

LICUEFACCIÓN DE GAS HIDROCARBURO E INDUSTRIAL

CAMPO DE LA INVENCION

La presente invención se relaciona con sistemas y métodos para la licuefacción de gases
5 hidrocarburos industriales o mezclas de gases.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

Los gases industriales como el CO₂, H₂S, N₂, O₂, H₂, He, Ar, aire y otros gases y los gases
hidrocarburos como el metano, el etano, el propano, el etileno y otros gases de hidrocarburos, o
10 mezclas de gases, se licuan tradicionalmente utilizando ciclos de refrigeración basados en los
conocidos ciclos de Carnot de refrigeración o de Turbo-Expansión. Las temperaturas criogénicas
alcanzadas durante estos procesos industriales que permiten la licuefacción pueden requerir ciclos
de refrigeración en cascada complejos que son costosos en capital, energía y operación.
En consecuencia, existe una necesidad en la técnica de métodos alternativos de licuefacción de
15 gases hidrocarburos e industriales o mezclas de gases que puedan ser relativamente eficientes
desde el punto de vista energético, económico y práctico de implementar.

SUMARIO DE LA INVENCION

En un aspecto, la invención comprende un método para licuar un gas, que comprende las siguientes
20 etapas no secuenciales:

- a. recibir un gas que tiene una presión de entrada y comprimir o descomprimir el gas hasta una presión deseada;
- b. enfriar el gas a través de al menos un enfriador por absorción;
- c. reducir adiabáticamente la presión del gas para licuar al menos una porción del gas;
- 25 d. calentar un fluido rico en agua y amoníaco en un rectificador para liberar gas amoníaco usando uno o una combinación de calor de compensación o calor de compresión recuperado de la etapa (a) si el gas se comprime en la etapa (a), produciendo un fluido de solución de amoníaco pobre;
- e. subenfriar la solución de amoníaco pobre y circular hacia la parte superior de una torre
30 de absorción de vapor;

f. condensar el gas de amoníaco del rectificador y evaporar instantáneamente el amoníaco líquido para producir gas de amoníaco enfriado para usar en al menos un enfriador por absorción;

g. absorber el gas de amoníaco de al menos un enfriador por absorción en la solución de amoniaco pobre en la torre de absorción de vapor para producir la solución de amoniaco rica para la etapa (d).

El gas puede comprender un gas industrial o un gas hidrocarburo, o cualquier mezcla de gases industriales o hidrocarburos. El método puede dar como resultado la licuefacción de al menos un componente del gas, una porción del gas, o sustancialmente todo el gas.

En otro aspecto, la invención puede comprender un sistema de licuefacción de gas que comprende una etapa de recepción para recibir un gas de entrada a una presión de entrada, una etapa de enfriamiento que comprende un ciclo de refrigeración por absorción para enfriar el gas recibido y una etapa de licuefacción que comprende una válvula JT para al menos licuar parcialmente el gas enfriado. En una modalidad, el sistema puede comprender además una etapa de compresión para comprimir el gas a la presión deseada, y una etapa de recuperación de energía de calor de compresión para transferir calor desde la etapa de compresión al ciclo de refrigeración por absorción. En otra modalidad, el sistema puede comprender una etapa de reciclado de gas para reciclar componentes no licuados del gas en un ciclo de reciclado de vapor a baja presión, cuyo ciclo además enfría el gas comprimido y enfriado y que se dirige entonces a la etapa de compresión.

En una modalidad, el ciclo de refrigeración por absorción comprende un rectificador y una torre de absorción de vapor.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LAS FIGURAS

La invención se describirá ahora a modo de modalidades ilustrativas con referencia a los dibujos esquemáticos simplificados adjuntos.

La Figura 1 es una representación esquemática de una modalidad de la presente invención que representa el flujo de bloque de calor y energía.

Las Figuras 2A y 2B juntas son un diagrama de flujo de proceso (PFD) de una modalidad, donde el gas se comprime a menos de la presión crítica para el gas.

La Figura 3 es un Diagrama de Mollier para dióxido de carbono (CO_2) que utiliza una modalidad de la presente invención. Este y otros Diagramas de Mollier muestran Gráficos de Presión-Entalpía específicos proporcionados por Chemicalogic Corporation USA.

La Figura 4 es un diagrama de flujo del proceso (PFD) que utiliza el método de licuefacción de gas 2 para un gas natural dulce a 170 kPa de presión de entrada, agua saturada con 2% de CO_2 y 98% de CH_4 . El ciclo de licuefacción usa una sola aplicación de licuefacción instantánea para un almacenamiento de presión de 170 kPa.

Las Figuras 5A y 5B juntas son un diagrama de flujo del proceso (PFD) que utiliza el ciclo de refrigeración por absorción modificado que indica el equipo clave y los puntos de datos del 10 proceso. El proceso muestra los componentes claves para un sistema de refrigeración de 4 etapas NH_3 , la torre de absorción de vapor (VAT), el enfriador de solución pobre, los intercambiadores de calor residual, el generador, la columna rectificadora, el condensador de reflujo (deflectomizador), condensador de amoníaco y otros equipos auxiliares

La Figura 6A es un Diagrama de Mollier para metano (CH_4) que utiliza un ciclo de licuefacción 15 que muestra una modalidad de la presente invención. La Figura 6B es un Diagrama de Mollier para metano que utiliza una modalidad alternativa, con una alimentación de alta presión opcional.

La Figura 7 es un Diagrama de Mollier para el amoníaco anhidro (NH_3) que muestra los puntos termodinámicos para un sistema de enfriamiento de licuefacción de 4 etapas que muestran la presión y temperatura del vapor de amoníaco anhidro a medida que retorna a la VAT. La 20 temperatura ambiente del sistema de enfriamiento para este ejemplo supone una temperatura de condensación de 22 °C.

La Figura 8 es un dibujo PTX para la solución de amoníaco que representa los puntos de operaciones, en particular, las presiones operativas claves del proceso, las temperaturas y la concentración de la solución a través de la VAT y el resto del ciclo de absorción modificado como 25 se utiliza en la invención. El gráfico de PTX para la solución de amoníaco se representó utilizando datos de proceso del simulador de proceso PROMAX™.

La Figura 9 es un diagrama de flujo de proceso (PFD) de una modalidad, donde el enfriamiento final de licuefacción del gas se produce en un intercambiador de calor de vaporización de gas licuado.

La Figura 10 es un Diagrama de Mollier para la licuefacción de aire que utiliza una modalidad de 30 un ciclo de licuefacción como se muestra en la Figura 9.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LAS MODALIDADES PREFERIDAS

En física, el término "gas" incluye un estado de la materia en que una sustancia tiene una movilidad molecular perfecta y la propiedad de una expansión indefinida. Como se usa en la presente, un "gas" incluye sustancias que son gases a temperatura y presión estándar, como CO₂, H₂S, N₂, O₂, H₂, He, Ar, aire, o hidrocarburos tales como gas metano, etano, propano, etileno y otros gases de hidrocarburos, o cualquier mezcla de gases. Como se usa en la presente, el término "gas licuado" significa cualquier gas o mezcla de gases que se licua para su venta, desecho o uso para fines comerciales, de investigación o industriales.

Como se usa en la presente, el término "válvula JT" o "válvula de estrangulamiento JT" significa una válvula de gas adaptada para permitir la expansión adiabática del gas de acuerdo con el efecto Joule-Thompson. Las válvulas JT se conocen bien en la técnica y están disponibles comercialmente.

Como se usa en la presente, el término "separador de baja presión" o "LPS" significa un recipiente de separación que funciona a baja presión y temperatura especificadas aguas abajo de una válvula de estrangulamiento "JT", de manera que un gas licuado puede eliminarse de la trayectoria de flujo o procesarse adicionalmente dentro de la trayectoria de flujo.

Como se usa en la presente, el término "separador de alta presión" o "HPS" significa un recipiente de separación que funciona a la presión deseada para enfriar el gas y se sitúa aguas arriba de la válvula de estrangulamiento JT.

Como se usa en la presente, el término "fase densa" en relación con cualquier gas o mezcla de gases significa el estado de un gas resultante de su compresión por encima de su punto crítico de presión, 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 aproximadamente por su temperatura crítica, que es la temperatura correspondiente al punto crítico, y es la combinación de presión y temperatura a la cual las propiedades intensivas de las fases gas y líquido de la materia son iguales, y aproximadamente su punto crítico de temperatura, 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 próxima a la de la fase líquida.

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

Como se usa en la presente, el término "proceso de refrigeración por absorción" o "ARP", significa un sistema de refrigeración que utiliza el proceso de refrigeración termodinámico reconocido en la técnica que se basa en la entrada térmica para accionar un proceso de refrigeración.

Como se usa en la presente, el término "calor de compensación" significa la entrada de calor en un

5 sistema que se origina de cualquier medio de recuperación de calor residual, medio de transferencia de calor, calentadores de resistencia eléctrica u otros medios convencionales para proporcionar la entrada de calor a un ciclo de calentamiento de la solución rica al ARP modificado de la presente invención. El calor de compensación se suministra preferentemente a partir de fuentes de calor de bajo grado. Calor de baja intensidad significa calor de baja y media temperatura
10 que tiene menor densidad exergética y no puede convertirse eficientemente mediante un método convencional. Aunque no hay especificación unificada sobre el intervalo de temperatura de calor de bajo grado, se entiende que una fuente de calor con temperatura por debajo de 37 °C se considera como una fuente de calor de bajo grado, porque se considera que el calor no se convierte eficientemente por debajo de esa temperatura usando el ciclo de vapor de Rankine. Las fuentes de
15 calor de bajo grado principales son a partir de energía térmica solar, geotérmica y térmica de residuos industriales.

Como se usa en la presente, el término "proceso de refrigeración mecánico", 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 accionar el proceso de refrigeración.

20 Como se usa en la presente, el término "proceso de refrigeración turbo-expansor", 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 de trabajo por compresión como proceso de refrigeración.

En un aspecto, las modalidades de la presente invención comprenden un sistema que comprende
25 una etapa de recepción de gas, una etapa de enfriamiento, una etapa o etapas de licuefacción y un ARP modificado que acciona la etapa de enfriamiento. En una modalidad preferida, la invención puede comprender además una etapa de compresión, una etapa o etapas de recuperación de energía de calor de compresión y una etapa de reciclado de gas. Una modalidad de la presente invención busca utilizar la energía potencial (entalpía) de una corriente de gas de entrada y recuperar energía
30 de calor de compresión durante una etapa de compresión del proceso de licuefacción para mejorar la eficiencia termodinámica global de un proceso de licuefacción de gas.

En una modalidad, 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 solución de amoníaco modificado. El calor de energía de compresión generado como un resultado del trabajo de compresión sobre el gas o mezcla de gases a licuar puede recuperarse utilizando solución de amoníaco para absorber calor de la corriente de gas de fluido de trabajo por medio de un intercambiador de calor. Las técnicas convencionales de procesamiento de gas expulsan esta alta cantidad de energía calorífica de bajo grado al medio ambiente, tanto a través de sistemas de ventilación de aire o de enfriamiento por agua. Las modalidades de la presente invención utilizan la energía del calor de compresión recuperado en un ciclo de refrigeración por absorción que proporciona enfriamiento por refrigeración para permitir la licuefacción de los gases.

La energía potencial (entalpía) disponible en el gas a licuar se relaciona directamente con la presión y la temperatura del gas cuando entra en el sistema y se utiliza durante procesos de refrigeración de reducción de presión tales como el proceso de reducción de presión Joule-Thomson (JT) para enfriar el gas o la mezcla de gases por autorrefrigeración a partir de la reducción de la presión adiabática. El proceso JT es robusto y sencillo y es adecuado para la refrigeración sin limitaciones prácticas al operar dentro de la envolvente de fase gas-líquido y no requiere el uso de equipos rotativos criogénicos especiales que son complejos, caros y tienen limitaciones prácticas que requieren una operación fuera de la envolvente de fase gas-líquido.

Con una fuente de calor, los sistemas de refrigeración por absorción típicamente utilizan menos de 5 % de energía eléctrica neta comparado con la energía de enfriamiento producida por el sistema de refrigeración por absorción. La energía de bajo grado de calor de compresión que se recupera del trabajo de compresión impartido en el flujo de gas que se encuentra licuado puede proporcionar algún, todo o un exceso de carga frigorífica dependiendo de la aplicación específica de licuefacción de gas y del método empleado para la licuefacción. En aplicaciones en las que no se dispone de energía calorífica suficiente para ser recuperada del ciclo de licuefacción, puede requerirse energía de calor de compensación adicional en forma de otras corrientes de calor de desecho de bajo grado disponibles y/u otros medios convencionales de entrada de calor para proporcionar la energía calorífica requerida para permitir que el servicio de refrigeración requerido se desarrolle por el sistema de refrigeración absorbedor.

El sistema de refrigeración por absorción comprende un rectificador que usa energía calorífica para liberar amoníaco a partir de una solución rica de agua y amoníaco y una torre de absorción de vapor (VAT) que, en una modalidad, permite que un enfriador funcione tan bajo como -71 °C a

una presión de funcionamiento de 10 kPa, El diseño de VAT emplea principios termodinámicos para eliminar la necesidad de bombas de vacío mecánicas convencionales para alcanzar las presiones operativas de vacío deseadas. El diseño VAT permite además al menos alguna recuperación, y posiblemente toda, del calor de la solución y el calor de la energía de condensación mientras absorbe vapor de amoníaco anhidro en la solución de amoníaco pobre en la parte superior de la VAT, y opcionalmente, en puntos de entrada adicionales a la VAT. La resistencia de la solución y la temperatura aumentan desde la parte superior al fondo en la VAT, con un cabezal hidráulico que mantiene la solución de amoníaco en un estado subenfriado hasta que se alcanza la resistencia de la solución rica final. El calor de solución y la condensación se mantienen como energía útil dentro de la solución rica, a diferencia de los absorbentes convencionales que devuelven esta energía a un dissipador de calor.

En la etapa de recepción, la corriente de gas de entrada se comprime o descomprime a una presión deseada, la cual 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 entrada de gas está por encima de la presión deseada, ésta puede regularse con una válvula JT para iniciar el proceso a una temperatura más baja. En tales casos, no se recupera calor de compresión para transferir al ARP modificado.

En una modalidad, se adapta un método para licuar un gas que tiene una presión de entrada por debajo del punto crítico para el gas. El método utiliza un compresor (una o más etapas), un sistema de recuperación energía térmica 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 reciclado con una o más etapas. Este método de licuefacción de un gas reduce o elimina la necesidad de un segundo conjunto de compresores de refrigeración que utilicen un sistema de refrigeración mecánico convencional como el ciclo de Carnot. El gas que se licúa actúa como un fluido de transferencia de calor cuando el componente de fase vapor como resultado de la evaporación instantánea JT se recicla y el componente de fase líquida se envía a almacenar. Este ejemplo del método puede adecuarse para la licuefacción de CO₂, 3/4S, propano o recuperación superficial de gas natural líquido (NGL) C₃+ superficial, donde la temperatura requerida para la licuefacción es más alta que -70 °C.

Por ejemplo, este método puede usarse para licuar gas CO₂, mostrado esquemáticamente en la Figura 2 como un PFD, y en la Figura 3 como un Diagrama de Mollier. El intervalo típico de almacenamiento de CO₂ líquido está entre aproximadamente -15 °C y -29 °C. El proceso puede producir líquido CO₂ a una temperatura de aproximadamente -23 °C, a una presión de 1600 kPa.

En la entrada se libera CO₂ a una presión atmosférica y aproximadamente 30 °C, muy por debajo del punto crítico del gas. El gas se comprime después 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 de amoníaco rica, para proporcionar la totalidad, o una parte, de la energía calorífica requerida para alimentar el sistema de enfriamiento de refrigeración por absorción modificado. El CO₂ comprimido se enfría después por al menos un enfriador por absorción. La energía calorífica para alimentar el sistema enfriador por absorción se proporciona por cualquier combinación de energía de calor de compresión y/o de calor de compensación, que puede producirse mediante intercambio de calor por combustión directa o indirecta u otras corrientes de recuperación de calor residual disponibles con las condiciones de flujo de masa y temperatura necesarias.

A continuación, se libera el CO₂ comprimido y enfriado a través de una válvula JT en un separador de baja presión (LPS) a una presión de liberación y una temperatura de liberación de manera que el CO₂ está en un estado de dos fases gas-líquido, que en algunas circunstancias puede estar en un estado subenfriado. El CO₂ líquido puede descargarse a un recipiente de almacenamiento, mientras que la porción de gas que comprende cualquier gas instantáneo y/o vapores no condensables se dirige al compresor de reciclaje, una corriente de escape para ventilación, gas combustible y/o procesamiento adicional según sea el caso. El compresor de reciclado es parte de un circuito de reciclado donde la porción de gas se introduce en la trayectoria del flujo de gas en la etapa de compresión, como se aprecia en la Figura 2 en CO2-11 y CO2-11a.

En otra modalidad, la presente invención proporciona un método para licuar un gas que se recibe por encima de su punto crítico, o se comprime por encima de su punto crítico utilizando un compresor (una o más etapas), un sistema de recuperación de energía térmica por calor de compresión, un ARP modificado, una o más válvulas JT, uno o más recipientes LPS y un compresor de refrigeración de gas reciclado con una o más etapas. El método utiliza una trayectoria de flujo que incluye pero no se limita a 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 en la fase densa con cualquier combinación de un sistema de recuperación de energía térmica por calor de compresión, un sistema de refrigeración por absorción y un intercambiador de calor con la corriente de vapor de gas reciclado de baja presión de uno o más LPS, una o más válvulas JT y un compresor de refrigeración de gas reciclado con una o más etapas de compresión. En dependencia de la presión de alimentación y temperatura del

gas que entra al proceso de licuefacción, puede ser ventajoso comprimir más el gas en la fase densa suficientemente por encima de la presión y temperatura críticas para optimizar la eliminación del calor (cambio de entalpía) durante el proceso de enfriamiento para que el gas específico o la mezcla de gases se licuen.

- 5 La presión seleccionada por el proceso de enfriamiento de un gas específico o mezcla de gases se relaciona directamente con el cambio de pendiente de la isoterma para el gas o la mezcla de gases por encima del punto crítico tal como se presenta en un Diagrama de Mollier de Presión frente a Entalpía Específica. El punto en que la pendiente de la isoterma es vertical (pendiente infinita) proporciona el potencial máximo para que ocurra la transferencia de calor sensible para un
- 10 determinado gas o mezcla de gases a una temperatura dada. La presión real seleccionada puede no ser este punto necesariamente cuando se necesita considerar una combinación de factores como límites prácticos de presión y temperatura para el equipo de compresión e intercambio térmico y la temperatura mínima disponible o proporcionada por el sistema de refrigeración por absorción. La pendiente de la isoterma para un gas específico puede observarse en un Diagrama de Mollier (Eje
- 15 X Entalpía específica y Eje Y Presión absoluta) para ayudar en la selección de la presión óptima para el enfriamiento de un gas o mezcla de gases dada antes de la etapa de licuefacción. Este proceso de selección se describirá más adelante.

En los ejemplos de esta modalidad, el gas se recibe a una presión de entrada a una presión de fase densa deseada, o si la presión de entrada no está a la presión de fase densa deseada, comprimiendo

20 o descomprimiendo el gas a la presión de fase densa deseada requerida para la licuefacción. Si se comprime, el calor de la energía de compresión puede recuperarse por medio de un intercambiador de calor y transferirse a una solución de amoníaco rica, para proporcionar toda o una porción de la energía calorífica requerida para alimentar el sistema de refrigeración por absorción modificado. Si la energía calorífica recuperada del calor de compresión es insuficiente, puede proporcionarse calor

25 de compensación mediante cualquier intercambio de calor por combustión directa o indirecta, u otras corrientes de recuperación de calor residual disponibles con las condiciones de flujo de masa y temperatura necesarias.

El gas de entrada puede comprimirse en un compresor de una o múltiples etapas según se requiera para alcanzar la presión final deseada, igual a la presión de entrada de la válvula JT. Generalmente,

30 en una modalidad, las temperaturas de descarga para cualquier etapa de compresión particular se limitan a aproximadamente 150 a 160 °C, en dependencia de las especificaciones particulares del equipo de compresión.

El gas comprimido se enfría por medio de al menos una, y preferentemente 2, 3 o 4 etapas, del enfriador por absorción a una temperatura mínima de -70°C . En una modalidad, el gas comprimido puede enfriarse inicialmente con una corriente de reciclado de vapor a baja presión procedente del LPS como se discute a continuación.

- 5 El gas o la mezcla de gases industriales enfriados se libera a través de una válvula JT en un separador de baja presión (LPS) a una presión de liberación y una temperatura de liberación de manera que el gas está a 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 del LPS a un recipiente de almacenamiento y el vapor se dirige a una corriente de reciclado de vapor a baja presión. Esta corriente de reciclado incorpora un intercambiador de calor que inicialmente enfría el gas o la mezcla de gases industriales en fase densa hasta la temperatura deseada antes de enfriar el gas en fase densa en el enfriador por absorción. La corriente de reciclado de vapor a baja presión se calienta de esta manera hasta una temperatura adecuada para la entrada al equipo de compresión, y luego se comprime en una o más etapas hasta que se alcanza la presión de licuefacción en fase densa deseada y después se combina con la corriente de gas de entrada.
- 10
- 15

Los vapores no condensables del LPS pueden dirigirse a una corriente de escape para ventilación, procesamiento adicional o como gas combustible en dependencia de las propiedades del gas industrial específico o la mezcla de gases y la aplicación del proceso.

- Pueden llevarse a cabo etapas adicionales para la evaporación instantánea del líquido eliminado del LPS para reducir adicionalmente la temperatura y presión del gas industrial o mezcla de gases licuados si se desea con el uso de válvulas JT adicionales, recipientes LPS y etapas de compresión como se desee.
- 20

- Para algunos gases, los enfriadores de refrigeración por absorción no funcionan a una temperatura suficientemente baja para permitir una evaporación instantánea JT simple del fluido en fase densa enfriado a un estado subenfriado a la temperatura de licuefacción final deseada, pero permite la evaporación instantánea a la temperatura y presión finales deseadas hasta una cierta calidad de vapor "X" dentro de la envolvente de fase gas-líquido para el gas. La porción de líquido se elimina del LPS y se envía a un recipiente de almacenamiento de líquido, mientras que la fase gaseosa se elimina del separador y la fase gaseosa de baja presión puede usarse para enfriar adicionalmente la corriente de gas en fase densa más caliente que se ha enfriado en la etapa final del intercambiador de calor del enfriador por absorción.
- 25
- 30

En una modalidad, mediante el enfriamiento de la corriente de gas en fase densa, la corriente de reciclado de vapor a baja presión procedente del LPS se calienta a una temperatura próxima a la temperatura de funcionamiento final del enfriador por absorción. Después, esta puede dirigirse a otro intercambiador de calor que calienta adicionalmente el gas reciclado en un ciclo compresor a una temperatura aceptable para el equipo compresor de reciclado seleccionado ($-29\text{ }^{\circ}\text{C}$ o más caliente para utilizar materiales estándares de hierro nodular o acero al carbono y evitar la necesidad de aceros inoxidable necesarios para operaciones criogénicas). Una vez que el gas reciclado ha intercambiado suficiente energía y se calienta adecuadamente, puede combinarse con la corriente de gas de entrada y comprimirse como se describió en la presente descripción.

En dependencia de la aplicación específica, puede haber exceso de enfriamiento disponible para otros procesos, o puede haber energía de calor de compensación adicional requerida para permitir que el equipo de enfriamiento de refrigeración por absorción genere suficiente carga de enfriamiento. Después que se ha recuperado el calor de la energía de compresión de la corriente de entrada y la corriente de reciclado (el flujo combinado es igual al flujo de entrada + flujo de reciclado ("Y")), esta corriente se enfría adicionalmente mediante una o más etapas del sistema de refrigeración por absorción hasta que se alcanza la temperatura final deseada a partir del sistema de enfriamiento por absorción. La corriente de reciclado de vapor a baja presión del LPS tiene un flujo de masa igual a "Y" o " $X/(1-X)$ " veces el flujo de entrada que se licuará. El flujo de masa líquida que sale del LPS es igual al flujo de masa de entrada del gas o de la mezcla de gases que entra al sistema, menos cualquier gas combustible o corriente de escape para evitar la acumulación de gases no condensables en las condiciones de licuefacción del sistema deseadas.

Los métodos de licuefacción de gas descritos en la presente descripción pueden minimizar la necesidad de equipos adicionales requeridos por los procesos de refrigeración convencionales con procesos de refrigeración externos multicapas en cascada o sistemas refrigerantes mezclados que se utilizan actualmente en instalaciones de licuefacción de LNG a gran escala y que requieren entrada de energía neta y capital para construir y capital de trabajo para operar y mantener. Adicionalmente, no se requiere el intercambiador de calor de aluminio soldado (BAHX) y el equipo rotatorio criogénico.

Pueden añadirse etapas adicionales de evaporación instantánea JT si se desean productos de gas o mezcla de gases licuados más fríos y de menor presión que resultan en reciclado o vapores de gas de escape adicionales. En dependencia de las propiedades del gas o mezcla de gases que se licuará, puede desearse usar una o una combinación de corrientes de vapor para gas combustible o como

corriente de alimentación para la recuperación de los gases no condensables en otro proceso de licuefacción a presión de funcionamiento alternada y temperaturas que permitan la licuefacción del gas o mezcla de gases no condensable. Un ejemplo de este método es adecuado para aplicaciones con temperaturas de licuefacción tan bajas como $-170\text{ }^{\circ}\text{C}$ y es particularmente adecuado para la producción de LNG o para la recuperación en corte profundo de C_2+ .

Los métodos descritos anteriormente que utilizan un gas en fase densa son capaces de enfriar un gas a una temperatura de $-71\text{ }^{\circ}\text{C}$ antes de la expansión adiabática, lo cual es suficiente para licuar el metano. En otra modalidad, 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 enfría adicionalmente el gas que se desea licuar. Este método 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 reciclado de refrigeración con una o más etapas y uno o más intercambiadores de calor de gas licuado.

En esta modalidad, se produce un gas licuado usando las etapas descritas anteriormente y adiciona además la etapa de utilizar un intercambiador de calor del vaporizador de gas licuado para enfriar otro gas en fase densa desde la temperatura final del enfriador por absorción modificado hasta una temperatura suficientemente baja que el gas enfriado en fase densa puede enfriarse adicionalmente con la corriente de vapor reciclado del LPS para permitir la licuefacción del gas industrial o mezcla de gases mediante expansión adiabática JT hasta una calidad de vapor "X" a la temperatura y presión deseadas. Si se usa LNG en el vaporizador de gas licuado, entonces puede licuarse aproximadamente un kg de aire por cada 0.35 kg de LNG vaporizado usando una modalidad del método ilustrado en las Figuras 9 y 10.

En consecuencia, las etapas para modalidades alternativas son similares, pero pueden diferir en la temperatura de funcionamiento, las presiones y los balances de calor y materiales requeridos para las aplicaciones de licuefacción de gas. La concentración de la solución de amoníaco rica y pobre y los regímenes de flujo dependen principalmente de la temperatura ambiente (temperatura del disipador de calor) y la temperatura de funcionamiento de la etapa de enfriamiento final deseada. 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 en el sistema. El cálculo y determinación de estos parámetros están dentro de la habilidad de una persona con experiencia ordinaria en la materia con el beneficio de esta descripción.

Una característica de la presente invención comprende la recuperación de una cantidad significativa, y en algunos casos de todo el calor de la solución y la energía del calor de condensación en la VAT, cuyo calor se desecha al medio ambiente o al disipador de calor en configuraciones de ARP convencionales. Otra característica de una modalidad del segmento de VAT de la invención es que puede alcanzar un enfriamiento muy bajo de -71 °C en la etapa de enfriamiento final sin necesidad de un equipo rotativo de bomba de vacío, proporcionando así una solución de coste de capital más baja y robusta más simple para lograr licuefacción de LNG con equipo rotativo mínimo y, en particular, sin equipo rotativo criogénico.

10 EJEMPLOS

Los siguientes ejemplos se describen para ilustrar modalidades específicas de la invención reivindicada, y no pretenden limitar la invención reivindicada.

En las Figuras 2 y 3, el CO₂ gaseoso 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 enfría con intercambiadores de calor (WHX-1, WHX-2 y WHX 3). El gas se enfría primero mediante una corriente de reciclado de vapor del separador final (MP Sep) y después un enfriador por absorción (NH₃-CH₁ (10)), WHX-1, WHX-2 y WHX 3 transfiere calor al sistema de solución de amoníaco, para alimentar el sistema enfriador por absorción.

El CO₂ enfriado pasa a través de una válvula JT al separador (MP Sep) a una presión de liberación y una temperatura de liberación tal que el CO₂ está en las dos fases gas-líquido, que en algunas circunstancias puede estar en un estado subenfriado. La porción de líquido se descarga a un recipiente de almacenamiento, mientras que la porción de gas que comprende cualquier gas instantáneo y/o vapores no condensables se dirige al compresor de reciclado, corriente de escape para ventilación, gas combustible y/o procesamiento adicional según sea el caso.

Las Figuras 4 y 5 muestran PFD que muestran un método de licuefacción y un sistema para licuar el gas natural dulce, mientras que la Figura 6 muestra un Diagrama de Mollier para el flujo de gas natural. La Tabla 1 adjunta resume el equilibrio térmico y material para estos ejemplos.

La Figura 8 representa la trayectoria del flujo del ARP modificado y la VAT en un gráfico PTX a presiones de hasta 10 kPa, desarrolladas con el fin de representar la trayectoria de flujo de este ejemplo. Los gráficos PTX convencionales para la solución de amoníaco generalmente no se extienden por debajo de 100 kPa y no tienen en cuenta el funcionamiento de los sistemas ARP que

funcionan por debajo de la presión atmosférica. La Figura 8 representa la trayectoria de flujo del sistema de enfriamiento de gas de amoníaco anhidro de 4 etapas para permitir el funcionamiento en la parte superior de la VAT a presiones tan bajas como 10 kPa y -71 °C, la Tabla 1 resume las propiedades del gas, metanol, solución de amoníaco y amoníaco anhidro a medida que avanza a través de la trayectoria de flujo obtenida a partir de los Diagrama de Mollier disponibles para metano y amoníaco anhidro, las tablas, gráficos y diagramas públicamente disponibles para las propiedades termodinámicas de soluciones de amoníaco, vapor y tablas de vapor. Los cálculos para el rendimiento esperado y los parámetros operativos para el ARP y VAT modificados fueron desarrollados por el inventor como parte de la invención. Los cálculos manuales están sujetos a redondeo, simplificación, estimación y aproximación según sea necesario para desarrollar los parámetros clave y los parámetros clave de funcionamiento del sistema. Por ejemplo, se excluyeron los gases no condensables y se asumió el amoníaco anhidro puro para simplificar los cálculos de mano requeridos (versus el objetivo de 99.5 % de pureza). La simulación matemática mediante un programa de simulación de procesos puede resultar en un refinamiento de los cálculos para permitir el diseño detallado de procesos de las corrientes de escape requeridas para el ciclo de licuefacción de gas y el sistema ARP modificado y VAT.

Un método para la licuefacción de gas natural dulce saturado con agua (98 % CH₄ y 2 % CO₂) se muestra en las Figuras 4, 5 y 6A. El gas natural se suministra en 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 (COMP-IN) de la 1^{ra} etapa y se comprime a 650 kPa (M2) la misma presión del gas reciclado de la primera etapa (STG- 1, M3). El calor de compresión de la entrada de la 1^{ra} etapa se recupera en WHX-IN (M2 a M2a), el calor de compresión de la entrada de la primera etapa (M3 a M3a) se usa para calentar el gas reciclado (M20 a M21) hasta al menos -29 °C que es la temperatura mínima aceptable para el funcionamiento en un compresor de materiales estándares de construcción (no criogénico). La temperatura combinada a la entrada de la succión del compresor de reciclado de la 2^{da} etapa es 47 °C (M4). La temperatura y la presión en M4 deben revisarse para asegurar que los hidratos o la congelación no son un problema, para este ejemplo no hay conflicto pero las relaciones de reciclado a la entrada de gas y contenido de agua pueden cambiar en dependencia de la aplicación.

El gas combinado de entrada y reciclado se comprime en la 2^{da} etapa de reciclado hasta 2,200 kPa (M5), el gas se enfría y el calor de compresión se recupera en WHX-1 (M5 a M6). El gas se

comprime adicionalmente en la 3^{ra} etapa de reciclado (STG-3) y el calor de compresión se recupera a 160 °C en WHX-2 (M7 a M8) hasta 47 °C.

El gas entra ahora en un punto de la trayectoria del flujo para el pretratamiento en la preparación del proceso de licuefacción. El HSX-5 se utiliza para proporcionar el control de la temperatura

5 antes que el gas en la trayectoria de flujo que entra en el Contactor de Amina (M9) donde el contenido de CO₂ se reduce de 20,000 ppm a menos de 50 ppm para evitar la solidificación del CO₂ en el proceso de licuefacción. El gas que sale del contactor de amina en el punto M10 se satura de agua a medida que entra en el deshidratador de glicol TEG, en donde sale en el punto M11 el contenido de vapor de agua se ha reducido a .065 kg/10³m³. En el punto M12, se inyecta 11.7
10 kg de metanol para asegurar una mezcla 75/25 de metanol/agua mientras ocurre la condensación a lo largo de la trayectoria de flujo para el HPS a 8,200 kPa y -88 °C (M14). La mezcla condensada de metanol y agua se elimina del HPS (M16) dejando una corriente de vapor deshidratado con cantidades de traza de MeOH/H₂O que se solidificará a medida que el gas pasa a través de la válvula JT-1 a 170 kPa y -152 °C y puede eliminarse mediante el filtrado del producto líquido.
15 Esta técnica para la deshidratación no se ha utilizado o reconocido en la técnica anterior como método de deshidratación de la corriente de gas durante la producción de gases criogénicos tales como LNG y es un método que puede utilizarse en la invención para eliminar la necesidad de unidades de deshidratación de tamiz molecular convencionales.

Volviendo a M12 el punto en la trayectoria del flujo para la inyección del metanol se enfría el gas
20 secuencialmente de 22 °C (M12) a -88 °C (M14) a través de los enfriadores de amoníaco NH₃-CH₁, NH₃-CH₂, NH₃-CH₃, NH₃-CH₄, y GGX-2. En este ejemplo, debido a la temperatura ambiente más caliente, HSX-3 no proporciona ninguna carga de transferencia de calor beneficiosa. En los climas más fríos, el HSX-3 puede proporcionar un enfriamiento significativo, lo que reducirá la carga de enfriamiento de NH₃-CH₁. Como un resultado, la eficiencia térmica del
25 proceso de licuefacción de gas mejorará a medida que la temperatura ambiente disminuye durante los meses de invierno.

Una vez que el gas en fase densa enfriado ha alcanzado el HPS, el líquido MeOH/H₂O condensado se elimina en el punto M16 como se ha indicado anteriormente, el gas enfriado a alta presión deshidratado abandona el HPS en el punto M15 (-88 °C, 8,200 kPa) y se hace pasar a través de la
30 válvula Joule Thomson JT-1 hasta el punto M17 (170 kPa, -152 °C, y una fracción de vapor X=0.53) dentro del LPS. El LNG líquido se elimina del LPS a través de M-18 por gravedad al sistema de almacenamiento de LNG (con traza de MeOH/H₂O sólida filtrada y eliminada del

LNG), y el vapor de gas de reciclado frío se recicla de vuelta para actuar como un fluido de transferencia de calor, enfriar la corriente de gas en GGX-2 (M13 a M-15) y calentar desde M-19 a M20 (-152 a -71) se obtienen las temperaturas de aproximación cercanas utilizando un intercambiador de calor criogénico de alta presión. El gas reciclado se calienta adicionalmente en GGX-1, un intercambiador de calor criogénico de presión inferior hasta un mínimo de -29 °C para permitir el uso de equipo de compresión no criogénico, que puede ser alternativo o centrífugo como el tamaño de la planta de licuefacción de gas aumenta.

La solución rica se recibe en la entrada a la bomba de solución de amoníaco rica en el punto Aql 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 frente a las condiciones ambientales de invierno frío dan como resultado soluciones más pobres y ricas en general que se utilizan para la ARP de adsorción modificada. En este ejemplo, la concentración pobre es de 5% en peso y la rica es de 10.4% en peso.

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

Generalmente cuando se dispone de una temperatura ambiente más baja o de disipadores de calor, se reduce la carga de enfriamiento para NH₃-CH₁, en este ejemplo como el HSX-3 no puede reducir la temperatura del flujo en M12a por debajo de 22 °C, su carga es mínima. Las temperaturas ambiente más bajas resultan también en la reducción de la presión de funcionamiento de condensación de HSX-2 (condensador de amoníaco anhidro). La sensibilidad de la reducción de la temperatura ambiente en el ARP y la VAT modificados pueden observarse gráficamente en la Figura 8 (el diagrama PTX para las presiones de funcionamiento del absorbedor por debajo de 10 kPa). La presión de condensación de amoníaco inferior (HSX-2) y la carga reducida en la solución de amoníaco pobre (NH₃-CH₁) proporcionan oportunidades para optimizar aún más las resistencias de la solución rica y pobre y las velocidades de circulación.

Regresando a la bomba de solución de amoníaco rica, la presión de descarga de la bomba es una función directa de la temperatura de condensación (y presión) del condensador de amoníaco (HSX-2). En este ejemplo se requiere una presión de 950 kPa para Aq-2, la solución rica de 10.4% en peso en este punto de la trayectoria de flujo es subenfriada. La solución rica fluye primero a la etapa de recuperación del calor de compresión que se divide en paralelo con velocidades de flujo de división proporcionales a la carga de recuperación de calor residual de cada intercambiador

(WHX-ΓN, WHX-1, WHX-2) elevando la temperatura de 50 °C (Aq2) a 72.5 °C (Aq10) a 10.4 % en peso y 940 kPa la solución rica aún está subenfriada.

El siguiente punto en la trayectoria de flujo es el intercambiador de solución rica/pobre, donde la solución rica se calienta adicionalmente a 143 °C en cuyo punto Aq12 la solución rica entra en la columna rectificadora ARP modificada.

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

Una vez que se proporciona calor de compensación adicional suficiente, se conseguirá el flujo de reflujo y vapor requerido en la columna de rectificador. El deflector DPX requiere 436 kW de carga de enfriamiento para alcanzar una temperatura de salida de 50 °C que da como resultado una corriente de amoníaco que se anticipa como 99.5 % en peso de amoníaco basándose en la relación de reflujo asumida de 2 y una resistencia de la solución saturada pobre de 5 % en peso (Aq14).

La solución pobre Aql4 es subenfriada en el intercambiador de solución rica/pobre y la temperatura se reduce de 159 °C a 85 °C (Aql5). La solución pobre se enfría adicionalmente en HSX-1 a 22 °C en este ejemplo en el punto Aql6 en la trayectoria de flujo. La solución pobre subenfriada al 5 % en peso se inyecta en la parte superior de la columna de la VAT aproximadamente a una elevación de 10.6 m más alta que la succión de la bomba Rich Aq. La solución de amoníaco pobre al 5 % en peso es subenfriada a 22 °C para permitir que el amoníaco de NH3-19 en la trayectoria del flujo (a -71 °C y 10 kPa) se disuelva completamente en la solución pobre subenfriada y que permanezca en un estado subenfriado después de considerar el aumento de la temperatura del calor de la solución y el calor de la energía de condensación y la mezcla de entalpía del vapor de amoníaco y la solución pobre.

La presión de funcionamiento de 10 kPa se desarrolla estrangulando la válvula de evaporación instantánea de la solución de amoníaco pobre reduciendo así la presión de succión de la bomba de la solución de amoníaco rica pero manteniendo la presión de succión por encima de la NPSHR y una solución pobre subenfriada para asegurar la absorción de los vapores de amoníaco anhidro.

Volviendo al punto de la trayectoria de flujo donde el vapor de amoníaco (NH3-1) sale de la parte superior del DPX, el vapor continúa hacia el condensador de amoníaco (HSX-2). La temperatura de condensación de este intercambiador de calor es la que establece la presión de funcionamiento para el lado de la solución rica del ARP modificado. El HSX-2 elimina 230 kW para condensar el flujo de vapor de amoníaco requerido para este ejemplo.

Después de NH3-2, el amoníaco se condensa completamente y la Figura 7 y el Diagrama de Mollier del amoníaco anhidro detallan 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 rápidamente para 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 asociado con los enfriadores de amoníaco están las válvulas de escape 1, 2, 3 y 4 de NH₃. Para los cálculos manuales simplificados en este ejemplo, no se utilizan corrientes de escape. Sin embargo, en la práctica puede necesitarse una corriente de escape de aproximadamente 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 escape real dependerá de la pureza del amoníaco que se produce a partir de la columna rectificadora, que para este ejemplo fue dirigida para una pureza del 99.5 %.

En la parte superior de la VAT, el amoníaco que ingresa a la VAT está a una altura, temperatura, velocidad de flujo másico que da como resultado que la solución de amoníaco aumente en resistencia y temperatura a medida que la solución fluye hacia abajo de la VAT. Como se muestra en la Figura 8, en el diagrama de PTX, 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 de la trayectoria de flujo de gas. Si la solución supercalentada ocurre en el punto de mezcla más bajo (Aq20), podría emplearse un intercambiador de calor HSX-4 para eliminar el exceso de calor para subenfriar la solución de amoníaco rica antes de la succión de la bomba (Aq1) para mantener las presiones operativas deseadas en la parte superior del VAT.

En otro ejemplo, ilustrado en las Figuras 8 y 9 que ilustran la licuefacción del aire, el gas de entrada se suministra a una presión por debajo del punto crítico. El aire licuado se produce utilizando un vaporizador de gas licuado para proporcionar un enfriamiento adicional en la trayectoria de flujo (que funciona a -70 °C) para permitir que se alcance una condición de temperatura y presión que de lugar a un gas o una mezcla de gases instantáneos a la temperatura y presión deseadas para estar dentro de la envolvente de fase gas-líquido a una cierta calidad "X".

Por ejemplo, el gas natural puede licuarse usando los métodos descritos anteriormente y después el LGN podría vaporizarse para proporcionar enfriamiento adicional a la corriente de aire más allá del enfriamiento proporcionado por la etapa final de enfriamiento de un sistema de enfriamiento por absorción modificado. El gas natural vaporizado puede convertirse entonces en la alimentación para el ciclo de licuefacción de LGN utilizando una modalidad alternativa como se describió anteriormente, o como fuente de combustible gaseoso si la planta de licuefacción de aire estaba ubicada en un sitio que utiliza LNG como fuente de combustible. Este método puede ser adecuado para la licuefacción de un gas que requieren temperaturas muy bajas (inferiores a -170 °C) para permitir que ocurra la licuefacción y minimizar el equipo adicional que se requiere por los procesos de refrigeración convencionales con procesos de refrigeración externos de múltiples etapas en cascada.

Definiciones e Interpretación

Todas las referencias a temperaturas y presiones en la presente descripción deben considerarse modificadas con el término "aproximadamente", lo que significa una variación de $\pm 5 \%$, $\pm 10 \%$, $\pm 20 \%$ o $\pm 25 \%$ del valor especificado. Por ejemplo, "aproximadamente" 50 por ciento en algunas modalidades puede llevar a una variación entre 45 y 55 por ciento. Para intervalos de números enteros, el término "aproximadamente" puede incluir uno o dos números enteros mayores que y/o menores que un número entero citado en cada extremo del intervalo. A menos que se indique lo contrario en la presente descripción, el término "aproximadamente" pretende incluir los valores e intervalos próximos al intervalo citado que son equivalentes en términos de la funcionalidad de la composición, o la modalidad. El término "aproximadamente" también puede reflejar cualquier imprecisión en los instrumentos, dispositivos o métodos usados para medir el valor especificado.

Como será evidente para los expertos en la técnica, pueden hacerse diversas modificaciones, adaptaciones y variaciones de la descripción específica anterior sin apartarse del alcance de la invención reivindicada en la presente descripción. Las diversas características y elementos de la invención descritos en la presente descripción pueden combinarse de una manera diferente que los ejemplos específicos descritos o reivindicados aquí sin apartarse del alcance de la invención. En otras palabras, cualquier elemento o característica puede combinarse con cualquier otro elemento o característica en diferentes modalidades, a menos que exista una incompatibilidad obvia o inherente entre los dos, o se excluya específicamente.

Las formas singulares "un", "una" y "el/la" incluyen los referentes plurales a menos que el contexto lo indique claramente de cualquier otra manera. Así, por ejemplo, una referencia a "una planta" incluye una pluralidad de tales plantas. Debe notarse, además, que las reivindicaciones pueden redactarse para excluir cualquier elemento opcional. Como tal, esta declaración pretende servir

5 como base antecedente para el uso de la terminología exclusiva, como por ejemplo "únicamente", "solamente", y similares, en relación con la cita de elementos reivindicados o el uso de una limitación "negativa". Los términos "preferentemente", "preferido", "preferir", "opcionalmente", "puede", y términos similares se usan para indicar que un artículo, condición o etapa a la que se hace referencia es un rasgo opcional (no obligatorio) de la invención.

10 El término "y/o" significa cualquiera de los artículos, cualquier combinación de los artículos, o todos los artículos con los que se asocia este término. La frase "uno o más" se entiende fácilmente por un experto en la técnica, particularmente cuando se lee en el contexto de su uso.

Como comprenderá el experto en la técnica, todos los números, incluyendo los que expresan cantidades de reactivos o ingredientes, propiedades tales como peso molecular, condiciones de

15 reacción, etcétera, son aproximaciones y se entiende que se modifican opcionalmente en todos los casos por el término "aproximadamente". Estos valores pueden variar en dependencia de las propiedades deseadas que se pretende obtener por los expertos en la técnica utilizando las enseñanzas de las descripciones de la presente invención. Se entiende también que tales valores contienen inherentemente variabilidad necesariamente resultante de las desviaciones estándar

20 encontradas en sus respectivas mediciones de ensayo.

Como comprenderá un experto en la técnica, para cualquiera y todos los propósitos, particularmente en términos de proporcionar una descripción escrita, todos los intervalos citados en la presente descripción también abarcan cualquiera y todos los subintervalos posibles y combinaciones de subintervalos de estos, así como los valores individuales que componen el

25 intervalo, particularmente los valores enteros. Un intervalo citado (por ejemplo, porcentajes en peso o grupos de carbono) incluye cada valor específico, entero, decimal, o idéntico dentro del intervalo. Cualquier intervalo enumerado puede reconocerse fácilmente como descrito suficientemente y permite que el mismo intervalo se divida en al menos mitades iguales, tercios, cuartos, quintos, o décimos. Como un ejemplo no limitante, cada intervalo discutido en la presente

30 descripción puede descomponerse fácilmente en un tercio inferior, tercio medio y tercio superior, etc.

Como comprenderá también un experto en la técnica, todo el lenguaje tal como "hasta", "al menos", "mayor que", "menos de", "más de", "o más", y similares, incluyen el número citado y tales términos se refieren a intervalos que pueden descomponerse posteriormente en subintervalos como se discutió anteriormente. De la misma manera, todas las relaciones citadas en la presente descripción también incluyen todas las subrelaciones que caen dentro de la relación más amplia. En consecuencia, los valores específicos indicados para los radicales, sustituyentes, e intervalos, son sólo ilustrativos; no excluyen otros valores definidos u otros valores dentro de intervalos definidos para radicales y sustituyentes.

Un experto en la técnica, además, reconocerá fácilmente que donde los miembros se agrupan juntos en una manera común, tal como en un grupo Markush, la presente invención abarca no solamente el grupo entero enumerado como un todo, sino cada miembro del grupo individualmente y todos los posibles subgrupos del grupo principal. Adicionalmente, para todos los propósitos, la presente invención abarca no solamente el grupo principal, sino además el grupo principal en ausencia de uno o más de los miembros del grupo. Por lo tanto, la invención prevé la exclusión explícita de uno o más de los miembros de un grupo citado. En consecuencia con esto, las condiciones pueden aplicarse a cualquiera de las categorías o modalidades descritas, de manera que puede excluirse uno o más de los elementos, especies o modalidades citados a partir de tales categorías o modalidades, por ejemplo, tal como se usa en una limitación negativa explícita.

Tabla 1

Nombre de la corriente – Licuador – Ciclo de Metano	M1	M2	M2a	M3	M3a	M4	M5	M6	M7	M8	M9	M10	M11		
	170	650	600	650	600	600	2200	2100	8600	8520	8500	8450	8400		
	Presión (kPa)														
	17	123	65	69	32	47	157	47	160	47	22	22	22		
	Temperatura (°C)														
	1.02	3.3	3.25	3.9	4	3.7	10.5	12.5	38	57	61	61	61		
	Densidad de Vapor (kg/m3)														
	Densidad de Líquido (kg/m3)														
	Fracción de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1		
	MeOH (% en peso de líquido)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
	Entalpía (kJ/kg)	892	1140	995	1005	920	955	1220	940	1200	885	820	820	820	
	Masa aproximada en kg con 28.3 e3m3/d -entrada														
	Cl(0.98 mol vol en seco) (kg/d)	18500	18500	18500	20860	20860	39360	39360	39360	39360	39360	39360	39360	39360	
	CO2(0.02 mol vol en seco) (kg/d)	575	575	575	0	0	575	575	575	575	575	575	0.5	0.5	
H2O (vapor) (kg/d)	250	250	250	0	0	250	250	250	250	18	18	18	3.9		
H2O (líquida) (kg/d)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	232	0	0	0		
MeOH (kg/d)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
Estimado de flujo másico TOTAL (kg/d)	19325	19325	19325	20860	20860	40185	40185	40185	40185	40185	39953	39379	39364		
Flujo másico (kg/s)	0.224	0.224	0.224	0.241	0.241	0.465	0.465	0.465	0.465	0.465	0.462	0.456	0.456		
Nombre de la corriente – Licuador – Ciclo de Metano	M12	M12a	M12b	M12c	M12d	M13	M14	M15	M16	M17	M18	M19	M20	M21	
	8400	8300	8275	8200	8225	8200	8200	8200	8200	200	200	200	185	170	
	Presión (kPa)														
	22	22	-39	-54	-64	-70	-88	-88	-88	-152	-152	-152	-70	-29	
	Temperatura (°C)														
	61	61	105	155	205	245	300	300	300	3.3	3.3	3.3	1.6	1.3	
	Densidad de Vapor (kg/m3)														
	Densidad de Líquido (kg/m3)						245	300	300	300	410	410	410		
	Fracción de Vapor	1	1	1	1	1	0.999	0.999	1	0	0.53	0	1	1	1
	MeOH (% en peso de líquido)	0	0	0	0	0	0.75	0.75	0.75	0.75	0	0	0	0	0
	Entalpía (kJ/kg)	820	820	610	500	435	385	290	285		285	30	525	705	790
	Masa aproximada en kg con 28.3 e3m3/d -entrada														
	Cl(0.98 mol vol en seco) (kg/d)	39360	39360	39360	39360	39360	39360	39360	39360	0	39360	18500	20860	20860	20860
	CO2(0.02 mol vol en seco) (kg/d)	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0	0.5	0.5	0	0	0
CO2(0.02 mol vol en seco) (kg/d)	3.9	3.9	3.9	3.9	3.9	0.04	0.04	0.04	0	0.04	0.04	0	0	0	
H2O (vapor) (kg/d)	0	0	0	0	0	3.86	3.86	0	3.86	0	0	0	0	0	
H2O (líquida) (kg/d)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
MeOH (kg/d)	11.7	11.7	11.7	11.7	11.7	11.7	11.7	0.12	11.58	0.12	0.12	0	0	0	
Estimado de flujo másico TOTAL (kg/d)	39376.1	39376	39376	39376	39376	39376	39376	39361	15.44	39361	18500.66	20860	20860	20860	
Flujo másico (kg/s)	0.456	0.456	0.456	0.456	0.456	0.456	0.456	0.456	0.000	0.456	0.214	0.241	0.241	0.241	
Nombre de la corriente – Refrigeración – Aq-N	Aq1	Aq2	Aq3	Aq4	Aq5	Aq6	Aq7	Aq8	Aq9	Aq10	Aq11	Aq12	Aq13	Aq14	
	110	950	950	950	950	950	940	940	940	940	930	900	900	910	
	Presión (kPa)														
	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	72.5	72.5	72.5	72.5	143.0	50.0	50.0	160.0	
	Temperatura (°C)														
	122.0	122.0	122.0	122.0	122.0	122.0	162.5	162.5	162.5	162.5	289.4	122.0	122.0	320.0	
	Temperatura (°F)														
	Subenfriado	si	si	si	si	si	si	si	si	si	si	si	si	si	
	Saturado														
	Supercalentado														
	% en peso de Solución Aq-NH3	0.104	0.104	0.104	0.104	0.104	0.104	0.104	0.104	0.104	0.104	0.104	0.560	0.050	
	Densidad de Solución Aq-NH3	937													
	Entalpía Total de mezcla de Aq (kJ/kg) (Nota1)	126	126	126	126	126	126	225	225	225	225	527	7	638	
	Entalpía Total de mezcla de Aq (Btu/lb) (Nota1)	54	54	54	54	54	54	98	98	98	98	227	3	275	
Masa aproximada en kg con 28.3 e3cm3/d -entrada															
Masa de Aq-Amónico líquido (kg/s)	3.1715	3.1715	15030	16685	1.3350	0.3330	0.3330	1.3350	15030	3.1715	3.1715			2.9900	
Masa de Aq-Amónico vapor (kg/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			0.0000	
Masa TOTAL de Aq-Amónico (kg/s)	3.1715	3.1715	15030	16685	1.3350	0.3330	0.3330	1.3350	15030	3.1715	3.1715			2.9900	

Tabla 1 continuación

Nombre de la corriente – Refrig absorción– Ciclo Aq-NH3																							
Presión (kPa)	Aq15	Aq16	Aq17	Aq18	Aq19	Aq20															NH3-12	NH3-13	NH3-14
	890	880	10	13	30	72															30	13	13
Temperatura (°C)	85.0	22.0	24.6	28.1	34.1	49.8															-55.0	-65.0	-65.0
Temperatura (°F)	185.0	71.6	76.3	82.6	93.4	121.6															-67.0	-85.0	-85.0
Subenfriado	Si	Si	Si	Si	Si	Si															Si	Si	Si
Saturado																							
% en peso de Solución Aq-NH3	0.050	0.050	0.055	0.062	0.073	0.104																	
Densidad de Solución Aq-NH3 (kg/m3)																							
Entalpía Total de mezcla de Aq (KJ/kg) (Nota1)	319	35	58	39	74	125																	
Entalpía Total de mezcla de Aq (Btu/lb) (Nota1)	137	15	25	17	32	54																	
Masa aproximada en kg con 28.3 e3cm3/d -entrada																							
Masa de Aq-Amónico líquido (kg/s)	2.9900	2.9900	3.0058	3.0274	3.0663	3.1715																	
Masa de Aq-Amónico vapor (kg/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000																	
Masa TOTAL de Aq-Amónico (kg/s)	2.9900	2.9900	3.0058	3.0274	3.0663	3.1715																	
Nombre de la corriente – Refrig absorción– Ciclo NH3																							
Presión (kPa)	NH3-1	NH3-2	NH3-3	NH3-4	NH3-5	NH3-6	NH3-7	NH3-8	NH3-9	NH3-10	NH3-11												
	900	900	72	72	72	72	72	30	30	30	30												
Temperatura (°C)	50.0	22.0	-40.0	-40.0	-40.0	-40.0	-40.0	-55.0	-55.0	-55.0	-55.0												
Temperatura (°F)	122.0	71.6	-40.0	-40.0	-40.0	-40.0	-40.0	-67.0	-67.0	-67.0	-67.0												
Subenfriado	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si												
Saturado																							
Supercalentado																							
Fracción de vapor de amoníaco puro, (99.5 % en peso)	1	0	0.2	0.35	1	1	0	0.05	0.098	1	1												
Densidad de Vapor (kg/m3)	5.7		0.61	0.61	0.61	0.61		0.27	0.27	0.27	0.27												
Densidad de Líquido (kg/m3)		610	685	685			685	710	710														
Entalpía de NH3-l (KJ/kg, del diagrama de Mollier)		440	160	160			160	95	95														
Entalpía de NH3-v (KJ/kg, del diagrama de Mollier)	1705		1550	1550	1550	1550		1525	1525	1525	1525												
Entalpía corregida de NH3-l (KJ/kg) - 1938		92	-188	-188			-188	-253	-253	-253	-253												
Entalpía corregida de NH3-v (KJ/kg) - 1938	1357		1202	1202	1202	1202		1177	1177	1177	1177												
Masa aproximada en kg con 28.3 e3scm3/d -entrada																							
Masa de NH3-l (kg/s)		0.1815	0.1452	0.0689	0.0000	0.0000	0.0763	0.0725	0.0351	0.0000	0.0000												
Masa de NH3-v (kg/s)	0.1815		0.0363	0.0363	0.1052	0.1052	0.0000	0.0038	0.0038	0.0389	0.0389												
Masa TOTAL de NH3 (kg/s)	0.1815	0.1815	0.1815	0.1052	0.1052	0.1052	0.0763	0.0763	0.0389	0.0389	0.0389												

Tabla 1 continuación

Nombre de la corriente – Refrig absorción– Ciclo NH3	NH3-15	NH3-16	NH3-17	NH3-18	NH3-19	Nombre del equipo	Bomba RAQ	DPX	AqRLX	Calor de compen-	
										sación	
Presión (kPa)	13	13	10	10	10	Flujo de Masa TOTAL (kg/s)	3.172		2.990	WHX-1	WHX-2
Temperatura (°C)	-65	-65	-71	-71	-71	Cambio de entalpía (kJ/kg)			-319		0.465
Subenfriado						Calor Entrada/Salida (kW)		-436	-954	924	-280
Saturado	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí	Trabajo Entrada/Salida (kW)	10				-130
Supercalentado											-147
Fración de vapor de amoniaco puro, (99.5 % en peso)	1	0	0.018	1	1	Nombre del equipo		WHX-IN	COMP-IN	STG-1	STG-2
Densidad de Vapor (kg/m3)	0.13		0.1	0.1	0.1	Flujo de Masa TOTAL (kg/s)		0.224	0.224	0.241	0.465
Densidad de Líquido (kg/m3)		715	725			Cambio de entalpía (kJ/kg)		-145	248	215	265
Entalpía de NH3-L (KJ/kg, del diagrama de Mollier)		50	30			Calor Entrada/Salida (kW)		-32			260
Entalpía de NH3-v (KJ/kg, del diagrama de Mollier)	1510		1500	1500	1500	Trabajo Entrada/Salida (kW)			55	52	123
Entalpía corregida de NH3-L (KJ/kg) – 1938 (Nota 2)		-298	-318								121
Entalpía corregida de NH3-v (KJ/kg) – 1938 (Nota 2)	1162		1152	1152	1152	Nombre del equipo		HSX-1	HSX-2	HSX-3	HSX-4
						Flujo de Masa TOTAL (kg/s)		2.990	0.182	0.456	3.172
Masa aproximada en kg con 28.3 e3scm3/d -entrada						Cambio de entalpía (kJ/kg)		-284	-1265	0	0
Masa de NH3-L (kg/s)	0.0000	0.0158	0.0155	0.0000	0.0000	Calor Entrada/Salida (kW)		-849	-230	0	0
Masa de NH3-v (kg/s)	0.0216	0.0000	0.0000	0.0158	0.0158	Trabajo Entrada/Salida (kW)					
Masa TOTAL de NH3 (kg/s)	0.0216	0.0158	0.0155	0.0158	0.0158	Nombre del equipo		NH3-CH1	NH3-CH2	NH3-CH3	NH3-CH4
						Flujo de Masa TOTAL (kg/s)		0.456	0.456	0.456	0.241
Nota 1 – Entalpía para el Agua Amoniacoal de 1938 – Tablas de Jennings y Shannon – Pensilvania						Cambio de entalpía (kJ/kg)		-210	-65	-50	85
Bethlehem, Pensilvania						Calor Entrada/Salida (kW)		-50	-30	-23	21
Nota 2 – (hasta cero (kJ/kg) Diagrama de Mollier para amoniaco anhidro para Aq- Amoniaco tabla 348						Trabajo Entrada/Salida (kW)					43

REIVINDICACIONES:

1. Un método para licuar un gas que comprende las siguientes etapas no secuenciales:
 - (a) recibir un gas que tiene una presión de entrada y comprimir o descomprimir el gas hasta una presión deseada;
 - (b) enfriar el gas a través de al menos un enfriador por absorción;
 - (c) reducir adiabáticamente la presión del gas para licuar al menos una porción del gas;
 - (d) calentar un fluido de amoníaco rico en un rectificador para liberar gas amoníaco usando uno o una combinación de calor de compensación o calor de compresión recuperado de la etapa (a) si el gas se comprime en la etapa (a), produciendo un fluido de amoníaco pobre;
 - (e) subenfriar la solución de amoníaco pobre y circular hacia la parte superior de una torre de absorción de vapor (VAT);
 - (f) condensar el gas de amoníaco del rectificador y evaporar instantáneamente el amoníaco líquido para producir gas de amoníaco enfriado para usar en al menos un enfriador por absorción;
 - (g) absorber el gas de amoníaco de al menos un enfriador por absorción en la solución de amoníaco pobre en la torre de absorción de vapor para producir la solución de amoníaco rica para la etapa (d).
2. El método de la reivindicación 1, en donde el gas se recibe a la presión deseada o por encima de ella, y no se recupera calor de compresión en la etapa (a).
3. El método de la reivindicación 1, en donde el gas se licúa parcialmente en la etapa (c) y comprende las etapas adicionales de eliminar el producto de gas licuado y reciclar el gas restante en un ciclo de reciclado de vapor que enfría la corriente de gas antes de la reducción de presión adiabática y se comprime y combina después con la corriente de gas de entrada.
4. El método de la reivindicación 1, en donde el gas comprende un gas industrial o un gas hidrocarburo, o cualquier mezcla de gases industriales o hidrocarburos.

5. El método de la reivindicación 1, en donde el gas se comprime por debajo del punto crítico del gas y el método alcanza una temperatura de licuefacción del gas más caliente que -71°C , antes de la expansión adiabática.
- 5 6. El método de la reivindicación 1, en donde el gas se comprime hasta por encima del punto crítico del gas, y el método alcanza una temperatura de licuefacción de gas de aproximadamente -71°C , antes de la expansión adiabática.
7. El método de la reivindicación 1, en donde el al menos un enfriador por absorción
10 comprende una corriente líquida de escape para evitar el aumento de la concentración de agua en el refrigerante de amoníaco.
8. El método de la reivindicación 1, en donde se mantiene una presión de funcionamiento subatmosférica en la parte superior de la VAT mediante la utilización de un flujo de masa
15 suficiente de solución de amoníaco pobre subenfriada en el punto de mezcla de vapor de amoníaco anhidro y solución de amoníaco pobre.
9. El método de la reivindicación 1, en donde parte o todo el calor de la solución y el calor de la energía de condensación de la mezcla de vapor de amoníaco anhidro y la solución de amoníaco
20 pobre se recupera en la VAT.
10. El método de la reivindicación 9, en donde la recuperación de calor en la VAT se facilita mediante el uso de cabezal hidráulico y el enfriamiento previo de la corriente de alimentación de la VAT de la solución de amoníaco pobre.
25
11. El método de la reivindicación 1 que comprende las etapas adicionales de enfriar la corriente de gas enfriado de la etapa (b) utilizando intercambiadores de calor de gas/gas/ para reducir adicionalmente la temperatura de la corriente de gas antes de la etapa (c).
- 30 12. El método de la reivindicación 1, que comprende la etapa adicional de deshidratar el gas después de la compresión y antes del enfriador de absorción.

13. El método de la reivindicación 12, en donde el gas se deshidrata mediante la adición de un alcohol en una cantidad suficiente en la trayectoria del flujo y condensa el alcohol y el agua antes de la etapa de reducción de la presión adiabática.
- 5 14. El método de la reivindicación 1, en donde el gas licuado se filtra después de la reducción de la presión adiabática para eliminar cualquier sólido del producto de gas licuado.
15. Un método para licuar un gas que comprende las siguientes etapas no secuenciales:
- 10 (a) comprimir un gas que tiene una presión de entrada a una presión deseada mientras extrae calor del gas para mantener la temperatura deseada;
- (b) enfriar el gas a través de al menos un enfriador por absorción;
- (c) reducir adiabáticamente la presión del gas para reducir la temperatura del gas;
- (d) licuar el gas mediante el uso de un intercambiador de calor vaporizador de gas licuado;
- 15 (e) usar calor de la etapa (a) en un rectificador para liberar amoníaco de un fluido de amoníaco rico y si es necesario, añadir calor de compensación a la solución de amoníaco rica, y producir un fluido de solución de amoníaco pobre;
- (f) subenfriar la solución de amoníaco pobre y circular hacia la parte superior de una torre de absorción de vapor;
- (g) condensar el gas de amoníaco del rectificador y evaporar instantáneamente el amoníaco líquido para producir gas de amoníaco enfriado para usar en al menos un enfriador por absorción;
- 20 (h) absorber el gas de amoníaco de al menos un enfriador por absorción en la solución de amoníaco pobre en la torre de absorción de vapor para producir la solución de amoníaco rica para la etapa (d).
- 25
16. El método de la reivindicación 15, en donde el vaporizador de gas licuado utiliza un gas licuado producido de acuerdo con el método de la reivindicación 1.
- 30 17. Un sistema de licuefacción de gas que comprende una etapa de recepción para recibir un gas de entrada a una presión deseada, una etapa de enfriamiento que comprende un ciclo de refrigeración por absorción para enfriar el gas y una etapa de licuefacción que comprende una válvula JT para licuar al menos parcialmente el gas.

18. El sistema de la reivindicación 17 que comprende además una etapa de compresión para comprimir el gas a la presión deseada, una etapa de recuperación de energía de calor de compresión para transferir calor desde la etapa de compresión al ciclo de refrigeración por absorción.

19. El sistema de la reivindicación 18, que comprende además una etapa de reciclado de gas para reciclar componentes no licuados del gas en un ciclo de reciclado de vapor a baja presión, cuyo ciclo enfría más el gas comprimido y enfriado y que se dirige después a la etapa de compresión.

RESUMEN

Un método para la licuefacción de gases industriales o mezclas de gases (hidrocarburos y/o no hidrocarburos) que usa un sistema de refrigeración por absorción de solución de amoníaco modificado (ARP) que se usa para enfriar el gas o la mezcla de gases durante el proceso de licuefacción. El gas puede comprimirse por encima de su punto crítico y el calor de la energía de compresión puede recuperarse para proporcionar parte o toda la energía calorífica requerida para accionar el ARP. El método utiliza un proceso de expansión adiabática de Joule Thomson (JT) que no requiere ningún requisito para un equipo rotativo criogénico especial. El sistema de refrigeración por absorción de la solución de amoníaco incluye una torre de absorción de vapor (VAT) que permite recuperar todo o parte del calor de la solución y el calor de la energía de condensación en el sistema cuando el vapor de amoníaco anhidro se absorbe dentro de una solución de amoníaco pobre subenfriada. El ARP modificado con la VAT puede alcanzar presiones operativas tan bajas como 10 kPa lo que resulta en temperaturas de funcionamiento del enfriador de gas amoníaco tan bajas como -71 °C.

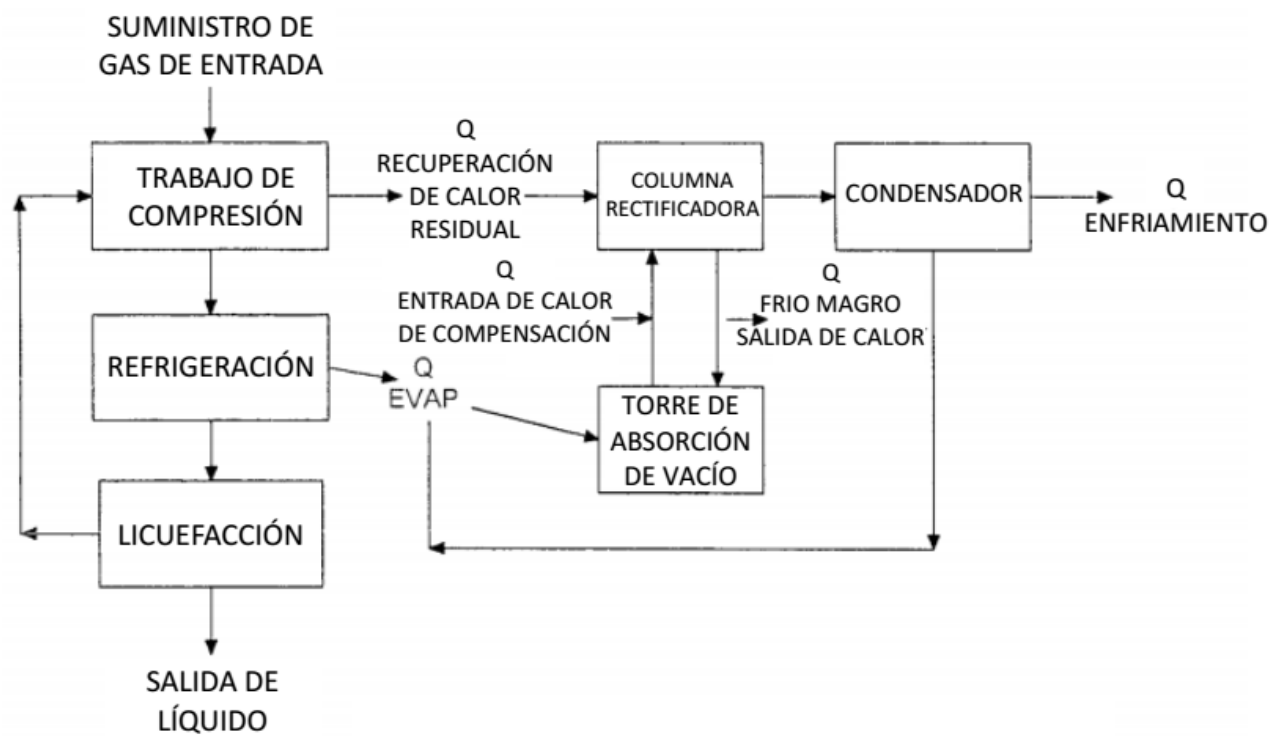


FIG. 1

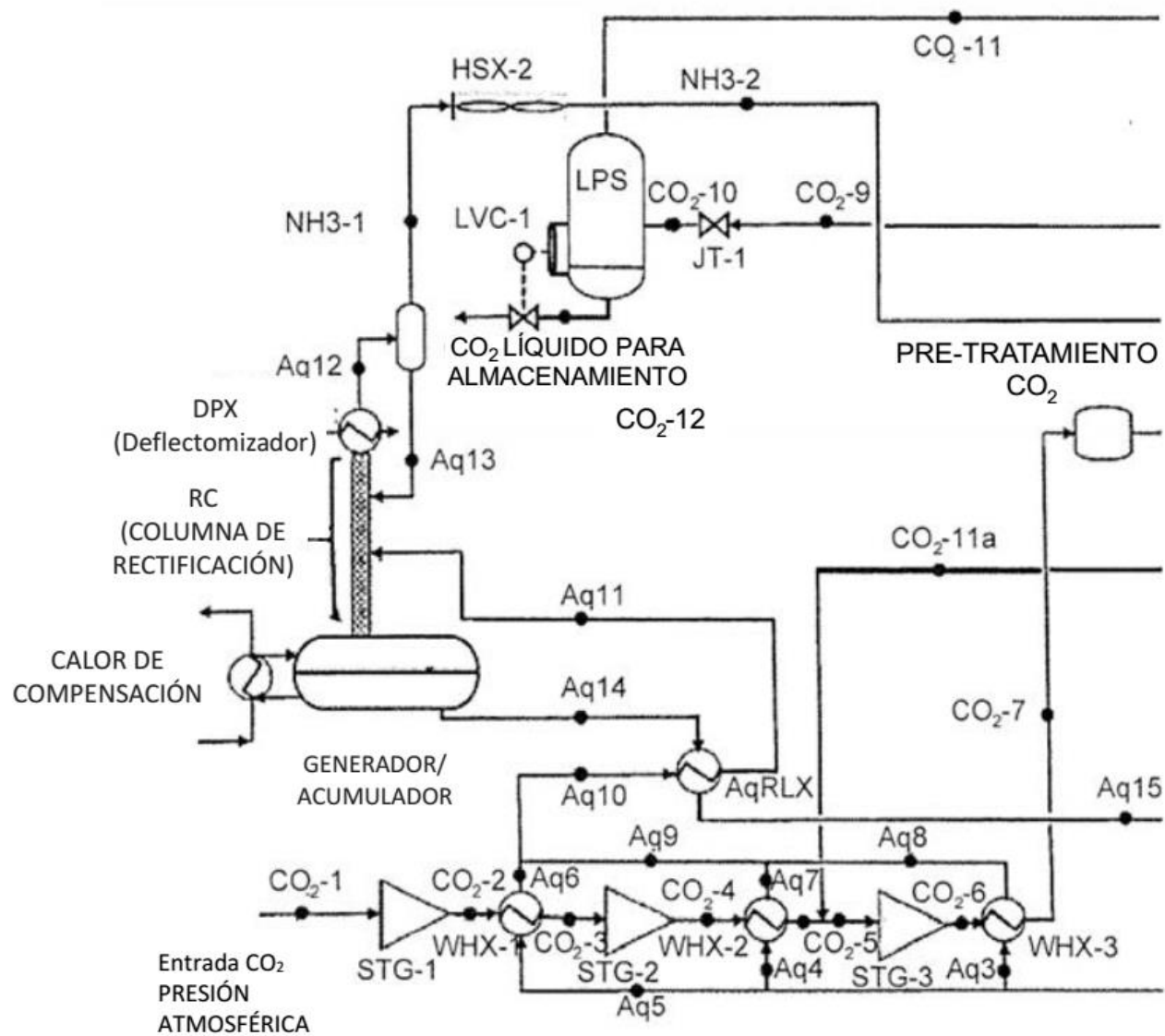


FIG. 2A

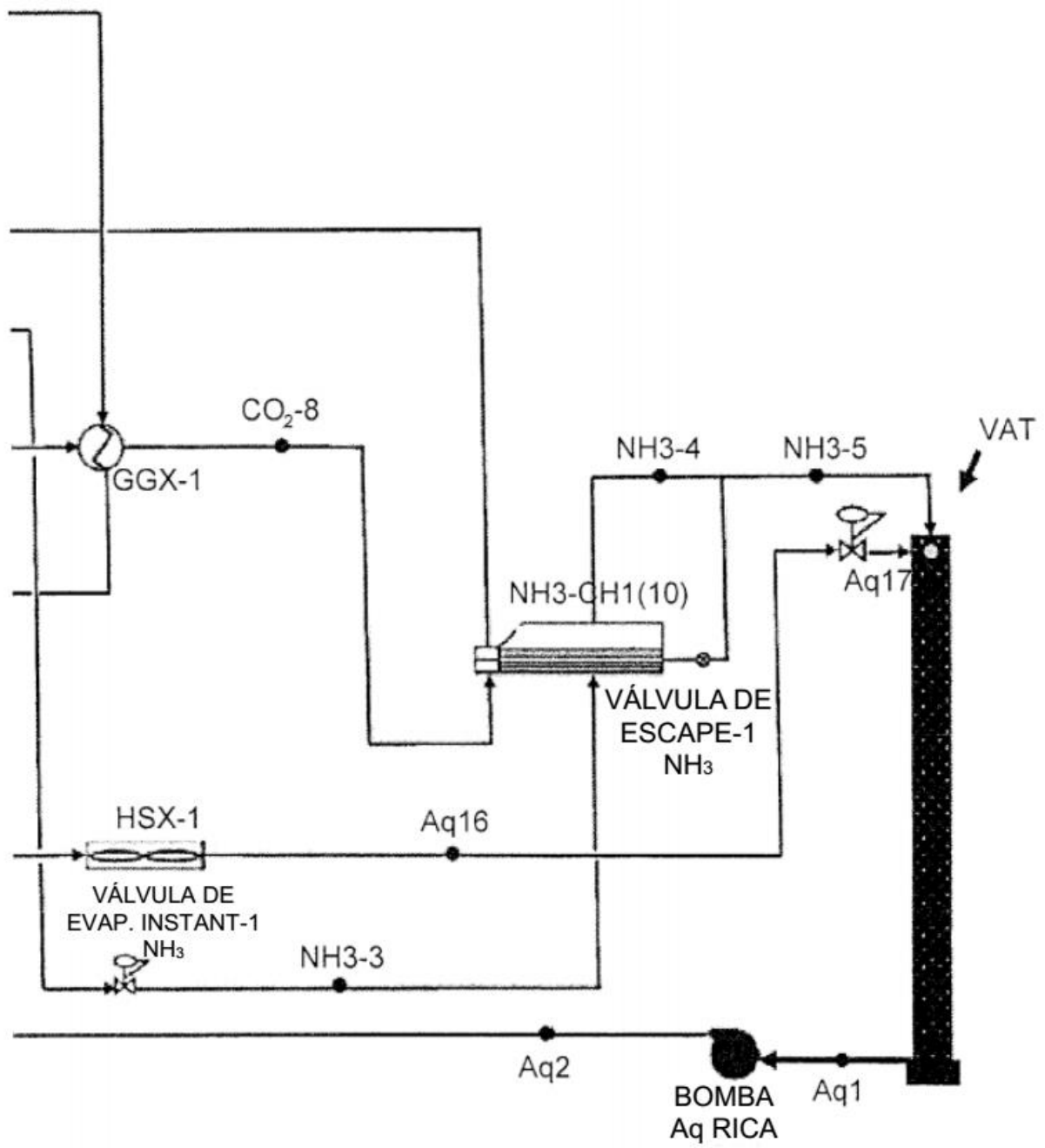


FIG. 2B

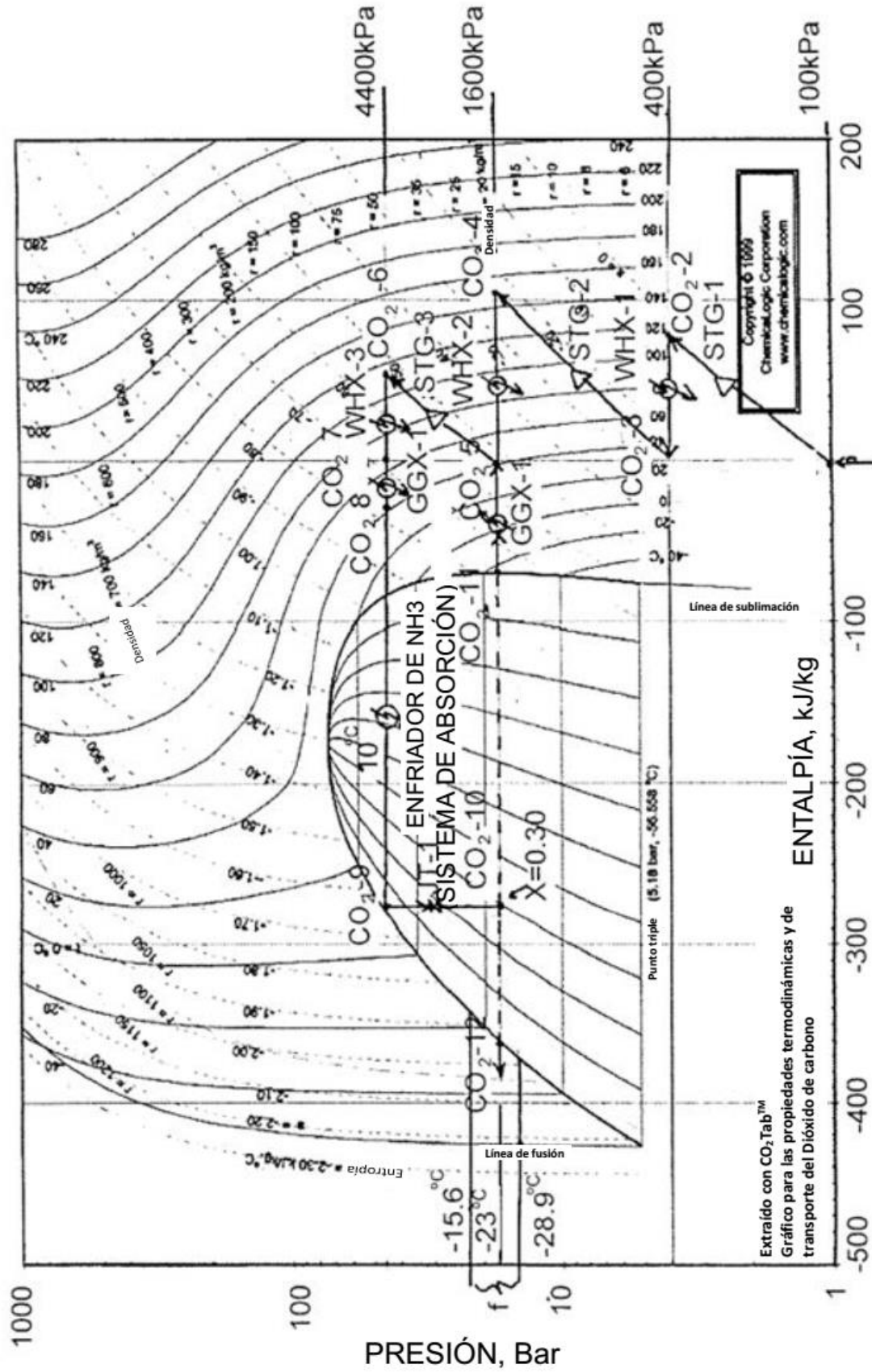


FIG. 3

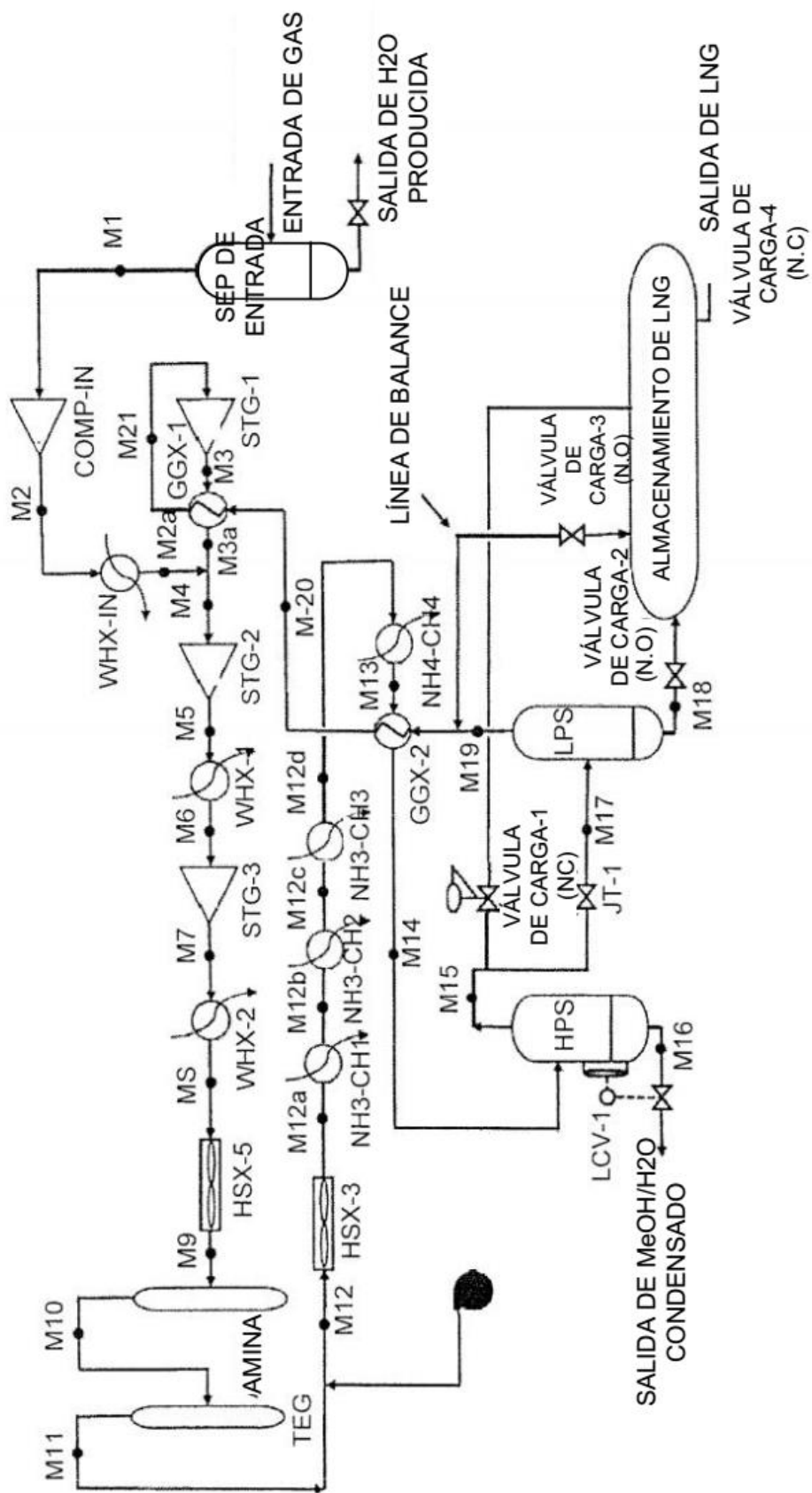


FIG. 4

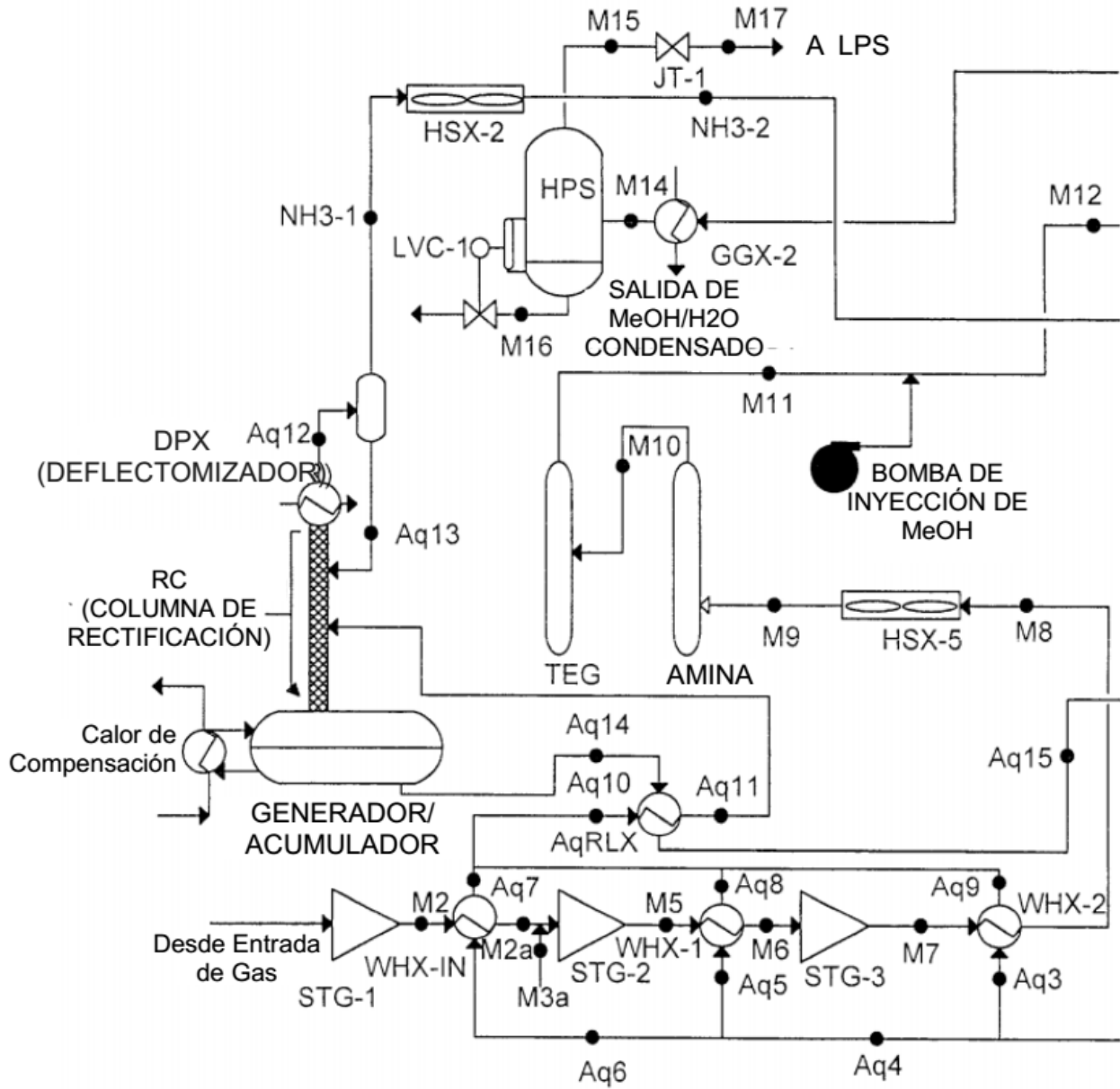


FIG. 5A

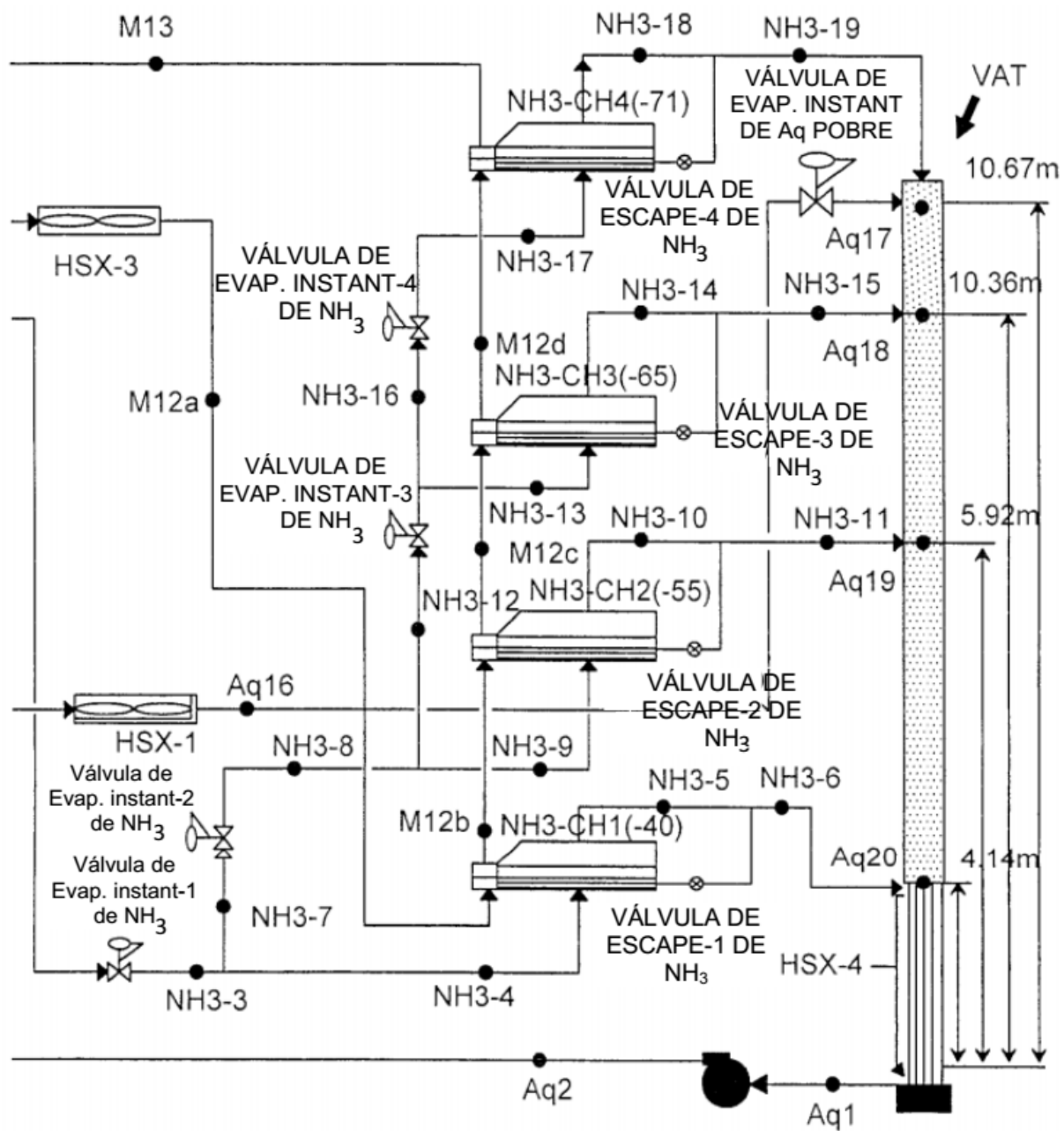
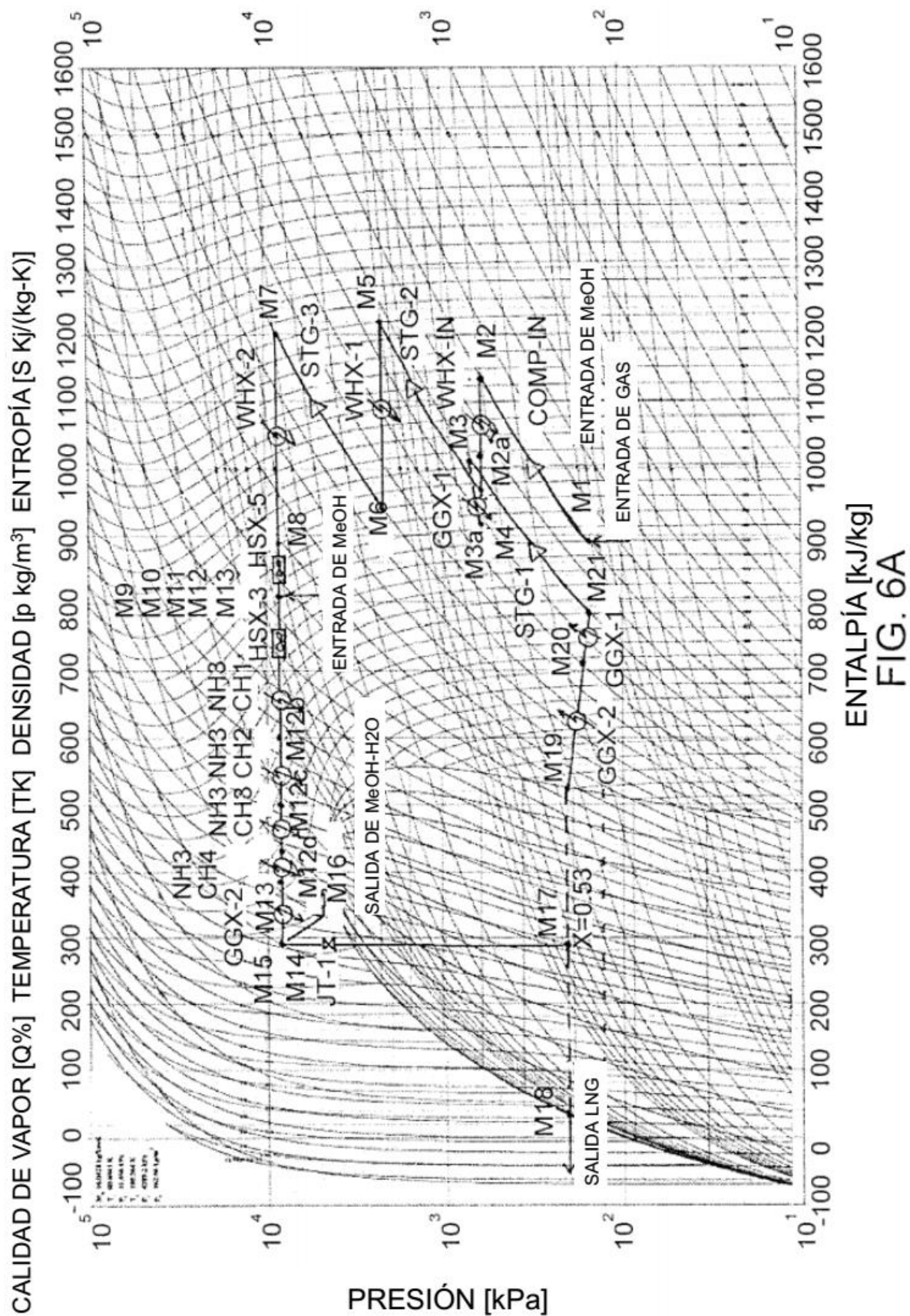
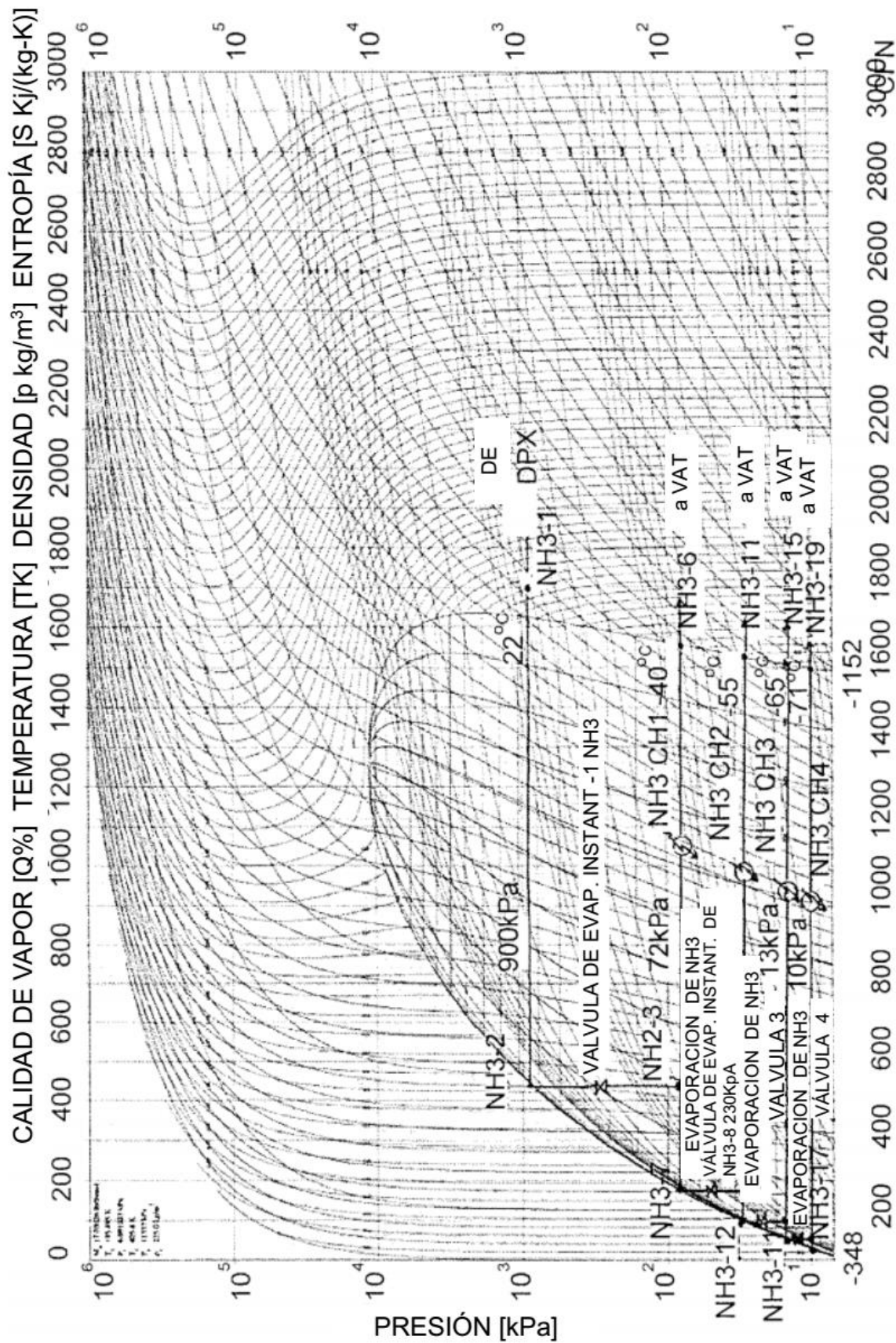


FIG. 5B





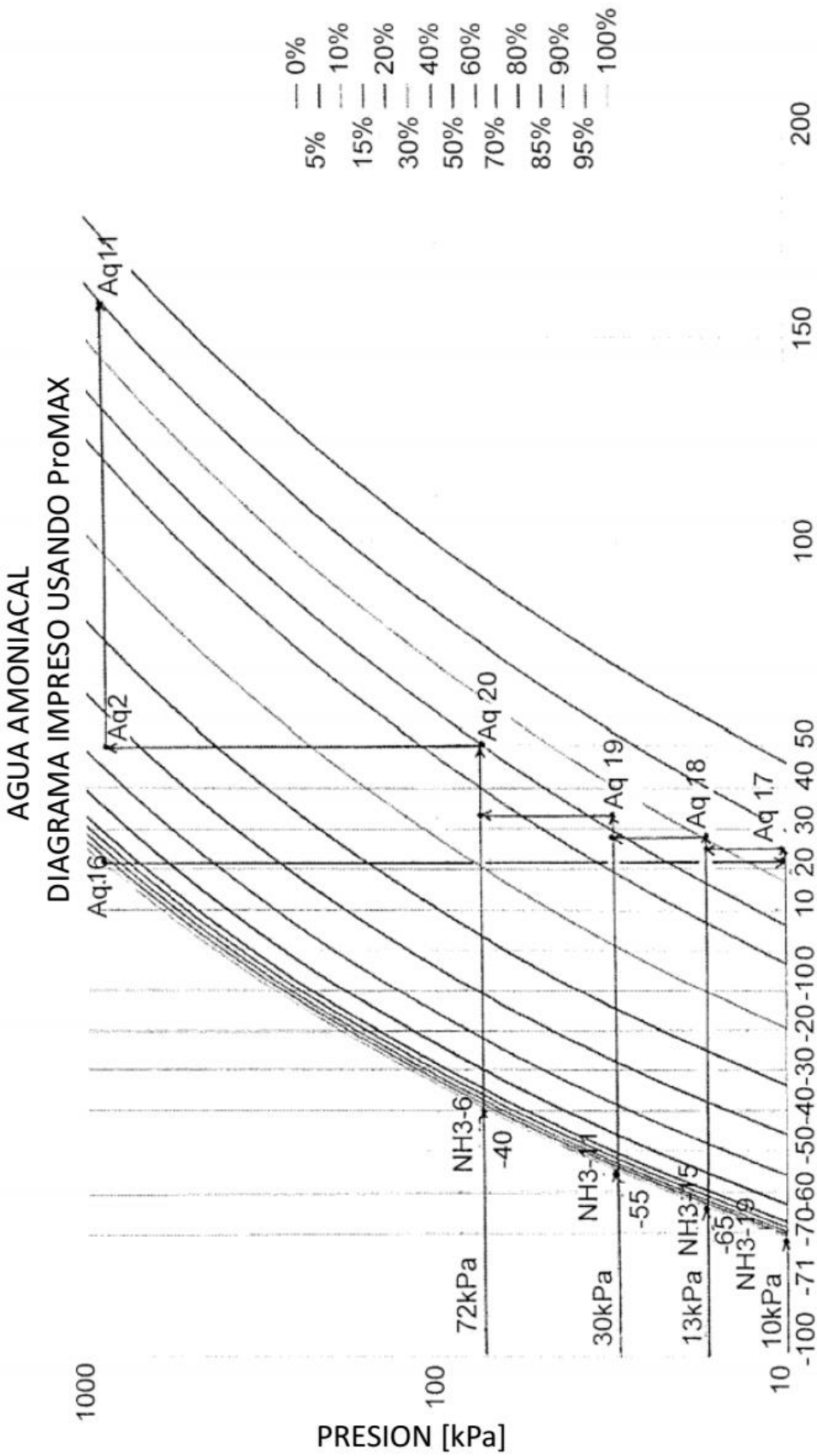


FIG. 8

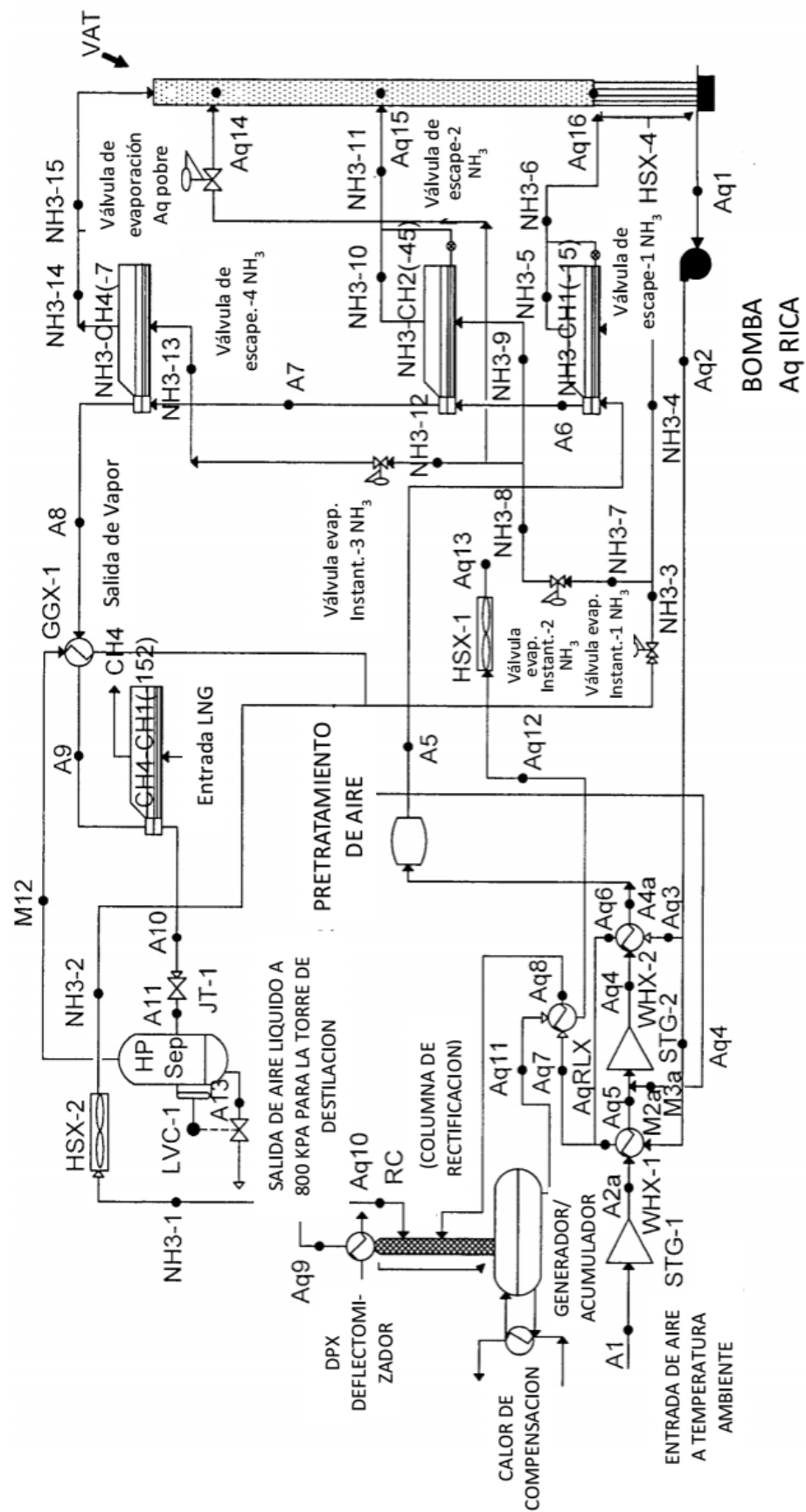


FIG. 9

