



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS
ESPAÑA



⑪ Número de publicación: **2 992 788**

⑮ Int. Cl.:

F25J 1/00 (2006.01)
F25J 1/02 (2006.01)
F25B 15/04 (2006.01)
F25B 9/02 (2006.01)
F25B 25/02 (2006.01)

⑫

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

⑥ Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.03.2016** PCT/CA2016/050342
⑦ Fecha y número de publicación internacional: **29.09.2016** WO16149828
⑨ Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.03.2016** E 16767595 (8)
⑨ Fecha y número de publicación de la concesión europea: **14.08.2024** EP 3274640

⑮ Título: **Licuefacción de gases industriales y de hidrocarburos**

⑯ Prioridad:

23.03.2015 US 201562136839 P

⑮ Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

18.12.2024

⑯ Titular/es:

COOL SCIENCE INC. (100.0%)
Suite 1500520 5th Ave SW
Calgary, AB T2P 3R7, CA

⑯ Inventor/es:

NIKIFORUK, COLIN F.

⑯ Agente/Representante:

MARTÍN SANTOS, Victoria Sofia

ES 2 992 788 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

Licuefacción de gases industriales y de hidrocarburos

5 Campo de la invención

La presente invención se refiere a procedimientos para la licuefacción de gases industriales o de hidrocarburos o mezclas de gases de los mismos.

10 Antecedentes de la invención

Los gases industriales tales como CO_2 , H_2S , N_2 , O_2 , H_2 , He , Ar , aire y otros gases, y gases de hidrocarburos tales como metano, etano, propano, etileno y otros gases de hidrocarburos, o mezclas de gases, generalmente se licuan utilizando ciclos de refrigeración basados en los bien conocidos ciclos de refrigeración de Carnot o de turbo-expansión. Las temperaturas criogénicas conseguidas durante estos procesos industriales que permiten la licuefacción pueden requerir ciclos de refrigeración en cascada complejos que requieren capital, energía y costes operativos intensivos.

20 En el documento WO 2009/057179 A2, se da a conocer un procedimiento para licuar un gas industrial o un gas de hidrocarburo, o cualquier mezcla de gases industriales o de hidrocarburo que emplea al menos un enfriador de absorción de agua-amoniaco accionado por una fuente de calor residual disponible dentro del procedimiento, y una etapa de reducción de presión adiabática para licuar al menos parcialmente el gas mediante

25 El documento US 6 101 832 A, describe el funcionamiento de un ciclo de agua-amoniaco para su uso como refrigerante, específicamente un procedimiento para generar frío y/o calor, en el que una solución rica que consiste en un portador y un refrigerante se separa añadiendo calor a una solución débil y un refrigerante de vapor caliente, que se licua mientras se desprende calor, mientras que el refrigerante líquido se expande y, a la vez que se absorbe calor, se evapora para formar un refrigerante de vapor frío que se extrae mediante la solución débil y, a la vez que se desprende calor, se absorbe en esta solución débil para formar la solución rica; en el que la solución rica se presuriza antes de su separación.

30 Por consiguiente, existe una necesidad en la técnica de procedimientos alternativos para licuar gases o mezclas de gases industriales e hidrocarbonados que puedan ser relativamente eficientes energéticamente, económicos y prácticos de implementar.

35 Sumario de la invención

40 Según la invención, en la reivindicación independiente 1 se define un procedimiento para licuar un gas industrial o un gas hidrocarbonado, o cualquier mezcla de gases industriales o hidrocarbonados.

45 El procedimiento puede dar como resultado la licuefacción de al menos un componente del gas, una porción del gas o sustancialmente todo el gas.

45 Breve descripción de los dibujos

50 La invención se describirá ahora a modo de ejemplos de realización con referencia a los dibujos esquemáticos y simplificados adjuntos.

55 La figura 1 es una representación esquemática de una realización de la presente invención.

60 Las figuras 2A y 2B juntas son un diagrama de flujo de proceso (PFD) de una realización que no está de acuerdo con la invención, donde el gas se comprime a menos de la presión crítica para el gas.

65 La figura 3 es un diagrama de Mollier para dióxido de carbono (CO_2) que utiliza una realización que no está de acuerdo con la invención. Este y otros diagramas de Mollier muestran gráficos de Entalpía-Presión específicos tal y como los proporciona la comercial Chemicalogic Corporation USA.

70 La figura 4 es un diagrama de flujo del proceso (PFD) que utiliza un procedimiento de licuefacción de gas de acuerdo con la invención para un gas natural dulce a una presión de entrada de 170 kPa, agua saturada con 2 % de CO_2 y 98 % de CH_4 , el ciclo de licuefacción usa una única aplicación de licuefacción ultrarrápida a un almacenamiento de presión de 170 kPa.

75 Las figuras 5A y 5B conjuntamente son un diagrama de flujo de proceso (PFD) que utiliza el ciclo de refrigeración por absorción modificado, de acuerdo con la invención, en el que se indican los equipos clave y los puntos de datos del proceso. El proceso muestra los componentes clave para el sistema de enfriador de NH_3 de 4 etapas, la torre de absorción de vapor (VAT, del inglés "vapour absorber tower"), el enfriador

de solución pobre, los intercambiadores de calor residual, el generador, la columna rectificadora, el condensador de reflujo (deflegmador), el condensador de amoníaco y otros equipos auxiliares.

5 La figura 6A es un diagrama de Mollier para metano (CH_4) que utiliza un ciclo de licuefacción que muestra una realización de acuerdo con la presente invención. La figura 6B es un diagrama de Mollier para metano que utiliza una realización alternativa, con una alimentación de alta presión opcional.

10 La figura 7 es un diagrama de Mollier para amoníaco anhídrico (NH_3) que muestra los puntos termodinámicos de un sistema de enfriamiento de licuefacción de 4 etapas que muestra la presión y la temperatura del vapor de amoníaco anhídrico a medida que regresa a la VAT. La temperatura ambiente del sistema de enfriamiento para este ejemplo supone una temperatura de condensación de 22 °C.

15 La figura 8 es un diagrama de PTX para la solución de agua y amoníaco que representa los puntos de operación, en particular las presiones de operación clave del proceso, las temperaturas y la concentración de la solución a través de la VAT y el resto del ciclo de absorción modificado tal como se utiliza en la invención. El gráfico de PTX para agua y amoníaco se trazó utilizando datos de proceso del simulador de procesos PROMAX™.

20 La figura 9 es un diagrama de flujo de proceso (PFD, del inglés *"process flow diagram"*) de una realización de acuerdo con la presente invención, donde el enfriamiento de licuefacción de gas final se produce en un intercambiador de calor de vaporización de gas licuado.

25 La figura 10 es un diagrama de Mollier para la licuefacción de aire utilizando una realización de un ciclo de licuefacción tal y como se muestra en la figura 9.

Descripción detallada de realizaciones preferidas

En física, el término "gas" incluye un estado de la materia en el que una sustancia tiene una movilidad molecular perfecta y la propiedad de expansión indefinida. Tal como se utiliza en el presente documento, un "gas" incluye sustancias que son gases a temperatura y presión estándar, como CO_2 , H_2S , N_2 , O_2 , H_2 , He , Ar , aire o gases de hidrocarburos como metano, etano, propano, etileno y otros gases de hidrocarburos, o cualquier mezcla de gases. Tal como se utiliza en el presente documento, el término "gas licuado" significa cualquier gas o mezcla de gases que se haya licuado para su venta, eliminación o uso con fines comerciales, de investigación o industriales.

30 Tal como se utiliza en el presente documento, el término "válvula JT" o "válvula de estrangulación JT" significa una válvula de gas adaptada para permitir la expansión adiabática del gas de acuerdo con el efecto Joule-Thompson. Las válvulas JT son bien conocidas en la técnica y están disponibles comercialmente.

35 Tal y como se usa en el presente documento, el término "separador de baja presión" o "LPS" (del inglés, *"low pressure separator"*) significa un recipiente de separación que funciona a una presión y temperatura más bajas especificadas aguas abajo de una válvula de estrangulación "JT", de manera que un gas licuado puede eliminarse de la trayectoria de flujo o procesarse adicionalmente dentro de la trayectoria de flujo.

40 Tal como se usa en el presente documento, el término "separador de alta presión" o "HPS" (del inglés, *"high pressure separator"*) significa un recipiente de separación que funciona a la presión deseada para el enfriamiento de gas y está ubicado aguas arriba de la válvula de estrangulación JT.

45 Tal como se usa en el presente documento, el término "fase densa" en lo que se refiere a cualquier gas o mezcla de gases significa el estado de un gas resultante de su compresión por encima de su cricodenbar, que es la presión máxima por encima de la cual el gas no puede formarse en la fase gaseosa, independientemente de la temperatura, a una temperatura dentro de un intervalo definido por aproximadamente su temperatura crítica, que es la temperatura correspondiente al punto crítico, que es la combinación de presión y temperatura a la cual las propiedades intensivas de las fases gaseosa y líquida de la materia son iguales, y aproximadamente su cricoden térmico, que es la temperatura máxima por encima de la cual el gas natural no puede formarse en la fase líquida, independientemente de la presión. En la fase densa, un gas tiene una viscosidad similar a la de la fase gaseosa, pero puede tener una densidad más cercana a la de la fase líquida.

50 Tal y como se usa en el presente documento, el término "no condensable" significa cualquier gas que no se licue a la presión y temperatura de funcionamiento de una etapa o etapas específicas para cualquier LPS dentro de la trayectoria de flujo.

55 Tal y como se usa en el presente documento, el término "proceso de refrigeración por absorción" o "ARP" (del inglés *"absorption refrigeration process"*), significa un sistema de refrigeración que utiliza el proceso de refrigeración termodinámico reconocido en la técnica que se basa en la entrada térmica para impulsar un proceso de refrigeración.

- Tal como se usa en el presente documento, el término "calor de compensación" significa la entrada de calor en un sistema que se origina a partir de cualquier medio de recuperación de calor residual, medio de transferencia de calor, calentadores de resistencia eléctrica u otros medios convencionales para proporcionar entrada de calor a un bucle de calentamiento de solución rica en ARP modificado de la presente invención. El calor de ajuste se suministra preferiblemente desde fuentes de calor de bajo grado. Calor de baja calidad significa calor a baja y media temperatura que tiene menos densidad de exergía y no puede convertirse eficientemente por el procedimiento conversional. Aunque no hay ninguna especificación unificada sobre el intervalo de temperatura del calor de baja calidad, se entiende que una fuente de calor con una temperatura por debajo de 370 °C se considera una fuente de calor de baja calidad, porque el calor se considera no convertido de manera eficiente por debajo de esa temperatura usando el ciclo de Rankine de vapor. Las principales fuentes de calor de bajo grado son de energía solar térmica, geotérmica y térmica de residuos industriales.
- Como se usa en el presente documento, el término "proceso de refrigeración mecánica", significa un sistema de refrigeración que utiliza el proceso de refrigeración termodinámico reconocido en la técnica que se basa en la entrada de compresión para impulsar el proceso de refrigeración.
- Tal y como se usa en el presente documento, el término "proceso de refrigeración de turboexpansor", significa un sistema de refrigeración que utiliza el proceso de refrigeración termodinámico reconocido en la técnica que se basa en la expansión adiabática y la recuperación del trabajo para la compresión como un proceso de refrigeración.
- En un aspecto, las realizaciones de la presente invención comprenden un sistema que comprende una etapa de recepción de gas, una etapa de enfriamiento, una etapa o etapas de licuefacción y un ARP modificado que impulsa la etapa de enfriamiento. En una realización preferida, la invención también puede comprender una etapa de compresión, una etapa o etapas de recuperación de calor de energía de compresión, y una etapa de reciclaje de gas. Una realización de la presente invención busca utilizar la energía potencial (entalpía) de una corriente de gas de entrada y recuperar el calor de la energía de compresión durante una etapa de compresión del proceso de licuefacción para mejorar la eficiencia termodinámica general de un proceso de licuefacción de gas.
- En una realización, como se muestra esquemáticamente en la figura 1, la invención comprende un sistema de licuefacción de gas que se combina con un sistema de refrigeración por absorción de amoniaco acuoso modificado. El calor de la energía de compresión generada como resultado del trabajo de compresión en el gas o mezcla de gases que se va a licuar se puede recuperar utilizando agua-amoniaco para absorber calor de la corriente de gas del fluido de trabajo por medio de un intercambiador de calor. Las técnicas convencionales de procesamiento de gas rechazan esta alta cantidad, energía térmica de bajo grado al medio ambiente a través de ventiladores de aletas de aire o sistemas de refrigeración de agua. Las realizaciones de la presente invención utilizan el calor recuperado de la energía de compresión en un ciclo de refrigeración por absorción que proporciona refrigeración para permitir la licuefacción de gases.
- La energía potencial (entalpía) disponible en el gas que se va a licuar está directamente relacionada con la presión y temperatura del gas a medida que entra en el sistema y se utiliza durante los procesos de refrigeración por reducción de presión tales como el proceso de reducción de presión Joule-Thomson (JT) para enfriar el gas o la mezcla de gases por autorefrigeración a partir de la reducción de presión adiabática. El proceso JT es robusto y simple y es adecuado para refrigeración sin limitaciones prácticas en cuanto a operar dentro de la envolvente de fase gas-líquido, y no requiere el uso de equipos de rotación criogénica especiales que son complejos, caros y tienen limitaciones prácticas que requieren operación fuera de la envolvente de fase gas-líquido.
- Con una fuente de calor, los sistemas de refrigeración por absorción utilizan habitualmente menos del 5 % de energía eléctrica neta en comparación con la energía de enfriamiento producida por el sistema de refrigeración por absorción. El calor de baja calidad de la energía de compresión que se recupera del trabajo de compresión impartido en la corriente de gas que se licua puede proporcionar algo, todo o exceso de trabajo de refrigeración dependiendo de la aplicación específica de licuefacción de gas y el procedimiento empleado para la licuefacción. En aplicaciones en las que está disponible energía térmica insuficiente para recuperarse del ciclo de licuefacción, puede requerirse energía térmica de compensación adicional en forma de otras corrientes de calor residual de baja calidad disponibles y/u otros medios convencionales de entrada de calor para proporcionar la energía térmica requerida para permitir que el sistema de refrigeración de absorbendor desarrolle el trabajo de refrigeración requerido.
- El sistema de refrigeración por absorción comprende un rectificador que usa energía térmica para liberar amoniaco de una solución de amoniaco acuosa rica, y una torre de absorción de vapor (VAT), que en una realización, permite que un enfriador funcione a una presión de funcionamiento de 10 kPa tan baja como -71 °C. El diseño de la VAT emplea principios termodinámicos para eliminar la necesidad de bombas de vacío mecánicas convencionales para lograr las presiones de operación de vacío deseadas. El diseño de la VAT permite también al menos parte, y posiblemente toda, la recuperación del calor de la solución y el calor de la energía de condensación a medida que el amoniaco en forma de vapor anhidro absorbe en la solución pobre de agua-amoniaco en la parte superior de la VAT, y opcionalmente, en puntos de entrada adicionales a la VAT. La fuerza y temperatura de la solución aumenta de arriba abajo en el VAT, manteniendo la carga hidráulica la solución de agua-amoniaco en un estado subenfriado hasta que se alcanza la fuerza final de la solución rica. El calor de la solución y la condensación se mantienen como

energía útil dentro de la solución rica, a diferencia de los absorbedores convencionales que rechazan esta energía a un disipador de calor.

- 5 En la etapa de recepción, la corriente de gas de entrada se comprime o descomprime a una presión deseada, que puede estar por encima o por debajo de la presión crítica del gas antes de iniciar el proceso de enfriamiento/licuefacción. Si la corriente de gas de entrada está por encima de la presión deseada, puede estrangularse con una válvula JT para iniciar el proceso a una temperatura más baja. En tales casos, no se recupera calor de compresión para transferirlo al ARP modificado.
- 10 En una realización, un procedimiento está adaptado para licuar un gas que tiene una presión de entrada por debajo del punto crítico para el gas. El procedimiento utiliza un compresor (una o más etapas), un sistema de recuperación térmica de calor de energía de compresión, un ARP modificado, una o más válvulas JT, uno o más recipientes de LPS y un compresor de refrigeración de gas de reciclaje con una o más etapas. Este procedimiento de licuefacción de un gas reduce o elimina la necesidad de un segundo conjunto de compresores de refrigeración que utilicen un sistema de refrigeración mecánica convencional tal como el ciclo de Carnot. El gas que se licua actúa como un fluido de transferencia de calor como el componente en fase vapor como resultado de la vaporización instantánea de JT se recicla y el componente en fase líquida se envía al almacenamiento. Este ejemplo del procedimiento puede ser adecuado para la licuefacción de CO_2 , H_2S , propano, o corte poco profundo C_3+ recuperación de gas natural líquido (LGN), donde la temperatura requerida para la licuefacción está más caliente que -70°C .
- 15 20 Por ejemplo, este procedimiento puede utilizarse para licuar gas CO_2 , mostrado esquemáticamente en la figura 2 como un PFD, y en la figura 3 como un diagrama de Mollier, no de acuerdo con la presente invención. El rango típico de almacenamiento de CO_2 líquido está entre aproximadamente -15°C y -29°C . El proceso puede producir CO_2 líquido a una temperatura de aproximadamente -23°C , a una presión de aproximadamente 1600 kPa. En la entrada, el CO_2 se suministra a una presión atmosférica y a aproximadamente 30°C , muy por debajo del punto crítico del gas. A continuación, el gas se comprime en etapas mientras pasa a través de intercambiadores de calor que recuperan el calor de la energía de compresión con intercambiadores de calor en comunicación directa con una solución rica de agua y amoníaco, para proporcionar toda o una parte de la energía térmica requerida para alimentar el sistema de refrigeración por absorción modificado. A continuación, el CO_2 comprimido se enfriá mediante al menos un enfriador por absorción. La energía térmica para alimentar el sistema de enfriador por absorción se proporciona mediante cualquier combinación de calor recuperado de energía de compresión y/o calor de ajuste, que puede producirse por intercambio de calor de combustión directa o indirecta, u otras corrientes de recuperación de calor residual disponibles con las condiciones de temperatura y flujo másico necesarias.
- 25 30 35 40 El CO_2 comprimido y enfriado se libera luego a través de una válvula JT hacia un separador de baja presión (LPS) a una presión y temperatura de liberación tales que el CO_2 se encuentra en un estado bifásico gas-líquido, que en algunas circunstancias puede estar en un estado subenfriado. El CO_2 líquido se puede descargar a un recipiente de almacenamiento, mientras que la porción de gas que comprende los gases instantáneos y/o vapores no condensables se dirige al compresor de reciclaje, una corriente de purga para ventilación, gas combustible y/o procesamiento adicional, según sea el caso. El compresor de reciclaje es parte de un circuito de reciclaje donde la porción de gas se introduce en el flujo de gas en la etapa de compresión, como se ve en la figura 2 en CO_2 -11 y CO_2 -11a.
- 45 50 55 En otra realización, la presente invención proporciona un procedimiento para licuar un gas que se recibe por encima de su punto crítico, o que se comprime por encima de su punto crítico utilizando un compresor (una o más etapas), un sistema de recuperación térmica de energía de calor de compresión, un ARP modificado, una o más válvulas JT, uno o más recipientes LPS y un compresor de refrigeración de gas de reciclaje con una o más etapas. El procedimiento utiliza una trayectoria de flujo que incluye, entre otros, un ciclo de refrigeración que utiliza la compresión de un gas a una presión suficiente en la fase densa para permitir la licuefacción por medio del enfriamiento del gas de la fase densa con cualquier combinación de un sistema de recuperación térmica de energía de calor de compresión, un sistema de refrigeración por absorción e intercambiador de calor con la corriente de vapor de gas de reciclaje de baja presión de uno o más LPS, una o más válvulas JT y un compresor de refrigeración de gas de reciclaje con una o más etapas de compresión. Dependiendo de la presión de alimentación y la temperatura del gas que ingresa al proceso de licuefacción, puede ser ventajoso comprimir aún más el gas en la fase densa lo suficiente por encima de la presión y temperatura críticas del gas para optimizar el calor eliminado (cambio de entalpía) durante el proceso de enfriamiento para el gas o la mezcla de gases específicos que se van a licuar.
- 60 65 La presión seleccionada para el proceso de enfriamiento de un gas o una mezcla de gases específicos está directamente relacionada con el cambio de pendiente de la isoterma para el gas o la mezcla de gases por encima del punto crítico, como se presenta en un diagrama de Mollier de presión versus entalpía específica. El punto en el que la pendiente de la isoterma es vertical (pendiente infinita) proporciona el potencial máximo para que se produzca una transferencia de calor sensible para un gas o una mezcla de gases determinados a una temperatura determinada. La presión real seleccionada puede no ser necesariamente este punto, ya que es necesario considerar una combinación de factores, como los límites prácticos de presión y temperatura para el equipo de compresión e intercambio de calor y la temperatura mínima disponible o proporcionada por el sistema de refrigeración por

absorción. La pendiente de la isoterma para un gas específico se puede observar en un diagrama de Mollier (entalpía específica en el eje X y presión absoluta en el eje Y) para ayudar a seleccionar la presión óptima para el enfriamiento de un gas o una mezcla de gases determinados antes de la etapa de licuefacción. Este proceso de selección se describirá más adelante.

- 5 En ejemplos de esta realización, no de acuerdo con la presente invención, el gas se recibe a una presión de entrada a una presión de fase densa deseada o, de acuerdo con la presente invención, si la presión de entrada no está a la presión de fase densa deseada, se comprime o descomprime el gas a la presión de fase densa deseada requerida para la licuefacción. Si se comprime, el calor de la energía de compresión se puede recuperar por medio de un intercambiador de calor y transferir a una solución rica de agua y amoníaco, para proporcionar toda o una parte de la energía térmica requerida para alimentar el sistema de refrigeración por absorción modificado. Si la energía térmica recuperada del calor de compresión es insuficiente, el calor de compensación se puede proporcionar mediante cualquier intercambio de calor de combustión directa o indirecta u otras corrientes de recuperación de calor residual disponibles con las condiciones de temperatura y flujo mísco necesarias.
- 10
- 15 El gas de entrada puede comprimirse en un compresor de una o varias etapas según se requiera para alcanzar la presión final deseada, igual a la presión de entrada de la válvula JT. Generalmente, en una realización, las temperaturas de descarga para cualquier etapa de compresión particular se limitan a aproximadamente 150 a 160 °C, dependiendo de las especificaciones específicas del equipo de compresión.
- 20
- 25 El gas comprimido se enfriá mediante al menos un enfriador por absorción de 2, 3 o 4 etapas, preferiblemente, hasta una temperatura mínima de -70 °C. En una realización, el gas comprimido puede enfriarse inicialmente con una corriente de reciclado de vapor a baja presión procedente del LPS, como se describe a continuación.
- 30
- 35 El gas industrial o la mezcla de gases refrigerados se liberan a través de una válvula JT hacia un separador de baja presión (LPS) a una presión y una temperatura de liberación tales que el gas tiene una calidad de vapor "X" dentro de la región de dos fases para el gas. En las figuras 6A y 6B, $X = 0,53$ en M17 y M12 respectivamente. El líquido se descarga desde el LPS a un recipiente de almacenamiento y el vapor se dirige a una corriente de reciclado de vapor de baja presión. Esta corriente de reciclado incorpora un intercambiador de calor que inicialmente enfriá el gas industrial o la mezcla de gases en fase densa a la temperatura deseada antes de enfriar el gas en fase densa en el enfriador por absorción. De este modo, la corriente de reciclado de vapor de baja presión se calienta a una temperatura adecuada para la entrada al equipo de compresión y, a continuación, se comprime en una o más etapas hasta que se alcanza la presión de licuefacción de fase densa deseada y, a continuación, se combina con la corriente de gas de entrada.
- 40
- 45 Los vapores no condensables del LPS pueden dirigirse a una corriente de purga para ventilación, procesamiento adicional o como gas combustible dependiendo de las propiedades del gas industrial específico o de la mezcla de gases y de la aplicación del proceso.
- 50
- 55 Pueden llevarse a cabo etapas adicionales para la evaporación instantánea del líquido retirado del LPS para reducir adicionalmente la temperatura y la presión del gas o mezcla de gases industrial licuado si se desea con el uso de válvulas JT adicionales, recipientes de LPS y etapas de compresión según se deseé.
- 60
- 65 Para algunos gases, los enfriadores de refrigeración por absorción no operan a una temperatura suficientemente baja para permitir una evaporación instantánea simple JT del fluido de fase densa enfriado a un estado subenfriado a la temperatura de licuefacción final deseada, pero permiten la evaporación instantánea a la temperatura y presión finales deseadas a una cierta calidad de vapor "X" dentro de la envoltura de fase gas-líquido para el gas. La porción líquida se retira del LPS y se envía a un recipiente de almacenamiento de líquido, mientras que la fase gaseosa se retira del separador y la fase gaseosa fría a baja presión puede usarse para enfriar adicionalmente la corriente gaseosa de fase densa más caliente que se ha enfriado en el intercambiador de calor del enfriador por absorción de la etapa final.
- 70
- 75 En una realización, al enfriar la corriente de gas en fase densa, la corriente de reciclado de vapor a baja presión del LPS se calienta a una temperatura que se acerca a la temperatura de funcionamiento final del enfriador por absorción. Luego, se puede dirigir a otro intercambiador de calor que calienta aún más el gas de reciclado en un circuito de compresor a una temperatura aceptable para el equipo de compresor de reciclado seleccionado (-29 °C o más caliente para utilizar materiales de hierro nodular estándar o acero al carbono y evitar la necesidad de aceros inoxidables necesarios para operaciones criogénicas). Una vez que el gas de reciclado de vapor a baja presión ha intercambiado suficiente energía y se ha calentado adecuadamente, se puede combinar con la corriente de gas de entrada y comprimir como se describe en este documento.
- 80
- 85 Dependiendo de la aplicación específica, puede haber un exceso de enfriamiento disponible para otros procesos, o puede haber energía térmica adicional requerida para permitir que el equipo de enfriamiento de refrigeración por absorción genere suficiente trabajo de enfriamiento. Después de que se haya recuperado el calor de la energía de compresión de la corriente de entrada y la corriente de reciclaje (el flujo combinado es igual al flujo de entrada + flujo de reciclaje ("Y")), esta corriente se enfriá aún más mediante una o más etapas del sistema de refrigeración por

absorción hasta que se alcanza la temperatura final deseada del sistema de refrigeración por absorción. La corriente de reciclaje de vapor de baja presión del LPS tiene un flujo mísico igual a "Y" o "X/(1-X)" veces el flujo de entrada que se va a licuar. El flujo mísico de líquido que sale del LPS es igual al flujo mísico de entrada del gas o la mezcla de gases que ingresa al sistema, menos cualquier gas combustible o corriente de purga para evitar la acumulación de gases no condensables en las condiciones de licuefacción deseadas del sistema.

5 Los procedimientos de licuefacción de gas descritos en este documento pueden minimizar la necesidad de equipos adicionales que requieren los procesos de refrigeración convencionales con procesos de refrigeración externa en cascada de múltiples etapas o sistemas de refrigerantes mixtos que se utilizan actualmente en instalaciones de licuefacción de GNL a gran escala y que requieren un importante aporte de energía neta y capital para su construcción y capital de trabajo para su operación y mantenimiento. Además, no se requieren intercambiadores de calor de aluminio soldado (BAHX) ni equipos rotativos criogénicos.

10 15 Se pueden añadir etapas de vaporización JT adicionales si se desean productos de gas licuado o de gas mixto más fríos y de menor presión que den como resultado vapores de reciclado o purga de gas adicionales. Dependiendo de las propiedades del gas o de la mezcla de gases que se está licuando, se puede desear utilizar una o una combinación de las corrientes de vapor para el gas combustible o como corriente de alimentación para la recuperación de los gases no condensables en otro proceso de licuefacción a presiones y temperaturas de operación alternativas que permitan la licuefacción del gas o de las mezclas de gases no condensables. Un ejemplo de este procedimiento es adecuado para aplicaciones con temperaturas de licuefacción tan bajas como -170 °C y es particularmente adecuado para la producción de GNL o la recuperación de C₂₊ de corte profundo.

20 25 30 Los procedimientos descritos anteriormente que utilizan un gas en fase densa son capaces de enfriar un gas a una temperatura de -71 °C antes de la expansión adiabática, que es suficiente para licuar el metano. En otra realización, donde la temperatura de licuefacción requerida es menor, la invención puede comprender una etapa de enfriamiento adicional, donde la vaporización de un gas industrial licuado separado enfriá aún más el gas que se desea licuar. Este procedimiento para licuar gases utiliza un compresor (una o más etapas), un sistema de recuperación térmica de energía de calor de compresión, un ARP modificado, una o más válvulas JT, uno o más recipientes LPS, un compresor de reciclaje de refrigeración con una o más etapas y uno o más intercambiadores de calor de vaporizador de gas licuado.

35 40 45 En esta realización, se produce un gas licuado utilizando las etapas descritas anteriormente y se añade además la etapa de utilizar un intercambiador de calor de vaporizador de gas licuado para enfriar otro gas de fase densa desde la temperatura del enfriador por absorción modificado de la etapa final hasta una temperatura suficientemente baja como para que el gas de fase densa enfriado pueda enfriarse aún más con la corriente de vapor de reciclaje del LPS para permitir la licuefacción del gas industrial o la mezcla de gases mediante expansión adiabática JT hasta una calidad de vapor "X" a la temperatura y presión deseadas. Si se utiliza GNL en el vaporizador de gas licuado, entonces se puede licuar aproximadamente un kg de aire por cada 0,35 kg de GNL vaporizado utilizando una realización del procedimiento ilustrado en las figuras 9 y 10.

50 55 60 Por consiguiente, las etapas para realizaciones alternativas son similares pero pueden diferir en la temperatura de operación requerida, las presiones y los balances de calor y material para las aplicaciones de licuefacción de gas. La concentración de la solución de agua-amoníaco pobre y rica y las velocidades de flujo dependen principalmente de la temperatura ambiente (temperatura del disipador de calor) y de la temperatura de operación final deseada del enfriador. La velocidad de circulación de una mezcla de solución dada depende de la carga de enfriamiento total requerida y de la entrada de calor disponible para el sistema. El cálculo y la determinación de estos parámetros están dentro de las habilidades de un técnico experto ordinario que tenga el beneficio de esta divulgación.

Una característica de la presente invención comprende la recuperación de una cantidad significativa y en algunos casos la totalidad del calor de solución y de la energía de condensación en la VAT, calor que se rechaza al entorno ambiental o al disipador de calor en configuraciones ARP convencionales. Otra característica de una realización del segmento de VAT de la invención es que puede lograr un enfriamiento muy bajo a -71 °C en la etapa final del enfriador sin necesidad de equipo de bomba de vacío rotativa, proporcionando así una solución más simple, robusta y con menor costo de capital para lograr la licuefacción de GNL con un equipo rotativo mínimo y, en particular, sin equipo rotativo criogénico.

Ejemplos

65 Los siguientes ejemplos se describen para ilustrar realizaciones específicas de acuerdo o no con la invención reivindicada, y no pretenden limitar la invención reivindicada, cuyo alcance está definido únicamente por las reivindicaciones adjuntas.

En las figuras 2 y 3, no de acuerdo con la presente invención, el gas CO₂ se recibe a presión atmosférica y a aproximadamente 30 °C, y luego se comprime a una presión de aproximadamente 4400 kPa, a través de tres etapas de compresión (STG-1, STG-2 y STG-3), mientras se enfriá con intercambiadores de calor (WHX-1, WHX-2 y WHX-3). Luego, el gas se enfriá inicialmente mediante una corriente de reciclado de vapor proveniente del separador final

(MP Sep) y luego un enfriador por absorción (NH₃-CH1(10)). WHX-1, WHX-2 y WHX 3 transfieren calor al sistema de amoniaco acuoso, para alimentar el sistema de refrigeración por absorción.

- 5 El CO₂ enfriado pasa luego a través de una válvula JT hacia el separador (MP Sep) a una presión y una temperatura de liberación tales que el CO₂ se encuentra en la fase bifásica gas-líquido, que en algunas circunstancias puede estar en un estado subenfriado. La porción líquida se descarga a un recipiente de almacenamiento, mientras que la porción gaseosa que comprende los gases instantáneos y/o vapores no condensables se dirige al compresor de reciclaje, una corriente de purga para ventilación, gas combustible y/o procesamiento adicional, según sea el caso.
- 10 Las figuras 4 y 5 muestran diagramas de flujo de potencia que muestran un procedimiento y un sistema de licuefacción para licuar gas natural dulce, de acuerdo con la invención, mientras que la figura 6 muestra un diagrama de Mollier para la trayectoria de flujo del gas natural. La tabla 1 adjunta resume el balance de calor y material para estos ejemplos.
- 15 La figura 8 muestra la trayectoria de flujo del ARP y el VAT modificados en un gráfico PTX a presiones de hasta 10 kPa, desarrollado para representar la trayectoria de flujo de este ejemplo. Los gráficos PTX convencionales para agua-amoniaco generalmente no se extienden por debajo de los 100 kPa y no tienen en cuenta el funcionamiento de los sistemas ARP que funcionan por debajo de la presión atmosférica. La figura 8 muestra la trayectoria de flujo del sistema de enfriamiento de gas de 4 etapas de amoniaco anhídrico para permitir el funcionamiento en la parte superior del VAT a presiones tan bajas como 10 kPa y -71 °C. La tabla 1 resume las propiedades del gas, metanol, solución de agua-amoniaco y amoniaco anhídrico a medida que avanzan a través de la trayectoria de flujo obtenida a partir de los diagramas de Mollier disponibles para metano y amoniaco anhídrico, tablas, gráficos y diagramas disponibles públicamente para las propiedades termodinámicas de soluciones de agua-amoniaco, vapor y tablas de vapor. El inventor desarrolló los cálculos para el rendimiento esperado y los parámetros operativos para el ARP y el VAT modificados. Los cálculos manuales están sujetos a redondeo, simplificación, estimación y aproximación según sea necesario para desarrollar los parámetros clave y los parámetros operativos clave del sistema. Por ejemplo, se excluyeron los gases no condensables y se supuso que el amoniaco anhídrico puro simplificaba los cálculos manuales requeridos (en comparación con la pureza objetivo del 99,5 %). La simulación matemática mediante software de simulación de procesos puede dar como resultado un refinamiento de los cálculos para permitir un diseño detallado del proceso de las corrientes de purga requeridas para el circuito de licuefacción de gas y el sistema ARP y VAT modificados.
- 30 En las figuras 4, 5 y 6A se muestra un procedimiento para la licuefacción de gas natural dulce saturado con agua (98 % de CH₄ y 2 % de CO₂) de acuerdo con la invención. El gas natural se suministra a la trayectoria de flujo en un separador de entrada en M1 a una presión de 170 kPa y 17 °C. El gas se comprime en la entrada de la 1.^a etapa (COMP-IN) y se comprime a 650 kPa (M2), la misma presión que el gas de reciclado de la primera etapa (STG-1, M3). El calor de compresión de la entrada de la 1.^a etapa se recupera en WHX-IN (M2 a M2a), el calor de compresión de la entrada de la primera etapa (M3 a M3a) se utiliza para calentar el gas de reciclado (M20 a M21) a al menos -29 °C, que es la temperatura mínima aceptable para el funcionamiento en un compresor de materiales de construcción estándar (no criogénico). La temperatura combinada en la entrada de la succión del compresor de reciclaje de la segunda etapa es de 47 °C (M4). La temperatura y la presión en M4 deben revisarse para garantizar que los hidratos o la congelación no sean un problema; en este ejemplo, no hay ningún problema, pero las relaciones de reciclaje con el gas de entrada y el contenido de agua pueden cambiar según la aplicación.
- 35 40 45 50 55 60 65
- 45 El gas de entrada y de reciclaje combinado se comprime en la segunda etapa de reciclaje a 2200 kPa (M5), se enfriá y se recupera el calor de la compresión en WHX-1 (M5 a M6). El gas se comprime aún más en la tercera etapa de reciclaje (STG-3) y se recupera el calor de la compresión a partir de los 160 °C en WHX-2 (M7 a M8) hasta los 47 °C.
- 50 El gas ingresa ahora a un punto en la trayectoria de flujo para el pretratamiento en preparación del proceso de licuefacción. HSX-5 se utiliza para proporcionar control de la temperatura antes de que el gas en la trayectoria de flujo ingrese al contactor de amina (M9), donde el contenido de CO₂ se reduce de 20.000 ppm a menos de 50 ppm para evitar la solidificación de CO₂ en el proceso de licuefacción. El gas que sale del contactor de amina en el punto M10 está saturado de agua cuando ingresa al deshidratador de glicol TEG, donde al salir en el punto M11 el contenido de vapor de agua se ha reducido a 0,065 kg/10³ m³. En el punto M12, se inyectan 11,7 kg de metanol para garantizar una mezcla de metanol/agua de aproximadamente 75/25 a medida que se produce la condensación a lo largo de la trayectoria de flujo hacia el HPS a 8200 kPa y -88 °C (M14). La mezcla condensada de metanol y agua se retira del HPS (M16) dejando una corriente de vapor deshidratada con trazas de MeOH/H₂O que se solidificará a medida que el gas se haga pasar rápidamente a través de la válvula JT-1 a 170 kPa y -152 °C, y se puede eliminar filtrando el producto líquido. Esta técnica de deshidratación no se ha utilizado ni reconocido en la técnica anterior como un procedimiento de deshidratación de la corriente de gas durante la producción de gases criogénicos como el GNL y es un procedimiento que se puede utilizar en la invención para eliminar la necesidad de unidades de deshidratación de tamiz molecular convencionales.
- 55 60 65
- 65 Volviendo a M12, el punto en el flujo de inyección de metanol, el gas se enfriá secuencialmente de 22 °C (M12) a -88 °C (M14) a través de los enfriadores de amoniaco NH₃-CH1, NH₃-CH₂, NH₃-CH3, NH₃-CH₄ y GGX-2. En este

ejemplo, debido a la temperatura ambiente más cálida, HSX-3 no proporciona ninguna transferencia de calor beneficiosa. En climas más fríos, HSX-3 puede proporcionar un enfriamiento significativo, lo que reducirá la tarea de enfriamiento de NH₃-CH1. Como resultado, la eficiencia térmica del proceso de licuefacción de gas mejorará a medida que la temperatura ambiente disminuya durante los meses de invierno.

Una vez que el gas de fase densa enfriado ha llegado al HPS, el líquido MeOH/H₂O condensado se retira en el punto M16 como se indicó anteriormente, el gas de alta presión enfriado deshidratado sale del HPS en el punto M15 (-88 °C, 8200 kPa) y se bombea a través de la válvula Joule Thomson JT-1 al punto M17 (170 kPa, -152 °C y una fracción de vapor X=0,53) hacia el LPS. El GNL líquido se retira del LPS a través de M-18 por gravedad hacia el sistema de almacenamiento de GNL (con trazas de sólidos MeOH/H₂O filtradas y eliminadas del GNL), y el vapor de gas de reciclaje frío se recicla nuevamente para actuar como un fluido de transferencia de calor, enfriando la corriente de gas en GGX-2 (M13 a M-15) y calentando de M-19 a M20 (-152 a -71); las temperaturas de aproximación se obtienen utilizando un intercambiador de calor criogénico de alta presión. El gas de reciclaje se calienta aún más en GGX-1, un intercambiador de calor criogénico de menor presión, a un mínimo de -29 °C para permitir el uso de equipos de compresión no criogénicos, que pueden ser alternativos o centrífugos a medida que aumenta el tamaño de la planta de licuefacción de gas.

La solución rica se recibe en la entrada de la bomba de solución rica de agua y amoníaco en el punto Aq1 desde la parte inferior de la VAT en un estado subenfriado de 50 °C o menos y 10,4 % en peso para esta aplicación. Las condiciones ambientales más cálidas en comparación con las condiciones ambientales frías del invierno dan como resultado que se utilicen soluciones ricas y pobres en general más bajas para el ARP de adsorción modificado. En este ejemplo, la concentración pobre es del 5 % en peso y la rica es del 10,4 % en peso.

En este ejemplo, el VAT que recibe vapor de amoníaco anhidro de los cuatro enfriadores de gas (NH₃-CH1, NH₃-CH₂, NH₃-CH₃, NH₃-CH₄) funciona a 10 kPa en la parte superior y a una temperatura de subenfriamiento de solución pobre de 22 °C.

Generalmente, a medida que se dispone de una temperatura ambiente más fría o de disipadores de calor, se reduce el trabajo del enfriador para el trabajo de NH₃-CH1; en este ejemplo, como el HSX-3 no puede reducir la temperatura del flujo en M12a por debajo de los 22 °C, su trabajo es mínimo. Las temperaturas ambiente más bajas también dan como resultado una reducción de la presión de operación de condensación del HSX-2 (condensador de amoníaco anhidro). La sensibilidad de la reducción de la temperatura ambiente en el ARP y el VAT modificados se puede ver gráficamente en la figura 8 (el diagrama PTX para presiones de operación del absorbador de hasta 10 kPa). Una presión de condensación de amoníaco más baja (HSX-2) y una carga de trabajo reducida en la solución pobre de agua y amoníaco (NH₃-CH1) brindan oportunidades para optimizar aún más las fortalezas de la solución rica y pobre y las tasas de circulación.

Volviendo a la bomba de solución rica de agua y amoníaco, la presión de descarga de la bomba es una función directa de la temperatura (y presión) de condensación del condensador de amoníaco (HSX-2). En este ejemplo, se requiere una presión de 950 kPa para Aq-2; la solución rica al 10,4 % en peso en este punto de la trayectoria de flujo está subenfriada. La solución rica fluye primero hacia la etapa de recuperación del calor de compresión, dividiéndose en paralelo con caudales divididos proporcionalmente a la tarea de recuperación de calor residual de cada intercambiador (WHX-IN, WHX-1, WHX-2) que aumenta de temperatura de 50 °C (Aq2) a 72,5 °C (Aq10) al 10,4 % en peso y 940 kPa; la solución rica todavía está subenfriada.

El siguiente punto en la ruta de flujo es el intercambiador de solución rica/pobre, donde la solución rica se calienta aún más a 143 °C, momento en el que la solución rica Aq12 ingresa a la columna rectificadora ARP modificada.

Como resultado de las presiones de operación a la temperatura de condensación de 22 °C (HSX-2), se calcula que el sistema ARP modificado para este ejemplo tiene un requerimiento de calor de ajuste de 924 kW, que se puede complementar con corrientes de recuperación de calor residual de baja calidad disponibles, pero requiere una temperatura final de 159 °C para lograr la concentración de solución pobre del 5 % en peso. El calor residual adicional se podría suministrar directamente al generador/recipiente de compensación o a lo largo del circuito de calentamiento del intercambiador de calor de solución rica.

Una vez que se proporciona suficiente calor adicional para el ajuste, se logrará el reflujo y el tráfico de vapor requeridos en la columna rectificadora. El deflegmador DPX requiere 436 kW de trabajo de enfriamiento para lograr una temperatura de salida de 50 °C, lo que da como resultado una corriente de amoníaco que se anticipa que tendrá un 99,5 % en peso de amoníaco según la relación de reflujo asumida de 2 y una concentración de solución saturada pobre de 5 % en peso (Aq14).

La solución pobre Aq14 se subenfría en el intercambiador de solución pobre rica y la temperatura se reduce de 159 °C a 85 °C (Aq15). La solución pobre se enfriá aún más en HSX-1 a 22 °C en este ejemplo en el punto Aq 16 en la trayectoria del flujo. La solución pobre subenfriada al 5 % en peso se inyecta en la parte superior de la columna VAT aproximadamente a 10,6 m de altura por encima de la succión de la bomba Rich Aq. La solución pobre de agua y amoníaco al 5 % en peso se subenfría a 22 °C para permitir el amoníaco del NH₃-19 en la trayectoria del flujo (a

-71 °C y 10 kPa) se disuelva completamente en la solución pobre subenfriada y permanezca en un estado subenfriado después de tener en cuenta el aumento de temperatura a partir del calor de la solución y la energía del calor de condensación y la mezcla de entalpía del vapor de amoníaco y la solución pobre.

- 5 La presión de funcionamiento de 10 kPa se desarrolla apretando la válvula de evaporación instantánea de agua-amoníaco pobre, reduciendo así la presión de succión de la bomba de agua-amoníaco rico, pero manteniendo la presión de succión por encima del NPSHR y una solución pobre subenfriada para asegurar la absorción de los vapores de amoníaco anhidro.
- 10 Volviendo al punto en la trayectoria del flujo donde el vapor de amoníaco (NH₃-1) sale por la parte superior del DPX, el vapor continúa hacia el condensador de amoníaco (HSX-2). Es la temperatura de condensación de este intercambiador de calor la que establece la presión de operación para el lado de solución rica del ARP modificado. El HSX-2 elimina 230 kW para condensar el flujo de vapor de amoníaco requerido para este ejemplo.
- 15 Después de NH₃-2, el amoníaco se condensa completamente y la figura 7, el diagrama de Mollier de amoníaco anhidro, detalla los aspectos termodinámicos de esta parte de la invención. El amoníaco está a 900 kPa para la presión de condensación de 22 °C y se evapora a las presiones correspondientes para los 4 enfriadores como se muestra en el PFD para los aspectos ARP y VAT modificados de la invención. En la figura 5, asociadas con los enfriadores de amoníaco, se muestran las válvulas de purga de NH₃ 1, 2, 3 y 4. Para los fines de los cálculos manuales simplificados en este ejemplo, no se utilizan corrientes de purga. Sin embargo, en la práctica, puede requerirse una corriente de purga de aproximadamente el 5 % para cada enfriador de amoníaco para evitar una acumulación de H₂O en los enfriadores de amoníaco, lo que puede hacer que el sistema no funcione. La corriente de purga real dependerá de la pureza del amoníaco producido a partir de la columna rectificadora, que para este ejemplo se fijó como objetivo una pureza del 99,5 %.
- 25 En la parte superior de la VAT, el amoníaco que entra en la VAT se encuentra a una altura, temperatura y caudal másico que hacen que la solución de agua y amoníaco aumente en fuerza y temperatura a medida que fluye por la VAT. Como se muestra en la figura 8, el gráfico PTX muestra que la solución permanece subenfriada en este ejemplo para los flujos NH₃-19 (Aq17 24,6 °C, 10 kPa, 5,5 % en peso), NH₃-15 (Aq18 28,1 °C, 13 kPa, 6,2 % en peso), NH₃-11 (Aq19 34,1 °C, 30 kPa, 7,3 % en peso) y NH₃-6 (Aq20, 49,8 °C, 72 kPa, 10,4 % en peso) para los cuatro enfriadores con trayectoria de flujo de gas. Si se produjera una solución sobrecalentada en el punto de mezcla más bajo (Aq20), se podría emplear un intercambiador de calor HSX-4 para eliminar el exceso de calor y subenfriar la rica solución de agua y amoníaco antes de la succión de la bomba (Aq1) para mantener las presiones de funcionamiento deseadas en la parte superior de la VAT.
- 30
- 35 En otro ejemplo, que se muestra en las figuras 9 y 10, que ilustran la licuefacción del aire, el gas de entrada se suministra a una presión inferior al punto crítico. El aire licuado se produce utilizando un vaporizador de gas licuado para proporcionar refrigeración adicional en la trayectoria de flujo aguas abajo del enfriador por absorción de la etapa final (que funciona a -70 °C) con el fin de permitir que se alcance una condición de temperatura y presión que dé como resultado un gas o una mezcla de gases evaporados a la temperatura y presión deseadas para estar dentro de la envolvente de la fase gas-líquido con una determinada calidad "X".
- 40
- 45 Por ejemplo, el gas natural puede licuarse utilizando los procedimientos descritos anteriormente y, a continuación, el GNL puede vaporizarse para proporcionar un enfriamiento adicional a la corriente de aire más allá del enfriamiento proporcionado por la etapa final del enfriador de un sistema de enfriamiento por absorción modificado. El gas natural vaporizado puede convertirse entonces en el material de alimentación para el circuito de licuefacción de GNL utilizando una realización alternativa como la descrita anteriormente, o como una fuente de combustible gaseoso si la planta de licuefacción de aire se ubica en un sitio que utiliza GNL como fuente de combustible. Este procedimiento puede ser adecuado para la licuefacción de un gas que requiere temperaturas muy bajas (inferiores a -170 °C) para permitir que se produzca la licuefacción y minimizar el equipo adicional que requieren los procesos de refrigeración convencionales con procesos de refrigeración externa multietapa en cascada.
- 50

Definiciones e interpretación

- 55 Todas las referencias a temperaturas y presiones en la descripción de este documento deben considerarse modificadas con el término "aproximadamente", que significa una variación de $\pm 5\%$, $\pm 10\%$, $\pm 20\%$ o $\pm 25\%$ del valor especificado. Por ejemplo, "aproximadamente" 50 por ciento puede, en algunas realizaciones, conllevar una variación de 45 a 55 por ciento. Para rangos de números enteros, el término "aproximadamente" puede incluir uno o dos números enteros mayores y/o menores que un número entero mencionado en cada extremo del rango. A menos que se indique lo contrario en este documento, el término "aproximadamente" pretende incluir valores y rangos próximos al rango mencionado que sean equivalentes en términos de la funcionalidad de la composición o la realización descrita. El término "aproximadamente" también puede reflejar cualquier imprecisión en los instrumentos, dispositivos o procedimientos utilizados para medir el valor especificado.
- 60
- 65 Como será evidente para los expertos en la materia, se pueden realizar diversas modificaciones, adaptaciones y variaciones de la divulgación específica anterior sin apartarse del alcance de la invención reivindicada en el presente

documento. Las diversas características y elementos de la invención descrita en el presente documento se pueden combinar de una manera diferente a los ejemplos específicos descritos o reivindicados en el presente documento sin apartarse del alcance de la invención. En otras palabras, cualquier elemento o característica se puede combinar con cualquier otro elemento o característica en diferentes realizaciones, a menos que exista una incompatibilidad obvia o inherente entre los dos, o se excluya específicamente.

5 Las formas singulares "un", "una", "el" y "la" incluyen referencias plurales a menos que el contexto indique claramente lo contrario. Así, por ejemplo, una referencia a "una planta" incluye una pluralidad de tales plantas. Se observa además que las reivindicaciones pueden redactarse para excluir cualquier elemento opcional. Como tal, esta declaración pretende servir como base antecedente para el uso de terminología exclusiva, como "únicamente", "solamente" y similares, en relación con la mención de elementos de reivindicación o el uso de una limitación "negativa". Los términos "preferiblemente", "preferido", "preferir", "opcionalmente", "puede" y términos similares se utilizan para indicar que un elemento, condición o etapa a la que se hace referencia es una característica opcional (no obligatoria) de la invención.

10 15 El término "y/o" significa cualquiera de los elementos, cualquier combinación de los elementos o todos los elementos con los que se asocia este término. La frase "uno o más" es fácilmente comprensible para un experto en la materia, en particular cuando se lee en el contexto de su uso.

20 25 30 Como comprenderá el experto en la materia, todos los números, incluidos los que expresan cantidades de reactivos o ingredientes, propiedades como el peso molecular, las condiciones de reacción, etc., son aproximaciones y se entiende que se modifican opcionalmente en todos los casos mediante el término "aproximadamente". Estos valores pueden variar en función de las propiedades deseadas que se busquen obtener por parte de los expertos en la materia utilizando las enseñanzas de las descripciones que se incluyen en el presente documento. También se entiende que dichos valores contienen inherentemente una variabilidad que resulta necesariamente de las desviaciones estándar encontradas en sus respectivas mediciones de prueba.

35 Tal y como comprenderá un experto en la materia, para cualquier propósito, en particular en términos de proporcionar una descripción escrita, todos los rangos enumerados en el presente documento también abarcan todos y cada uno de los subrangos posibles y combinaciones de subrangos de los mismos, así como los valores individuales que componen el rango, en particular valores enteros. Un rango enumerado (por ejemplo, porcentajes en peso o grupos de carbono) incluye cada valor específico, número entero, decimal o identidad dentro del rango. Cualquier rango enumerado puede reconocerse fácilmente como suficientemente descriptivo y permite que el mismo rango se descomponga en al menos mitades, tercios, cuartos, quintos o décimos iguales. Como ejemplo no limitativo, cada rango analizado en el presente documento puede descomponerse fácilmente en un tercio inferior, un tercio medio y un tercio superior, etc.

40 45 Como también comprenderá un experto en la materia, todos los términos como "hasta", "al menos", "mayor que", "menor que", "más que", "o más", y similares, incluyen el número mencionado y tales términos se refieren a rangos que pueden desglosarse posteriormente en subrangos como se ha explicado anteriormente. De la misma manera, todas las proporciones mencionadas en el presente documento también incluyen todas las subproporciones que caen dentro de la proporción más amplia. En consecuencia, los valores específicos mencionados para radicales, sustituyentes y rangos son solo a modo de ilustración; no excluyen otros valores definidos ni otros valores dentro de rangos definidos para radicales y sustituyentes.

ES 2 992 788 T3

Table 1

M1	M2	M3	M4	M5	M6	M7	M8	M9	M10	M11	M12	M13	M14	M15	M16	M17	M18	M19	M20	M21	M22	M23	M24	M25	M26	M27	M28	M29	M30	M31	M32	M33	M34	M35	M36	M37	M38	M39	M40	M41	M42	M43	M44	M45	M46	M47	M48	M49	M50	M51	M52	M53	M54	M55	M56	M57	M58	M59	M60	M61	M62	M63	M64	M65	M66	M67	M68	M69	M70	M71	M72	M73	M74	M75	M76	M77	M78	M79	M80	M81	M82	M83	M84	M85	M86	M87	M88	M89	M90	M91	M92	M93	M94	M95	M96	M97	M98	M99	M100	M101	M102	M103	M104	M105	M106	M107	M108	M109	M110	M111	M112	M113	M114	M115	M116	M117	M118	M119	M120	M121	M122	M123	M124	M125	M126	M127	M128	M129	M130	M131	M132	M133	M134	M135	M136	M137	M138	M139	M140	M141	M142	M143	M144	M145	M146	M147	M148	M149	M150	M151	M152	M153	M154	M155	M156	M157	M158	M159	M160	M161	M162	M163	M164	M165	M166	M167	M168	M169	M170	M171	M172	M173	M174	M175	M176	M177	M178	M179	M180	M181	M182	M183	M184	M185	M186	M187	M188	M189	M190	M191	M192	M193	M194	M195	M196	M197	M198	M199	M200	M201	M202	M203	M204	M205	M206	M207	M208	M209	M210	M211	M212	M213	M214	M215	M216	M217	M218	M219	M220	M221	M222	M223	M224	M225	M226	M227	M228	M229	M230	M231	M232	M233	M234	M235	M236	M237	M238	M239	M240	M241	M242	M243	M244	M245	M246	M247	M248	M249	M250	M251	M252	M253	M254	M255	M256	M257	M258	M259	M260	M261	M262	M263	M264	M265	M266	M267	M268	M269	M270	M271	M272	M273	M274	M275	M276	M277	M278	M279	M280	M281	M282	M283	M284	M285	M286	M287	M288	M289	M290	M291	M292	M293	M294	M295	M296	M297	M298	M299	M300	M301	M302	M303	M304	M305	M306	M307	M308	M309	M310	M311	M312	M313	M314	M315	M316	M317	M318	M319	M320	M321	M322	M323	M324	M325	M326	M327	M328	M329	M330	M331	M332	M333	M334	M335	M336	M337	M338	M339	M340	M341	M342	M343	M344	M345	M346	M347	M348	M349	M350	M351	M352	M353	M354	M355	M356	M357	M358	M359	M360	M361	M362	M363	M364	M365	M366	M367	M368	M369	M370	M371	M372	M373	M374	M375	M376	M377	M378	M379	M380	M381	M382	M383	M384	M385	M386	M387	M388	M389	M390	M391	M392	M393	M394	M395	M396	M397	M398	M399	M400	M401	M402	M403	M404	M405	M406	M407	M408	M409	M410	M411	M412	M413	M414	M415	M416	M417	M418	M419	M420	M421	M422	M423	M424	M425	M426	M427	M428	M429	M430	M431	M432	M433	M434	M435	M436	M437	M438	M439	M440	M441	M442	M443	M444	M445	M446	M447	M448	M449	M450	M451	M452	M453	M454	M455	M456	M457	M458	M459	M460	M461	M462	M463	M464	M465	M466	M467	M468	M469	M470	M471	M472	M473	M474	M475	M476	M477	M478	M479	M480	M481	M482	M483	M484	M485	M486	M487	M488	M489	M490	M491	M492	M493	M494	M495	M496	M497	M498	M499	M500	M501	M502	M503	M504	M505	M506	M507	M508	M509	M510	M511	M512	M513	M514	M515	M516	M517	M518	M519	M520	M521	M522	M523	M524	M525	M526	M527	M528	M529	M530	M531	M532	M533	M534	M535	M536	M537	M538	M539	M540	M541	M542	M543	M544	M545	M546	M547	M548	M549	M550	M551	M552	M553	M554	M555	M556	M557	M558	M559	M560	M561	M562	M563	M564	M565	M566	M567	M568	M569	M570	M571	M572	M573	M574	M575	M576	M577	M578	M579	M580	M581	M582	M583	M584	M585	M586	M587	M588	M589	M590	M591	M592	M593	M594	M595	M596	M597	M598	M599	M600	M601	M602	M603	M604	M605	M606	M607	M608	M609	M610	M611	M612	M613	M614	M615	M616	M617	M618	M619	M620	M621	M622	M623	M624	M625	M626	M627	M628	M629	M630	M631	M632	M633	M634	M635	M636	M637	M638	M639	M640	M641	M642	M643	M644	M645	M646	M647	M648	M649	M650	M651	M652	M653	M654	M655	M656	M657	M658	M659	M660	M661	M662	M663	M664	M665	M666	M667	M668	M669	M670	M671	M672	M673	M674	M675	M676	M677	M678	M679	M680	M681	M682	M683	M684	M685	M686	M687	M688	M689	M690	M691	M692	M693	M694	M695	M696	M697	M698	M699	M700	M701	M702	M703	M704	M705	M706	M707	M708	M709	M710	M711	M712	M713	M714	M715	M716	M717	M718	M719	M720	M721	M722	M723	M724	M725	M726	M727	M728	M729	M730	M731	M732	M733	M734	M735	M736	M737	M738	M739	M740	M741	M742	M743	M744	M745	M746	M747	M748	M749	M750	M751	M752	M753	M754	M755	M756	M757	M758	M759	M760	M761	M762	M763	M764	M765	M766	M767	M768	M769	M770	M771	M772	M773	M774	M775	M776	M777	M778	M779	M780	M781	M782	M783	M784	M785	M786	M787	M788	M789	M790	M791	M792	M793	M794	M795	M796	M797	M798	M799	M800	M801	M802	M803	M804	M805	M806	M807	M808	M809	M810	M811	M812	M813	M814	M815	M816	M817	M818	M819	M820	M821	M822	M823	M824	M825	M826	M827	M828	M829	M830	M831	M832	M833	M834	M835	M836	M837	M838	M839	M840	M841	M842	M843	M844	M845	M846	M847	M848	M849	M850	M851	M852	M853	M854	M855	M856	M857	M858	M859	M860	M861	M862	M863	M864	M865	M866	M867	M868	M869	M870	M871	M872	M873	M874	M875	M876	M877	M878	M879	M880	M881	M882	M883	M884	M885	M886	M887	M888	M889	M890	M891	M892	M893	M894	M895	M896	M897	M898	M899	M900	M901	M902	M903	M904	M905	M906	M907	M908	M909	M910	M911	M912	M913	M914	M915	M916	M917	M918	M919	M920	M921	M922	M923	M924	M925	M926	M927	M928	M929	M930	M93

Tabla 1 continuación

Tabla 1. Comunicación

REIVINDICACIONES

- 5 1. Procedimiento para licuar un gas industrial o un gas de hidrocarburo, o cualquier mezcla de gases industriales o de hidrocarburos, que comprende las siguientes etapas no secuenciales:

10 (a) recibir un gas que tiene una presión de entrada y comprimir o descomprimir el gas a una presión deseada;

15 (b) enfriar el gas a través de al menos un enfriador por absorción;

20 (c) reducir adiabáticamente la presión del gas para licuar al menos una parte del gas;

(d) calentar un fluido rico en agua-amoniaco en un rectificador para liberar gas amoniaco, utilizando uno o una combinación de calor recuperado de energía de compresión si el gas se comprime en la etapa (a), o calor de compensación que puede producirse por intercambio de calor de combustión directa o indirecta, u otras corrientes de recuperación de calor residual disponibles con las condiciones de temperatura y flujo másico necesarias, produciendo un fluido pobre en agua-amoniaco;

25 (e) subenfriar el fluido de agua y amoniaco pobre y hacerlo circular hasta la parte superior de una torre de absorción de vapor (VAT);

(f) condensar el gas amoniaco del rectificador y evaporar el amoniaco líquido para producir gas amoniaco enfriado para su uso en el al menos un enfriador por absorción;

30 (g) absorber gas amoniaco desde al menos un enfriador por absorción en el fluido de agua-amoniaco pobre en la VAT para producir el fluido de agua-amoniaco rico para la etapa (d), caracterizado porque el procedimiento comprende además realizar la etapa (g) mientras se mantiene una presión de funcionamiento subatmosférica en la parte superior de la VAT, presionando una válvula de evaporación instantánea de agua-amoniaco pobre, reduciendo así la presión de succión de la bomba de una bomba de agua-amoniaco rico pero manteniendo la presión de succión por encima de la altura de succión positiva neta requerida (NPSHR) de la bomba, eliminando el fluido de agua-amoniaco rico de la VAT y manteniendo una solución de agua-amoniaco pobre subenfriada.

35 2. El procedimiento de la reivindicación 1 en el que el gas se licúa parcialmente en la etapa (c) y que comprende las etapas adicionales de eliminar el producto de gas licuado y reciclar el gas restante en un circuito de reciclado de vapor que enfriá la corriente de gas antes de la reducción de presión adiabática y luego se comprime y se combina con la corriente de gas de entrada.

40 3. El procedimiento de la reivindicación 1, en el que el gas se comprime por encima del punto crítico del gas, y el procedimiento alcanza una temperatura del gas de aproximadamente -71 °C, antes de la expansión adiabática la etapa (c) de la reivindicación 1.

45 4. El procedimiento de la reivindicación 1 o la 3, en el que al menos un enfriador por absorción comprende una corriente de purga de líquido que evita aumentar concentración de agua en refrigerante de amoniaco.

50 5. El procedimiento de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que la presión de funcionamiento subatmosférica en la parte superior de la VAT se mantiene utilizando un flujo de masa suficiente de fluido de agua-amoniaco pobre subenfriado en el punto de mezcla de vapor de amoniaco anhidro y fluido de agua-amoniaco pobre para permitir que el gas amoniaco se disuelva completamente en el fluido de agua-amoniaco subenfriado en la VAT.

55 6. El procedimiento de la reivindicación 1 o la reivindicación 3, en el que parte o la totalidad del calor de la solución y la energía del calor de condensación de la mezcla de vapor de amoniaco anhidro y solución pobre de agua-amoniaco se recupera en la VAT, mediante el uso de una carga hidráulica y el preenfriamiento de la corriente de alimentación de la VAT de agua-amoniaco pobre.

60 7. El procedimiento de la reivindicación 1 o la reivindicación 3 que comprende las etapas adicionales de enfriar la corriente de gas enfriado de la etapa (b) utilizando intercambiadores de calor gas/gas para reducir aún más la temperatura de la corriente de gas antes de la etapa (c).

65 8. El procedimiento de la reivindicación 1 o la 3, que comprende etapa adicional de deshidratar el gas luego de compresión y antes del enfriador por absorción, como mediante la adición de un alcohol en una cantidad suficiente en la trayectoria de flujo, y condensar el alcohol y el agua antes de la etapa de reducción de presión adiabática.

9. El procedimiento de la reivindicación 1 o la reivindicación 3 en el que el gas licuado se filtra después de la reducción de presión adiabática para eliminar cualquier sólido del producto de gas licuado.

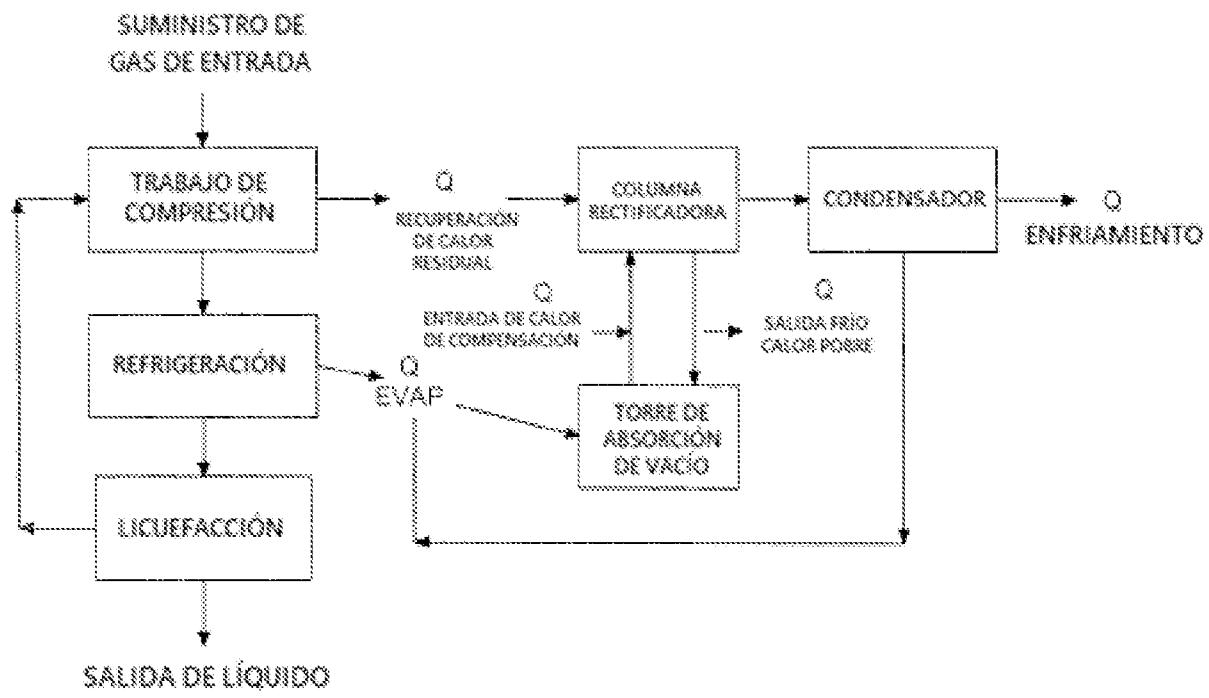


FIG. 1

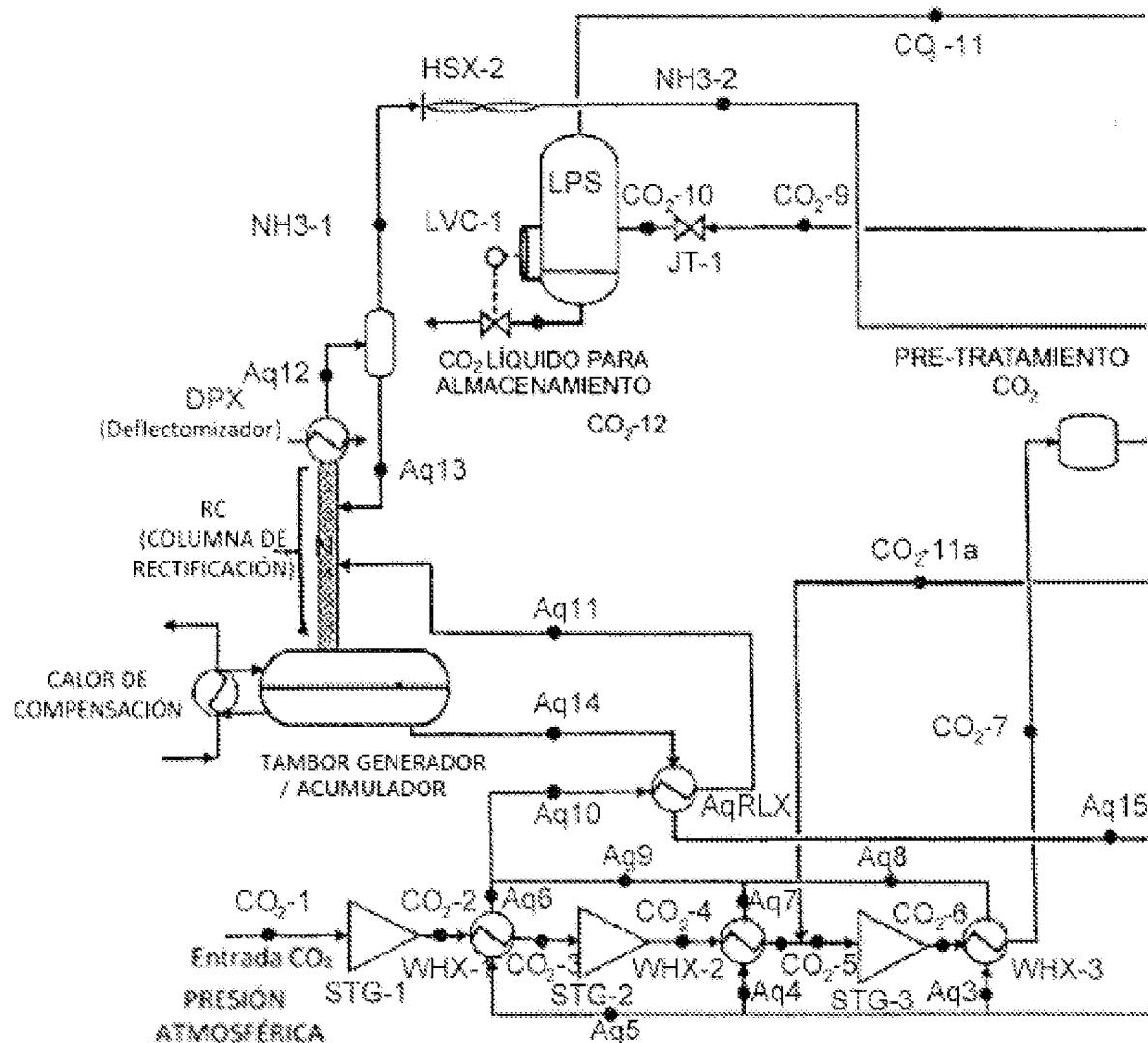


FIG. 2A

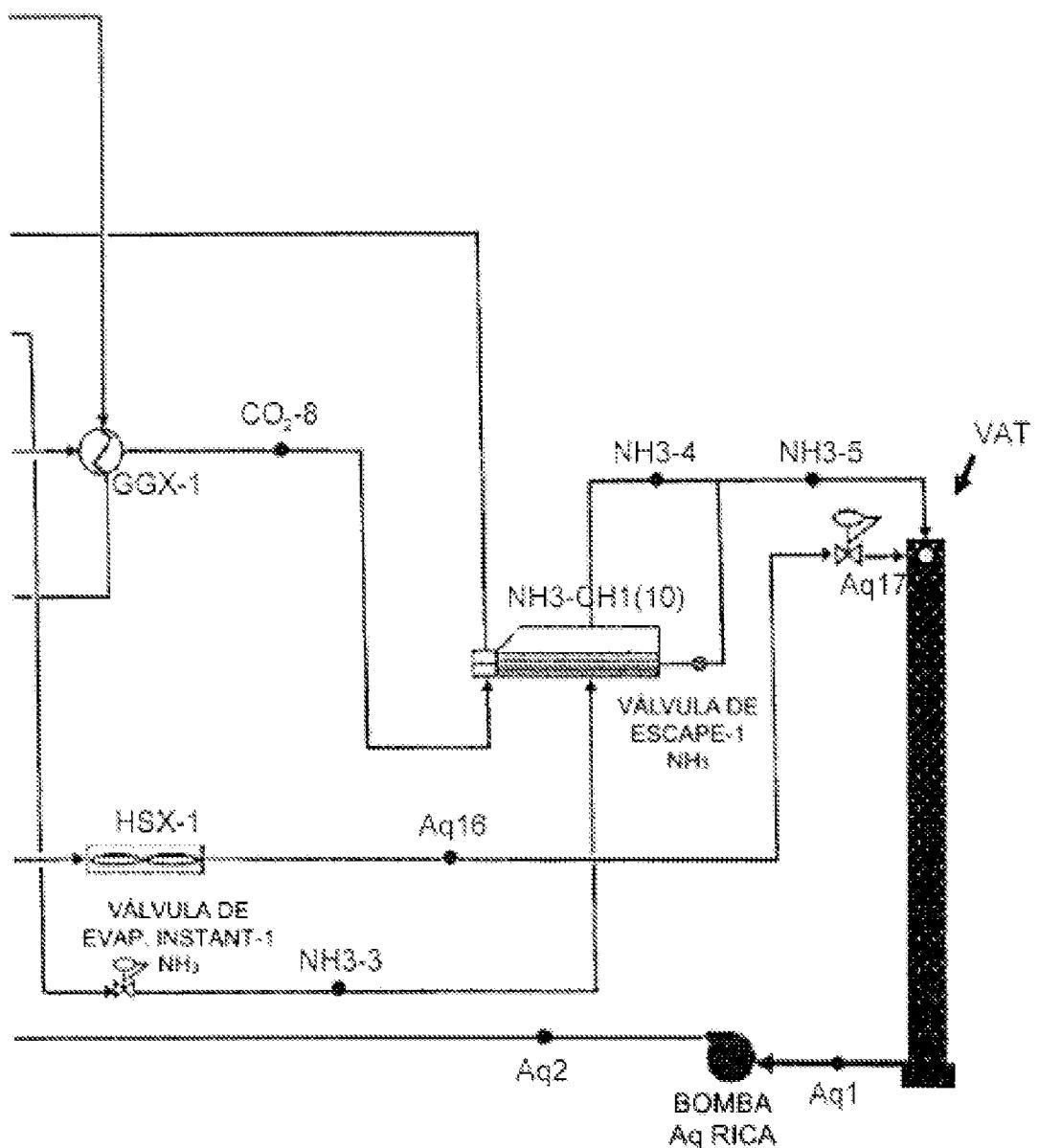
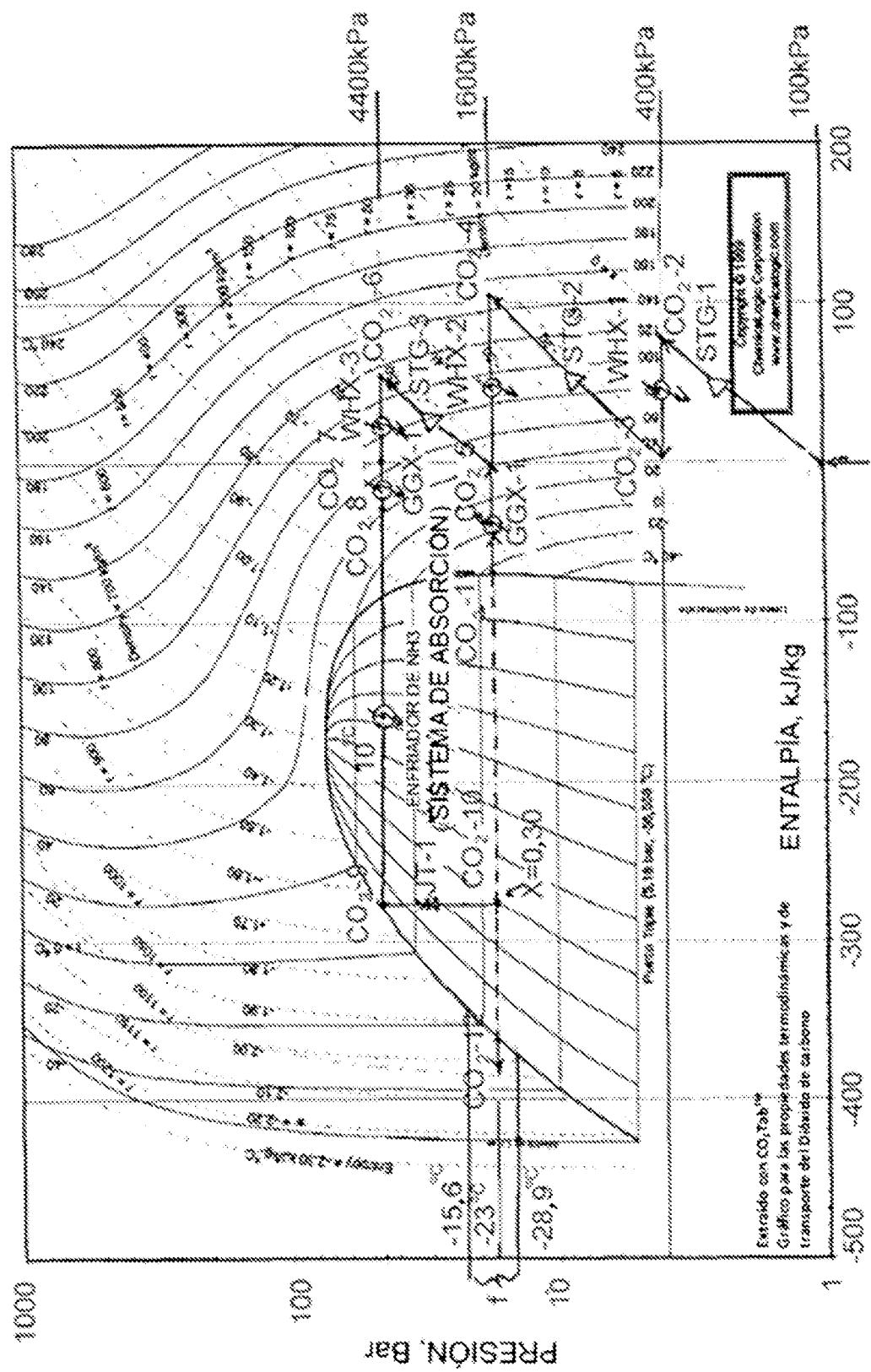
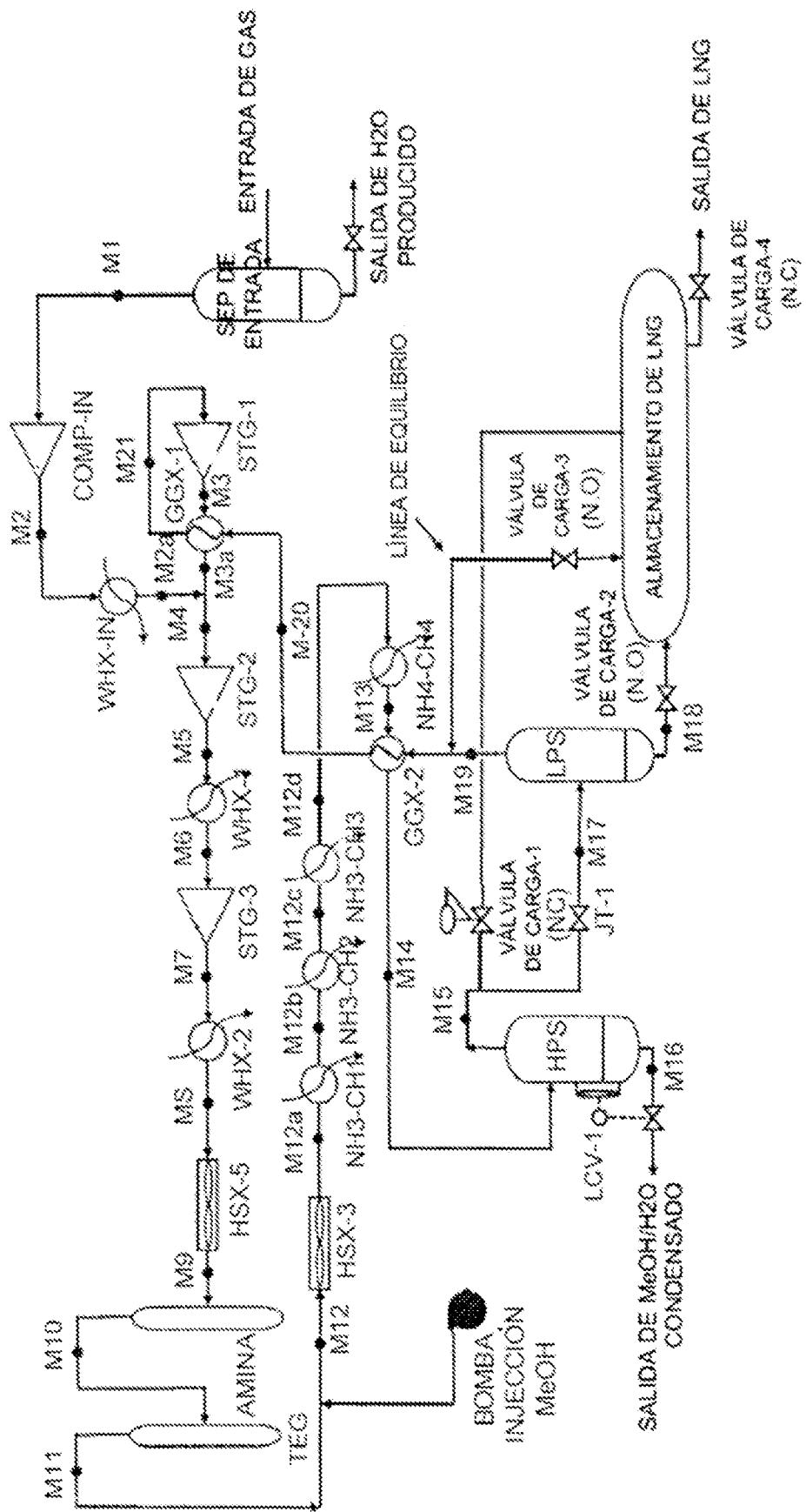


FIG. 2B



三



四

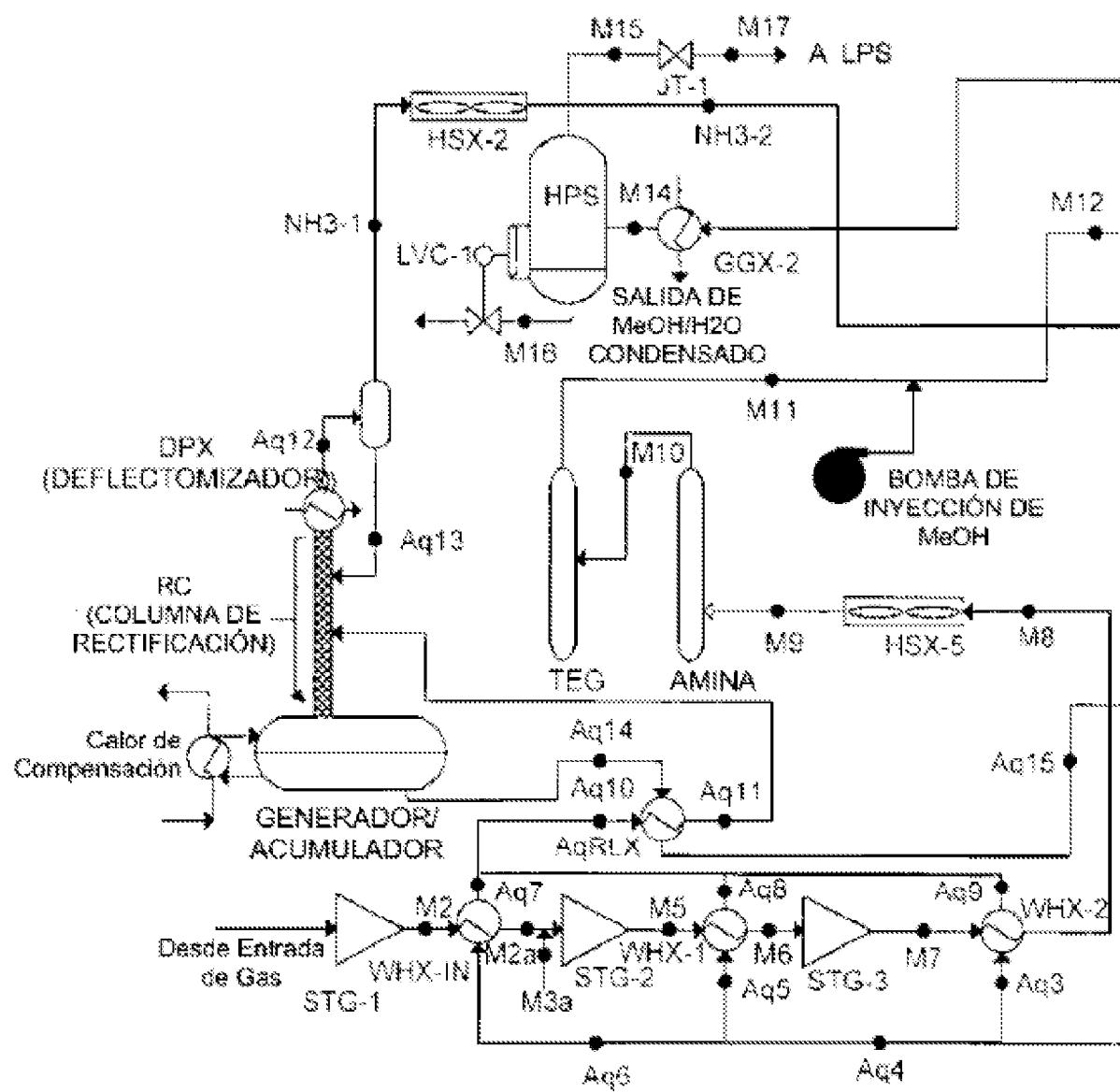


FIG. 5A

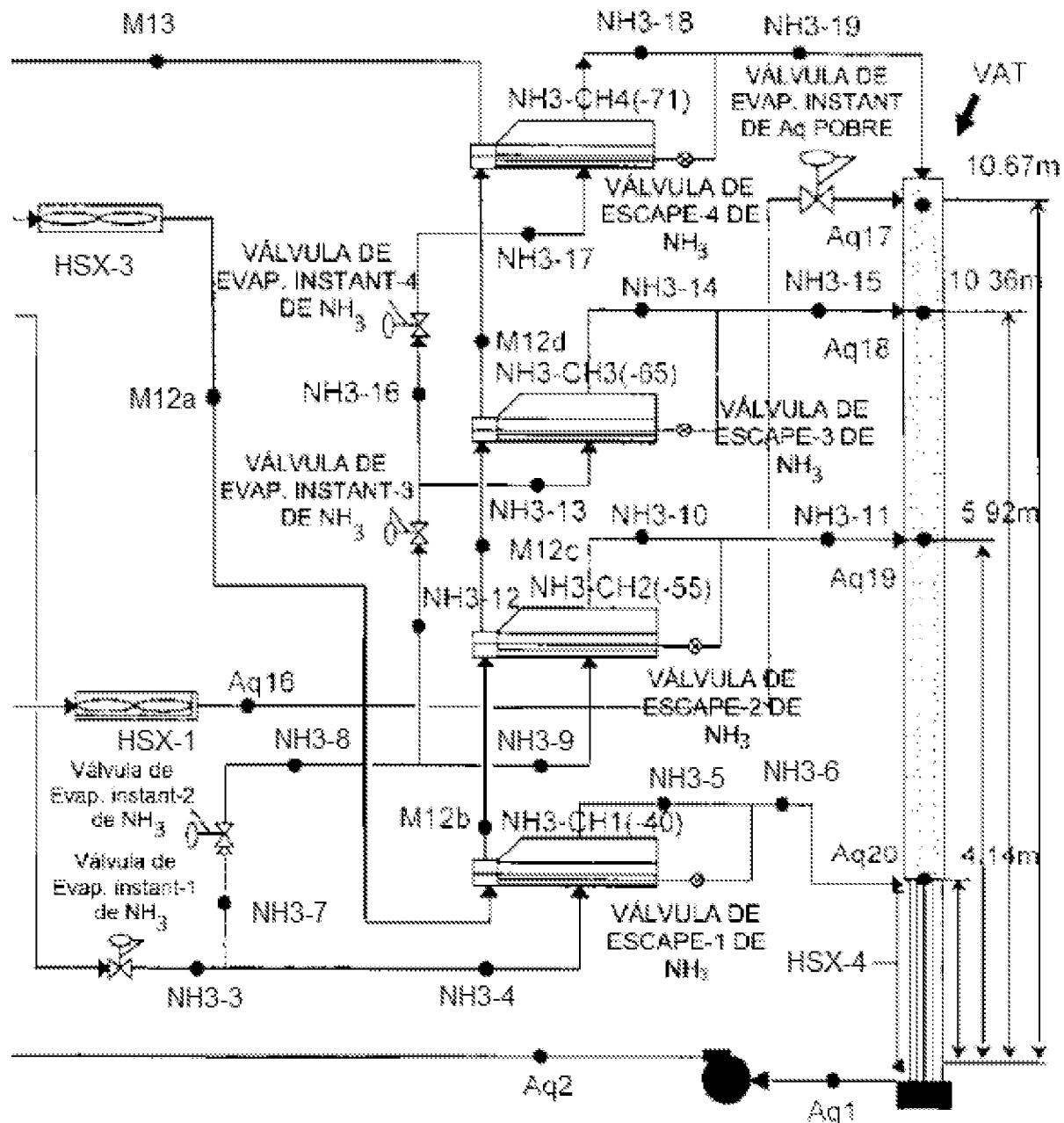
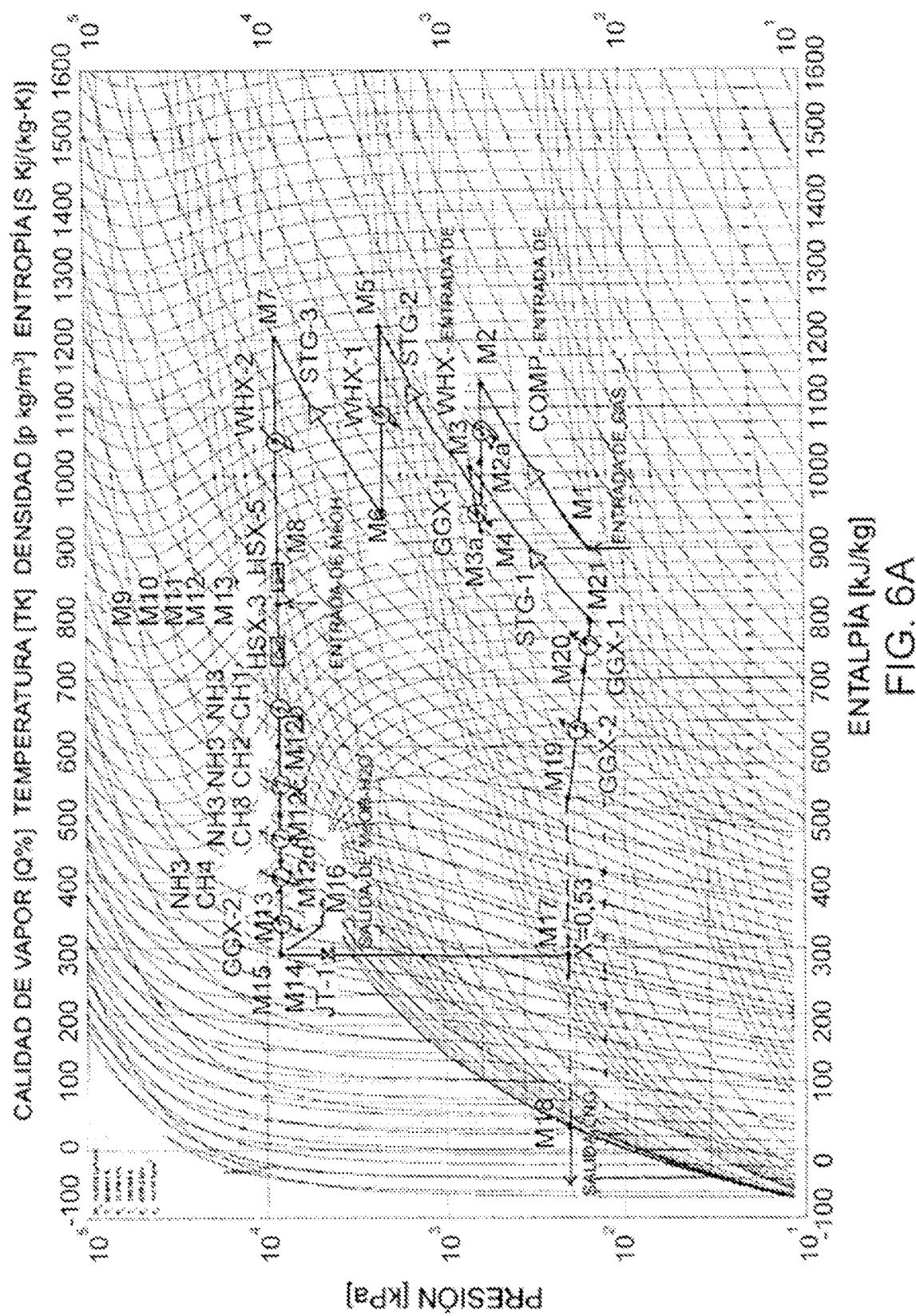
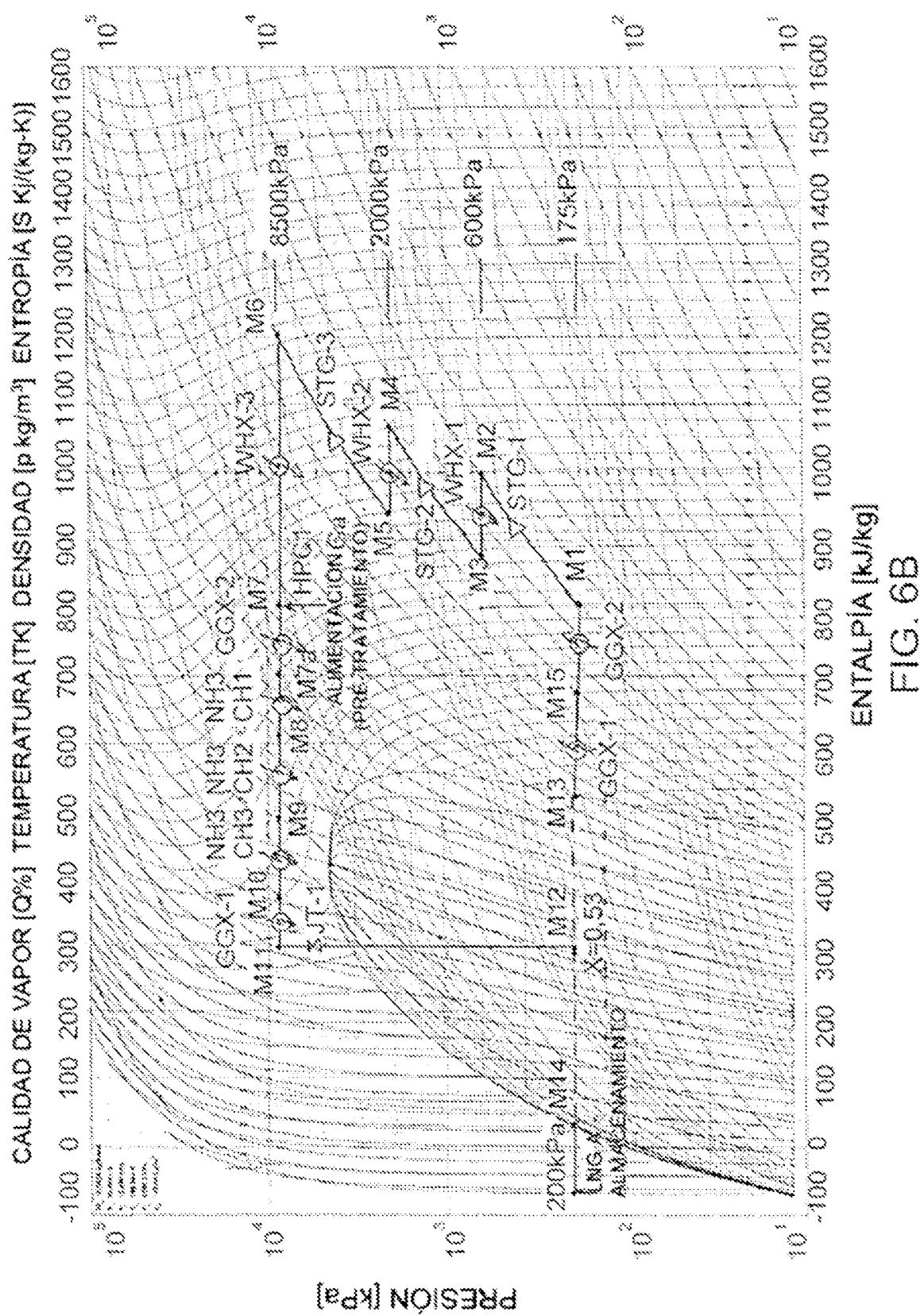
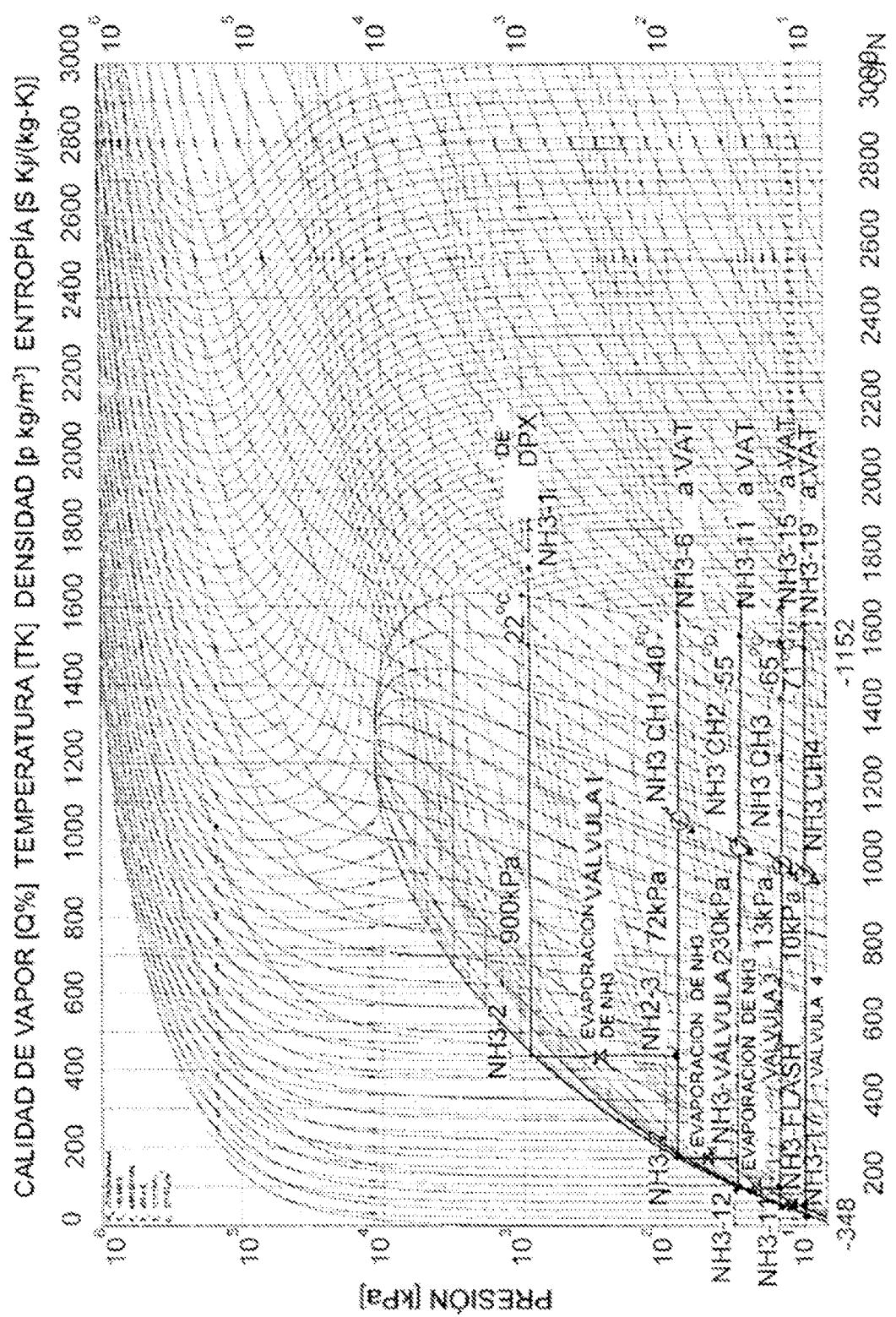


FIG. 5B







160

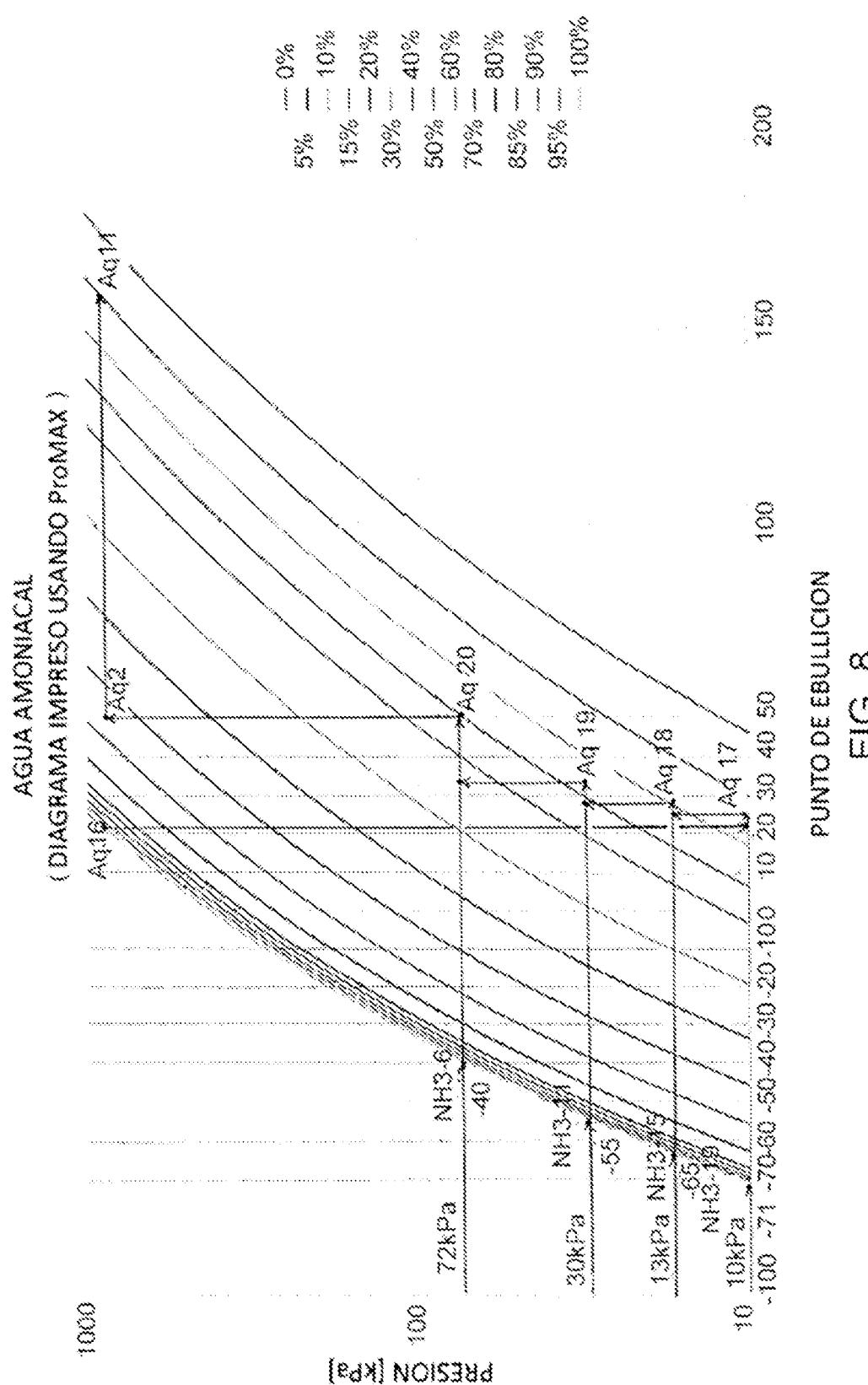
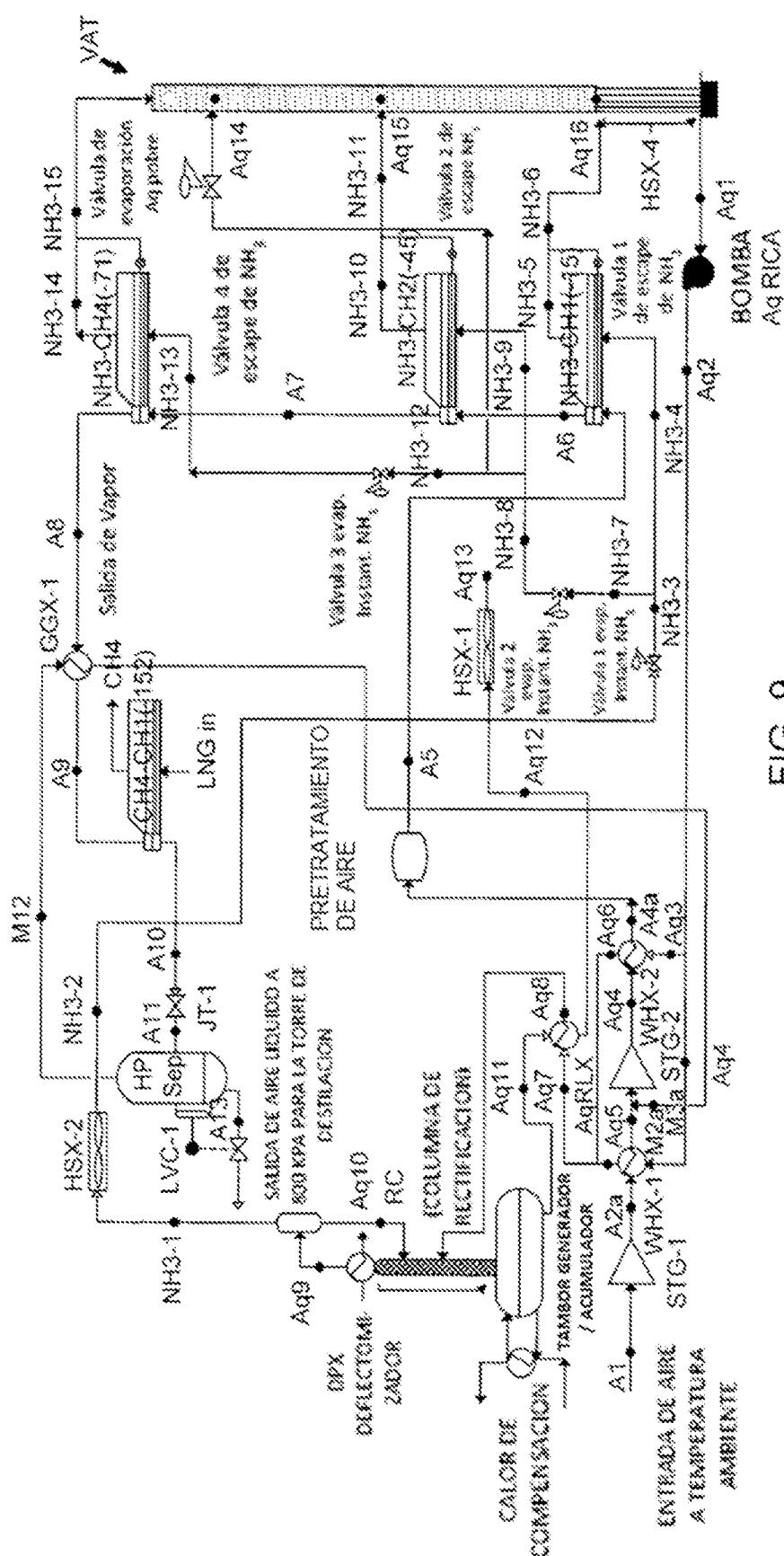
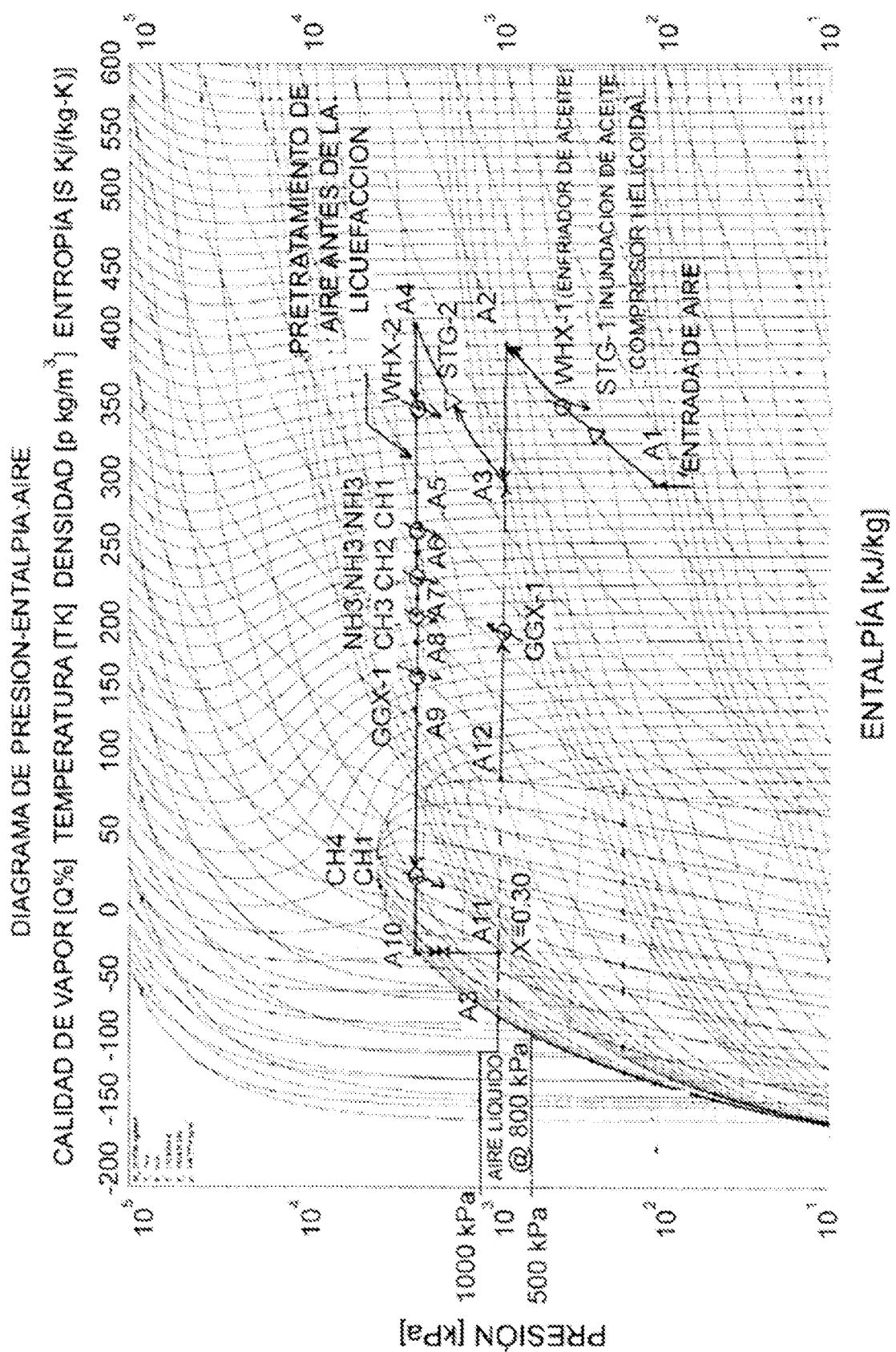


FIG. 8



8
E



三