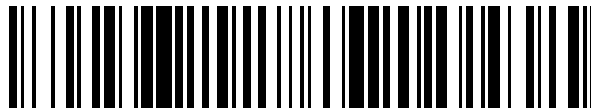


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 411 332**

51 Int. Cl.:

C10L 3/08 (2006.01)

C10L 3/10 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **09.01.2007** **E 07703745 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.03.2013** **EP 1979446**

54 Título: **Recuperación de metano a partir de gas de vertederos**

30 Prioridad:

13.01.2006 EP 06250157

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

05.07.2013

73 Titular/es:

**GASREC LTD (100.0%)
KINNAIRD HOUSE
1 PALL MALL EAST LONDON SW1Y 5, GB**

72 Inventor/es:

**TURNER, ANDREW DEREK;
LILLEYSTONE, RICHARD JOHN y
CUTTS, GEORGE**

74 Agente/Representante:

DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto

ES 2 411 332 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

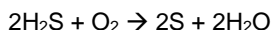
Recuperación de metano a partir de gas de vertederos.

La presente invención se refiere a la recuperación de metano de gas de alimentación de vertederos (LFG) u otros digestores anaeróbicos, por ejemplo, digestores usados para el tratamiento de residuos agrícolas o residuos de tratamiento de alimentos.

La digestión bacteriológica de materia orgánica es ubicaciones de vertederos da lugar a cantidades sustanciales de gas metano durante periodos prolongados de tiempo. El metano no sólo tiene un efecto “invernadero” más fuerte que el dióxido de carbono si se libera en la atmósfera, sino también tiene el potencial como una material prima química o combustible, por ejemplo, para el transporte. La recuperación y purificación de metano a partir de esta fuente para dichas aplicaciones resulta, por lo tanto, de un gran beneficio medioambiental.

Existen diversos sistemas conocidos para recuperar y purificar metano procedente de gas de alimentación de vertederos. Hay varios tipos diferentes de impurezas que deben ser retiradas antes para que el gas de alimentación tenga un pureza suficiente para ser una mercancía comercialmente viable. Estas impurezas se pueden dividir en diferentes tipos: líquidos condensables tales como agua o compuestos orgánicos volátiles (VOCs); gases moleculares que son oxidables (H_2S) o reducibles (O_2), ácidos (H_2S , CO_2) o inertes (N_2); y material en partículas. En tecnologías similares, se conocen diversos métodos para retirar algunas o todas estas impurezas. Sistemas diferentes abarcan diferentes técnicas como apropiadas para la recuperación y purificación de diferentes componentes del gas de alimentación. Es común empezar comprimiendo el gas de alimentación de manera que la maquinaria implicada en las etapas siguientes pueda ser más pequeña y más compacta.

Gastec Technology BV describe, en una hoja de datos publicada en, <http://www.gastechnology.nl/download/selox.pdf>, un procedimiento conocido en la industria como el procedimiento Selox. Este procedimiento se representa esquemáticamente en la Figura 1. El procedimiento Selox 10 comprende fases de absorción y regeneración. La fase de absorción comienza con la introducción al sistema de gas que contiene azufre 11, que puede estar combinado con una alimentación de aire o que contiene oxígeno 12. Este luego se hace pasar al interior de un saturador de agua 13. El gas que contiene azufre 11 saturado y aireado luego es introducido en una columna de absorción catalítica 14, que retira el H_2S . En este procedimiento, el oxígeno introducido en la corriente de alimentación reacciona de forma irreversible en el catalizador sólido en las columnas con H_2S para producir azufre y agua mediante la siguiente reacción:



El gas resultante es luego introducido en el filtro 15 y el gas limpio 16 es luego retirado del sistema. En la parte de regeneración del procedimiento Selox 10, se somete una columna de absorción previamente saturada 17 a una corriente de gas no oxidante a alta temperatura recirculado para transferir el azufre a través de la fase vapor a un condensador 15 y para devolver la columna 14 a su estado original de manera que se pueda usar posteriormente como una columna de absorción 14. El condensado 19 de azufre líquido es luego retirado del sistema. Cuando la columna se vuelve a cargar con azufre y la porosidad vuelve bloquear éste se puede retirar *in situ* mediante un procedimiento térmico que vaporiza en azufre que es posteriormente condensado desde una corriente de gas recirculada.

En la parte de regeneración del procedimiento el gas puede ser calentado usando el calentador de gas H y se puede aumentar el paso del gas alrededor del sistema mediante el soplador de reciclado B

Gas Technology Products LLC describe un sistema conocido en la técnica como Lo-Cat®. Un ejemplo de este sistema se muestra esquemáticamente en la Figura 2 que se publica en <http://www.gtp-merichem.com/downloads/pomano.pdf>. La Figura 2 muestra un procedimiento Locat® para retirar H_2S como parte de un sistema para controlar las emisiones de gas de vertedero que se usan para la producción de energía. Como se puede ver a partir de la Figura 2, el procedimiento comienza con la liberación del “gas sulfuroso” desde un soplador de primera etapa o un compresor de baja presión en el interior de un interceptor 21 para retirar las gotitas y el material en partículas seguido de una unidad de pulverización de torre Lo-Cat® 22 en la que el H_2S es oxidado a S. La solución Lo-Cat® es luego regenerada en la unidad 23 burbujeando aire a través de la misma procedente de un soplador de aire 24 para volver a oxidar el complejo ferroso a complejo férrico y simultáneamente filtrar el azufre en un filtro de correa 25. El gas de salida de la unidad 23 es alimentado en primer lugar a un absorbedor de carbono 26 que posteriormente alimenta al conducto de escape de la turbina 27. Es reactivo Lo-Cat® regenerado es bombeado hacia atrás desde la unidad 23 hacia la torre de pulverización 22. El gas tratado procedente de la torre de pulverización 22 es sometido a un filtro coalescente 28 antes de ser retirado del sistema y de ser enviado a la segunda etapa de compresión 29.

Específicamente, en la zona de tratamiento de gas de alimentación de vertederos en los EE.UU., se han establecido ciertos procedimientos estándar. Estos se presentan en <http://www.meadowlands.state.nj.us>. La numeración estándar en etapas para el tratamiento de LFG en EE.UU. se describe como sigue:

1. Se comprime el gas de alimentación del vertedero (LFG).

2. Se retiran los líquidos del gas mediante enfriamiento.
3. Se retira el sulfuro de hidrógeno del gas.
4. Los líquidos condensados procedentes del tratamiento- predominantemente agua - se limpian antes de su eliminación fuera del emplazamiento.
5. El gas es odorizado y enviado por conductos al PSE&G.

En "U. S. Climate Change Technology Program- Technology option for the Near and Long Term", Noviembre de 2003, Página 155, se describe que, en generalmente, la retirada de impurezas trazas corrosivas se realiza mediante el uso de:

1. separadores de fases,
2. filtros coalescentes, y
3. adsorbentes impregnados/no impregnados de carbón activado.
4. un adsorbente de zeolita retira las moléculas polares restantes (especialmente agua) hasta una concentración de unas pocas partes por millón. El oxígeno debe ser retirado también en este punto, si está presente en más cantidades que trazas.
5. un purificador criogénico en el que el dióxido de carbono se separa, dejando un producto de gas natural licuado (LNG) de alta calidad que consiste en 90-97% de metano. El resto del LNG es nitrógeno disuelto.

En "Treatment of landfill gas by gas permeation – pilot plant results and comparison to alternatives" de Rautenbach R and Welsche K, Desalination 90(1-3) (1993) 193-207, se describe una planta piloto ilustrada esquemáticamente en la Figura 3. Esta muestra un procedimiento 30 para recuperar y purificar gas de alimentación de vertederos (LFG). El procedimiento 30 comienza con la compresión del gas en un compresor 31. Esto reduce el volumen ocupado por un peso dado de gas y, por lo tanto, reduce el tamaño requerido de los recipientes restantes. Además, el intercambio de calor se produce mucho más fácilmente en un gas comprimido y también la absorción sobre una superficie y la permeación a través de las membranas es más eficiente una vez que el gas está comprimido.

En el procedimiento anteriormente mencionado, el gas comprimido es luego tratado con carbón activado granulado (GAC) para retirar el H₂S. El gas es posteriormente enfriado en un enfriador 32 y luego los compuestos orgánicos volátiles son retirados en una unidad 33 que usa adsorción de oscilación de temperatura (TSA). Después de la retirada de los VOC en la unidad 33, la unidad de TSA 33 es periódicamente regenerada con vapor de agua caliente, y el vapor es posteriormente condensado en un condensador 34, antes de mandarlo a una planta de efluentes 38. El gas de alimentación es comprimido en un compresor 35 hasta una presión de 35 Bares. El gas es luego alimentado a través de una serie de membranas 36 que están diseñadas para retirar el dióxido de carbono que está todavía presente como contaminante en el gas de alimentación. Este gas, una vez retirado de la corriente de gases, se inflama en 37. El metano purificado puede ser luego almacenado, transportado o usado in situ, de forma apropiada.

Aunque existen algunas ventajas, como las indicadas anteriormente, para comprimir el gas antes de tratarlo para retirar el H₂S, este procedimiento estándar para tratar gas de alimentación de vertederos, como se describió anteriormente con referencia a la Figura 3, tiene algunos problemas asociados con el mismo. En particular, el H₂S, es un gas muy corrosivo y, por lo tanto, el compresor que trata dicho gas antes de la retirada del H₂S debe estar hecho de materiales caros que sean capaces de tratar dicho gas corrosivo.

El documento DE 29709266 muestra una adsorción inicial de H₂S, agua y VOC procedentes de una corriente de metano antes de la compresión de dicha corriente.

El documento WO 99/35455 describe la separación de dióxido de carbono de otros gases usando autorefrigeración, un procedimiento que incluye etapas de pretratamiento que incluyen la retirada de derivados de azufre, compuestos orgánicos, minerales y material en partículas, seguido de la compresión del gas.

El documento US 5642630 describe un procedimiento para producir gas natural licuado, en el que se usan columnas de adsorción de carbón multiactivado para retirar las trazas de azufre y compuestos gaseosos volátiles hidrocarbonados antes de comprimir el gas de alimentación.

El documento US 5451249 describe un procedimiento para tratar la corriente de gas procedente de vertederos, en el que el H₂S es adsorbido en la etapa final pero no se sugiere la compresión de la corriente de gas.

La presente invención proporciona un procedimiento para retirar metano procedente de gas de alimentación de vertederos y otros digestores anaeróbicos, comprendiendo el procedimiento las siguientes etapas:

tratar en primer lugar el gas de alimentación para retirar el H₂S;

posteriormente, pero antes de retirar los VOC y el agua, comprimir el gas;

enfriar el gas comprimido hasta entre 0,1°C y 10°C para retirar el agua y los VOC, y luego tratar el gas para retirar las impurezas adicionales, incluyendo las etapas de filtrar para retirar el material en partículas,

5 hacer pasar el gas a través de un secador de PSA, una unidad adsorbadora de GAC para el refinado final de los VOC, un filtro protector de GAC posterior para evitar que el polvo de carbón sea transferido aguas abajo, una membrana para retirar el dióxido de carbono y un PSA adicional para retirar nitrógeno, y luego licuar el gas en gas natural líquido.

10 La presente invención trata el gas de alimentación para retirar el H₂S, antes de comprimir el gas. Este orden de etapas sería muy intuitivamente contrario para los expertos en la técnica que estarán acostumbrados a ver la etapa de compresión en primer lugar debido al ahorro de espacio y coste que se consigue realizando todas las etapas de tratamiento posteriores en volúmenes más pequeños y con mejores ritmos de transferencia de calor. Sin embargo, puesto que el H₂S es un gas altamente corrosivo, resulta ventajoso retirarlo del gas de alimentación en primer lugar. Con el H₂S retirado, el gas de alimentación es mucho menos corrosivo y se reduce de forma considerable el desgaste en las unidades de tratamiento posteriores.

15 Se podría usar un análisis de dedo frío y este método comprende la exposición de la corriente de gas a una superficie fría, típicamente mantenida a -40°C. La superficie fría recogerá cualquier impureza condensable durante cierto periodo de tiempo. Durante la recogida periódica de este material, que se puede conseguir calentando y recogiendo muestras de una corriente de gas desviada, se puede obtener un análisis integrado de gran sensibilidad del contenido de impurezas para analizar cuando la primera columna de GAC se sature y, de este modo, requiera un intercambio. La nueva columna se reemplaza como la columna de cola, mientras que la cola previa se usa como la delantera.

20 El gas de alimentación tratado resultante luego se filtra y se expone a al menos una unidad de membrana para retirar el dióxido de carbono y el oxígeno, seguido de una etapa final de un absorbedor industrial de poros moleculares PSA para retirar el nitrógeno y refinar la retirada de dióxido de carbono. Para proteger el compresor de la corrosión, y permitir el uso de materiales de fabricación más económicos, la retirada del H₂S es la primera etapa del procedimiento.

30 El secador de PSA necesitar ser protegido de la obturación con material en partículas de manera que se coloca preferiblemente después de un filtro. También para minimizar el tamaño del PSA, se realiza preferiblemente la deshumidificación antes de esto mediante un enfriador individual. Esto no sólo retira mucho del vapor de agua, sino también condensa el volumen de los VOC. Con la coalescencia de las gotitas, se pueden retirar también cantidades importantes de material en partículas en esta etapa. La colocación del enfriador antes de los filtros de finos reduce la carga en esta etapa, reduciendo de este modo su sustitución o limpieza.

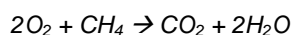
35 Se coloca una columna de GAC después del secador de PSA para refinar cualquier traza final de VOC. La eficiencia y capacidad de este absorbedor es mejorada en gran medida operando sobre una corriente de gas seca libre de partículas seca. La etapa de la membrana que retira el volumen del contenido de CO₂ de la corriente (y también inesperadamente el 50% del O₂) se coloca preferiblemente después de la etapa de GAC, ya que la membrana necesitar ser protegida de los VOC y de cualquier material en partículas para que tenga una larga duración. La etapa de PSA de Entrada Molecular sigue a la membrana para retirar cualquier volumen de nitrógeno y la mayor parte del oxígeno restante, así como refinar las trazas finales de CO₂. Operando sobre un gas libre de partículas seco se prolonga el tiempo de funcionamiento del material absorbedor. Mediante un control cuidadoso de la recuperación del gas, se puede minimizar la contaminación con aire, reduciendo, de este modo, la cantidad de oxígeno que necesita ser retirado para cumplir con el requisito requerido por el licuador del producto de metano (<1% de oxígeno). Como la membrana usada para separar el CO₂ es también efectiva en la retirada de cantidades sustanciales de oxígeno, en estas circunstancias puede no requerirse una etapa de retirada de oxígeno separada.

45 Adicionalmente, la retirada de impurezas se puede conseguir mediante las etapas de tratamiento adicionales de: hacer pasar el gas de alimentación a través de una primera unidad de membranas para retirar el dióxido de carbono; hacer pasar el gas tratado a través de una segunda unidad de membranas para retirar el oxígeno, y posteriormente un secador de PSA para secar y retirar los VOC y finalmente un secador de PSA absorbedor industrial de poros moleculares para retirar el nitrógeno y refinar la retirada de dióxido de carbono.

50 Puesto que las transferencias de CO₂ y O₂ no son necesariamente procedimientos en seco, estos éstos están ventajosamente colocados antes del secador de PSA final. Como el CO₂ comprende aproximadamente el 50% de la composición del gas, esta unidad se coloca en primer lugar para permitir que el equipo situado aguas abajo sea más pequeño.

55 El secador de PSA es también capaz de actuar como un refinador de VOC, mientras que el PSA de Entrada Molecular final, que usa absorbedores industriales moleculares, refina la retirada de CO₂ final y la retirada del volumen de N₂. Se puede usar una corriente de deslizamiento del gas producto seco en la regeneración del secador de PSA, llevando el agua de vuelta a la etapa de desulfurización inicial, de manera que se pueda recuperar el contenido de metano.

- 5 Con el fin de proteger el compresor de la corrosión, y para permitir el uso de materiales de fabricación más económicos, el Sulfa-Tratamiento es la primera etapa en el procedimiento que se diseña para retirar H₂S y materiales en partículas grandes. Los sistemas de membranas de CO₂ y O₂ posteriores necesitan ser protegidos de la obturación con materiales en partículas de manera que se colocan después de un filtro. Para mejorar la eficacia del filtro y reducir la frecuencia de limpieza y sustitución, la corriente necesitar ser deshumidificada antes de esto mediante un enfriador individual. Esto no sólo ocasiona la retirada de mucho del vapor de agua, sino también condensa el volumen de los VOC. Con la coalescencia de las gotitas, se pueden retirar también cantidades significativas de material en partículas en esta etapa.
- 10 Las membranas de CO₂ y O₂ retiran algo de vapor de agua, reduciendo de este modo la carga sobre el secador de PSA final. Como el CO₂ comprende aproximadamente el 50% de la composición de gas, esta unidad se coloca en primer lugar para permitir que el equipo situado aguas abajo sea más pequeño. Como las membranas permeables al nitrógeno no son tan selectivas como las membranas de CO₂ u O₂ basadas en la absorción selectiva y la transferencia por difusión, el nitrógeno es retirado usando una cascada de unidades de membrana.
- 15 Si el secador de PSA se configura para usar un adsorbedor básico, dicho secador es capaz de actuar no sólo como un secador si no también como un refinador de VOC y CO₂. Se puede usar una corriente de deslizamiento del gas producto seco en la regeneración del secador de PSA, llevando el agua de vuelta a la etapa de desulfuración inicial, de manera que el contenido de metano pueda ser recuperado.
- 20 Como los compresores alcanzarán la temperatura del gas (hasta por encima de su punto de condensación), puede no ser necesario incluir ningún pretratamiento significativo, estando limitado sólo a la etapa de retirada de H₂S, lo que también retira ventajosamente las gotitas de agua y los materiales en partículas grandes.
- 25 El secador de PSA final necesita ser usado sólo en la corriente del producto de metano purificado. Si el secador de PSA está configurado para usarse como un adsorbedor básico, este es capaz de actuar no sólo como un secador sino también como un refinador de VOC y CO₂. Se puede usar una corriente de deslizamiento del gas producto seco en la regeneración del secador de PSA, llevando el agua de vuelta a la etapa de desulfuración inicial, de manera que se puede recuperar el contenido de metano.
- 30 La retirada de H₂S se puede llevar a cabo mediante: la reacción con un óxido de hierro hidratado en forma sólida; la reacción con un par redox oxidante en forma sólida; limpiando con una solución de complejo férrico con la regeneración posterior en una columna separada con aire; refinando la corriente en un procedimiento adsorbedor selectivo de membrana situado aguas abajo; o con un secador de Adsorción de Oscilación de Presión (PSA) con un adsorbedor básico.
- 35 El gas de alimentación es comprimido preferiblemente hasta entre 3 bares y 15 bares, preferiblemente hasta aproximadamente 9 bares. Esto resulta ventajoso debido a que da lugar a un caudal reducido, dando lugar a un tamaño de planta más pequeño. También proporciona una absorción y cinética del proceso de adsorción y capacidad mejoradas y una mejor transferencia de calor, minimizando de este modo los tamaños de los intercambiadores de calor.
- 40 El enfriador puede ser un tubo estriado y un intercambiador de calor de carcasa, o puede tener una placa superior que provoca un flujo tangencial en cada uno de los tubos con diámetros internos uniformes de un tubo más convencional y un intercambiador de carcasa para provocar un flujo helicoidal para ayudar a la coalescencia de las partículas más grandes. De manera alternativa, se pueden incorporar dispositivos de flujo tangencial que provocan vórtices separados, en cada uno de los tubos del intercambiador de calor.
- El material en partículas se puede retirar del gas de alimentación mediante: el efecto del filtro de profundidad de un sistema de retirada de H₂S sólido poroso, un depurador o a partir de una corriente de baja humedad en un filtro.
- El CO₂ se puede retirar del gas de alimentación mediante: una membrana permeable selectiva; una unidad adsorbedora reversible; una PSA con adsorción selectiva; un separador por centrifugación.
- 45 El N₂ se puede retirar del gas de alimentación mediante: una membrana selectivamente permeable al N₂; una PSA con adsorción selectiva; o un separador por centrifugación.
- El O₂ se puede retirar del gas de alimentación mediante: una unidad adsorbedora reversible; una reducción de la humedad y posterior secado de la corriente; una PSA con adsorción selectiva; un separador por centrifugación; o reducción en seco.
- 50 Un medio de reducir químicamente el oxígeno residual se basa en el uso catalítico de metano sobre un catalizador de metal precioso (por ejemplo Pd).

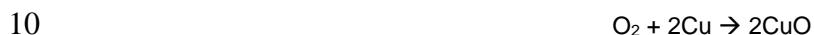


Sin embargo, puesto que el catalizador se contamina fácilmente por H₂S, sería necesario que esta etapa se ubicase después de la etapa de PSA, la cual refina de forma efectiva cualquier H₂S residual. Sin embargo, puesto que el

procedimiento de reducción genera tanto CO₂ como H₂O, estos contaminantes necesitarán ser retirados antes de la licuefacción del producto de metano (por ejemplo, mediante la tecnología descrita anteriormente o al menos una segunda etapa de PSA).

5 Preferiblemente, la unidad absorbidora reversible actúa por recirculación entre dos contactores gas/líquido de fibra hueca bajo un gradiente de presión parcial entre la corriente de gas de alimentación y el gas de escape, que puede ser un vacío parcial.

Como ejemplo de reducción en seco de O₂, se puede poner en contacto un metal finamente dividido (soportado, por ejemplo, sobre una zeolita) con la corriente de gas de manera que se forme el óxido metálico correspondiente, preferiblemente a temperatura ambiente.



Este puede ser posteriormente regenerado en una etapa separada mediante la reducción con, por ejemplo, el contenido de metano del gas de alimentación posiblemente a una temperatura elevada:



15 La corriente gaseosa residual se puede mandar al Sufa-Tratamiento inicial para recuperar cualquier cantidad de metano no usado y condensar el agua producida.

Preferiblemente, cada uno de los procedimientos deja el gas de alimentación a 9 bares de manera que se evitan repetidas compresiones escogiendo procedimientos que retiren las impurezas a baja presión, manteniendo el gas de alimentación a alta presión.

La presente invención se describirá ahora en detalle con referencia a los dibujos que se acompañan en los que:

20 la Figura 1 es un diagrama de flujo del procedimiento Selox, un método estándar en la técnica;

la Figura 2 es un diagrama de flujo del procedimiento Lo-Cat® como está implementado en la planta de Pompano;

la Figura 3 es un diagrama de flujo de una recuperación de metano y un procedimiento de purificación estándar;

la Figura 4 es un diagrama de flujo que ilustra esquemáticamente las etapas del procedimiento de la presente invención;

25 las Figuras 5, 6 y 7 son diagramas de flujo de procedimientos alternativos;

la Figura 8 es un diagrama de flujo para la retirada de H₂S con Sulfa-tratamiento;

la Figura 9 muestra esquemáticamente un adaptador de flujo tangencial para la entrada superior de un tubo del intercambiador de calor individual;

30 la Figura 10 muestra un vista en planta del tubo del intercambiador de calor de la Figura 9 con el camino del gas ilustrado;

la Figura 11 muestra un dispositivo de flujo tangencial que provoca un vórtice incorporado en la placa superior del enfriador;

la Figura 12 muestra una vista en planta de una pluralidad de inductores de vórtices en la placa superior del enfriador como el mostrado en la Figura 11;

35 la Figura 13 muestra una cascada de membrana doble para la retirada de nitrógeno del gas de alimentación;

la Figura 14 muestra una transferencia absorbidora de oxígeno selectiva reversible de fibra hueca doble; y

la Figura 15 muestra una transferencia absorbidora de dióxido de carbono selectiva reversible de fibra hueca doble.

40 La siguiente tabla muestra, en la columna central, las características físicas de un gas de alimentación típico después del tratamiento para retirar H₂S y también los niveles de las diversas impurezas encontradas. Las características e impurezas se enumeran en la columna izquierda. La columna derecha muestra los niveles de las mismas características e impurezas cuando el gas de alimentación ha sido completamente tratado usando el procedimiento según la presente invención, representado en la Figura 4.

Parámetro	Alimentación	Producto
Ritmo de alimentación máximo	2074 Nm ³ /h	1038 Nm ³ /h
Presión	800 KPa (g)	700 kPa(g)

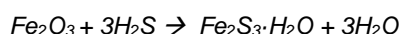
Parámetro	Alimentación	Producto
Temperatura	~20°C (15 – 25°C)	~ 15°C
Material en partículas	< 0,5 micrómetros	-
CH ₄	35 – 55%	97,6
CO ₂	42 – 55%	0,006%
N ₂	8 – 25%	2,2%
O ₂	0,5 – 2,5%	0,2%
H ₂ S	<6 ppm	-
H ₂ O	Saturado (~ 1%)	-
Aceite	< 0,01 ppm	-
VOC/siloxano	Trazas	-

5 Las Figuras 4 a 7 muestran cuatro versiones diferentes del procedimiento, siendo el procedimiento de la Figura 4 el procedimiento según la presente invención. En todos los cuatro procedimientos, la primera etapa es retirar el H₂S mediante un procedimiento de Sulfa-tratamiento 101. Este procedimiento 101 es un sistema de retirada del H₂S poroso sólido basado en la neutralización por óxido férrico hídrico.

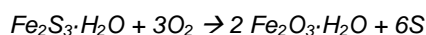
10 El H₂S es retirado de la alimentación mediante el procedimiento de Sulfa-tratamiento 101. Este usa un reactivo patentado, suministrado por MiSWACO (Ohio, EE.UU.) o NATCO a través del Axsia Group (Gloucester, UK – 01452 833800), que es retenido en dos recipientes rectangulares de baja presión secuenciales diseñados por Dynamic Engineering – 3,3 metros de alto por 2,28 x 2,8 metros de superficie en planta. Cada recipiente tiene una profundidad de lecho de 1,6 metros y contiene aproximadamente 12 m³ (10,9 toneladas) de reactivo, que tiene que ser desechado aproximadamente cada doce meses.

15 La Figura 8 muestra el procedimiento de Sulfa-Tratamiento 101 con más detalle. El gas de alimentación pasa a través del recipiente delantero 82, después de lo cual se muestreado para su análisis en la unidad 83, y luego se hace pasar a través del segundo recipiente de cola 84 para proporcionar una acción de refinado para la retirada del H₂S. Cuando la concentración en el punto de muestreo comienza a aumentar, significa que se agota la capacidad del recipiente delantero 82. La alimentación se hace pasar ahora sólo a través del recipiente de cola 84, mientras se recarga el recipiente delantero 82. Esto se realiza mediante la recuperación en vacío del reactivo usado, seguido del relleno con material de recién aportación. Este recipiente recargado luego se vuelve a conectar como una etapa de refinado, ahora configurado como un recipiente de cola, invirtiendo esencialmente el orden del flujo a través del par de recipientes 82, 84. Este intercambio se realiza cada vez que se vuelve a agotar la columna delantera 82. Este procedimiento operacional asegura la continuidad de la retirada de H₂S a los niveles requeridos. Después de que el H₂S ha sido retirado, el combustible de LFG se hace pasar a un compresor 102.

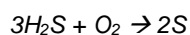
El H₂S es retirado mediante la reacción con este material para producto sulfuro férrico.



25 Este puede estar dispuesto en ubicaciones de vertederos, ya que la oxidación natural con aire transforma el sulfuro en azufre elemental, el cual es inerte en condiciones normales.



Por lo tanto, la reacción global sería:



30 Sin embargo, si la eliminación directa a un vertedero ya no fuese posible después del agotamiento del reactivo, el recipiente podría ser sacado de la línea y hacer pasar aire a través del mismo para regenerar el reactivo como un tercer recipiente. Esto minimizará la descarga mecánica de Sulfa-tratamiento anualmente, ya que podría ser reutilizado cierto número de veces hasta que el contenido de azufre elemental se ha elevado hasta aproximadamente un 50%. En vez de la eliminación en un vertedero, este se podría utilizar, por ejemplo, en la fabricación de ácido sulfúrico.

40 Existe la opción de recuperar el azufre *in situ* haciendo recircular un gas caliente inerte a través de la columna saturada de manera que el azufre se funde (a 114-119°C) y luego se vaporice (a 444,6°C) momento en que se transfiere a un condensador y se recuperada como azufre fundido. Sin embargo, debido a las altas temperaturas usadas, resulta dudosa si esta última etapa resultaría económica. Este producto está comúnmente comercializado por Gastec Technology BV bajo la marca comercial de Selox.

- Haciendo referencia ahora a la Figura 4, como la sangría procedente del secador de oscilación de presión 107 es reciclada de vuelta a través de la unidad de sulfa-tratamiento 101 (para recuperar su contenido de metano), el agua regenerada llevada en esta corriente se deposita en el recipiente de sulfa-tratamiento delantero. Como consecuencia, se ha instalado una bomba peristáltica para proporcionar un drenaje continuo al recipiente de separación de efluentes.
- Después de retirar el H₂S en la unidad de sulfa-tratamiento 101, el LFG es luego comprimido hasta una presión de 9,5 bares en una planta ignífuga a una temperatura nominal de 20°C, antes del tratamiento adicional. Como el gas que se comprime contiene agua y dióxido de carbono que puede causar corrosión ácida, se debe usar acero inoxidable como material de construcción del compresor 102.
- El gas luego es enfriado a una temperatura de entre 0,1°C y 10°C, preferiblemente aproximadamente 3°C por medio de un enfriador y un intercambiador de calor 103. La temperatura se escoge para evitar la formación de hielo. Un recipiente de separación con un autodrenaje está unido al intercambiador de calor 103, para retirar el condensado, que contiene agua, los siloxanos y más de 95% de los VOCs. Esto se manda al depósito de separación de efluentes 115. Todas estas unidades se construyen de acero inoxidable.
- El gas luego se hace pasar a través de un filtro coalescente 104 para retirar la materia en partículas que tiene un tamaño de partículas por encima de 0,5 µm. Estos filtros 104 están provistos también de autodrenajes que son conducidos al depósito de separación.
- Los filtros 104 puede ser membranas de polímeros (PTFE), metálicas (de acero inoxidable) o cerámicas (alúmina) que pueden ser regeneradas mediante retrolavado. De manera alternativa, si son filtros de profundidad fabricados de fieltros de microfibra hechos de poliéster, compuestos acrílicos, nylon, Nomex® o polipropileno, éstos se deben reemplazar cuando la permeabilidad de los filtros 104 se reduzca debido a la suciedad.
- El tratamiento posterior del gas de alimentación se puede realizar mediante diversos procedimientos diferentes como los representados por las últimas etapas de los procedimientos mostrados en las Figuras 4 a 7. Estas etapas restantes aseguran la retirada de oxígeno, dióxido de carbono, nitrógeno y compuestos orgánicos volátiles. Todos estos procedimientos tienen un procedimiento de adsorción de oscilación de presión (PSA) 107. Este procedimiento de PSA 107 puede continuar directamente después de la retirada de material en partículas por los filtros 104 o puede haber otras etapas intermedias.
- El gas luego se seca a un punto de condensación de -60°C (< 7 ppm en peso) y muchos de los compuestos orgánicos en fase vapor son retirados en un procedimiento de adsorción de oscilación de presión (PSA).
- El secador de PSA 107 consiste en dos cámaras adsorbentes separadas (no mostradas). Una cámara seca el gas mientras que la otra está siendo regenerada mediante una reducción de presión, lo que proporciona una operación de secado continua. El gas "húmedo" entra en el fondo de una cámara y pasa hacia arriba a través del adsorbente, preferiblemente alúmina activada que seca dicho gas. Este gas seco luego pasa a través de la salida en la parte superior. A su vez, una sangría procedente de la corriente de rechazo de retirada de la membrana de CO₂ se expande a través de un orificio entre las cámaras para regenerar el lecho del recipiente desocupado. Esta purga fluye por debajo a través de la otra cámara para regenerar el adsorbente. El flujo de purga luego pasa a través de la válvula de escape de la purga a la alimentación del recipiente de reacción del azufre para reciclar el contenido de metano de la corriente de purga. La corriente lleva consigo el agua vaporizada procedente de la etapa de secado, que se condensa en el reactivo de sulfa-tratamiento, y luego pasa al sistema efluentes. Al final del ciclo de PSA, el procedimiento de secado de gas se invierte automáticamente mediante el uso de válvulas neumáticas.
- La PSA para la separación de CO₂/CH₄ se basa normalmente en un Tamiz Molecular o GAC. Sin embargo cuando esta etapa final es sólo para el refinado de CO₂, un absorbedor sólido con basicidad superficial (por ejemplo, alúmina, MgO, Zeolita alcalina u ZnO) es un absorbedor selectivo alternativamente potencial. Esta función se puede combinar con la del secado final y refinado de VOC, si se requiere.
- En el ejemplo de la invención mostrado en la Figura 4, a su vez, una sangría procedente de una corriente de rechazo de retirada de la membrana de CO₂ se expande a través de un orificio entre las cámaras para regenerar el lecho del recipiente desocupado. Esta purga fluye hacia abajo a través de la otra cámara, regenerando el adsorbente, y pasa a través de la válvula de escape de la purga a la alimentación del recipiente de reacción del azufre para reciclar el contenido de metano de la corriente de purga. Esta corriente lleva consigo el agua vaporizada proceden de la etapa de secado que se condensa en el reactivo del sulfa-tratamiento, y luego pasa al sistema de efluentes. Al final del ciclo de PSA. El procedimiento de secado del gas se invierte automáticamente mediante el uso de válvulas neumáticas.
- Los beneficios de este procedimiento son que es sencillo, proporciona una buena separación y opera a presiones más bajas que los procedimientos de la competencia.
- La retirada de vapor de agua adicional se consigue en la membrana y los sistemas de oscilación de presión de entrada molecular 108 posteriores, que tienen como objetivo principalmente la retirada de CO₂ y N₂, respectivamente.

- 5 Como se muestra en la Figura 4, la corriente del producto procedente del secador de PSA 107 luego se hace pasar a través de una unidad absorbadora de Carbón Activado Granular (GAC) 111 para el refinado final de VOC. Debido al requisito de bajos VOC previsto en esta etapa del procedimiento global se usa un absorbador de una sola fase. Esta etapa se debe estar seguida de un filtro protector de GAC posterior 117 para evitar que el polvo de carbón se transfiera a las membranas de separación de dióxido de carbono situadas aguas abajo. Si el filtro necesita ser reemplazado, existe una segunda unidad de estado en espera ya en posición vertical y lista para su activación accionado una válvula.
- 10 La columna de GAC III se usa en la configuración de serie delantera/cola normal con análisis entre éstas para indicar el avance en la columna delantera, señalando la necesidad de intercambio de columnas. Se ha especificado un método de dedo frío 120 para atrapar compuestos volátiles residuales para esta función de muestreo, ya que mediante enfriamiento bajo una presión hasta -40°C se proporciona una captura mejorada de VOC residuales. El uso de este procedimiento criogénico se ha considerado también como un procedimiento de tratamiento de gas en volumen.
- 15 La Figura 5 muestra un procedimiento 300 que comienza con las mismas etapas iniciales que las de la Figura 4, a saber, sulfa-tratamiento 101 para retirar el H_2S seguido de una etapa de compresión 102, un enfriador 103 y un filtro 104. El gas de alimentación luego se hace pasar a través de las unidades de membranas para retirar en primer lugar el dióxido de carbono 105 y luego el oxígeno 106 antes del procedimiento de PSA para retirar el vapor de agua y los VOC residuales. Hay entonces una etapa de PSA adicional 108 para retirar el nitrógeno. Esto se puede realizar usando un absorbador de poro molecular industrial (entrada molecular). Los gases indeseados luego son desechados en un inflamador 113.
- 20 El nitrógeno es retirado en una planta de PSA Engelhard Molecular Gate®, basada en un absorbador de tamiz molecular de silicato de titanio industrial que es selectivo para el CO_2 , O_2 , H_2O y N_2 respecto al CH_4 basado en el tamaño molecular que inhibe la adsorción del último en los poros de la superficie. Estos materiales tienen propiedades superficiales únicas así como la capacidad única para ajustar las aberturas de los tamaños de poros. El tamaño de los poros se ajusta exactamente dentro de una precisión de 0,1 ángstrom en el procedimiento de fabricación. Esto permite la producción de un tamiz molecular con un tamaño de poro adaptado a las separaciones selectivas por tamaños.
- 25 Los diámetros de moleculares del nitrógeno y el metano son aproximadamente 3,6 Å y 3,8 Å, respectivamente. En un sistema basado en adsorción Englhard Molecular Gate® para depurar gas natural contaminado con nitrógeno, se usa un tamaño de poros de 3,7 Å. Este absorbente permite que el nitrógeno entre en el poro, y sea adsorbido mientras el metano es excluido, el cual pasa a través del lecho fijo de adsorbente a esencialmente a la misma presión que la alimentación.
- 30 El procedimiento de rechazo de nitrógeno de entrada molecular toma un enfoque único en comparación con otras tecnologías de rechazo de nitrógeno comerciales, adsorbiendo nitrógeno procedente de la corriente de alimentación mientras se produce el gas producto de venta a esencialmente la presión de alimentación. Esta característica mantiene la presión de alimentación disponible.
- 35 El mismo principio se aplica a la retirada de CO_2 (diámetro molecular de 3,3 Å) del gas natural con adsorbentes de entrada molecular.
- 40 Sin embargo, se debe destacar que el CH_4 p se puede adsorber en la superficie exterior de los gránulos en los que no actúa la exclusión por tamaños. Esta capacidad finita del CH_4 adsorbido, limita posibilidad de separación del N_2 , lo que da lugar a un pérdida de aproximadamente 15% de CH_4 , para cumplir el requisito del N_2 en el metano recuperado de menos de 5%.
- 45 La figura 6 muestra una variante adicional del procedimiento de la Figura 5. Esta difiere en que el nitrógeno es retirado mediante una cascada de membranas doble 109 en lugar de la segunda etapa de PSA 108 mostrada en la Figura 5.
- La Figura 7 muestra una variante de los procedimientos anteriores que comienza con la misma etapa de sulfa-tratamiento 101 para retirar el H_2S seguido de una etapa de compresión 102, un enfriador 103 y un filtro 104 como se muestra en la Figura 4. El gas de alimentación luego es sometido a una separación por centrifugación 110.
- 50 El separador por centrifugación 110 usado en este procedimiento se basa en un separador desarrollado por The Uranium Enrichment Corporation of South Africa, Ltd (UCOR). UCOR desarrolló e implementó su propio procedimiento aerodinámico caracterizado como un tubo de vórtice avanzado o una centrifugadora de paredes estacionarias en la planta así denominada en Valindaba para producir cientos de kilogramos de HEU. En este procedimiento, se comprime una mezcla de UF_6 e H_2 y se introduce en un tubo de vórtice tangencialmente a un extremo a través de boquillas u orificios a velocidades próximas a la velocidad del sonido. Esta inyección tangencial de gas da lugar a un movimiento espiral o de vórtice dentro del tubo, y dos corrientes de gases son extraídas en los extremos opuestos del tubo de vórtice. El flujo turbulento espiral decae agua abajo de la entrada de la alimentación debido a la fricción con las paredes del tubo. Como consecuencia, el diámetro interior de tubo se estrecha típicamente para reducir el decaimiento en la velocidad del flujo turbulento.
- 55

- Debido al pequeño corte de los tramos del tubo de vórtice y a los requisitos de canalización extremadamente difíciles que serían necesarios basados en método tradicionales de tramos de canalización juntos, el South Africans desarrollo una técnica de diseño de cascada, denominada Helikon. En esencia, la técnica Helicón permite que 20 tramos de separación se combinen en un módulo grande, y todos los 20 tramos compartan una par común de compresores del flujo axial. Un requisito básico para el éxito de este método es que los compresores de flujo axial transmitan con éxito corrientes paralelas de diferentes composiciones sin que haya un mezclamiento significativo. Un módulo Helikon típico consiste en un recipiente cilíndrico grande de acero inoxidable que aloja un montaje de elementos de separación, dos compresores de flujo axial (uno montado sobre cada extremo), y dos intercambiadores de calor enfriados con agua.
- Las Figuras 9 a 12 muestran diversas características del enfriador 103. El enfriador 103 comprende una carcasa 67 que contiene una pluralidad de tubos 61, teniendo cada tubo 61 una perforación 63 a través de su centro. Los espacios 64 entre los tubos 61 se proporcionan para facilitar el flujo de un fluido refrigerante. La carcasa 67, los tubos 61, las perforaciones 63 y los espacios intermedios 64 juntos comprenden un intercambiador de calor 68. El intercambiador de calor 68 está provisto además de entradas tangenciales 69 a las perforaciones individuales 63 para provocar un flujo de vórtice helicoidal 62 a medida que pasa dentro de cada perforación 63. Estas están o bien en forma de tapones individuales 65 sobre cada una de la pluralidad de perforaciones 63 o, más convenientemente, como una placa individual 66 provista de una pluralidad de perforaciones 63. La ventaja de la placa individual 66 es que se considerablemente más sencilla de fabricar y fijar que la pluralidad de tapones 65.
- Además, el enfriador 103 está provisto de un sensor (no mostrado) que detecta cualquier diferencia de presión entre el flujo o gas de alimentación y el flujo de refrigerante. La intención es mantener los dos flujos a la misma presión de manera que las paredes de las perforaciones 63 puedan estar hechas de material muy fino que, por lo tanto, maximizará la eficacia de la transferencia de calor a través del intercambiador de calor 68. El sensor es preferiblemente un sensor de membrana. Las superficies internas de la pluralidad de perforaciones 63 están provistas de un acabado superficial uniforme para promover que el condensado drene fácilmente. Dicho acabado se puede proporcionar, por ejemplo, mediante un depósito metálico tal como níquel electroquímico brillante o mediante pulido, por ejemplo, por electropulido.
- Alternativamente, se puede usar una carcasa y un diseño de tubo con una perforación estriada y esto mejora la transferencia de calor, pasando la alimentación hacia abajo. El lado de la carcasa se enfría hasta entre 0,1°C y 10°C, típicamente 3°C, para evitar la congelación y posterior obstrucción, con un flujo de contracorriente desde el lado frío de una bomba de calor. Bajo la presión elevada, el agua y los VOC se condensarán desde el gas enfriado. La temperatura máxima se determina para eliminar tanta humedad como sea prácticamente posible desde la corriente de gas. El condensado circulará hacia el fondo del intercambiador de calor, en el que es descargado mediante un autodrenaje, mientras el gas es retirado desde una extracción lateral para su tratamiento adicional. El movimiento turbulento por debajo del tubo promoverá la coalescencia del material en partículas más grande en el condensado. Esto retira de manera efectiva las partículas por debajo de aproximadamente 0,1-1 µm.
- Además, o como una alternativa a la configuración de perforaciones estriadas, se puede incorporar un dispositivo de entrada tangencial o bien como un tapón 65 como el mostrado en la Figura 9, o se puede incorporar en la placa distribuidora superior 66 de la placa del intercambiador de calor como se muestra en las Figuras 11 y 12. El tapón 66 o el inductor de vórtice de la placa distribuidora 66 se pueden usar en combinación con un tubo perforado uniformemente convencional, con lo que se pretende que ambas de estas configuraciones produzcan el flujo espiral mostrado en las Figuras 10 y 11, y a medida que el gas desciende por debajo del tubo del enfriador se origina un flujo en espiral.
- La retirada de oxígeno se puede realizar usando una membrana 106 según los procedimientos mostrados en las Figuras 4 a 6, alternativamente, se puede usar una separación por centrifugado 110, como en la Figura 7. Según las Figuras 4 a 6, el dióxido de carbono se retira usando una membrana 105, y el oxígeno se retira usando una membrana 106. Los absorbedores que comprenden las membranas 106 son típicamente complejos de cobalto-N que proporcionan un excelente rechazo de O₂ selectivo bajo un gradiente de presión parcial. Los absorbedores que comprenden la membrana 105 son típicamente materiales tales como diacrilato de polietilenglicol o polivinilamina reticulada con dietanolamina, PVP, glicerol, glicina, poliimida modificada con amina, poli(dimetilaminoetilmetacrilato), diisopropilamina, óxido de polietileno y proporcionan factores de separación con respecto al N₂ de entre 100 y hasta 5.000.
- La Figura 13 muestra, esquemáticamente, una cascada de membrana doble para la retirar de nitrógeno del gas de alimentación. El uso de membranas permoselectivas de N₂ 109 (compuestos fluorocíclicos, hexa-fluoropropano-diimida, PEEK, FAU Zeolita, fosfato de aluminio/poliimida), que son generalmente menos selectivas para el CO₂ y el O₂, no ha sido descrito en la técnica anterior para el tratamiento de LFG sin usar antes etapas de membranas permoselectivas de CH₄. Debido a las selectividades relativamente bajas de las membranas comunes, esta parte del procedimiento necesitaría múltiples etapas (al menos dos) con reciclado a través de la bomba de repesurización 112 para conseguir el N₂ objeto en el producto sin tener unas pérdidas inaceptables de CH₄. Una cascada, como la mostrada en la Figura 13, con una selectividad al N₂/CH₄ de 5 y una relación de presiones de 10, podría proporcionar una pérdida del 4% de CH₄ en la inflamación, con sólo un 2,4% de N₂ en el producto procedente de un 15% de alimentación.

La mayoría de las membranas son permeables al vapor de agua, por ejemplo, el acetato de celulosa proporciona una selectividad de 1000 con respecto al CO₂, aunque factores de 100 son más comúnmente encontrados. Esto se realiza por la presión elevada de la alimentación en una corriente de purga de baja humedad a baja presión.

5 Se puede fabricar una estructura de membrana compuesta a partir de un elemento absorbente clave para el O₂, como se describió previamente en la bibliografía anteriormente revisada, pero combinada en una única membrana con un material de membrana selectiva al N₂ (por ejemplo, PEEK, estructuras fluorocíclicas, o fases inorgánicas industriales compuestas con una porosidad molecular – FAU Zeolita o fosfato de aluminio/poliimida), para dejar el CH₄ en la corriente de producto. Esto produciría una única membrana que podría permear el O₂ y N₂, reteniendo a su vez el CH₄ deseado, purgando en una corriente de CO₂ seca procedente de una unidad de membrana para CO₂ individual. De manera alternativa, se podrían combinar todos estos tres medios de permeación en un único material de membrana, y ser purgado en un vacío parcial.

10 Las Figuras 14 y 15 muestran unidades de transferencia de gases selectiva absorbedoras reversibles de fibra hueca dobles. El ejemplo en la Figura 14 se usa para retirar oxígeno del gas de alimentación y el ejemplo mostrado en la Figura 15 se usa para retirar el dióxido de carbono.

15 El uso de contactores de fibra hueca como medio para estabilizar las interfaces agua/gas – incluso bajo presión (debido a la tensión superficial en la superficie hidrófoba de las fibras), se puede configurar para permitir la transferencia de O₂ o CO₂ desde la alimentación a una corriente de purga bajo un gradiente de presión, por medio de un absorbedor reversible en la fase líquida. Para la retirada de oxígeno, este podría ser un complejo de cobalto con porfirinas o aminoácidos, mientras que para el CO₂, se puede usar una base débil (por ejemplo, una amina soluble en agua con una baja presión de vapor).

20 En cada uno de estos sistemas hay dos partes 41 y 42. El gas de alimentación se introduce en la primera parte 41 que comprende una pluralidad de contactores de fibra hueca 43. Cada una de las fibras 43 tiene una capilaridad en su centro a través de la cual puede fluir la corriente de gas de alimentación 44 cuando se introduce en la primera parte 41.

25 En el ejemplo mostrado en la Figura 14, para la retirada de oxígeno, hay un flujo inverso de un complejo de cobalto, etiquetado como C en la Figura 14, entre los contactores 43. Esto origina un gradiente de presión parcial que promueve que el oxígeno pase a través de los poros en la fibra. El oxígeno luego forma un complejo en el complejo de cobalto y es, de este modo, retirado de la corriente de gas de alimentación. El gas de alimentación, ahora carente de oxígeno 46, deja la primera parte 41 del absorbedor para continuar hacia la siguiente parte del procedimiento de purificación según los diagramas de flujo mostrados en las Figuras 4 a 7.

30 El aducto de cobalto-oxígeno formado en la primera parte 41, es luego retirado da la segunda parte 42. Esta parte 42 actúa reponiendo el complejo de cobalto para su uso en la primera parte 41. La segunda parte 42 comprende un segundo conjunto de contactores de fibra hueca 43 y la purga de flujo inverso es una corriente de gas pobre en oxígeno, posiblemente inducida por una bomba de vacío que promueve que el oxígeno rompa el aducto con el complejo de cobalto. El complejo de cobalto está entonces libre para ser devuelto 47 a la primera parte 41 y luego es oxígeno se descargado al inflamador 48.

35 La retirada del CO₂ mediante absorción en una solución de amina moderadamente básica (con una baja presión de vapor) como un complejo reversible que puede ser desorbido a baja presión o temperatura elevada es una tecnología bien establecida. Esta solución resulta también efectiva en la retirada de otros gases ácidos tales como H₂S. Esto se ilustra en la Figura 15, en la que se han usado como referencias numéricas para describir aquellas partes del sistema que son comunes con la Figura 14. “N” se refiere a una base débil que se usa en lugar del complejo de cobalto de la Figura 14 para formar un aducto con el dióxido de carbono.

40

REIVINDICACIONES

1.- Un procedimiento para recuperar metano de un gas de alimentación de vertederos y otros digestores anaeróbicos, comprendiendo el procedimiento las siguientes etapas:

- 5 en primer lugar, tratar (101) el gas de alimentación para retirar el H₂S;
posteriormente, pero antes de retirar los VOC y el agua, comprimir (102) el gas;
enfriar (103) el gas comprimido hasta entre 0,1°C y 10°C para retirar el agua y los VOC, y
luego tratar (104 -108) el gas para retirar las impurezas adicionales, incluyendo las etapas de filtrar (104) para retirar la materia en partículas,
- 10 hacer pasar el gas a través de un secador de PSA (107), una unidad absorbedora de GAC para el refinado final de los VOC (111), un filtro protector de GAC (117) posterior para evitar que el polvo de carbón se transfiera aguas abajo, una membrana para retirar dióxido de carbono y una PSA adicional (108) para retirar nitrógeno, y luego
licuar el gas en gas natural líquido.

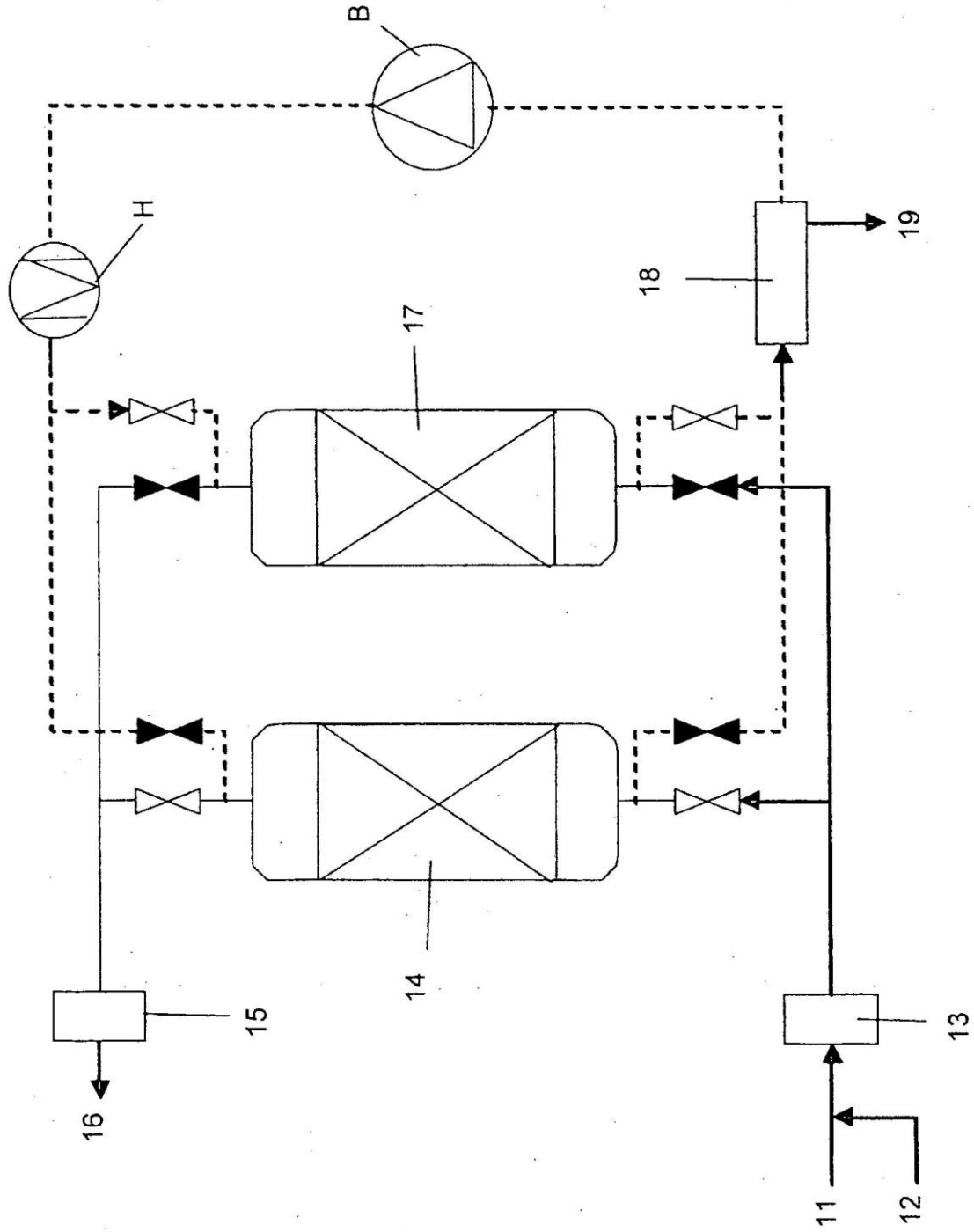


Figura 1

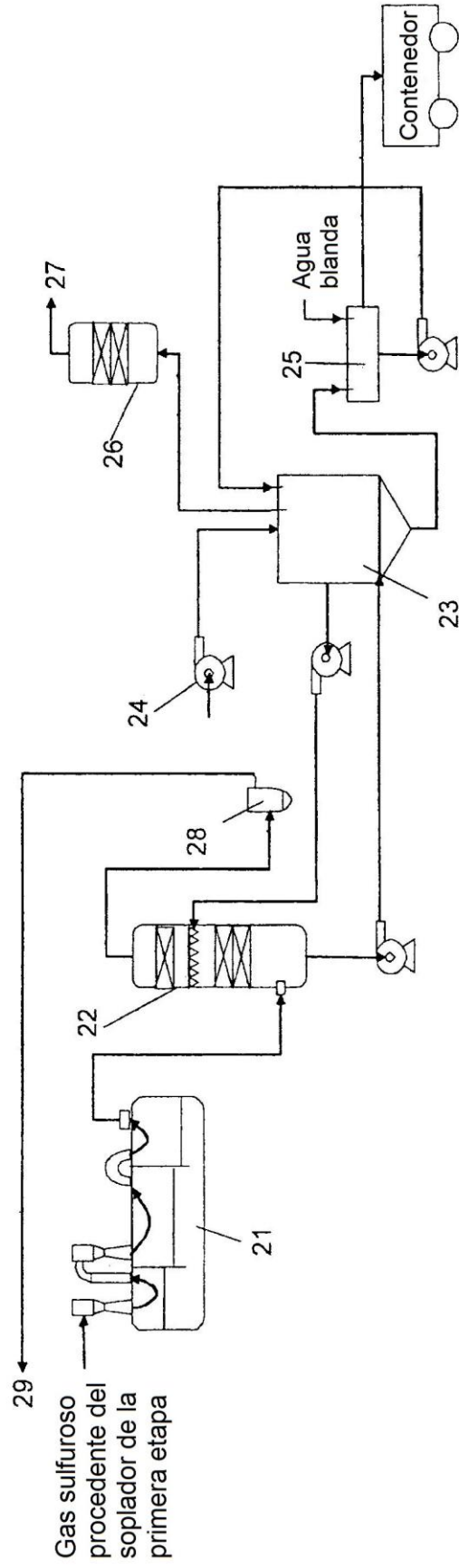


Figura 2

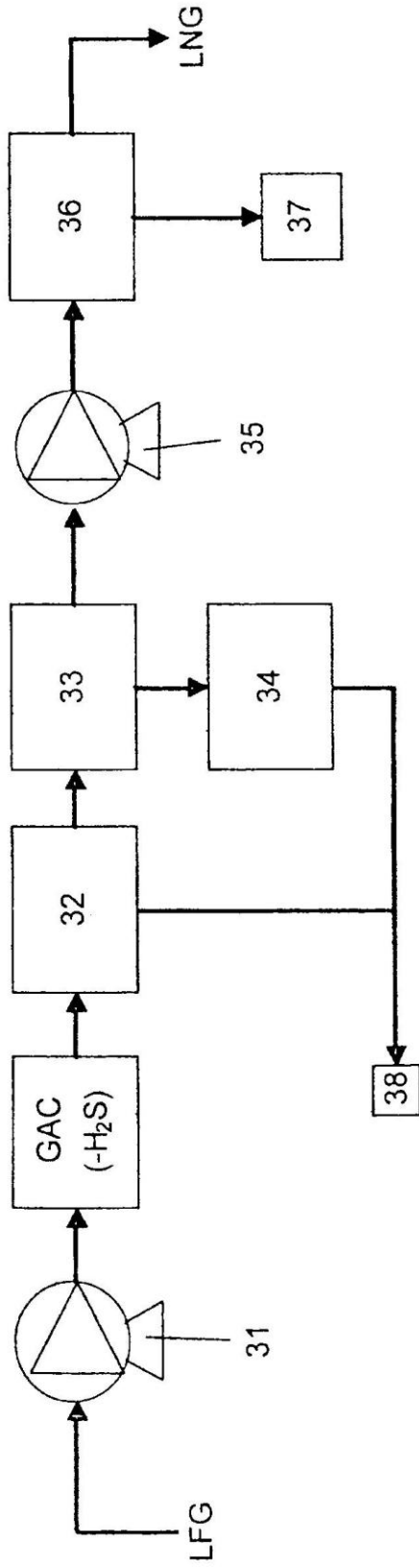


Figura 3

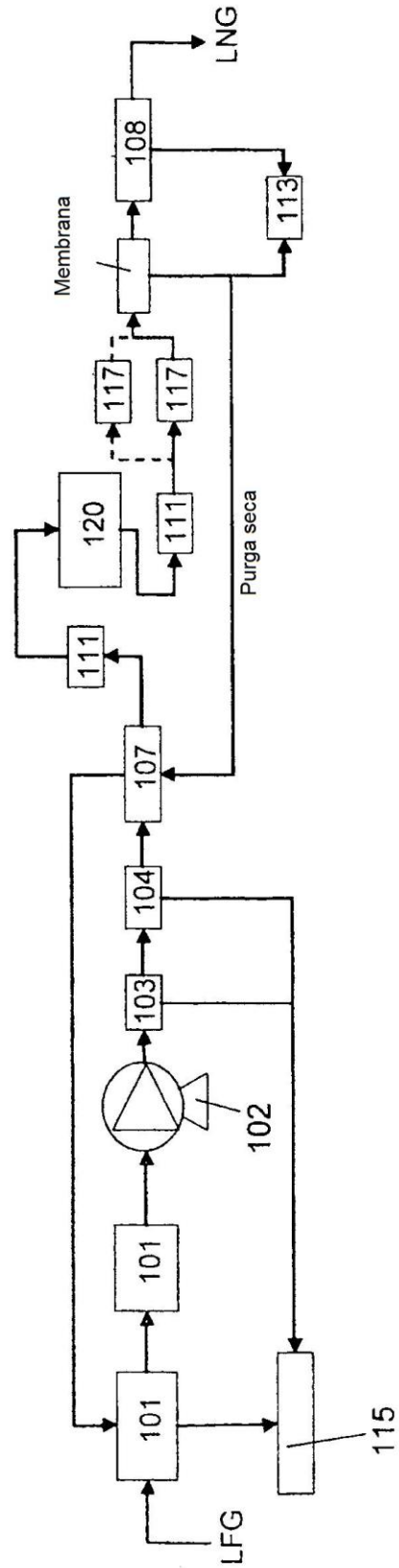


Figura 4

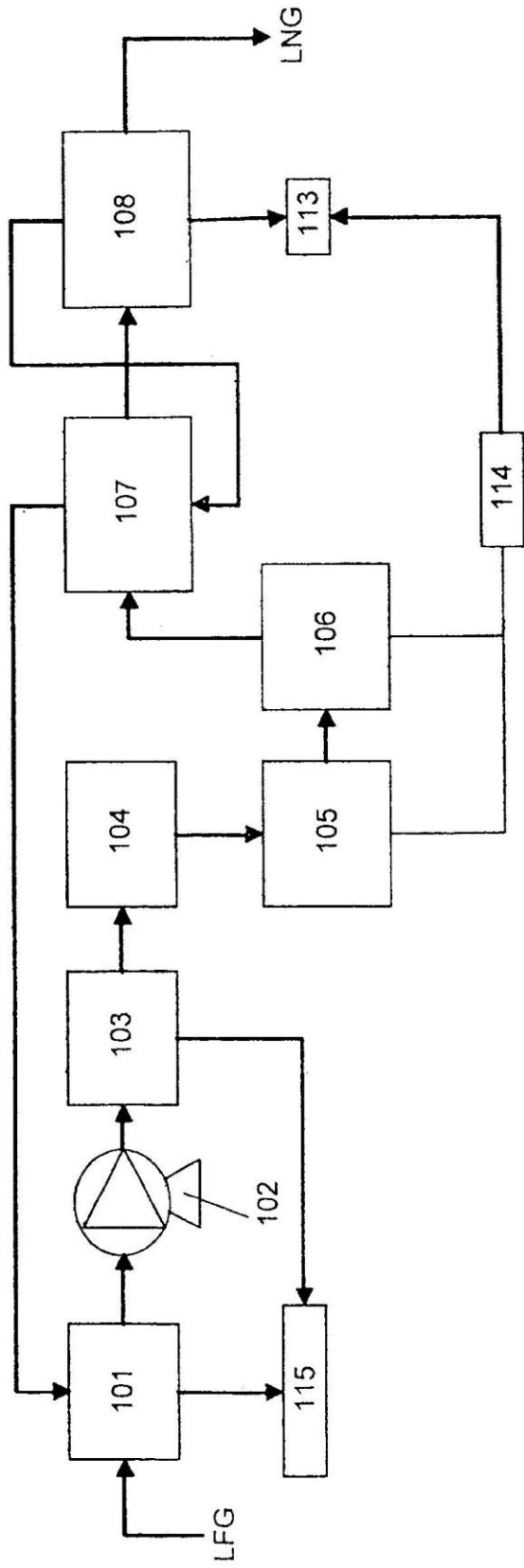


Figura 5

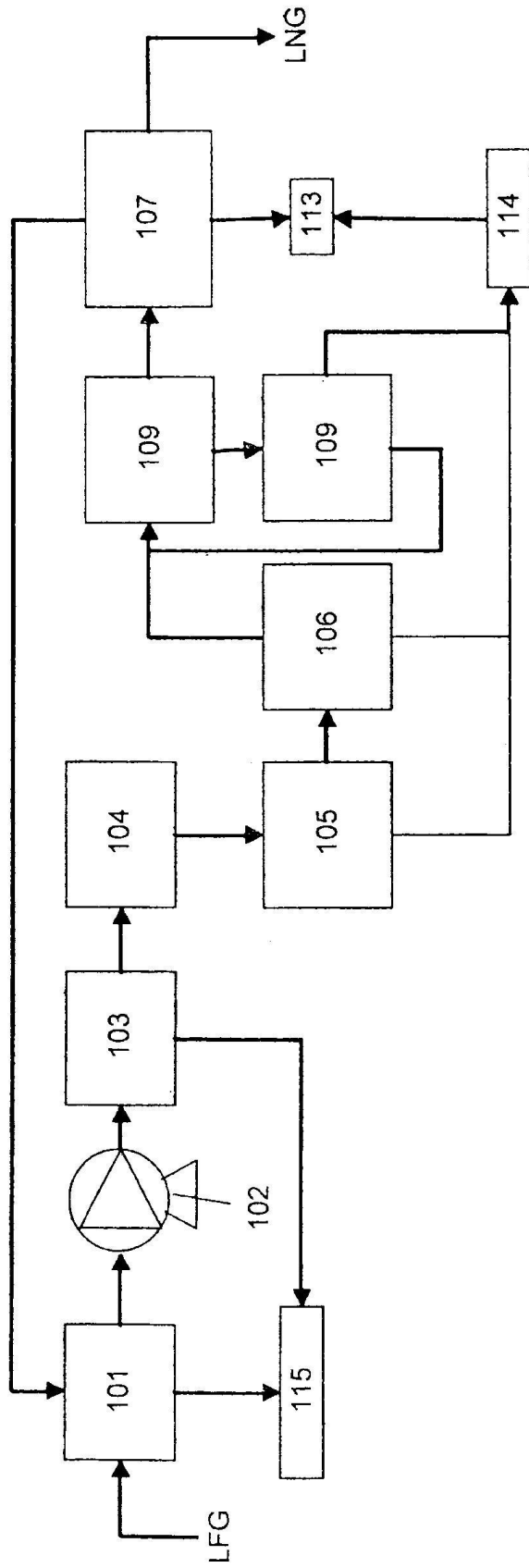


Figura 6

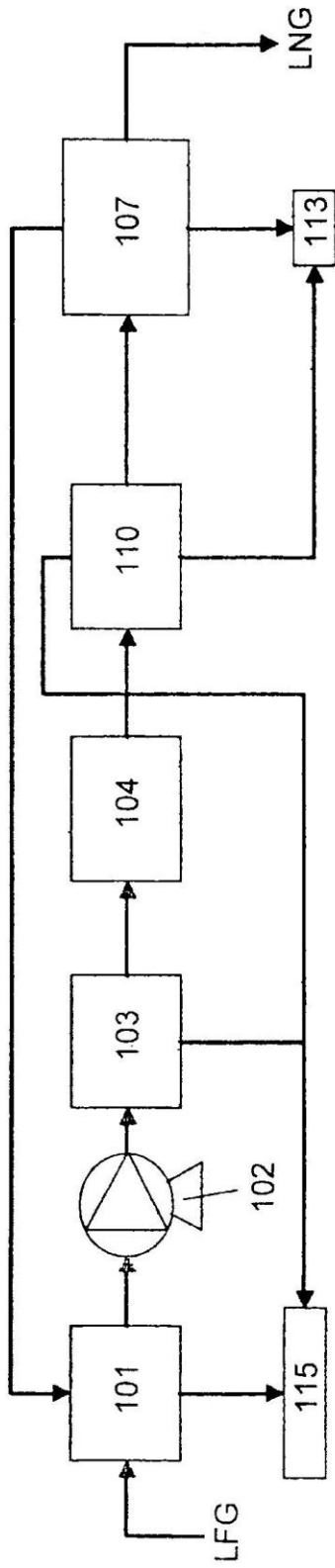


Figura 7

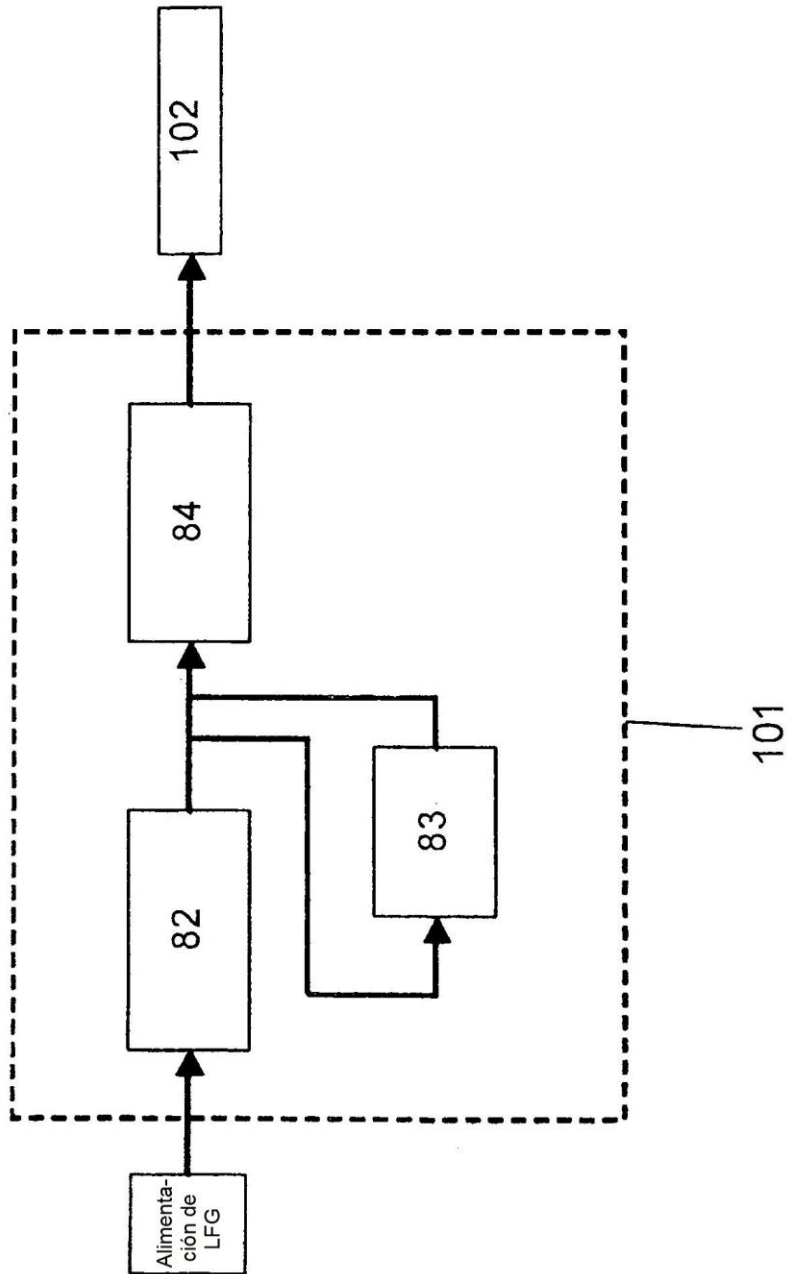


Figura 8

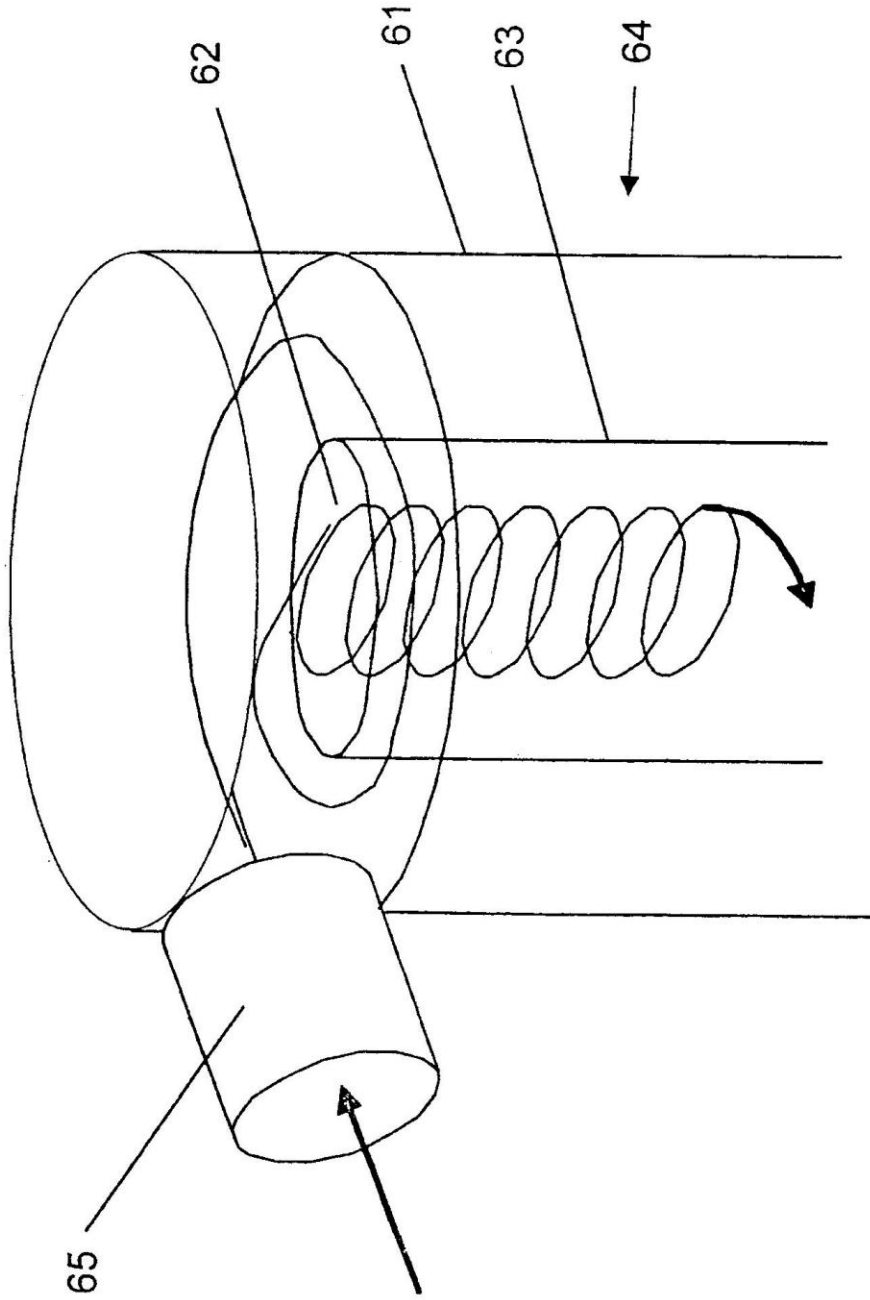


Figura 9

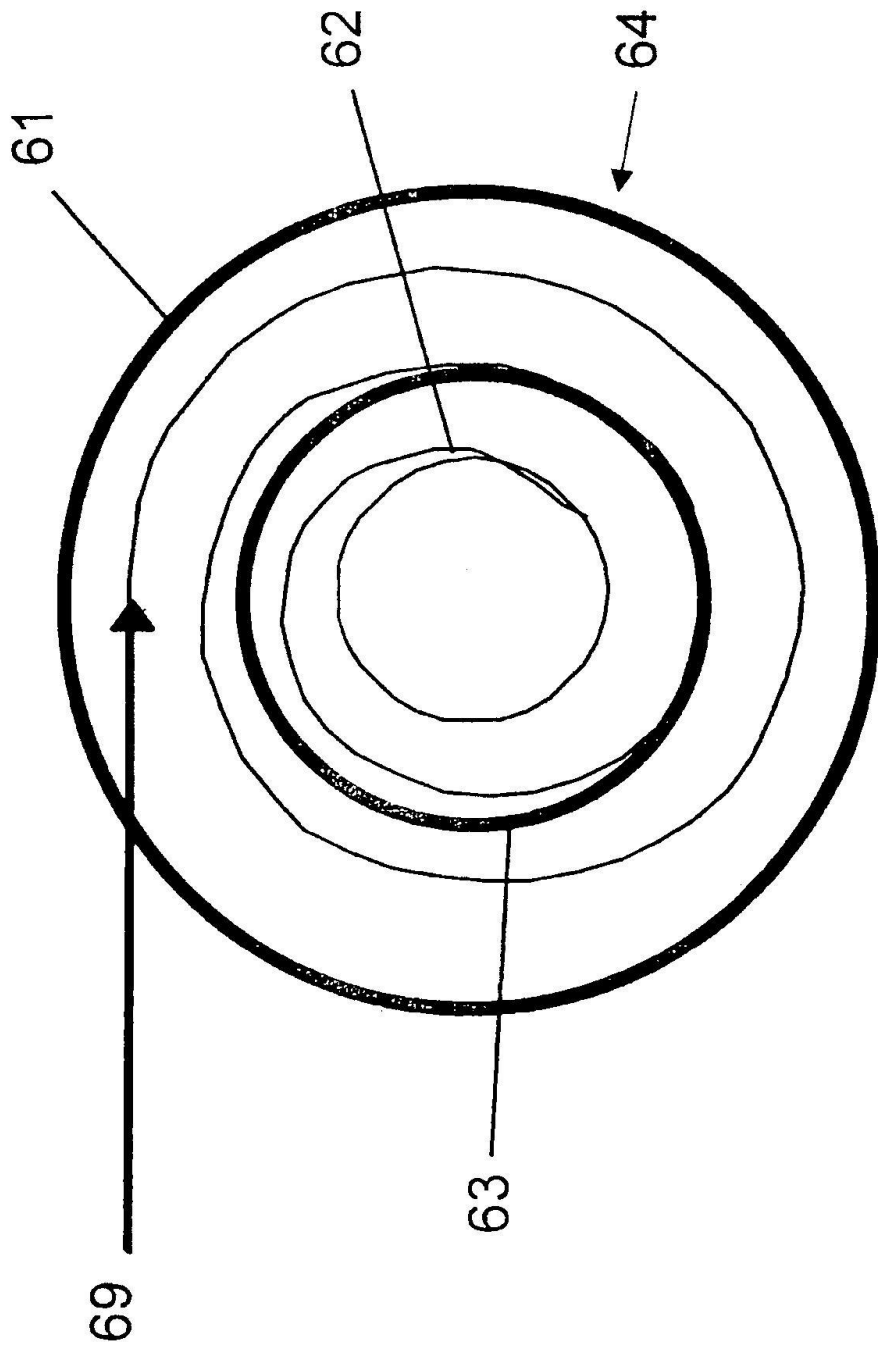


Figura 10

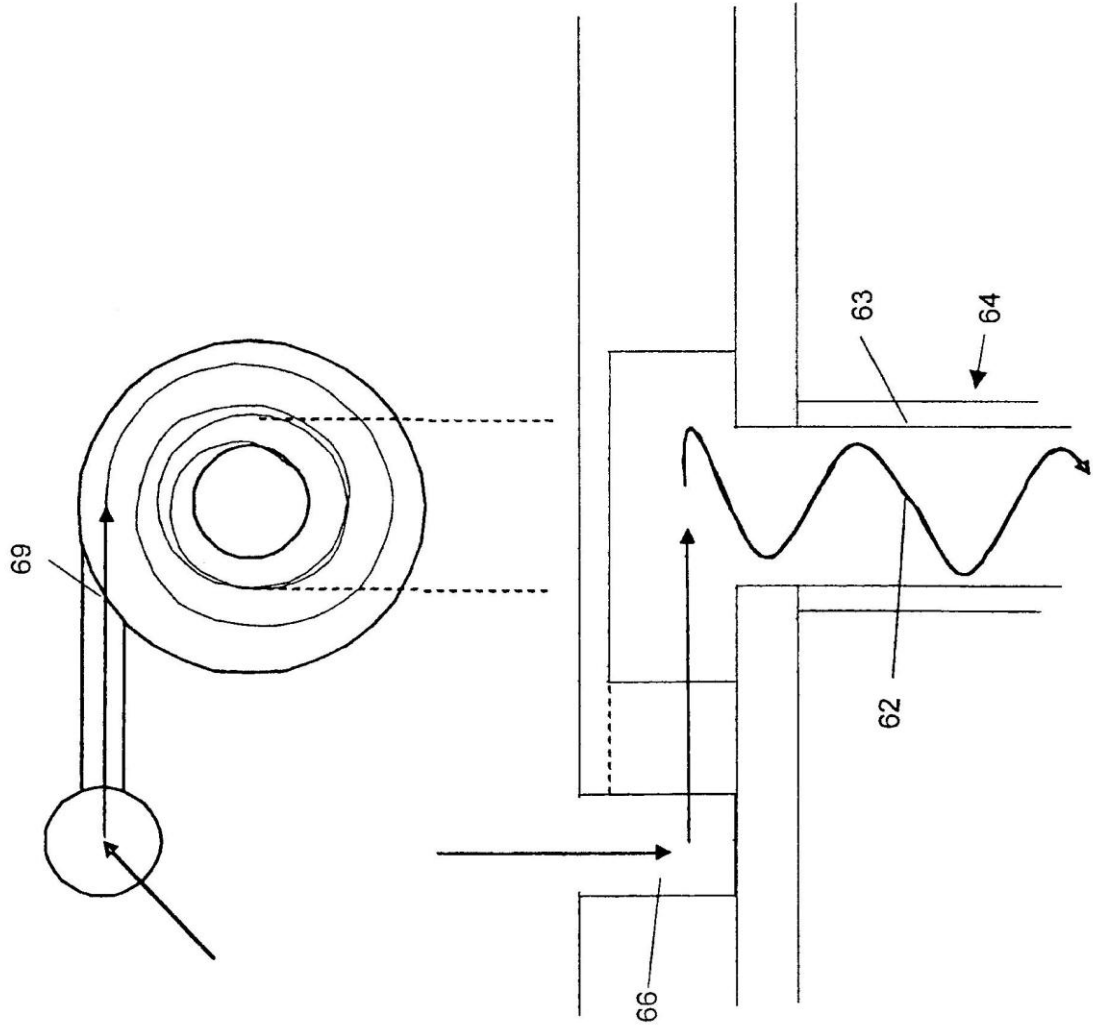


Figure 11

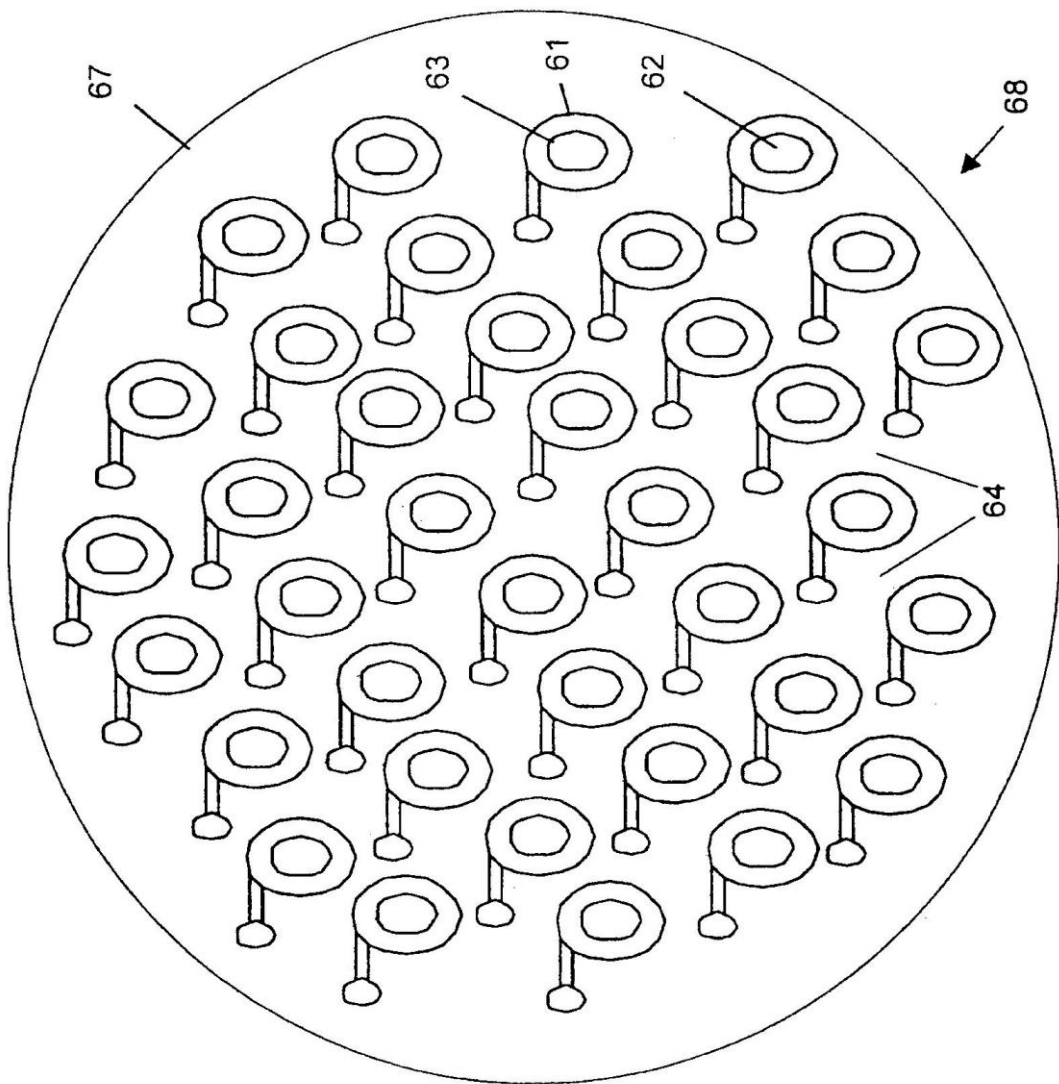


Figura 12

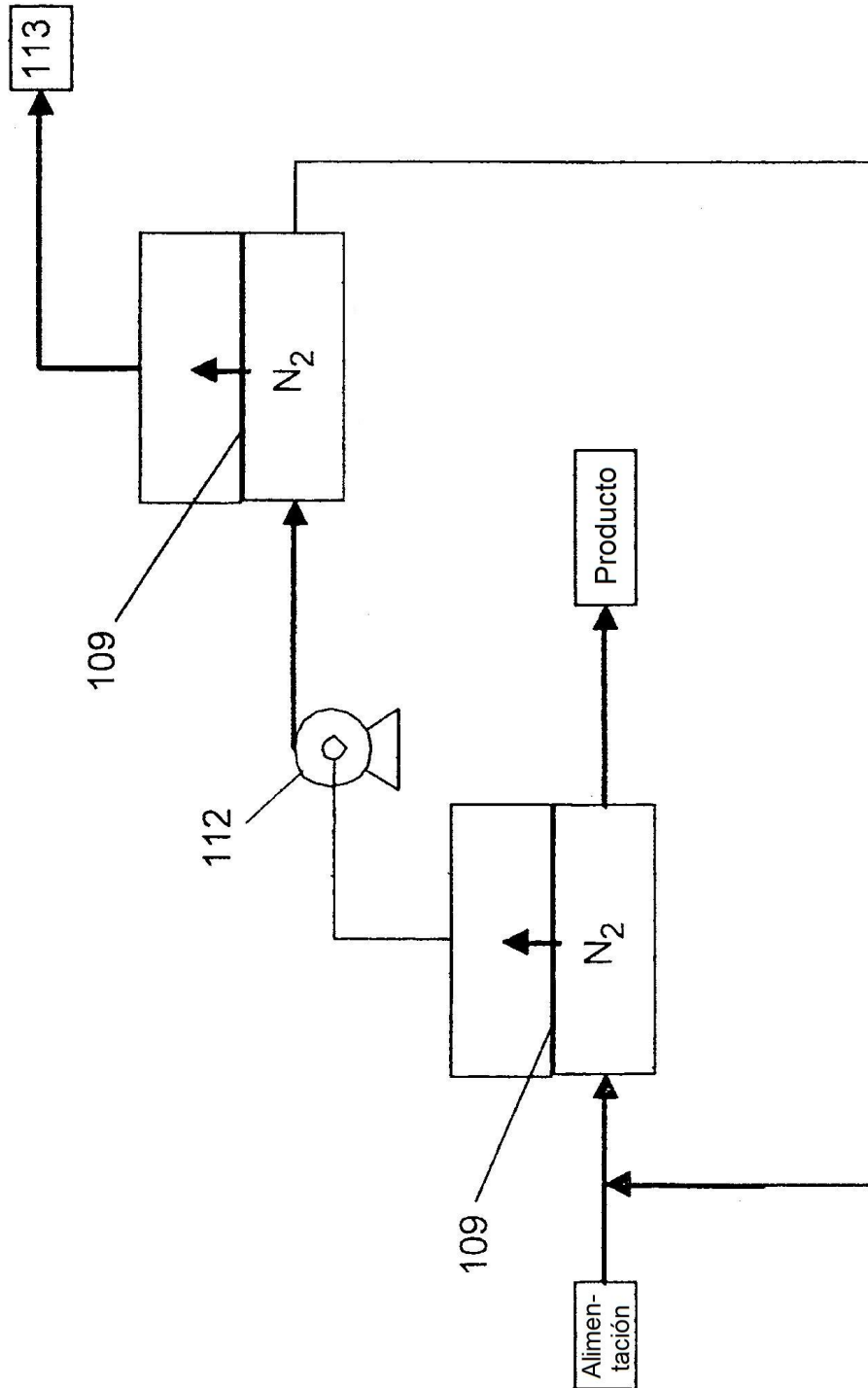


Figura 13

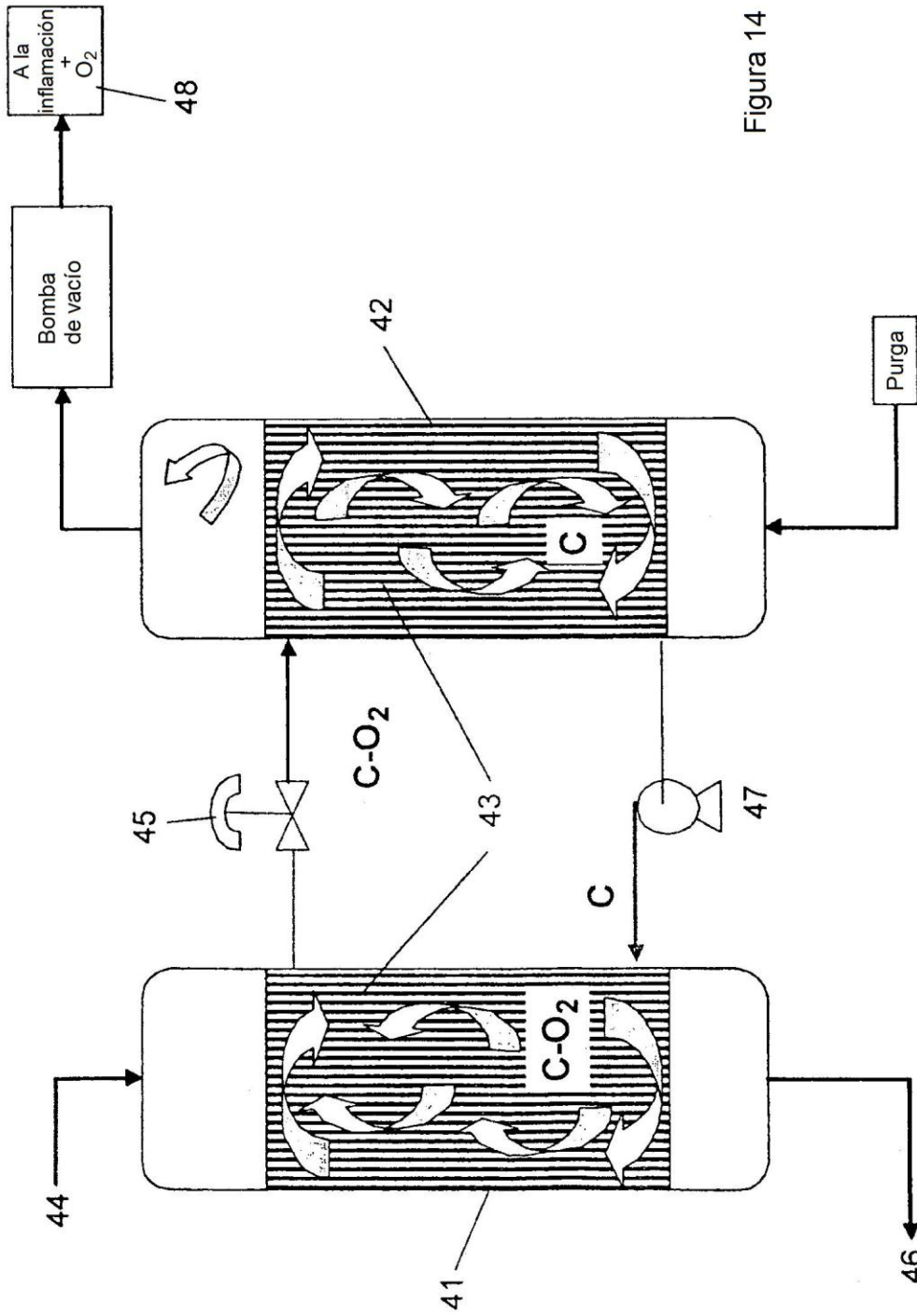


Figura 14

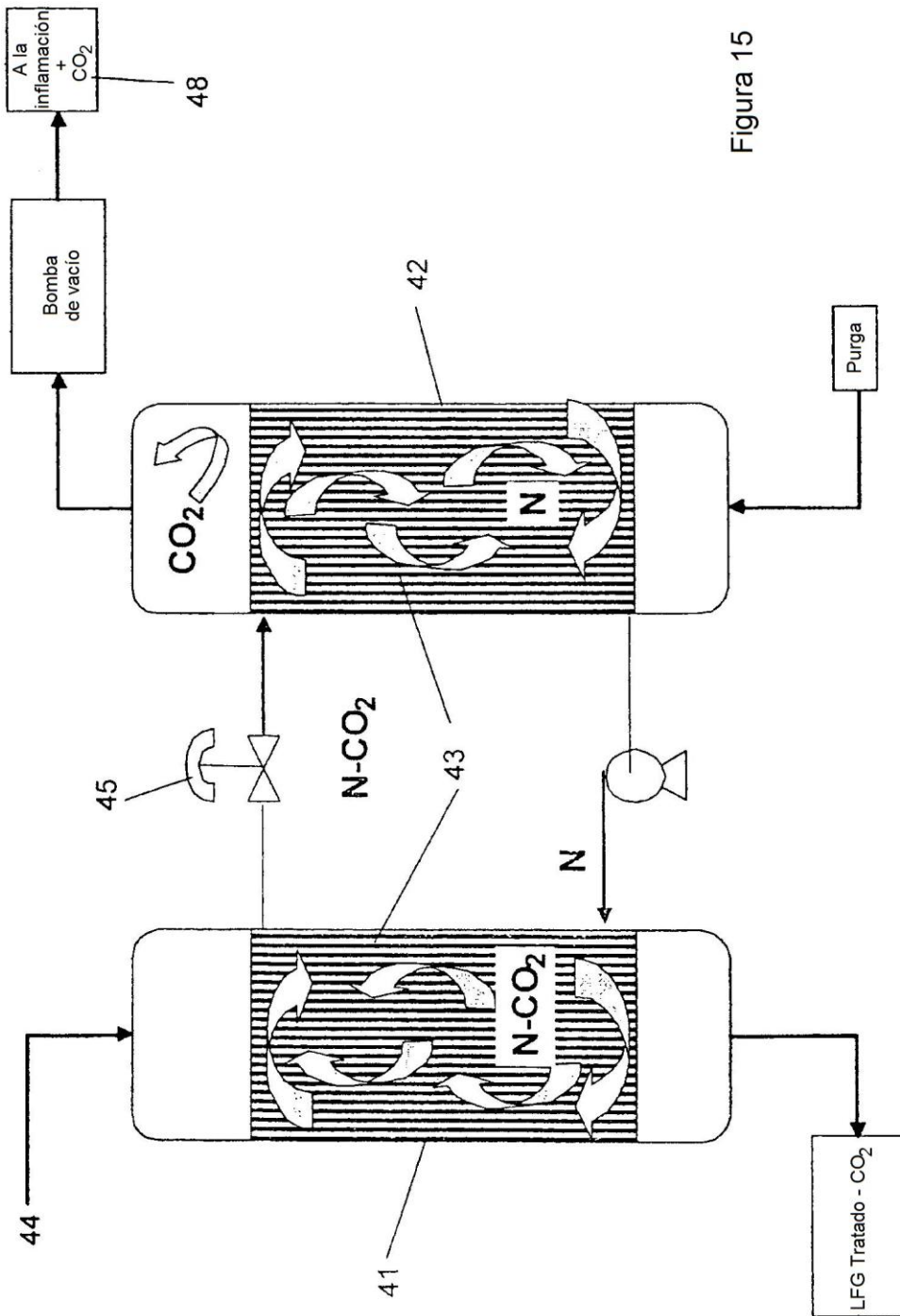


Figura 15