. Por ejemplo, citando una cinética simple de primer orden, tasa limitada en una sola especie, la adición de más de esa especie puede promover la aceleración de la tasa de descomposición. La determinación de los porcentajes de peso óptimos, si los hay, de depuradores de heteroátomos en el material hidrocarbonado crudo debe hacerse con un conocimiento profundo de la composición del material hidrocarbonáceo, así como cualquier variación anticipada de ese mismo material a lo largo del tiempo. De manera similar, las tasas de descomposición de polímeros pueden cambiar mediante la adición de catalizadores al material hidrocarbonado, por lo que se reducen las barreras energéticas, lo que da como resultado interacciones para acelerar algunas, pero no todas, las reacciones de descomposición. La selección y la cantidad de catalizador, si lo hay, añadido al material hidrocarbonado son funciones de la composición del material hidrocarbonado.

Zona 2: Zona de reducción/compresión del volumen de materia prima. La zona 2 402 funciona para reducir el volumen del material hidrocarbonado, expulsar el aire atmosférico del material hidrocarbonado a una temperatura por debajo del punto de inflamación del material hidrocarbonado y generar y expulsar vapor a medida que hierve la humedad del material hidrocarbonado. La zona 2 402 funciona con una temperatura interna, a diferencia de la temperatura del exterior, no inferior a la temperatura ambiente y no superior a 100 °C (220 °F), más o menos. En la zona 2, el material hidrocarbonado experimenta un aumento de la presión como resultado del aumento de la temperatura, la fuerza de cizallamiento y la evolución del vapor. Al comienzo de la zona 2, la presión es igual o cercana a la presión ambiental. A medida que aumenta el calor, el material hidrocarbonado sufre cizallamiento. A medida que se desprende el vapor, la presión de la zona 2 aumenta hasta un máximo de 340 kPa (50 psig), más o menos, o hasta 3400 kPa (500 psig), más o menos, dependiendo de la cantidad de humedad en los materiales hidrocarbonados tal como se introduce en la zona 2, así como la holgura entre el tornillo y el cilindro de la extrusora, un control sobre el grado de cizallamiento. Al final de la zona 2, si se descarga vapor del puerto 204 de vapor, la presión en la zona 2 caerá a un mínimo de no menos de 14 kPa (2 psig) en el puerto 204 de vapor. El tiempo de permanencia en la zona 2 no es inferior a 15 segundos, más o menos, y no superior a 5 minutos, más o menos, dependiendo del diseño del tornillo y el cilindro de la extrusora. El volumen del material hidrocarbonado se reduce, y los materiales de alimentación se comprimen mediante el tornillo giratorio dentro del conjunto de tornillo y cilindro 210, forzando el aire y la humedad, como vapor, fuera del sistema bajo vacío opcional. La reducción de la humedad de la materia prima se logra de este modo hasta un contenido de humedad que varía desde menos del 1% de humedad en peso hasta el 15% de humedad en peso, más o menos. En la realización preferida, la humedad se reduce a aproximadamente un 10 % en peso. El aire y la humedad expulsados pueden dirigirse a un lecho de material carbonizado activado. El agua condensada se puede desechar como agua residual. El funcionamiento del lecho de material carbonizado activado puede, dependiendo de la jurisdicción de la agencia gubernamental, requerir un permiso ambiental de un sistema de pretratamiento de aguas residuales. El aire restante puede, por ejemplo, promover el control de olores, opcionalmente dirigirse a la entrada de aire de un sistema de calentamiento del reactor de combustión directa o la entrada de aire de un grupo electrógeno ("genset", no mostrado) que comprende un generador diésel alimentado por el producto de gas no condensable descargado desde el puerto 830 de descarga de gas (mostrado en la figura 4) más una dinamo. Se puede usar un grupo electrógeno para generar electricidad, que puede ser utilizada por el aparato y/o distribuida a otras partes de la instalación.

Zona 3: Zona de fusión de materia prima. La zona 3 403 funciona con un rango de temperatura interna del reactor entre 100 °C (220 °F) y 300 °C (572 °F), más o menos, durante un tiempo de permanencia de no menos de 10 minutos y no más de 45 minutos, más o menos. En la zona 3, el material hidrocarbonado experimenta un aumento de presión como resultado del aumento de la temperatura, la fuerza de cizallamiento y la expansión del material hidrocarbonado al fundirse. Al comienzo de la zona 3, la presión no es inferior a 14 kPa (2 psig) en un punto que coincide con el puerto 204 de vapor. A medida que aumenta el calor, el material hidrocarbonado sufre cizallamiento. A medida que se produce la fusión y el material hidrocarbonado se expande, la presión de la zona 3 aumenta hasta un máximo de 340 kPa (50 psig), más o menos, o hasta 5500 kPa (800 psig), más o menos, dependiendo de la composición del material hidrocarbonáceo así como la holgura entre el tornillo y el cilindro de la extrusora, un control sobre el grado de cizallamiento. Por ejemplo, si el material hidrocarbonado está compuesto de poliisobutileno, parte o todo el poliisobutileno entrará en la zona 3 como una masa fundida, dependiendo de los isómeros de poliisobutileno que constituyan el material. En otro ejemplo, si el material hidrocarbonado está compuesto de polietileno de baja densidad, la temperatura mínima de funcionamiento de la zona 3 es de 100 °C (220 °F) o más, en una temperatura de funcionamiento adecuada para lograr la fusión de todos los constituyentes que tengan un punto de fusión igual o por debajo de 100°C (220°F), más o menos. En otro ejemplo más, si el material hidrocarbonado está compuesto de poliestireno, la temperatura mínima de funcionamiento de la zona 3 es de 240 °C (464 °F) o más, en una temperatura de funcionamiento adecuada para lograr la fusión de todos los constituyentes que tienen un punto de fusión igual o inferior a 240°C (464°F), más o menos. Si hay halógenos orgánicos presentes en la masa fundida, el funcionamiento de la presente invención dará como resultado la generación de un rendimiento relativamente modesto de ácidos halógenos en el rango de temperatura de no menos de 152°C (305°F). Puede generarse ácido clorhídrico adicional en la zona 3 403 a medida que la temperatura de funcionamiento de la zona 3 se acerca a los 300 °C (572 °F). En ese caso, las sales resultantes de la reacción del depurador de heteroátomos y los ácidos halógenos comenzarán a formarse, actuando con los ácidos halógenos restantes como catalizadores de craqueo en fase fundida generados in situ mediante el funcionamiento de la presente invención. Si comienzan a formarse ácidos halógenos al final de la zona 3, se experimenta el funcionamiento de la zona 3 en la parte superior del rango de presión de funcionamiento de la zona 3.

Zona 4: Zona de mezcla, desestabilización y depuración de heteroátomos. La zona 4 404 funciona con un rango de temperatura interna del reactor de no menos de 300 °C (572 °F) y no más de 370 °C (690 °F), más o menos, durante un tiempo de permanencia de no menos de 30 minutos y no más de 120 minutos, más o menos. En la zona 4, el material hidrocarbonado experimenta un aumento de presión como resultado del aumento de temperatura, fuerza de cizallamiento, evolución de ácidos halógenos como resultado de la descomposición de PVC, PVDC, ciertos retardadores de fuego y similares, y evolución de vapores de hidrocarburo como resultado de la descomposición de ciertos aditivos y plastificantes. Al comienzo de la zona 4, la presión es equivalente a la de la terminación contigua de la zona 3, en el rango de 340 kPa (50 psig), más o menos, hasta 5500 kPa (800 psig), más o menos. A medida que aumenta el calor, el material hidrocarbonado se expande a medida que sufre más cizallamiento. A medida que se desprenden vapores de hidrocarburos y ácidos halógenos, la presión de la zona 4 aumenta hasta un máximo de 8300 kPa (1200 psig), más o menos, dependiendo de la cantidad de vapores de hidrocarburos y ácidos halógenos que se desprendan, así como la holgura entre el tornillo y el cilindro de la extrusora, un control sobre el grado de corte. Cerca de la terminación del conjunto de cilindro y tornillo de la extrusora 210, una posición en o cerca del centro de la zona 4, se descargan vapores de hidrocarburo y ácidos halógenos desde el puerto 205 de salida de halógeno, opcionalmente bajo un ligero vacío. En este punto, la presión en la zona 4 caerá a un mínimo de no menos de 14 kPa (2 psig) en el puerto 205 de salida de halógeno o posiblemente más bajo si se despliega el vacío opcional. El material hidrocarbonado desestabilizante se descarga desde la extrusora 201 a través del puerto 207 de conexión al reactor 301 de horno térmico. Se experimenta un aumento de presión nominal a modesto dentro del tramo de tubo del puerto 207 de conexión, una continuación de la zona 4, a medida que el material hidrocarbonado continúa desestabilizándose. Tras la descarga a la continuación de la zona 4 dentro de la primera cámara 302 del reactor 301 de horno térmico, se experimenta una disminución de la presión hasta la presión operativa del reactor de horno térmico, generalmente no más de 34 kPa (5,0 psig), más o menos.

El propósito de este corte del aparato que funciona en la zona 4 es mezclar completamente la masa fundida durante un período prolongado, desestabilizar las moléculas que componen la masa fundida, depurar el azufre (desulfurar) y convertir los halógenos orgánicos en sales sólidas (es decir, deshalogenar).

El craqueo de polímeros dentro de los materiales hidrocarbonados se promueve mediante la generación en múltiples etapas de ácido clorhídrico, ácido bromhídrico y/o ácido fluorhídrico. Dichos ácidos se identifican comúnmente como catalizadores de craqueo. Simultáneamente y posteriormente, la reacción de estos ácidos halógenos con depurador de heteroátomos da como resultado la conversión de halógenos orgánicos en el material hidrocarbonado en sales que también se identifican como catalizadores de craqueo. En consecuencia, además de la generación de vapores de hidrocarburos en la zona 4 404 como resultado de la descomposición de ciertos plastificantes poliméricos y aditivos en la zona 4, el funcionamiento de la zona 4 también da como resultado la producción de vapores de hidrocarburos a temperaturas muy por debajo de las predichas por los modelos térmicos y cinéticos estándar. Tras la condensación, dichos vapores de hidrocarburos producidos en la zona 4 404 dan como resultado no menos del 2% ni más del 22%, más o menos, del rendimiento total del producto condensable de la presente invención. La eficacia de la depuración de heteroátomos y la tasa de producción de producto de aceite resultante del funcionamiento de la zona 4 404 están controladas por factores que incluyen, entre otros, la tasa de rampa para alcanzar la temperatura de funcionamiento de la zona 4, el tiempo de permanencia en la zona 4 y la interacción de la geometría de la zona 4 vs. tasa de productividad y composición de la materia prima. La geometría de la zona 4 es una función de factores que incluyen la longitud y el diámetro de esa parte del conjunto de cilindro y tornillo de la extrusora 210 dentro de la zona 4, el diseño del tornillo de la extrusora, la longitud del puerto 207 de conexión calentado, la longitud y el diámetro de la primera cámara 302 de reactor de horno 303 dentro de la zona 4, el tiempo de permanencia colectivo deseado en todas las porciones de la zona 4 y, en un grado mucho menor, la pérdida de masa total de la masa fundida de la zona 4. Los heteroátomos extraídos de la masa fundida hidrocarbonado a través de reacciones en la zona 4 se acumulan en gran medida como sales en el material carbonizado, que se elimina de la zona 7 posterior, que se describe a continuación.

Además de los productos de pirólisis recuperados de los segmentos posteriores de la presente invención, el producto microcristalino y/o de cera de parafina se puede descargar directamente desde un punto en la transición de la zona 4 404 a la zona 5 405, específicamente, en la terminación de la primera cámara 302 del reactor 301 de horno térmico a través de la recuperación de cera en el canal colector 330, flujo de cera posterior a través del tubo 331 de salida de cera y recuperación final en el puerto 332 de despegue. Mientras que el fundido cizallado y posteriormente mezclado dentro de la primera parte de la zona 4 mantiene las características del plástico fundido cuando se descarga y se examina al congelarse, ya que el material se desestabiliza progresivamente a medida que avanza dentro de la última mitad de la zona 4 hacia la transición de la zona 4 404 a la zona 5 405, el material comienza a experimentar craqueado que está dominado por el craqueado homólogo, perdiendo gradualmente viscosidad y, al congelarse, volviéndose más friable, eventualmente adquiriendo las características de la cera dura cuando la masa fundida se mantiene en un tiempo de permanencia adecuado en el rango de temperatura de 352 °C (670 °F) a 365 °C (690 °F). Dado que se ha formado relativamente poco material carbonizado antes de la pirólisis en la zona 5, la cera descargada del puerto 332 de despegue está contaminada solo por moléculas de hidrocarburo de bajo peso molecular disueltas que no han evolucionado de la cera como vapor, componentes no hidrocarbonados de la materia prima introducida en el reactor, y subproductos de reacción, si los hubiere, de depuradores de heteroátomos, si los hubiera. El reactor puede funcionar con o sin extracción de cera. Si la cera no se elimina, permanece en el reactor en estado líquido y se procesa en zonas

posteriores. Si esta cera dura se elimina y se recupera, se enfriará a un estado sólido a temperatura ambiente. Como tal, la cera debe considerarse un producto sólido.

5 Ciertos materiales no poliméricos en el material hidrocarbonado participarán y/o promoverán reacciones que darán como resultado cambios en la composición molecular del producto final. Por ejemplo, la presencia de papel como contaminante de la materia prima hidrocarbonada introducida en el aparato 10 puede provocar un aumento proporcional de la concentración de hidrocarburos aromáticos y aromáticos polinucleares a expensas de la parafina y/o isoparafina en la cera que puede recuperarse de los puertos 332 de despegue mostrado en la figura 3 así como en los vapores de hidrocarburos condensables condensados y recuperados de los puertos 831 y/o 833 y/o 835 de despegue mostrados en la figura 4. Si los productos primarios deseados incluyen un corte aromático, la presencia de papel en la materia prima puede ofrecer una ventaja. En otro ejemplo, los desechos de envases de alimentos laminados que incluyen láminas de aluminio como componentes del laminado pueden estar presentes en los desechos plásticos municipales. Después de que las capas de polímero se derriten, se libera la lámina de aluminio. La superficie metálica del aluminio promueve una rápida despolimerización en su superficie, lo que da como resultado un mayor rendimiento de la fracción de cera.

10 La descarga de cera del puerto 332 de despegue da como resultado un mayor rendimiento total del proceso de hidrocarburos de petróleo condensables que el funcionamiento de la presente invención sin descarga de cera del puerto 332 de despegue. Cuando los hidrocarburos condensables se eliminan como cera del puerto 332 de despegue, esas moléculas eliminadas no experimentan pirólisis en las zonas 5 405 y 6 406, y el rendimiento proporcional de gas y material carbonizado es menor. En general, la cantidad relativamente limitada de material carbonizado suspendido en la cera descargada desde el puerto 332 de despegue está compuesta en gran parte por carbono resultante de la descomposición de la celulosa incluida como contaminante de la alimentación de materia prima, materia no polimérica incluida como contaminante de la alimentación de materia prima, depurador de heteroátomos reaccionado y sin reaccionar, si se añade depurador de heteroátomos, catalizador en fase fundida creado in situ, y cualquier catalizador en fase fundida añadido a la alimentación de materia prima.

15 La cera resultante de la descomposición de polímeros mixtos y recuperada del puerto 332 de despegue exhibe muchas características de cera microcristalina en contraste con la cera de parafina, incluida la proporción de alcanos no ramificados a ramificados, color más oscuro, punto de fusión más alto, dureza y características adhesivas.

20 Zona 5: Zona de pirólisis. La zona 5 405 funciona con un rango de temperatura interna del reactor apropiado para la mezcla de materia prima introducida en el reactor térmico primario, comúnmente entre 365°C (690°F) y 393°C (740°F), más o menos, a el extremo inferior del rango de temperatura, y 454°C-488°C (850°F-910°F), más o menos, en el extremo superior del rango de temperatura, y a la presión del reactor derivada in situ, generalmente no más superior a 34 kPa (5,0 psig), más o menos, durante un tiempo de permanencia no inferior a 30 minutos ni superior a 90 minutos, más o menos. La falta de oxígeno, junto con la alta temperatura durante el tiempo de permanencia requerido, da como resultado varias reacciones de pirólisis regidas por una cinética de reacción de alto orden, que descompone el material polimérico en vapores volátiles y material carbonizado. La corriente de vapor está compuesta principalmente de vapor, pero puede contener líquidos en aerosol y moléculas condensables. Esta corriente de vapor está sujeta a un tratamiento aguas abajo (descrito a continuación), en el que se separan los vapores condensables y no condensables. Los vapores condensables forman líquidos que incluyen petróleo, petróleo crudo dulce ligero, aditivos de combustible y aceite base. Una fracción más pesada puede formar productos sólidos, generalmente en forma de cera blanda. Los vapores o gases no condensables se recuperan y, opcionalmente, se pueden pasar a un grupo electrogénico (descrito anteriormente) para producir energía eléctrica o se pueden hacer circular antes de su uso en otro lugar como capa de vapor sobre el producto líquido (discutido con más detalle a continuación).

25 Los rendimientos finales de hidrocarburos condensables, así como el equilibrio material relativo de petróleo, gas, material carbonizado y residuo inorgánico, están controlados por varios factores. Estos factores incluyen, entre otros, la temperatura de funcionamiento, la interacción de la geometría de la zona 5 405 frente a la tasa de productividad de la materia prima, el tiempo de permanencia requerido para que las reacciones de pirólisis se completen, la magnitud deseada de las reacciones completadas, la composición de la materia prima y la recuperación, en su caso, de producto de cera del puerto 332 de despegue. La geometría de la zona 5 es una función de factores que incluyen, entre otros, la longitud de la segunda cámara del reactor de horno térmico, el diámetro del reactor de horno térmico, el diseño interno del reactor de horno térmico y la tasa prevista de pérdida de masa a través de la evolución y emisión de vapor de la zona 5 fundida. Esta tasa de pérdida de masa es una entrada clave de un modelo térmico y cinético interactivo en el diseño de la geometría de la zona 5. El proceso que comprende la presente invención se caracteriza por la ausencia virtual de oxígeno y halógenos orgánicos en la zona de pirólisis 5 405 junto con la presencia de catalizadores derivados in situ, incluidas las sales.

30 35 40 45 50 55 60 65 El funcionamiento de la zona 5 405 da como resultado una pérdida significativa de masa del material hidrocarbonado a medida que avanza la pirólisis en el material hidrocarbonado que avanza continuamente y se expulsa vapor del reactor. El reactor 301 de horno térmico funciona como una caldera en la que el material hidrocarbonado pirolizado exhibe una interfaz de transición dinámica y de ebullición de vapor por encima del material hidrocarbonado pirolizado de forma incompleta. Esta superficie de transición evoluciona continuamente a medida que hierve en condiciones de equilibrio dinámico hasta que el material hidrocarbonado se piroliza de manera efectiva, dejando solo el material

carbonizado sólido y cualquier material hidrocarbonado pirolizado de forma incompleta para avanzar a la zona 6 406 para la desvolatilización y la coquización. El cambio acompañante y correlativo en la viscosidad del material hidrocarbonado se experimenta en el reactor a medida que avanza la pirólisis hasta completarse.

- 5 Opcionalmente, por ejemplo, en casos donde se desea una evacuación acelerada del vapor del producto de la zona 5, y dependiendo de la mezcla de productos deseada, se puede introducir un gas portador no condensable en el reactor 301 de horno térmico en el puerto 320 de inyección auxiliar. La adición opcional de gas portador da como resultado un aumento proporcional en el flujo de vapor que sale de la segunda cámara 303 y la zona 5 correspondiente. En consecuencia, los condensadores 80 deben estar diseñados para adaptarse a la mayor tasa de flujo de vapor si 10 se va a ejercer esta opción. Dicho gas portador no condensable está compuesto por nitrógeno y/o una fracción de gas no condensable reciclado que resulta del funcionamiento de la presente invención y/o metano del gas natural o cualquier mezcla de estos gases no condensables. El uso de gas reciclado y/o metano como alternativa al nitrógeno para el gas portador tiene el beneficio de un mayor contenido de BTU del gas de proceso producido en ausencia de dilución por nitrógeno, así como una disminución de los gastos operativos al eliminar la necesidad de comprar o 15 generar nitrógeno. Este aspecto de la presente invención puede, dependiendo de la composición de la materia prima y el rango de condiciones de funcionamiento, también dar como resultado el beneficio no anticipado de un aumento en el rendimiento de aceite, un beneficio no anticipado aunque modesto de un ligero aumento en la concentración de hidrógeno de la atmósfera del reactor en el entorno de pirólisis, y un aumento no anticipado en la concentración de hidrógeno del gas de proceso resultante.

20 Zona 6: Zona de desvolatilización de material carbonizado y sólidos residuales. La zona 6 406 sirve para expulsar los hidrocarburos volátiles del material carbonizado, así como para convertir cualquier oligómero restante e hidrocarburos aromáticos semivolátiles en coque. La zona 6 funciona con una temperatura interna del reactor no inferior a la temperatura máxima de pirólisis apropiada para la mezcla de materia prima introducida en el reactor térmico, comúnmente entre 454°C (850°F) y 488°C (910°F), más o menos, y no más de 982°C (1800°F), más o menos, común y preferiblemente entre 593°C (1100°F) y 649°C (1200°F), más o menos, y en condiciones *in situ* presión del reactor derivada, generalmente no más de 34 kPa (5,0 psig), más o menos. La zona 6 406 funciona a una presión de reactor derivada *in situ*, generalmente no más de 6 kPa (0,8 psig), más o menos, y un tiempo de permanencia de no menos de 15 minutos y no más de 60 minutos, más o menos. El vapor resultante de las reacciones que ocurren en las zonas 30 5 405 y 6 406 se descarga a la salida 323 ubicada en la zona 5 405. Las salidas pueden ser una única salida 323 o una pluralidad de salidas, incluidas las salidas auxiliares o de reserva.

35 Se puede usar un lavador (que no se muestra) para recuperar cualquier halógeno residual que no se capture en la zona 4 404 antes de la descarga a los condensadores reductores 80. Este lavador de heteroátomos funciona en un rango de temperatura apropiado para la recuperación de halógenos en cada mezcla única de materia prima, pero no a una temperatura excesiva para promover el craqueo, por ejemplo, entre 338 °C (640 °F) y 365 °C (690 °F), más o menos.

40 El vapor resultante del funcionamiento de la zona 6 406 puede dirigirse opcionalmente a reactores de catalizador y/o reactores de reflujo y/o columnas de fraccionamiento (en conjunto, no se muestran) para su procesamiento posterior antes de la descarga a los condensadores reductores 80. El vapor que emana de las zonas 5 405, 6 406 y/o 7 407 del reactor 301 de horno térmico y/o el lavador se puede dirigir a uno o más reactores de catalizador secundario y/o reactores de reflujo y/o columnas de fraccionamiento (en conjunto, no se muestran). Estos reactores y/o columnas están diseñados para optimizar el tamaño molecular y la distribución de especies moleculares en el producto 45 condensable según se deseé.

50 Además, el propósito de la zona 6 406 incluye completar el craqueo molecular hasta el punto final deseado, y también tiene como objetivo la descomposición de algunos, pero no todos, los silanos y siloxanos. En particular, del material hidrocarbonado, incluido el polifluoroetileno (PTFE), los silanos clorometilaromáticos (un componente de las placas de circuitos multicapa flexibles) u otras especies halogenadas para las que los modelos cinéticos describen la deshalogenación a temperaturas superiores a 454 °C (850 °F), la captura de dichos halógenos debe lograrse en un lavador (no mostrado) ubicado aguas abajo del reactor 301 de horno térmico y aguas arriba del conjunto de condensadores 80.

55 Opcionalmente, si el contenido de olefina de los productos condensables es problemático, se puede injectar un antioxidante/estabilizador/inhibidor (en lo sucesivo, "inhibidor") aguas abajo de la descarga del reactor 301 de horno térmico y aguas abajo de un punto de descarga de vapor de cualquier reactor catalítico y/o reactores de reflujo y/o columnas de fraccionamiento donde la mitigación de la temperatura es suficiente. El inhibidor puede estar compuesto por 4-terc-butilcatecol, otros alquil cateoles, 2,6-dinitro-p-cresol (DNPC), cortes de crudo asfáltico completo o rematado, fenilendiamina y/o materiales comercialmente disponibles en la categoría de inhibidores compuestos por oxígeno. Los inhibidores se introducen para inhibir las reacciones oxidativas aguas abajo de amplio espectro que implican especies moleculares metaestables así como la polimerización aditiva que de otro modo se produciría. La corriente de producto con reflujo a una temperatura de aproximadamente 140 °C (280 °F) se puede injectar con inhibidor a una tasa de aproximadamente 0,00001 a 0,05 por ciento en moles al condensador 801 si el condensador 60 801 funciona a una temperatura máxima por debajo de aproximadamente 140 °C (280°F) o injectado al condensador 803 si el condensador 801 funciona a una temperatura máxima por encima de aproximadamente 140°C (280°F).

- El vapor del producto se descarga desde el puerto 323 de descarga o, si se despliega, los reactores catalíticos aguas abajo y/o los reactores de reflujo y/o las columnas de fraccionamiento y/o los lavadores a los condensadores reductores 80 en serie, por ejemplo, a los condensadores 801, 803 y 805 que se muestran en la figura. 4, opcionalmente complementada con desempañadores 811, 813 y 815 entre condensadores para aquellas aplicaciones requeridas donde se puede lograr una separación más eficiente que la que se logra con los condensadores solos. Puede desplegarse un sistema desempañador final (no mostrado) en la terminación del tren de condensación cuando sea necesario eliminar muy eficientemente los hidrocarburos aromáticos residuales del producto gaseoso no condensable. Cada condensador de la serie funciona dentro de un rango de temperatura predeterminado especificado para aislar moléculas dentro de los rangos de puntos de rocío deseados, lo que da como resultado productos condensables que tienen gravedades API y puntos de fluidez y/o puntos de fusión respectivos. En la realización ilustrada en la figura 4, el primer condensador 801 de la serie 80 funciona en el rango de temperatura más alto, y el condensador final 805 de la serie funciona en el rango de temperatura más frío. Los desempañadores múltiples opcionales 811, 813 y 815 funcionan a temperaturas correspondientes a las temperaturas mínimas de funcionamiento de sus respectivos condensadores. Los condensadores y, cuando están desplegados, los desempañadores están equipados con recipientes 821, 823 y 825 de recogida, también conocidos como orificios ciegos, que permiten la acumulación/despegue de petróleo y la separación de agua y petróleo según sea necesario para cada corte de petróleo que se vaya a recuperar.
- Los cortes de productos condensables se recuperan de cada condensador y su desempañador dedicado a los respectivos orificios ciegos 821, 823 y 825 que permiten la separación por densidad del agua y el aceite derivados in situ. Múltiples condensadores desplegados en la serie 80 constituyen una serie de condensadores reductores, también conocidos como tren de condensadores. Como ejemplo, si el tren de condensadores reductores se construye de manera adecuada para recuperar al menos 4 cortes, se instalan cuatro condensadores reductores en serie. La cera blanda se puede recuperar del primer condensador reductor y su respectivo desempañador si funciona entre 150 °C (300 °F) y 180 °C (360 °F), más o menos, o, alternativamente, cera blanda y aceite base se puede recuperar del primer condensador reductor y su respectivo desempañador funciona entre 50 °C (130 °F) y 150 °C (300 °F), más o menos. El petróleo crudo dulce ligero, a veces descrito como aditivo diésel, se puede recuperar del segundo condensador reductor y su respectivo desempañador si funciona entre 30°C (90°F) y 50°C (130°F), más o menos. La mayor parte del agua puede recuperarse junto con la recuperación de hidrocarburos C4-C8, a veces descritos como condensado o aditivo de gasolina, del tercer condensador reductor y su respectivo desempañador si funciona entre 15 °C (60 °F) y 30 °C. (90°F), más o menos. Un corte aromático ligero, así como el equilibrio principal de agua, se recupera del cuarto y último condensador reductor y su respectivo desempañador si funciona entre 2 °C (35 °F) y 15 °C (60 °F) más o menos.
- El producto líquido se puede dirigir a los tanques diarios 831, 833 y 835 remotos como se muestra en la figura 4 y la venta posterior del producto. Los tanques de producto que contienen líquidos que tienen puntos de fluidez más altos o productos de cera que deben transportarse en estado fundido se calientan a un punto mínimamente por encima de los puntos de fluidez y/o puntos de fusión respectivos del producto para permitir la transferencia del producto sin destilar los productos en sus respectivos tanques diarios. La realización preferida es mantener una capa de vapor anaeróbico no condensable sobre los productos líquidos para minimizar la degradación del producto por oxidación y retardar la formación de alquitrán y barniz resultantes de la polimerización aditiva que puede ocurrir, atribuida a la presencia de olefinas, especialmente si el inhibidor (como se describe anteriormente) no se agrega al producto. El manto de vapor puede estar compuesto por producto gaseoso no condensable producido por el aparato y descargado desde el puerto 830 de descarga de gas. Las entradas y ventilaciones de vapor del tanque pueden regularse por presión y pueden ser parte integral del puerto 830 de descarga de gas no condensable de la presente invención. Los cortes pesados recuperados del primer condensador 801 se pueden reciclar de nuevo en el proceso como se describe anteriormente si no se desea la recuperación y venta de los cortes pesados.
- El gas residual no condensable se recupera del puerto 830 de descarga de gas no condensable y puede pasarse opcionalmente a un grupo electrógeno (descrito anteriormente) para producir energía eléctrica. Alternativamente, el gas no condensable recuperado puede circular antes de su uso en otro lugar como capa de vapor sobre el producto líquido en los tanques de productos líquidos, consumirse como combustible para el calentamiento directo del aparato del reactor, consumirse como combustible para otros fines o quemarse.
- Un grupo electrógeno opcional, desplegado cuando la generación de energía eléctrica es ventajosa, como en ubicaciones remotas o si el precio de la electricidad es prohibitivo, puede tomar aire de compensación de la zona 402 de compresión y/o áreas donde se desea el control de olores, por ejemplo, almacenamiento de inventario de materias primas plásticas posconsumo, secadores de productos y similares. Los gases de escape del grupo electrógeno se envían a un sistema de control de la contaminación del aire.
- El agua derivada in situ, recuperada de la humedad que entra al reactor térmico primario con el material hidrocarbonado crudo y creada por reacciones químicas en el reactor térmico primario y en otros lugares, se puede recuperar por separado del fondo de los orificios ciegos 821, 823 y 825 como se muestra en la figura 4, pasó sobre un lecho de material carbonizado para adsorber compuestos de hidrocarburos aromáticos disueltos y, posteriormente, se vaporizó a vapor usando el calor residual del grupo electrógeno, si se desplegó, del calentamiento directo del reactor

y/o de otro lugar. Opcionalmente, una parte de este vapor puede pasar sobre material carbonizado activado y el condensado eliminarse como agua residual, o devolverse al proceso en el puerto 320 de inyección auxiliar para promover la reacción de cambio de agua-gas. Alternativamente, se puede dirigir al sistema de control de la contaminación del aire como vapor.

- 5 Zona 7: Zona de descarga de material carbonizado y sólidos. Esta zona 407 funciona con un rango de temperatura interna del reactor no inferior a la temperatura máxima de la zona 6 406 anterior y no superior a 980 °C (1800 °F), más o menos, al inicio de la zona de descarga a temperatura ambiente al final de la descarga. Funciona a la presión del reactor derivada in situ, generalmente menor que la presión del sistema experimentada en la zona 6 406 y no más de 6,9 kPa (1,0 psig), más o menos, experimentada en la zona 7 y por debajo y/o aguas abajo del puerto 323 de despegue de vapor que funciona a relativo vacío debido a su respectiva descarga a los condensadores 80. El tiempo de permanencia en la zona de descarga de material carbonizado no es inferior a 15 minutos ni superior a 30 minutos. El material carbonizado sólido se elimina del sistema, y los contaminantes inertes que incluyen, entre otros, vidrio, piedras, metal y similares, se capturan del reactor junto con el material carbonizado. Los sólidos de la zona 7 407 se
- 10 descargan a través de la salida 319 de material carbonizado. Los sólidos se pueden descargar a un sistema de extracción de sólidos de proceso continuo enfriado y sellado (no mostrado) que puede ser parte de la zona 7 407. En su extremo caliente, el material carbonizado se purga con metano del gas natural para mitigar los hidrocarburos aromáticos polinucleares y aromáticos adsorbidos residuales. El sistema está diseñado para recoger y/o separar y enfriar los sólidos, evitar la readsorción de hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos aromáticos polinucleares en el
- 15 material carbonizado a través de una purga de etano y convertir el vapor arrastrado en la corriente de sólidos de una atmósfera anaeróbica caliente dominada por gas metano de purga en la zona 7 407 aguas abajo de la salida 319 de material carbonizado al aire atmosférico a una temperatura por debajo del punto de inflamación de los sólidos en la terminación de la zona 7 407. Esto se hace de tal manera que se evite la combustión espontánea y se mitigue el riesgo de explosión de polvo. Dada la capacidad aislante muy alta del material carbonizado, el tiempo de permanencia
- 20 adecuado para permitir el enfriamiento es fundamental para evitar la combustión espontánea.
- 25

La capacidad de la presente invención para evitar la readsorción de hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos aromáticos polinucleares sobre el material carbonizado en la zona 7 407 es una mejora importante con respecto a los intentos anteriores de recuperación de material carbonizado. El material carbonizado de pirólisis es notoriamente conocido como "pegajoso" dada la presencia de alquitrán adsorbido compuesto de hidrocarburos aromáticos y aromáticos polinucleares. Este problema se resuelve mediante la capacidad de la presente invención para evitar la readsorción de hidrocarburos aromáticos e hidrocarburos aromáticos polinucleares en el material carbonizado mediante purga con metano caliente antes del enfriamiento final a medida que se descarga. Como resultado, dada la ausencia de casi todos los hidrocarburos aromáticos y aromáticos polinucleares, si el material carbonizado se debe desechar como desecho, el material carbonizado descargado de la zona 7 407 de la presente invención no exhibe las características de toxicidad D018, D023, D024, D025, D026 o D036 de desechos peligrosos como se describe en 40 CFR Parte 261.20. Dada la gran diferencia en el costo de disposición entre los desechos sólidos no peligrosos y los desechos peligrosos, esta mejora de la presente invención proporciona un medio para desechar, si es necesario, material carbonizado como un desecho sólido no peligroso en contraste con los desechos peligrosos identificados por los códigos de desecho peligroso previamente identificados.

El ensuciamiento es un problema común y puede ocurrir en varios puntos del aparato. Dichos puntos incluyen boquillas de descarga que salen del reactor térmico primario. Este ensuciamiento es el resultado de la deposición de material carbonizado, barniz, alquitrán, ácido tereftálico, ácido benzoico, sales minerales y similares. Estos depósitos se pueden eliminar y/o evitar que se acumulen de varias formas. Un método es mediante el funcionamiento de uno o más sistemas de golpeador mecánicos que se instalan en el interior de las boquillas u otros puertos. Una realización preferida de un sistema de golpeador se describe en la solicitud de patente estadounidense 13/735677, "Aparato antiincrustante para limpieza de depósitos en tubos y juntas de tubos", presentada el 7 de enero de 2013. Ese aparato de golpeador está diseñado para desgastar el interior de superficies propensas a ensuciamiento mientras permite el desvío de vapor para no crear caídas de presión y fluctuaciones de presión no deseadas, y funciona mediante uso manual planificado o mediante control electrónico. El vapor resultante pasa a través de un elemento de filtro compuesto de cerámica, fibras de vidrio y/o un dispositivo electrostático para mitigar el paso de partículas suspendidas a segmentos sucesivos del sistema. Esto reduce el ensuciamiento del sistema aguas abajo, las reacciones químicas aguas abajo indeseables, incluida la catálisis, promovidas por la presencia de partículas de material carbonizado y/o sales y óxidos y partículas suspendidas o arrastradas que contribuyen de otro modo a la concentración total de metales en los productos condensables.

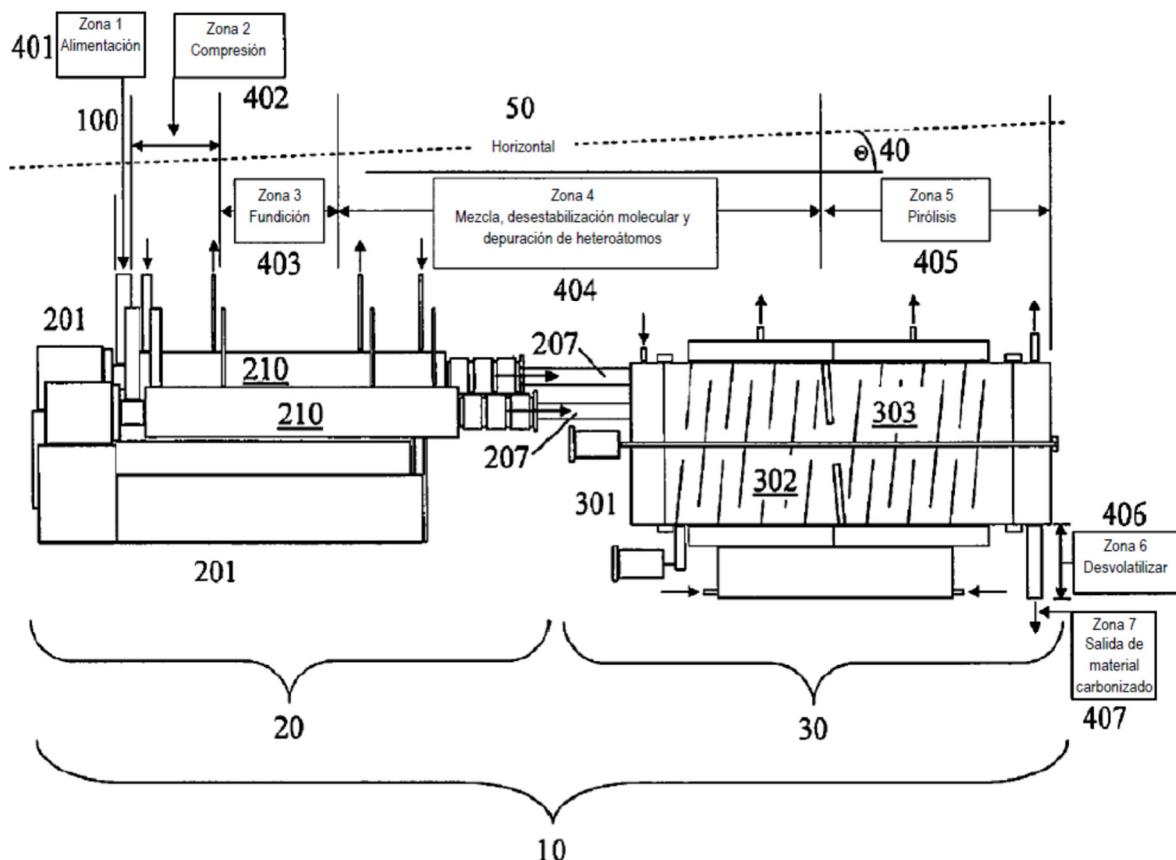
Aunque la invención se ha descrito en detalle con referencia a ejemplos y realizaciones particulares, los ejemplos y realizaciones contenidos en el presente documento son meramente ilustrativos y no constituyen una lista exhaustiva. A los expertos en la técnica se les ocurrirán fácilmente variaciones y modificaciones de la presente invención. La presente invención incluye todas esas modificaciones.

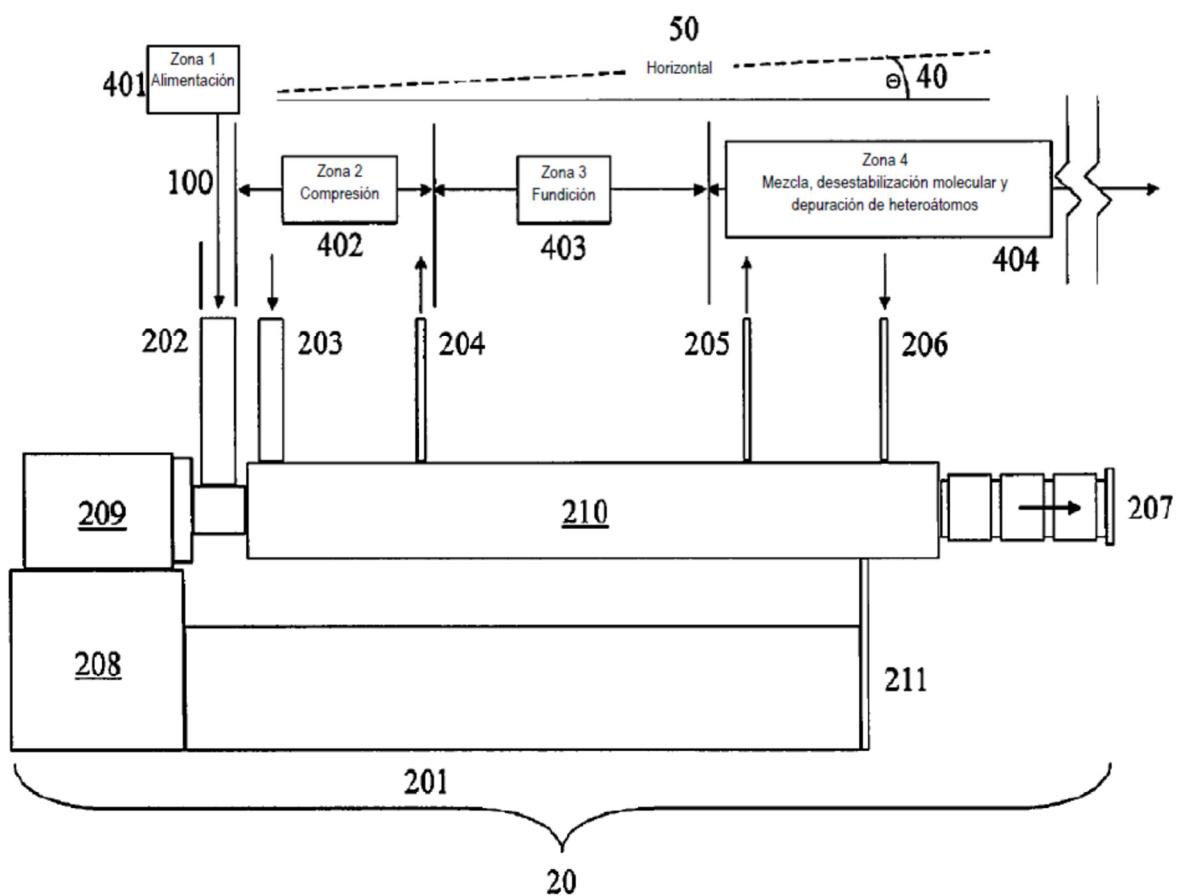
Las reivindicaciones por sí solas pretenden establecer los límites de la presente invención.

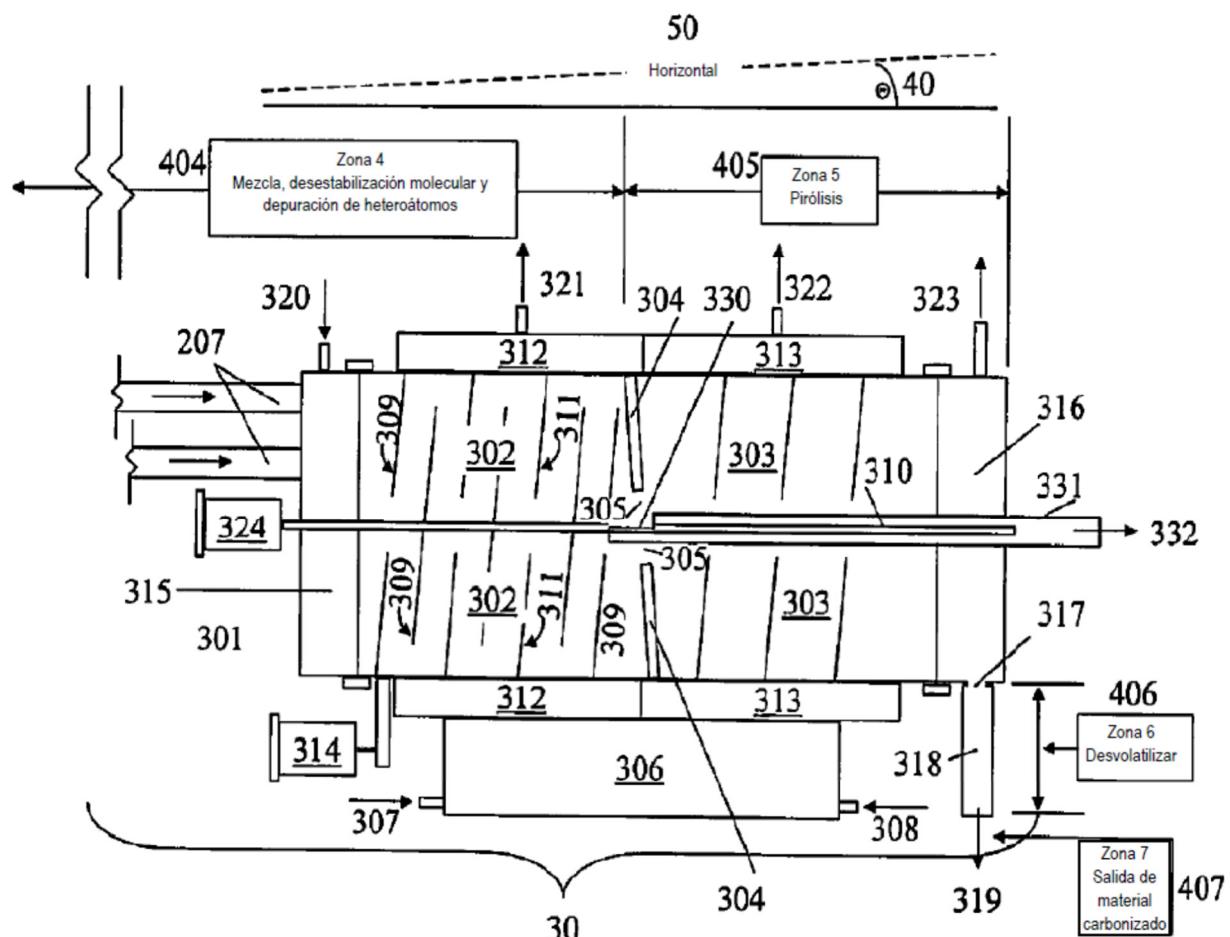
REIVINDICACIONES

- 1.- Un aparato (10) para la conversión continua de materiales hidrocarbonados en productos de hidrocarburo condensables, no condensables y sólidos, que comprende:
- 5 al menos una extrusora (201) capaz de proporcionar fuerza de cizallamiento y calor y que tenga tres o más zonas (401, 402, 403, 404) de tratamiento;
- 10 un reactor (301) de horno térmico de proceso continuo, de gran volumen y con deflectores en una configuración en ángulo, estando dicha extrusora (201) y dicho reactor (301) de horno en comunicación fluida;
- medios para alimentar dichos materiales hidrocarbonados al aparato;
- 15 medios para calentar dichos materiales hidrocarbonados;
- 15 medios para eliminar productos de vapor de dicho aparato;
- medios para eliminar productos sólidos de dicho aparato;
- 20 medios para transportar materiales hidrocarbonados a través del aparato, y entre dicha extrusora y dicho reactor de horno;
- medios para girar dicho reactor de horno térmico de proceso continuo,
- 25 en el que dicha al menos una extrusora tiene al menos tres zonas, que incluyen una zona para comprimir y deshidratar (402) dichos materiales hidrocarbonados, una zona para fundir (403) dichos materiales hidrocarbonados para convertir dichos materiales hidrocarbonados de sólido a líquido, y una zona para mezclar, desestabilizar y deshalogenar (404) dichos materiales hidrocarbonados, por lo que dicho material hidrocarbonado se somete a una pluralidad de intervalos de temperatura y tiempos de permanencia definidos,
- 30 en el que dicho reactor de horno comprende al menos dos zonas, incluida una zona para desestabilizar y deshalogenar más (404), y una zona para pirolizar y desvolatilizar los materiales hidrocarbonados pirolizados (405), por lo que dichos materiales hidrocarbonados se convierten en productos de vapor para su tratamiento adicional para producir productos condensables y no condensables, y productos de hidrocarburo sólidos,
- 35 en el que el aparato está configurado para mantener los materiales hidrocarbonados dentro de las zonas durante un rango de temperatura y tiempos de permanencia definidos,
- 40 en el que dicho aparato proporciona colectivamente el entorno térmico y cinético completo requerido para convertir materiales hidrocarbonados, y
- en el que el reactor de horno comprende dos cámaras que funcionan a diferentes temperaturas, que están divididas por un deflector (304), siendo el deflector anular.
- 45 2.- El aparato de la reivindicación 1, en el que todo o parte de dicho aparato está inclinado con respecto al horizonte en un ángulo entre aproximadamente -20° y aproximadamente +20.
- 3.- El aparato de la reivindicación 1, que incluye además medios para descargar cera del reactor de horno térmico en un punto situado en la transición desde la zona de mezcla, desestabilización molecular y captación de heteroátomos a la zona de pirólisis siguiente.
- 4.- El aparato de la reivindicación 1, que comprende además un medio para eliminar y recoger productos sólidos, en el que dichos productos sólidos son material carbonizado.
- 55 5.- Un proceso de pirólisis para la conversión de material hidrocarbonado para producir productos de vapor útiles y productos sólidos que comprende:
- proporcionar al menos una extrusora (201) que tiene medios para transportar dicho material hidrocarbonado a través de dicho aparato, capaz de proporcionar fuerza de cizallamiento y calor y que tiene tres o más zonas (401, 402, 403, 404) de tratamiento y un reactor (301) de horno térmico de proceso continuo, de gran volumen, con deflectores en una configuración en ángulo en comunicación fluida con dicha extrusora (201),
- alimentar dicho material hidrocarbonado a una zona de compresión en dicha extrusora para eliminar el aire arrastrado y la humedad de dicho material hidrocarbonado,
- 65 fundir dicho material hidrocarbonado,

- mezclar dicho material hidrocarbonado fundido para formar una mezcla fundida y someter dicha mezcla fundida a desestabilización molecular, deshalogenación, desulfuración y depuración de heteroátomos,
- 5 alimentar dicha mezcla fundida a dicho horno,
- someter dicha mezcla fundida a una mayor desestabilización molecular, deshalogenación, desulfuración y depuración de heteroátomos,
- 10 someter dicha mezcla fundida a pirólisis para convertir el material hidrocarbonado en productos de vapor y productos sólidos, y
- recuperar dichos productos de vapor y dichos productos sólidos,
- 15 en el que dicho proceso comprende el entorno térmico y cinético completo requerido para convertir el material hidrocarbonado,
- en el que el reactor de horno comprende dos cámaras que funcionan a diferentes temperaturas, que están divididas por un deflector (304), siendo el deflector anular.
- 20 6.- El proceso de la reivindicación 5, en el que dicho material hidrocarbonado es alimentado a dicho aparato con aditivos basados en minerales, finamente divididos, seleccionados de uno o más depuradores de heteroátomos en fase fundida en formas que incluyen, entre otros, óxidos, hidróxidos y/o carburos seleccionados del grupo compuesto por metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de transición, metales de postransición y metaloides, y mezclas de los mismos.
- 25 7.- El proceso de la reivindicación 5, en el que dicho material hidrocarbonado es alimentado a dicho aparato con aditivos de base mineral finamente divididos seleccionados de (i) uno o más depuradores de heteroátomos en fase fundida en formas que incluyen, entre otros, óxidos, hidróxidos y/o carburos seleccionados del grupo que consiste en metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de transición, metales de postransición y metaloides, y mezclas de los mismos; y (ii) uno o más catalizadores en fase fundida en formas que incluyen, entre otros, óxidos, hidróxidos y/o carburos seleccionados del grupo que consiste en metales alcalinos, metales alcalinotérreos, metales de transición, metales de postransición, metaloides, no metales y minerales de silicato, y mezclas de los mismos.
- 30 8.- El proceso de la reivindicación 5, en el que el material hidrocarbonado se comprime en una zona de compresión y el tiempo de permanencia en la zona de compresión es de aproximadamente 15 segundos a 5 minutos.
- 9.- El proceso de la reivindicación 5, en el que dichos materiales hidrocarbonados se mantienen en una zona de fusión a una temperatura entre aproximadamente 104 °C (220 °F) y aproximadamente 299 °C (572 °F) para fundir dicho material hidrocarbonado.
- 40 10.- El proceso de la reivindicación 5 en el que el material hidrocarbonado se mezcla, desestabiliza, desulfura y deshalogena en una zona de mezcla y el tiempo de permanencia en la zona de mezcla es de aproximadamente 30 minutos a aproximadamente 120 minutos.
- 45 11.- El proceso de la reivindicación 5, en el que los productos sólidos incluyen cera microcristalina y cera de parafina y mezclas de las mismas.
- 12.- El proceso de la reivindicación 5, en el que el material hidrocarbonado se piroliza en una zona de pirólisis y el tiempo de permanencia en la zona de pirólisis es de aproximadamente 30 minutos a 90 minutos.
- 50 13.- El proceso de la reivindicación 5, en el que los productos sólidos son productos de material carbonizado sólido y se someten además a desgasificación a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 450 °C (850 °F) a aproximadamente 980 °C (1800 °F).

**FIG. 1**

**FIG. 2**

**FIG. 3**

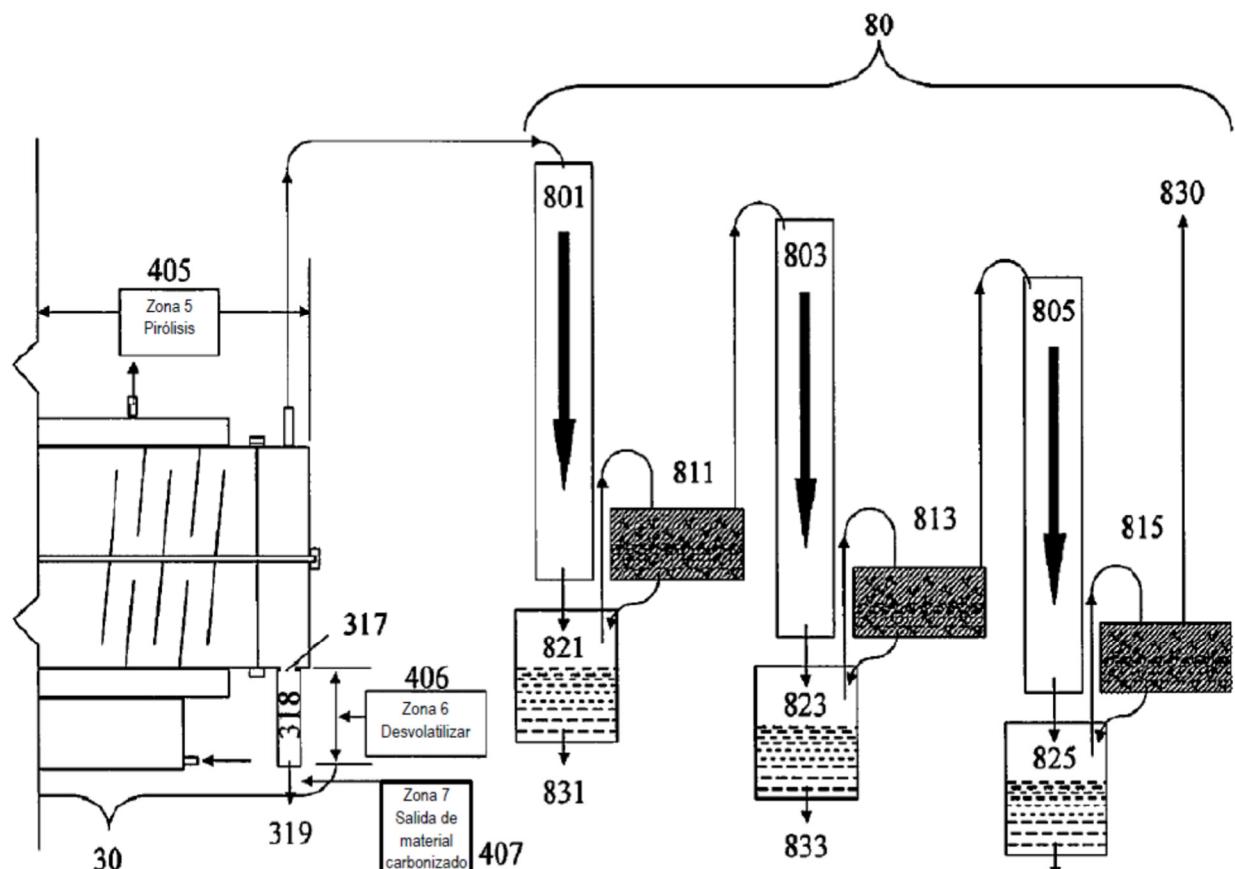


FIG. 4