



No. 13-019346- -00001-0000

Fecha: 2013-02-05 10:58:08 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 608 MODIFICASOLICIT Folios: 41

DIRECCIÓN DE NUEVAS CREACIONES
MODIFICACIONES Y/O CORRECCIONES

1. Identificación del Trámite

- ☐ Error material ☒ Modificación a una Solicitud en trámite
- ☒ Patente de Invención
☐ Patente de Modelo de Utilidad
☐ Registro de Diseño Industrial
☐ Esquema de Trazado de Circuitos Integrados

2. Datos del titular y/o solicitante

- ☐ Persona Natural ☒ Persona Jurídica

EVONIK FIBRES GMBH

Nombre o denominación /Razón Social completa (En caso de que haya más de un solicitante, relaciónese en hoja adjunta)

Nombre del representante legal

Tipo de empresa ☐ Micro ☐ Pequeña ☐ Mediana ☐ Otra

Documento de identificación: ☐ C.C. ☐ C.E. ☐ NIT Otro Número: _____

Nacionalidad/País de constitución		
AUSTRIA		
Dirección electrónica	No. Fax	Número telefónico

- ☐ Autorizo expresamente a la Superintendencia de Industria y Comercio para que todas las comunicaciones sean enviadas a través de la dirección de correo electrónico

3. Datos del apoderado:

PATÍÑO BONNET MAURICIO **11.342.699** **73583**
Apellidos y Nombre Documento de identificación Tarjeta profesional

Dirección del representante		
Carrera 9 Número 74 – 08 Oficina 403		
Dirección electrónica	No. Fax	Número telefónico
patmarks@prietocarrizosa.com	3268610	3268600

En caso de haber presentado poder general para asuntos que se adelanten ante la Delegatura de Propiedad Industrial, sírvase indicar el número de su radicación o protocolo de poder general _____

4. Datos del trámite

Corrección:

Expediente No 13.019.346

Aparece _____

Debe ser _____

Modificación:

☒ Modificación al capítulo reivindicatorio.

☒ Modificación al capítulo descriptivo.

☒ Modificación al resumen.

☒ Modificación a los dibujos.

☐ Modificación al solicitante. Traspaso

De: _____

A: _____

5. Anexos

☒ Comprobante de pago de la tasa para la presentación de la solicitud No.13-003314, Fecha: 14 de enero de 2013

☐ Poder, si fuere el caso con el que se acredita la representación

☒ Documento que contiene las modificaciones o correcciones.

☐ Copia de la solicitud y sus anexos en medio magnético

6. Firma

Nombre y apellidos

MAURICIO PATIÑO BONNET

C.C. 11.342.699

Firma

Tarjeta Profesional: 73583

PROCESO PARA LA SEPARACIÓN DE GASES

La invención se refiere a un aparato específico, más en particular, a una cadena de módulos de membrana de separación de gases, para la separación de mezclas gaseosas en dos fracciones cada una de mayor pureza.

Por medio de una membrana de separación de gases, es posible separar mezclas gaseosas sobre la base de diferentes permeabilidades (= tasa de flujo por unidad de tiempo, unidad de superficie, presión diferencial y espesor de capa) de los gases individuales en un polímero. Los polímeros se procesan en general para dar fibras huecas o membranas planas. Las membranas se destacan por una capa de separación muy delgada en la superficie de la membrana, de modo que la permeación (tasa de flujo por unidad de tiempo, unidad de superficie y presión diferencial) de la membrana esté al máximo.

El resultado de separación que se puede lograr con una membrana en un paso único depende no sólo de la selectividad de la membrana sino también de la relación de presión entre el lado de alta presión y de baja presión de la membrana. Cuanto mayor la relación de presión, mejor será el resultado máximo de separación.

En el rango de relaciones de baja presión, las curvas para las diferentes selectividades corren cercanas entre sí (ver la figura 1). El resultado de separación en este rango es determinado por la relación de presión. Por ende, este rango se menciona como "de presión limitada". En el rango de las relaciones de alta presión, el resultado de separación puede ser influenciado apenas por la relación de presión. Este rango se menciona como "de selectividad limitada".

Una serie de disposiciones de conexión de membrana para la separación de gases se conoce de la literatura. En Baker, IndEngChemRes, Natural Gas Processing with Membranes, 47 (2008), hay una lista comprehensiva de diversas disposiciones de conexión conocidas. A título ilustrativo, usando el ejemplo de la separación de metano (gas de retentato) y CO₂ (gas de permeato) con una etapa de separación en membrana

de una etapa de acuerdo con la Fig. 2, se pueden lograr altas purezas en la corriente de producto (98% de CH_4). Sin embargo, la calidad de la corriente de gas de escape del lado del permeato no puede ser influida y es de baja pureza (44% de CO_2). Hay correspondientemente un gran desplazamiento, es decir, pérdida de metano.

En el caso de una disposición de conexión de una etapa con reciclado (fig. 3), las purezas se pueden incrementar ligeramente. Sin embargo, no es posible resolver el problema fundamental del bajo rendimiento de gas de retentato y de la calidad de gas de permeato.

Para mayores purezas de permeato y mayores rendimientos del componente retenido, se conocen una serie de disposiciones de conexión multietapa. En una disposición de conexión con una única etapa de permeato, con recompresión y reciclado del primer permeato (Fig. 4), es posible mejorar la pureza del permeato (86%) y el rendimiento de metano.

Si el componente de mejor permeación se produce con mayores concentraciones (30%), una disposición de conexión de acuerdo con la Fig. 5 puede ser ventajosa según la literatura. Se producen dos corrientes ricas en gas de permeato (82% de CO_2 , 93% de CO_2) y una corriente rica en gas de retentato (82% de CH_4).

Bhide (MemSci, Hibrid procesos for the removal of acid gases from natural gas, 1998) revela una operación en tres etapas para la eliminación de gases ácidos de gas natural (Fig. 6). La corriente gaseosa por tratar se somete a una purificación en bruto en una membrana corriente arriba. El gas natural prepurificado que queda en el lado de la presión se conduce a través de otra membrana. En el lado del retentato, se forma la corriente de producto blanco, el gas natural empobrecido en gases ácidos. La corriente enriquecida de gas ácido en el lado del permeato se comprime y se suministra a una posterior etapa de membrana. El retentato de esta etapa se comprime al nivel de la presión de la etapa corriente arriba y se recircula corriente arriba. Este dispendio de energía adicional e inversión financiera pretenden incrementar el rendimiento de

metano. Las desventajas de esta disposición de conexión son los dispendios de compresores y las purezas inadecuadas de la corriente enriquecida de gas ácido.

Chenar (MemSci Application of Cardo-type polyimide (PI) and polyphenylene oxide (PPO) hollow, 2008) describe una operación con disposición en etapas para el permeato con recompresión (Fig. 7). Las desventajas de esta disposición de conexión son las purezas severamente limitadas del gas de retentato y el expendio adicional para la recompresión.

El documento EP0 799 634 revela una disposición de conexión de acuerdo con la Fig. 8. Sin embargo, las desventajas son una introducción potencial adicional de aceite o agua como un sellador y lubricante, altos costos de capital adicional, mayor consumo de energía resultante de una compresión adicional y mayor probabilidad de falla como resultado de las partes móviles.

Las desventajas de los procesos antes mencionados son la recompresión adicional y las purezas que aún son demasiado bajas de gas de retentato en la corriente de retentato general y los rendimientos insuficientes del gas de retentato en la corriente de retentato.

La Fig. 9 muestra una tecnología que se propone con frecuencia y también fue implementada en particular para el procesamiento de biogás (Air Liquide y Harasek). Lo que se describe es una disposición de conexión con disposición en etapas para el retentato con reciclado del permeato de la segunda etapa.

La Universidad Tecnológica de Eindhoven desarrolló una disposición de conexión con una disposición en etapas interna, que permite purezas de metano de más del 90% (ver la Fig. 10). Una desventaja de esta disposición de conexión es la pureza inadecuada del gas de retentato.

El documento EP 0 603 798 revela una disposición de conexión multietapa para la producción de nitrógeno. La desventaja de este proceso es la pureza insuficiente del componente de permeación y el uso de al menos dos compresores.

El documento EP0695574 revela una disposición de conexión con utilización parcial de una corriente de permeato como una corriente de barrido para la producción de un retentato de máxima pureza. Una desventaja de este proceso es la calidad insuficiente del permeato general.

El documento US5753011 revela un proceso en el que la combinación de las etapas de separación en membrana con disposición en etapas para el permeato y la adsorción por oscilación de la presión, PSA, da como resultado altas purezas para dos corrientes de producto. Una desventaja de este proceso es el uso de una PSA costosa e inconveniente.

El documento EP1634946 revela un proceso para el procesamiento de biogás. Se describe en la presente una utilización térmica del metano a partir de la corriente empobrecida en metano. Las desventajas son los elevados costos y la pérdida del gas.

El documento EP0596268, finalmente, revela diversas disposiciones de conexión para la producción de tres diferentes composiciones gaseosas.

Los documentos US 6.565.626 B1 y US 6.168.649 B1 revelan cada uno procesos de separación en membrana con tres etapas de separación en membrana, en donde una corriente de retentato y una corriente de permeato de las etapas 2 y 3, respectivamente, se reciclan en la corriente de gas crudo.

Una desventaja de los procesos conocidos del arte previo es que se puede lograr ya sea una alta pureza del gas de permeato o una alta pureza del gas de retentato. Para lograr simultáneamente altas purezas de gas de permeato y gas de retentato, de ser necesario, por ejemplo, en el procesamiento y alimentación de biogás en la red de gas natural como resultado de las grandes demandas de pureza de metano y como resultado de la limitación del desplazamiento de metano, no hay procesos que no requieran de una unidad de recompresión u otra purificación de la corriente de permeato o de retentato (p.ej., poscombustión térmica de la corriente de permeato o la adsorción por oscilación de presión para la corriente de retentato).

Procediendo a partir de este arte previo, era un objeto de la presente invención proporcionar aparatos y procesos para la separación y purificación de mezclas gaseosas, que tienen las desventajas de los procesos y los aparatos del arte previo sólo en un grado reducido, si las hay. Más en particular, se han de proporcionar procesos y aparatos que dan tanto gas de permeato como gas de retentato con altas purezas. En otro objeto específico, este proceso y este aparato han de ser ventajosos en términos de costos de inversión y operativos y/o permiten un régimen de proceso más simple.

En otro objeto específico, se ha de proporcionar un proceso/aparato útil con máxima universalidad para cualquier mezcla gaseosa deseada. Más en particular, debería ser posible separar corrientes gaseosas que se obtienen en la producción de biogás y gas natural o que comprenden dióxido de carbono y metano en presencia de otros gases tales como agua, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno.

Era otro objeto específico de la presente invención proporcionar un proceso o un aparato que permita la purificación de corrientes gaseosas crudas con contenido de metano, con menor emisión de metano en comparación con los procesos del arte previo con el mismo rendimiento y, así, menor polución medioambiental por este potente gas de efecto invernadero.

Otros objetos que no se establecen explícitamente son evidentes del contexto general de las reivindicaciones, la descripción, los ejemplos y las figuras siguientes.

Se halló que, sorprendentemente, el aparato de acuerdo con la reivindicación 1 o una de las reivindicaciones dependientes de ella puede lograr corrientes puras de permeato y retentato sin requerir más de un compresor o cualquier necesidad de purificar luego la corriente de permeato o retentato por otros métodos. El aparato así permite lograr simultáneamente corrientes de permeato y retentato con alta pureza. Los costos de capital para la planta son bajos; no necesita ningún proceso de purificación corriente abajo adicional. Así fue posible lograr los objetos establecidos

con un proceso de separación en membrana puro.

Las presentes reivindicaciones proporcionan, por ende, el aparato y el proceso reivindicado en las reivindicaciones 1 a 12 y 13 a 18, respectivamente, y se definen en detalle en la descripción, los ejemplos y la figura 11.

La presente invención se describe en detalle en la presente a continuación. En principio, se definen algunos términos importantes.

El cociente de las permeaciones de los gases individuales da la **selectividad** de la membrana para la separación respecto de los dos gases y, así, establece cuán bien la membrana puede separar una mezcla gaseosa respecto de los dos componentes.

Permeato se refiere a la corriente general obtenida en el lado de la baja presión de la membrana, módulo de membrana o etapa de separación en membrana.

Gas de permeato se refiere en cada caso a los componentes enriquecidos en cada caso en la **corriente de permeato** respecto de la corriente de entrada respectiva en la membrana, en el módulo de membrana o en la etapa de separación en membrana.

Retentato se refiere a la corriente entera que se obtiene en el lado de alta presión de la membrana, módulos de membrana o etapa de separación en membrana y no pasa a través de la membrana.

Gas de retentato se refiere a los componentes enriquecidos en cada caso en la corriente de retentato respecto de la corriente de entrada respectiva en la membrana, en el módulo de membrana o en la etapa de separación en membrana.

Gas crudo o mezcla gaseosa cruda o corriente gaseosa cruda (17) se refiere a una mezcla gaseosa de al menos dos gases o una corriente de esta mezcla gaseosa que se ha de separar por medio del proceso de acuerdo con la invención o el aparato de la invención.

Corriente de alimentación (5) se refiere a una corriente gaseosa que es proporcionada en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1). Esta

corriente, para el rendimiento del proceso, puede corresponderse con la corriente de gas crudo (17) o con la corriente de gas crudo comprimida por un compresor. Después del reciclado de la segunda corriente de permeato (9) o de la tercera corriente de retentato (10), la corriente de alimentación (5) se compone de los gases de la corriente de gas crudo (17), de la segunda corriente de permeato (9) y de la tercera corriente de retentato (10). La corriente de alimentación (5) se puede producir ya sea mezclando las corrientes (9) y (10) con la corriente gaseosa cruda no comprimida (17) o mezclando ambas con la corriente gaseosa cruda comprimida o mezclando una con la corriente gaseosa cruda no comprimida y una con la corriente gaseosa cruda comprimida o mezclando las corrientes (9) y/o (10) con la corriente de gas crudo (17) en el compresor. Las combinaciones de las variantes descritas con anterioridad también están comprendidas por la presente invención.

Etapas de separación de la corriente de alimentación (1) se refiere a una etapa de separación en membrana para la separación de la corriente de alimentación (5) en una primera corriente de permeato (6) y una primera corriente de retentato (7).

Etapas de separación de retentato (2) se refiere a una etapa de separación en membrana, que puede ser de construcción idéntica o diferente a la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), para la separación de la primera corriente de retentato (7) en una segunda corriente de permeato (9) y una segunda corriente de retentato (8).

Etapas de separación del permeado (3) se refiere a una etapa de separación en membrana, que puede ser de construcción idéntica o diferente a la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) y la etapa de separación del retentato (2), para la separación de la primera corriente de permeato (6) en una tercera corriente de permeato (11) y una tercera corriente de retentato (10).

Las siguientes descripciones de formas de realización preferidas y específicas del proceso de acuerdo con la invención y las ejecuciones preferidas y particularmente

apropiadas y los dibujos y las descripciones de los dibujos ilustran la invención en detalle meramente a modo de ejemplo, lo cual significa que no está restringida a esta ejecución y ejemplos de uso o a las respectivas combinaciones de características dentro de los ejemplos de ejecución individuales.

Las características Individuales que se especifican y/o se describen en conexión con los ejemplos de ejecución específicos no están restringidos a estos ejemplos de ejecución o la combinación de otras características de estos ejemplos de ejecución; en lugar de ello, se pueden combinar, dentro del rango de posibilidades técnicas, con cualquier otra variante, incluso si no se tratan específicamente en los presentes documentos.

Símbolos de referencia idénticos en las figuras individuales y diagramas de los dibujos se refieren a componentes idénticos o similares o que actúan de forma idéntica o similar. Los diagramas en el dibujo también pueden aclarar estas características que no se proporcionan con números de referencia, sin tener en cuenta si estas características se describen a continuación en la presente o no. Por otro lado, las características que se incluyen en la presente descripción pero que no son visibles o están representadas en el dibujo también pueden ser comprendidas de inmediato por un experto en el arte.

El aparato de la invención (ver, por ejemplo, la figura 11) comprende una cadena de tres etapas de separación en membrana. Cada etapa consiste en uno o varios módulos físicos de separación de gas que están conectados en paralelo y/o en serie dentro de una etapa. La fuerza motriz producida para la separación de gases en los módulos es una presión diferencial parcial entre el lado del retentato y el lado del permeato en las respectivas etapas de separación en membrana. La presión diferencial parcial se puede generar ya sea por medio de un compresor (4) dispuesto en el lado de la alimentación de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) y/o por medio de al menos una, con preferencia, una o dos bombas de vacío (no mostradas en

la Fig. 11), con preferencia, en la segunda corriente de permeato (9) en el lado del permeato de la etapa de separación del retentato (2) y/o en la tercera corriente de permeato (11) en el lado de la etapa de separación del permeato (3). Opcionalmente puede ser ventajoso, en una o en varias de las etapas de separación en membrana, generar o mejorar la diferencia de presión parcial por medio de una corriente de gas de purga del lado del permeato.

En una configuración preferida de la presente invención, un compresor (4) lleva a la mezcla gaseosa cruda o la mezcla gaseosa de la corriente de gas crudo (17) y la segunda corriente de permeato (9) y/o la tercera corriente de retentato (10) a la presión deseada en el rango de 5 a 100 bar, pero, con preferencia, a una presión de 9 a 75 bar. La corriente de alimentación (5) resultante se introduce en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1). En la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), se obtiene una preseparación de la mezcla gaseosa cruda en componentes de más fácil permeación (gas de permeato), que pasa principalmente al permeato de la primera etapa y los componentes que permean menos rápidamente (gas de retentato), que son retenidos predominantemente por la membrana y se enriquecen en el retentato.

El proceso de acuerdo con la invención o el aparato de la invención se destaca en que se configura de modo tal que la concentración de al menos un gas de permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), después del reciclado de la segunda corriente de permeato (9) y de la tercera corriente de retentato (10), se incrementa en la corriente de alimentación (5), con preferencia, en al menos el 2%, con mayor preferencia, en al menos el 3% y con máxima preferencia, en el 3 al 40%, en cada caso en comparación con la concentración en la corriente de gas crudo (17). El aumento puede depender de la composición de la corriente de gas crudo (17) y está particularmente marcado en el caso de bajas concentraciones de un gas de permeato (10 al 20%). En general, el incremento de la concentración de uno de los gases de

permeato está entre el 2 y el 15%, con mayor preferencia, entre el 3 y el 8%, cuando el contenido del gas de permeato en la corriente de gas crudo (17) está entre el 30 y el 70%. Esto es porque los inventores hallaron que el rendimiento del gas de retentato en el proceso general aumenta y, por ende, la pérdida del gas de retentato decrece cuando la concentración del gas de permeato en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) aumenta. En el mismo corte en la etapa de separación (= relación de corriente de permeato a corriente de alimentación en la etapa en cuestión), mucho menos gas de permeato pasa al permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) cuando la concentración de al menos un componente A que permea con relativa facilidad en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) o de un gas de permeato (A) se incrementa en corriente de alimentación (5). Análogamente, se halló una disminución cuando la concentración del componente A o de un gas de permeato A en la corriente de alimentación (5) por purificar se reduce. Por ejemplo, el corte en la etapa de separación para una concentración del 50% de un componente A o de un gas de permeato A en la corriente de alimentación (5) por purificar está entre el 10 y el 60%, con preferencia, entre el 15 y el 55% y con mayor preferencia, entre el 20 y el 50%. En una forma de realización de particular preferencia de la presente invención, el proceso de acuerdo con la invención o el aparato de la invención se configura por ello de modo tal que el contenido de gases de permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) en corriente de alimentación (5) sea mayor o igual al 40% en volumen, con preferencia, más del 50% en volumen y muy en particular, más del 55% en volumen, en base al volumen de la corriente de alimentación (5), después del reciclado de la segunda corriente de permeato (9) y de la tercera corriente de retentato (10).

Este aumento de la concentración de los gases de permeato en la corriente de alimentación (5), tal como se explicó recién, incrementa la eficiencia de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), que, a su vez, tiene el resultado de que

menos gas de retentato B pasa a la primera corriente de permeato (6). Esto, a su vez, aumenta la eficiencia de la etapa de separación del permeato (3) y también asegura aquí que menos gas de retentato no deseado pase a la tercera corriente de permeato (10). En especial en el caso de separación de gases crudos que contienen metano, esto lleva a la ventaja de que las emisiones no deseadas de metano, que son nocivas para el clima, se redujeran de modo significativo.

En general, se puede establecer que, en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), con preferencia, 20 al 100%, con mayor preferencia, 40 al 70% de componente A o de un gas de permeato A se transfieran de la corriente de alimentación (5) al permeato.

El retentato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), opcionalmente con reducción de la presión por una válvula reductora de la presión (12) opcionalmente presente o con un aumento de la presión, se proporciona por medio de la primera corriente de retentato (7) a la etapa de separación del retentato (2) en la que se efectúa la purificación fina. Del lado del retentato de la etapa de separación del retentato (2), es decir, en la segunda corriente de retentato (8), hay con preferencia una válvula reductora de la presión (13), por medio de la cual la presión en el sistema se puede mantener y dejar constante. El contenido de los componentes de permeación menos fácil o de un gas de retentato B se incrementa también en la etapa de separación del retentato (2), de modo tal que el contenido de componente B o de un gas de retentato B en la segunda corriente de retentato (8) es de más del 90%, con preferencia, más del 95% y con mayor preferencia, más del 97%. En una variante de particular preferencia, el proceso de acuerdo con la invención o el aparato de la invención se destaca así en que al menos el 95%, con preferencia, al menos el 97%, con mayor preferencia, al menos el 99% y con máxima preferencia, al menos el 99,5% del componente del retentato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) que se introdujo en el aparato con la corriente de gas crudo (17) se descarga por

medio de la segunda corriente de retentato (8).

El corte en la etapa de separación de la tapa de separación del retentato (2), en una concentración de componente A o de un gas de permeato A del 50% en la primera corriente de retentato (7), es de entre el 10 y el 60%, con preferencia, entre el 20 y el 50%.

El permeato de la etapa de separación del retentato (2) se recicla por medio de la segunda corriente de permeato (9), proporcionado a la corriente de alimentación (5) y se reprocesa. Esto se puede efectuar, tal como ya se explicó con anterioridad en la definición de la expresión "corriente de alimentación", de diferentes modos según se use un compresor (4) o incluso un compresor multietapa (4). En el caso de un compresor de una etapa (4), la segunda corriente de permeato (9) se proporciona con preferencia al lado de succión del compresor (4) (ver la Fig. 11). Si se usa un compresor multietapa, es preferible que la segunda corriente de permeato (9) se introduzca en el compresor entre dos etapas de compresión.

El permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) que se enriqueció ampliamente con componente A o un gas de permeato A se proporciona por medio de la primera corriente de permeato (6) a la etapa de separación del permeato (3). De ser necesario, es posible por medio de una válvula reductora de la presión (14) en la corriente de retentato de la etapa de separación del permeato (3), es decir, la tercera corriente de retentato (10), evitar que la presión del permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) baje a presión ambiente (ver la Fig. 11). De esta manera, se puede mantener la fuerza motriz para la etapa de separación del permeato (3). La etapa de separación del permeato (3) produce un permeato con un contenido de componente B o de un gas de retentato B de más del 95%, con preferencia, más del 97% y con mayor preferencia, más del 99%, que se descarga del aparato por medio de la tercera corriente de permeato (11). En una forma de realización de particular preferencia, el aparato de la invención se configura de

modo tal que no se descargue más del 5%, con preferencia, no más del 3%, con mayor preferencia, no más del 1% y con máxima preferencia, no más del 0,5% del componente del retentato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) introducido en el aparato con la corriente de gas crudo (17) por medio de la tercera corriente de permeato (11).

El corte en la etapa de separación de la etapa de separación del permeato (3) es de entre el 50 y el 95%, con preferencia, entre el 70 y el 93%.

La tercera corriente de retentato (10) se recicla, se suministra a la corriente de alimentación (5) y se reprocesa. Tal como ya se explicó con anterioridad, esto se puede efectuar de diferentes maneras y puede depender, por ejemplo, del uso de un compresor (4) o incluso de un compresor multietapa (4). En el caso de un compresor de una etapa (4), la tercera corriente de retentato (10) se suministra, con preferencia, al lado de succión del compresor (4) (ver la Fig. 11). Si se usa un compresor multietapa, es preferible que la tercera corriente de retentato (10) se introduzca en el compresor entre dos etapas de compresión. En una forma de realización preferida, el retentato de la etapa de separación del permeado (3) se recicla sin una descompresión total en una etapa de compresión elevada del compresor (4) y/o el permeado de la segunda etapa se recicla en una etapa de compresión elevada del compresor (4).

El proceso de acuerdo con la invención o el aparato de la invención se destaca en particular en que se configura de modo tal que el volumen de gas reciclado en la segunda corriente de permeato (9) y en la tercera corriente de retentato (10) dé menos del 60% en volumen, con preferencia, del 10 al 50% en volumen, con máxima preferencia, del 20 al 40% en volumen, del volumen de la corriente de gas crudo (17). El control de la cantidad de las corrientes gaseosas de retentato por reciclar se puede realizar, por ejemplo, por selección de los respectivos módulos de membrana en las etapas de separación en membrana (1) a (3) o por las presiones en el sistema o los flujos. El proceso de acuerdo con la invención o el aparato se destaca porque, a pesar

de las corrientes de retorno muy bajas, se asegura el aumento en la concentración del componente de permeato en la corriente de alimentación (5), que ya se explicó en detalle con anterioridad. Esto aumenta de modo diferente la eficiencia del proceso general.

La primera corriente de permeato (6) se lleva a cabo, con preferencia, de modo tal que la presión de alimentación de la etapa de separación del permeato (3), con preferencia, por medio de una válvula reductora de la presión (14) en el lado del retentato de la etapa de separación del permeato (3), sea de entre 1 y 30 bar, con preferencia, de entre 2 y 20 bar y con mayor preferencia, de entre 3 y 10 bar.

Tal como ya se explicó, es particularmente ventajoso cuando se usa un compresor multietapa (4). Esto se debe a que es posible en este caso prescindir de una completa descompresión del retentato de la etapa de separación del permeato (3), dado que el retentato de la etapa de separación del permeato (3) se puede alimentar en dos etapas de compresor del compresor (4).

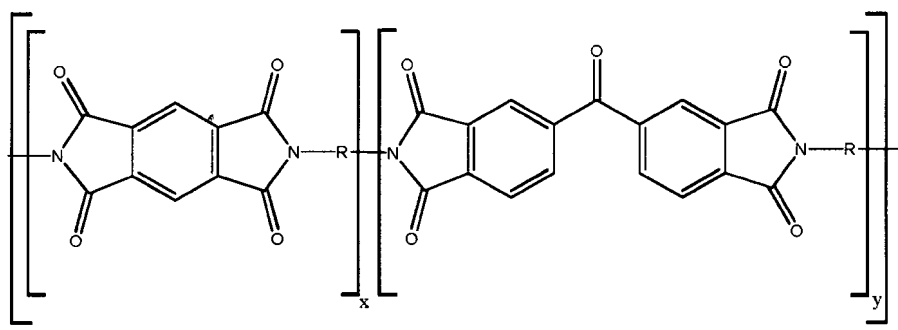
Como la etapa de separación del retentato (2), en el caso de la descompresión a la presión de alimentación, se operaría en general en el rango de selectividad limitada, puede ser aconsejable descomprimir la segunda corriente de permeato (9) meramente a un nivel de presión superior de una unidad de aumento de presión multietapa, es decir, de un compresor multietapa (4), dado que esto reduce los costos operativos para la unidad de compresión sin empeorar distintivamente el resultado de separación. En una forma de realización de particular preferencia de la presente invención, en consecuencia, se usa un compresor multietapa (4) y las corrientes gaseosas (9) y (10) se suministran a este compresor en cada caso entre dos etapas de compresión.

Tal como ya se mencionó, el aparato de la invención puede comprender una o varias válvulas reductoras de la presión (12), (13) o (14). En una forma de realización preferida, con preferencia, por medio de una válvula reductora de la presión (14), se

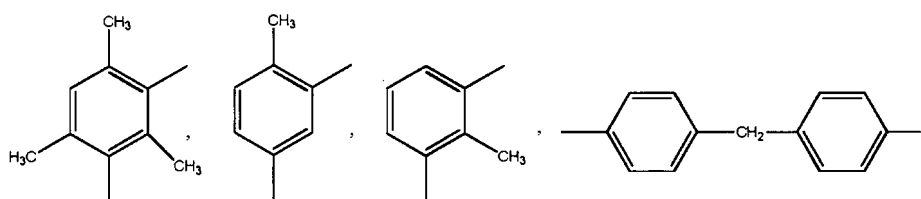
asegura que la caída de la presión en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) se restrinja entre 1 y 30 bar, con preferencia, entre 2 y 20 bar y con mayor preferencia, entre 3 y 10 bar. De modo simultáneo o alternativo, con preferencia, por medio de una válvula reductora de la presión (13), se asegura que la caída de la presión en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) y la etapa de separación del retentato (2), se restrinja entre 1 y 100 bar, con preferencia, entre 5 y 80 bar y con mayor preferencia, entre 10 y 70 bar.

El aparato de la invención o el proceso de acuerdo con la invención se pueden implementar en principio con todas las membranas que son capaces de separar mezclas gaseosas binarias o mezclas de multigases. Los materiales de membrana usados son, con preferencia pero no exclusivamente, polímeros. Los polímeros de utilidad en la capa activa de separación son, con mayor preferencia, poliimidas, poliamidas, polisulfonas, acetatos celulósicos y derivados, óxidos de polifenileno, polisiloxanos, polímeros con microporosidad intrínseca, membranas de matriz mixta, membranas que facilitan el transporte, óxidos de polietileno, óxidos de polipropileno, membranas de carbono o zeolitas, o mezclas de ellos.

Las membranas de particular preferencia comprenden, como materiales para la capa activa de separación o como un material para la membrana completa, una poliimida de la fórmula general



R está seleccionado del grupo que consiste en



x, y: fracción molar donde $0 < x < 0,5$ y $1 > y > 0,5$.

Estas membranas se pueden obtener de Evonik Fibras GmbH bajo los nombres de Polyimid P84 y Polyimid P84 HT. Un proceso para producir estas membranas preferidas se revela en el documento WO 2011/009919 A1. Todas las membranas reveladas en esta publicación se pueden usar con preferencia en el proceso de acuerdo con la invención. Para evitar una repetición directa, aquí se hace referencia por completo al contenido de esta solicitud de patente. Se halló que estas membranas pueden lograr los mejores resultados de separación.

Las membranas se usan con preferencia en forma de membranas de fibras huecas y/o membranas planas. Las membranas se disponen en módulos, que luego se usan en la tarea de separación. Los módulos usados pueden ser todos módulos de separación de gases conocidos en el arte previo, por ejemplo pero no exclusivamente, módulos de separación de gases de fibras huecas, módulos de separación de gases en espiral, módulos de separación de gases en almohadón o módulos de separación de gases de haces de tubos.

De acuerdo con la invención, los módulos de membrana de separación de gases tienen una selectividad por gases mixtos de componentes A y B (= relación de la corriente A a la corriente B a través de la membrana) de al menos 30, con preferencia, de al menos 35, con mayor preferencia, de al menos 40, con mayor preferencia aún, de al menos 45 y con preferencia especial, de al menos 45 a 80. Las membranas de mayor selectividad tienen la ventaja de que la separación se vuelve más efectiva y se debe reciclar menos permeato de la etapa de separación del retentato (2) o menos retentato de la etapa de separación del permeato (3). Así, en especial en el caso de usar un compresor de una etapa (4), es necesario comprimir menos gas dos veces, lo

que conlleva ventajas económicas en la operación de la planta. En el caso de módulos de membrana muy selectivos que tienen una selectividad de 45, sólo aproximadamente el 35% del gas introducido en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) como gas crudo necesita ser comprimido dos veces; con un módulo de membrana con una selectividad de sólo 10, puede ser el caso de que la doble compresión sea de hasta el 300%. Los números del 35% y del 300% se basan en experimentos en los que se aplicó una mezcla gaseosa con cantidades equimolares de los componentes A y B (= alimentación), con el 98,5% de componente B presente en el gas de retentato de la etapa (2) y 99% de componente B en la corriente de permeato de la etapa (3).

Es evidente que la operación de la invención se puede llevar a cabo en una manera mucho más económicamente viable con membranas más selectivas y el tamaño necesario del compresor y se puede reducir la energía requerida.

El proceso de acuerdo con la invención / el aparato de acuerdo con la invención tiene las ventajas particulares de que es un proceso en membrana pura y no necesita ninguna purificación adicional de las corrientes de permeato y/o retentato (11) u (8) para muchas aplicaciones. Por ejemplo, en el caso de la purificación de biogás o gas natural (= eliminación de dióxido de carbono del metano), ya no hay necesidad de una adsorción por oscilación de presión o depuración de amina por purificación fina del retentato y así se puede alimentar a la red de gas natural.

Además, con el proceso de acuerdo con la invención / el aparato de acuerdo con la invención, es posible al mismo tiempo producir una corriente de retentato puro (8) y una corriente de permeato puro (11) en el biogás y purificación de gas natural. Por ello, se puede liberar a la atmósfera sin ninguna pérdida grande de metano y sin ninguna gran alteración del medio ambiente, sin necesidad de otro tratamiento del gas por medio de una poscombustión catalítica o utilización en una planta combinada de calor y energía. En consecuencia, no hay necesidad de una inversión en otras partes de plantas, que lleva a un proceso de purificación económicamente más viable para

biogás y gas natural.

Se considera que otra ventaja es que el proceso de acuerdo con la invención / el aparato de acuerdo con la invención necesitan un nivel mucho menor de complejidad de los aparatos y dispendio de energía que los procesos conocidos del arte previo.

Especialmente mediante la combinación de las características de la invención de la selectividad por gases mixtos, el control de la cantidad de las corrientes de retentato recicladas y el aumento en el componente del permeato en la corriente de alimentación (5), se pueden proporcionar un aparato o un proceso muy superiores a los procesos del arte previo.

El aparato de acuerdo con la invención o el proceso de acuerdo con la invención se pueden usar en especial para la separación de mezclas gaseosas que comprenden al menos dos gases, siendo la mezcla gaseosa separada, con máxima preferencia, una mezcla de predominante pero no exclusivamente, dióxido de carbono y metano o predominante pero no exclusivamente, hidrógeno y metano o predominante pero no exclusivamente, monóxido de carbono e hidrógeno o biogás crudo o gas natural crudo.

Los ejemplos siguientes pretenden ilustrar y describir la presente invención en detalle, pero no la limitan de modo alguno.

En los siguientes ejemplos, se mostró que, de acuerdo con la disposición de conexión de los módulos de la invención y la aplicación de presiones particulares, era posible producir simultáneamente metano con una pureza de más del 96% y dióxido de carbono con una pureza de más del 97% de una mezcla de dióxido de carbono y metano en una relación de 50 a 50.

El comparativo 1: Separación de una mezcla de metano y dióxido de carbono con una relación de mezcla de 50 a 50 con una membrana de poliimida moderadamente selectiva

Se usó la disposición de conexión mostrada en la Fig. 11. Cada etapa consistía

en un módulo de membrana de fibras huecas que consistía en fibras huecas de poliimida de UBE (tipo NM B01 A). Se introducen $1,78 \text{ m}^3/\text{h}$ de una mezcla de gases crudos de 50% de metano y 50% de dióxido de carbono, que corresponde aproximadamente a una mezcla gaseosa de biogás, en una cámara de mezcla (no mostrada en la Fig. 11) y luego se comprime a 25 bar junto con gas reciclado compuesto por corrientes gaseosas (9) y (10). El gas que se había descomprimido y enfriado hasta 20°C se aplica a la etapa de separación de la corriente de alimentación (1). El retentato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) se pasa luego a través de la primera corriente de retentato (7) a la etapa de separación del retentato (2). Una válvula de reducción (13) en el lado del retentato de la etapa de separación del retentato (2) se regula a 18,2 bara y, así, determina la fuerza motriz a través de la membrana de las etapas de separación en membrana (1) y (2). El retentato de la etapa de separación del retentato (2) tiene un contenido del 98,5% de metano y del 1,5% de dióxido de carbono. $0,895 \text{ m}^3/\text{h}$ de esta mezcla dejan la etapa de separación del retentato (2). El permeato de la etapa de separación del retentato (2) tiene una tasa de flujo volumétrico de $0,743 \text{ m}^3/\text{h}$ con un contenido de metano del 34,5% y un contenido de dióxido de carbono del 65,5% y se recicla por medio de la segunda corriente de permeato (9) en la cámara de mezcla y vuelve a ser comprimida por el compresor (4).

El permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) tiene una tasa de flujo volumétrico de $1,67 \text{ m}^3/\text{h}$ con un contenido de dióxido de carbono del 91,0% y un contenido de metano del 9,0% y se pasa a través de la primera corriente de permeato (6) cuando se alimenta a la etapa de separación del permeato (3). La caída de la presión en la membrana de la etapa (1) no se extiende a presión ambiente, pero está limitada a 4,2 bara por una válvula de reducción (14) en el lado del retentato de la etapa de separación del permeato (3). Esto da una tercera corriente de permeato (11) de la etapa de separación del permeato (3) de $0,885 \text{ m}^3/\text{h}$ con una composición del

99,0% de dióxido de carbono y sólo el 1,0% de metano. La tercera corriente de retentato (10) de la etapa de separación del permeato (3) es de 0,801 m³/h con una composición del 17,9% de metano y 82,1% de dióxido de carbono y se recicla en la cámara de mezcla y se vuelve a comprimir. La suma de las corrientes gaseosas recicladas (9) y (10) es, en consecuencia, de 1,544 m³/h o 86,7% en base a la cantidad de gas por separar suministrada. Las corrientes de producto puro se obtienen con una tasa de compresión doble relativamente alta. Las membranas usadas exhiben una selectividad moderada de gases mixtos por dióxido de carbono respecto de metano de 20.

Ejemplo 1: Separación de una mezcla de metano y dióxido de carbono con una relación de mezcla de 50 a 50 con una membrana de poliimida de alta selectividad

Se usó una disposición de conexión mostrada en la Fig. 11. Cada etapa consistía en un módulo de membrana de fibras huecas que consistía en fibras huecas de poliimida altamente selectivas con una superficie de separación de aproximadamente 5 m² por módulo. Estas fibras huecas de poliimida se produjeron de acuerdo con el Ejemplo 19 de la solicitud de patente austríaca A1164/2009, excepto porque se trabajó con una temperatura del baño de precipitación de 40 °C más que 10 °C. 1 m³/h de una mezcla de gas crudo del 50% de metano y 50% de dióxido de carbono, que corresponde aproximadamente a una mezcla gaseosa de biogás, se introduce en una cámara de mezcla y luego se comprime hasta 25 bar junto con gas reciclado compuesto por las corrientes gaseosas (9) y (10). El gas que se había comprimido y enfriado hasta 20 °C se aplica a la etapa de separación de la corriente de alimentación (1). El retentato de esta etapa se pasa a través de la primera corriente de retentato (7) a la etapa de separación del retentato (2). Una válvula de reducción (13) en el lado del retentato de la etapa de separación del retentato (2) se regula en 18,4 bara y, así, determina la fuerza motriz a través de la membrana de las etapas de separación en membrana (1) y (2). El retentato de la etapa de separación del retentato

(2) tiene un contenido del 98,5% de metano y 1,5% de dióxido de carbono. 0,503 m³/h de esta mezcla deja la etapa de separación del retentato (2). El permeato de la etapa de separación del retentato (2) tiene una tasa de flujo volumétrico de 0,262 m³/h con un contenido de metano del 24,6% y un contenido de dióxido de carbono del 75,4% y se recicla por medio de la segunda corriente de permeato (9) en la cámara de mezcla y se vuelve a comprimir por el compresor (4).

El permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) tiene una tasa de flujo volumétrico de 0,547 m³/h con un contenido de dióxido de carbono del 92,4% y un contenido de metano del 7,6% y se pasa a través de la primera corriente de permeato (6) cuando se alimenta a la etapa de separación del permeato (3). La caída de la presión en la membrana de la etapa (1) no se extiende a la presión ambiente, pero está limitada a 5,0 bara por una válvula de reducción (14) en el lado del retentato de la etapa de separación del permeato (3). Esto da una tercera corriente de permeato (11) de la etapa de separación del permeato (3) de 0,497 m³/h con una composición del 99,0% de dióxido de carbono y sólo el 1,0% de metano. La tercera corriente de retentato (10) de la etapa de separación del permeato (3) es de 0,050 m³/h. La suma de las corrientes gaseosas recicladas (9) y (10) es, en consecuencia, de 0,312 m³/h o del 31,2% en base a la cantidad de gas por separar suministrada. Las corrientes de producto puro se obtienen con una tasa de compresión doble moderada. Las membranas usadas exhiben una elevada selectividad de gases mixtos por dióxido de carbono respecto de metano de 45. La elevada selectividad de 45 en comparación con 20 en el ejemplo comparativo permite, por ende, un proceso económicamente más favorable por una menor recompresión del 31,2% más que del 86,7%.

Ejemplo 2: Separación de una mezcla de metano y dióxido de carbono con una relación de mezcla de 50 a 50 con una membrana de poliimida altamente selectiva con un contenido de metano en la corriente de permeato de menos del 0,5%

A fin de satisfacer a diversos legisladores, es necesario minimizar la pérdida de

metano en la atmósfera. Se usó la disposición de conexión mostrada en la Fig. 11 para reducir la concentración de metano en la tercera corriente de permeato (11) a menos del 0,5% en volumen. Cada etapa consistía en un módulo de membrana de fibras huecas que consistía en poliimida altamente selectiva con una superficie de separación de aproximadamente 5 m^2 por módulo. Estas fibras huecas de poliimida se produjeron de acuerdo con el Ejemplo 19 de la solicitud de patente austríaca A1164/2009, excepto porque se trabajó con una temperatura del baño de precipitación de 40°C más que 10°C . $1 \text{ m}^3/\text{h}$ de una mezcla gaseosa cruda de 50% de metano y 50% de dióxido de carbono, que corresponde aproximadamente a una mezcla gaseosa de biogás, se introduce en una cámara de mezcla y luego se comprime hasta 25 bar junto con gas reciclado compuesto por las corrientes gaseosas (9) y (10). El gas que se había comprimido y enfriado hasta 20°C se aplica a la etapa de separación de la corriente de alimentación (1). El retentato de esta etapa se pasa a través de la primera corriente de retentato (7) a la etapa de separación del retentato (2). Una válvula de reducción (13) en el lado del retentato de la etapa de separación del retentato (2) se regula a 18,1 bara y, así, determina la fuerza motriz a través de la membrana de las etapas de separación en la membrana (1) y (2). El retentato de la etapa de separación del retentato (2) tiene un contenido del 98,5% de metano y 1,5% de dióxido de carbono. $0,505 \text{ m}^3/\text{h}$ de esta mezcla dejan una etapa de separación del retentato (2). El permeato de la etapa de separación del retentato (2) tiene una tasa de flujo volumétrico de $0,244 \text{ m}^3/\text{h}$ con un contenido de metano del 26,1% y un contenido de dióxido de carbono del 73,9% y se recicla por medio de la segunda corriente de permeato (9) en la cámara de mezcla y se vuelve a comprimir por el compresor (4).

El permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) tiene una tasa de flujo volumétrico de $0,607 \text{ m}^3/\text{h}$ con un contenido de dióxido de carbono del 93,1% y un contenido de metano del 6,9% y se pasa a través de la primera corriente de permeato (6) cuando se alimenta a la etapa de separación del permeato (3). La caída

de la presión en la membrana de la etapa (1) no se extiende a la presión ambiente, pero está limitada a 4,4 bara por una válvula de reducción (14) en el lado del retentato de la etapa de separación del permeato (3). Esto da una tercera corriente de permeato (11) de la etapa de separación del permeato (3) de 0,495 m³/h con una composición del 99,5% de dióxido de carbono y sólo del 0,5% de metano. La tercera corriente de retentato (10) de la etapa de separación del permeato (3) es de 0,112 m³/h y tiene una composición del 35% de metano y 65% de dióxido de carbono y se recicla en la cámara de mezcla y se vuelve a comprimir. La suma de las corrientes recicladas (9) y (10) es, por ende, de 0,356 m³/h o del 35,6% en base a la cantidad de gas por separar suministrada. Las corrientes de producto puro se obtienen con una tasa de compresión doble moderada. Las membranas usadas exhiben una elevada selectividad de gases mixtos por dióxido de carbono respecto de metano de 45.

Ejemplo 3: Separación de una mezcla de metano y dióxido de carbono con una relación de mezcla de 50 a 50 con una membrana de poliimida altamente selectiva con un contenido de metano en la corriente de permeato de menos del 0,5% con la ayuda de una bomba de vacío para el permeato de la etapa 2

A fin de satisfacer a varios legisladores, es necesario minimizar la pérdida de metano a la atmósfera. La disposición de conexión mostrada en la Fig. 11, suplementada con una bomba de vacío no mostrada en la Fig. 11, se usó para reducir la concentración de metano en la tercera corriente de permeato (11) a menos del 0,5% en volumen. Cada etapa consistía en un módulo de membrana de fibras huecas consistente en fibras huecas de poliimida altamente selectivas con una superficie de separación de aproximadamente 5 m² por módulo. Estas fibras huecas de poliimida se produjeron de acuerdo con el Ejemplo 19 de la solicitud de patente austríaca A1164/2009, excepto porque se trabajó con una temperatura del baño de precipitación de 40 °C más que 10 °C. 1 m³/h de una mezcla gaseosa cruda del 50% de metano y del 50% de dióxido de carbono, que corresponde aproximadamente a una mezcla

gaseosa de biogás, se introduce en una cámara de mezcla y luego se comprime hasta 25 bar junto con gas reciclado compuesto por las corrientes gaseosas (9) y (10). El gas que se había comprimido y enfriado hasta 20 °C se aplica a la etapa de separación de la corriente de alimentación (1). El retentato de esta etapa se pasa a través de la primera corriente de retentato (7) a la etapa de separación del retentato (2). Una válvula de reducción (13) en el lado del retentato de la etapa de separación del retentato (2) se regula a 14,5 bara y, así, determina la fuerza motriz a través de la membrana de las etapas de separación en membrana (1) y (2). El retentato de la etapa de separación del retentato (2) tiene un contenido del 98,5% de metano y 1,5% de dióxido de carbono. 0,505 m³/h de esta mezcla dejan la etapa de separación del retentato (2). El permeato de la etapa de separación del retentato (2) tiene una presión de 0,2 bara, establecida por una bomba de vacío y tiene una tasa de flujo volumétrico de 0,371 m³/h con un contenido de metano del 13,3% y un contenido de dióxido de carbono del 86,7%. La corriente gaseosa se recicla del lado de la presión de la bomba de vacío a través de la segunda corriente de permeato (9) en la cámara de mezcla y se vuelve a comprimir por el compresor (4).

El permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) tiene una tasa de flujo volumétrico de 0,542 m³/h con un contenido de dióxido de carbono del 94,8% y un contenido de metano del 5,2% y se pasa a través de la primera corriente de permeato (6) cuando se alimenta a la etapa de separación del permeato (3). La caída de la presión en la membrana de la etapa (1) no se extiende a la presión ambiente, pero está limitada a 4,4 bara por una válvula de reducción (14) en el lado del retentato de la etapa de separación del permeato (3). Esto da una tercera corriente de permeato (11) de la etapa de separación del permeato (3) de 0,495 m³/h con una composición del 99,5% de dióxido de carbono y sólo del 0,5% de metano. La tercera corriente de retentato (10) de la etapa de separación del permeato (3) es de 0,047 m³/h y tiene una composición del 54,9% de metano y 45,1% de dióxido de carbono y se recicla en la

cámara de mezcla y se vuelve a comprimir. La suma de las corrientes recicladas (9) y (10) es, por ende, de 0,417 m³/h o del 41,7% en base a la cantidad de gas por separar suministrada. Las corrientes de producto puro se obtienen con una tasa de compresión doble moderada. Las membranas usadas exhiben una elevada selectividad de gases mixtos por dióxido de carbono respecto de metano de 45. Contrariamente al Ejemplo 2 anterior, se requiere menos presión (14,5 bar de más que 18,1 bar = 80,1% de la presión) y sólo el 6,1% de más compresión doble, que lleva a un ahorro de trabajo de compresión.

Ejemplo 4: Separación de una mezcla de metano y dióxido de carbono con una relación de mezcla de 50 a 50 con una membrana de poliimida altamente selectiva con un contenido de metano en la corriente de permeato de menos del 0,5% con la ayuda de una bomba de vacío para el permeato de la etapa 2 y mejor pureza del retentato

A fin de satisfacer a varios legisladores, es necesario minimizar la pérdida de metano a la atmósfera.

La disposición de conexión mostrada en la Fig. 11, suplementada con una bomba de vacío no mostrada en la Fig. 11, se usó para aumentar la concentración de metano en la segunda corriente de retentato (8). El vacío mejora la relación de presión en la etapa de separación del retentato (2) al reducir la presión en la segunda corriente de permeato (9), de modo que la fuerza motriz se incrementa y se pueden lograr mayores purzas en la segunda corriente de retentato (8).

Cada etapa consistía en una superficie de separación de aproximadamente 5 m² por módulo. Estas fibras huecas de poliimida se produjeron de acuerdo con el Ejemplo 19 de la solicitud de patente austríaca A1164/2009, excepto porque se trabajó con una temperatura del baño de precipitación de 40 °C más que 10 °C. 1 m³/h de una mezcla gaseosa cruda del 50% de metano y del 50% de dióxido de carbono, que corresponde aproximadamente a una mezcla gaseosa de biogás, se introduce en una cámara de mezcla y luego se comprime hasta 25 bar junto con gas reciclado com-

27

puesto por las corrientes gaseosas (9) y (10). El gas que se había comprimido y enfriado hasta 20 °C se aplica a la etapa de separación de la corriente de alimentación (1). El retentato de esta etapa se pasa a través de la primera corriente de retentato (7) a la etapa de separación del retentato (2). Una válvula de reducción (13) en el lado del retentato de la etapa de separación del retentato (2) se regula a 18,1 bara y, así, determina la fuerza motriz a través de la membrana de etapas de separación en membrana (1) y (2). El retentato de la etapa de separación del retentato (2) tiene un contenido del 99,7% de metano y 0,3% de dióxido de carbono. 0,499 m³/h de esta mezcla dejan la etapa de separación del retentato (2). El permeato de la etapa de separación del retentato (2) tiene una presión de 0,2 bara, establecida por una bomba de vacío y tiene una tasa de flujo volumétrico de 0,258 m³/h con un contenido de metano del 25,8% y un contenido de dióxido de carbono del 74,2%. La corriente gaseosa se recicla del lado de la presión de la bomba de vacío a través de la segunda corriente de permeato (9) en la cámara de mezcla y se vuelve a comprimir por el compresor (4).

El permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) tiene una tasa de flujo volumétrico de 0,608 m³/h con un contenido de dióxido de carbono del 93,2% y un contenido de metano del 6,8% y se pasa a través de la primera corriente de permeato (6) cuando se alimenta a la etapa de separación del permeato (3). La caída de la presión en la membrana de la etapa (1) no se extiende a la presión ambiente, pero está limitada a 4,4 bara por una válvula de reducción (14) en el lado del retentato de la etapa de separación del permeato (3). Esto da una tercera corriente de permeato (11) de la etapa de separación del permeato (3) de 0,501 m³/h con una composición del 99,5% de dióxido de carbono y sólo del 0,5% de metano. La tercera corriente de retentato (10) de la etapa de separación del permeato (3) es de 0,107 m³/h y tiene una composición del 36,2% de metano y del 63,8% de dióxido de carbono y se recicla en la cámara de mezcla y se vuelve a comprimir. La suma de las corrientes recicladas (9) y (10) es, por ende, de 0,366 m³/h o del 36,6% en base a la cantidad de gas por separar

suministrada. Las corrientes de producto puro se obtienen con una tasa de compresión doble moderada. Las membranas usadas exhiben una elevada selectividad de gases mixtos por dióxido de carbono respecto de metano de 45. Contrariamente al Ejemplo 3 anterior, el uso de una bomba de vacío en el lado del permeato de la etapa de separación del retentato (2) da un retentato mucho más limpio con el mismo rendimiento del compresor (99,7% de metano más que 98,5%).

Lista de figuras:

Fig. 1: Influencia de la relación de presión y de la selectividad en el resultado de la separación

Fig. 2: Etapa de separación en membrana de una etapa sin reciclado

Fig. 3: Etapa de separación en membrana de una etapa con reciclado

Fig. 4: Etapa de separación en membrana de dos etapas con recompresión y reciclado

Fig. 5: Disposición en etapas para retentato y permeato con recompresión y reciclado en la segunda etapa del retentato corriente arriba de la primera etapa del retentato

Fig. 6: Disposición en etapas para retentato y permeato con recompresión y reciclado en la segunda etapa del retentato corriente arriba de la segunda etapa del retentato

Fig. 7: Disposición en etapas para permeato con recompresión

Fig. 8: Disposición en etapas para retentato con reciclado de permeato de la segunda etapa y disposición en etapas para permeato con recompresión

Fig. 9: Disposición en etapas para retentato con reciclado de permeato de la segunda etapa

Fig. 10: Disposición de conexión con disposición interna en etapas para permeato

Fig. 11: Disposición de conexión ilustrativa de varios módulos de membrana de acuerdo con la invención

Lista de números de referencia:

- 1: etapa de separación de la corriente de alimentación
- 2: etapa de separación del retentato
- 3: etapa de separación del permeado 3
- 4: compresor monoetapa o multietapa
- 5: corriente de alimentación
- 6: primera corriente de permeato
- 7: primera corriente de retentato
- 8: segunda corriente de retentato
- 9: segunda corriente de permeato
- 10: tercera corriente de retentato
- 11: tercera corriente de permeato
- 12: válvula reductora de presión opcional en la primera corriente de retentato 7
- 13: válvula reductora de presión opcional en la segunda corriente de retentato 8
- 14: válvula reductora de presión opcional en la tercera corriente de retentato 10
- 15: bomba de vacío (no reproducida en las figuras)
- 16: cámara de mezcla (no reproducida en las figuras)
- 17: corriente gaseosa cruda

REIVINDICACIONES

1. Un aparato para separar gases, que comprende las etapas de separación en membrana (1) a (3), al menos un compresor (4) y/o al menos una, con preferencia, una o dos bombas de vacío (15), en donde la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) separa una corriente de alimentación (5) que consiste en al menos dos componentes en una primera corriente de permeato (6) y una primera corriente de retentato (7), donde la etapa de separación del retentato (2) divide la primera corriente de retentato (7) en una segunda corriente de permeato (9) que se suministra a la corriente de alimentación (5) y una segunda corriente de retentato (8) que se extrae como producto y la etapa de separación del permeato (3) que divide la primera corriente de permeato (6) en una tercera corriente de retentato (10) que se suministra a la corriente de alimentación (5) y una tercera corriente de permeato (11) que se extrae como producto, **caracterizado** porque

- la primera corriente de permeato (6) no se somete a ninguna recompresión,
- al menos en la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), pero, con preferencia, en las tres etapas de separación en membrana (1) a (3), se usan módulos de membrana de separación de gases que tienen una selectividad por gases mixtos de al menos 30,
- el aparato se configura de modo tal que el volumen de gas reciclado en la segunda corriente de permeato (9) y en la tercera corriente de retentato (10) suma menos del 60% en volumen del volumen de la corriente de gas crudo (17),
- la concentración de al menos un gas de permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1), después del reciclado de la segunda corriente de permeato (9) y de la tercera corriente de retentato (10), se incrementa en la corriente de alimentación (5), con preferencia, se incrementa en al menos el 2%, con mayor preferencia, en al menos el 3% y con mayor preferencia, en el 3 al 40%, en cada caso en comparación con la concentración en la corriente de gas crudo (17).

2. El aparato de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado** porque la segunda corriente de permeato (9) y la tercera corriente de retentato (10) se pasan a lo largo del lado de succión del compresor (4) para reprocesamiento.

3. El aparato de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, **caracterizado** porque se usa un compresor multietapa (4).

4. El aparato de acuerdo con la reivindicación 3, **caracterizado** porque la segunda corriente de permeato (9) y/o la tercera corriente de retentato (10) se introducen en el compresor (4) entre dos etapas de compresión.

5. El aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, **caracterizado** porque la primera corriente de retentato (7) y/o la segunda corriente de retentato (8) y/o la tercera corriente de retentato (10) se pasan a través de una válvula reductora de la presión.

6. El aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, **caracterizado** porque un módulo de membrana de separación de gases que tiene una selectividad por gases mixtos de al menos 35, con preferencia, de al menos 40 y con mayor preferencia, de al menos 45 se usa en al menos una de las etapas de separación en membrana (1) a (3).

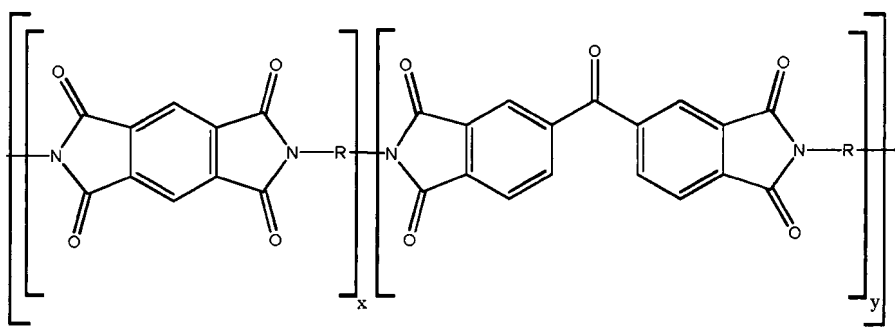
7. El aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, **caracterizado** porque al menos una de las etapas de separación en membrana (1) a (3) comprende más de un módulo de membrana de separación de gases, que se conectan en paralelo y/o en serie.

8. El aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, **caracterizado** porque los módulos de membrana de separación de gases consisten en membranas de fibras huecas y/o membranas planas.

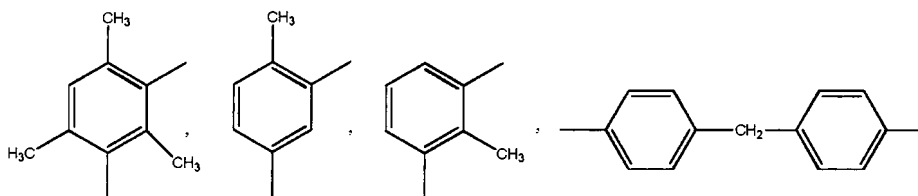
9. El aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, **caracterizado** porque los materiales usados para la capa activa de separación de las membranas son polímeros amorfos o semicristalinos, por ejemplo, pero no

exclusivamente, poliimidas, poliamidas, polisulfonas, acetatos celulósicos y derivados, óxidos de polifenileno, polisiloxanos, polímeros con microporosidad intrínseca, membranas de matriz mixta, membranas que facilitan el transporte, óxidos de polietileno, óxidos de polipropileno o mezclas de ellos.

10. El aparato de acuerdo con la reivindicación 9, **caracterizado** porque el material usado para la capa activa de separación de las membranas es una poliimida de la fórmula general



R está seleccionado del grupo que consiste en



x, y: fracción molar donde $0 < x < 0,5$ y $1 > y > 0,5$.

11. El aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, **caracterizado** porque al menos el 95%, con preferencia, al menos el 97%, con mayor preferencia, al menos el 99% y con máxima preferencia, al menos el 99,5% del componente del retentato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) que se introdujo en el aparato con la corriente de gas crudo (17) se descarga por medio de la segunda corriente de retentato (8).

12. El aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, **caracterizado** porque no más del 5%, con preferencia, no más del 3%, con mayor preferencia, no más del 1% y con máxima preferencia, no más del 0.5% del componente del retentato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1)

introducida en el aparato con la corriente de gas crudo (17) se descarga por medio de la tercera corriente de permeato (11).

13. Un proceso para separar mezclas gaseosas, **caracterizado** porque se usa un aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12.

14. El proceso de acuerdo con la reivindicación 13, **caracterizado** porque la mezcla gaseosa usada es una mezcla de predominante pero no exclusivamente dióxido de carbono y metano o predominante pero no exclusivamente, hidrógeno y metano o predominante pero no exclusivamente, monóxido de carbono e hidrógeno o biogás crudo o gas natural crudo.

15. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 13 y 14, **caracterizado** porque la presión en el lado del permeato (6) de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) se ajusta, con preferencia, por medio de una válvula reductora de la presión (14) en el lado del retentato de la etapa de separación del permeato (3), de 1 a 30 bar, con preferencia, de 2 a 20 bar y con mayor preferencia, de 3 a 10 bar.

16. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 13 a 15, **caracterizado** porque la presión de la primera y la segunda corriente de retentato (7) y (8) se ajusta, con preferencia, por medio de a válvula reductora de la presión (13) en la segunda corriente de retentato (8), de 1 a 100 bar, con preferencia, de 5 a 80 bar y con mayor preferencia, de 10 a 70 bar.

17. El proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 13 a 16, **caracterizado** porque la fuerza motriz usado para la tarea de separación es una presión diferencial parcial entre el lado del retentato y el lado del permeato en las respectivas etapas de separación en membrana, generando la presión diferencial parcial por medio de un compresor en la corriente de alimentación (5) y/o una bomba de vacío (15) en la segunda y/o la tercera corriente de permeato (9) y/o (11) y/o por una corriente de gas de purga del lado del permeato.

18. El proceso de acuerdo con la reivindicación 16 ó 17, **caracterizado** porque la presión del permeato de la etapa de separación de la corriente de alimentación (1) es la misma o está incrementada respecto de la presión ambiente, de modo tal que aún existe una presión diferencial parcial entre el retentato y el permeato de la etapa de separación del permeato (3) y, por ende, hay una fuerza motriz en el caso de que el permeato de la etapa de separación del permeato (3) esté a presión ambiente o se aplique presión reducida.

RESUMEN

La invención se refiere a un aparato específico, más en particular, a una cadena de módulos de membrana de separación de gases, para la separación de mezclas gaseosas en dos fracciones cada una de elevada pureza.

Fig. 1: Influencia de la relación de presión y de la selectividad sobre el resultado de la separación

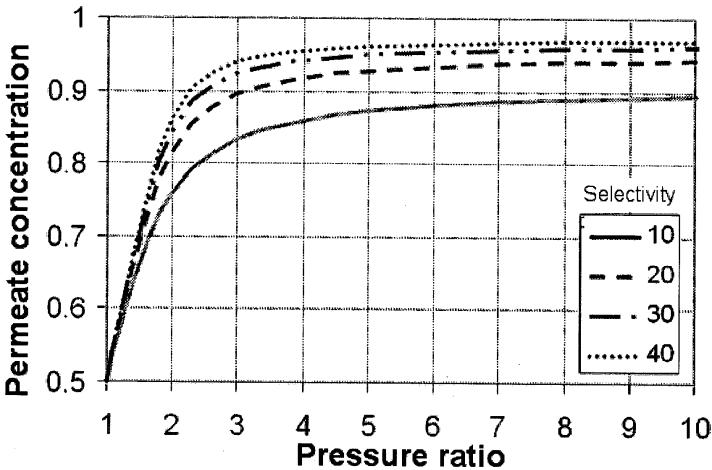


Fig. 1: Influence of the pressure ratio and of the selectivity on the separation outcome

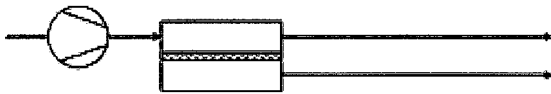


Fig. 2: Etapa de separación en membrana de una etapa sin reciclado

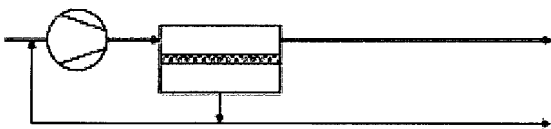


Fig. 3: Etapa de separación en membrana de una etapa con reciclado

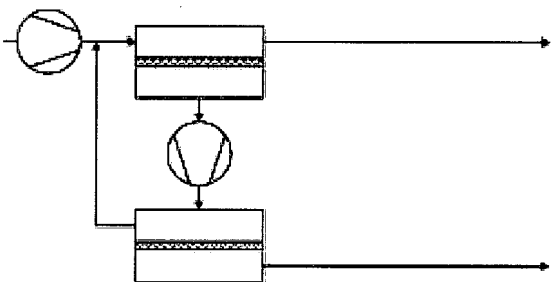


Fig. 4: Etapa de separación en membrana en dos etapas con recompresión y reciclado

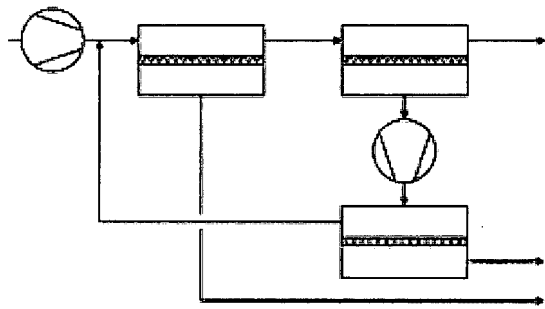


Fig. 5: Disposición en etapas para el retentato y el permeato con recompresión y reciclado en la segunda etapa del retentato corriente arriba de la primera etapa del retentato

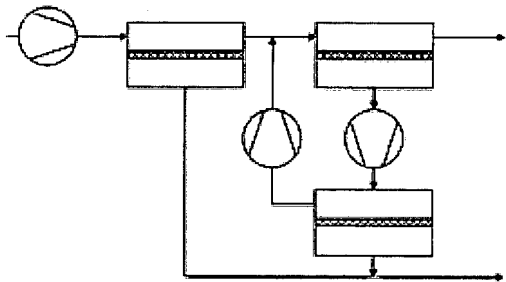


Fig. 6: Disposición en etapas para el retentato y el permeato con recompresión y reciclado en la segunda etapa del retentato corriente arriba de la segunda etapa del retentato

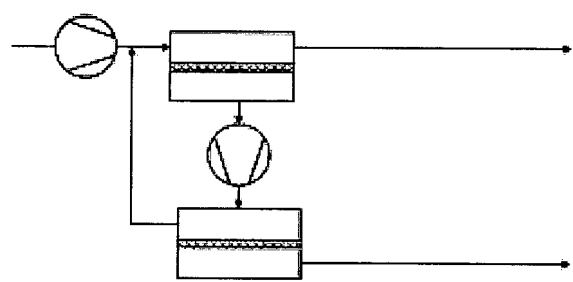


Fig. 7: Disposición en etapas para el permeato con recompresión

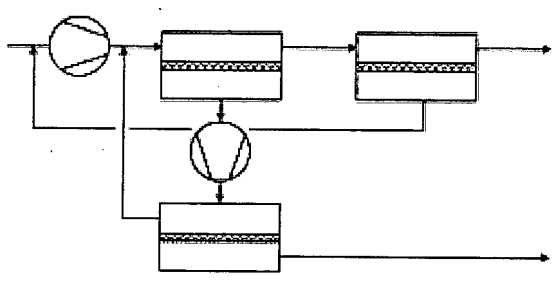


Fig. 8: Disposición en etapas para el retentato con reciclado del permeato de la segunda etapa y disposición en etapas para el permeato con recompresión

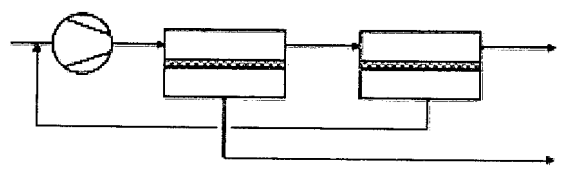


Fig. 9: Disposición en etapas para el retentato con reciclado del permeato de la segunda etapa

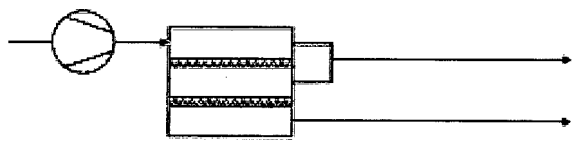


Fig. 10: Disposición de conexión con disposición interna en las etapas para el permeato

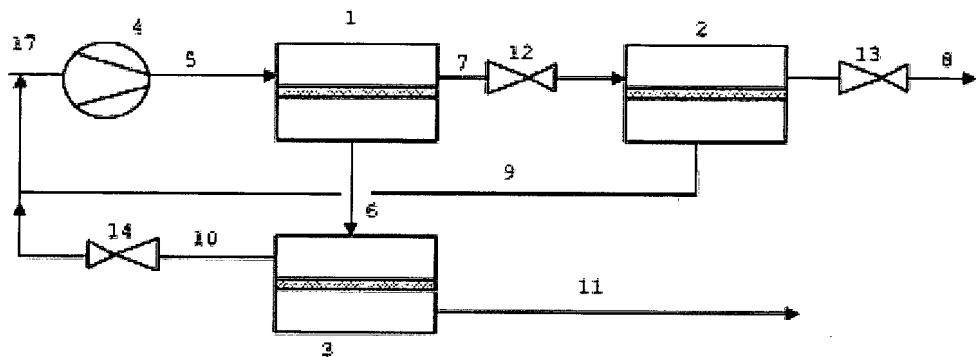


Fig. 11: Disposición de conexión ilustrativa de varios módulos de membrana de acuerdo con la invención

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800.176.089-2

-/-



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

RECIBO DE CAJA

No. 13 - 003314

Bogotá D.C., Enero 14 de 2013 - 15:42:58

RECIBIDO DE : PRIETO & CARRIZOSA S.A.

NI 800.240.450

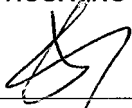
*** Soporte del Pago ***

TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	VR PAGO
CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	495371590	14/01/2013	46.630.000.00

*** Conceptos Pagados ***

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	Vr.UNDITARIO	Vr.CONCEPTO
1	50005-01-03	CAMBIO DE MODALIDAD Y MODIFICACIONES EN CREACION CORRECCION A SOLICITUD EN TRAMITE / MODIFICA	124.000.00	124.000.00
				\$124.000.00

SON: **CIENTO VEINTICUATRO MIL PESOS MONEDA CORRIENTE**

Responsable: 

Recibo de Caja Aplicado al Expediente No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 13-019346- -00001-0000

Fecha: 2013-02-05 10:58:08 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 608 MODIFICASOLICIT Folios: 41

tlceller
Ref. 76718
Modificaciones y
Correcciones

Sede Centro: Carrera 13 No. 27 - 00 Pisos 3,4,5 y 10 Bogotá, D.C.- Colombia

Web: www.sic.gov.co e-mai: info@sic.gov.co Conmutador: (571) 5870000 Fax: (571) 5870284 Línea: 018000-910165 Call Center: (571) 6513240

Enero 14 de 2013 - 15:43:32