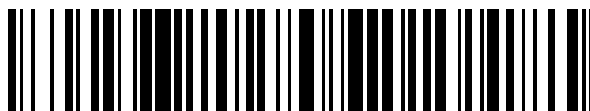


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 611 879**

51 Int. Cl.:

**B01J 8/04** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **12.12.2011 PCT/US2011/064365**

87 Fecha y número de publicación internacional: **18.10.2012 WO12141750**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.12.2011 E 11863348 (6)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **09.11.2016 EP 2696965**

54 Título: **Aparato para la síntesis de haluro de hidrógeno anhidro y dióxido de carbono anhidro**

30 Prioridad:

**12.04.2011 US 201161474657 P**  
**04.05.2011 US 201113100942**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**11.05.2017**

73 Titular/es:

**MIDWEST REFRIGERANTS, LLC (100.0%)**  
**1110 Hawthorne Heights**  
**Greensboro, Georgia 30642, US**

72 Inventor/es:

**TARANCON, GREGORIO**

74 Agente/Representante:

**VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro**

ES 2 611 879 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 para la síntesis de haluro de hidrógeno anhidro y dióxido de carbono anhidro

5 **Campo de la invención**

La presente invención se refiere a un aparato de síntesis de haluro de hidrógeno y dióxido de carbono anhidros. En el reactor termocatalítico A, se sintetiza dióxido de carbono a partir de monóxido de carbono y agua. En el reactor termocatalítico B, se sintetizan fluidos de haluro de hidrógeno a partir de fluidos de haluros orgánicos, hidrógeno anhidro y dióxido de carbono anhidro.

**Antecedentes de la invención**

15 La familia de los haluros orgánicos es muy amplia. La presente invención se refiere a la familia de fluidos refrigerantes y fluidos perfluorados. Durante los últimos 80 años, se ha realizado la síntesis química de un número significativo de fluidos de haluros orgánicos, incluyendo la mayoría de los fluidos refrigerantes, tales como los clorofluorocarbonos (de aquí en adelante "CFC"), hidroclorofluorocarbonos ("HCFC"), fluorocarbonos ("FC"), hidrofurocarbonos ("HFC") e hidrofuroalquenos ("HFO").

20 Se ha establecido que algunos fluidos, en particular, los compuestos usados como refrigerantes, han contribuido a la reducción del ozono en la atmósfera y al calentamiento global. Se han tomado medidas internacionales para eliminar el uso de estos refrigerantes y compuestos similares. En la actualidad, la comunidad científica se preocupa de la protección del medio ambiente, en particular, con respecto a cualquier tipo de contaminación química, incluyendo la liberación de dióxido de carbono a la atmósfera.

25 Actualmente, el tratamiento y/o la descomposición de los fluidos de haluros orgánicos, tales como los refrigerantes, requieren un aparato que pueda incluir el uso de temperaturas extremadamente altas. Por ejemplo, ciertos aparatos para la descomposición de los refrigerantes pueden requerir el calentamiento de los compuestos a una temperatura de aproximadamente 1.300 °C a 20.000 °C en condiciones reductoras. Por lo tanto, existe la necesidad de un aparato para el tratamiento de fluidos de haluros orgánicos en condiciones menos severas; es decir, a temperaturas inferiores a 1.300 °C.

**Sumario de la invención**

35 Por consiguiente, la presente invención se dirige a un método de síntesis de haluro de hidrógeno anhidro y dióxido de carbono anhidro que obvia esencialmente uno o más de los problemas debidos a las limitaciones y desventajas de la técnica relacionada.

40 Las realizaciones ilustrativas proporcionan un nuevo aparato para la síntesis de haluro de hidrógeno y dióxido de carbono anhidros. En el reactor termocatalítico A, se puede sintetizar dióxido de carbono a partir de monóxido de carbono y agua. En el reactor termocatalítico B, se pueden sintetizar fluidos de haluros de hidrógeno a partir de fluidos de haluros orgánicos, hidrógeno y dióxido de carbono anhidro.

45 En una realización ilustrativa, los reactores dobles A y B de la unidad 1, en la que hay una batería de uno o más reactores dobles, se produce una reacción termocatalítica en el reactor A del primer recipiente de disipación térmica, se produce una reacción termocatalítica en el reactor B del segundo recipiente de disipación térmica, y el tercer recipiente de disipación térmica proporciona los medios para equilibrar el calor en el primer y en el segundo recipiente de disipación térmica.

50 En un aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato para la síntesis termocatalítica de fluidos de haluro de hidrógeno anhidro y dióxido de carbono anhidro. En el reactor termocatalítico A, se sintetizan dióxido de carbono e hidrógeno a partir de monóxido de carbono y agua. En el reactor termocatalítico B, se sintetizan fluidos de haluro de hidrógeno a partir de fluidos de haluros orgánicos, hidrógeno y dióxido de carbono anhidro.

55 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato con reactores dobles A y B, en el que el reactor A, los reactivos son monóxido de carbono y agua, que forma dióxido de carbono e hidrógeno con una reacción exotérmica de bajo consumo de energía en un intervalo de presiones de 101,325 kPa (1 atm) a 3.039,75 kPa (30 atm) y en un intervalo de temperaturas de 300 °C a 900 °C. En el reactor B, los reactivos son fluidos de haluros orgánicos, de hidrógeno anhidro y dióxido de carbono anhidro, que forma fluidos de haluros de hidrógeno y monóxido de carbono, en un intervalo de presiones de 101,325 kPa (1 atm) a 3.039,75 kPa (30 atm) y en un intervalo de temperaturas de 600 °C a 900 °C.

60 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato que tiene un difusor de hidrógeno donde la producción de átomos de hidrógeno es al menos igual al número de átomos de haluro del fluido de haluro orgánico.

65 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato que tiene un dispositivo de control de masa para regular

el flujo de moléculas de dióxido de carbono, para que sean al menos igual al número de átomos de carbono de los otros reactivos, formando fluidos de haluro de hidrógeno anhidro y monóxido de carbono.

5 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato para la descomposición termocatalítica de fluidos de haluros orgánicos tales como fluidos refrigerantes y líquidos de perfluorocarbono.

En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato con un reactor termocatalítico para la conversión de monóxido de carbono y agua en hidrógeno y dióxido de carbono.

10 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato con un reactor termocatalítica para la conversión de haluro orgánico en haluro de hidrógeno anhidro y monóxido de carbono.

15 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato con una reacción termocatalítica (similar a una reacción de desplazamiento de agua-gas) utilizando un catalizador para la conversión de monóxido de carbono y agua en hidrógeno y dióxido de carbono.

En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato con una reacción termocatalítica utilizando un catalizador para la conversión de haluro orgánico en haluro de hidrógeno anhidro y monóxido de carbono.

20 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato para disponer los reactores dobles A y B, en el que no se requiere la entrada de energía para ejecutar la reacción.

En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato para controlar el equilibrio entre los átomos de haluro de los reactivos y los átomos de hidrógeno para formar solo fluidos de haluro de hidrógeno anhidro.

25 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato para controlar el dióxido de carbono en el reactor B que impide cualquier formación de carbono (hollín) y para formar solo monóxido de carbono.

30 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato con reactores dobles. En el reactor A, no hay haluros orgánicos, compuestos de cloruro orgánicos ni cloro molecular presentes y, en reactor B, no hay oxígeno molecular presente, evitando así la formación de dioxinas y furanos.

35 En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato para la síntesis de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono a partir de la conversión de hidrógeno, dióxido de carbono y haluros orgánicos, tales como CFC, HCFC, FC y HFC, como los fluidos reactivos en presencia de un catalizador en la zona de reacción de reactor B.

En otro aspecto, las realizaciones proporcionan un aparato para cualquier hidrógeno, monóxido de carbono y/o dióxido de carbono que sale del difusor de hidrógeno para su reciclaje a la entrada del reactor A.

40 En la siguiente descripción, se exponen características y ventajas adicionales de la invención, y, en parte, serán evidentes a partir de la descripción, o pueden aprenderse mediante la práctica de la invención. Los objetivos y otras ventajas de la invención se pueden realizar y alcanzar mediante la estructura indicada en particular en la descripción escrita y en las reivindicaciones de la misma, así como las figuras adjuntas.

45 Para lograr estas y otras ventajas, y de acuerdo con el fin de la presente invención, como se realiza y se describe ampliamente, un sistema para el tratamiento y/o la descomposición de fluidos de haluros orgánicos comprende: una unidad de reactor doble que tiene un primer reactor dentro de un primer recipiente de disipación térmica, un segundo reactor dentro de un segundo recipiente de disipación térmica y un tercer recipiente de equilibrio de disipación térmica; en el que el primer reactor y el segundo reactor están conectados fluidamente de modo que un producto de  
50 una reacción que se produce en un reactor se introduce en el otro reactor.

55 En otro aspecto de la presente invención, una unidad de reactor doble comprende: un primer recipiente de disipación térmica que incluye un primer reactor, un segundo recipiente de disipación térmica que incluye un segundo reactor, un tercer recipiente de equilibrio de disipación térmica; y un circulador; en el que el primer recipiente de disipación térmica está conectado fluidamente al segundo recipiente de disipación térmica, el tercer recipiente de equilibrio de disipación térmica y el circulador.

Se ha de entender que tanto la descripción general anterior como la siguiente descripción detallada son ilustrativas y explicativas, y pretenden proporcionar una explicación adicional de la invención como se reivindica.

60 **Breve descripción de las figuras**

La Figura 1 es una realización de la disposición en diagrama de flujo del aparato 100 utilizado por la presente invención.

65 La Figura 2 es un diagrama de una realización de una unidad de reactor doble 1 del aparato 100 utilizado por la presente invención.

**Descripción detallada de la invención**

Aunque la siguiente descripción detallada del aparato contiene muchos detalles específicos con fines ilustrativos, se entiende que un experto habitual en la materia apreciará que muchos ejemplos, variaciones y alteraciones de los siguientes detalles están dentro del alcance y del espíritu de la invención. Por consiguiente, las realizaciones ilustrativas de la invención descrita en el presente documento se exponen sin ninguna pérdida de generalidad en, y sin imponer sus limitaciones, el proceso de la invención reivindicado.

Los compuestos de haluros orgánicos y/o fluidos refrigerantes pueden incluir CFC, HCFC, FC, HFC y HFO, que incluyen al menos de un compuesto fluido, tal como fluidos refrigerantes, incluyendo, pero sin limitación: R10 (tetracloruro de carbono), R11 (triclorofluorometano), R12 (diclorodifluorometano), R13 (clorotrifluorometano), R14 (tetrafluoroetano), R21 (diclorofluorometano), R22 (clorodifluorometano), R23 (trifluorometano), R30 (cloruro de metileno), R31 (clorofluorometano), R32 (diclorometano), R40 (clorometano), R41 (fluorometano), R152a (difluoroetano), R110 (cloroetano), R112 (clorodifluoroetano), R113 (triclorotrifluoroetano), R114 (diclorotetrafluoroetano), R115 (cloropentafluoroetano), R116 (hexafluoroetano), R123 (diclorotrifluoroetano), R124 (clorotetrafluoroetano), R125 (pentafluoroetano), R134a (tetrafluoroetano), R1234YF (2,3,3,3-tetrafluoropropeno), R1234ZE (1,3,3,3-tetrafluoropropeno), R1243ZF (1,1,1-tetrafluoropropeno), R141b (diclorofluoroetano), R142b (clorodifluoroetano), R143a (trifluoroetano) y compuestos similares. Del mismo modo, los refrigerantes bromados, tales como R12b (bromoclorodifluorometano) y R13B (bromotrifluorometano), y otros compuestos relacionados que tienen uno o dos átomos de carbono y al menos un átomo de bromo, se pueden tratar de acuerdo con el aparato descrito en el presente documento. Como se usa en el presente documento, un fluido se define como cualquier sustancia, (líquido o gas) que tiene una baja resistencia al flujo y que tiende a adoptar la forma de su recipiente. Como se usa en el presente documento, haluro orgánico se refiere a moléculas que incluyen tanto carbono como un halógeno, preferentemente, que incluyen entre 1, 2, 3 y 4 átomos de carbono, y al menos un átomo de halógeno por molécula. En ciertas realizaciones, el haluro orgánico y/o refrigerante incluyen al menos un átomo de carbono y al menos un átomo de flúor.

Un aspecto del aparato de la presente invención es una unidad de reactor doble, en la que pueden tener lugar dos reacciones termocatalíticas para la síntesis de haluro de hidrógeno anhidro y dióxido de carbono. Ambas reacciones pueden tener lugar en un ambiente exento de plasma. En una realización ilustrativa, la unidad de reactor doble puede incluir un reactor A y un reactor B. Ambos reactores A y B pueden ser tubos de reactores termocatalíticos. En el reactor A, la reacción termocatalítica de monóxido de carbono y agua forma dióxido de carbono e hidrógeno. En el reactor B, la reacción termocatalítica del haluro orgánico, hidrógeno y dióxido de carbono forma productos de haluro de hidrógeno anhidro y fluido de reciclaje de monóxido de carbono.

La Figura 1 es una realización ilustrativa de un aparato de sistema 100. Dicha realización ilustrativa incluye una unidad de reactor doble 1, unidad de intercambiadores de calor 2, unidad de difusor de hidrógeno 3, una serie de colectores purificados que puede incluir la unidad de purificador/colector de fluoruro de hidrógeno anhidro, la unidad de purificador/colector de bromuro de hidrógeno 5, la unidad de purificador/colector de cloruro de hidrógeno 6, una unidad de purificador/colector separada tal como la unidad de purificador/colector de dióxido de carbono 7, la unidad de secador 8 y la unidad de torre de lavado 9 de neutralización de haluros de hidrógeno. Las nueve unidades se representan con un solo dígito. Todos los accesorios y/o componentes de cada unidad se representan por dos dígitos detrás del dígito que representa la unidad; es decir, la conexión de tuberías de la entrada de gas de la unidad de torre de lavado 9 está representada por el número 902.

Siguiendo este procedimiento de numeración, todos los elementos del aparato 100 se pueden describir de la siguiente manera. Se lleva el fluido de transferencia térmica 190 de la unidad de reactor 1 a la temperatura de funcionamiento a través del medio de calentamiento 126 exterior del recipiente de disipación térmica 103. Se hace circular el fluido de transferencia térmica 190 a través del circulador de flujo bidireccional 104 desde el recipiente de disipación térmica 103 a través de la conexión 105 de tuberías hacia el recipiente de disipación térmica 101. Desde el recipiente de disipación térmica 101, el fluido de transferencia térmica 190 puede fluir a través de la conexión 110 y 109 de tuberías hacia el circulador de flujo bidireccional 104, continuando a través de las conexiones 108 y 107 de tuberías hacia el recipiente de disipación térmica 102. El fluido de transferencia térmica 190 puede fluir desde el recipiente de disipación térmica 102, a través de la conexión 106 de tuberías, de vuelta al recipiente de disipación térmica 103. Un medio para calentar el recipiente de disipación térmica 103 es a través de la conexión 120 y 121 de tuberías de entrada, y las conexiones 122, 123 de tuberías de salida, y la válvula de control de flujo 124. La unidad de reactor doble 1 se puede llenar con o drenar de fluido de transferencia térmica 190 a través de la válvula 137 y puede estar protegido a presión por la válvula de seguridad 138.

En una realización ilustrativa, una vez que se alcanza una temperatura de funcionamiento, un flujo de monóxido de carbono 990 y corriente de agua entra en el tubo reactor 112 del recipiente de disipación térmica 101 a través de la conexión 125 de tuberías. La reacción termocatalítica de la corriente de monóxido de carbono 990 y de agua tiene lugar en la zona de reacción 111 con la asistencia del catalizador 180. Cualquier exceso de calor de reacción pasa a través de la pared diatérmica del tubo reactor 112 y puede ser absorbido por el fluido de transferencia térmica 190. La reacción forma la corriente de hidrógeno, monóxido de carbono sin reaccionar y dióxido de carbono 191, que puede salir del tubo reactor 112 a través de la conexión 115 de tuberías.

La corriente 191 entra en el intercambiador de calor de tubo en tubo 210 a través de la conexión 214 de tuberías y puede salir a través de la conexión 215 de tuberías y fluir hacia la unidad de secador 8 a través de la conexión 802 de tuberías.

5 La unidad de secador 8 puede incluir el recipiente 801 con el medio de calentamiento exterior 806 para la termorregeneración del agente de secado 895. La corriente 191 sale del secador 801 en forma de la corriente de hidrógeno anhidro, monóxido de carbono sin reaccionar anhidro y dióxido de carbono anhidro 191 a través de la conexión 804 de tuberías, que fluye hacia el compresor de gas 805.

10 Al salir del compresor de gas 805, la corriente 191 puede entrar en la unidad de purificador/colector de dióxido de carbono 7 a través de la conexión 706 de tuberías. La unidad de purificador/colector de dióxido de carbono 7 puede incluir la columna 702, el condensador 703 de reflujo con la entrada 720 y la salida 721 del medio de enfriamiento, y el colector 701 con la entrada 722 y la salida 723 del medio de calentamiento, en el que el dióxido de carbono líquido 790 se puede recoger. El dióxido de carbono líquido 790 del colector 701 se puede drenar a través de la conexión 708 de tuberías y la válvula 726 a la conexión 707 de recipientes. Tras la purificación y la recogida de la corriente de dióxido de carbono 790, la corriente 790 sale de la unidad 701 de purificador/colector a través de la conexión 708 de tuberías.

20 En una realización ilustrativa, la corriente de dióxido de carbono 790 se puede entonces hacer fluir para que entre en el intercambiador de calor 210 de tubo en tubo a través de la conexión 212 de tuberías, fluyendo a través del tubo interior 211. La pared del tubo interior 211 es una pared diatérmica, y transfiere el calor desde el exterior del tubo interior 211 hacia el interior del tubo interior 211, transmitiendo, por tanto, calor a la corriente 790 del tubo interior 211. La corriente 790 sale a través de la conexión 213 de tuberías y fluye a través de las conexiones 120, 121, 122, 123, 119, 118 y 116 de tuberías, y la válvula de control de flujo 124 hacia el tubo 114 del reactor. La válvula 226 en línea se puede usar solo como una válvula de servicio.

30 En una realización, la corriente de hidrógeno, monóxido de carbono sin reaccionar y trazas de dióxido de carbono 791 puede salir de la parte superior de la unidad 7 de purificador/colector a través de la conexión 714 de tuberías y fluir al compresor de gas 705. La corriente 791 sale del compresor de gas 705 y fluye hacia el difusor de hidrógeno 301 a través de la conexión 303 de tuberías.

35 El difusor de hidrógeno 301 puede incluir un medio de calentamiento exterior 310, una cámara de admisión de hidrógeno 312 con pared de paladio 302 y colector de hidrógeno 311. La corriente de hidrógeno 390 puede salir del colector de hidrógeno del difusor de hidrógeno 301 a través de la conexión 304 de tuberías. El flujo de la corriente de hidrógeno purificado 390 se puede regular mediante el controlador del flujo másico 308, haciendo funcionar la válvula de control de flujo 306 y 309. En una realización, la corriente de hidrógeno purificado 390 fluye a través de las conexiones 119, 118 y 116 de tuberías hacia el tubo 114 del reactor. Cualquier resto de hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono puede salir del difusor de hidrógeno 301, y se puede reciclar a través de las conexiones 319 y 315 de tuberías, con la válvula 316 cerrada y la válvula 317 abierta, a través del compresor de gas 40 305, la válvula de retención 318, la conexión 135 y 128 de tuberías en el recipiente de humidificador 127, fluyendo el gas húmedo de vuelta al tubo 112 del reactor a través de la conexión 129 y 125 de tuberías. Opcionalmente, cuando el difusor de hidrógeno está en el modo de regeneración, cualquier resto de hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono puede salir del difusor de hidrógeno 301 a través de las conexiones 319 y 315 de tuberías, la válvula 316, con la válvula 317 cerrada, y los gases 307 del difusor hacia la atmósfera. El controlador de masa 45 308 también hace funcionar la válvula de control de flujo 124 para regular el flujo de la corriente de dióxido de carbono 790 y hace funcionar la válvula 209 de control de flujo para regular el flujo 290 de haluros orgánicos.

50 En una realización, el flujo de la corriente de fluido de haluros orgánicos 290 se puede hacer fluir a través de un intercambiador de calor 201 de tubo en tubo desde su fuente conectada hacia el compresor de gas 205 y la conexión 203 de tuberías, pasando a través del intercambiador de calor 201 y saliendo a través de la conexión 206 de tuberías, fluyendo a través de la válvula 209 de control de flujo y las conexiones 118 y 116 de tuberías hacia el tubo 114 del reactor.

55 La corriente de hidrógeno 390, la corriente de dióxido de carbono 790 y la corriente de fluido de haluros orgánicos 290 se unen, a través de la conexión 116 de tuberías, y fluyen introduciéndose en el tubo 114 del reactor. La reacción termocatalítica del dióxido de carbono, del hidrógeno y del fluido de haluros orgánicos puede tener lugar en la zona de reacción 113, se puede ayudar del catalizador 181, formando la corriente de haluro de hidrógeno anhidro y de monóxido de carbono anhidro 192. La corriente 192 sale del tubo 114 de reacción a través de la conexión 117 de tuberías y la conexión 207 de tuberías, entrando en el tubo interior 202 del intercambiador de calor 201 de tubo en tubo. 60

65 La pared del tubo interior 202 puede ser una pared diatérmica y puede transferir calor desde el interior del tubo interior 202 hacia el exterior del tubo interior 202, haciendo pasar, por tanto, calor a la corriente de fluido de haluros orgánicos 290 del tubo exterior 201. La corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192 sale del intercambiador de calor 201 de tubo en tubo a través de las conexiones 204 y 280 de tuberías. El aparato en este punto puede tener al menos dos modos: (1) El modo de recuperación de los productos de haluro de hidrógeno

(fluoruro de hidrógeno anhidro y/o bromuro de hidrógeno anhidro y/o cloruro de hidrógeno anhidro) puede ser a través de la válvula de apertura 281, la válvula de cierre 282, fluyendo a través de la válvula de retención 284 y entrando en la unidad de purificador/colector de fluoruro de hidrógeno 4 a través de la conexión 406 de tuberías. (2)  
 5 El modo de neutralización de los productos de haluro de hidrógeno (fluoruro de hidrógeno anhidro y/o bromuro de hidrógeno anhidro y/o cloruro de hidrógeno anhidro) puede ser a través de la válvula de apertura 282, la válvula de cierre 281, fluyendo a través de la válvula de retención 283, hacia el compresor de gas 925 y entrando en el recipiente 901 de la torre de lavado a través de la conexión 902 de tuberías, en el que los haluros de hidrógeno se neutralizan y el monóxido de carbono se recicla hacia el recipiente de disipación de calor 101.

10 La unidad de anhidro purificador/colector de fluoruro de hidrógeno 4 puede incluir la columna 402, el condensador de reflujo 403 con la entrada 420 y la salida 421 del medio de enfriamiento, el colector 401 en el que se puede recoger el fluoruro de hidrógeno líquido 490 y la válvula de control de flujo 426. El fluoruro de hidrógeno líquido 490 del colector 401 se puede drenar a través de la conexión de tuberías/tubo de inmersión 408 y de la válvula 426 hacia la conexión 407 de recipientes. En este punto, el fluoruro de hidrógeno 490 presente se puede retirar de la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192. En el caso de que el fluoruro de hidrógeno 490 sea el único haluro de hidrógeno presente en la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192, la corriente de monóxido de carbono 491 y cualquier fluoruro de hidrógeno 490 restante pueden salir de la unidad de purificador/colector de fluoruro de hidrógeno 4 a través de la conexión 414 de tuberías, fluyendo a través la válvula 416 y 516, (sin pasar por la unidad de purificador/colector de bromuro de hidrógeno 5 ni la unidad 6 de purificador/colector de cloruro de hidrógeno a través de las válvulas de cierre 413, 513 y 616) a la unidad de torre de lavado 9 de neutralización a través de la válvula 920 de retención y la conexión 902 de tuberías.

25 En el caso de que haya bromuro de hidrógeno y/o cloruro de hidrógeno presentes en la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192, la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192, junto con cualquier fluoruro de hidrógeno 490 restante, pueden salir de la unidad de purificador/colector de fluoruro de hidrógeno 4 a través de la conexión 414 de tuberías y entra en la trampa de extracción de fluoruro de hidrógeno 410 a través de la conexión 417 de tuberías, cerrando a la vez las válvulas 413 y 416, y abriendo la válvula 415.

30 Cualquier fluoruro de hidrógeno 490 restante es absorbido por el fluoruro de sodio 411 en la trampa de extracción de fluoruro de hidrógeno 410. La trampa de extracción de fluoruro de hidrógeno 410 tiene un medio 418 de calentamiento exterior que se usa, cuando es necesario, para la desorción del fluoruro de hidrógeno 490 atrapado, y hace fluir el fluoruro de hidrógeno 490 desorbido a través de la conexión 412 de tuberías (abriendo simultáneamente la válvula 413 y cerrando las válvulas 415, 416, 513 y 616) hacia la unidad de torre de lavado 9 de neutralización a través de la válvula 920 de retención y la conexión 902 de tuberías.

35 En el caso de que haya bromuro de hidrógeno y/o cloruro de hidrógeno presente en la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192, se pueden extraer usando colectores adicionales. En dicha realización, la trampa de extracción de fluoruro de hidrógeno 410 puede permitir que el bromuro de hidrógeno y/o el cloruro de hidrógeno de la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192 fluya a través de la válvula 415 y del compresor de gas 505 hacia la unidad de purificador/colector de bromuro de hidrógeno 5 a través de la conexión 506 de tuberías. La unidad de purificador/colector de bromuro de hidrógeno anhidro 5 consiste en la columna 502, el condensador de reflujo 503 con la entrada 520 y la salida 521 del medio de enfriamiento, y el colector 501 con la entrada del medio de calentamiento 522, la válvula de control del flujo 524 y la salida 523, donde se puede recoger el bromuro de hidrógeno líquido 590. El bromuro de hidrógeno líquido 590 del colector 501 se puede drenar a través de la conexión 508 de tuberías y la válvula 526 hacia la conexión 507 de recipientes. El bromuro de hidrógeno 590 presente se retirará de la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192 en este punto. En el caso de que el bromuro de hidrógeno 590 sea el único haluro de hidrógeno que todavía esté presente en la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192, la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192, con cualquier bromuro de hidrógeno 590 restante, sale de la unidad de purificador/colector de bromuro de hidrógeno 5 a través de la conexión 514 de tuberías, fluyendo a través de las válvulas 513 y 516, (sin pasar por la unidad 6 de purificador/colector de cloruro de hidrógeno a través de válvulas 515 y 616 de cierre) a la unidad de torre de lavado 9 de neutralización a través de la válvula 920 de retención y la conexión 902 de tuberías.

55 Si hay cloruro de hidrógeno presente en la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192 que sale de la unidad de purificador/colector de bromuro de hidrógeno 5 a través de la conexión 514 de tuberías, la válvula 513 se puede cerrar con el flujo a través de la válvula 515, el compresor de gas 605 y la conexión 606 de tuberías. La unidad 6 de purificador/colector de cloruro de hidrógeno anhidro consiste en la columna 602, el condensador 603 de reflujo con la entrada 620 y la salida 621 del medio de enfriamiento, y el colector 601 con la entrada 622 del medio de calentamiento, la válvula de control del flujo 624 y la salida 623, donde se puede recoger el cloruro de hidrógeno líquido 690. El cloruro de hidrógeno líquido 690 del colector 601 se puede drenar a través de la conexión 608 de tuberías y la válvula 626 hacia la conexión 607 de recipientes. El cloruro de hidrógeno 690 se extraerá de la corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192 en este punto. La corriente de haluro de hidrógeno y monóxido de carbono 192 restante sale de la unidad 6 de purificador/colector de cloruro de hidrógeno a través de la conexión 614 de tuberías, fluyendo a través de la válvula 616, hacia la unidad de torre de lavado 9 de neutralización a través de la válvula 920 de retención y la conexión 902 de tuberías.

La unidad de torre de lavado 9 de neutralización puede incluir el recipiente 901, las conexiones 902, 908, 909 y 914 de tuberías, la solución cáustica 903, las válvulas 904, 905, 906 y 907 de patrón H, la bomba 910 para la circulación, el llenado y el drenaje de la solución cáustica 903 en el recipiente 901, el medidor de pH 911, el medidor de temperatura 912, el medidor de presión 913, el compresor de gas 915 y la válvula 916. La corriente de monóxido de carbono y cualquier fluido de haluro de hidrógeno restante 491 entra en la unidad de torre de lavado 9 de neutralización a través de la conexión 902 de tuberías en la que los fluidos de haluro de hidrógeno presentes son neutralizados por la solución cáustica 903 que circula en el recipiente 901 mediante la bomba 910. El nivel de pH de la solución cáustica 903 se controla por el medidor de pH 911, y solución cáustica 903 se reemplaza cuando se requiera a través del funcionamiento de las válvulas 904, 905, 906, 907 de patrón H, y la bomba 910. La corriente de monóxido de carbono 491 sale de la unidad de torre de lavado 9 de neutralización a través de la conexión 914 de tuberías fluyendo al compresor de gas 915 y (con la válvula 916 cerrada) hacia el recipiente del humidificador 127 a través de la válvula de retención 134 y la conexión 128 de tuberías.

El recipiente del humidificador 127 puede contener agua 130, puede tener un medio de calentamiento 131, y un control de la temperatura y del nivel de agua de diseño convencional. La corriente de monóxido de carbono 491 puede fluir a través del agua 130 en el recipiente del humidificador 127, añadiendo agua 130 al flujo de gas. La corriente de monóxido de carbono 990 y agua sale del recipiente del humidificador 127 a través de la conexión 129 de tuberías y fluye hacia el tubo 112 del reactor a través de la conexión 125 de tuberías. Esto completa el diagrama de flujo del aparato 100.

El aparato 100 ilustrativo puede incluir múltiples piezas interconectadas, tales como tuberías, válvulas, sensores y similares, y puede estar construido de acero al carbono, acero inoxidable, Hastelloy, Monel, Inconel, níquel o un material similar capaz de funcionar a las temperaturas y presiones contempladas en el presente documento. El aparato 100 puede ser adecuado para la síntesis termocatalítica de fluidos de haluro de hidrógeno anhidro y monóxido de carbono a partir de fluidos de haluros orgánicos, hidrógeno anhidro y dióxido de carbono anhidro, y la síntesis termocatalítica del dióxido de carbono a partir de monóxido de carbono y agua.

La Figura 2 es una ilustración de una unidad de reactor doble 1 ilustrativa usada en el método de la presente invención. El reactor doble puede incluir los siguientes componentes: recipiente de disipación térmica 101, recipiente de disipación térmica 102, recipiente de disipación térmica 103 para equilibrar el calor, tubo de reactor termocatalítico 112 con zona de reacción 111 que contiene el catalizador 180 y el tubo 114 del reactor termocatalítico con la zona de reacción 113 que contiene el catalizador 181.

Un funcionamiento ilustrativo de la unidad de reactor doble 1 puede ser el siguiente: se lleva el fluido de transferencia térmica 190 de la unidad 1 del reactor doble a la temperatura de funcionamiento a través del medio de calentamiento 126 exterior del recipiente de disipación térmica 103. Se hace circular el fluido de transferencia térmica 190 a través del circulador de flujo bidireccional 104 del recipiente de disipación térmica 103 a través de la conexión 105 de tuberías hacia el recipiente de disipación térmica 101. Desde el recipiente de disipación térmica 101, el fluido de transferencia térmica 190 fluye a través de la conexión 110 y 109 de tuberías hacia el circulador de flujo bidireccional 104, continuando a través de las conexiones 108 y 107 de las tuberías hacia el recipiente de disipación térmica 102. El fluido de transferencia térmica 190 fluye desde el recipiente de disipación térmica 102 a través de la conexión 106 de tuberías de vuelta al recipiente de disipación térmica 103. Un medio para equilibrar el fluido de transferencia térmica 190 es a través de la conexión 120 de tuberías de entrada y la conexión 122 de tuberías de salida.

Una vez que se alcanza la temperatura de funcionamiento, el proceso en el recipiente de disipación térmica 101 puede ser el siguiente: un flujo de corriente de monóxido de carbono 990 y agua entra en el tubo 112 del reactor del recipiente de disipación térmica 101 a través de la conexión 125 de tuberías. La reacción termocatalítica de la corriente de monóxido de carbono 990 y agua tiene lugar en la zona de reacción 111 con la asistencia del catalizador 180. Cualquier exceso de calor de reacción pasa a través de la pared diatérmica del tubo 112 del reactor y es absorbida por el fluido de transferencia térmica 190. La reacción forma una corriente de hidrógeno y dióxido de carbono 191, que sale del tubo 112 del reactor a través de la conexión 115 de tuberías.

El proceso que se produce en el recipiente de disipación térmica 102 puede ser el siguiente: la corriente de hidrógeno 791, la corriente de dióxido de carbono 790 y la corriente de fluido de haluro orgánico 290 se unen en la conexión 116 de tuberías, y fluyen en el tubo 114 del reactor. Se produce la reacción termocatalítica del dióxido de carbono, del hidrógeno y del fluido de haluro orgánico en la zona de reacción 113 ayudada del catalizador 181. Cualquier exceso de calor de reacción pasa a través de la pared diatérmica del tubo 114 del reactor y es absorbida por el fluido de transferencia térmica 190. La reacción forma una corriente de haluro de hidrógeno anhidro y monóxido de carbono 192, que sale del tubo 114 del reactor a través de la conexión 117 de tuberías.

Cualquier pared metálica impermeable que puede transferir calor a través de la pared metálica es una pared diatérmica, y forma parte de la pared diatérmica de los tubos 112 y 114 del reactor de la unidad de reactor doble 1. Cualquier pared metálica impermeable que está en contacto con el reactante forma parte de las zonas de reacción de los tubos 112 y 114 del reactor de la unidad de reactor doble 1. El calor producido por la reacción exotérmica del agua y del monóxido de carbono en el recipiente de disipación térmica 101 hace que la temperatura de la zona de

reacción aumente a una temperatura superior al punto de ajuste de la temperatura de reacción. La zona de reacción puede mantenerse a una temperatura de la zona de reacción de entre aproximadamente 300 °C y 1000 °C.

- 5 La unidad de colector de fluoruro de hidrógeno anhidro 4, la unidad de colector de bromuro de hidrógeno anhidro 5, la unidad de colector de cloruro de hidrógeno anhidro 6, la unidad de colector de dióxido de carbono anhidro 7, el secador 8 y la torre de lavado 9 neutralizante son del diseño convencional. Otros requisitos operativos pueden no requerir cualquiera de los anteriores o pueden requerir algunos de los anteriores o pueden requerir componentes adicionales o pueden requerir cualquier combinación de los componentes anteriores y/o adicionales.
- 10 En general, la reacción de monóxido de carbono y agua en el aparato se puede realizar a presiones relativamente bajas. En ciertas realizaciones, la reacción se lleva a cabo a presiones en el intervalo de 101,325 kPa a 3039,75 kPa (1 atm a 30 atm), preferentemente a presiones en el intervalo de 1013,25 kPa a 2026,5 kPa (10 atm a 20 atm). En ciertas realizaciones, la reacción se lleva a cabo a 1519,88 kPa (15 atm).
- 15 En general, la reacción del fluido de haluro orgánico, hidrógeno y dióxido de carbono en el aparato se puede realizar a presiones relativamente bajas. En ciertas realizaciones, la reacción se lleva a cabo a presiones en el intervalo de 101,325 kPa a 3039,75 kPa (1 atm a 30 atm), preferentemente a presiones en el intervalo de 1013,25 kPa a 2026,5 kPa (10 atm a 20 atm). En ciertas realizaciones, la reacción se lleva a cabo a 1519,88 kPa (15 atm).
- 20 En ciertas realizaciones, el flujo de dióxido de carbono anhidro y de hidrógeno anhidro se puede regular mediante el aparato dependiendo del flujo del fluido de haluro orgánico que se esté tratando. Por ejemplo, basándose en el calor de reacción, la cantidad de dióxido de carbono anhidro y de hidrógeno anhidro se puede ajustar mediante el aparato para hacer funcionar el reactor a un nivel que reduzca cualquier suministro externo de calentamiento o enfriamiento.
- 25 Una realización ilustrativa proporciona un aparato para la utilización de reactores dobles; conteniendo el tubo 114 de reactor un catalizador que consiste en al menos dos elementos metálicos. Los elementos se seleccionan de: números atómicos 4, 5, 13 y 14, metales de transición con números atómicos de 21 a 29, de 39 a 47, de 57 a 71 y de 72 a 79. En presencia de estos catalizadores, la descomposición del fluido de haluro orgánico se completa a una temperatura reducida.
- 30 Una realización alternativa proporciona un aparato para la utilización de reactores dobles; conteniendo el tubo 112 de reactor un catalizador que consiste en al menos dos elementos metálicos. Los elementos se seleccionan de: números atómicos 4, 5, 13 y 14, los metales de transición con los números atómicos 21 a 29, 39 a 47, 57 a 71 y 72 a 79. En presencia de estos catalizadores, se obtiene la síntesis de hidrógeno y dióxido de carbono a partir de monóxido de carbono y agua, alcanzándose el equilibrio termodinámico a temperaturas y presiones más bajas.
- 35 Se puede usar un catalizador para ayudar en la prevención de la formación de algunos compuestos peligrosos tales como dioxinas y furanos, para acelerar la velocidad de reacción, para reducir la temperatura de reacción y/o para inducir las reacciones. Los metales de transición se pueden usar como catalizadores en uno o ambos reactores. Los elementos metálicos ilustrativos para los catalizadores se pueden seleccionar entre los siguientes:
- 40

NÚMERO ATÓMICO	SÍMBOLO	NOMBRE
4	Be	Berilio
5	B	Boro
13	Al	Aluminio
14	Si	Silicio
21	Sc	Escandio
22	Ti	Titanio
23	V	Vanadio
24	Cr	Cromo
26	Fe	Hierro
27	Co	Cobalto
28	Ni	Níquel
29	Cu	Cobre
39	Y	Itrio



40	Zr	Circonio
41	Nb	Niobio
42	Mo	Molibdeno
44	Ru	Rutenio
45	Rh	Rodio
46	Pd	Paladio
47	Ag	Plata
60	Nd	Neodimio
66	Dy	Disproso
74	W	Tungsteno
77	Ir	Iridio
78	Pt	Platino
79	Au	Oro

En una realización, los catalizadores se pueden preparar mediante el uso de una mezcla de elementos metálicos en forma de aleaciones. Cada reactor puede usar uno o más catalizadores para la reacción. En el reactor para la síntesis de dióxido de carbono e hidrógeno, se puede potenciar la reacción termocatalítica de monóxido de carbono y agua (la reacción de desplazamiento de agua-gas) mediante el uso de un catalizador que tenga dos o más de los siguientes elementos: Al, Ni, Fe, Co, Pt, Ir, Cr, Mo, Cu, Pd, Rh, V y Au como componentes principales de la aleación. En el reactor para la descomposición de los haluros orgánicos, tales como refrigerantes y fluidos de perfluorocarbono, la reacción termocatalítica se puede potenciar mediante el uso de un catalizador que tenga una mezcla de los siguientes elementos: Nd, Nb, Dy, Fe, B, Pt, Pd, Rh, y, Co, Ni, Cr, Mo, al, Ir y W como componentes principales de la aleación.

La forma física de cada una de las aleaciones usadas en la mezcla se puede producir en varias formas, tales como microgránulos, cilindros o láminas planas, con un intervalo preferible de 0,5 mm a 5,0 mm de espesor, un intervalo preferible de 10 mm<sup>2</sup> a 100 mm<sup>2</sup> de área superficial por unidad y un área superficial específica en cm<sup>2</sup>/g. Las aleaciones son materiales metálicos muy compactos con menos porosidad que los soportes de óxido de catalizador, midiéndose el área superficial específica típica en m<sup>2</sup>/g. En general, el área superficial específica para la aleación se mide en cm<sup>2</sup>/g.

La mayoría de los soportes de catalizador son óxidos minerales, y todos los óxidos minerales reaccionan con los haluros de hidrógeno. Por lo tanto, en la presente invención, no se usan soportes de catalizador de óxidos de mineral. Como alternativa, la presente invención puede usar soportes de catalizador de aleación metálica sinterizada. Los catalizadores y los soportes de catalizador de aleación metálica sinterizada son resistentes a la corrosión por el haluro de hidrógeno y las altas temperaturas. Se usan partículas de lámina plana de aleaciones metálicas con un espesor de 0,5 mm a 5,0 mm, una superficie unitaria de 10 mm<sup>2</sup> a 100 mm<sup>2</sup>, y un intervalo de área superficial específica de 20 cm<sup>2</sup>/g a 80 cm<sup>2</sup>/g en la unidad experimental. Sin embargo, una unidad para una planta industrial probablemente usaría un área superficial específica en el intervalo de 10 a 200 m<sup>2</sup>/g.

Los catalizadores preparados para el trabajo experimental de la presente invención se seleccionaron a partir de las siguientes aleaciones:

El catalizador n.º 1 consiste en los elementos Fe 50,0 % en peso, Ni 33,5 % en peso, Al 14,0 % en peso, Co 0,5 % en peso, Ti 0,5 % en peso, Si 1,125 % en peso y Rh/Pt 0,5 % en peso en una forma de aleación. La densidad real de la aleación está en un intervalo de 2,0 g/cm<sup>3</sup> a 10 g/cm<sup>3</sup> y la densidad aparente de las partículas de catalizador de la aleación está en un intervalo de 0,25 a 0,5 g/cm<sup>3</sup>.

El catalizador n.º 2 consiste en los elementos Fe 63,0 % en peso, CR 18 % en peso, Mo 3 % en peso, Mn 2,0 % en peso, y Si 0,08 % en peso en una forma de aleación. La densidad real de la aleación está en un intervalo de 2,0 a 10 g/cm<sup>3</sup> y la densidad aparente de los catalizadores se encuentra en un intervalo de 0,25 a 0,5 g/cm<sup>3</sup>. Otros catalizadores equivalentes a la aleación n.º 2 son Hastelloy C, Inconel 600 y acero inoxidable 316.

El catalizador n.º 3 consiste en los elementos Fe 65,0 % en peso, Nd 29 % en peso, Dy 3,6 % en peso, Nb 0,5 % en peso, B 1,1 % en peso e Ir/Pt 0,08 % en peso en una forma de aleación. La densidad real de la aleación está en un intervalo desde 2,0 a 10 g/cm<sup>3</sup> y la densidad aparente de los catalizadores se encuentra en un intervalo de 0,25 a 0,5 g/cm<sup>3</sup>.

El catalizador n.º 4 consiste en los elementos Pd 82,0 % en peso, Cu 17 % en peso y Pt/Rh 1,0 % en peso en una forma de aleación. La densidad real de la aleación está en un intervalo de 2,0 a 10 g/cm<sup>3</sup> y la densidad aparente de los catalizadores se encuentran en un intervalo de 0,25 a 0,5 g/cm<sup>3</sup>.

- 5 El catalizador para la síntesis de haluros de hidrógeno anhidros, a partir de la reacción termocatalítica de haluros orgánicos, hidrógeno y dióxido de carbono, es una mezcla del aproximadamente 50 % de la aleación n.º 2 y 50 % de aleación n.º 3.

- 10 Se configuró una unidad de escala de banco de laboratorio para el acondicionamiento de los catalizadores de la presente invención, y los resultados obtenidos de las series de ensayo posteriores fueron a una presión máxima de 405,3 kPa (4 atm). Los ensayos fueron (1) la reacción de monóxido de carbono y agua; y (2) la reacción del haluro orgánico con dióxido de carbono e hidrógeno; comparándose con el uso de ningún catalizador o con las mejoras frente a otros catalizadores. Se prepararon cuatro tubos de reactor de acero inoxidable 316, cada uno con dimensiones de 19 mm de diámetro exterior, 16 mm de diámetro interior y 900 mm (90 cm) de longitud. Cada tubo tenía un área de flujo en sección transversal de 200 mm<sup>2</sup>, una superficie de la pared interna de 45.000 mm<sup>2</sup> y un volumen interior de aproximadamente 180.000 mm<sup>3</sup> (180 cm<sup>3</sup>).

- 20 En el tubo n.º 1 del reactor, se insertó, en un extremo, un filtro sinterizado de acero inoxidable 316, que tenía un diámetro exterior de 15 mm y 75 mm de longitud. A continuación, se añadió una mezcla de 75 g de catalizador n.º 1 y catalizador n.º 2 al tubo n.º 1 del reactor, tras lo que se insertó otro filtro sinterizado de acero inoxidable 316, que tenía un diámetro exterior de 15 mm y 75 mm de longitud, en el otro extremo del tubo n.º 1 del reactor. Se dispuso el tubo n.º 1 del reactor preparado en un horno de calentamiento a alta temperatura, y se inició un procedimiento de pasivación. El proceso de pasivación consistió en un flujo de 20 ml/minuto de fluoruro de hidrógeno durante tres horas a 1.000 °C para formar una capa de fluoruro de metal en el área superficial activa del catalizador. A este, le siguió un flujo de 20 cm<sup>3</sup>/minuto de dióxido de carbono durante una hora a 900 °C y durante una hora con el calentador apagado. En este punto, se detuvo el flujo de dióxido de carbono y se abrió el tubo del reactor a la atmósfera.

- 30 El tubo n.º 2 del reactor es de una construcción y una preparación idénticas al tubo n.º 1 del reactor. Sin embargo, se cambió el catalizador sustituyendo una mezcla de 75 g de catalizador n.º 2 y catalizador n.º 3. El procedimiento de pasivación fue idéntico al tubo n.º 1 del reactor.

- 35 El tubo n.º 3 del reactor es de una construcción idéntica al tubo del reactor n.º 1, sin embargo, no contenía filtros ni catalizador; es decir, un tubo vacío. No se usó ningún procedimiento de pasivación con el tubo n.º 3 del reactor.

- El tubo n.º 4 del reactor es de una construcción y una preparación idénticas a las del tubo n.º 1 del reactor, sin embargo, el catalizador se cambió sustituyendo 75 g de catalizador de n.º 4. No se usó ningún procedimiento de pasivación con el tubo n.º 4 del reactor.

- 40 En otro aspecto, la entrada de energía puede no ser necesaria para la disposición del aparato de una batería de reactores dobles.

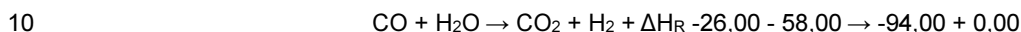
### Ejemplos

- 45 Las siguientes reacciones producidas en el aparato representan reacciones exotérmicas y endotérmicas típicas en las que diversos fluidos de haluros orgánicos ilustrativos se forman termocatalíticamente en haluro de hidrógeno anhidro y monóxido de carbono. Los ejemplos muestran las reacciones exotérmicas que tienen un valor de energía más alto que las reacciones endotérmicas con la ventaja de que el exceso de energía de la reacción exotérmica equilibra el calor sensible del componente reactante. A continuación, se presenta la tabla del calor de formación y la capacidad térmica usada para los ejemplos:

Símbolo	Calor de formación Kcal/mol $\Delta H_f$ 25 °C	Capacidad térmica Cal/mol °C a presión constante a 500 °C de media
CF <sub>4</sub>	-220,5	14,56
CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub>	-114,2	17,54
CHClF <sub>2</sub>	-113,0	13,28
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> F <sub>4</sub>	206,7	34,57
CO	-26,4	7,21
CO <sub>2</sub>	-94,0	10,77
H <sub>2</sub>	0,0	7,00

H <sub>2</sub> O	-58,0	8,54
HF	-64,0	6,94
HCl	-22,0	7,06

Ejemplo 1 - Se calentó el tubo n.º 4 del reactor hasta una temperatura de 850°C. Se fijó el medidor de flujo de CO para un flujo de 22 cm<sup>3</sup>/minuto a través de un humidificador de agua, en el que el CO se unió con 18 mg/minuto de H<sub>2</sub>O. El CO y el H<sub>2</sub>O fluyeron, introduciéndose en la zona de reacción en contacto con la mezcla de catalizador, y la reacción del CO y H<sub>2</sub>O formó CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>. Durante los nueve minutos de la recogida, se recogieron 390 cm<sup>3</sup> de producto gaseoso con una presión del cilindro de 68,95 kPa (10 psig) en un cilindro de muestra que tenía un volumen vacío de 234 cm<sup>3</sup>. Se analizó el producto gaseoso mediante una cromatografía de gases, siendo los únicos compuestos detectados CO al 50 % en moles, CO<sub>2</sub> al 25 % en moles y H<sub>2</sub> al 25 % en moles.



$\Delta H_r = 84,00 \quad \Delta H_p = -94,00$

$\Delta H_{R25^\circ\text{C}} = \Delta H_p - \Delta H_r = -94,00 + 84,00 = -10 \text{ Kcal/mol}$

$\text{CPr} = +7,21 = + 8,54 = +15,75 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$

15  $\text{CPp} = +10,77 + 7,00 = +17,77 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$

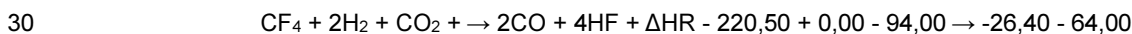
$\Delta\text{CP} = \text{CPp} - \text{CPr} = (17,75 - 15,75) = 2 \times 800 = 1600 = 1,6 \text{ Kcal/mol}$

$\Delta H_{R800^\circ\text{C}} = -10,00 \text{ Kcal/mol} + 1,60 = -8,40 \text{ Kcal/mol.}$

Reacción exotérmica

20 Ejemplo 2 - Se calentó el tubo n.º 1 del reactor hasta una temperatura de 850 °C. Se calibraron tres medidores de flujo para (1) el tetrafluoruro de carbono a 22 cm<sup>3</sup>/minuto, (2) el dióxido de carbono a 22 cm<sup>3</sup>/minuto y (3) el hidrógeno a 44 cm<sup>3</sup>/minuto. Se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y no se detectó tetrafluoruro de carbono. Se recogió el producto durante ocho minutos en un cilindro de muestra a una presión de 199,95 kPa (29 psig), siendo el producto fluoruro de hidrógeno anhidro líquido. La presión parcial del fluoruro de hidrógeno anhidro resultó ser de 1,5 atm (22 psia) y la presión parcial del monóxido de carbono, de 1,5 atm (22 psia); la presión total fue de 2,994 atm (44 psia) = 303,367 kPa (29 psig).

Análisis de GC-MS		Análisis de FTIR	
CF <sub>4</sub>	ND	HF (vapor/líquido anhidro) / CO	2/1
Dioxinas	ND		
Furanos	ND		
Hidrógeno	<1 %		
Dióxido de carbono	<5 %		



$\Delta H_r = -220,50 - 94,00 = 314,5$

$\Delta H_p = -2(26,40) - 4 \times 64,00 = -308,8$

$\Delta H_{R25^\circ\text{C}} = -308,8 + 314,50 = +5,700 \text{ Kcal/mol}$

35  $\text{CPr} = +14,56 + 2(7,00) + 10,77 = +39,33 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$

$\text{CPp} = +2(7,21) + 4(6,94) = +42,18 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$

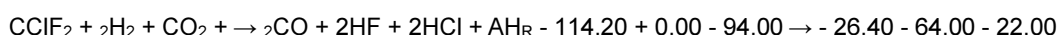
$\Delta\text{CP} = 2,85 \times 800 = +2,28 \text{ Kcal/mol}$

$\Delta H_{R800^\circ\text{C}} = +5,70 + 2,28 = +7,98 \text{ Kcal/mol.}$

40 Reacción endotérmica

Ejemplo 3 - Se calentó el tubo n.º 1 del reactor hasta una temperatura de 850 °C. Se calibraron tres medidores de flujo para (1) el diclorodifluorometano a 22 cm<sup>3</sup>/minuto, (2) el dióxido de carbono a 22 cm<sup>3</sup>/minuto y (3) el hidrógeno a 44 cm<sup>3</sup>/minuto. Se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y no se detectó diclorodifluorometano. Se recogió el producto durante ocho minutos en un cilindro de muestra a una presión de 372,317 kPa ± 6,9 kPa (54 psi ± 1 psi), siendo el producto fluoruro de hidrógeno anhidro líquido y cloruro de hidrógeno anhidro líquido.

Análisis de GC-MS	
Diclorodifluorometano (R-12)	ND
Dioxinas	ND
Furanos	ND
Hidrógeno	< 2 %
Dióxido de carbono	< 6 %
Monóxido de carbono	31 %
Fluoruro de hidrógeno	31 %
Cloruro de hidrógeno	31 %

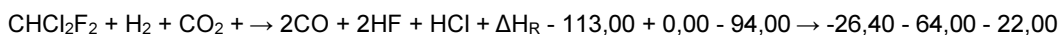


- 5  $\Delta H_r = -114,20 - 94,00 = -208,20$   
 $\Delta H_p = -2(112,40) = - 224,8$   
 $\Delta H_{R25^\circ\text{C}} = -224,8 + 208,20 = -16,60 \text{ Kcal/mol}$   
 $\text{CP}_r = +17,54 + 14,0 + 10,77 = +42,31 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$   
 $\text{CP}_p = +2(7,21 + 7,06 + 6,94) = +42,4 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$   
 10  $\Delta\text{CP} = (42.42 - 42.31) \times 800 = + 0.00 \text{ Kcal/mol}$   
 $\Delta H_{R800^\circ\text{C}} = -16,60 \text{ Kcal/mol.}$

Reacción exotérmica

- 15 Ejemplo 4 - Se calentó el tubo n.º 2 del reactor hasta una temperatura de 850 °C. Se calibraron tres medidores de flujo para (1) el clorodifluorometano a 22 cm<sup>3</sup>/minuto, (2) el dióxido de carbono a 22 cm<sup>3</sup>/minuto y (3) el hidrógeno a 22 cm<sup>3</sup>/minuto. Se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y no se detectó clorodifluorometano. Se recogió el producto durante ocho minutos en un cilindro de muestra a una presión de 365,422 kPa ± 6,9 kPa (53 psi ± 1 psi), siendo el producto fluoruro de hidrógeno anhidro líquido y cloruro de hidrógeno anhidro líquido.  
 20

Análisis de GC-MS	
Clorodifluorometano (R-22)	ND
Dioxinas	ND
Furanos	ND
Hidrógeno	< 1 %
Dióxido de carbono	< 4 %
Monóxido de carbono	38 %
Fluoruro de hidrógeno	40 %
Cloruro de hidrógeno	20 %

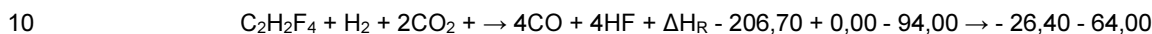


- 25  $\Delta H_r = - 113,00 - 94,00 = -207,00$   
 $\Delta H_p = -2(26,40) - 2(64,00) - 22 = -202,8$   
 $\Delta H_{R25^\circ\text{C}} = -202,8 + 207,20 = +4,20 \text{ Kcal/mol}$   
 $\text{CP}_r = +13,28 + 10,77 + 7,0 = +31,05 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$   
 $\text{CP}_p = + 2(7,21) + 2(6,94) + 7,06 = +35,36 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$   
 30  $\Delta\text{CP} = 35,36 - 31,05 = 4,31 \times 800 = 3.438,00 \text{ Cal/mol}$   
 $\Delta\text{CP} = 3.438,00 \text{ Cal/mol} / 1.000 = 3,44 \text{ Kcal/mol}$   
 $\Delta H_{R800^\circ\text{C}} = +4,20 + 3,45 = +7,65 \text{ Kcal/mol}$

## Reacción endotérmica

Ejemplo 5 - Se calentó el tubo n.º 2 del reactor hasta una temperatura de 850 °C. Se calibraron tres medidores de flujo para (1) el tetrafluoroetano a 22 cm<sup>3</sup>/minuto, (2) el dióxido de carbono a 44 cm<sup>3</sup>/minuto y (3) el hidrógeno a 22 cm<sup>3</sup>/minuto. Se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y no se detectó tetrafluoroetano. Se recogió el producto durante ocho minutos en un cilindro de muestra a una presión de 441,264 kPa ± 13,8 kPa (64 psi ± 2 psi), siendo el producto fluoruro de hidrógeno anhidro líquido.

Análisis de GC-MS	
Tetrafluoroetano (R-134a)	ND
Dioxinas	ND
Furanos	ND
Hidrógeno	< 2 %
Dióxido de carbono	< 4 %
Monóxido de carbono	48 %
Fluoruro de hidrógeno	48 %



$$\Delta H_r = -(206,70 + 188,00) = -394,70$$

$$\Delta H_p = -4(90,40) - 2(64,00) = -361,60$$

$$\Delta H_{R25^\circ\text{C}} = 361,60 + 394,70 = +33,00 \text{ Kcal/mol}$$

$$15 \quad \text{CP}_r = -(34,57 + 21,54 + 7,0) = -63,11 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$$

$$\text{CP}_p = +4(7,21) + 4(6,94) = +56,60 \text{ Cal/mol x grados centígrados}$$

$$\Delta \text{CP} = -63,11 - +56,60 = -6,51 \times 800 = -5.208,00 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta \text{CP} = -5.208,00 / 1.000 = -5,21 \text{ Kcal/mol}$$

$$20 \quad \Delta H_{R800^\circ\text{C}} = + 33,00 - 5,20 = 27,80 \text{ Kcal/mol.}$$

## Reacción endotérmica

Ejemplo 6 - Se calentó el tubo n.º 3 del reactor, sin catalizador presente, hasta una temperatura de 850 °C. Se calibraron tres medidores de flujo para (1) el tetrafluoruro de carbono a 22 cm<sup>3</sup>/minuto, (2) el dióxido de carbono a 22 cm<sup>3</sup>/minuto y (3) el hidrógeno a 44 cm<sup>3</sup>/minuto. Se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y se detectó tetrafluoruro de carbono. Se aumentó la temperatura hasta 950 °C, se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y se detectó tetrafluoruro de carbono. Se aumentó la temperatura hasta 1.050 °C, se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y se detectó tetrafluoruro de carbono. Se aumentó la temperatura hasta 1.150 °C, se comprobaron los gases con un detector electrónico de haluros orgánicos, y no se detectó tetrafluoruro de carbono. El Ejemplo 6 demuestra que el catalizador de la presente invención reduce la temperatura requerida para la descomposición completa del perfluorocarbono (tetrafluoruro de carbono) en aproximadamente 300 °C.

Las conclusiones de los resultados de los ejemplos son: (1) el exceso de hidrógeno y dióxido de carbono en la reacción de la descomposición de los haluros orgánicos, tales como los CFC, HCFC, FC y HFC, no afecta a la reacción y es beneficioso en la prevención de la generación de hollín; (2) el exceso de agua en la reacción de monóxido de carbono con agua en la reacción de desplazamiento de agua-gas no crea ningún efecto negativo; (3) la exclusión del oxígeno molecular en el proceso previene la formación de compuestos no deseados, tales como dioxinas y furanos, especialmente cuando hay cloruro o cloro presente en la zona de reacción; y (4) los catalizadores de la invención reducen la temperatura requerida para la descomposición completa del haluro orgánico en aproximadamente 300 °C.

Aunque el aparato de la presente invención se ha descrito en detalle, se ha de entender que es posible realizar diversos cambios, sustituciones y alteraciones en el mismo sin apartarse del principio ni del alcance de la invención. Por consiguiente, el alcance de la presente invención debe estar determinado por las siguientes reivindicaciones y sus equivalentes legales correspondientes.

Las formas en singular de "un", "una", "el" y "la" incluyen los referentes en plural, a menos que el contexto indique claramente lo contrario.

"Opcional" u "opcionalmente" significan que el hecho o las circunstancias que se describen posteriormente pueden o no ocurrir. La descripción incluye casos en los que el hecho o la circunstancia se produce y casos en los que no.

Los intervalos se pueden expresar en el presente documento como de aproximadamente un determinado valor y/o a aproximadamente otro determinado valor. Cuando se expresa dicho intervalo, se ha de entender que otra realización es de un determinado valor y/o al otro determinado valor, junto con todas las combinaciones dentro de dicho intervalo.

5

## REIVINDICACIONES

1. Una unidad de reactor doble (1) que comprende: un primer recipiente de disipación térmica (101) que incluye un primer reactor, un segundo recipiente de disipación térmica (102) que incluye un segundo reactor, un tercer recipiente de equilibrio de disipación térmica (103); un circulador (104); una fuente externa de calentamiento (126) conectada al tercer recipiente de equilibrio de disipación térmica (103); una primera tubería (105) que conecta el primer recipiente de disipación térmica (101) al tercer recipiente de disipación térmica (103); una segunda tubería (106) que conecta el segundo recipiente de disipación térmica (102) al tercer recipiente de equilibrio de disipación térmica (103); una cuarta tubería (109, 110) que conecta el primer recipiente de disipación térmica (101) al circulador (104); y una quinta tubería (107, 108) que conecta el segundo recipiente de disipación térmica (102) al circulador (104); en donde el primer recipiente de disipación térmica (101) está conectado fluidamente al segundo recipiente de disipación térmica (102), el tercer recipiente de equilibrio de disipación térmica (103) y el circulador (104).
2. Un sistema de tratamiento y/o descomposición de fluidos de haluros orgánicos que comprende:  
una unidad de reactor doble (1) de acuerdo con la reivindicación 1;  
en donde el primer reactor y el segundo reactor están conectados fluidamente de modo que es introducido un producto de una reacción, que se produce en un reactor, en el otro reactor.
3. El sistema de la reivindicación 2, en el que el primer reactor es un tubo de reactor termocatalítico (112), que comprende una zona de reacción (111) y un catalizador (180), y en donde el segundo reactor es un tubo de reactor termocatalítico (114) que comprende una zona de reacción (113) y un catalizador (181).
4. El sistema de la reivindicación 2, que comprende además una torre de lavado (9, 901) y un humidificador (127), conectados fluidamente al primer reactor, de modo que el fluido fluye desde la torre de lavado a través del humidificador (127) introduciéndose en el primer reactor y un primer producto de reacción fluye desde el primer reactor hacia un primer intercambiador de calor (210).
5. El sistema de la reivindicación 2, que comprende además un difusor (3, 301), un segundo intercambiador de calor (201) y una fuente de fluido de haluros orgánicos conectada al segundo reactor, de modo que el fluido de haluros orgánicos fluye a través del segundo intercambiador de calor (201) y después se introduce en el segundo reactor, y el fluido procedente del difusor (3, 301) fluye introduciéndose en el segundo reactor.
6. El sistema de la reivindicación 2, en el que la unidad de reactor doble (1) está conectada a un primer intercambiador de calor (210), el primer intercambiador de calor (210) está conectado a un secador (8, 801), el secador (8, 801) está conectado a una primera unidad de colector (7) y la primera unidad de colector (7) está conectada a un difusor (3, 301), estando conectado el difusor (3, 301) también por separado a la unidad de reactor doble (1).
7. El sistema de la reivindicación 2, que comprende además un primer intercambiador de calor (210); un secador (8, 801); y una primera unidad de colector (7); en donde la unidad de reactor doble (1), el primer intercambiador de calor (210), el secador (8, 801) y la primera unidad de colector (7) están conectados fluidamente de modo que un primer producto de reacción fluye desde el primer reactor introduciéndose en el primer intercambiador de calor (210), desde el primer intercambiador de calor (210) introduciéndose en el secador (8, 801) y desde el secador (8, 801) hacia la primera unidad de colector (7).
8. El sistema de la reivindicación 7, que comprende además un difusor (3, 301) conectado a la primera unidad de colector (7) y al segundo reactor, de modo que el fluido fluye desde la primera unidad de colector (7) hacia el difusor (3, 301) y desde el difusor (3, 301) hacia el segundo reactor.
9. El sistema de la reivindicación 8, en el que la primera unidad de colector (7) también está conectada al primer intercambiador de calor (210), y el primer intercambiador de calor (210) está conectado además al segundo reactor, de modo que el fluido fluye desde la primera unidad de colector (7) hacia el primer intercambiador de calor (210) y desde el primer intercambiador de calor (210) hacia el segundo reactor.
10. El sistema de la reivindicación 8, que comprende además una serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) y una unidad de torre de lavado (9), en donde el segundo reactor está conectado a la serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) y a la unidad de torre de lavado (9), de modo que un segundo producto de reacción fluye desde el segundo reactor hacia la serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) y/o hacia la unidad de torre de lavado (9).
11. El sistema de la reivindicación 10, en el que la serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) comprende al menos una unidad de colector y en el que la serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) también está conectada a la torre de lavado (9, 901), de modo que el fluido fluye desde la serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) hacia la torre de lavado (9, 901).

- 5 12. El sistema de la reivindicación 10, que comprende además un humidificador (127), de modo que el fluido fluye desde el difusor (3, 301) hacia el humidificador (127) y desde la torre de lavado (9, 901) hacia el humidificador (127) y desde el humidificador (127) hacia el primer reactor.
- 10 13. El sistema de la reivindicación 10, que comprende además una fuente de hidrocarburos halogenados orgánicos conectada al segundo reactor, y opcionalmente, un segundo intercambiador de calor (201), de modo que los hidrocarburos halogenados orgánicos fluyen introduciéndose en el segundo intercambiador de calor (201) y desde el segundo intercambiador de calor (201) introduciéndose en el segundo reactor.
- 15 14. El sistema de la reivindicación 2, que comprende además un humidificador (127) conectado al primer reactor y con un difusor (3, 301), de modo que el fluido fluye desde el primer reactor hacia el difusor (3, 301), desde el difusor (3, 301) hacia el humidificador (127) y desde el humidificador (127) hacia el primer reactor.
- 20 15. El sistema de la reivindicación 2, que comprende además un secador (8, 801), un primer colector (7) y un difusor (3, 301), de modo que el secador (8, 801) y el primer colector (7) se encuentran en la trayectoria del flujo entre el primer reactor y el difusor (3, 301).
- 25 16. El sistema de la reivindicación 2, que comprende además una serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) configuradas para recibir un segundo producto de reacción desde el segundo reactor; estando además la serie de segundas unidades de colector (4, 5, 6) configurada para transferir un segundo producto de reacción al primer reactor.
- 30 17. El sistema de la reivindicación 2, que comprende además una primera unidad de intercambiador de calor (210); una segunda unidad de intercambiador de calor (201); una unidad de difusor de hidrógeno (3); una unidad de colector (7) de dióxido de carbono; una o más unidades de colector (4, 5, 6) de haluros de hidrógeno; una unidad de torre de lavado (9); una unidad de humidificador (127); una fuente de haluros orgánicos; y una unidad de secador (8); en donde la fuente de haluros orgánicos y todas las unidades están conectadas fluidamente a las unidades de reactor.
- 35 18. El sistema de la reivindicación 17, en el que la unidad de reactor doble (1) y las otras unidades están dispuestas para producir haluros de hidrógeno en forma de productos que se pueden recoger desde el segundo reactor, y dióxido de carbono en forma de producto que se puede recoger desde el primer reactor sin emisiones al medio ambiente.
- 40 19. El sistema de la reivindicación 17, en el que cualquier monóxido de carbono producido en el segundo reactor es reciclado hacia el primer reactor para su uso como un reactante para la producción del dióxido de carbono y del hidrógeno; y el dióxido de carbono y el hidrógeno producidos en el primer reactor se usan como reactantes con uno o más haluros orgánicos en el segundo reactor.



