

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 658 550**

51 Int. Cl.:

**F25J 3/04** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **18.10.2004 E 08170305 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.12.2017 EP 2031329**

54 Título: **Proceso para la separación criogénica de aire**

30 Prioridad:

**23.12.2003 US 532219 P**

**11.03.2004 US 798068**

**27.07.2004 US 899688**

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

**12.03.2018**

73 Titular/es:

**L'AIR LIQUIDE SOCIETE ANONYME POUR  
L'ETUDE ET L'EXPLOITATION DES PROCEDES  
GEORGES CLAUDE (100.0%)  
75, QUAI D'ORSAY  
75007 PARIS, FR**

72 Inventor/es:

**BRUGEROLLE, JEAN-RENAUD y  
HA, BAO**

74 Agente/Representante:

**ELZABURU, S.L.P**

**ES 2 658 550 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

Proceso para la separación criogénica de aire

Esta invención se refiere a un proceso de separación de aire a baja temperatura.

5 La separación de aire es una tecnología que requiere una enorme cantidad de energía, consumiendo miles de kilovatios o varios megavatios de energía eléctrica para producir grandes cantidades de gases industriales para aplicaciones de tonelaje tales como químicas, refinerías, acerías, etc.

10 En la Figura 1 está ilustrado un proceso típico de líquido bombeado. En este tipo de proceso se comprime aire atmosférico mediante un compresor principal 1 de aire (*Main Air Compressor (MAC)*) hasta una presión de aproximadamente 6 bares absolutos, a continuación se purifica dicho aire en un sistema adsorbedor 2 para eliminar impurezas tales como humedad y dióxido de carbono, que pueden congelarse a la temperatura criogénica, para obtener un aire de alimentación purificado. Una parte 3 de este aire de alimentación purificado se enfría después hasta casi su punto de rocío en un intercambiador 30 de calor y se introduce en una columna 10 de alta presión de un sistema de doble columna en forma gaseosa para su destilación. En la parte superior de esta columna de alta presión se extrae líquido 4 rico en nitrógeno, y una parte se envía a la parte superior de la columna 11 de baja presión como corriente de reflujo. La corriente líquida 5 enriquecida con oxígeno de la parte inferior de la columna de alta presión se envía también a la columna de baja presión como alimentación. Estos líquidos 4, 5 se subenfrian antes de una expansión contra gases fríos en unos subenfriadores no mostrados en la figura para una mayor simplicidad. De la parte inferior de la columna 11 de baja presión se extrae un líquido 6 de oxígeno, que se presuriza mediante una bomba hasta una presión requerida y a continuación se vaporiza en el intercambiador 30 para formar el producto 7 de oxígeno gaseoso. Otra parte 8 del aire de alimentación purificado se comprime posteriormente en un compresor 20 de aire de refuerzo (*Booster Air Compressor (BAC)*) hasta una alta presión para una condensación en el intercambiador 30 contra la corriente enriquecida con oxígeno de vaporización. Dependiendo de la presión del producto rico en oxígeno, la presión de aire reforzado puede ser de alrededor de 65 bares o a veces de más de 80 bares. El aire reforzado condensado 9 se envía también al sistema de columnas como alimentación para la destilación, por ejemplo a la columna de alta presión. Parte del aire líquido puede retirarse de la columna de alta presión y enviarse a la columna de baja presión después de un subenfriamiento y una expansión. También es posible extraer líquido rico en nitrógeno de la parte superior de la columna de alta presión y a continuación bombearlo a alta presión (corriente 13) y vaporizarlo en el intercambiador de la misma manera que con el líquido de oxígeno. Además, una pequeña parte del aire de alimentación (corriente 14) se comprime y se expande en la columna 11 para proporcionar la refrigeración de la unidad. Opcionalmente pueden utilizarse medios alternativos o adicionales para proporcionar la refrigeración, tales como dispositivos de expansión Claude o dispositivos de expansión de nitrógeno.

20 El nitrógeno residual se retira de la parte superior de la columna de baja presión y se calienta en el intercambiador 30. Se produce argón utilizando una columna de argón estándar cuyo condensador superior se enfría con líquido 5 enriquecido con oxígeno.

35 Una planta de oxígeno 3000 T/D típica que produce oxígeno gaseoso bajo presión para usos industriales puede consumir típicamente aproximadamente 50 MW. Una red de plantas de oxígeno para el funcionamiento con tuberías requeriría un suministro de energía capaz de proporcionar varios cientos de megavatios de energía eléctrica. De hecho, la energía eléctrica es el principal coste de funcionamiento de una planta de separación de aire, dado que su materia prima es aire atmosférico y es básicamente gratuita. La energía eléctrica se utiliza para accionar los compresores para comprimir el aire o los productos. Por lo tanto, el consumo de energía, o la eficacia del proceso, es uno de los factores más importantes en el diseño y el funcionamiento de una unidad de separación de aire (USA). El precio de la energía, expresado por lo general en \$/kWh no es constante a lo largo del día, sino que varía ampliamente dependiendo de las horas punta o las horas valle. Se sabe que durante el día el precio de la energía es máximo cuando hay una gran demanda —o durante el periodo de horas punta— y mínimo durante la baja demanda —o periodo de horas valle—. Las empresas de servicios públicos tienden a ofrecer una considerable reducción de coste si un usuario de energía industrial puede recortar su consumo de energía durante las horas punta. Por lo tanto, las empresas que explotan unidades de separación de aire siempre tienen grandes incentivos para ajustar las condiciones de funcionamiento de las plantas con el fin de seguir la demanda de energía de manera que puedan disminuir el coste del servicio. Es evidente que se necesita una solución para proporcionar una respuesta económica a esta cuestión del precio variable de la energía.

40 Es útil señalar que los periodos en los que tienen lugar los picos de energía pueden diferir totalmente de los picos de demanda de producto, por ejemplo un tiempo cálido generaría una gran demanda de energía debido a los equipos de aire acondicionado, y mientras tanto la demanda de productos permanecería en un nivel normal. En algunos lugares, los picos se producen durante las horas del día en las que la producción industrial de las plantas de fabricación, los principales usuarios de gases industriales, se halla normalmente en el máximo nivel, que combinado con el gran uso de energía de otras actividades provocará una demanda muy grande en la red eléctrica. Este gran uso de energía crea una escasez potencial y las empresas de servicios públicos han de asignar otras fuentes de suministro de energía, lo que provoca un precio de la energía temporalmente alto. Además, normalmente, por la noche la demanda de energía es menor y la energía está disponible en abundancia, de manera que las empresas de

servicios públicos disminuirán el precio de la energía para fomentar el uso y para mantener las plantas generadoras de energía funcionando eficazmente con carga reducida. El precio de la energía en las horas punta puede ser dos o varias veces mayor que el precio de la energía en las horas valle. En los párrafos posteriores, el término "punta" describe el periodo en el que el precio de la energía es alto y el término "valle" significa el periodo en el que el precio de la energía es bajo.

Para los usuarios de energía industriales, los precios de la energía se negocian y se definen de antemano en contratos energéticos. Además de la variación diaria de los precios de la energía, a veces existen disposiciones o concesiones para un suministro de energía interrumpible: durante periodos de gran demanda de energía en la red energética, las empresas de servicios públicos pueden reducir el suministro a los usuarios con un aviso relativamente a corto plazo y a cambio el precio total de la energía ofrecido puede estar considerablemente por debajo del precio normal de la energía. Este tipo de arreglo proporciona incentivos adicionales a los usuarios para que adapten su consumo conforme a la gestión de red de los proveedores de energía. Por lo tanto, es posible lograr una considerable reducción del coste si el equipo de la planta puede realizar tal flexibilidad. Sobre la base de la estructura de costes de la energía expuesta en los contratos energéticos, los usuarios pueden definir un umbral o varios umbrales de precio de la energía predeterminados para disparar el mecanismo de la reducción de energía:

- cuando el precio de la energía está por encima del umbral predeterminado, se reduce el uso de energía para disminuir el coste,

- cuando el precio de la energía está por debajo del umbral predeterminado, se aumenta el uso de energía a un nivel normal o incluso mayor si se desea.

Un enfoque sencillo para abordar el problema del precio variable de la energía es disminuir el consumo de energía de la planta durante las horas punta, mientras que se mantiene la producción de producto para satisfacer las necesidades del cliente. Sin embargo, el proceso criogénico de las plantas de separación de aire no es muy flexible, dado que implica columnas de destilación y las especificaciones de producto requieren purezas bastante altas. Los intentos de disminuir la producción de la planta en un plazo muy breve o de aumentar la producción de la planta rápidamente para satisfacer la demanda de producto pueden tener efectos perjudiciales en la estabilidad de la planta y la integridad del producto. Algunos documentos de la técnica anterior sugieren cómo solucionar las dificultades asociadas con la demanda variable de producto de una planta criogénica:

El documento US-A-3,056,268 enseña la técnica de almacenar oxígeno y aire en forma líquida y vaporizar los líquidos para producir productos gaseosos para satisfacer la demanda variable de los clientes tales como las plantas metalúrgicas. El oxígeno líquido se vaporiza cuando la demanda es alta. Esta vaporización se compensa mediante una condensación de nitrógeno líquido a través del condensador principal de la unidad de separación de aire de doble columna.

El documento US-A-4,529,425 enseña una técnica similar a la del documento US-A-3,056,268 para solucionar el problema de la demanda variable, pero en lugar de aire líquido se utiliza nitrógeno líquido.

El documento US-A-5,082,482 ofreció una versión mejorada del documento US-A-3,056,268 en la que se envía un flujo constante de oxígeno líquido a un contenedor y se retira de éste un flujo variable de oxígeno líquido para satisfacer el requisito de una demanda variable de oxígeno. El oxígeno líquido retirado se vaporiza en un intercambiador mediante una condensación de un caudal correspondiente de aire entrante.

El documento US-A-5,084,081 enseña otro procedimiento más del documento US-A-4,529,425 en donde se utiliza otro líquido intermedio, el líquido enriquecido con oxígeno, adicionalmente al oxígeno líquido y el nitrógeno líquido tradicionales como productos almacenados de forma intermedia para satisfacer la demanda variable. El uso de líquido de oxígeno enriquecido permite estabilizar la columna de argón durante los periodos de demanda variable.

En otro enfoque más para abordar la demanda variable de producto, el documento US-A-5,666,823 enseña una técnica para integrar eficazmente la unidad de separación de aire con una turbina de combustión de alta presión. El aire extraído de la turbina de combustión durante los periodos de baja demanda de producto se alimenta a la unidad de separación de aire y una parte se expande para producir líquido. Cuando la demanda de producto es alta, se extrae menos aire de la turbina de combustión y el líquido producido previamente se alimenta de vuelta al sistema para satisfacer la mayor demanda. La refrigeración proporcionada por el líquido se compensa no haciendo funcionar el dispositivo de expansión para la falta de aire extraído de la turbina de combustión durante la alta demanda de producto.

Las publicaciones anteriores abordaban los problemas técnicos de la demanda variable, especialmente las técnicas utilizadas para mantener la estabilidad de las columnas de destilación durante el tiempo en que la demanda de producto varía ampliamente. Sin embargo, ninguna de las anteriores abordaba directamente el aspecto del ahorro potencial y la economía cuando se adaptan las plantas de separación de aire a la estructura de precios de la energía de los periodos punta y valle para lograr una reducción del coste. La técnica anterior tampoco solucionaba los problemas técnicos asociados con el ajuste de las unidades de separación de aire durante periodos de alto coste de la energía y con una demanda de producto relativamente inalterada. De hecho, estos dos aspectos del

funcionamiento de las unidades de separación de aire son bastante diferentes en su naturaleza: uno se rige por la demanda variable de los clientes y el otro se rige por el coste variable de la energía con una demanda relativamente constante.

5 Por lo tanto, existe la necesidad de presentar una configuración para las plantas de separación de aire que permita una reducción del consumo de energía durante las horas punta, mientras que se mantiene un suministro de productos para satisfacer la demanda de los clientes. Para compensar esta reducción de energía, puede disponerse que el consumo adicional de energía tenga lugar durante periodos valle, a un precio mucho menor de la energía.

10 Por lo tanto es posible lograr un considerable ahorro en el precio de la energía, dado que una parte de los productos se producen a un precio de la energía bajo y se suministran a los clientes durante periodos con un precio de la energía alto.

Esta invención ofrece una técnica para solucionar los problemas asociados con la reducción del consumo de energía durante periodos punta y sigue siendo capaz de mantener la misma producción de producto, de manera que el ahorro en el coste de la energía puede lograrse:

- a) licuando una corriente de proceso en periodos valle para producir un primer producto líquido licuado;
- 15 b) alimentar a la unidad de separación de aire el primer producto líquido licuado anterior en los periodos punta;
- c) reducir la alimentación de aire proporcionada por el compresor de aire para mantener esencialmente igual la cantidad total de oxígeno contenida en las corrientes de alimentación;
- 20 d) retirar al menos un producto del sistema de columnas y elevar su presión mediante bombeo para vaporizarlo en el intercambiador de calor con el fin de formar un producto gaseoso;
- e) retirar un gas frío del sistema a temperatura criogénica; y
- f) comprimir criogénicamente el gas frío producido hasta una presión mayor con un compresor de gas frío.

25 Para una mayor comprensión de la naturaleza y los objetos de la presente invención ha de hacerse referencia a la siguiente descripción detallada, considerada juntamente con los dibujos adjuntos, en los que los elementos similares se han dotado de números de referencia iguales o análogos y en donde:

- la Figura 1 ilustra la técnica anterior,
- la Figura 2 ilustra la invención cuando el precio de la electricidad está por debajo de un nivel umbral predeterminado,
- 30 - la Figura 2A ilustra la invención cuando el precio de la electricidad está por encima de un nivel umbral predeterminado,
- la Figura 3 ilustra una realización de la invención y el equipo utilizado en la licuación de aire en los periodos valle,
- la Figura 4 ilustra otra realización con un licuador independiente conectado a la unidad de separación de aire utilizada en la licuación de aire en los periodos valle,
- la Figura 5 ilustra el equipo utilizado para producir aire líquido dentro de la unidad de separación de aire,
- 35 - la Figura 6 ilustra el modo de alimentación de líquido durante los periodos punta,
- la Figura 7 ilustra que la compresión en frío del gas frío puede llevarse a cabo en un solo paso,
- la Figura 8 ilustra una unidad de separación de aire basada en la de la Figura 2A en la que el nitrógeno frío a baja presión se comprime hasta una presión entre 10 y 20 bares abs.,
- 40 - la Figura 9 ilustra cómo el gas frío presurizado puede, después de una compresión en frío en un compresor en frío, ser calentado y enviado a un dispositivo de expansión en caliente para la recuperación de energía o la producción de energía,
- la Figura 10 ilustra una aplicación de la invención en la que el gas frío comprimido se envía a una turbina de gas para la recuperación de energía,
- la Figura 11 ilustra una aplicación CCGI,
- 45 - la Figura 12 ilustra un procedimiento general para extraer gas frío del proceso cuando se alimenta un líquido al sistema durante periodos punta,

- la Figura 13 ilustra un modo de funcionamiento de la unidad de separación de aire cuando se producen los picos de energía.

De acuerdo con la invención, se proporciona un proceso de separación de aire a baja temperatura según la reivindicación 1.

5 Por el documento DE-A-24 34 238 se conoce un proceso según el preámbulo de la reivindicación 1.

Según aspectos opcionales adicionales de la invención:

- el producto gaseoso presurizado es un producto de oxígeno;

- el producto gaseoso presurizado es un producto de nitrógeno;

- la corriente de proceso del paso c) contiene cualquier proporción de oxígeno, nitrógeno y argón;

10 - la corriente de proceso del paso c) es al menos una de las siguientes: nitrógeno puro, aire, oxígeno que contiene al menos un 37 % en moles de oxígeno, oxígeno que contiene al menos un 65 % en moles de oxígeno, oxígeno que contiene al menos un 85 % en moles de oxígeno, y oxígeno que contiene al menos un 99,5 % en moles;

- el gas frío del paso g) se selecciona del grupo que consiste en un gas rico en nitrógeno, nitrógeno puro, aire, un gas que tiene una composición similar al aire, un gas rico en oxígeno y un producto de oxígeno puro;

15 - el gas frío se comprime hasta una presión entre 35 y 80 bares abs. en el compresor;

- al menos una parte del gas presurizado se calienta y se expande en un dispositivo de expansión en caliente para recuperar energía;

- al menos una parte del gas presurizado se inyecta en una turbina de gas para la recuperación de energía;

20 - al menos una parte del gas presurizado se recircula de vuelta al sistema de columnas de la unidad de separación de aire;

- la unidad de separación de aire suministra un producto de oxígeno gaseoso presurizado a una instalación CCGI;

- la instalación CCGI comprende una turbina de gas que además comprende los siguientes pasos:

a) extraer aire de la turbina de gas si el precio de la electricidad está por debajo de un umbral predeterminado,

25 b) alimentar el aire extraído anteriormente mencionado a la unidad de separación de aire

- el proceso comprende el paso de inyectar en la turbina de gas el gas frío presurizado si el precio de la electricidad es mayor que un umbral predeterminado;

- el proceso comprende los pasos de:

a) calentar en la línea de intercambio térmico el gas presurizado;

30 b) enfriar gas adicional en la línea de intercambio térmico para formar gas frío adicional;

c) comprimir criogénicamente gas frío adicional hasta una presión mayor

- ambos gases se comprimen hasta una presión entre 10 y 20 bares abs.;

- la refrigeración de GNL de vaporización se recupera para reducir el coste de licuación del primer producto líquido;

35 - el proceso comprende reducir el flujo de aire comprimido en la línea de intercambio térmico si el precio de la electricidad está por encima de un umbral predeterminado, en comparación con el volumen de aire enfriado en la línea de intercambio térmico si el precio de la electricidad está por debajo de un umbral predeterminado;

- el gas frío se retira de la caja fría (*cold box*) de la unidad de separación de aire sin ser calentado en la línea de intercambio térmico;

40 - el gas frío se retira de la caja fría de la unidad de separación de aire después de ser calentado parcialmente en la línea de intercambio térmico;

- el gas frío se retira de la caja fría de la unidad de separación de aire después de ser enfriado haciéndolo atravesar el extremo caliente de la línea de intercambio térmico solamente;

- el proceso incluye el paso de calentar en la línea de intercambio térmico el gas presurizado;

- la unidad de separación de aire está contenida dentro de una caja fría y el gas frío se extrae de la caja fría a una temperatura entre -195 °C y -20 °C.

A continuación se describe la invención más detalladamente con referencia a las Figuras.

Las Figuras 2 a 13 muestran procesos de separación de aire según la invención.

5 La invención es adecuada en particular para el proceso de separación de aire bombeado líquido.

El proceso tiene al menos dos modos de funcionamiento, uno correspondiente a los periodos en los que el precio de la electricidad está por debajo de un umbral predeterminado (Figura 2) y uno correspondiente a los periodos en los que el precio de la electricidad está por encima de un umbral predeterminado (Figura 2A).

10 Cuando el precio de la electricidad está por debajo de un umbral predeterminado, el aparato funciona de acuerdo con la Figura 2 de la siguiente manera. Se comprime aire atmosférico mediante un compresor principal 1 de aire (MAC) hasta una presión de aproximadamente 6 bares absolutos, a continuación se purifica dicho aire en un sistema adsorbedor 2 para eliminar impurezas tales como humedad y dióxido de carbono, que pueden congelarse a la temperatura criogénica, para obtener un aire de alimentación purificado. Una parte 3 de este aire de alimentación purificado se enfría después hasta casi su punto de rocío en un intercambiador 30 de calor y se introduce en una  
 15 columna 10 de alta presión de un sistema de doble columna en forma gaseosa para su destilación. En la parte superior de esta columna de alta presión se extrae líquido 4 rico en nitrógeno, y una parte se envía a la parte superior de la columna 11 de baja presión como corriente de reflujo. La corriente líquida 5 enriquecida con oxígeno de la parte inferior de la columna de alta presión se envía también a la columna de baja presión como alimentación. Los dos líquidos 4, 5 se subenfían antes de ser sometidos a una expansión. De la parte inferior de la columna 11 de  
 20 baja presión se extrae un líquido 6 de oxígeno, que se presuriza mediante una bomba hasta una presión requerida y a continuación se vaporiza en el intercambiador 30 para formar el producto 7 de oxígeno gaseoso. Otra parte 8 del aire de alimentación purificado se comprime posteriormente en un compresor 20 de aire de refuerzo (BAC) hasta una alta presión para una condensación en el intercambiador 30 contra la corriente enriquecida con oxígeno de vaporización. Dependiendo de la presión del producto rico en oxígeno, la presión de aire reforzado es típicamente de  
 25 aproximadamente 65 a 80 bares para presiones de oxígeno de aproximadamente 40-50 bares o a veces de más de 80 bares. Como indicación, el caudal de la corriente 8 representa aproximadamente el 30-45 % del caudal total del compresor 1. El aire reforzado condensado 9 se envía también al sistema de columnas como alimentación para la destilación, por ejemplo a la columna de alta presión. Parte del aire líquido (corriente 62) puede retirarse de la columna de alta presión y enviarse a la columna de baja presión. También es posible extraer líquido rico en  
 30 nitrógeno de la parte superior de la columna de alta presión y a continuación bombearlo a alta presión (corriente 13) y vaporizarlo en el intercambiador de la misma manera que con el líquido de oxígeno. Además, una pequeña parte del aire de alimentación (corriente 14) se comprime y se expande en la columna 11 para proporcionar la refrigeración de la unidad. Opcionalmente pueden utilizarse medios alternativos o adicionales para proporcionar la refrigeración, tales como dispositivos de expansión Claude o dispositivos de expansión de nitrógeno.

35 El nitrógeno residual o nitrógeno a baja presión se retira de la parte superior de la columna de baja presión, y la totalidad de la corriente se calienta en el intercambiador 30.

Opcionalmente se produce argón 80 utilizando una columna de argón estándar cuyo condensador superior se enfría con líquido 5 enriquecido con oxígeno.

40 El gas de nitrógeno puede comprimirse hasta una presión alta según sea necesario mediante unos compresores 45, 46 para obtener una corriente 48 de producto de nitrógeno.

Durante este periodo, sólo si el precio de la electricidad está por debajo de un umbral predeterminado, se licúa aire por cualquiera de los medios descritos en las Figuras 3 a 5. Por ejemplo, en la Figura 2, después del adsorbedor 2 se toma aire comprimido gaseoso libre de humedad y CO<sub>2</sub> (corriente 47), que se envía a un licuador externo 60 para producir una corriente 49 de aire líquido. Este aire líquido se almacena en un depósito 50. Durante este periodo no se envía aire líquido del depósito 50 de almacenamiento a la columna.  
 45

Sólo si el precio de la electricidad está por encima del umbral predeterminado, el aparato funciona de acuerdo con la Figura 2A de la siguiente manera.

50 Del depósito 50 de almacenamiento fluye aire líquido a la columna 10 de alta presión a través de un conducto 60 conectado al conducto 9, y a la columna 11 de baja presión a través de un conducto 61. Durante estos periodos no tiene lugar una licuación de aire en el licuador.

55 Cuando se envía aire líquido del depósito 50 al sistema de columnas, el caudal del compresor principal 1 de aire puede reducirse en una cantidad esencialmente igual a la cantidad de aire líquido, de manera que pueda conservarse el equilibrio total de oxígeno de las alimentaciones a la unidad. Como se ha indicado anteriormente, el caudal 14 del dispositivo 44 de expansión es bastante pequeño y puede eliminarse opcionalmente, ajustándose en consecuencia el caudal del compresor 1. El trabajo de refrigeración perdido resultante de la omisión del dispositivo de expansión puede compensarse fácilmente mediante la cantidad del aire líquido anteriormente mencionado. Por lo

tanto, sustituyendo el caudal de la corriente 8 por un caudal de aire líquido a través de 60, es posible detener el compresor 20 y reducir el caudal del compresor 1 en un 20-55 %. Estas reducciones tienen como resultado una fuerte disminución del consumo de energía de la unidad. Dado que el caudal de las diversas corrientes que alimentan al sistema de columnas sigue siendo similar, la operación de destilación no se verá alterada por estos cambios y las purezas de producto no se verán afectadas. Sin embargo, al alimentar una cantidad importante de aire líquido y eliminar la parte 9 de aire reforzado y reducir el caudal del compresor 1, el intercambiador principal 30 se desequilibra en términos de caudales entrantes y salientes y refrigeración. Con el fin de restaurar los equilibrios de caudal y refrigeración debe extraerse del sistema un caudal de gas frío saliente a temperatura criogénica. La Figura 2A ilustra una posible disposición de tal funcionamiento, en la que parte 40 del nitrógeno residual de la columna de baja presión se retira del sistema sin ser calentada en el intercambiador 30 ni en ningún otro intercambiador. La corriente 40 se comprime en un compresor 70 cuya entrada está a temperatura criogénica. La corriente de gas frío puede ser cualquier gas frío con un caudal y una temperatura adecuados, incluyendo el producto de oxígeno gaseoso de la parte inferior de la columna 11 de baja presión. La temperatura del gas frío que abandona la caja fría está entre  $-180\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ . El intercambiador principal 30, y otros intercambiadores de calor criogénicos tales como subenfriadores, constituyen un sistema de intercambio térmico, denominado a veces línea de intercambio térmico, de un sistema de separación de aire. Esta línea de intercambio térmico promueve la transferencia de calor entre los gases de alimentación entrantes y los productos gaseosos salientes para enfriar los gases de alimentación hasta casi sus puntos de rocío antes de alimentarlos a las columnas y para calentar los productos gaseosos hasta la temperatura ambiente.

La energía necesaria para licuar aire es por lo general muy alta y normalmente no puede justificarse económicamente el uso de aire líquido para sustituir la corriente de aire reforzado como se ha descrito anteriormente. Sin embargo, dado que existe una gran diferencia en el precio de la energía entre periodos punta y periodos valle, como se ha explicado previamente, está previsto llevar a cabo el paso de gran consumo de energía de la licuación de aire sólo durante los periodos en los que el precio de la energía es bajo, por ejemplo por la noche, de tal manera que el coste provocado por este paso de licuación no sea excesivo. Por lo tanto, se hace evidente que sólo durante los periodos punta se utiliza este líquido, producido antes económicamente, para alimentar el sistema y reducir los caudales o la energía consumida por la unidad. Tal maniobra reduce fuertemente el consumo de energía de la unidad. Por consiguiente, es posible minimizar el gasto que supone pagar el alto precio de la energía durante los periodos punta. En esencia, esta nueva invención permite producir las moléculas de gases necesarias para la destilación durante periodos de bajo precio de la energía y a continuación utilizar eficazmente esas moléculas durante los periodos de alto precio de la energía para lograr un ahorro de costes global.

El gas frío extraído del sistema durante las horas punta se comprime económicamente a baja temperatura hasta una presión mayor. La energía consumida por esta compresión en frío es baja en comparación con una compresión en caliente realizada a temperatura ambiente. De hecho, la energía consumida por una rueda de álabes de un compresor es directamente proporcional a su temperatura absoluta de entrada. Una rueda de álabes de un compresor con una admisión a  $-173,15\text{ }^{\circ}\text{C}$  (100 K) consumiría aproximadamente 1/3 de la energía de una rueda de álabes de un compresor con una admisión a temperatura ambiente de  $26,85\text{ }^{\circ}\text{C}$  (300 K). Por lo tanto, utilizando la compresión en frío es posible mejorar aun más el valor energético de un gas aumentando su presión a expensas de una necesidad relativamente pequeña de energía. Es evidente que el gas frío extraído del proceso, en lugar de ser sometido directamente a un proceso de compresión en frío, puede utilizarse para otros propósitos, por ejemplo para enfriar otro proceso, para enfriar otro gas, etc. Por lo tanto, dependiendo de las aplicaciones, en lugar de comprimir en frío el gas frío directamente, es posible calentar el gas frío ligeramente mediante algunos otros intercambiadores de calor de recuperación externos hasta otra temperatura, aún criogénica (menos de  $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), y a continuación comprimirlo mediante el compresor en frío.

Es útil señalar que las unidades de separación de aire tradicionales también descargan constantemente a la atmósfera pequeñas corrientes frías tales como una purga no condensable de condensadores o una purga líquida de recipientes o columnas. Estas corrientes de purga tienen normalmente un caudal muy pequeño, normalmente menos de un 0,2 % de la alimentación de aire total. A no ser que exista una unidad de recuperación de gas raro (neón, criptón, xenón, etc.) que pueda utilizar esas corrientes de purga como alimentaciones, se rechazan las mismas sin ninguna recuperación en frío, dado que su intervalo de caudal es demasiado pequeño. Mientras tanto, el gas frío recuperado de esta invención tiene un caudal mucho mayor: su caudal mínimo es de aproximadamente un 4 % de la alimentación mínima de aire gaseoso al sistema y puede ser de hasta un 70 % del caudal de aire total.

La licuación de aire en los periodos valle puede realizarse en otra planta criogénica, utilizando un equipo diferente, como se ilustra en la Figura 3. En ésta el aire se comprime en un compresor 100, se envía a un licuador 200 y a continuación al depósito 50 de almacenamiento. El aire líquido se envía desde el depósito 50 de almacenamiento hasta una USA como se describe en la Figura 2A durante los periodos punta, hallándose en este caso el depósito de almacenamiento fuera de la caja fría.

La licuación puede llevarse a cabo también utilizando un licuador independiente conectado a la unidad de separación de aire como está ilustrado en la Figura 4, donde el aire procedente del compresor principal 1 de aire se divide, enviándose una parte al licuador 200 y el resto a la USA. A continuación, el aire procedente del licuador se envía al depósito 50 de almacenamiento y desde éste de vuelta a la USA durante los periodos punta.

Como alternativa, el aire líquido puede producirse dentro de la USA utilizando el mismo equipo que en los casos del licuador integrado, como se describe en la Figura 5. La Figura 6 ilustra el modo de alimentación de líquido durante los periodos punta.

5 El depósito de almacenamiento de líquido puede ser un recipiente situado externamente con respecto a la caja fría o un recipiente situado dentro de la caja fría. También es posible utilizar una parte inferior sobredimensionada de una columna de destilación como depósito de almacenamiento de líquido, en cuyo caso el líquido almacenado tiene una composición similar a la del líquido que se está produciendo en la parte inferior del recipiente. Durante el llenado se deja que el nivel de líquido suba en la parte inferior de la columna o recipiente.

10 A continuación se describen algunas condiciones de funcionamiento adicionales de diversos parámetros de proceso relacionados con la invención:

- La cantidad de aire líquido que se ha de producir en las horas valle depende de la duración relativa del periodo valle con respecto a la duración del periodo punta. Cuanto más corto sea el periodo valle, tanto mayor será la velocidad de licuación requerida y viceversa. En el modo punta, la velocidad de alimentación de aire líquido puede ser de aproximadamente un 20-30 % de la alimentación total de aire en condiciones normales.

- La Figura 12 puede utilizarse para proporcionar una directriz general para la extracción de gas frío del proceso cuando se alimenta un líquido 30 al sistema durante los periodos punta: como se muestra, el sistema 71 de columnas está conectado a la línea 65 de intercambio, y los productos líquidos 15, 16 son suministrados por las bombas 20, 21 a la línea 65 de intercambio para la vaporización. La totalidad del producto líquido presurizado que se vaporiza en el intercambiador 65 se denomina Líquido Vaporizado Total. Los gases presurizados 31, 32 se enfrían y se condensan en el intercambiador 65 contra los productos 15, 16 de vaporización para obtener unas alimentaciones 25, 26 de líquido, que a continuación se someten a una expansión en el sistema 71 de columnas. El caudal total de todas las corrientes presurizadas condensadas se denomina Líquido Entrante Total. El gas frío 11 puede extraerse del sistema según la siguiente directriz: su caudal es aproximadamente 1,6 a 2,6 veces el Líquido Vaporizado Total menos el Líquido Entrante Total:

$$\text{Caudal de gas frío} = k [\text{Líquido Vaporizado Total} - \text{Líquido Entrante Total}]$$

con  $k = 1,6$  a  $2,6$

- También es posible extraer producto líquido (oxígeno, nitrógeno o argón) o una combinación de esos productos líquidos junto con el gas frío descrito anteriormente aumentando la cantidad de alimentación de aire líquido, proporcionando por lo tanto la refrigeración necesaria para la producción de producto líquido o productos líquidos.

35 La compresión en frío del gas frío puede llevarse a cabo en un solo paso, como se ha ilustrado anteriormente en la Figura 2A. Cuando la presión final del gas frío comprimido es relativamente baja, es decir que la temperatura del gas comprimido permanece en un nivel bajo, entonces es posible aumentar el caudal de gas comprimido, como está ilustrado en la Figura 7, enfriando aire adicional 85 procedente del compresor principal 1 de aire (o gas de nitrógeno) con el gas frío comprimido procedente del compresor en frío 70 en la línea 30 de intercambio y comprimiendo a continuación el gas adicional hasta una presión mayor en el compresor en frío 75. A continuación, las dos corrientes frías comprimidas se mezclan corriente arriba con respecto a la línea 30 de intercambio térmico para formar la corriente 95. Este intercambiador puede combinarse con el intercambiador principal 30 de la Figura 2A. La Figura 8 también describe esta realización.

45 La Figura 8 muestra una USA basada en la de la Figura 2A, en la que se comprime nitrógeno frío 40 a baja presión hasta una presión entre 10 y 20 bares abs., preferiblemente 15 bares abs. El gas comprimido en el compresor en frío 70 se calienta sólo en el extremo caliente del intercambiador de calor 30. Parte del aire de alimentación comprimido en el compresor principal 1 de aire se purifica, se enfría en el intercambiador 30 hasta una temperatura intermedia y a continuación se comprime en el compresor en frío 75 hasta la misma presión que la de la salida del compresor en frío 70. A continuación, las dos corrientes comprimidas en los compresores en frío 70, 75 se mezclan y se envían, por ejemplo, a la cámara de combustión de una turbina de gas, donde la corriente mixta se calienta y a continuación se expande en una turbina para la recuperación de energía.

50 En la Figura 9 se describe otra realización en la que el gas frío presurizado puede, después de una compresión en frío en el compresor en frío 70, ser calentado y enviado a un dispositivo 110 de expansión en caliente para la recuperación de energía o la producción de energía. Esta energía que se produce durante las horas punta puede ser muy valiosa y puede exportarse para generar ingresos adicionales. El nitrógeno procedente del compresor en frío 70 se calienta en un intercambiador 80 y se calienta posteriormente mediante el calentador 90 antes de ser sometido a una expansión en el dispositivo 110 de expansión. El gas de escape del dispositivo 110 de expansión se envía al intercambiador 80 y se utiliza para calentar el nitrógeno frío comprimido.



La Figura 10 ilustra la aplicación en la que el gas frío comprimido se envía a una turbina de gas para la recuperación de energía. Aquí, el nitrógeno procedente del compresor en frío 70 se envía a la cámara 150 de combustión de la turbina de gas, después de mezclarlo con aire procedente del compresor 120 de la turbina de gas. También se envía combustible 140 a la cámara de combustión, y el gas de escape es sometido a una expansión mediante el dispositivo 130 de expansión para formar gas 160. En esta aplicación podría utilizarse también una disposición de compresión similar a la ilustrada en la figura 8 o 9, que utilice dos compresores y que mezcle aire frío comprimido con nitrógeno frío comprimido.

Éste es un campo en el que la nueva invención puede utilizarse para mejorar la economía de este tipo de proceso.

De hecho, el proceso CCGI (ciclo combinado con gasificación integrada) está basado en el concepto de gasificar carbón, coque de petróleo, etc. utilizando gas de oxígeno para producir gas sintético (*syngas*), que a continuación se quema en una turbina de gas para generar energía. Se añade un subsistema de generación de vapor para formar un ciclo combinado para una generación de energía adicional. Dado que la demanda de energía del CCGI normalmente fluctúa ampliamente entre el día y la noche y el gasificador no es muy flexible en términos de variaciones de capacidad de producción, es problemático conseguir un modo de funcionamiento estable. Además, el equipo se utiliza poco durante las horas valle. El problema se agrava además por el hecho de que por la noche, con una menor temperatura ambiente, el compresor de la turbina de gas puede generar un mayor caudal hacia el sistema de la turbina. Sin embargo, este último no puede utilizar esta capacidad adicional debido a la menor demanda. De una manera similar, de día, cuando la temperatura ambiente es mayor, el compresor de la turbina de gas ve su caudal reducido, y esto durante el tiempo en que es deseable una generación de energía adicional. Incorporando las características de esta nueva invención a una planta CCGI podemos mejorar considerablemente el rendimiento de la unidad, gracias a la sinergia de la planta de separación de aire y el CCGI:

- De noche, como se muestra en la Figura 11, cuando la demanda de energía es baja y está disponible un mayor caudal del compresor, puede desviarse aire procedente del compresor 120 de la turbina de gas a la planta de separación de aire para proporcionar al menos parte del caudal y la energía para la licuación de aire. También podría utilizarse ventajosamente una USA de presión elevada, dado que ésta puede utilizar directamente el aire a presión elevada procedente de la turbina de gas. Tomando un mayor caudal y consumiendo más energía, y por lo tanto más gas sintético para la turbina de gas, para licuar el aire durante las horas valle, la parte CCGI puede mantenerse relativamente constante durante las horas nocturnas. En la Figura 11, el bloque 170 representa el gasificador y el bloque 180 representa el tratamiento, la filtración, la compresión, etc. del gas sintético/del combustible.
- De día, la capacidad del compresor 120 de aire de la turbina de gas es reducida debido a la mayor temperatura ambiente. La extracción de aire del modo nocturno se detiene. El aire líquido producido por la noche y enviado al almacenamiento 50 se utiliza entonces en la planta de separación de aire y se reduce el consumo de energía de esta última, de manera que, por lo tanto, puede desviarse más energía para satisfacer la gran demanda de las horas diurnas. Además, el gas frío extraído de la USA se comprime económicamente en el compresor en frío 70 hasta una presión mayor para inyectarlo en la turbina de gas y para compensar la falta de caudal, generando así aun más energía.

Para aplicaciones que impliquen inyectar gas comprimido en una turbina de combustión o una turbina de gas, las disposiciones de compresión en frío de las Figuras 7 y 8 están bien adaptadas: la necesidad de presión para el gas inyectado es de aproximadamente 15-20 bares, que es exactamente el intervalo de presiones requerido por el proceso de esas figuras, y mezclando la corriente de aire frío comprimido con el gas rico en nitrógeno frío comprimido, como se muestra, es posible asegurar un buen suministro de oxígeno necesario para el proceso de combustión.

La nueva invención puede utilizarse ventajosamente para mejorar la eficacia de una unidad de separación de aire. Una realización de esta característica está ilustrada en la Figura 13, que describe un modo de funcionamiento de la unidad de separación de aire cuando se producen los picos de energía. El aire líquido 30 producido durante los periodos valle se alimenta al sistema 30', 31 de columnas. El gas frío 10 extraído de la parte superior de la columna 31 de destilación se comprime en frío 60, 61 hasta una presión mayor en forma de la corriente 13. Una parte de este gas a mayor presión (corriente 14) se recircula de vuelta al intercambiador principal 65, en donde se licúa para formar una corriente líquida 15 y se alimenta al sistema de columnas. Esta recirculación y licuación mejora la vaporización de la corriente líquida comprimida 23 en el intercambiador principal 65 y es posible reducir un poco el caudal de la alimentación 30 de líquido. Además, la presencia de esta corriente líquida 15 en el extremo frío del intercambiador 65 equilibraría la parte terminal fría de la planta e impediría la licuación de la corriente 2, que podría ser perjudicial para la transferencia de calor en el intercambiador 65 y podría causar problemas de destilación en la columna 30'.

Si es necesario, también puede enfriarse una parte del gas comprimido (corriente 12) y recircularse ésta a la parte superior de la columna 30' de alta presión para mejorar la destilación del sistema de columnas a continuación del enfriamiento en la línea 65 de intercambio térmico para formar la corriente 16.

5 Durante los periodos valle, la planta de separación de aire funciona de acuerdo con el proceso descrito en la figura 2 (para mayor claridad del dibujo, no se muestran los dispositivos de expansión ni los compresores del modo valle). El proceso de la figura 2 es un proceso típico para plantas de separación de aire líquido bombeado y será obvio para el experto en la técnica que también pueden utilizarse igualmente para el modo valle otros procesos de líquido bombeado, tales como un proceso de refuerzo en frío o un proceso de líquido bombeado con dispositivo de expansión Claude, etc. El aire líquido necesario para los periodos punta podría producirse mediante un licuador externo, como se muestra en la figura 2. Por supuesto, como se ha mencionado previamente, también puede implementarse un licuador integrado.

10 Una realización adicional puede utilizarse en la recuperación de frigorías a partir de la vaporización de GNL. Se han utilizado plantas criogénicas para recuperar el frío liberado de la vaporización de GNL en plantas de GNL terminales de vaporización o de nivelación de cargas punta. Esta refrigeración se utiliza para disminuir el coste de producir productos líquidos en plantas de separación de aire. Con esta invención, la refrigeración de GNL vaporizado puede utilizarse para reducir el coste de licuación de aire líquido en periodos valle y por lo tanto tener como resultado un mayor ahorro de gastos cuando se alimenta el líquido de vuelta a la USA en periodos punta, como se ha descrito en este concepto.

15 Las realizaciones anteriores describen el uso de aire líquido como líquido intermedio para transferir la refrigeración y las moléculas de gas entre los periodos punta y valle. Para un experto en la técnica será obvio que para aplicar esta técnica puede utilizarse cualquier líquido con diversas composiciones de componentes del aire. Por ejemplo, el líquido puede ser un líquido rico en oxígeno extraído en la parte inferior de la columna de alta presión que contenga aproximadamente un 35 a un 42 % en moles de oxígeno, o un líquido extraído cerca de la parte inferior de la columna de baja presión con un contenido de un 70-97 % en moles de oxígeno, o incluso un producto de oxígeno puro. El líquido puede ser también una corriente rica en nitrógeno con poco contenido de oxígeno. Es útil señalar que cuando esta corriente líquida rica en nitrógeno que casi no contiene oxígeno se alimenta de vuelta a la unidad de separación de aire durante los periodos punta, el caudal de alimentación de aire no se reducirá, sino que ha de mantenerse constante para satisfacer el suministro de moléculas de oxígeno. En esta situación, el ahorro de energía puede lograrse por ejemplo apagando los compresores de producto de nitrógeno (compresores 45, 46 de la Figura 2) y suministrando el producto de nitrógeno mediante los compresores en frío, que consumen considerablemente menos energía. En otras palabras, el concepto es aplicable a un líquido intermedio con cualquier composición de componentes del aire.

20 La invención se ha desarrollado para una demanda de producto constante bajo una estructura de precios de la energía variables. Es evidente que la invención puede extenderse también a un sistema con una demanda variable de producto. Por ejemplo, durante los periodos con poca demanda de oxígeno, puede aplicarse el concepto alimentando aire líquido al sistema y reduciendo el caudal de aire de alimentación. El oxígeno que no se utilice puede almacenarse en forma de un producto de oxígeno líquido, de tal manera que es posible mantener sin cambios las columnas de destilación. Este oxígeno líquido puede alimentarse de vuelta al sistema cuando la demanda de oxígeno sea grande. Ajustando el caudal de alimentación de aire líquido, del líquido de oxígeno, de la extracción de gas frío y de la alimentación de aire gaseoso, o de otro líquido como nitrógeno líquido, es posible proporcionar un proceso óptimo que satisfaga las restricciones impuestas tanto por la demanda variable de producto como por el precio variable de la energía.

30  
35  
40

**REIVINDICACIONES**

1. Proceso de separación de aire a baja temperatura para producir producto gaseoso presurizado en una unidad de separación de aire que utiliza un sistema de columnas (10, 11) de destilación, que comprende los pasos siguientes:
- 5 a) enfriar una corriente de aire comprimido en una línea (30) de intercambio térmico para formar una corriente de aire enfriado comprimido,
- b) enviar al menos parte de la corriente de aire enfriado comprimido a una columna (10) del sistema,
- c) en un primer periodo de tiempo, licuar una corriente de proceso para formar un primer producto líquido (49) y almacenar al menos parte del primer producto líquido,
- 10 d) en un segundo periodo de tiempo, enviar el primer producto líquido almacenado anteriormente mencionado a la unidad de separación de aire como una de las alimentaciones,
- e) presurizar al menos una segunda corriente (6, 13) de producto líquido,
- f) vaporizar la segunda corriente de producto líquido presurizada anteriormente mencionada para formar un producto gaseoso presurizado (7) en la línea de intercambio térmico,
- 15 g) durante el segundo periodo de tiempo anteriormente mencionado, extraer un gas frío (40) de la unidad de separación de aire y comprimir el gas frío en un compresor (70) que tiene una temperatura de entrada entre -180 °C y -50 °C y una temperatura de salida de, como máximo, -20 °C para formar un gas presurizado,
- caracterizado por que** el paso c) se lleva a cabo sólo si el precio de la electricidad está por debajo de un umbral predeterminado y **por que** los pasos d) y g) se llevan a cabo sólo si el precio de la electricidad está por encima de un umbral predeterminado.
- 20 **2.** El proceso según la reivindicación 1, en donde el producto gaseoso presurizado es un producto de oxígeno.
- 3.** El proceso según la reivindicación 1, en donde el producto gaseoso presurizado es un producto de nitrógeno.
- 4.** El proceso según la reivindicación 1, en donde la corriente de proceso del paso c) contiene cualquier proporción de oxígeno, nitrógeno y argón.
- 25 **5.** El proceso según la reivindicación 1, en donde la corriente de proceso del paso c) es al menos una de las siguientes: nitrógeno puro, aire, oxígeno que contiene al menos un 37 % en moles de oxígeno, oxígeno que contiene al menos un 65 % en moles de oxígeno, oxígeno que contiene al menos un 85 % en moles de oxígeno, y oxígeno que contiene al menos un 99,5 % en moles.
- 6.** El proceso según la reivindicación 1, en donde el gas frío del paso g) se selecciona del grupo que consiste en un gas rico en nitrógeno, nitrógeno puro, aire, un gas que tiene una composición similar al aire, un gas rico en oxígeno y un producto de oxígeno puro.
- 30 **7.** El proceso según la reivindicación 1, en donde el gas frío se comprime hasta una presión entre 35 y 80 bares abs. en el compresor (60, 61, 70).
- 8.** El proceso según la reivindicación 1, en donde al menos una parte del gas presurizado se calienta y se expande en un dispositivo (130) de expansión en caliente para recuperar energía.
- 35 **9.** El proceso según la reivindicación 1, en donde al menos una parte del gas presurizado se inyecta en una turbina (130, 150) de gas para la recuperación de energía.

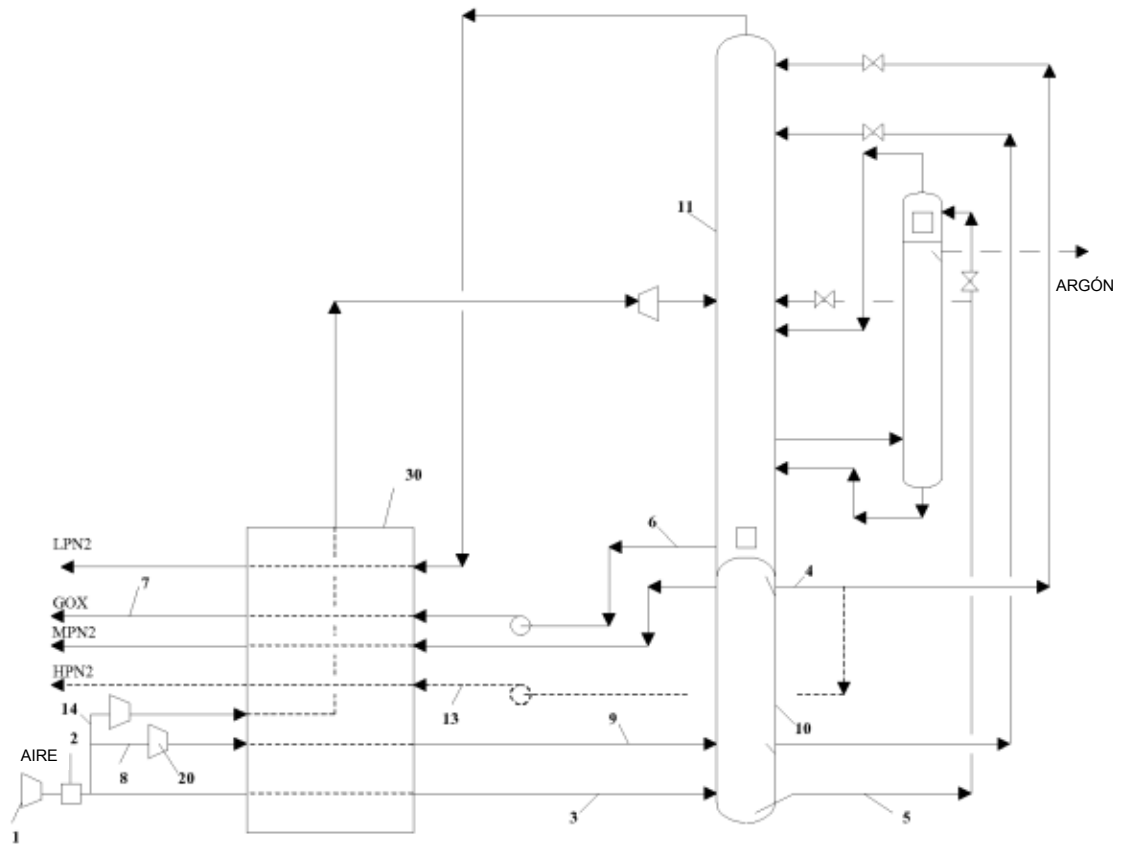


Figura 1 - TÉCNICA ANTERIOR

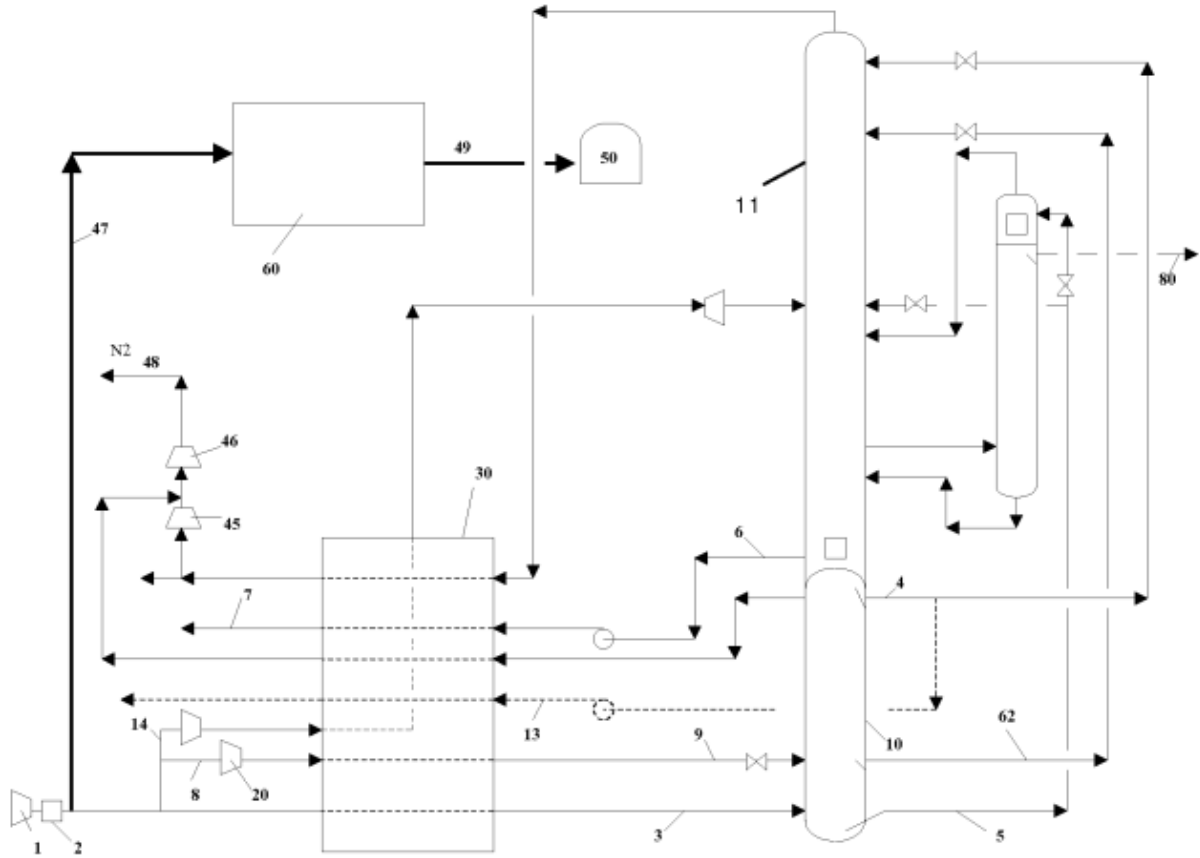


Figura 2

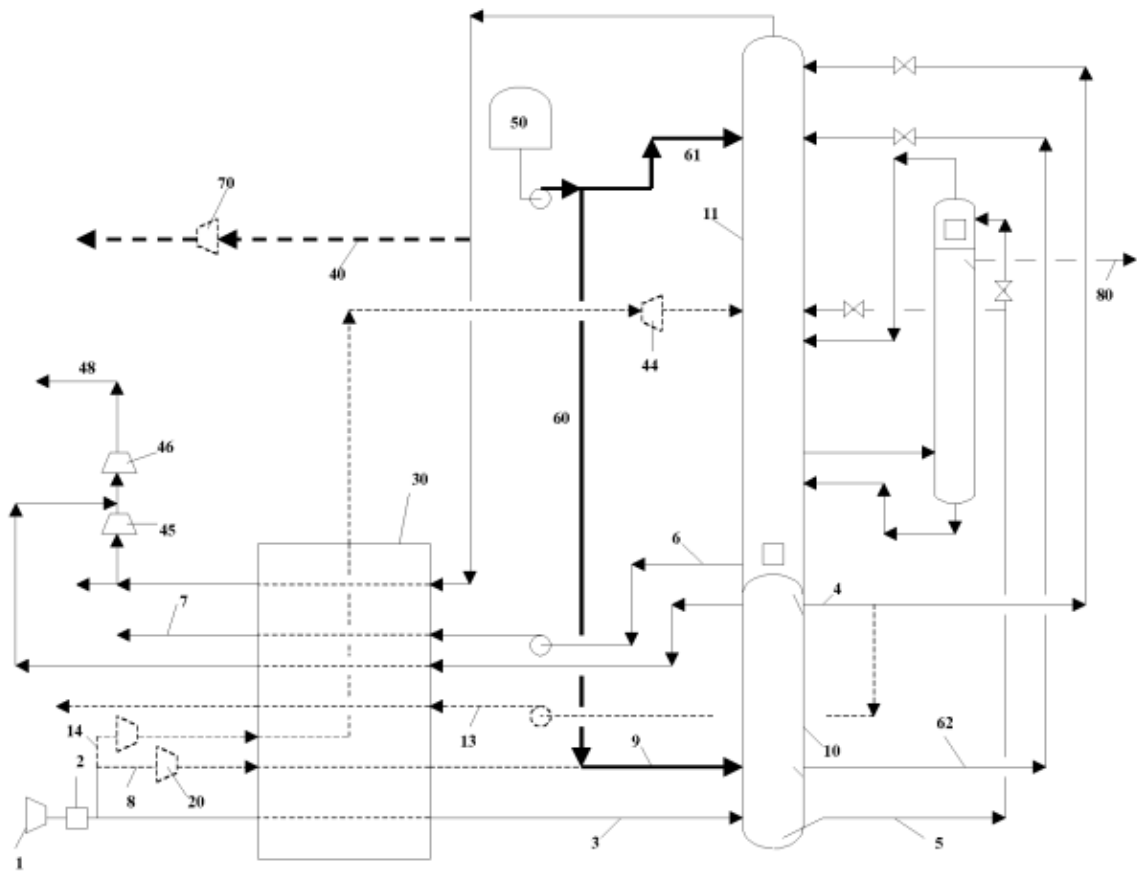


Figura 2A

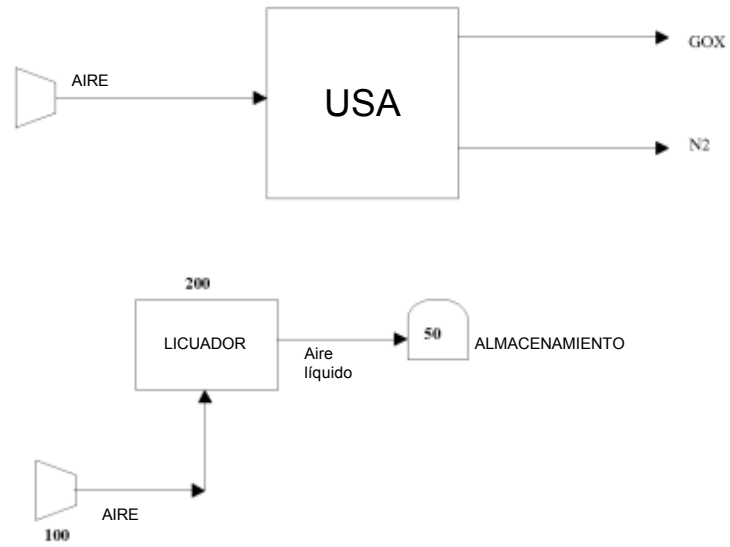


Figura 3

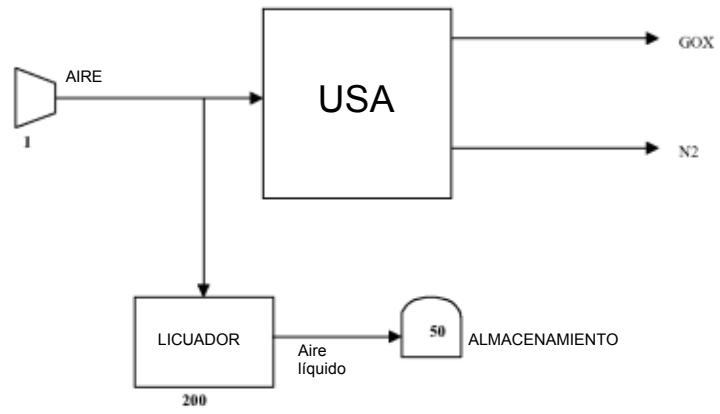


Figura 4



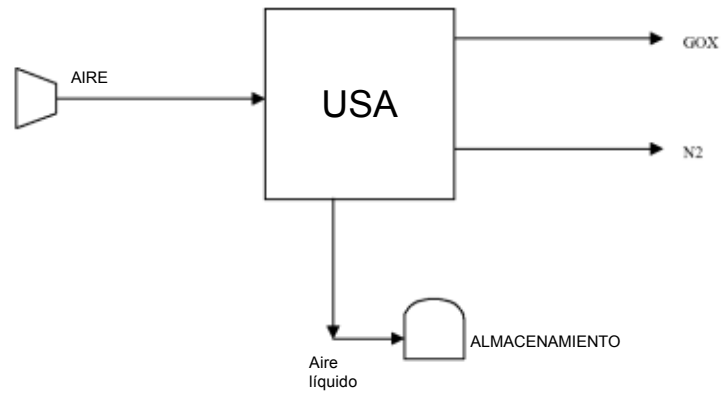


Figura 5

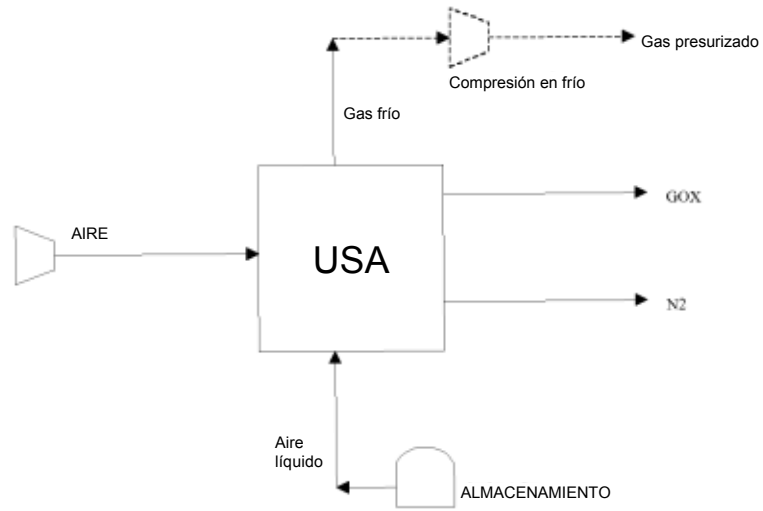


Figura 6

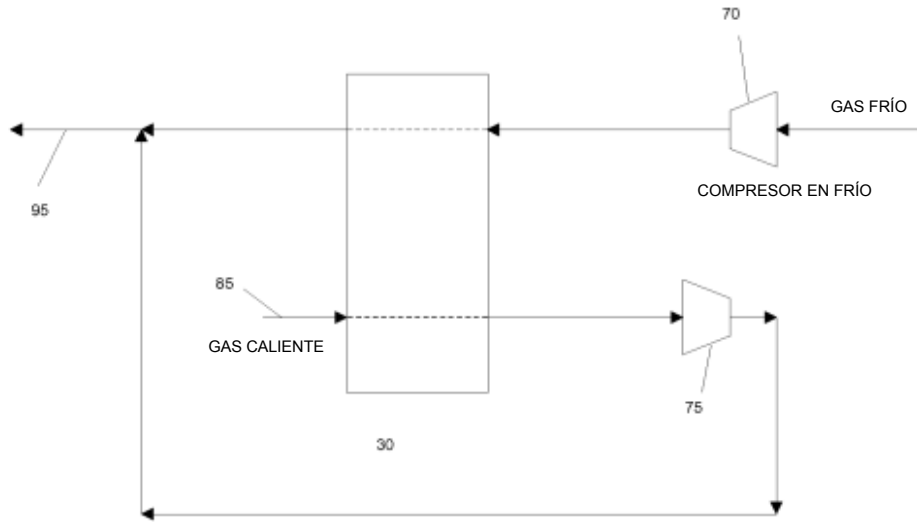


Figura 7

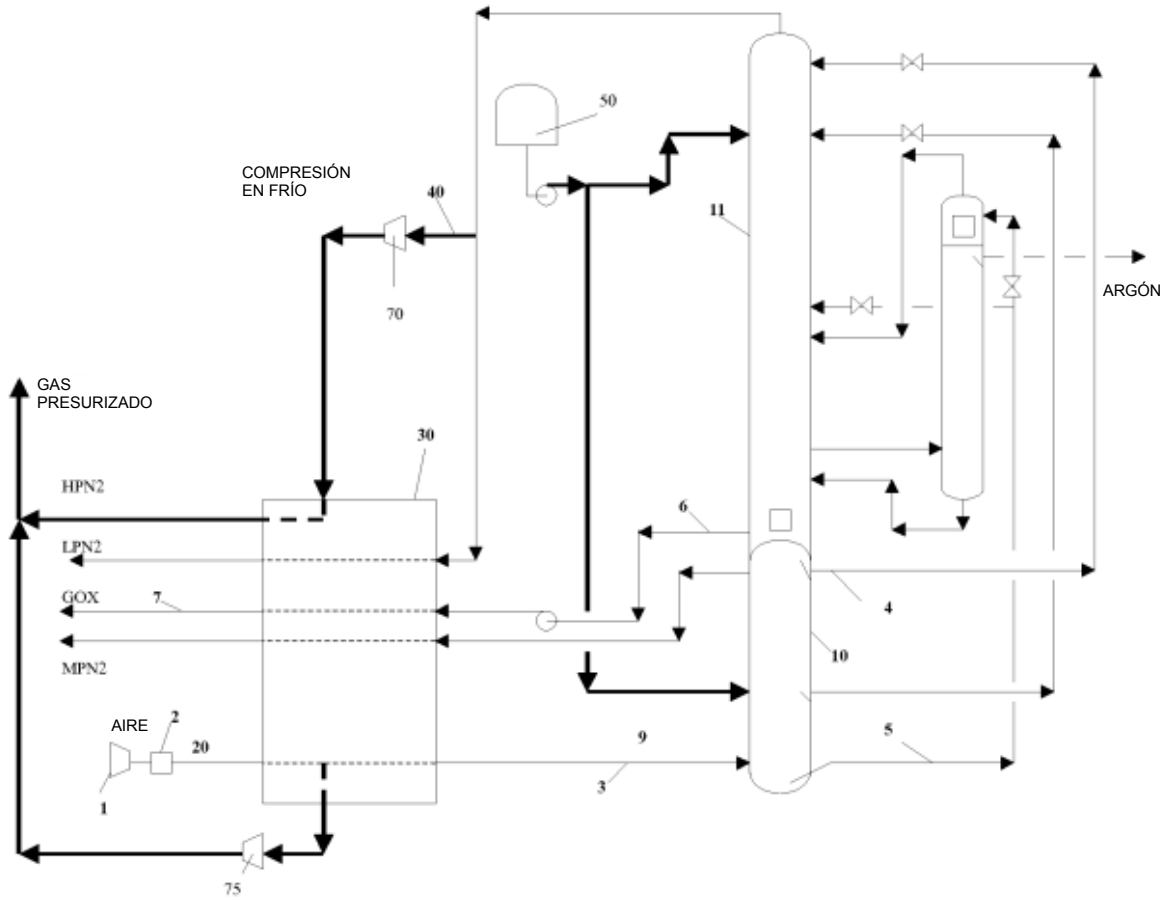


Figura 8

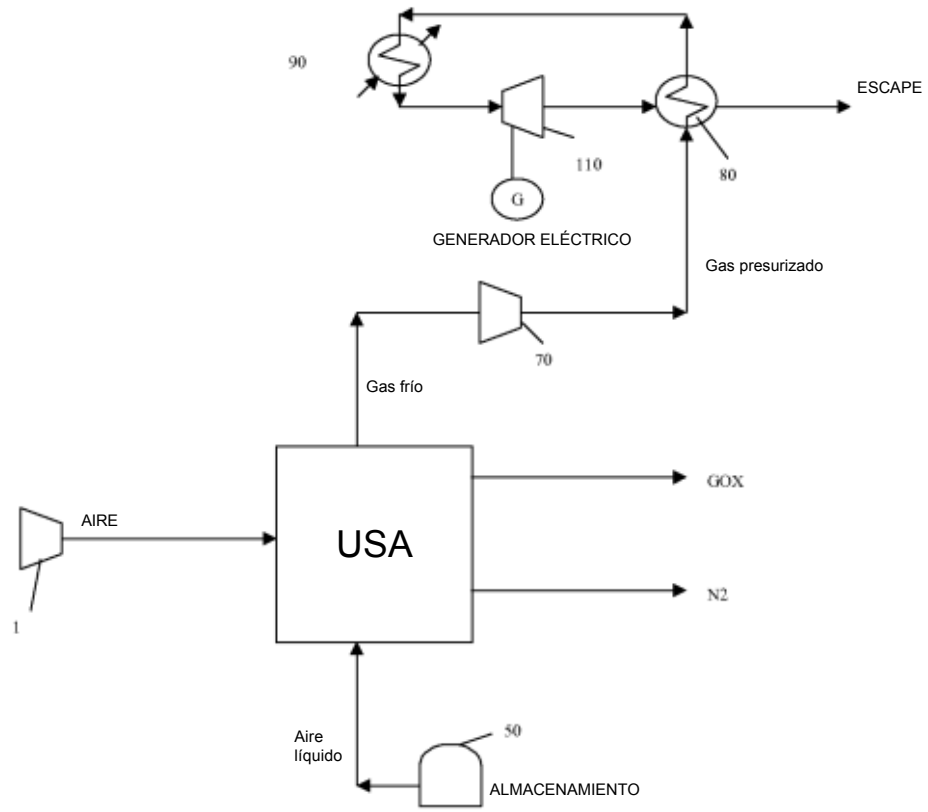


Figura 9

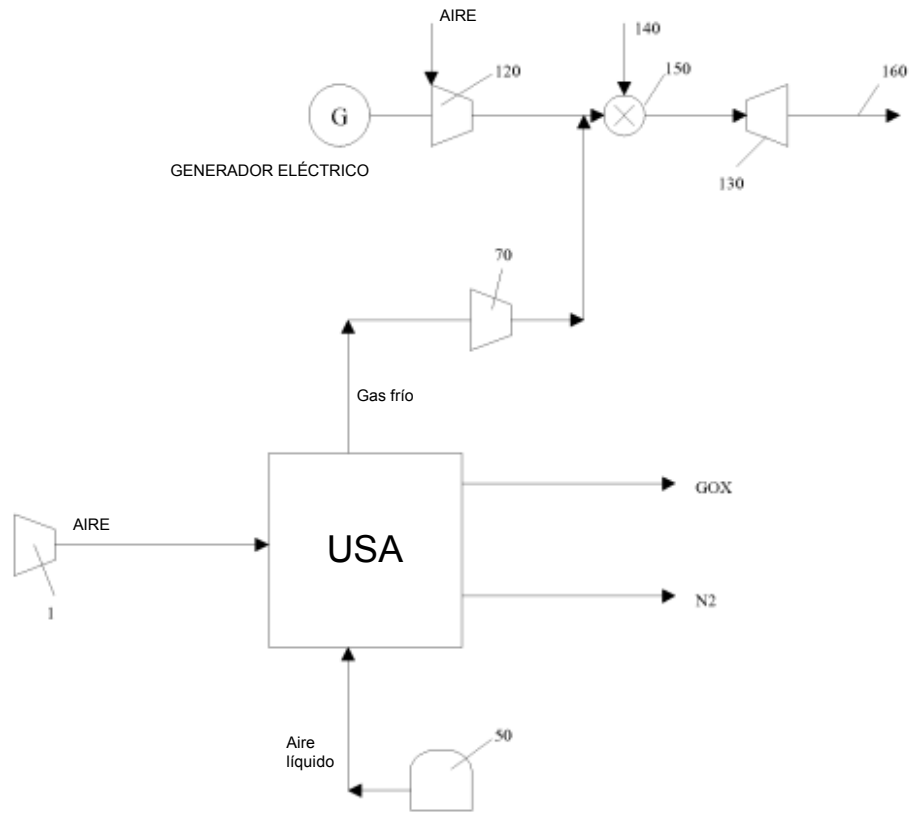


Figura 10

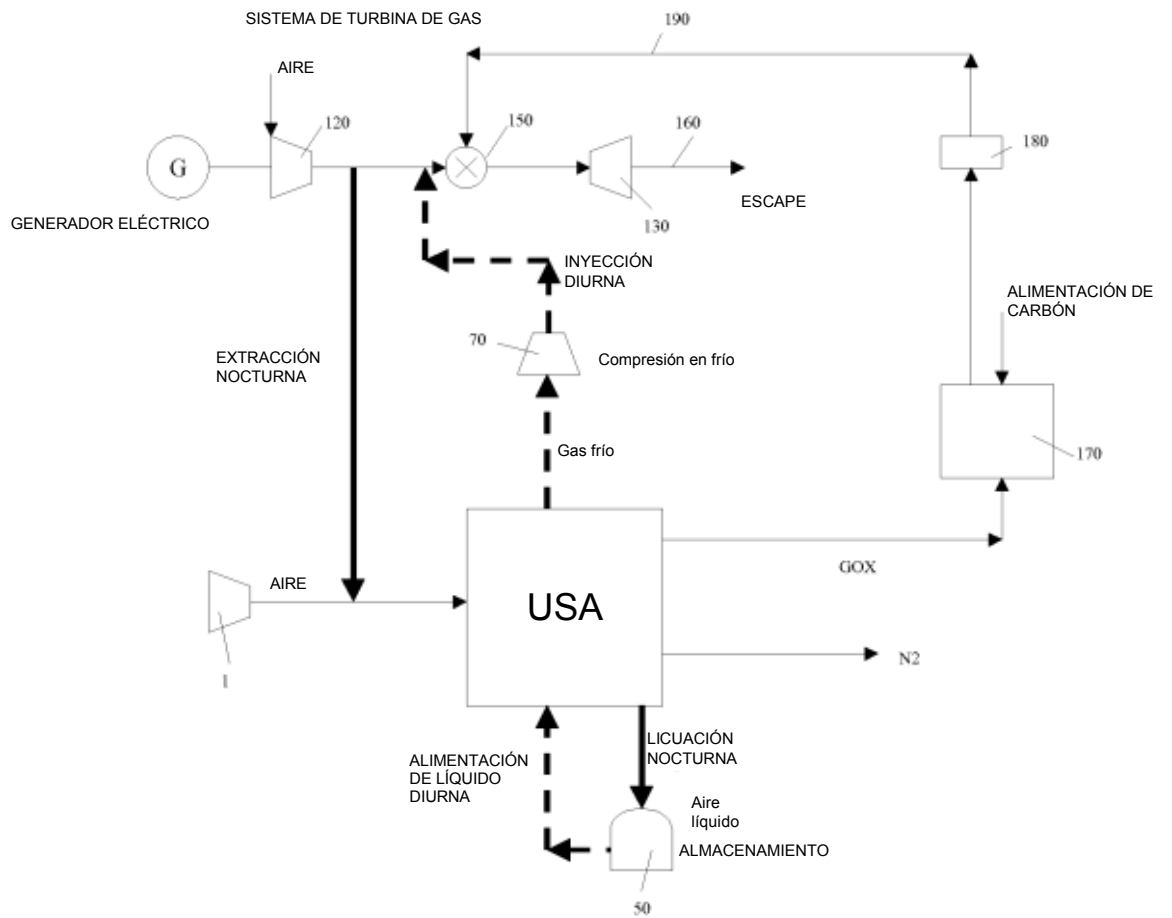


Figura 11

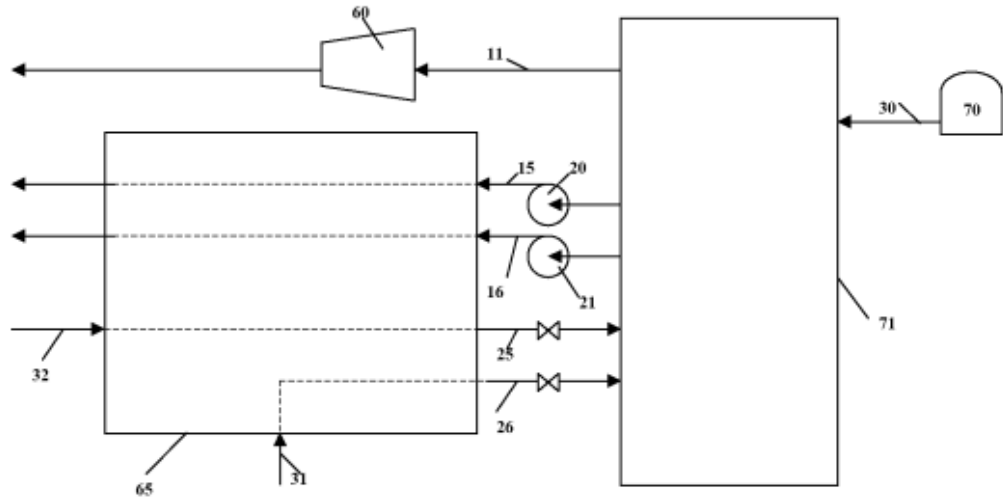


Figura 12



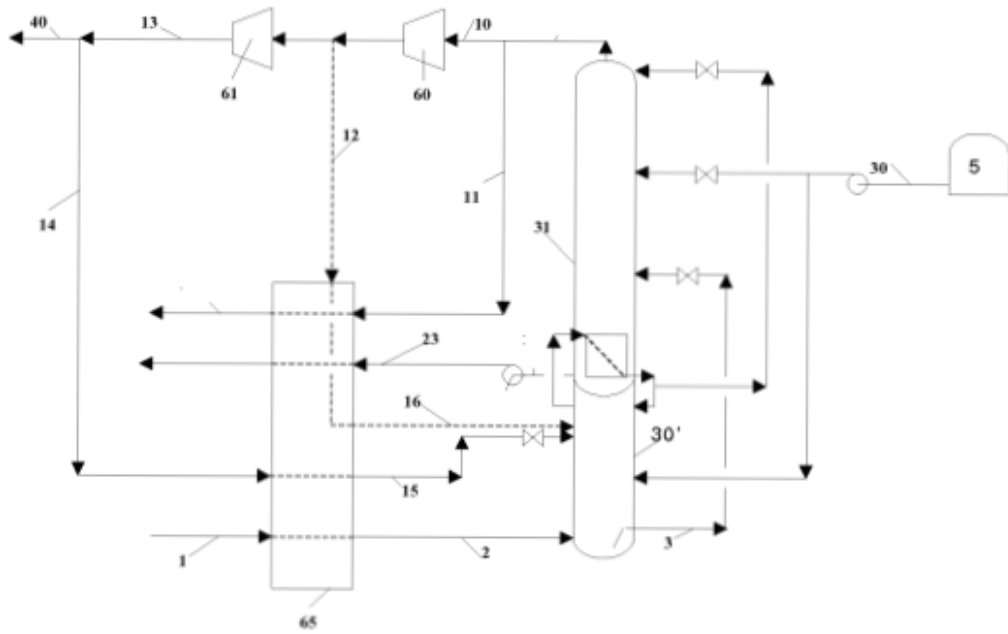


Figura 13