



19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 312 198**

51 Int. Cl.:  
**F25J 3/04** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **99300415 .9**

96 Fecha de presentación : **21.01.1999**

97 Número de publicación de la solicitud: **0931999**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **28.07.1999**

54 Título: **Procedimiento de expansor múltiple para producir oxígeno.**

30 Prioridad: **22.01.1998 US 10965**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**16.02.2009**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**16.02.2009**

73 Titular/es: **AIR PRODUCTS AND CHEMICALS, Inc.**  
**7201 Hamilton Boulevard**  
**Allentown, Pennsylvania 18195-1501, US**

72 Inventor/es: **Agrawal, Rakesh;**  
**Herron, Donn Michael y**  
**Zhang, Yanping**

74 Agente: **Elzaburu Márquez, Alberto**

ES 2 312 198 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).

# ES 2 312 198 T3

## DESCRIPCIÓN

Procedimiento de expansor múltiple para producir oxígeno.

5 La presente invención está relacionada con la producción eficiente de oxígeno mediante la separación criogénica del aire. En particular, la presente invención está relacionada con los procesos criogénicos de separación del aire, en donde tiene interés el generar al menos una parte del oxígeno total con una pureza inferior al 99,5%, y preferiblemente inferior al 97%.

10 Existen numerosas patentes de los EE.UU. que exponen la producción eficiente de oxígeno con una pureza inferior al 99,5%. Dos ejemplos se refieren a los documentos US-A-4704148 y US-A-4936099.

15 El documento US-A-2753698 expone un método para el fraccionamiento de aire, en el cual el aire total a separar es prefraccionado en la columna de alta presión de un rectificador doble, para producir unos residuos de oxígeno líquido crudo (impuro) (LOX crudo) y unas zonas superiores de nitrógeno gaseoso. El LOX crudo así producido se expande hasta una presión media y se vaporiza completamente por intercambio de calor con nitrógeno de condensación. El oxígeno crudo vaporizado es entonces calentado ligeramente, y expandido de nuevo contra una carga de producción de energía y es retirado en la columna de baja presión del rectificador doble, por el nitrógeno condensado dentro de la columna de alta presión, e introducido en la parte superior de la columna de baja presión. El fondo de la columna de baja presión se vuelve a hervir con el nitrógeno de la columna de alta presión. Este método de proporcionar la refrigeración se denominará de ahora en adelante como expansión CGOX. En este método no se utiliza ninguna otra fuente de refrigeración. Así pues, el método convencional de la expansión de aire hacia la columna de baja presión es reemplazado por la expansión CGOX propuesta. De hecho, se hace constar en esta patente que se obtienen mejoras porque se suministra aire adicional a la columna de alta presión (ya que no se expande aire gaseoso en la columna de baja presión), y esto da lugar a que se produzca un reflujo de nitrógeno adicional desde la parte superior de la columna de alta presión. Se hace constar que la cantidad del reflujo de nitrógeno adicional es igual a la cantidad adicional de nitrógeno en el aire que es suministrado a la columna de alta presión. Se reivindica una mejora en el rendimiento de la eliminación con nitrógeno líquido en la parte superior de la columna de baja presión, para solucionar la deficiencia de la ebullición en la parte inferior de la columna de baja presión.

20 25 30 El documento US-A-4410343 expone un proceso para la producción de oxígeno de baja pureza, que utiliza una columna de baja presión y una de presión media, en donde los residuos de la columna de baja presión son re-hervidos de nuevo contra el aire de condensación, y el aire resultante es suministrado a las columnas de presión media y de baja presión.

35 40 45 El documento US-A-4704148 expone un proceso que utiliza las columnas de alta y baja presión de destilación, para la separación de aire para producir oxígeno de baja pureza y un flujo de nitrógeno residual. Se utiliza el aire de suministro del extremo frío de los intercambiadores de calor principales, para re-hervir la columna de destilación de baja presión, y para vaporizar el producto de oxígeno de baja pureza. La tarea térmica para la re-vaporización de la columna y la vaporización del producto de oxígeno se suministra por la condensación de las fracciones de aire. En este proceso, el suministro de aire se divide en tres subflujos. Uno de los subflujos se condensa totalmente y se utiliza para proporcionar un reflujo a ambas columnas de destilación de baja presión y de alta presión. Un segundo subflujo se condensa parcialmente con la parte de vapor del subflujo parcialmente condensado suministrado a la columna de destilación de alta presión, y a la parte líquida, proporcionando el reflujo a la columna de destilación de baja presión. El tercer subflujo se expande para recuperar la refrigeración, e introduciéndose en la columna de destilación de baja presión como suministro de la columna. Adicionalmente, el condensador de la columna de alta presión se utiliza como un evaporador intermedio en la columna de baja presión.

50 55 60 En el documento US-A-4796431, Ericsson expone un método de extracción de una flujo de nitrógeno de la columna de alta presión, expandiendo parcialmente este nitrógeno hasta una presión intermedia, y condensándolo por el intercambio de calor contra el LOX crudo del fondo de la columna de alta presión o un líquido de una altura intermedia de la columna de baja presión. Este método de refrigeración se denominará de ahora en adelante como expansión del nitrógeno seguida por la condensación (NEC). Generalmente, el sistema NEC proporciona la necesidad total de refrigeración de la caja fría. Ericsson expone que solo se proporciona en aquellas aplicaciones en que el sistema NEC solo es incapaz de proporcionar la necesidad de refrigeración en que se proporciona una refrigeración suplementaria, a través de la expansión de una cantidad determinada de aire de alimentación. No obstante no se expone el uso de esta refrigeración suplementaria para reducir el consumo de energía. Esta refrigeración suplementaria se expone en el contexto de un diagrama de flujo que incorpora otras modificaciones, para reducir la presión del aire de suministro. Esto reduce la presión del nitrógeno hacia el expansor, y por tanto la cantidad de refrigeración disponible del sistema NEC.

65 En el documento US-A-4936099, Woodward y otros exponen la expansión CGOX en conjunción con la producción de oxígeno de baja pureza. En este caso, se genera el producto de oxígeno gaseoso por la vaporización de oxígeno líquido desde el fondo de la columna de baja presión, por el intercambio de calor contra una parte del aire de alimentación.

En el documento DE-A-2854508, una parte del suministro de aire en la columna de alta presión es comprimido adicionalmente a un nivel caliente mediante la utilización de la energía de trabajo del expansor, que proporciona refri-

## ES 2 312 198 T3

geración a la caja fría. Este flujo de aire comprimido adicional es entonces enfriado parcialmente y siendo expandido en el mismo expansor que acciona el compresor. En este esquema, la fracción del flujo de aire de suministro que además se comprime y se expande después para la refrigeración es la misma. Como resultado de ello, para una fracción dada del aire de suministro, se produce una mayor refrigeración en la caja fría. La patente expone dos métodos para poder explotar esta refrigeración en exceso: (a) producir más productos líquidos a partir de la caja fría; (b) reducir el flujo a través del compresor y el expansor y por tanto incrementar el flujo hacia la columna de alta presión. Se reivindica que un flujo incrementado hacia la columna de alta presión podría dar lugar a una producción mayor del producto a partir de la caja fría.

10 En el documento US-A-5309721, la columna de baja presión de un proceso de doble columna se hace que opere a una presión mucho más alta que la presión atmosférica. Este flujo de nitrógeno resultante a partir de la parte superior de la columna de baja presión se divide en dos flujos, y en donde cada flujo se expande en un expansor diferente, operando a diferentes niveles de temperatura.

15 El documento US-A5146756 expone también el uso de dos expansores para conseguir unas diferencias de temperatura mayores entre los flujos de enfriamiento y de calentamiento en el intercambiador de calentamiento principal, que enfría el flujo de aire de suministro para la destilación. Esto se realiza para reducir el número de núcleos del intercambiador de calor principal. No obstante, con el fin de operar con dos expansores, la columna de baja presión se hace que opere con presiones mayores de 2,5 bares (250 kPa), y una parte del nitrógeno que sale desde la parte superior de la columna de baja presión se expande en uno de los expansores. Una parte del aire de suministro se expande en el segundo expansor hacia la columna de baja presión.

La presente invención proporciona un proceso para la destilación criogénica del aire en un sistema de columnas de destilación que contiene una columna de destilación de alta presión ("HP"), y una columna de destilación de baja presión ("LP") en donde al menos una parte del aire de suministro se alimenta hacia la columna de destilación de alta presión, generándose el oxígeno del producto con una concentración de oxígeno inferior al 99,5%, produciéndose en el fondo de la columna de destilación de baja presión (198) y hervido en el fondo de la columna de destilación de baja presión, que se proporciona por condensación de un flujo de la columna de destilación de alta presión, cuya concentración de nitrógeno es más alta que en el flujo del aire de alimentación, que comprende las etapas de: (a) generación de la energía de trabajo, la cual es al menos del diez por ciento (10%) de la demanda de refrigeración global del sistema de columnas de destilación, mediante al menos uno de los dos métodos siguientes: (1) extracción de la columna de destilación de alta presión un "primer flujo del proceso del vapor con un contenido de nitrógeno mayor que el aire de suministro, con desarrollo de trabajo del mencionado flujo, y condensado entonces al menos una parte del flujo expandido por el intercambio de calor latente con al menos uno de los dos líquidos: (i) un líquido a una altura intermedia en la columna de destilación de baja presión, e (ii) una de las alimentaciones de líquido a la columna de destilación de baja presión desde la columna de alta presión, y teniendo una concentración de oxígeno mayor que la concentración de oxígeno en el aire de alimentación, y (2) extracción de la columna de destilación de alta presión de un "segundo" flujo del proceso de vapor con un contenido de nitrógeno mayor que en el aire de suministro, condensando el mencionado flujo por el intercambio de calor latente con al menos una parte de un flujo líquido, cuyo flujo líquido es extraído de la columna de presión alta, y en donde tiene una concentración de oxígeno mayor que la concentración de oxígeno en el aire de suministro, y el cual está también a una presión mayor que la presión de la columna de destilación de presión baja, y después de la vaporización de al menos una parte del mencionado flujo de líquido en una fracción de vapor debido al intercambio de calor latente, expandiendo con trabajo al menos una parte del flujo de vapor resultante; y (b) expansión de un "tercer" flujo del proceso para producir una energía de trabajo adicional, tal que la energía total generada junto con la etapa (a) exceda de la demanda de refrigeración total del sistema criogénico de columnas de destilación, y (c) utilizando la energía que se genera en exceso de la necesidad de refrigeración del sistema criogénico de columnas de destilación en forma externa del mencionado sistema. El flujo del tercer proceso de la energía expandida es una parte del aire de suministro que se alimenta eventualmente a la columna de destilación de baja presión, o un flujo de vapor del producto del nitrógeno extraído de la destilación de alta presión.

50 La presente invención expone un proceso criogénico más eficiente en la energía y más económico para la producción de oxígeno de baja pureza. El oxígeno de baja pureza se define como un flujo del producto con una concentración de oxígeno inferior al 99,5%, y preferiblemente inferior al 97%.

55 En el modo preferido, solo se usa uno de los métodos de la expansión de trabajo a partir de las etapas (a)(1) y (a)(2). Así mismo, el segundo flujo del proceso en la etapa (a)(2) será con frecuencia el mismo que el primer flujo del proceso en la etapa (a)(1).

En la realización más preferida, si se utiliza el método de expansión de trabajo de la etapa (a)(1), entonces el flujo de vapor rico en nitrógeno de alta presión (es decir, el primer flujo del proceso de vapor) se expande y se condensa después por el intercambio de calor latente contra un flujo líquido en una altura intermedia de la columna LP o del flujo de oxígeno líquido crudo (LOX crudo) que se hubiera originado en el fondo de la columna de HP (alta presión), y formando el suministro hacia la columna LP (baja presión). En este método, la presión del flujo LOX crudo cae hacia la proximidad de la presión de la columna LP. El flujo rico en nitrógeno de alta presión puede calentarse parcialmente con antelación a la expansión. Si se utiliza el método de expansión de trabajo (a)(2), entonces el flujo rico en nitrógeno de alta presión (es decir, el segundo flujo del proceso de vapor) se condensa por el intercambio de calor latente contra al menos una parte del flujo de LOX crudo, que se encuentra a una presión más alta que la presión de la columna LP (baja presión), y el vapor resultante al menos de la vaporización parcial del LOX crudo se expande con trabajo hacia

## ES 2 312 198 T3

la columna de baja presión (LP). Con antelación a la expansión con trabajo, el vapor resultante desde al menos la vaporización parcial del LOX crudo podría calentarse parcialmente.

5 Mediante la denominación de expansión de trabajo, se quiere significar que cuando un flujo del proceso se expande en un expansor, ello genera un trabajo. Este trabajo puede disiparse en un freno de aire, o bien utilizarse para generar electricidad, o utilizarse para comprimir directamente otro flujo del proceso, externo a la caja fría.

10 Junto con el oxígeno de baja pureza, pueden generarse otros productos también. Esto incluye oxígeno de alta pureza (pureza igual o superior al 99,5%), nitrógeno, argón, criptón, y xenón. Si fuera necesario, podrían co-producirse también algunos productos líquidos tales como el nitrógeno líquido, oxígeno líquido y argón líquido.

Lo expuesto a continuación es una descripción de las realizaciones de la invención a modo solo de ejemplo, y con referencia a los dibujos adjuntos, en los cuales:

15 las figuras 1 a 6 ilustran diagramas esquemáticos de las distintas realizaciones de la presente invención y las figuras 7 y 8 ilustran diagramas esquemáticos de dos procesos de la técnica anterior. En las figuras 1 a 6, los flujos comunes utilizan los mismos números de referencia de los flujos.

20 Con referencia a la figura 1, el flujo de aire de alimentación comprimido exento de componentes pesados tales como el agua y dióxido de carbón, se muestra como el flujo 100. El flujo del aire de alimentación se divide en dos flujos, 102 y 110. La fracción mayor del flujo 102 se enfría en el intercambiador de calor principal 190, y después siendo alimentado como el flujo 106 hacia el fondo de la columna 196 de alta presión (HP). La alimentación hacia la columna de alta presión se destila en el flujo 150 de vapor de nitrógeno de alta presión 150 en la parte superior y el flujo 130 de oxígeno líquido crudo (LOX crudo) en el fondo. El flujo LOX crudo es alimentado eventualmente a una columna 25 198 de baja presión (LP), en donde se destila para producir un flujo 160 de vapor de nitrógeno de baja presión en la parte superior y un flujo 170 de producto de oxígeno líquido en el fondo. Alternativamente, el producto de oxígeno puede ser extraído del fondo de la columna LP como vapor. El flujo 170 del producto de oxígeno líquido se bombea mediante la bomba 171 hasta una presión deseada, y siendo después vaporizado por el intercambio de calor contra un flujo del proceso presurizado adecuadamente, para proporcionar un flujo 172 del producto de oxígeno gaseoso. El 30 flujo 160 del vapor de nitrógeno se calienta en el intercambiador de calor 192 para proporcionar el flujo 162, el cual es calentado adicionalmente en el intercambiador 190 de calor principal, para proporcionar un producto de nitrógeno gaseoso de baja presión (flujo 164). La ebullición en el fondo de la columna LP (baja presión) se proporciona mediante la condensación (en el depósito de re-ebullición/condensador 193) de una primera parte del flujo de nitrógeno de alta presión de la línea 150 en la línea 152 para proporcionar un primer flujo 153 de nitrógeno líquido de alta presión. Una 35 parte del flujo 153 se sub-enfría en el intercambiador de calor 192 (flujo 158) reducido en la presión, para proporcionar un reflujo a la columna LP (baja presión). El resto del flujo 153 proporciona el reflujo a la columna HP (alta presión).

De acuerdo con la etapa (a)(2) de la invención, al menos una parte (flujo 134) del flujo LOX crudo que tiene una concentración de oxígeno mayor que en el aire de alimentación, se reduce su presión a través de la válvula 135 hasta 40 una presión que es intermedia con respecto a las presiones de las columnas HP y LP. En la figura 1, con antelación a la reducción de la presión, el LOX crudo se sub-enfría en el sub-enfriador 192 por el intercambio de calor contra el flujo de nitrógeno gaseoso de retorno de la columna LP (baja presión). Este sub-enfriamiento es opcional. El flujo 136 del LOX líquido reducido en presión es enviado a un re-hervidor/condensador 194, en donde es hervido al menos parcialmente por el intercambio de calor latente, contra una segunda parte del flujo de nitrógeno de alta presión de la 45 línea 150 en la línea 154 (el segundo flujo del proceso de (a)(2) de la invención), para proporcionar el segundo flujo 156 de nitrógeno líquido de alta presión. El primer y segundo flujos de nitrógeno líquido de alta presión proporcionan el reflujo necesario a las columnas HP y LP (alta y baja presión). La parte vaporizada del flujo LOX crudo reducido en presión en la línea 137 (de ahora en adelante referido como el flujo GOX crudo) es calentado parcialmente en el intercambiador de calor principal 190, y después (flujo 138) expandido con trabajo en el expansor 139 a la columna LP 50 198 como una alimentación parcial. El calentamiento parcial del flujo GOX crudo 137 es opcional y de forma similar, después de la expansión con trabajo, el flujo 140 podría enfriarse adicionalmente con antelación a su suministro a la columna LP (baja presión). El LOX crudo reducido en presión no vaporizado del re-hervidor/condensador 194 (flujo 142) se reduce en presión y se alimenta a la columna LP (baja presión). De forma similar, la parte del LOX crudo (flujo 132) no suministrado al re-hervidor/condensador 194 se reduce en la presión y se alimenta a una posición más 55 alta de la columna LP (baja presión).

De acuerdo con la etapa (b) de la invención, una parte del flujo de aire parcialmente enfriado es extraído como el flujo 104 (el tercer flujo del proceso) del intercambiador de calor principal, y expandido con trabajo en el expansor 103, y después (flujo 105) siendo alimentado a la columna LP. En esta figura, el trabajo extraído de cada expansor es 60 enviado a un generador eléctrico. Esto reduce la demanda de energía eléctrica global.

En la figura 1, con el fin de vaporizar el oxígeno líquido bombeado desde la bomba 171, una parte del flujo de aire de alimentación 100 en el flujo 110 es propulsado con incremento de la presión en un elevador de presión 113, y siendo enfriado contra el agua de enfriamiento (no mostrada en la figura), y enfriándose después (como flujo 112) en el intercambiador de calor principal 190 por intercambio de calor contra el flujo de oxígeno líquido bombeado. Una 65 parte del flujo 118 de aire líquido enfriado es enviada a la columna HP (flujo 120) y otra parte (flujo 122) es enviada a la columna LP después de algún sub-enfriamiento en el sub-enfriador 192.

## ES 2 312 198 T3

Pueden aplicarse varias modificaciones conocidas en el diagrama de flujo del ejemplo en la figura 1. Por ejemplo, los dos flujos de nitrógeno de alta presión 152 y 154 que se condensan en los re-hervidores/condensadores 193 y 194, respectivamente, pueden no originarse desde el mismo punto en la columna HP. Cada uno pueden obtenerse a diferentes alturas de la columna HP, y después de la condensación en sus re-hervidores (193 y 194), se envía cada uno a un punto apropiado en el sistema de destilación. Como ejemplo, el flujo 154 podría ser extraído desde una posición que estuviera por debajo del punto superior de la columna de alta presión, y después de la condensación. En el re-hervidor/condensador 194, una parte del mismo podría retornar a una posición intermedia de la columna HP y enviando la otra parte a la columna LP.

La figura 2 muestra una realización alternativa en donde un flujo del proceso es expandido con trabajo de acuerdo con la etapa (a)(1). En este caso, el flujo 134 LOX crudo se reduce en la presión a través de la válvula 135, hasta una presión que sea muy cercana a la presión de la columna LP (baja presión), y se alimenta después al re-hervidor/condensador 194. La segunda parte del flujo de nitrógeno de alta presión en la línea 154 (siendo ahora el primer flujo del proceso de la etapa (a)(1)) se calienta parcialmente (opcional) en el intercambiador de calor principal, y posteriormente expandiéndose con trabajo (flujo 238) en el expansor 139, para proporcionar un flujo 240 de nitrógeno de menor presión. Este flujo 240 se condensa entonces por el intercambio de calor latente en el re-hervidor/condensador 194, para proporcionar el flujo 242, el cual después de un cierto sub-enfriamiento es enviado a la columna LP. El flujo vaporizado 137 y el flujo líquido 142 del re-hervidor/condensador 194 se envían a una posición apropiada en la columna LP. Si fuera necesario, una parte del flujo de nitrógeno condensado en la línea 242 podría ser bombeada a la columna HP. Una vez más, los dos flujos de nitrógeno, uno con condensación en el re-hervidor/condensador 193, y el otro con condensación en el re-hervidor/condensador 194, podrían extraerse desde diferentes alturas de la columna HP, y podrían ser por tanto de una composición diferente.

Otra variación de la figura 2, utilizando la expansión con trabajo de acuerdo con la etapa (a)(1) es la mostrada en la figura 3. En este esquema se elimina el re-hervidor/condensador 194, y todo el flujo LOX crudo desde el fondo de la columna HP es enviado sin vaporización a la columna LP. En lugar del re-hervidor/condensador 194, se utiliza un re-hervidor intermedio 139 a una altura intermedia de la columna LP. A continuación el flujo 240 de nitrógeno expandido con trabajo del expansor 139 se condensa en el re-hervidor/condensador 394 por el intercambio de calor latente contra un líquido en la altura intermedia de la columna LP. El flujo 342 de nitrógeno condensado es procesado de una forma que sea análoga con la figura 2. Las demás características operativas de la figura 3 son también las mismas que en la figura 2.

Es posible representar distintas variaciones de la invención propuesta en las figuras 1-3. Algunas de estas variaciones se expondrán a continuación como ejemplos adicionales.

En las figuras 1-3, la expansión de una parte del aire de alimentación a la columna LP se realiza para cumplir con el requisito de la etapa (b) de la invención. La figura 4 muestra un ejemplo en donde un flujo rico en nitrógeno de la columna HP se expande con trabajo. La figura 4 es análoga a la figura 1. Los flujos 104 y 105 y el expansor 103 se eliminan, y en su lugar se extrae una parte del valor de nitrógeno de alta presión de la parte superior de la columna HP en la línea 404. Este flujo es entonces el tercer flujo del proceso de acuerdo con la etapa (b) de la invención. El nitrógeno de alta presión en el flujo 404 es parcialmente calentado en el intercambiador de calor principal y siendo entonces expandido con trabajo en el expansor 403. El flujo 405 expandido con trabajo es entonces calentado en el intercambiador de calor principal, para proporcionar un flujo de nitrógeno en la línea 406. La presión del flujo de nitrógeno 406 puede ser la misma o distinta a la del nitrógeno en el flujo 164.

Las figuras 1-4 muestran ejemplos en donde todos los primeros o segundos flujos del proceso y el flujo del tercer proceso en las etapas (a) y (b) de la invención no se originan a partir del mismo flujo del proceso. Cada uno de estos dos flujos tienen una composición distinta. La figura 5 muestra un ejemplo en donde todos los flujos para ambas etapas de la invención son extraídos de la parte superior de la columna HP (alta presión). Una parte del nitrógeno de alta presión de la parte superior de la columna HP se extrae en la línea 554. Este flujo se divide entonces en dos flujos 504 y 580, y ambos se calientan parcialmente a sus temperaturas respectivas adecuadas en el intercambiador de calor principal. Después del calentamiento parcial del flujo 580, el flujo 538 proporciona el primer flujo del proceso de la etapa (a)(1) de la invención, y se procesa (flujos 540 y 542) de una manera análoga a la del flujo 238 en la figura 3. El flujo 504 proporciona el tercer flujo del proceso de la etapa (b) de la invención, siendo tratado (expansor 503 y flujo 505) de una manera análoga a la del flujo 404 en la figura 4. Se observará en la figura 5, que el flujo 505 del nitrógeno expandido con trabajo del expansor 503 no está condensado contra cualquier líquido rico en oxígeno desde la columna LP (baja presión) de la forma expuesta para la etapa (a)(1) de la invención.

Todos los diagramas de flujo del ejemplo muestran al menos dos re-hervidores/condensadores. No obstante, se subraya que la presente invención no excluye la posibilidad de utilizar re-hervidores/condensadores adicionales en la columna LP, con respecto a los mostrados en las figuras 1-5. Si fuera necesario, podrán utilizarse más re-hervidor/condensadores en la sección inferior de la columna LP, para distribuir la generación de vapor en esta sección. Cualquier flujo del proceso adecuado podrá condensarse de forma total o parcial en estos re-hervidores/condensadores adicionales. Así mismo, puede considerarse la posibilidad de condensar un flujo de vapor extraído de una altura intermedia de la columna HP en un re-hervidor/condensador situado en la columna LP.

En todos dichos esquemas del proceso de la presente invención en donde se extrae un trabajo por el método expuesto en la etapa (a)(1), no todo el flujo del primer proceso posterior a la expansión con trabajo necesita ser

## ES 2 312 198 T3

condensado por el intercambio de calor latente. Una parte de este flujo puede ser recuperado como un flujo del producto o bien utilizarse para otro fin en el esquema del proceso. Por ejemplo, en los esquemas del proceso mostrados en las figuras 2, 3 y 5, al menos una parte del flujo de nitrógeno de alta presión de la columna de alta presión se expande con trabajo en el expansor 139, de acuerdo con la etapa (a)(1) de la invención. Una parte del flujo que sale del expansor 139 puede ser calentado adicionalmente en el intercambiador de calor principal y ser recuperada como producto de nitrógeno a presión media desde cualquiera de estos diagramas del proceso.

Cuando una parte del aire de alimentación se expande con trabajo, puede pre-comprimirse a temperaturas próximas al medio ambiente, con antelación a introducción en el intercambiador de calor principal, mediante la utilización de la energía que se extrae de la caja fría. Por ejemplo, la figura 6 muestra un esquema del proceso análogo a la figura 1, en donde el flujo 601 es extraído de la parte del aire de alimentación en la línea 102; el flujo extraído es comprimido después en el compresor 693, siendo enfriado después con agua de refrigeración (no mostrada en la figura) y posteriormente enfriada en el intercambiador de calor principal para proporcionar el flujo 604. Este flujo 604 es procesado además (expansor 103 y flujo 605) de una manera análoga al tratamiento del flujo 104 en la figura 1. Al menos una parte de la energía de trabajo necesaria para accionar el compresor 693 se deriva de los expansores en la caja fría. En la figura 6 se muestra que el compresor 693 es accionado únicamente por el expansor 103. Una ventaja de utilizar dicho sistema es que proporciona un potencial para extraer más trabajo de los expansores, y por tanto el volumen de los intercambiadores (190) de calor principal se reduce substancialmente.

Todo el trabajo adicional extraído de ambos expansores en las etapas (a) y (b) de la invención se tiene que utilizar en forma externa a la caja fría. Para este fin, uno o ambos expansores pueden ser un generador cargado para generar electricidad con un compresor caliente, para comprimir un flujo del proceso a temperaturas ambiente o por encima de las mismas. Cuando un flujo del proceso de cualquiera de las etapas (a) o (b) se comprime con antelación a la compresión en dicho compresor caliente, la ventaja será la reducción del volumen de los intercambiadores de calor principales. Se exponen algunos otros ejemplos de los flujos del proceso que podrían comprimirse en dicho compresor caliente: el flujo de aire presurizado adicionalmente (flujo 110 ó 112 en la figura 1) que se condensa eventualmente con oxígeno líquido bombeado, un flujo de nitrógeno del producto (todo o una fracción del flujo 164 en la figura 1 o el flujo 406 en la figura 4), y un flujo de oxígeno gaseoso (línea 172 en la figura 1).

El proceso de la presente invención es capaz también de coproducir eficientemente un flujo de producto de nitrógeno de alta presión en la columna HP (alta presión). El flujo del producto de nitrógeno de alta presión puede ser extraído a partir de cualquier posición adecuada de la columna HP. Esta característica no se muestra en cualquiera de los diagramas de flujo 1 a 6, pero es una parte esencial de la presente invención. La novedad de utilizar dos expansores permite coproducir este producto de nitrógeno de alta presión de una forma más eficiente.

El método expuesto en esta invención puede ser utilizado cuando existan coproductos además del oxígeno de baja pureza, con un contenido de oxígeno inferior al 99,5%. Por ejemplo, el oxígeno de alta pureza (99,5% con un contenido de oxígeno mayor) podría coproducirse en el sistema de destilación. Un método de llevar a cabo esta tarea es extraer el oxígeno de baja pureza a partir de la columna LP en una posición que se encuentre por encima del fondo, y extrayéndose un oxígeno de alta pureza a partir del fondo de la columna LP. Si el flujo de alta pureza es extraído en el estado líquido, podría reforzarse además en presión mediante una bomba, y siendo vaporizado por el intercambio de calor contra un flujo del proceso adecuado. De forma similar, podría producirse un flujo de producto de nitrógeno de alta pureza a una presión elevada. Un método de llevar a cabo esta tarea sería tomando una parte del flujo de nitrógeno líquido condensado desde uno de los re-hervidores/condensadores y bombeándola hasta la presión requerida, y vaporizándolo por el intercambio de calor con un flujo del proceso adecuado.

El valor de la presente invención es que conduce a una reducción substancial en el consumo de energía. Esto se demostrará por la comparación con tres procesos conocidos de la técnica anterior, los cuales se enumeran a continuación:

El primer proceso de la técnica anterior es el mostrado en la figura 7. Este es un proceso convencional de doble columna con un expansor de aire hacia la columna LP. La energía del trabajo del expansor de aire se recupera como energía eléctrica. El proceso de la figura 7 corresponde al proceso de la figura 3, en donde el expansor 139 y el re-hervidor/condensador 394 y las líneas han sido eliminados.

El segundo proceso de la técnica anterior se deriva del documento US-A-4796431. Para tal fin, desde el proceso de la figura 2, se elimina el expansor de aire 103. En consecuencia, solo se retiene un expansor 139 para suministrar la refrigeración total necesaria de la planta. De acuerdo con lo expuesto en la técnica anterior, la descarga del expansor 139 se condensa contra una parte del flujo 136 LOX crudo reducido en el re-hervidor/condensador 194. El flujo 242 de nitrógeno condensado es enviado como reflujo a la columna LP y los flujos 137 y 142 de la parte de ebullición del re-hervidor/condensador 194 se envían a la columna LP (baja presión).

El tercer proceso de la técnica anterior está de acuerdo con el documento DE-A-2854508 y se muestra en la figura 8. Este proceso es similar al mostrado en la figura 7 excepto en que el flujo a expandir se comprime primeramente en un compresor, el cual está mecánicamente enlazado con el expansor. Así pues, una parte 802 del flujo 102 del aire de alimentación se comprime en el compresor 804, enfriado por el intercambio de calor con agua de refrigeración (no mostrada) para proporcionar el flujo 806. Este flujo es enfriado entonces parcialmente en el intercambiador de calor principal, expandido con trabajo en el expansor 803, y suministrado a la columna LP. El compresor 804 y el expansor

## ES 2 312 198 T3

803 están enlazados mecánicamente y siendo extraída energía de trabajo del expansor, siendo transferida directamente al compresor.

Se hicieron cálculos para la producción de 2000 toneladas británicas (1800 toneladas métricas) por día de producto de oxígeno del 95% a 1,38 MPa. Para todos los diagramas de flujos, la presión de descarga de la etapa final del compresor de aire de alimentación principal fue de aproximadamente 5,3 bares (530 kPa) absolutos. La presión en la parte superior de la columna LP fue de aproximadamente 1,25 bares (125 kPa) absolutos. El consumo de energía neto se calculó mediante el cálculo de la potencia consumida en el compresor de aire de alimentación principal, en el compresor de aire a presión 113 para vaporizar oxígeno líquido, y teniendo en cuenta la energía eléctrica generada por cualquier expansor. El consumo de energía relativo y el volumen del intercambiador de calor principal para distintos esquemas de flujos se enumeran a continuación:

Ejemplo	Esquema de flujos	Volumen del intercambiador de calor principal relativo	Potencia relativa
1	Primera técnica anterior (Figura 7)	1,0	1,0
2	Segunda técnica anterior	1,118	1,013
3	Tercera técnica anterior (Figura 8)	0,842	1,031
4	Invencción presente (Figura 1)	0,886	0,986

Está claro a partir de estos cálculos que el proceso de la presente invención es muy superior a cualquiera de los procesos de la técnica anterior utilizados en los Ejemplos 1 a 3. En comparación con el primer y segundo procesos de la técnica anterior, la presente invención no solo precisa de menos potencia sino que utiliza también un menor volumen del intercambiador de calor principal. Esto hace que la invención sea eficiente en la energía y más económica. Para grandes plantas, es altamente deseable el tener tanto una reducción en el volumen del intercambiador de calor principal como la reducción en el consumo de energía. En comparación con el tercer proceso de la técnica anterior, el proceso de la presente invención requiere un 4,4% menos de potencia para un volumen comparable del intercambiador de calor principal. Si fuera deseable el reducir adicionalmente el volumen del intercambiador de calor principal, la producción de trabajo de cualquiera o de ambos expansores podría utilizarse para comprimir una parte del flujo de aire expandido eventualmente; uno de tales ejemplos se muestra en la figura 6. El proceso en la figura 6 es capaz de proporcionar tanto una potencia menor como un volumen menor del intercambiador de calor principal, en comparación con la tercera técnica anterior de la figura 8.

La presente invención no se ha expuesto ni sugerido por la literatura técnica. El documento US-A-4796431 expone en forma pasajera el uso de un expansor de aire solo cuando el otro expansor no pueda proporcionar toda la refrigeración requerida. Está claro a partir del segundo ejemplo de la técnica anterior que un expansor tal como 139 en la figura 2 es fácilmente capaz de proporcionar toda la refrigeración necesaria de forma autónoma cuando los productos sean predominantemente gaseosos. Lo mismo es cierto para el expansor de aire en las figuras 1 y 3. El documento US-A-4796431 no expone ni sugiere que el uso de dos expansores tal como se expone en esta invención, podría reducir la demanda de potencia, así como también el volumen del intercambiador de calor principal. De hecho, el documento US-A-2753698 expone que cuando un expansor tal como el 139 en la figura 1 se utiliza para expandir el GOX crudo hervido, la mejora se obtiene porque un expansor de aire no se utiliza y en donde el aire total se pre-fracciona en la columna HP (alta presión). Claramente, el resultado en el ejemplo 4 para la presente invención no se expone ni se sugiere por el documento US-A-2753698. El documento DE-A-2854508 expone que el diagrama de flujos en la Figura 8 proporciona una refrigeración adicional para producir productos líquidos o bien para incrementar la recuperación del producto. Realmente la recuperación de oxígeno en el Ejemplo 3 (tercera técnica anterior) es del 98,04%, el cual es superior al 95,88% para el Ejemplo 4 (invención presente). No obstante, el documento DE-A-2854508 consume más energía para la producción de oxígeno gaseoso de baja pureza. Los grandes ahorros de energía al utilizar un volumen similar del intercambiador de calor principal no se expone ni se sugiere en el documento DE-A-2854508.

## ES 2 312 198 T3

La presente invención es particularmente útil cuando la presión de la columna HP (alta presión) es mayor de 4,3 bares (430 kPa), e inferior a 11 bares (1100 kPa). La razón es que en general una columna de alta presión menor de 430 kPa requiere que una parte del flujo de aire de alimentación se condense en el hervidor inferior de la columna LP. Esto disminuye la cantidad de reflujo de nitrógeno líquido disponible para las columnas de destilación. En consecuencia, la ausencia de un expansor de aire permite que pueda añadirse más aire a la columna HP, lo cual ayuda a crear más reflujo de nitrógeno líquido. Adicionalmente, puesto que la presión de entrada a los expansores es menor ahora, la cantidad de trabajo extraído no es grande. Para las presiones de la columna HP mayores de 1100 kPa, la necesidad de reflujo de nitrógeno líquido por la columna de destilación aumenta notablemente, y en este caso, el uso de un expansor de aire de alimentación a la columna LP podría llegar a ser no conveniente.

Aunque se ilustra y se describe aquí con referencia a ciertas realizaciones específicas, la presente invención, no obstante, no pretende estar limitada a los detalles mostrados. En su lugar, pueden realizarse varias modificaciones en los detalles que estén dentro de las siguientes reivindicaciones.

# ES 2 312 198 T3

## REIVINDICACIONES

5 1. Un proceso para la destilación criogénica de un flujo de aire de alimentación (100) en un sistema de columnas de destilación, que comprende una columna (196) de destilación de alta presión y una columna de destilación (198) de baja presión, en donde al menos una parte (106) del aire de alimentación (100) se alimenta a una columna (196) de destilación de alta presión, oxígeno de producto (170) con una concentración de oxígeno menor del 99,5% que se produce en el fondo de la columna (198) de destilación de baja presión, y en donde el hervido en el fondo de la columna (198) de destilación de baja presión se proporciona mediante la condensación (193) de un flujo (152) de la columna (196) de destilación de presión alta, cuya concentración de nitrógeno es mayor que la del flujo de aire de alimentación (100), en donde:

10 (a) la energía de trabajo, la cual es al menos del diez por ciento (10%) de la demanda de refrigeración global del sistema de columnas de destilación, se genera mediante:

15 1) expansión de trabajo (139) de un primer flujo (254; 538) del proceso del vapor extraído desde la columna (196) de destilación de alta presión, y teniendo un contenido de nitrógeno mayor que el aire de alimentación, y condensado entonces al menos una parte del flujo expandido (240, 250) por el intercambio de calor latente (194, 394) con al menos:

20 (i) un líquido a una altura intermedia en la columna (198) de destilación de baja presión, y

25 (ii) una de las alimentaciones de líquido (136) a la columna (198) de destilación de baja presión, teniendo una concentración de oxígeno mayor que la concentración de oxígeno en el aire de alimentación (100), y en donde existe al menos una parte de líquido enriquecido de oxígeno (130), el cual es extraído de la columna (196) de destilación de alta presión; o

30 2) condensación (194) de un segundo flujo (154) del proceso de vapor, extraído de la columna (196) de destilación de alta presión, y teniendo un contenido de nitrógeno mayor que en el aire de alimentación (100) por el intercambio de calor latente, con al menos una parte (136) de un flujo (130) de líquido enriquecido con oxígeno, el cual es extraído de la columna (196) de destilación de alta presión, y que tiene una concentración de oxígeno mayor que la concentración del oxígeno en el aire de alimentación (100), y el cual está también a una presión mayor que la presión de la columna (198) de destilación de baja presión, y después de la vaporización de al menos una parte del mencionado flujo (130) líquido en una fracción de vapor (137) debido al intercambio de calor latente (194), con expansión de trabajo (139) de al menos una parte (138) del flujo de vapor resultante;

35 (b) un tercer flujo del proceso se expande con trabajo (103; 403; 503), para producir una energía de trabajo adicional, de forma tal que el trabajo total generado en la etapa (a) exceda de la demanda de refrigeración total del sistema de columnas de destilación criogénica, en donde el tercer flujo del proceso se selecciona a partir de una parte (104) del aire de alimentación que es alimentado eventualmente a la columna (198) de destilación de presión menor, y un flujo de vapor (404; 504) de producto rico en nitrógeno, extraído de la columna (196) de destilación de alta presión, y

40 (c) la energía del trabajo que exceda de la demanda de refrigeración total del sistema criogénico de columnas de destilación se utiliza en forma externa al mencionado sistema.

45 2. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde el flujo del proceso de la etapa (a) es el mencionado primer flujo del proceso (254;538) con antelación a la mencionada condensación (394), y en donde el mencionado flujo líquido es un líquido a una altura intermedia en la columna (198) de destilación de baja presión.

50 3. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde el flujo del proceso de la etapa (a) es el mencionado primer flujo (254) del proceso de vapor, con antelación a la mencionada condensación (194), y en donde el mencionado flujo líquido (136) es la columna (198) de destilación de baja presión.

55 4. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 2 ó 3, en donde todo el primer flujo del proceso de vapor es enviado a la columna (198) de destilación de baja presión como una alimentación posterior a la condensación.

60 5. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde el flujo del proceso de la etapa (a) es un vapor (137) provisto por la vaporización de al menos una parte del mencionado flujo líquido (136) debido al intercambio (194) de calor latente, con al menos el segundo flujo (154) del proceso de vapor, en donde el mencionado flujo líquido (136) está a una presión mayor que la presión de la columna (198) de destilación de baja presión.

65 6. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 5, en donde al menos una parte del mencionado segundo flujo del proceso de vapor se bombea, en caso necesario, y siendo enviado a la columna (196) de destilación de alta presión después de la condensación.

## ES 2 312 198 T3

7. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 5 ó 6, en donde todo el segundo flujo del proceso de vapor es enviado a la columna (198) de destilación de baja presión, como una alimentación posterior a la condensación.
8. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el tercer flujo del proceso es una parte (104) del aire de alimentación a la columna (198) de destilación de baja presión.
9. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en donde el tercer flujo del proceso es un flujo (404; 504) del producto rico en nitrógeno, extraído de la columna (196) de destilación de alta presión.
10. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la columna (196) de destilación de alta presión opera a una presión mayor de 430 kPa, aunque inferior a 1,1 MPa.
11. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde el producto de oxígeno tiene una pureza inferior al 97%.
12. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en donde la energía de trabajo que exceda de la demanda de refrigeración total del sistema de destilación de columnas de destilación criogénica se utiliza para generar electricidad.
13. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, en donde la energía de trabajo que exceda de la demanda de refrigeración total del sistema de columnas de destilación criogénica se utiliza para comprimir un flujo del proceso a temperaturas iguales o superiores al medio ambiente.
14. Un aparato para la destilación criogénica del aire, mediante un proceso según lo definido en la reivindicación 1, que comprende:
- una columna (196) de destilación de alta presión;
  - una columna (198) de destilación de baja presión;
  - medios (106) para alimentar al menos una parte del aire de alimentación (100) a la columna (196) de destilación de alta presión;
  - medios para extraer el oxígeno del producto (170) del fondo de la columna (198) de destilación de baja presión;
  - medios de intercambio de calor (193) que proporcionen el hervido en el fondo de la columna (198) de destilación de baja presión, mediante la condensación de un flujo (152) de la columna (196) de destilación de alta presión, cuya concentración de nitrógeno sea mayor que en el flujo de aire de alimentación;
- en cualquiera o en ambos:
- (1) primeros medios (139) de expansión de trabajo, para expandir un primer flujo (254; 538) del proceso de vapor, extraído de la columna (196) de destilación de alta presión, y teniendo un contenido de nitrógeno mayor que en el aire de alimentación, y unos primeros medios de intercambio de calor (194; 394), para condensar al menos una parte del flujo expandido (240; 540) por el intercambio de calor latente con (i) un líquido a una altura intermedia en la columna (198) de destilación de baja presión y/o (ii) una de las alimentaciones de líquido (136) a esta columna de destilación, cuyo flujo líquido se extrae de la columna (196) de destilación de alta presión, y que tiene una concentración de oxígeno mayor que la concentración de oxígeno en el aire de alimentación (100); y (2) unos segundos medios de intercambio de calor (194) para condensar al menos un segundo flujo del proceso de vapor (154) extraído de la columna (196) de destilación de alta presión, y teniendo un contenido de nitrógeno mayor que en el aire de alimentación por el intercambio de calor latente con al menos una parte del flujo líquido (136), el cual es extraído de la columna (196) de destilación de alta presión, y que tiene una concentración de oxígeno mayor que la concentración de oxígeno en el aire de alimentación, y el cual también está a una presión mayor que la presión de la columna (198) de destilación de baja presión, y
- unos segundos medios (139) de expansión de trabajo, para expandir al menos una parte de la parte vaporizada (137) del mencionado flujo líquido;
- los mencionados primeros y/o segundos medios de expansión del trabajo, que proporcionan al menos el diez por ciento (10%) de la demanda de refrigeración global del sistema de columnas de destilación;
- los terceros medios de expansión (103; 403; 503) para expandir un tercer flujo del proceso, seleccionado de una parte (104) del aire de alimentación que está siendo alimentado eventualmente a la columna (198) de destilación de baja presión, y un flujo de vapor del producto rico en nitrógeno (404; 504), extraído de la columna (198) de destilación de alta presión, para producir energía adicional de trabajo, de forma tal que el trabajo total generado junto con los mencionados primeros y segundos medios de expansión del trabajo exceda de la demanda de refrigeración total del sistema de columnas de destilación; y

## ES 2 312 198 T3

medios para exportar la energía de trabajo que exceda de la demanda de refrigeración total del sistema criogénico de columnas de destilación del mencionado sistema.

5 15. Un aparato de acuerdo con la reivindicación 14, que comprende los mencionados medios de expansión de trabajo (139), y los mencionados primeros medios de intercambio de calor (394), en donde los mencionados primeros medios de intercambio de calor (394) condensan el flujo expandido (240; 540) contra un líquido a una altura intermedia en la columna (198) de destilación de baja presión.

10 16. Un aparato de acuerdo con la reivindicación 14, que comprende los mencionados primeros medios de expansión del trabajo (139), y los mencionados primeros medios (194) de intercambio de calor, en donde los mencionados primeros medios (194) de intercambio de calor condensan el flujo expandido (240, 540) contra la mencionada alimentación de líquido (138) a la columna de destilación (198) de baja presión (136) y hacia la columna de destilación (198) de baja presión.

15 17. Un aparato de acuerdo con la reivindicación 15 ó 16, en donde todo el mencionado primer flujo del proceso de vapor es enviado a la columna (198) de destilación de baja presión, como alimentación después de la condensación.

20 18. Un aparato de acuerdo con la reivindicación 14, que comprende los mencionados segundos medios (194) de intercambio de calor y los mencionados segundos medios de expansión del trabajo (139).

19. Un aparato de acuerdo con la reivindicación 18, que comprende medios de bombeado al menos de una parte del mencionado segundo flujo del proceso de vapor condensado hacia la columna de destilación (196) de alta presión.

25 20. Un aparato de acuerdo con la reivindicación 18, en donde todo el flujo del mencionado segundo proceso de vapor es enviado a la columna de destilación de baja presión (198) como una alimentación después de la condensación.

21. Un aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 14 a 20, en donde el tercer flujo del proceso es una parte (104) del aire de alimentación a la columna de destilación (198) de baja presión.

30 22. Un aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 14 a 20, en donde el tercer flujo del proceso es un flujo del producto rico en nitrógeno (404); 504) extraído de la columna de destilación (196) de alta presión.

35 23. Un aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 14 a 22, en donde la energía de trabajo que exceda de la demanda de refrigeración total del sistema de columnas de destilación criogénica se utiliza para generar electricidad.

40 24. Un aparato de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 14 a 22, en donde la energía de trabajo que exceda a la demanda de refrigeración total del sistema de columnas de destilación criogénica se utiliza para comprimir un flujo del proceso a las temperaturas ambientales o por encima de las mismas.

45

50

55

60

65

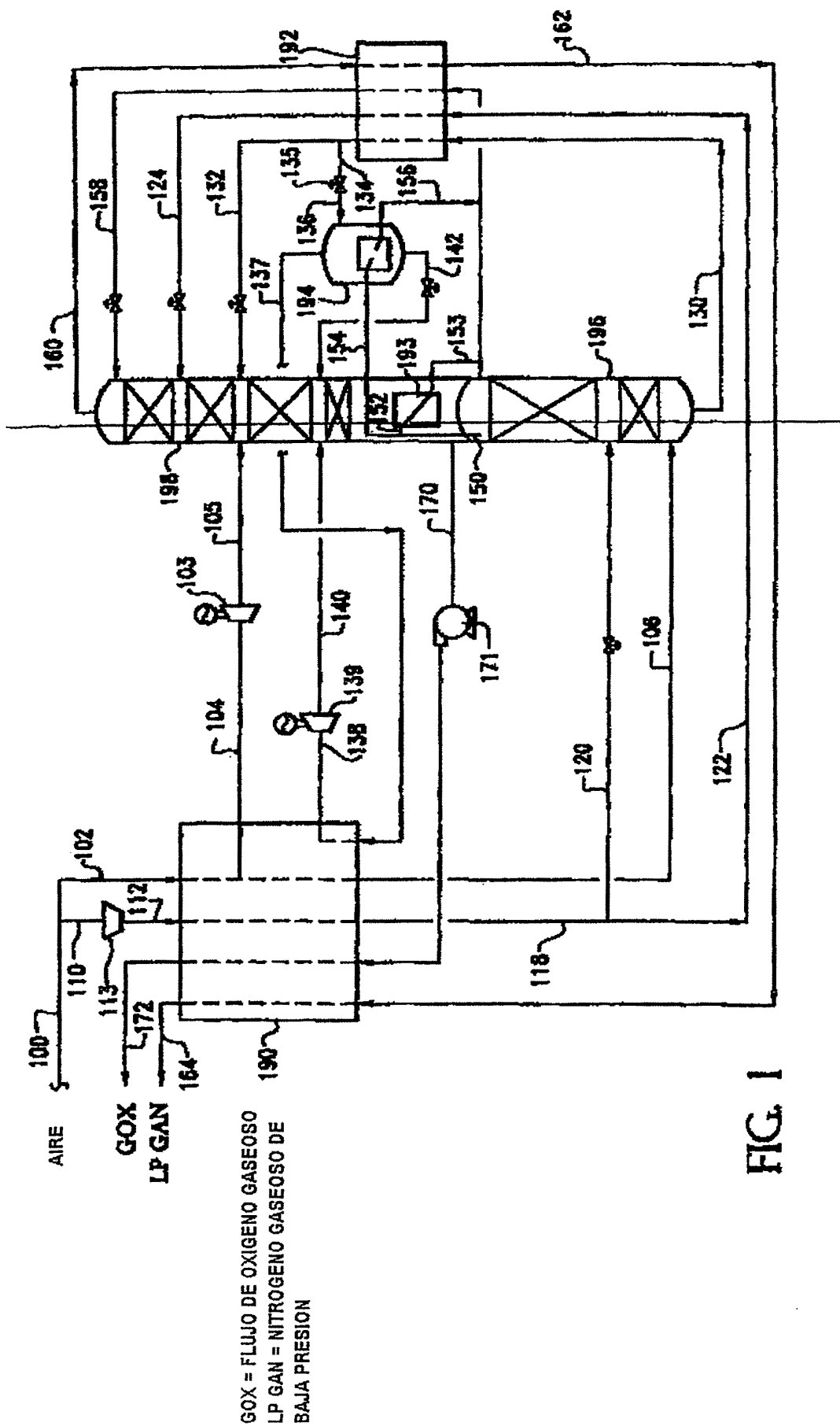


FIG. 1

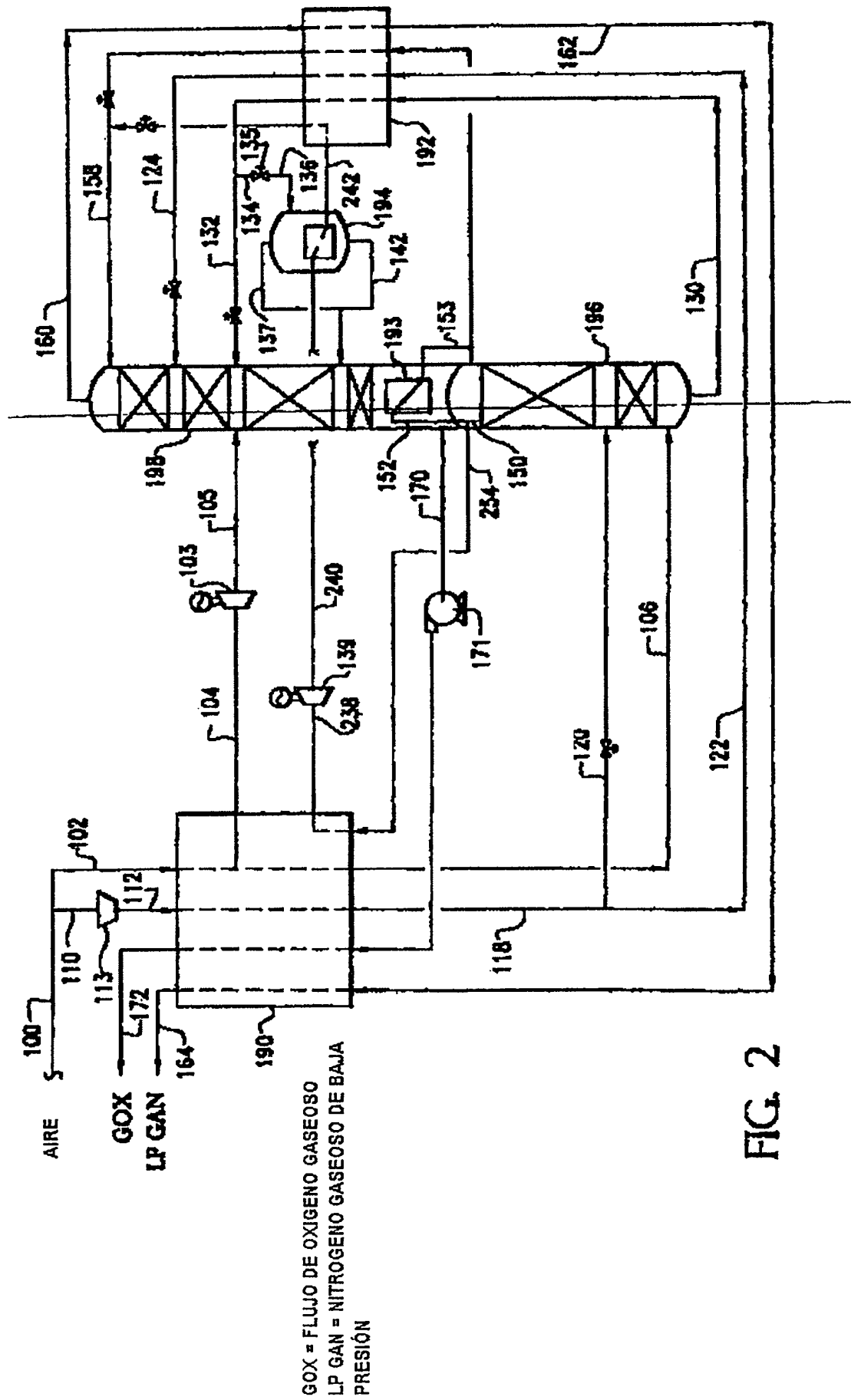
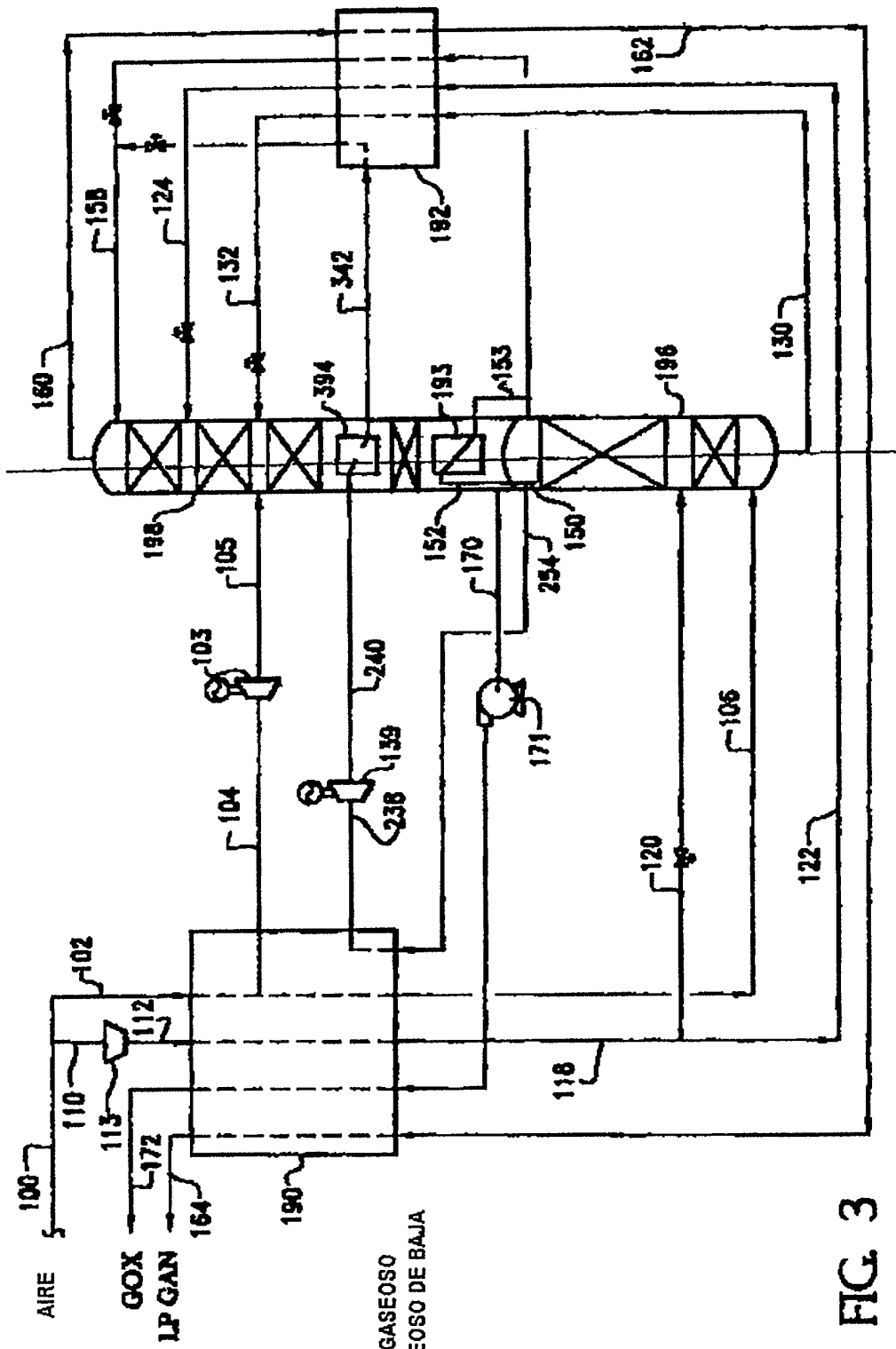
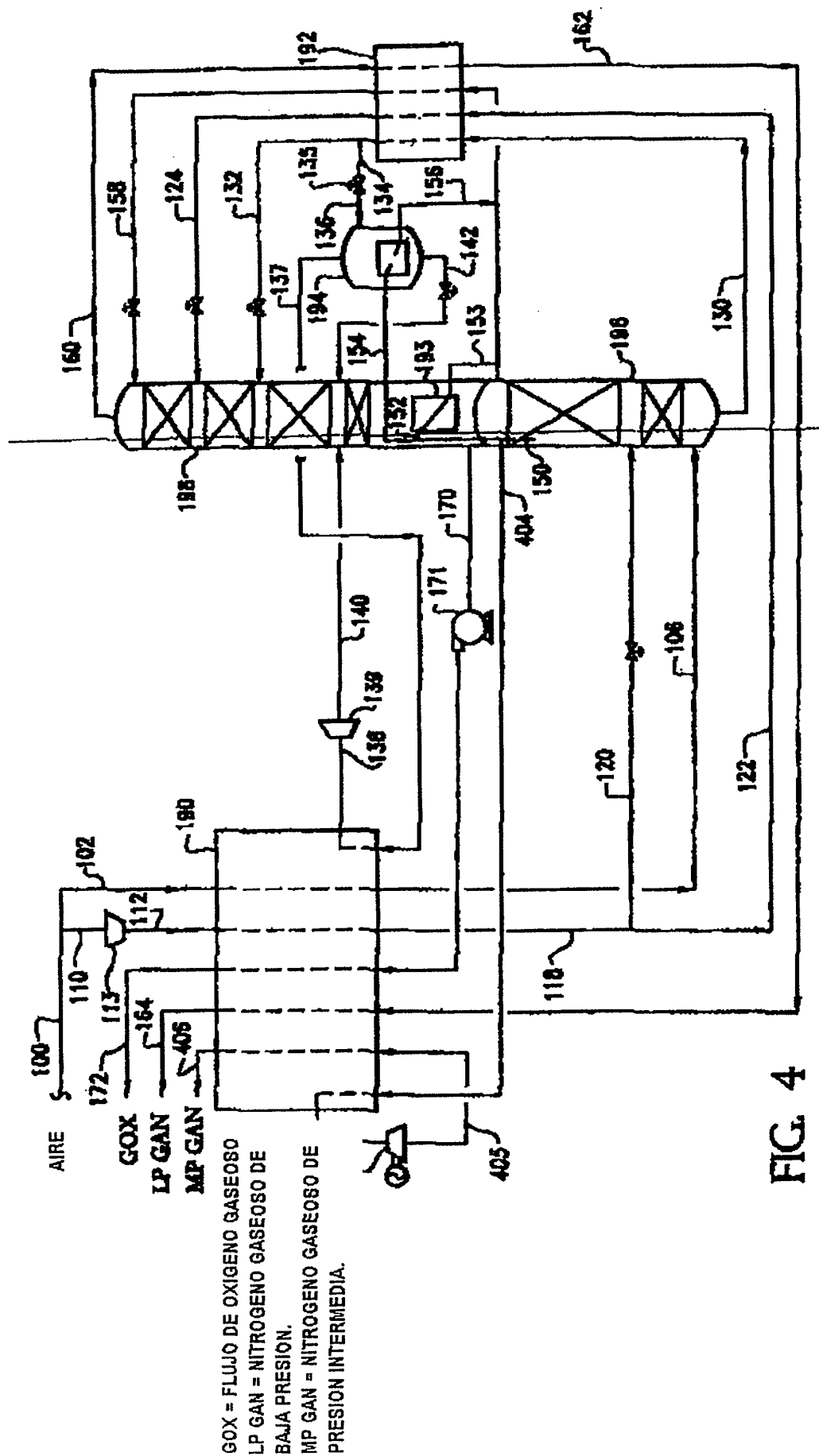


FIG. 2



GOX = FLUJO DE OXIGENO GASEOSO  
 LP GAN = NITROGENO GASEOSO DE BAJA  
 PRESION.

FIG 3



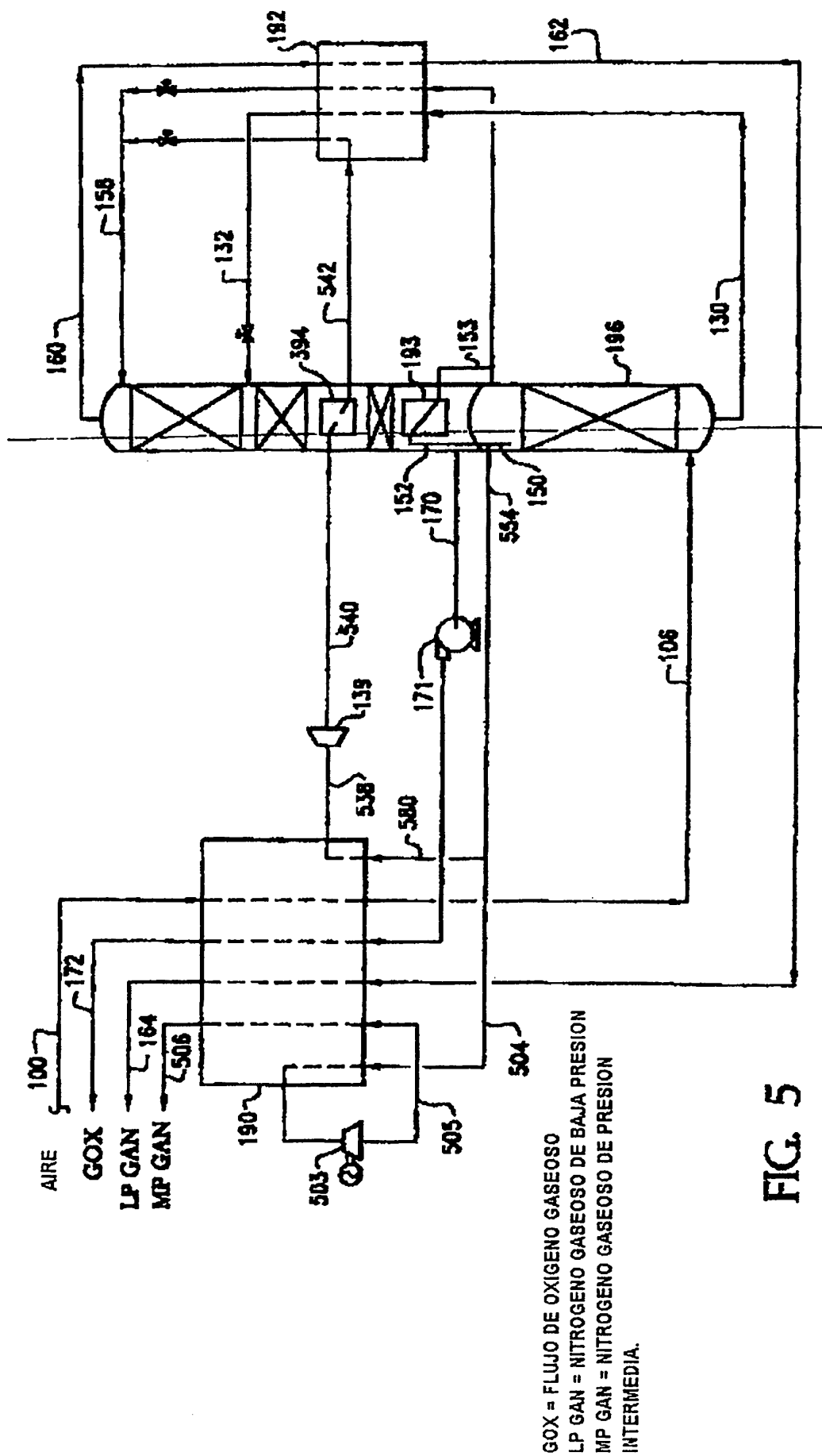
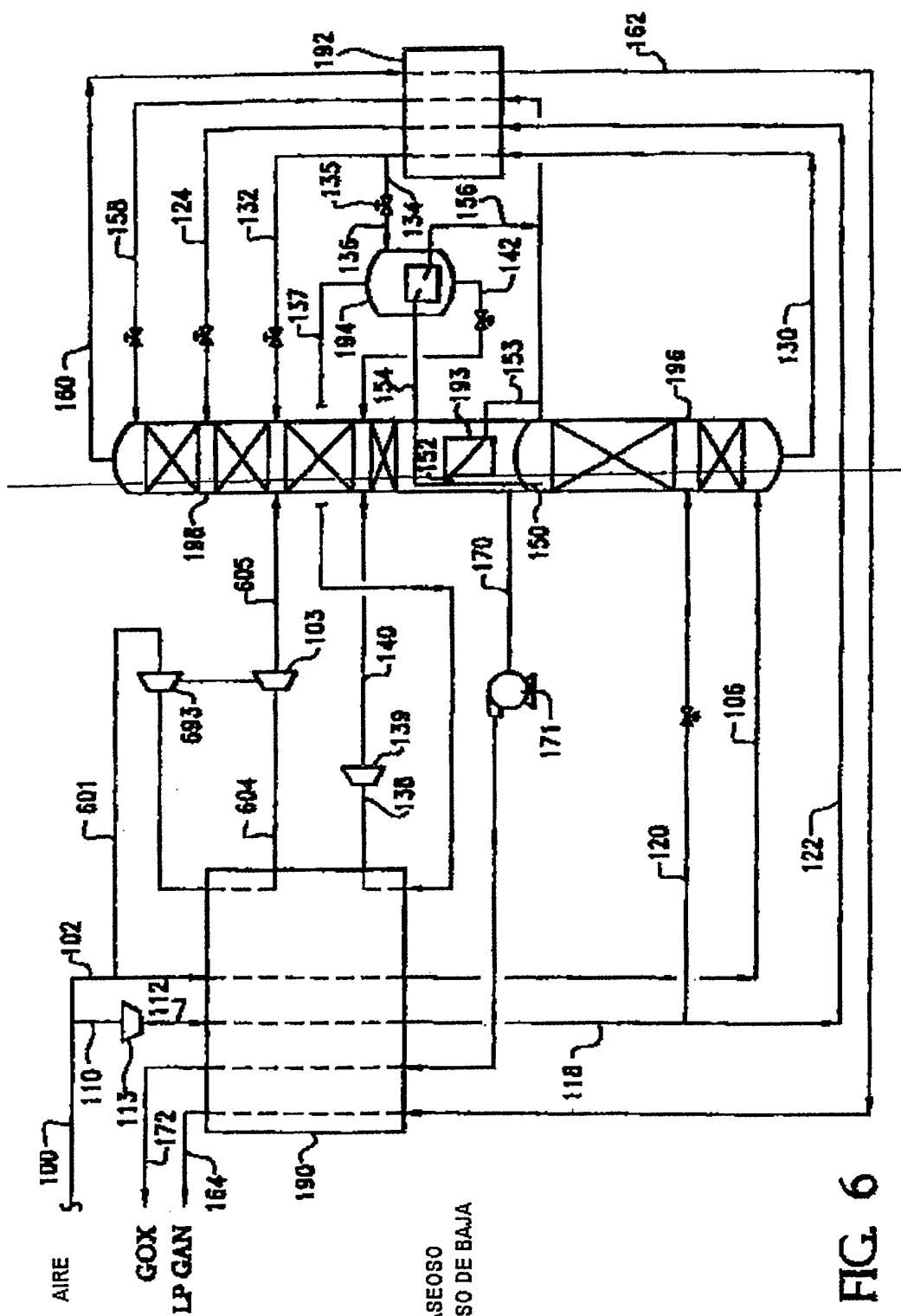
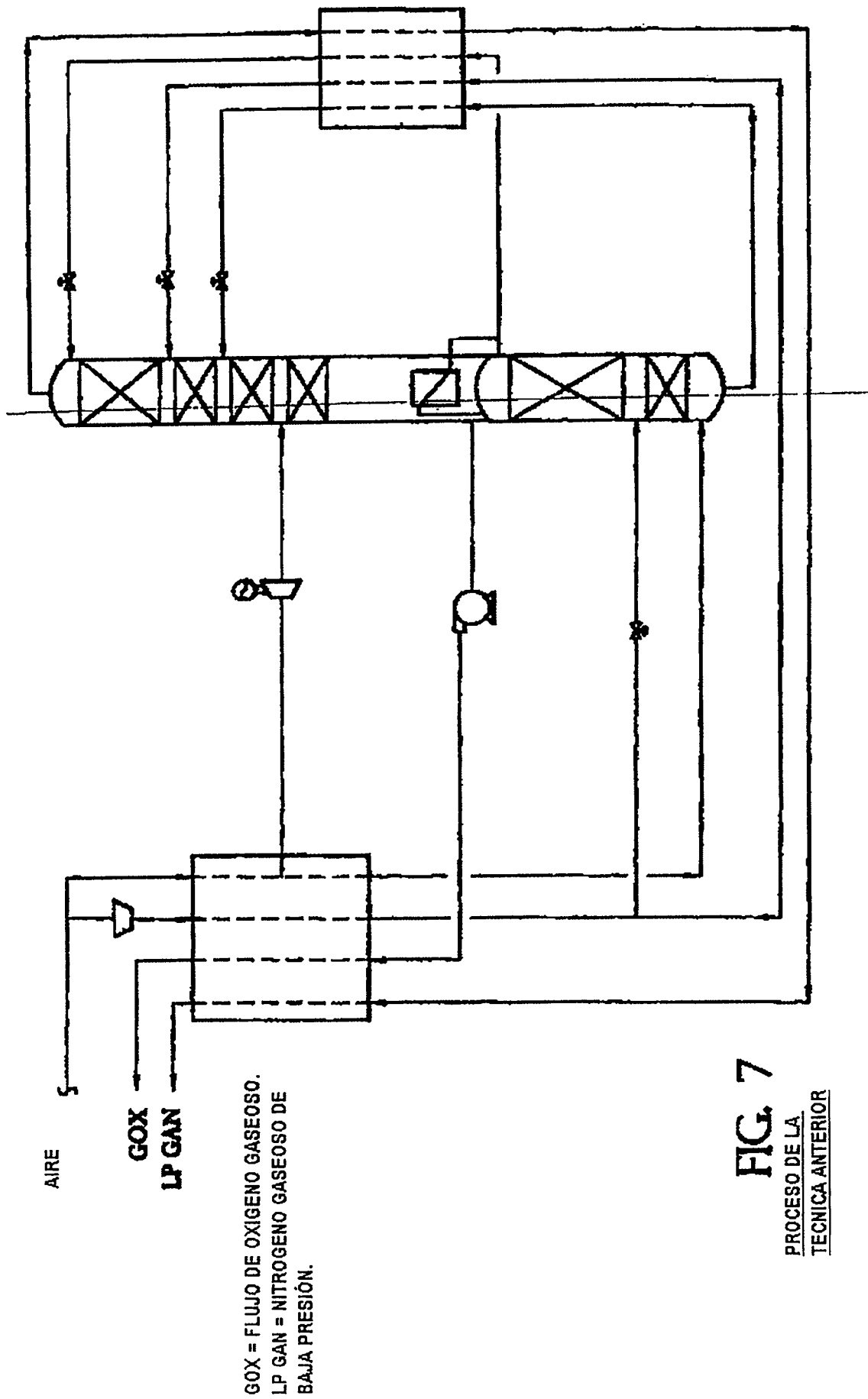


FIG. 5

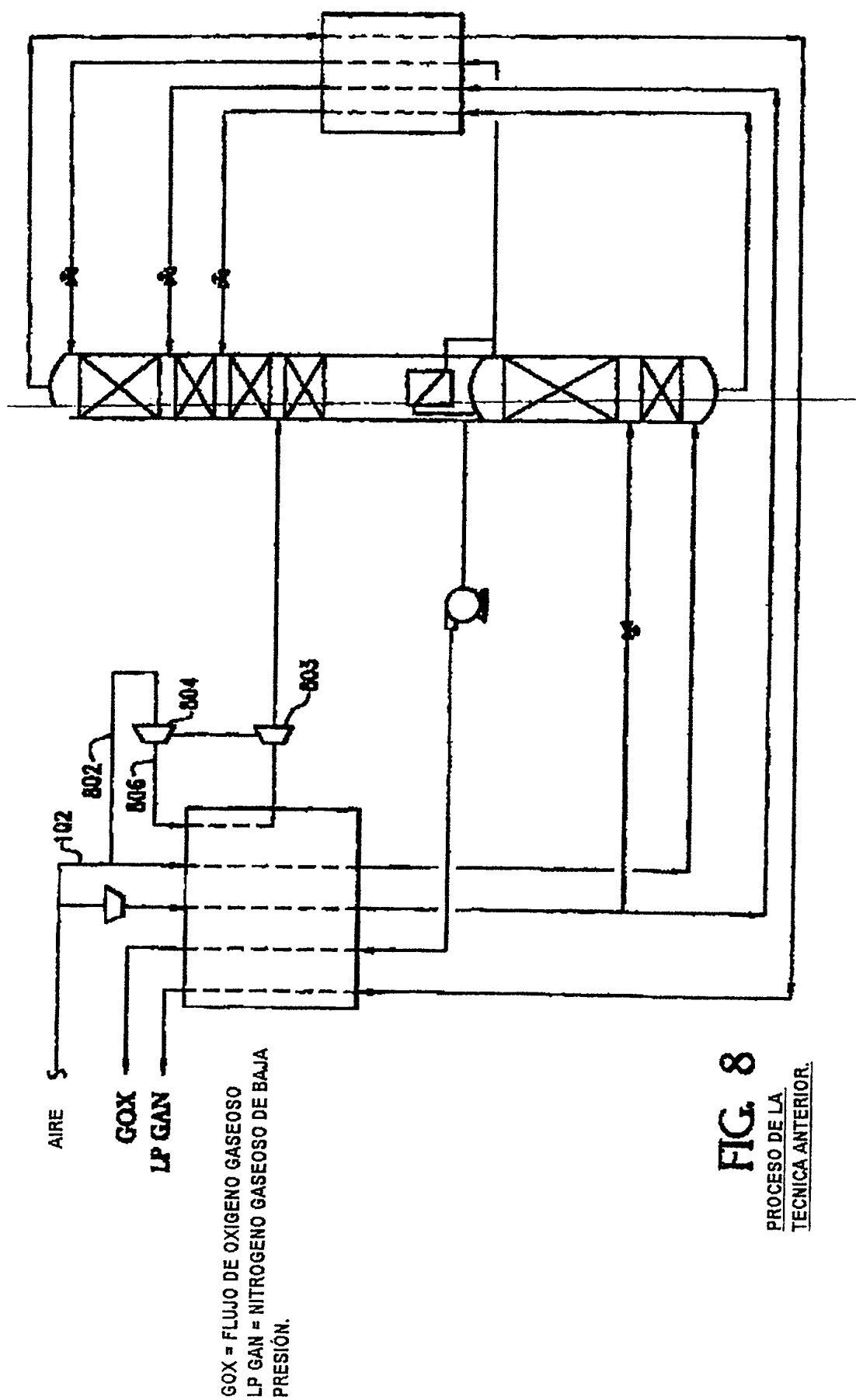


GOX = FLUJO DE OXIGENO GASEOSO  
 LP GAN = NITROGENO GASEOSO DE BAJA  
 PRESIÓN.

FIG. 6



**FIG. 7**  
PROCESO DE LA  
TECNICA ANTERIOR



**FIG. 8**  
 PROCESO DE LA  
 TÉCNICA ANTERIOR.