

AS: 82.576



REPUBLICA DE COLOMBIA

SIC SUPERINTENDENCIA
DE INDUSTRIA
Y COMERCIO
DIVISION DE NUEVAS CREACIONESSUPERINDUSTRIA Y COMERCIO
Radicación: 80039629 00000000 Folios: 48
Fecha (AMD): 2000-05-29 16:55:07
Trámite: 002 PATENTES D 1 REGISTRO/ 411 PRESENTAC
Dependencia: 2020 DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

DATOS DEL SOLICITANTE

(71) Nombres y Apellidos o Razón Social

UOP LLC.

No. de Identificación

Representante Legal (Persona Jurídica)

País de Domicilio

Estados Unidos de América

Departamento o Estado

Illinois

Ciudad

Des Plaines

Dirección

(74) DATOS DEL APODERADO

Nombre

RAMIRO CASTRO DUQUE

Dirección

Cra 7 No. 16-56 Piso 9

DATOS DEL INVENTOR

(72) Nombre del Inventor (es)

John Markovs, Gordon T. Cartwright, Carmen M. Yon,
Henry Rastelli

Dirección y Domicilio

Cross Junction, Virginia; Des Plaines, Illinois; Des
Plaines, Illinois; Des Plaines, Illinois; Estados
Unidos de América (Respectivamente)

Identificación

DATOS DE LA PATENTE DE INVENCION

(54) Título de la Invención

PROCESO DE TRATAMIENTO MEJORADO PARA GASES DE DESECHO DE
AZUFRE

PRIORIDAD REIVINDICADA

SI ☐NO ☒

(33) País

(32) Fecha

(31) No. Solicitud

(51) CLASIFICACION INTERNACIONAL

B01D 53/047

RESUMEN CON EL OBJETO Y LA FINALIDAD DE LA INVENCION

2

Suministrar un proceso para la eliminación de cantidades vestigiales de hidrocarburos aromáticos de una corriente de alimentación de gases ácidos de desecho que incluyen sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, agua y dichos hidrocarburos aromáticos.

ANEXOS DE LA SOLICITUD

Certificado de Existencia y Representación Legal cuando el solicitante sea Persona Jurídica

☐

Los poderes debidamente otorgados, o mención de su protocolización ante la S.I.C. Protocolo No. 15361

☒

Recibo de la tasa respectiva \$608.000 (Recibo No. 31,870)

☒

Si se reivindica prioridad, el certificado respectivo (copia legalizada)

☐

Traducción oficial

☐

Capítulo descriptivo

☒

Dibujos, planos necesarios

☐

Capítulo reivindicatorio

☒

Tarjeta archivo propietarios según formato

☒

Tarjeta archivo temático según formato

☒

Extracto para resumen o para publicación según formato

☐

Arte final 12 x 12 cms

☐

SOLICITO LA CONCESION DE LA PATENTE DE INVENCION Y DECLARO QUE LA INVENCION ES NUEVA Y DE MI PROPIEDAD



FIRMA DEL APODERADO

Mayo 29, 2000
CPB/hsr.

CC. 170.322 de Btá TP. No. 1003 del C.S.J.

Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

HIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 31,870
FECHA : MAYO 22 DE 2000

SUPERINDUSTRIA Y COMERCIO
Radicacion : 00039629 00000000 Folios: 40
Fecha (AMD): 2000-05-29 16:55:07
Tramite : 002 PATENTES D 1 REGISTRO/ 411 PRESENTAC
Dependencia: 2020 DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	SUCURSAL	CUENTA	No. PAGO	Vr. PAGO
BRIGARD & CASTRO LTDA	CONSIGNACION	BANCO POPULAR	BOGOTA	050-00024-9	719942	6,135,000.00

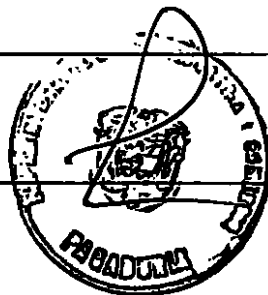
***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01 SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	608,000.00
		TOTAL :	\$ 608,000.00

SOM: SEISCIENTOS OCHO MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No.



Carrera 13 No. 27-00 Pisos 5 y 10
Conmutador: 334 12 21
Fax: 281 31 25
Santa Fe de Bogotá, D.C., Colombia

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

PATENTE ☒

MODELO DE UTILIDAD ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐

SOLICITANTE/S. RAZON SOCIAL O APELLIDOS Y NOMBRES UOP LLC.

DOMICILIO DES PLAINES, ILLINOIS, ESTADOS UNIDOS DE AMERICA

APODERADO RAMIRO CASTRO DUQUE

TITULO PROCESO DE TRATAMIENTO MEJORADO PARA GASES DE DESECHO DE AZUFRE

CLASIFICACION _____

EXPEDIENTE No. _____

FECHA DE SOLICITUD _____

ROLLO MICROFILM _____

CERTIFICADO No. _____

FECHA DE CONCESION _____

VIGENCIA DESDE _____

HASTA _____

PRORROGA _____

CAMBIO DE NOMBRE _____

TRASPASO A _____

INVENTOR (ES) JOHN MARKOV, GORDON T. CARTWRIGHT, CARMEN M. YON, HENRY RASTELLI

OTROS _____

OPICINA DE COMUNICACIONES

"PROCESO DE TRATAMIENTO MEJORADO PARA GASES DE DESECHO DE AZUFRE"

ANTECEDENTES

Típicamente, el manejo del azufre en una refinería de petróleo comprende dos procesos básicos: tratamiento con amina y recuperación del azufre. Las unidades de tratamiento con amina eliminan el sulfuro de hidrógeno de las corrientes de gases de reciclaje en operaciones de hidroprocesamiento y de las unidades de recuperación de gas combustible y de gas de petróleo licuado. En el tratamiento de gas de reciclaje, el azufre en la porción de petróleo crudo reacciona con hidrógeno a alta presión para formar sulfuro de hidrógeno. La corriente de producto del reactor se vaporiza y una corriente de gas de reciclaje, que contiene hidrógeno, sulfuro de hidrógeno y algunos hidrocarburos, se envía a un adsorbedor de amina en el que el sulfuro de hidrógeno se elimina por la corriente de amina circulante. En unidades de recuperación de gas combustible y gas de petróleo licuado, los gases de salida y salidas de vapor del estabilizador de otras unidades procesadoras de la refinería, tales como unidades de craqueado y coquizado y unidades de reformación, se envían a unidades de recuperación de gas para recolectar las corrientes de gas. El sulfuro de hidrógeno se elimina de la corriente de gas recolectado a baja presión por la amina circulante. En cualquier caso, el gas retirado de las unidades de amina, un proceso acuoso, es un gas ácido saturado de agua que comprende

por lo general dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y trazas de hidrocarburos aromáticos.

El efluente de la unidad de tratamiento con amina se pasa a una unidad de recuperación de azufre que típicamente convierte el sulfuro de hidrógeno en azufre elemental. El proceso Claus de recuperación de azufre ampliamente utilizado comprende una etapa de recuperación térmica, seguida por dos o tres etapas de recuperación catalítica. En la etapa de recuperación térmica, el gas ácido se quema en un horno de reacción con aire u oxígeno para quemar aproximadamente una tercera parte del sulfuro de hidrógeno más los hidrocarburos y amoníaco de cualquier clase contenidos en el gas ácido. El dióxido de sulfuro de la combustión reacciona en las etapas de reacción con el sulfuro de hidrógeno sin convertir para formar azufre elemental. Los productos de la combustión y de la reacción se enfrían en una caldera de calor de desecho y en un condensador térmico de azufre para recuperar el azufre. Las zonas de recuperación catalítica comprenden un catalizador de alúmina que puede experimentar una reducción significativa en la actividad y selectividad cuando se hallan presentes hidrocarburos en la corriente de alimentación de gases de desecho.

Un número de otros procesos de recuperación de azufre de uso en el comercio para eliminar el sulfuro de hidrógeno de las corrientes de alimentación de gases de desecho incluyen procesos en los cuales el sulfuro

7

de hidrógeno se oxida en la fase gaseosa o en una fase líquida acuosa. Un proceso de fase de vapor, conocido en el arte como el Proceso Selectox utiliza un catalizador que incluye componentes de bismuto y vanadio soportados en un material cristalino hidrofóbico. El catalizador es altamente activo y estable, especialmente en la presencia de vapor de agua, para oxidar sulfuro de hidrógeno en azufre o dióxido de azufre mediante la reacción del sulfuro de hidrógeno con oxígeno.

Otro ejemplo de un proceso de eliminación de sulfuro de hidrógeno es el Proceso Stretford que produce un producto sulfuroso de alta pureza en una solución de lavado acuosa que absorbe y oxida sulfuro de hidrógeno. El lavado, o paso de absorción se realiza típicamente con un agente alcalino orgánico soluble en agua, tal como ácido disulfónico de antraquinona (ADA), con el sulfuro de hidrógeno oxidándose en partículas de azufre elemental mediante un promotor de oxidación tal como un compuesto de vanadio pentavalente tal como vanadato de sodio (NaVO_3). La recuperación del azufre se obtiene por flotación, empleando una corriente de aire que se inyecta en la solución de proceso. Esta inyección de aire genera un lodo espumoso que contiene la partículas de azufre. Las partículas de azufre ascienden a la parte superior de la solución en donde se desnatán y recuperan mediante filtración u otras técnicas de separación de líquido/sólido. En este proceso, el oxígeno en el aire inyectado sirve además para re-oxidar los iones de vanadato reducido, regenerando mediante ello la solución de lavado alcalina acuosa para reutilizarla en el

proceso. En un proceso similar la solución de lavado comprende una sal de vanadio solubilizada como oxidante, un compuesto de absorción aromático no-quinona, iones de tiocianato, y un agente acomplejante de carboxilato soluble en agua. Otros procesos se basan en el uso de otros oxidantes metálicos tales como hierro férrico y arsenatos y estannatos solubles. Un proceso relativamente reciente para eliminar compuestos de azufre de una corriente de alimentación de gases de desecho contacta la corriente con una solución acuosa que contiene bacterias oxidantes de sulfuro en presencia de oxígeno para oxidar el sulfuro de hidrógeno en azufre elemental.

Una técnica comúnmente usada para eliminar las partículas de azufre de soluciones acuosas consiste en recircular la solución de lavado a través de un recipiente oxidante en forma de tanque, a través del cual se inyecta aire en burbujas para regenerar la solución de lavado y formar un lodo espumoso. Cuando estas soluciones son frescas, las partículas de azufre elemental que se forman tienen un diámetro medio que oscila entre alrededor de 0.5 y alrededor de 5.0 micrones. Estas partículas típicamente se aglomeran para formar grumos de azufre de aproximadamente 10 a aproximadamente 150 micrones en tamaño. Dichas partículas aglomeradas son arrastradas fácilmente a flote hacia la superficie de la espuma y pasan a través de una abertura semejante a un vertedero cerca de la parte superior del recipiente a un tanque colector de azufre. Aquí, las burbujas en la espuma colapsan fácilmente, y la suspensión líquida resultante o lodo puede bombearse con facilidad a un dispositivo de separación de azufre tal como

9

un filtro rotatorio de vacío, prensa de filtrado o centrífuga, de la cual, luego del lavado para eliminar la solución de proceso arrastrada, se obtiene un grado extremadamente puro de azufre. Allí donde se desea una forma de azufre no particulado, una torta filtrante lavada puede enviarse a un autoclave u otro fundidor de azufre.

La introducción de contaminantes tales como hidrocarburos aromáticos que tienen de seis a ocho átomos de carbono por molécula plantea problemas para dichos procesos. Estos hidrocarburos pueden introducirse por la combustión incompleta o inadecuada de la corriente de desecho contaminada de azufre en un paso de oxidación, o por la separación incompleta en una planta de proceso, tal como una unidad de amina, que suministra el material de alimentación básico para este proceso. Cuando estos contaminantes aparecen, incluso en cantidades vestigiales, aceleran la rata de formación de ciertos contaminantes tales como tiosulfatos en la solución de lavado los cuales tienen como resultado la promoción de espumas de larga duración, altamente estables, en el tanque oxidante, lo que causa la formación de partículas "pegajosas" de azufre y hace bastante difícil la subsiguiente separación y lavado del azufre en el filtro. Una solución al problema contacta por lo menos una porción de la corriente contaminada de gas que entra, o la solución de lavado ya contaminada, con un carboncillo u otro adsorbente carbonáceo útil para eliminar los contaminantes. La solución en el proceso Claus fue también el uso de un lecho protector de carbón activado para absorber los hidrocarburos

10

aromáticos. Desafortunadamente, dichos absorbentes carbonáceos se hacen inefectivos cuando hidrocarburos aromáticos y agua se hallan presentes en la corriente de gas que contiene el sulfuro de hidrógeno.

Con frecuencia se emplean procesos térmicos oscilantes para secar gases y líquidos y para purificación en donde tienen que eliminarse impurezas vestigiales. A menudo, los procesos térmicos oscilantes se usan cuando los compuestos a adsorberse se adsorben en gran medida en el adsorbente, es decir, agua y, de este modo, se requiere calor para la regeneración. Generalmente, los procesos térmicos oscilantes utilizan pasos de proceso de adsorción a una temperatura baja, regeneración a una temperatura elevada con un gas de purga caliente y subsiguiente enfriamiento a la temperatura de adsorción. Un proceso para secar gases, generalmente ejemplar de procesos térmicos oscilantes, se describe en US-A-4,484,933, expedida a Cohen. La patente describe pasos básicos de procesamiento térmico oscilante, acoplados con el uso de un lecho adsorbedor auxiliar para mejorar el paso de regeneración.

SUMARIO DE LA INVENCION

La presente invención se relaciona con un proceso en el cual una corriente entrante de gas, que contiene sulfuro de hidrógeno, se pone en contacto con un catalizador para convertir el sulfuro de hidrógeno en azufre elemental. La corriente de gas contiene contaminantes orgánicos,

11

particularmente uno o más hidrocarburos de bajo peso molecular tales como hidrocarburos aromáticos que tienen alrededor de 6 a alrededor de 8 átomos de carbono por molécula tales como benceno, tolueno, y aromáticos C₈ tales como etil benceno y los para-, meta-, y orto-isómeros de xileno. La presente invención provee un proceso para eliminar de la corriente entrante de gas los contaminantes hidrocarburos. La presente invención emplea un proceso de adsorción que contiene un adsorbente de filtro molecular de zeolita rica en sílice para permitir la producción de un producto sulfuroso de elevada pureza en unidades descendentes de recuperación de azufre.

La presente invención es un proceso para la eliminación de cantidades vestigiales de hidrocarburos aromáticos de una corriente de alimentación de gases de desecho ácidos que comprenden sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, agua y los hidrocarburos aromáticos. El proceso comprende pasar la corriente de alimentación de gases de desecho ácidos en condiciones efectivas de adsorción a un adsorbente de zeolita rica en sílice efectiva para la adsorción de por lo menos una porción de dichos hidrocarburos aromáticos y agua para suministrar una corriente de efluente tratado, esencialmente libre de dichos hidrocarburos aromáticos. Pasos específicos para el proceso pueden incluir aumentar la presión, en una zona de adsorción que contiene el adsorbente de zeolita rica en sílice, a una presión de desorción y regenerar el adsorbente rico en sílice con una corriente de gas de regeneración calentado para desorber los hidrocarburos

aromáticos. La zona de adsorción se despresuriza a la presión de adsorción y se repiten los pasos ya indicados para proveer un proceso continuo.

El proceso continuo preferido pasa la corriente de alimentación de gases de desecho ácidos a una primera zona de adsorción de por lo menos dos zonas de adsorción. Cada zona de adsorción contiene un adsorbente regenerable que comprende zeolita rica en sílice selectiva para la adsorción de los hidrocarburos aromáticos y el agua. El paso de adsorción proporciona una corriente de efluente tratado, esencialmente libre de dichos hidrocarburos aromáticos. Una segunda zona de adsorción se despresuriza desde una presión de desorción a la presión de adsorción. La segunda zona de adsorción ha completado un paso de desorción y está a una temperatura de desorción que es mayor que la temperatura de adsorción. La corriente de alimentación de gases de desecho ácidos se pasa a la segunda zona de adsorción para purgar y refrigerar la segunda zona de adsorción. Una corriente de purga caliente se retira de la segunda zona de adsorción. La corriente de purga caliente se enfría para proporcionar una corriente de purga enfriada y la corriente de purga enfriada se pasa a la primera zona de adsorción y la corriente de efluente tratado se retira de allí hasta que la segunda zona de adsorción se devuelve a la temperatura de adsorción. El paso de la corriente de alimentación de gases de desecho ácidos a la primera zona de adsorción se termina y el efluente tratado se retira de la segunda zona de adsorción. La primera zona de adsorción se presuriza a una presión de desorción que es mayor que la presión de adsorción con una corriente de

13

gas de relleno de alta presión. Un gas de regeneración calentado a temperatura de desorción se pasa a la primera zona de adsorción para desorber los hidrocarburos aromáticos y el agua en el paso de desorción y para producir una corriente de efluente de regeneración. La corriente de efluente de regeneración se enfría y se condensa al menos parcialmente para proveer una corriente de agua, una corriente de hidrocarburos aromáticos y una corriente de gas de regenerante agotado. Una porción, como mínimo, de la corriente de gas de regenerante agotado se calienta para proveer la corriente de regenerante calentado. Los pasos ya indicados se repiten para proporcionar el proceso continuo.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS



Fig. 1 es un diagrama de flujo del proceso de la presente invención.

Fig. 2 es una isoterma de adsorción para tolueno sobre un adsorbente de zeolita rica en sílice.

Fig. 3 es una isoterma de adsorción para p-xileno sobre un adsorbente de zeolita rica en sílice.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

Esta invención es útil para la eliminación de hidrocarburos aromáticos de una corriente de alimentación de gases de desecho cargados con azufre sobre un adsorbente regenerable para proporcionar una corriente

14

de gases de desecho purificados que puedan procesarse subsiguientemente en una unidad de recuperación de azufre para la producción de un producto sulfuroso de alta pureza. Generalmente, la corriente de alimentación de gases de desecho ha sido procesada en una unidad de tratamiento con amina. Las unidades de tratamiento con amina eliminan el sulfuro de hidrógeno de corrientes de gases mediante adsorción con soluciones acuosas de aminas tales como monoetanolamina, dietanolamina, y metildietanolamina para lograr gases combustibles tratados que comprenden menos de alrededor de 160 ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno y, más particularmente, para producir gases combustibles con menos de alrededor 1° ppm en volumen de sulfuro de hidrógeno y gas de petróleo licuado con menos de alrededor de 50 ppm en peso de sulfuro de hidrógeno. Aunque la adsorción con amina eliminará una porción significativa de hidrocarburos aromáticos en la alimentación a la unidad de amina, la corriente de gases de desecho producidos por la unidad de amina comprenderá alrededor del 3 por ciento de los hidrocarburos aromáticos que ingresan a la unidad de amina con la alimentación a la unidad de amina. Aunque el proceso de la presente invención puede aplicarse antes de la unidad de amina (o en la alimentación a la unidad de amina) se prefiere procesar por la unidad de amina la corriente de gases de desecho producidos. Típicamente, la corriente de alimentación de gases de desecho comprende dióxido de carbono y compuestos de azufre. Los compuestos de azufre en los gases de desecho incluyen típicamente: sulfuro de hidrógeno, dióxido de azufre, sulfuro de carbonilo y mercaptanos. El sulfuro de

15

hidrógeno comprende generalmente más de alrededor de 95 % en volumen del sulfuro total en la corriente de alimentación de gases de desecho, y el gas de desecho incluye típicamente más de alrededor de 90% en volumen de dióxido de carbono. Típicamente, la cantidad total de hidrocarburos aromáticos en la corriente de gases de desecho comprende una concentración que varía desde alrededor de 1500 hasta alrededor de 3000 ppm en volumen. Preferiblemente el gas de desecho comprende alrededor de 1000 hasta alrededor de 2000 ppm en volumen de hidrocarburos aromáticos y, más preferiblemente, el gas de desecho comprende menos de alrededor de 2000 ppm en volumen de carburos aromáticos. El gas de desecho se encuentra disponible a una presión que varía desde alrededor de 167 kPa hasta alrededor de 310 kPa (25 a alrededor de 45 psia).

La corriente de alimentación de gases de desecho contacta el adsorbente en una zona de adsorción de la presente invención en condiciones efectivas para adsorber los hidrocarburos aromáticos y el agua y para producir una corriente de desechos tratados, esencialmente libre de hidrocarburos aromáticos. El adsorbente se desorbe seguidamente en un ciclo térmico oscilante a una temperatura efectiva de regeneración con una corriente de gas combustible calentado. El gas de regeneración agotado se retira de la zona de adsorción y se enfría a condiciones ambientales, típicamente alrededor de 27°C hasta alrededor de 37°C (80°F hasta alrededor de 100°F). Si una porción de la corriente de alimentación de gases de desecho a procesarse en la unidad de adsorción comprende

hidrocarburos aromáticos que no necesitan recuperarse, una porción de la corriente de gas de regeneración agotado, enfriado, que comprende los hidrocarburos aromáticos se pasa al sistema de gas combustible para uso como combustible. Una vez refrigerada la corriente de gas de regeneración agotado, algo del agua desorbida se condensa y retira a la disposición de agua agria. Para evitar la re-introducción de los hidrocarburos aromáticos a la planta descendente de recuperación de azufre, la regeneración se lleva a cabo en un ciclo parcialmente cerrado en donde la corriente de gas combustible de relleno se combina con una porción de la corriente de gas de regeneración agotado, enfriado, y se calienta para proporcionar la corriente de gas combustible calentado. Al devolver la zona de adsorción recién regenerada al servicio de adsorción, la corriente de alimentación de gases de desecho se introduce en el extremo de alimentación de la zona de adsorción recién regenerada para enfriar la zona de adsorción y el efluente caliente se enfría y pasa a otra zona de adsorción que opera en el modo de adsorción. Esta operación de dirección/ajuste se continúa hasta que el lecho regenerado alcanza condiciones efectivas de adsorción, momento en el cual el otro lecho de adsorción en la posición de ajuste se regenera para proporcionar un proceso continuo. Cuando no se requiere combustible o cuando se desea utilizar un sistema de regeneración abierto, el procedimiento de regeneración puede transferir regenerante agotado desde el proceso sin enfriamiento o separación. Los hidrocarburos aromáticos adsorbidos en el adsorbente presentan el problema que cuando el adsorbente se desorbe a baja presión, la porción de los hidrocarburos aromáticos que son

X
X
17

condensables es alta y la condensación de estos hidrocarburos puede afectar adversamente la operación de la unidad de adsorción. La corriente de gases de desecho purificados producidos por el proceso de esta invención se halla esencialmente libre de hidrocarburos aromáticos tales como hidrocarburos C_6 a C_8 , tales como benceno, tolueno e isómeros de xileno, en donde esencialmente libre significa una concentración de hidrocarburos aromáticos que es menor de 500 ppm en volumen y, preferiblemente, en donde la concentración de hidrocarburos aromáticos es menor de alrededor de 250 ppm en volumen. Más preferiblemente, la concentración de hidrocarburos aromáticos varía entre alrededor de 250 ppm en volumen y alrededor de 500 ppm en volumen. La corriente de gases de desecho purificados puede pasarse a una unidad de recuperación de azufre oxidativa para proporcionar un producto sulfuroso de alta pureza. Una ventaja adicional de la presente invención es que el agua eliminada de la corriente de alimentación de gases de desecho por el proceso de adsorción puede devolverse a la unidad de amina para restaurar el agua eliminada de la solución de amina durante el paso de adsorción con amina.

El proceso térmico oscilante de la presente invención se refiere al procesamiento térmico oscilante convencional en el cual cada lecho de una zona de adsorción experimenta adsorción, sobre una base cíclica, a una temperatura de adsorción en donde el(los) componente(s) más fácilmente adsorbible(s) en la corriente de alimentación se adsorben selectivamente para proporcionar una corriente de efluente de adsorción enriquecido en los

18

componentes adsorbibles con menos facilidad, regeneración a una temperatura de desorción que es mayor que la temperatura de adsorción que se realiza pasando un gas de purga a una temperatura elevada, es decir, igual a, o mayor que, la temperatura de desorción deseada a través del lecho, y enfriando el lecho a la temperatura de adsorción pasando un gas de purga a través de él. Generalmente, los procesos térmicos oscilantes se llevan a cabo de tal manera que los pasos de adsorción tienen lugar a aproximadamente las mismas presiones de adsorción y desorción, o que la presión de adsorción es generalmente mayor que la presión de desorción. En la presente invención, para recuperar los hidrocarburos aromáticos en forma de líquidos, la adsorción tiene lugar a una baja presión de adsorción en relación con la presión de desorción.

La adsorción de esta invención tiene lugar típicamente en condiciones efectivas que incluyen una presión de adsorción que varía desde alrededor de 167 kPa hasta alrededor de 310 kPa (25 hasta alrededor de 45 psia) y una temperatura de adsorción que varía desde alrededor de 5 hasta alrededor de 65°C (alrededor de 40 hasta alrededor de 150°F). El paso de desorción de la presente invención se lleva a cabo a una presión mayor que la presión de adsorción, con el fin de recolectar y condensar los hidrocarburos aromáticos recuperados desorbidos del adsorbente. Preferiblemente el paso de desorción de la presente invención tiene lugar a una presión de desorción que varía desde alrededor de 315 kPa hasta alrededor de 1.38 Mpa (alrededor de 45 hasta alrededor de 215 psia) y, más preferiblemente, el

19

paso de desorción tiene lugar a una presión de desorción mayor que, o igual a, alrededor de 790 kPa (115 psia). El paso de desorción se lleva a cabo a una temperatura de desorción que es efectiva para desorber los hidrocarburos aromáticos del adsorbente. Preferiblemente la temperatura de desorción varía desde alrededor de 100 hasta alrededor de 300°C (alrededor de 210 hasta alrededor de 570°F) y, más preferiblemente, la temperatura de desorción varía desde alrededor de 150 hasta alrededor de 260°C (alrededor de 300 hasta alrededor de 500°F).

Las zonas de adsorción de la presente invención contienen lechos de adsorción que incluyen un adsorbente apropiado para adsorber los componentes particulares a adsorberse allí. El lecho de adsorción tiene selectividad para varios componentes de una corriente de alimentación sobre otros componentes similares, proporcionando así un componente adsorbible con menos facilidad y un componente adsorbible con mayor facilidad. En la presente invención, los componentes adsorbibles con mayor facilidad son hidrocarburos aromáticos y agua, y los componentes adsorbibles con menor facilidad son sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono. A medida que se alcanza la capacidad del lecho adsorbedor para el componente adsorbible con mayor facilidad, es decir, preferiblemente antes de que una porción sustancial del frente de adsorción delantero haya pasado a través del primer lecho de adsorción, la corriente de alimentación se dirige a otro lecho en la zona de adsorción. Tiene que entenderse también que el término “contracorriente” denota que la dirección de flujo de

20

gas a través del lecho de adsorción es contracorriente con respecto a la dirección del flujo de la corriente de alimentación. Análogamente, el término "co-corriente" denota flujo en la misma dirección que el flujo de la corriente de alimentación. El gas de purga se compone por lo menos parcialmente de una corriente de efluente, verbigracia, la corriente de efluente de adsorción proveniente del lecho de adsorción, que comprende el componente adsorbible con menos facilidad. El término "enriquecido" debe entenderse en referencia a la composición de la corriente de alimentación, a menos que se anote otra cosa.

Los adsorbentes conocidos en el arte incluyen filtros moleculares cristalinos, carbones activados, arcillas activadas, alúminas activadas, resinas poliméricas y mezclas de las mismas. Los filtros moleculares cristalinos incluyen filtros moleculares zeolíticos.

Los filtros moleculares zeolíticos en la forma calcinada pueden representarse por la fórmula general:



en donde Me es un catión, x tiene un valor desde alrededor de 2 hasta infinito, y n es la valencia del catión. El adsorbente de la presente invención comprenderá absorbentes de zeolita rica en sílice y mezclas de la misma. Zeolitas ricas en sílice que pueden utilizarse incluyen:

21

clinoptilolita, boggsita, EMC-2, zeolita L, ZSM-5, ZSM-11, ZSM-18, ZSM-57, EU-1, offretita, faujasita, ferrierita, mordenita, zeolita Beta y silicalita. Es deseable reducir el contenido de aluminio en la armazón o estructura de la zeolita, disminuyendo así la afinidad del agua a la zeolita a la vez que conservando su habilidad de mantener su capacidad de adsorción de hidrocarburo en presencia de niveles de humedad prácticamente alta. Por estas razones, las zeolitas apropiadas para uso según la presente invención son zeolitas sintéticas y de ocurrencia natural que tienen un alto contenido de sílice, es decir aquellas con relaciones sílice alúmina de la estructura de soporte superiores a 15. El término relación sílice alúmina de la estructura de soporte se refiere únicamente a los átomos de aluminio y silicio que se coordinan en forma de tetraedros con la estructura de la zeolita. Preferiblemente, los adsorbentes de ocurrencia natural o que se producen sintéticamente con una relación sílice alúmina menor que alrededor de 15 se modificarán por medios convencionales tales como vaporización, extracción con ácido, tratamiento con fluoruro y similares para aumentar la relación sílice alúmina de la estructura de soporte a más de alrededor de 15. Para uso con la presente invención se prefieren faujasitas que tengan una relación sílice alúmina de la estructura de soporte mayor de 15. Los adsorbentes preferidos tienen una abertura de poros de por lo menos alrededor de 6.0 Angstroms y, preferiblemente, mayores de alrededor de 6.2 Angstroms. La abertura de poro de las zeolitas de ocurrencia natural y filtros moleculares zeolíticos producidos sintéticamente puede incrementarse por cualquiera de los métodos

22

convencionales tales como intercambio de cationes, lixiviación con ácido y similares. Más particularmente, se prefieren las zeolitas sintéticas y de ocurrencia natural que tienen una estructura FAU tal como se define en el "Atlas de Tipos de Estructura de Zeolitas", del que son autores W. M. Meier y D.H. Olson, publicado por la Comisión de Estructura de la Asociación Internacional de Zeolita, (1987), en páginas 53-54 y páginas 91-92. Descripciones detalladas de algunas de las zeolitas ya mencionadas pueden encontrarse en D. W. Breck, ZEOLITE MOLECULAR SIEVES, John Wiley & Sons, Nueva York, 1974.

Adsorbentes adecuados para el proceso de la presente invención pueden incluir Zeolita Y o varias modificaciones de Zeolita Y en una matriz de óxido inorgánico refractario. La zeolita Y puede modificarse, por ejemplo, aumentando la relación molar sílice alúmina. US-A-4,869,803 describe un método mejorado de calcinar zeolitas y presenta caracterizaciones de zeolitas Y-82, LZ-10 y LZ-20 en las columnas 7-8. Esta referencia hace alusión a la Patente de los Estados Unidos No. 4,401,556 expedida a R. D. Bezman y J. A. Rabo que revela una Zeolita Y ultrahidrofóbica (UHP-Y) caracterizada por tener una relación molar sílice alúmina de desde alrededor de 4.5 hasta 35, el patrón esencial de difracción de polvo con rayos X de la zeolita Y, una capacidad de intercambio de iones no superior a 0.070, una dimensión de celda unitaria de desde alrededor de 24.20 hasta 24.25 Angstroms, un área superficial de por lo menos 350m²/g (B-E-T), una capacidad de sorción para vapor de agua a

23

25°C de desde 2 hasta 4 por ciento en peso a un valor p/p° de 0.10 y un valor de Prueba de Butanol Residual de no más de 0.40 por ciento en peso. LZ-20 se prepara de manera similar a LZ-10, salvo que la calcinación definitiva tiene lugar en un solo paso. La zeolita LZ-15 se prepara de manera similar a la zeolita LZ-20, pero LZ-15 tiene una menor capacidad de agua que la zeolita LZ-20. Las especificaciones para LZ-20 son una relación $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ de 5.0 a 6.0 (mediante análisis químico volumétrico), un área superficial desde 580 hasta 650 m^2/g (B-E-T), una dimensión de celda unitaria de desde 24.33 hasta 24.41 Angstroms, y una capacidad de sorción para vapor de agua de desde 3.0 hasta 5.5 libras de agua por 100 libras de adsorbente. Zeolitas LZ-10, LZ-20, y LZ-15 se obtienen de UOP en Des Plaines, Illinois. Las respectivas relaciones sílice albúmina de la estructura de soporte para LZ-10, LZ-15 y LZ-20 son: 30-60, 28-66 y 13-22.

A menudo es deseable, cuando se usan filtros moleculares cristalinos, que el filtro molecular se aglomere con un aglutinante a fin de garantizar que el absorbente tendrá un tamaño adecuado de partícula. Aunque se dispone de una variedad de materiales aglomerantes sintéticos y de ocurrencia natural tales como óxidos metálicos, arcillas, sílices, alúminas, sílice-alúminas, sílice-circonias, sílice-torias, sílice-berilias, sílice-titanias, sílice-alúmina-torias, sílice-alúmina-circonias, mezclas de éstos y similares, se prefieren los aglomerantes de sílice. Se prefieren los aglomerantes de arcilla, y el sílice es más preferido porque el sílice puede emplearse para

aglomerar el filtro molecular sin alterar sustancialmente las propiedades de adsorción de la zeolita.

Experimentos han demostrado que zeolitas ricas en sílice, tal como LZ-10, no exhibieron una reducción aguda en la carga de adsorbente de hidrocarburos aromáticos en aire húmedo, particularmente para aire que tiene una humedad relativa mayor de alrededor del 50 por ciento y, más particularmente, que tenga una humedad relativa entre alrededor de 50 y alrededor del 80 por ciento.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LOS DIBUJOS



El proceso de la presente invención se describe en lo sucesivo con referencia a la Fig. 1 que ilustra varios aspectos del proceso. Con referencia a Fig. 1, una corriente de alimentación de gases de desecho que comprende compuestos de azufre, agua y dióxido de carbono con cantidades vestigiales de hidrocarburos aromáticos se pasa vía línea 10, válvula V1, y línea 12 a una zona de adsorción 101. En la zona de adsorción 101, la corriente de alimentación de gases de desecho se pone en contacto con un adsorbente selectivo para la adsorción de los hidrocarburos aromáticos. Una corriente de efluente de adsorción se retira de la zona de adsorción 101 en línea 14 y se pasa a través de válvula V9 y línea 16, y se retira del proceso en la forma de corriente de desechos tratados en línea 16. En un punto del proceso, antes de la salida de los hidrocarburos aromáticos de la zona de adsorción

25

101, la válvula V1 se cierra y la válvula V2 se abre, permitiendo que la corriente de alimentación de gases de desecho pase a través de válvula V2, línea 52 e ingrese a la zona de adsorción regenerada previamente 102. El efluente de adsorción retirado de la zona de adsorción 102 en línea 54 se pasa a través de válvula V8, línea 20, enfriador de aire 104, línea 22, línea 24, válvula V5, y línea 12 en un paso de desplazamiento para purgar la zona de adsorción regenerada 102 de cualesquiera hasta hidrocarburos aromáticos residuales y pasar los hidrocarburos aromáticos residuales a la zona de adsorción 101. Este paso de desplazamiento evita la liberación de una arremetida, o concentración de pico de hidrocarburos a procesos descendentes para recuperación de azufre. A la conclusión del paso de desplazamiento, se cierra la válvula V8 y el efluente de adsorción de la zona de adsorción 102 se pasa a través de línea 54, válvula 10, y se retira como corriente de producto tratado en la línea 16. En este punto del proceso, la zona de adsorción 101 se aísla de la corriente de alimentación de gases de desecho cerrando las válvulas V5 y V9 y se inicia un paso de presurización en donde la zona de adsorción 101 se eleva a la presión de desorción, la cual es mayor que la presión de adsorción. En el proceso de la presente invención es necesario elevar la presión del paso de desorción sobre la presión de adsorción relativamente más baja con el fin de eliminar efectivamente los hidrocarburos aromáticos del gas de regeneración agotado. En el paso de presurización, con la válvula V9 cerrada, se abren las válvulas V7 y V12 y una corriente de gas de relleno, disponible a una presión alta y que comprende típicamente gas natural, nitrógeno, dióxido de

26
26

carbono y mezclas del mismo, se pasa en línea 48, válvula V12, línea 50, válvula V3, y línea 12 a la zona de adsorción 101. Válvula V12 permite que una porción de la corriente de gas de relleno experimente una reducción de presión a aproximadamente la presión de adsorción y eleva gradualmente la presión en la zona de adsorción 101 a la presión de desorción en el paso de presurización. Cuando la zona de adsorción 101 ha alcanzado la presión de desorción deseada se realiza un paso de regeneración cerrada.

En el paso de regeneración cerrada, una corriente de efluente de regeneración se retira de la zona de adsorción 101 en línea 14 y se pasa a través de válvula V7 y línea 20 al enfriador de aire 104 el cual enfría, al menos parcialmente, la corriente de efluente de regeneración para proporcionar un efluente de regeneración enfriado en línea 22. El efluente de regeneración enfriado a una temperatura de enfriamiento que varía entre alrededor de 35 y alrededor de 65°C (100 hasta alrededor de 150°F) en línea 22 se pasa vía líneas 22, 25, 26, válvula V16 y línea 34 a un enfriador 106. El enfriador 106 reduce aún más la corriente de efluente de regenerante enfriado a una temperatura refrigerada que varía desde alrededor de 0 hasta alrededor de 15°C (alrededor de 33 hasta alrededor de 60°F) para condensar, al menos parcialmente, los hidrocarburos aromáticos y el agua y para suministrar una corriente de efluente refrigerado en línea 36. La corriente de efluente refrigerado se pasa al condensador 112 para separación de fase en donde el agua condensada se retira en forma de corriente de agua en línea 38, y los hidrocarburos aromáticos condensados se retiran en forma de

27

una corriente de carburos aromáticos en línea 40. La porción sin condensar de la corriente de efluente refrigerado, o gas de regenerante agotado se retira del condensador 112 y se pasa en línea 42 al compresor 110, el cual restaura la presión de la corriente de gas de regenerante agotado a una presión aproximadamente la misma que la presión de desorción para proporcionar una corriente de gas de regeneración presurizado en línea 44. La corriente de gas de regeneración presurizado se pasa al calentador 108 para elevar el gas de regeneración presurizado a la temperatura efectiva de desorción y proporcionar una corriente de gas de regeneración caliente en línea 46. La corriente de gas de regeneración caliente se pasa a la primera zona de adsorción 101 vía línea 46, válvula V14, línea 47, línea 50, válvula V3 y línea 12 para completar el ciclo de regeneración cerrada. El paso de regeneración se lleva a cabo durante un lapso de alrededor de 0.5 hasta alrededor de 8 horas y, más preferiblemente, el paso de regeneración se lleva a cabo durante un lapso que varía desde alrededor de 0.5 hasta alrededor de 2 horas para desorber los aromáticos y el agua del adsorbente en la primera zona de adsorción 101, mientras que la segunda zona de adsorción 102 se encuentra adsorbiendo hidrocarburos aromáticos de la corriente de alimentación de gases de desecho en un paso de adsorción. A la conclusión del paso de regeneración, las válvulas V14 y V16 se cierran, separando la primera zona de adsorción 101 de las secciones de refrigeración y calentamiento del proceso.

2A

La primera zona de adsorción experimenta un paso de despresurización liberando un gas de despresurización a través de válvula V7, línea 20, enfriador de aire 104, líneas 22 y 24 y válvula V6 en línea de alimentación de gas 52 al extremo de entrada de la segunda zona de adsorción 102, desde la cual la corriente de efluente tratado se retira en línea 54, válvula V10 y línea 16. A continuación del paso de despresurización, la primera zona de adsorción 101 experimenta un paso de enfriamiento en donde la corriente de alimentación de gases de desecho en línea 10 se introduce en la primera zona de adsorción 101 vía línea 10, válvula V1 y línea 12, y una corriente de purga caliente se retira en línea 14 y se pasa al enfriador de aire 104 vía línea 14, válvula V7 y línea 20 para producir una corriente de purga enfriada en línea 22. La corriente de purga enfriada en línea 22 se pasa a la segunda zona de adsorción 102 vía líneas 24, válvula V6 y línea 52, y la corriente de efluente proveniente de la segunda zona de adsorción 102 se retira vía líneas 54, válvula V10 y línea 16 en forma de corriente de gases de desecho tratados. De este modo, la segunda zona de adsorción 102 actúa como un ajuste, o zona de adsorción, secundaria, a la vez que se reduce la temperatura de la primera zona de adsorción 101 a la temperatura efectiva de adsorción. Esta configuración dirección/ajuste de las zonas de adsorción durante el paso de enfriamiento evita trastornos al permitir que una arremetida de hidrocarburos aromáticos se lleve a la unidades descendentes de recuperación de azufre. La ventaja de esta configuración dirección/ajuste es que cualquiera de los hidrocarburos aromáticos que queden en el adsorbente recién regenerado se

separarán por arrastre con el flujo de gas incrementado durante la despresurización y capturado en el lecho en la posición de ajuste.

El tiempo de ciclo total para el proceso de la presente invención puede variar desde aproximadamente 1 hasta aproximadamente 24 horas, en donde el tiempo de ciclo total es el tiempo para que el proceso experimente un ciclo de adsorción y desorción. Preferiblemente, el tiempo de ciclo total varía desde aproximadamente 2 hasta aproximadamente 8 horas.

Durante la regeneración de la segunda zona de adsorción 102, el gas de relleno a la presión de desorción se introduce en la segunda zona de adsorción 102 vía línea 48, válvula V12, línea 50, válvula V4 y línea 52, y el efluente de regeneración se retira en línea 54 y se pasa al enfriador 104 vía válvula V8 a línea 20. Cuando la zona de adsorción 102 experimenta el paso de enfriamiento, la corriente de alimentación de gases de desecho se pasa a la zona de adsorción 102, vía línea 10, válvula V2, línea 52 para producir la corriente de purga caliente que se retira en línea 54, y se pasa a través de válvula V8 y línea 20 al enfriador de aire 104 para producir la corriente de purga enfriada en línea 22. La corriente de purga enfriada se pasa a la primera zona de adsorción 101 vía línea 22, línea 24 y válvula V5. Durante el paso de regeneración, una porción de la corriente de regeneración enfriada en línea 22 puede retirarse para uso como corriente de gas combustible vía línea 22, línea 28, válvula V18 y línea 30 ó, si se requiere, para mantener la presión en la sección de refrigeración y

30

calentamiento, entre válvula V16 y válvula V14, una porción del gas de regeneración puede pasarse a combustible o a un quemador (no indicado) vía línea 28, válvula V18 y línea 30.

EJEMPLOS

Ejemplo I

El proceso de la presente invención se ilustra para el esquema indicado en el dibujo. Una corriente de alimentación de gases de desecho se pasa al proceso a una rata de aproximadamente $6150 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ (5.5 millones de pies cúbicos estándar por día), una temperatura de alrededor de 37°C (100°F) y una presión de alrededor de 207 kPa (30 psia). La corriente de alimentación de gases de desecho se satura con agua y comprende aproximadamente 2000 ppm en volumen de hidrocarburos aromáticos. Una corriente de gas de alta presión disponible a una presión de alrededor de 550 kPa (80 psia) y que comprende metano se emplea como gas de regeneración. Dos recipientes de adsorción, cada uno con un contenido de aproximadamente 2680 kg (5000 libras) de un adsorbente de filtro molecular de zeolita rica en sílice, operan de acuerdo con la invención, procesando alternativamente la corriente de alimentación de gases de desecho y alineándose ellos mismos en la configuración dirección/ajuste de manera que la corriente de alimentación de gases de desecho ingrese al lecho recién regenerado durante el paso de enfriamiento y el efluente

31

caliente se enfríe y pase luego a la zona de adsorción que está todavía en operación en el modo de adsorción durante la fase de enfriamiento del proceso, para evitar que una arremetida de hidrocarburos aromáticos penetre en la corriente de gases tratados. El enfriador de aire reduce la temperatura del efluente de regeneración agotado proveniente del paso de regeneración a una temperatura de aproximadamente 49°C (120°F), y la zona de refrigeración reduce la temperatura de la corriente de efluente enfriado a aproximadamente 4.5°C (40°F). El calentador opera a una temperatura de aproximadamente 260°C (500°F). La corriente de gases tratados retirados del proceso comprende menos de alrededor de 250 ppm en volumen de hidrocarburos aromáticos.

Ejemplo II

Se desarrollaron experimentalmente curvas de salida para un absorbente de zeolita rica en sílice que tenía una relación sílice alúmina de la estructura de soporte de aproximadamente 35. El adsorbente era una zeolita Y desaluminada lavada con ácido conocida en el comercio como LZ-15 y descrita aquí anteriormente. Las curvas de salida se determinaron pasando una corriente de aire a una rata de aproximadamente 0.9 Nm³/hr (35 pies cúbicos estándar por hora) a través de una columna del adsorbedor con un diámetro exterior de 16 mm por alrededor de 0.45 m de longitud (aproximadamente 5/8" de diámetro exterior por 18" de longitud), y que contenía alrededor de 20 gramos de adsorbente. Se realizaron pruebas a la

32

presión de aproximadamente 124 kPa (18 psia) y a una temperatura de alrededor de 21°C. Corrientes de aire ajustadas para tener una humedad relativa de alrededor de 60 y alrededor de 80 por ciento se mezclaron separadamente con una corriente de aire seco que había sido pasada a través de un recipiente que contenía hidrocarburos aromáticos a través de un burbujeador convencional para añadir así hidrocarburo aromático a las corrientes de aire húmedo. Las concentraciones de alimentación y efluente se monitorearon y analizaron hasta que la concentración de salida alcanzó por lo menos 50 por ciento de la concentración de entrada. Entre los análisis, la columna del adsorbedor se regeneró con aire seco durante un lapso de alrededor de una hora y a una temperatura entre aproximadamente 175 hasta aproximadamente 200°C (350 y alrededor de 400°F). El adsorbedor se dejó enfriar a temperatura ambiente en preparación para el siguiente ensayo de adsorción. Se tomaron mediciones periódicas de la concentración del efluente durante el paso de adsorción para establecer una curva de salida de concentración del efluente en función del tiempo de adsorción. Las cargas actuales en términos de gramos de hidrocarburo aromático adsorbido por 100 gramos de adsorbente se calcularon basándose en esta curva de salida utilizando la concentración de la alimentación, la rata de flujo de la alimentación y el peso del adsorbente. La concentración del hidrocarburo aromático se midió en un Cromatógrafo de Gases Perkin-Elmer 3920B que utilizaba un Detector de Ionización de Llama. La humedad relativa se midió con un detector de humedad relativa Panametric 1000 y se calibró con un analizador gravimétrico Nesbitt. Fig. 2 muestra

33

que la carga de adsorbente para tolueno sobre un rango de concentración del tolueno desde aproximadamente 100 hasta aproximadamente 800 ppm en volumen en aire de 60 y 80 por ciento de humedad relativa está aumentando en una forma esencialmente lineal. Fig. 3 muestra una carga de adsorbente lineal similar en aire que tiene una humedad relativa de 60 y 80 por ciento para concentraciones de p-xileno que varían desde aproximadamente 40 hasta aproximadamente 120 ppm en volumen de p-xileno en la corriente de aire húmedo.

Ejemplo III

Se desarrollaron determinaciones de salida para adsorber un hidrocarburo aromático, tolueno y dióxido de carbono (99.9% de dióxido de carbono) en la presencia de agua sobre un adsorbente de zeolita rica en sílice. El aparato y el adsorbente del Ejemplo II se emplearon con la sustitución de dióxido de carbono por la corriente de aire de Ejemplo II. Se llevaron a cabo análisis para temperaturas del dióxido de carbono de desde alrededor de 21°C hasta 35°C y humedades relativas que variaban desde alrededor del 28 hasta alrededor del 80%. Una corriente de desplazamiento de dióxido de carbono seco se hizo burbujear a través de una cámara que contenía tolueno y, a continuación, se mezcló con la corriente principal de dióxido de carbono que se había pasado a través de una cámara que contenía agua para producir las corrientes de gases ácidos de dióxido de carbono que contenían agua e hidrocarburos aromáticos. Las

34

concentraciones en la alimentación y el efluente de tolueno y agua se midieron hasta que las condiciones de salida alcanzaron por lo menos 50% de la concentración de entrada. La carga de adsorbente para tolueno varió desde alrededor de 430 hasta alrededor de 560 ppm en volumen y el contenido de agua varió desde alrededor del 28% de humedad relativa a aproximadamente 35°C hasta alrededor del 80% de humedad relativa a aproximadamente 21°C. Los resultados de las cargas de tolueno de salida se muestran en la siguiente Tabla:

TABLA					
Determinación de Salida de Dióxido de Carbono en Tolueno					
Pasada	Ciclo	Temp., °C	Tolueno, ppm en Volumen	Humedad Relativa %	Carga de Adsorbente a Salida % de peso
A	Fresco	21	432	60	9.9
B	Fresco	35	510	28	10.5
A	Primero	21	539	72	9.6
B	Primero	34	500	32	9.9
A	Segundo	21	551	79	9.3
B	Segundo	34	481	38	9.1

Se realizaron tres ciclos adsorción/desorción a cada temperatura y la salida se determinó basándose en la composición de tolueno efluente que

35

alcanzaba 2% de la composición del tolueno de entrada. Inesperadamente, la humedad relativa tuvo poca influencia en la capacidad del adsorbente para el tolueno a medida que el ciclo progresó más allá del primer ciclo.

REIVINDICACIONES:



1. Un proceso para la eliminación de cantidades vestigiales de hidrocarburos aromáticos de una corriente de alimentación de gases ácidos de desecho que incluyen sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, agua y dichos hidrocarburos aromáticos, comprendiendo dicha corriente de gases ácidos de desecho una cantidad sustancial de gas ácido y comprendiendo dicho proceso pasar la corriente de alimentación de gases ácidos de desecho en condiciones efectivas de adsorción a través de un adsorbente de zeolita rica en sílice, efectivo para la adsorción de dichos hidrocarburos aromáticos y agua, para proporcionar una corriente de efluente tratado, esencialmente libre de dichos hidrocarburos aromáticos.

2. El proceso de la Reivindicación 1 en donde la corriente de alimentación de gases ácidos de desecho contacta el adsorbente de zeolita rica en sílice, en condiciones efectivas incluyendo una presión de adsorción en una zona de adsorción aumentando la presión en dicha zona de adsorción luego del contacto con el gas ácido de desecho a una presión de desorción y regenerando el adsorbente rico en sílice con una corriente de gas de regeneración calentado a una temperatura efectiva de desorción para desorber los hidrocarburos aromáticos; y despresurizando la zona de adsorción a la presión de desorción y repitiendo los pasos (a) y (b) para proporcionar un proceso continuo.

3. El proceso de la Reivindicación 2 en donde el proceso incluye los pasos adicionales de:

- a) pasar la corriente de alimentación de gases de desecho a la primera zona de adsorción de por lo menos dos zonas de adsorción, dicha zeolita rica en sílice para proveer la corriente de effluente tratado esencialmente libre de dichos hidrocarburos aromáticos;
- b) despresurizar una segunda zona de adsorción que ha completado un paso de desorción desde una temperatura de desorción y una presión de desorción a la presión de adsorción, pasar la corriente de alimentación de gases de desecho a la segunda zona de adsorción para purgar y enfriar la segunda zona de adsorción, y retirar una corriente de purga caliente de la segunda zona de adsorción;
- c) enfriar la corriente de purga caliente para proveer una corriente de purga enfriada y pasar la corriente de purga enfriada a la primera zona de adsorción hasta que la segunda zona de adsorción regrese a una temperatura efectiva de adsorción;
- d) terminar la pasada de dicha corriente de alimentación de gases de desecho a dicha primera zona de adsorción, retirar la

corriente de efluente tratado de la segunda zona de adsorción, y presurizar la primera zona de adsorción a la presión de desorción la cual es mayor que la presión de adsorción con una corriente de gas de relleno de alta presión;

- e) pasar la corriente de gas de regeneración calentada a la temperatura efectiva de desorción a la primera zona de adsorción para desorber los hidrocarburos aromáticos y el agua en el paso de desorción y para producir la corriente de efluente de regeneración;
- f) enfriar y condensar la corriente de efluente de regeneración para condensar al menos parcialmente los hidrocarburos aromáticos para proveer una corriente de agua, y una corriente de hidrocarburos aromáticos y una corriente de gas de regenerante agotado;
- g) calentar por lo menos una porción de la corriente de regenerante agotado para proporcionar la corriente de gas de regeneración calentado; y
- h) repetir los pasos (a) a (g) para proveer un proceso continuo.

4. El proceso de las Reivindicaciones 1, 2 ó 3, en donde dicha zeolita rica en sílice se selecciona del grupo que consta de clinoptilolita, silicalita, zeolita Beta, boggsita, faujasita, EMC-2, zeolita L, mordenita, offretita, ferrierita, LZ-10, LZ-20 y LZ-15, ZSM-5, ZMS-11, ZMS-18, ZSM-57, EU-1, y mezclas de las mismas.

5. El proceso de las Reivindicaciones 1, 2 ó 3, en donde la temperatura efectiva de desorción varía desde aproximadamente 150°C hasta aproximadamente 260°C y dicha presión de desorción varía desde alrededor de 315 kPa hasta alrededor de 1.38 Mpa.

6. El proceso de las Reivindicaciones 1, 2 ó 3, en donde el efluente tratado se pasa a un proceso de recuperación de azufre que comprende un proceso de oxidación de sulfuro de hidrógeno seleccionado del grupo que consta de un paso de combustión térmica, un paso de oxidación catalítica de fase de gas, un paso de lavado alcalino acuoso, un paso oxidante de sulfuro bacteriano acuoso, y combinaciones de los mismos.

7. El proceso de las Reivindicaciones 1, 2 ó 3, en donde la corriente de alimentación de gases de desecho es un efluente proveniente de una zona de tratamiento con amina.

40

8. El proceso de las Reivindicaciones 1, 2 ó 3, en donde la corriente de alimentación de gases de desecho comprende hidrocarburos aromáticos en una cantidad que varía desde aproximadamente 1 ppm en volumen hasta aproximadamente 5000 ppm en volumen y la corriente de efluente tratado, esencialmente libre de hidrocarburos aromáticos, comprende menos de aproximadamente 500 ppm en volumen de hidrocarburos aromáticos.

9. El proceso de las Reivindicaciones 1, 2 ó 3, en donde las condiciones de adsorción incluyen una presión de adsorción que varía desde alrededor de 167 kPa hasta alrededor de 310 kPa (alrededor de 25 hasta alrededor de 45 psia).

10. El proceso de las Reivindicaciones 1, 2 ó 3, en donde el gas ácido comprende desde alrededor del 0.5 hasta alrededor del 95% en moles de sulfuro de hidrógeno y desde alrededor del 10 hasta alrededor del 95% en moles de dióxido de carbono y la cantidad sustancial de gas ácido comprende más de 60% en moles de la corriente de gases ácidos de desecho.



REQUISITOS MINIMOS PARA ADMISION A TRAMITE

PATENTE DE INVENCION ☒

MODELO DE UTILIDAD ☐

• Nombre e identificación del Solicitante

Pag 1

☐

• Nombre e identificación del Inventor

Pag 1

☐

• Título o nombre de la Invención

Pag 1

☐

• Descripción

5

☐

• Reivindicaciones

36

☐

• Resumen

Pag 2.

☐

• Comprobante de Pago

Pag 3

☐

COMPLETA ☒

INCOMPLETA ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐

• Nombre e identificación del peticionario

☐

• Nombre e identificación del inventor o diseñador

☐

• Indicación del género de productos para los cuales debe utilizarse

☐

• Representación gráfica

☐

• Comprobante de pago

☐

COMPLETA ☐

INCOMPLETA ☐

Firma Responsable

SUPERINDUSTRIA Y COMERCIO
Radicación : 88839629 88888888 Folios: 48
Fecha: Fecha (ARD): 2008-05-29 16:55:07
Tramite : 002 PATENTES D 1 REGISTRO/ 411 PRESENTAC
Dependencia: 2020 DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

Carrera 13 No. 27-00 Piso 5 y 10
Conmutador: 334 12 21-2-3-4
Fax: 281 31 25 e-mail: info@sic.gov.co
Santa Fe de Bogotá D.C. - Colombia

Carrera 13 N° 27-00 Pisos 5° y 10°
Conmutador 334 1221-2-3-4
Fax 281 3125
Santafé de Bogotá, D.C. - Colombia

DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

PRIMER EXAMEN DE FORMA

EXPEDIENTE 00-39629

Practicado el examen jurídico de acuerdo con lo establecido en el art. 21 de la Decisión 344 se determinó que esta solicitud de Patente de Invención:

SI ☒ NO ☐ NO APLICABLE ☐ Presentó los poderes necesarios en forma correcta (Decisión 344, art. 14-a).

SI ☒ NO ☐ NO APLICABLE ☐ Acreditó, en forma correcta, la existencia y representación de la persona jurídica solicitante (art. 14-c de la Decisión 344; literal g) del art. 4 del Decreto 117/94).

SI ☒ NO ☐ NO APLICABLE ☐ Presentó, en forma correcta, el comprobante de pago por la tasa de presentación establecida (art. 13-f de la Decisión 344 y la Resolución 002 del 4 de enero del 2000).

SI ☐ NO ☒ EXTEMPORANEAMENTE ☐ Reivindicó prioridad, dentro del plazo y de acuerdo con lo previsto en el Artículo 4 del Convenio de París.

SI ☐ NO ☐ NO APLICABLE ☒ Presentó copia, certificada su conformidad por la Administración que recibió la solicitud de la cual reivindica prioridad, al momento de radicar la solicitud nacional.

SI ☐ NO ☐ NO APLICABLE ☒ Presentó la traducción del capítulo reivindicatorio de la solicitud de la cual se reivindica prioridad (Art. 4, D-3 Convenio de París; Concepto: 5 de enero de 1999 S.I.C.).

SI ☒ NO ☐ CUMPLE LOS REQUISITOS JURIDICOS

OBSERVACIONES

En consecuencia, se conceptúa que esta solicitud:

SI ☒ NO ☐ Se ajusta a los aspectos FORMALES indicados en la Decisión 344 y por tanto,

SI ☒ NO ☐ Se recomienda PUBLICAR el extracto correspondiente.

Santafé de Bogotá, D.C., 30 de Mayo del 2000

EXAMINADOR JURIDICO.
202022

PRIMER EXAMEN DE FORMA

RADICACIÓN N°

00-39629

CONCEPTO TÉCNICO N°

1309

Clasificación Internacional de Patentes:

C07G 25/12

Practicado el examen de acuerdo a lo establecido en el Art. 21 de la Decisión 344 se determinó que esta solicitud de Patente de Invención:

- SI ☒ NO ☐ Contiene la identificación correcta del inventor (Art.8, Art.13-a).
- SI ☒ NO ☐ Contiene la identificación correcta del solicitante (Artículo 13-a).
- SI ☒ NO ☐ Contiene el resumen con el objeto y finalidad de la invención en forma correcta (Art.13-e).
- SI ☒ NO ☐ Contiene el título o nombre de la invención en forma correcta (Art.13b).
- SI ☐ NO ☒ Contiene la descripción clara y completa de la invención (Art.13-c).
- SI ☐ NO ☒ Contiene los dibujos correctos (Art.14-c junto con el literal d) del Art. 4 del Dto. 117 del 94).
- SI ☒ NO ☐ Contiene las unidades de medida en el sistema exigido (Art.14-c junto con el Decreto 3464 del 26 de diciembre de 1980).
- SI ☐ NO ☒ Contiene una o más reivindicaciones, en forma correcta, que precisen la materia para la cual se solicita la protección mediante la patente (Art.13-d).
- SI ☐ NO ☒ Contiene el extracto de acuerdo con el literal c) del artículo 4 del Dto. 117 /94.
- SI ☐ NO ☒ Contiene el arte final del dibujo característico de acuerdo con el literal c) del artículo 4 y el artículo 27 del Dto. 117 /94.
- SI ☐ NO ☒ Contiene la tarjeta del Archivo Temático [formato P-104] en forma correcta (Art.14-c junto con el literal b) del artículo 4 del Dto. 117 /94).
- SI ☒ NO ☐ Contiene la tarjeta del Archivo de Propietarios [formato P-105] en forma correcta (Art.14-c junto con el literal b) del artículo 4 del Dto. 117 /94).

SI ☐ NO ☒ CUMPLE LOS REQUISITOS TÉCNICOS

OBSERVACIONES Y OTROS: SI ☒ NO ☐ ver hoja(s) anexa(s)

Santa Fe de Bogotá, D. C.,

EXAMINADOR TÉCNICO
202003

1 er EXAMEN DE FORMA

RADICACIÓN N° 00-39629

CONCEPTO TÉCNICO N° 1303

C 07 G 25/12

Las siguientes son observaciones que se desprenden del primer examen de forma:

1. Capítulo reivindicatorio.

1.1. El solicitante quiere que le sea protegido un método en la primera reivindicación pero no muestra las etapas que lo conforman y solamente muestra EL USO que se le va a dar a una zeolita. Un método o proceso es una secuencia lógica de etapas que busca llegar a un fin y aquí no se refleja eso como sí en las restantes reivindicaciones.

1.2. Palabras como "... aproximadamente..." o "... alrededor de ..." o "... una condición efectiva..." no deben ser empleadas en el capítulo reivindicatorio porque generan ambigüedad. Las reivindicaciones deben ser claras y precisas.

Debe anexarse nuevo capítulo reivindicatorio completo y con las correcciones pedidas.

2. Anexar extracto para publicación y tarjeta de archivo temático diligenciados de forma completa con las correcciones aquí pedidas.

3. Descripción

El solicitante soporta su descripción en unas figuras que no se encuentran por lo que no se puede realizar un examen formal completo

4. Los dibujos deben ser presentados de acuerdo a lo establecido en el Decreto Reglamentario 117 de 1 994. Deben presentarse en original, en tinta negra indeleble, en tamaño oficio y siguiendo las normas del dibujo técnico. Además, no deben tener ninguna palabra en inglés.

5. Anexar copia de la figura característica en papel fotográfico o mantequilla en tamaños de 12 cm * 12 cm (duplicado) y 6 cm * 6 cm.

**Examinador técnico de Patentes
202003**

11 de agosto de 2000

DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

EXPEDIENTE 00-39629

AUTO 1947

LA JEFE DE DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

DISPONE:

ARTICULO PRIMERO: Reconocer personería al doctor RAMIRO CASTRO DUQUE, como apoderado de la Sociedad solicitante, en los términos y para los efectos del poder conferido.

ARTICULO SEGUNDO: Conforme lo establece el artículo 22 de la Decisión 344 de la Comisión del Acuerdo de Cartagena, requiérsele al solicitante, para que dentro del plazo de treinta (30) días hábiles siguientes a la fecha de notificación del auto, presente respuesta a las observaciones o complemente los antecedentes señalados en el examen de forma.

ARTICULO TERCERO: Notificar por estado el presente auto, advirtiéndole que contra el no procede recurso alguno en la vía gubernativa.

NOTIFIQUESE Y CUMPLASE

Dado en Santafé de Bogotá D.C., a los

15 AGO. 2000

LA JEFE DE LA DIVISION DE NUEVAS CREACIONES,

ALIX CARMENZA CESPEDES DE VERGEL

NOTIFICADO POR ESTADO

Santafé de Bogotá D.C.

notificado por anotación en estado de esta misma fecha.

17 AGO 2000

VENCIMIENTO NOTIFICACION ESTADO

SOLICITO PRORROGA TERMINO SI _____ NO _____

**VENCIMIENTO TERMINO PRORROGA
202022**