

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 714 276**

51 Int. Cl.:

C10L 3/10 (2006.01)

B01D 53/047 (2006.01)

B01D 53/04 (2006.01)

C10G 5/02 (2006.01)

B01D 53/26 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **01.02.2013 PCT/US2013/024316**

87 Fecha y número de publicación internacional: **08.08.2013 WO13116627**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **01.02.2013 E 13743639 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **05.12.2018 EP 2809752**

54 Título: **Proceso de remoción de hidrocarburos pesados**

30 Prioridad:

01.02.2012 US 201213363699

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

28.05.2019

73 Titular/es:

BASF CORPORATION (100.0%)

100 Park Avenue

Florham Park, NJ 07932, US

72 Inventor/es:

DOLAN, WILLIAM y

WYATT, ROGER

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 714 276 T3

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

DESCRIPCIÓN

Proceso de remoción de hidrocarburos pesados

Campo de la invención

La invención se refiere a un proceso para eliminar hidrocarburos pesados de una corriente de gas natural.

5 Antecedentes de la invención

El término "gas natural" se aplica al gas producido a partir de acumulaciones subterráneas de composición muy variable. El principal constituyente del gas natural es el metano. Aparte del metano, el gas natural generalmente incluye otros hidrocarburos, nitrógeno, dióxido de carbono, a veces una pequeña proporción de sulfuro de hidrógeno y, a menudo, agua. Los constituyentes del hidrocarburo incluyen etano (C₂), propano (C₃), butano (C₄), pentano (C₅),
 10 hexano (C₆), heptano (C₇), etc. Los hidrocarburos que tienen 5 o más átomos de carbono se denominan generalmente C₅₊. Los componentes de una corriente de gas natural que no sea metano se mencionarán como contaminantes en la especificación y en las reivindicaciones. La invención se refiere en particular a la eliminación de contaminantes mediante una combinación de adsorción y condensación.

Los constituyentes más ligeros, C₁ hasta e incluyendo C₄, están en fase gaseosa a temperaturas y presiones
 15 atmosféricas. Los constituyentes más pesados, C₅₊, están en fase gaseosa cuando se encuentran a temperaturas elevadas durante la producción desde la subsuperficie y en fase líquida cuando la mezcla de gases se ha enfriado. El gas natural que contiene dichos constituyentes más pesados se conoce como "gas húmedo" a diferencia del gas seco que no contiene ninguno o solo una pequeña proporción de hidrocarburos líquidos.

La eliminación de contaminantes, en particular el agua y los hidrocarburos, de las corrientes de gas natural es
 20 importante para prevenir los problemas que pueden ocurrir durante su transporte. En el caso de que el gas natural no tratado se transporte a través de sistemas de tuberías, la pérdida de presión, que es inevitable en los sistemas de tuberías, hace que se formen líquidos como resultado de la condensación de agua y/o hidrocarburos. Las mezclas de líquidos de estos líquidos pueden causar problemas, como el taponamiento de tuberías y sistemas de distribución. Además, el agua líquida puede acelerar la corrosión.

Un parámetro útil para indicar el contenido potencial de líquidos de cualquier gas es en términos del punto de rocío.
 El punto de rocío se define generalmente como la temperatura a la que se debe enfriar un gas (a una composición
 25 constante) para que se sature con respecto al vapor de agua (es decir, que alcance el equilibrio con un líquido). Para mezclas como el gas natural, en lugar de un punto de rocío, se utiliza la máxima presión (la presión más alta a la cual está presente el equilibrio vapor-líquido) o la temperatura máxima (la temperatura más alta a la cual está presente el
 30 equilibrio vapor-líquido).

Con el fin de evitar la formación de líquidos en una corriente de gas natural, deben eliminarse los contaminantes, en particular el agua y, si corresponde, los hidrocarburos para reducir la temperatura máxima de la corriente de gas natural. En el caso de gas natural con un bajo contenido de hidrocarburos distintos del metano, o en el caso de que se permita la formación de líquidos de hidrocarburos, solo se requiere la eliminación de agua. En general, sin embargo,
 35 existe la necesidad de eliminar tanto el agua como los hidrocarburos, que son más difíciles de eliminar, del gas natural, especialmente para lograr una cierta temperatura máxima deseada.

Un proceso conocido para la eliminación de agua e hidrocarburos de una corriente de gas natural se describe, por ejemplo, en el artículo "Solución de problemas de almacenamiento" por T. Schulz, J. Rajani, D. Brands, Hydrocarbon
 Engineering, junio de 2001, páginas 55-60. En el proceso conocido, la corriente de gas natural se pone en contacto
 40 con un lecho adsorbente para eliminar el agua y los contaminantes de hidrocarburos. Después de algún tiempo en la corriente, el lecho de adsorción debe regenerarse, tiempo que también depende de la calidad deseada de la corriente de gas purificada que abandona el lecho adsorbente debido a la adsorción preferencial de diferentes tipos de contaminantes.

La adsorción de componentes de una mezcla de gases a través de adsorbentes sólidos es un proceso térmico
 45 exotérmico, conocido como adsorción por balanceo térmico (TSA). Este proceso generalmente se revierte aplicando calor a la fase de adsorbente y adsorbato. Si el calor aplicado es suficiente, los componentes adsorbidos dejarán la superficie interna y los poros del adsorbente. Para completar la regeneración, el adsorbente se enfría una vez más a su temperatura inicial. Esta reversión del proceso de adsorción se llama regeneración.

Por lo tanto, en el proceso conocido se proporcionan en total tres lechos de adsorción, uno de ellos en modo de
 50 adsorción, y uno de ellos se regenera al pasar de la corriente de gas natural no tratada a una temperatura elevada sobre el lecho para que los contaminantes adsorbidos se eliminen del lecho, y uno de ellos se enfrió por el flujo de suspensión después de que se regeneró el lecho. El flujo de suspensión se pasa primero a través del lecho para

- enfriarse, luego se calienta, y se pasa a través del lecho para regenerarse. El flujo de suspensión lleva los contaminantes que se eliminan del lecho adsorbente en el modo de regeneración. El flujo de suspensión contaminado se pasa luego a través de un enfriador de aire y agua, de modo que los contaminantes que se condensan a la temperatura del agua (por encima de la temperatura de formación de hidratos) se pueden separar como un líquido en un separador. El gas de vaporización instantánea se recicla a la corriente de gas natural a tratar, aguas arriba del lecho de adsorción en modo de adsorción. Desafortunadamente, el enfriador de agua y el separador no son muy eficientes. Por consiguiente, se pueden acumular niveles significativos de contaminantes de hidrocarburos C₅₊ en la corriente de reciclaje al lecho de adsorción, lo que reduce la eficiencia de adsorción. Alternativamente, enfriar con un refrigerante también es problemático. Se pueden formar en el enfriador y en las ollas del deshidratador mecánico.
- 5
- 10 Un problema en el uso de lechos adsorbentes para eliminar agua y/o hidrocarburos de una corriente de gas natural es que no siempre es posible lograr una temperatura máxima suficientemente baja de la corriente de gas purificada resultante del lecho en modo de adsorción. Por lo tanto, existe la necesidad de un proceso que permita la eliminación de contaminantes, típicamente agua e hidrocarburos, del gas natural, para lograr una cierta temperatura máxima deseada.
- 15 De acuerdo con la publicación de EE.UU. No. 2007/0267328, publicado el 22 de noviembre de 2007, se proporciona un proceso para eliminar contaminantes de una corriente de gas natural. El proceso comprende los pasos de: (a) poner en contacto parte de la corriente de gas natural como una primera corriente de gas a una temperatura elevada con un primer lecho adsorbente en modo de regeneración, para eliminar los contaminantes presentes en el primer lecho adsorbente, y para obtener una segunda corriente de gas que está enriquecida en contaminantes en comparación con la primera corriente de gas; (b) enviar la segunda corriente de gas a una etapa de separación de gas/líquido que comprende enfriar la segunda corriente de gas a una temperatura tal que al menos algunos contaminantes comiencen a condensarse en una primera fase líquida rica en contaminantes y separando la primera fase líquida de la segunda corriente de gas para crear una tercera corriente de gas; en donde la etapa de separación de gas/líquido forma una primera etapa de separación de gas/líquido, y en donde el proceso comprende además (c)
- 20
- 25 someter la tercera corriente de gas a una segunda etapa de separación de gas/líquido para obtener una segunda fase líquida que es rica en contaminantes, y una corriente de gas seco.

En una realización particularmente ventajosa del proceso de acuerdo con la publicación de EE.UU. No. 2007/0267328, la segunda separación de gas/líquido en el paso (c) se efectúa por medio de un separador de inercia de velocidad acelerada. Dicho separador crea una corriente de fluido que fluye a velocidad acelerada y hace que dicha corriente de fluido se enfríe a una temperatura a la cual el agua y los hidrocarburos se condensarán en una segunda fase líquida de agua/hidrocarburo. El separador de inercia de velocidad acelerada es ventajosamente un separador de inercia supersónica y la corriente de fluido fluye a velocidad supersónica. Además, se puede inducir adecuadamente un movimiento de remolino a la corriente de fluido que fluye a una velocidad supersónica, causando así que los contaminantes, en particular el agua y los hidrocarburos, fluyan a una sección radialmente externa de una zona de recolección en la corriente. Sin embargo, después de dejar el separador de inercia de velocidad acelerada, la corriente de gas debe comprimirse a presión de adsorción. El paso de compresión reduce la eficiencia energética del proceso. El documento US 5 486 227 A se refiere a un proceso para purificar y licuar una mezcla de gas de alimentación con respecto a su componente menos fuertemente adsorbido de menor volatilidad que integra la adsorción por balanceo de temperatura, la adsorción por balanceo de presión y la destilación criogénica para optimizar el rendimiento general.

30

35

40 Resumen de la invención

La presente invención proporciona un proceso para eliminar hidrocarburos pesados de una corriente de gas natural, y que ha mejorado las eficiencias del proceso con respecto a los procesos de la técnica anterior. El proceso comprende un proceso de adsorción de balanceo térmico, como en la técnica anterior, en el que la corriente de gas natural se dirige a un lecho adsorbente para eliminar contaminantes de la corriente de gas natural. El lecho de adsorción se regenera mediante calor en el que los contaminantes se liberan del adsorbente y pasan a una etapa de separación de gas/líquido, lo que implica enfriar la corriente de gas contaminante para condensarla en una fase líquida rica en contaminantes. En lugar de reciclar la fase gaseosa que resulta de la separación gas/líquido hacia el lecho adsorbente, la fase gaseosa pasa a un proceso de adsorción por balanceo de presión en el que los contaminantes, incluidos los hidrocarburos pesados que se acumulan, se adsorben en el lecho y una corriente de gas natural limpia se forma. Al regenerar el lecho de adsorción de balanceo de presión reduciendo la presión, la corriente de contaminante a baja presión se utiliza como combustible para proporcionar calor para el modo de regeneración del lecho de adsorción de balanceo térmico. La presente invención también se refiere a variaciones en el proceso en el que el producto y las corrientes de contaminantes del proceso de adsorción por balanceo de presión pueden reciclarse o tratarse para separaciones adicionales.

45

50

55 El proceso de acuerdo con la invención permite, además de la eliminación de agua, la eliminación de hidrocarburos de la corriente de gas de alimentación, lo que resulta en una temperatura máxima más baja en comparación con la corriente de gas de alimentación. En el proceso de acuerdo con la invención, la extensión de la eliminación de agua e hidrocarburos de la corriente de gas de alimentación se puede dirigir, creando así una corriente de gas de producto con una temperatura máxima deseada, incluso en los casos en que la composición de la corriente de gas de

alimentación es tal que una reducción de la temperatura máxima a un nivel suficientemente bajo no se podría haber logrado utilizando otras técnicas, como el proceso utilizando solo la adsorción.

5 El proceso de la presente invención alivia los problemas encontrados en la técnica anterior en el que el gas del separador de gas-líquido se recicla a la unidad de adsorción por balanceo térmico, y en el que el reciclaje continuo da como resultado una acumulación de hidrocarburos pesados en el proceso de adsorción debido a la ineficiencia inherente de la unidad de separación gas-líquido. El uso de la unidad de adsorción por balanceo de presión elimina efectivamente los contaminantes pesados de hidrocarburos de la corriente de contaminantes que salen de la unidad de adsorción por balanceo térmico. Cualquier gas reciclado de la unidad de adsorción por balanceo de presión tiene un contenido de hidrocarburos pesados significativamente más bajo que el gas del condensador o separador de gas/líquido. Además, cualquier gas de reciclaje de la unidad de PSA hacia la unidad de adsorción de balanceo térmico para una mayor adsorción de contaminantes se encuentra a la presión más alta del gas producto de la adsorción de balanceo de presión y, por lo tanto, mejora la eficiencia de la publicación de EE. UU. No. 2007/0267328 en la que la fase gaseosa del separador gas-líquido se aceleró debido a una caída de presión, y luego tuvo que comprimirse para cumplir con la presión de alimentación de la unidad de adsorción de balanceo térmico.

15 Breve descripción de los dibujos

La figura 1 es un esquema del proceso de esta invención para eliminar agua e hidrocarburos de una corriente de gas natural, que muestra la combinación de adsorción por balanceo térmico, separación de gas/líquido y adsorción por balanceo de presión.

20 La figura 2 es un esquema del proceso de esta invención para eliminar agua e hidrocarburos de una corriente de gas natural, que muestra la combinación de adsorción de balanceo térmico, separación de gas/líquido y adsorción de balanceo de presión en la que la corriente de contaminante de la unidad de PSA se usa como combustible para regenerar la unidad TSA, y el producto de la unidad de PSA se recicla a la unidad TSA para una mayor reducción de contaminantes.

25 La figura 3 es un esquema de un proceso alternativo de esta invención para eliminar agua e hidrocarburos de una corriente de gas natural, que muestra la combinación de adsorción por balanceo térmico, separación de gas/líquido y adsorción por balanceo de presión en la que la corriente de contaminantes de la unidad de PSA se dirige a un separador de gas/líquido antes de ser utilizado como combustible para regenerar la unidad TSA.

30 La figura 4 es un esquema de otro proceso alternativo para eliminar agua e hidrocarburos de una corriente de gas natural, que ilustra la combinación de TSA, separación gas/líquido y unidad de PSA en la que la corriente de contaminante de la unidad de PSA experimenta una separación adicional de gas/líquido.

La figura 5 es un esquema de otra variación más del proceso de esta invención para eliminar agua e hidrocarburos de una corriente de gas natural, que muestra la combinación de TSA, separación gas/líquido y unidad de PSA en la que se forma una corriente de presión intermedia de la unidad de PSA.

Descripción detallada de la invención

35 La composición de la corriente de gas natural a tratar puede variar. Típicamente, la corriente de gas natural comprende agua en concentraciones en el intervalo de 0.01 a 4% en moles, preferiblemente de 0.05 a 2% en moles. La concentración de hidrocarburos C₂, C₃ y C₄ en la corriente de gas de alimentación está típicamente en el intervalo de 0.4 a 4% en moles, en particular de 1.0 a 3% en moles. La concentración de hidrocarburos C₅₊ en la corriente de gas de alimentación está típicamente en el intervalo de 0.05 a 5% en moles, en particular de 0.1 a 3% en moles, basada en la corriente de gas de alimentación.

40 Adecuadamente, la corriente de gas tratada tiene una temperatura máxima más baja que la de la corriente de alimentación de gas natural, preferiblemente al menos 10°C más bajo, más preferiblemente al menos 15°C más bajo, más preferiblemente al menos 20°C más bajo. En términos absolutos, la corriente de gas tratada que se enviará a la tubería tendrá una temperatura máxima por debajo de 10°C, preferiblemente por debajo de 6°C, más preferiblemente, por debajo de 0°C, lo más preferiblemente, por debajo de -5°C.

45 La corriente de alimentación de gas natural, tal como se describe anteriormente y se muestra en la figura 1 como referencia numérica 10, se dirige a la unidad de adsorción por balanceo térmico (unidad TSA) 12. La unidad TSA 12 incluye una o más camas que se procesan alternativamente a través de una etapa de adsorción, una etapa de regeneración y una etapa de enfriamiento. En la Figura 1, la etapa de adsorción se indica con el número de referencia 14, la etapa de regeneración se indica con el número de referencia 16 y la etapa de enfriamiento se indica con el número de referencia 18. La corriente de alimentación 10 entra en la etapa 14 de adsorción a través de la línea 11. La etapa 18 de adsorción incluye un adsorbente en partículas que puede adsorber agua y los hidrocarburos pesados, incluidos los hidrocarburos C₅₊ de la corriente de alimentación 10. La temperatura de entrada de la etapa de adsorción

puede variar de aproximadamente 5 a 100°C, prefiriéndose aproximadamente de 15 a 60°C, y de 20 a 30°C también ejemplificadas. Se pueden usar presiones de 1379 a 9653 kPa (200 a 1400 psia), preferidas de 4137 a 8274 kPa (600 a 1200 psia), y ejemplificadas adicionalmente de 5516 a 6895 kPa (800 a 1000 psia). Una corriente de producto 15 deja el lecho 14 adsorbente TSA, que tiene un contenido de hidrocarburo pesado y agua muy reducido que la corriente de alimentación 10. Una porción de la corriente de alimentación 10 también se puede usar para enfriar el adsorbente en la etapa 18 a través de la línea 13, luego de la adsorción y luego de la regeneración. Por lo tanto, una vez que el adsorbente en la etapa 14 se ha calentado y el adsorbente libera los contaminantes del mismo, la etapa ahora tiene que ser enfriada y preparada para la etapa de adsorción. Las temperaturas de entrada de la etapa de enfriamiento pueden variar de 5 a 100°C, prefiriéndose aproximadamente de 15 a 60°C, y de 20 a 30°C también ejemplificadas. Se pueden usar presiones de 1379 a 9653 kPa (200 a 1400 psia), preferidas 4137 a 8274 kPa (600 a 1200 psia) y ejemplificadas adicionalmente de 5516 a 6895 kPa (800 a 1000 psia). La etapa de regeneración implica calentar el adsorbente, de modo que el adsorbente libera los hidrocarburos pesados. El calentamiento se realiza dirigiendo la corriente de alimentación que ha pasado a través de la unidad de enfriamiento 18 y dirigiendo la corriente de alimentación desde la unidad 18 a través de la línea 20 hasta la caldera 22. En la caldera 22, la corriente de alimentación se calienta y se dirige a la unidad 16 de regeneración a través de la línea 24. Las temperaturas de entrada de la etapa de regeneración pueden variar de aproximadamente 200 a 350°C, prefiriéndose de 200 a 300°C y de 270 a 290°C también ejemplificadas. Se pueden usar presiones de 1379 a 9673 kPa (200 a 1400 psia), preferidas de 4137 a 8274 kPa (600 a 1200 psia), y ejemplificadas adicionalmente de 5516 a 6895 kPa (800 a 1000 psia).

Los adsorbentes adecuados son sólidos que tienen una estructura microscópica. La superficie interna de tales adsorbentes está preferiblemente entre 100 y 2000 m²/g, más preferiblemente entre 500 y 1500 m²/g. La naturaleza de la superficie interna del adsorbente en el lecho adsorbente es tal que el agua y los hidrocarburos C₅₊ son adsorbidos. Adecuadamente, la superficie interna del adsorbente es polar. Los materiales adsorbentes adecuados incluyen materiales basados en sílice, gel de sílice, alúmina o sílice-alúmina. Se prefieren los adsorbentes de tipo zeolita.

En general, en el lecho adsorbente el agua se adsorbe preferentemente sobre los hidrocarburos. Los hidrocarburos C₅₊, hidrocarburos que tienen 5 o más átomos de carbono, generalmente se adsorben preferentemente sobre hidrocarburos más ligeros, como C₂, C₃ o C₄. Típicamente, el agua se adsorbe en la medida en que las concentraciones resultantes están en el rango de 0.001 a 0.5% en moles, en particular de 0.01 a 0.4% en moles, más en particular de 0.05 a 0.2% en moles. Típicamente, los hidrocarburos C₅₊ se adsorben en la medida en que las concentraciones resultantes están en el rango de 0.01 a 1% en moles, en particular de 0.05 a 0.5% en moles.

Al regenerar el lecho 16 adsorbente, se produce un aumento en el contenido de contaminante relativo de la corriente de gas 26 que sale del lecho, en comparación con el contenido de contención relativo de la corriente de alimentación 10 de gas natural que ingresa al lecho 14 de adsorción. Aunque de esta manera el lecho adsorbente se puede regenerar, el gas 26 de regeneración ahora es de peor calidad que la corriente 10 de gas natural original. Este es un problema, ya que generalmente se desea reciclar la corriente de gas de regeneración a un lecho adsorbente en modo de adsorción. En la técnica anterior, este problema se resuelve enfriando el gas de regeneración en un enfriador de aire y agua, para condensar parte de los contaminantes en una fase líquida y separando la fase líquida del gas de regeneración.

Por lo tanto, la corriente 26 de gas se enfría en el condensador 28 a una temperatura tal que al menos algo de agua y algunos hidrocarburos comenzarán a condensarse en una fase líquida de agua/hidrocarburo. La temperatura de enfriamiento se puede ajustar y depende de la temperatura de la corriente 26 de gas. Típicamente, el enfriamiento se realiza por medio de un enfriador de aire y/o agua, y las temperaturas de enfriamiento son temperaturas típicas del aire o agua, en particular por encima de la temperatura del hidrato, tal como por encima del rango de 0 a +20°C. Las temperaturas de entrada de los enfriadores pueden variar de aproximadamente 5 a 60°C, prefiriéndose aproximadamente de 15 a 35°C, y de 20 a 35°C también ejemplificados. Se pueden usar presiones de 1379 a 9653 kPa (200 a 1400 psia), preferidas de 4137 a 8274 kPa (600 a 1200 psia), y ejemplificadas adicionalmente de 5516 a 6895 kPa (800 a 1000 psia). La condensación o separación del agua y los hidrocarburos pesados de la fase gaseosa tiene lugar en el separador 30, que recibe la corriente 29 enfriada del condensador 28. Preferiblemente, entre el 0.5% y el 90% del agua y los contaminantes de hidrocarburos se condensarán, más preferiblemente entre el 1.0% y el 80%, en base al agua total y los contaminantes de hidrocarburos presentes en la fase gaseosa en la corriente de gas.

El agua líquida y los hidrocarburos pesados (C₅₊) se separan de la corriente 29 enfriada en un deshidratador o separador 30, y se descargan a través de la línea 32. Una corriente 34 de gas, principalmente de hidrocarburos C₁-C₄ y agotada de agua y contaminantes C₅₊, deja el separador 30. En los sistemas de la técnica anterior, la corriente 34 de gas se recicló al lecho adsorbente 14 para la eliminación adicional de los hidrocarburos pesados, que permanecieron. Sin embargo, como se indicó anteriormente, el condensador 28 y el deshidratador 30 no son excesivamente eficientes y, en consecuencia, niveles significativos de contaminantes de hidrocarburos C₅₊ pueden permanecer en la fase 34 gaseosa. El reciclado continuo de la corriente 34 al lecho adsorbente sobrecargaría el adsorbente, requiriendo que el adsorbente se regenera más frecuentemente, o requiriendo un aumento en el tamaño del lecho adsorbente. Independientemente de si el lecho se hace más grande o el adsorbente se regenera con mayor frecuencia, la cantidad de gas de regeneración aumentará, por lo tanto, aumentará la cantidad de reciclaje efectivo.

De acuerdo con la presente invención, la corriente 34 de gas que se obtiene a partir de la separación de gas/líquido en el deshidratador 30 se trata adicionalmente para eliminar los hidrocarburos pesados del mismo. Después del tratamiento, la fase gaseosa puede enviarse a la tubería o reciclarse nuevamente al lecho adsorbente sin las dificultades previas de sobrecargar el lecho adsorbente. Refiriéndose nuevamente a la figura 1, la fase 34 gaseosa que está separada del deshidratador 30 se calienta en el calentador 36, y la fase gaseosa calentada a través del conducto 38 se envía a una unidad 40 de PSA. Como se muestra en la figura 1, la unidad 40 de PSA representa un sistema de PSA en el que se utilizan uno o, típicamente, una pluralidad de lechos de un adsorbente. Al igual que el sistema TSA, cada cama del sistema de PSA funciona con una presurización/adsorción secuencial y un ciclo de despresurización/regeneración. Los procesos de PSA se llevan a cabo típicamente en sistemas de lecho múltiple como se ilustra en la patente de EE.UU. 3,430,418 de Wagner, que describe un sistema que tiene al menos cuatro camas. Como se conoce y describe en general en esta patente, el proceso de PSA se realiza comúnmente en un ciclo de una secuencia de procesamiento que incluye en cada lecho: (1) una mayor adsorción de presión con la liberación de efluente del producto desde el extremo del producto del lecho; (2) despresurización de cocorriente a presión intermedia con liberación de gas de espacio vacío desde el extremo del producto; (3) despresurización en contracorriente a una presión más baja; (4) purga; y (5) presurización. El gas del espacio vacío liberado durante la etapa de despresurización en cocorriente se emplea comúnmente para propósitos de equalización de la presión y para proporcionar gas de purga a un lecho a su presión de desorción más baja. Adecuadamente, la superficie interna del adsorbente es polar. Los materiales adsorbentes adecuados incluyen materiales basados en sílice, gel de sílice, alúmina o sílice-alúmina y adsorbentes de tipo zeolita. En general, las temperaturas de entrada de la etapa de adsorción de PSA pueden variar de aproximadamente 65 a 200°C, prefiriéndose de 125 a 175°C y de 150 a 160°C también ejemplificadas. Se pueden usar presiones de 3447 a 9653 kPa (500 a 1400 psia), preferidas de 8274 kPa (1200 psia) y ejemplificadas adicionalmente de 5516 a 6895 kPa (800 a 1000 psia). Para la etapa de purga se pueden usar presiones de 14 a 689 kPa (2 a 100 psia), preferidas de 34 a 207 kPa (5 a 30 psia), y ejemplificadas adicionalmente de 69 a 138 kPa (10 a 20 psia).

De nuevo, refiriéndose a la figura 1, el gas de producto del sistema PSA 40 sale a través de la línea 42, con un contenido de hidrocarburos pesados sustancialmente más bajo que la corriente 26 de gas y la fase 34 de gas. La línea 42 puede enviarse directamente a la tubería o enfriarse con el condensador 44 para deshidratar el agua o los hidrocarburos líquidos pesados para obtener una fase 46 de gas limpio, que luego puede dirigirse a la tubería. La fase gaseosa contaminante a baja presión 48, del sistema de PSA 40, se forma despresurizando el lecho adsorbente, que representa un ciclo de regeneración del PSA. La fase 48 gaseosa de baja presión se puede utilizar como combustible para calentar la caldera 22 para la regeneración del adsorbente TSA.

La figura 2 representa un proceso alternativo mostrado en la figura 1, aunque el proceso TSA y las unidades de deshidratador de fase gas/líquido son iguales para cada proceso. La corriente de alimentación 50 de gas natural se dirige a la unidad de adsorción por balanceo térmico (unidad TSA) 52. La unidad TSA 52 incluye una o más camas que se procesan alternativamente a través de una etapa de adsorción, una etapa de regeneración y una etapa de enfriamiento. En la Fig. 2, la etapa de adsorción se indica con el número de referencia 54, la etapa de regeneración se indica con el número de referencia 56 y la etapa de enfriamiento se indica con el número de referencia 58. La corriente de alimentación 50 entra en la etapa 54 de adsorción a través de la línea 51. La etapa 54 de adsorción incluye un adsorbente en partículas, como se divulgó anteriormente, que puede adsorber agua, y los hidrocarburos pesados, incluidos los hidrocarburos C_{5+} de la corriente de alimentación 50. Una corriente 55 de producto deja el lecho 54 adsorbente de TSA, que tiene un contenido reducido de hidrocarburo pesado y agua que la corriente de alimentación 50. Una porción de la corriente de alimentación 50 también se puede usar para enfriar el adsorbente en la etapa 58 a través de la línea 53, luego de la adsorción y luego de la regeneración, como se describió anteriormente. La etapa de regeneración implica calentar el adsorbente, de modo que el adsorbente libera los hidrocarburos pesados. El calentamiento se realiza dirigiendo la corriente de alimentación que ha pasado a través de la unidad 58 de enfriamiento y se dirige desde la unidad 58 a través de la línea 60 hasta la caldera 62. En la caldera 62, la corriente de alimentación se calienta y se dirige a la unidad 56 de regeneración a través de la línea 64.

En la unidad 56 de regeneración, el adsorbente calentado libera el agua adsorbida y los hidrocarburos, que se eliminan a través de la línea 66. La línea 66 tiene una concentración mucho mayor de agua e hidrocarburos pesados que la corriente de alimentación 50. La corriente 66 de gas se enfría, como se describe con respecto a la figura 1, en el condensador 68 a una temperatura tal que al menos algo de agua y algunos hidrocarburos comenzarán a condensarse en una fase líquida de agua/hidrocarburo. La condensación o separación del agua y los hidrocarburos pesados de la fase gaseosa tiene lugar en el separador 70, que recibe la corriente enfriada 69 del condensador 68.

La fase líquida de agua/hidrocarburo se separa de la corriente de gas en el deshidratador o separador 70, y se descarga a través de la línea 72. Una corriente 74 de gas agotada de contaminantes sale del separador 70. La corriente 74 de gas se dirige a una unidad 80 de PSA que funciona de la misma manera que la unidad 40 de PSA, como se describe con respecto a la figura 1. Así, la corriente 74 de gas que contiene hidrocarburos pesados en forma de hidrocarburos C_{5+} se calienta en el calentador 76 y la corriente de gas se dirige al proceso 80 de PSA a través de la línea 78. El sistema 80 de PSA incluye un lecho adsorbente, que incluye un adsorbente selectivo para los hidrocarburos

pesados. Una corriente 82 de producto de alta presión deja el proceso 80 de PSA a través del lecho adsorbente del proceso 80 de PSA, que tiene hidrocarburos sustancialmente menos pesados que las corrientes 66, 74 y 78 de proceso. Por consiguiente, el producto 82 se puede enfriar en el enfriador 84 y enviarse a través de la línea 86 para su reciclaje al lecho 54 adsorbente del proceso TSA. Como la corriente 86 tiene un contenido reducido de hidrocarburos pesados debido a la adsorción en la unidad 80 de PSA, el reciclaje en la unidad de adsorbente de TSA no sobrecarga la unidad, como en la técnica anterior. Como la figura 1, la fase 88 contaminante a baja presión de la unidad 80 PSA puede usarse como combustible para la caldera 62.

La figura 3 representa otro proceso alternativo que cae dentro del alcance de la presente invención. Como en las figuras 1 y 2, el proceso de la figura 3 implica tratar una corriente de alimentación de gas natural con un proceso de combinación de TSA y una separación de gas/líquido. Como en las figuras 1 y 2, una corriente de alimentación 90 de gas natural se trata mediante un proceso 100 TSA para producir un gas 101 de producto limpio y una corriente 102 concentrada de agua/hidrocarburo C₅₊. Un condensador 99 y un separador 103 de gas/líquido tratan la corriente 102, para producir una fase 104 de gas de producto, que todavía contiene hidrocarburos pesados contaminantes que se han desorbido de la unidad 100 TSA durante la regeneración. Una corriente 107 de agua líquida/hidrocarburo pesado también se elimina del separador 103. Como en el proceso mostrado en las Figuras 1 y 2, la fase 104 gaseosa del producto se calienta en el calentador 105 y se envía a través de la línea 106 a la unidad 108 PSA. El gas 110 de producto que abandona la unidad 108 PSA se reduce considerablemente en hidrocarburos pesados, que se han adsorbido en la unidad de PSA. El adsorbente es como se divulgó anteriormente y es más selectivo para el agua y los hidrocarburos C₅₊ que los hidrocarburos más livianos, es decir, C₁-C₄. Por consiguiente, el gas 110 del producto se puede reciclar directamente en la unidad de adsorción de TSA a través de las líneas 112 y 113 sin sobrecargar el adsorbente en la unidad 100 de TSA. La fase de gas contaminante a baja presión de la unidad 108 PSA sale a través de la línea 114 y es rica en agua e hidrocarburos pesados. En esta realización, la corriente de gas contaminante a baja presión se presuriza en el compresor 116 y se dirige a través de la línea 117 al condensador 118, y a través de la línea 119 al separador 120, en donde el agua y los hidrocarburos pesados se separan aún más de los componentes de la fase gaseosa hidrocarburos C₁-C₄ en separador 120, y dejar el separador 120 como una corriente de líquido 122. La fase gaseosa del separador 120 sale a través de la línea 124 y puede usarse como combustible en la caldera 130 de la unidad 100 TSA. De este modo, los hidrocarburos líquidos de C₅₊ se eliminan de las líneas 107 y 122 de los separadores 103 y 120, respectivamente, y se pueden recuperar por valor químico.

La figura 4 representa todavía otra alternativa al proceso de esta invención. Una corriente de alimentación de gas natural 130 se pasa a través de una unidad 132 TSA para eliminar el volumen del agua y los hidrocarburos pesados de la corriente de alimentación y producir un gas 134 de producto que puede enviarse a la tubería. La unidad 132 TSA incluye uno o más lechos que se procesan alternativamente a través de una etapa de adsorción, una etapa de regeneración y una etapa de enfriamiento. En la Figura 4, la etapa de adsorción está indicada por dos lechos en paralelo, 133 y 135, la etapa de regeneración indicada por el número de referencia 136 y la etapa de enfriamiento indicada por el número de referencia 138. La corriente de alimentación 130 entra en las etapas 133 y 135 de adsorción, ya sea de forma simultánea o escalonada a través de las líneas 131, 139 y 141. Las etapas 133 y 135 de adsorción incluyen un adsorbente en partículas que puede adsorber agua, y los hidrocarburos pesados, incluidos los hidrocarburos C₅₊ de la corriente de alimentación 130. La temperatura de entrada y la presión de las etapas de adsorción se exponen en la discusión de la figura 1. Una corriente 134 de producto deja los lechos 133, 135 adsorbentes de TSA, que tienen un contenido de hidrocarburo pesado y agua muy reducido que la corriente de alimentación 130. Una porción de la corriente de alimentación 130 también se puede usar para enfriar el adsorbente en la etapa 138 a través de la línea 137, después de la adsorción y luego de la regeneración. Por lo tanto, una vez que el adsorbente en las etapas 133 y 135 se ha calentado y el adsorbente libera los contaminantes de las mismas, las etapas ahora tienen que enfriarse y prepararse para las etapas de adsorción como se describió anteriormente. La etapa de regeneración implica calentar el adsorbente, de modo que el adsorbente libera los hidrocarburos pesados. El calentamiento se realiza dirigiendo la corriente de alimentación que ha pasado a través de la unidad 138 de enfriamiento y dirigiendo la corriente de alimentación desde la unidad 138 a través de la línea 140 hasta la caldera 142. En la caldera 142, la corriente de alimentación se calienta y se dirige a la unidad 136 de regeneración a través de la línea 144.

La corriente 146 contaminante de la unidad 132 TSA se forma mediante la regeneración del lecho 136 adsorbente y se dirige al condensador 148 a través de la línea 147, y luego a la unidad 150 separadora a través de la línea 149. El separador 150 proporciona una separación de gas/líquido, en la que los contaminantes líquidos del agua y los hidrocarburos C₅₊ se eliminan a través de la línea 151, y la fase gaseosa 152 se separa y se trata adicionalmente de acuerdo con esta invención para eliminar contaminantes pesados adicionales de hidrocarburos. De nuevo, la fase 152 gaseosa se calienta en el calentador 154 y se dirige a través de la línea 156 a la unidad 158 de PSA. El producto de la unidad 158 de PSA, que tiene un nivel reducido de agua e hidrocarburos C₅₊ que la corriente 156 sale a través de la línea 160 y se dirige a la tubería. Opcionalmente, la línea 160 (no mostrada) se puede reciclar a un lecho adsorbente de la unidad 132 de TSA. La corriente 162 de baja presión del contaminante de la unidad de PSA se presuriza en el compresor 164, dirigido a través de la línea 165, al condensador 166 y a través de la línea 167 al separador 168, en el que los líquidos pesados se eliminan aún más a través de la línea 170. En el proceso mostrado en la figura 4, una fase 171 gaseosa, que sale del separador 168, se presuriza en el compresor 172 y se dirige a través de la línea 174 al condensador 176 y al separador 178 a través de la línea 177 para la separación en una fase líquida C₅₊ a través de

la línea 180 y una fase 182 gaseosa para la mezcla con la fase 146 de gas contaminante, que abandona la unidad 132 de TSA, posterior a la regeneración del adsorbente en la unidad 132 de TSA. La corriente 146 y 182 combinadas forman la corriente 147 que se enfría y se separa en la unidad de separación 150. Una fase 159 de gas producto de presión intermedia de la unidad 158 de PSA se toma como la corriente 157 de combustible. Una porción de la fase 159 de gas se puede dirigir a través de la línea 161 a la fase 171 de gas. En esta realización, los hidrocarburos pesados se recuperan de la corriente de alimentación 130 inicial como líneas 151, 170 y 180.

En una realización alternativa final mostrada en la figura 5, la corriente 90 de gas natural que necesita ser tratada para eliminar el agua y los hidrocarburos pesados se pasa a la unidad 100 TSA y la unidad separadora 103, como se muestra en la figura 3, y discutido anteriormente. Dejando la unidad 103 separadora hay una corriente 190 de líquido contaminante, que contiene agua e hidrocarburos pesados que se pueden recuperar por valor químico, y una fase 192 gaseosa, que todavía contiene una cantidad menor de hidrocarburos pesados, C₅₊. Como en las realizaciones anteriores, la fase 192 gaseosa se calienta en el calentador 193 y pasa a través de la línea 194 a la unidad 196 de PSA. En la unidad 196 de PSA, los hidrocarburos pesados contenidos en la corriente 194 se adsorben en el lecho adsorbente de la unidad 196 de PSA para producir un producto de alta presión, la corriente 198 de gas, que tiene un contenido reducido de hidrocarburos C₅₊ que la corriente 194. En esta realización, la corriente 198 de gas de producto a alta presión se recicla a la etapa de adsorbente de la unidad 100 TSA. Esto se muestra a través de las líneas 200 y 201. Una corriente 172 de producto de presión intermedia también se toma cocorrientemente del extremo del producto de la unidad 196 de PSA. Esta corriente 202 de producto de presión intermedia también tiene un contenido reducido de C₅₊ que la corriente 194 y se presuriza en el compresor 204 y se dirige a través de la línea 206 para reciclar con la línea 200 a la etapa de adsorbente de la unidad 100 TSA. La eliminación y el reciclado de una corriente de presión intermedia de una unidad de PSA mejora la eficiencia de la unidad de PSA, y se muestra en las patentes de EE. UU. N° 6,610,124, expedida en agosto. 26, 2003. La corriente 208 altamente contaminada a baja presión que sale de la unidad 196 de PSA se presuriza en el compresor 210 y luego se envía a través de la línea 212 al condensador 214 para la separación en una fase de gas y líquido en el separador 216. La fase líquida que contiene hidrocarburos pesados se elimina a través de la línea 218, y la vía 200 de la fase gaseosa se puede usar para calentar la caldera en la unidad 100 TSA.

Ejemplo 1 (técnica anterior)

Este ejemplo ilustra el desempeño de un sistema de recuperación de hidrocarburos con un proceso TSA de 4 lechos de 12,000 kg/lecho. El sistema contiene la unidad TSA de la técnica anterior y un separador. El sistema sería el mismo que en la figura 1, en la que la etapa 14 de adsorción sería dos lechos con 12,000 kg de adsorbente en cada lecho. En lugar de enviar la fase 34 gaseosa del separador 30 a la unidad de PSA, la fase 34 gaseosa se recicla a la carga 11 de alimentación. Este sistema produce una corriente de producto 15 que tiene una temperatura máxima de 32°C, muy por debajo de una especificación de tubería típica de -2°C. Las corrientes se definen en la Tabla 1 y se asocian con la figura 1, como se modificó anteriormente.

Tabla 1

Corrientes de la Figura 1	10	15	11	34	32
Temp (F)	101.84	101.84	101.84	131.00	131.00
P (psia)	1080.00	1079.01	1080.00	1079.01	1079.01
Flujo (#mol/hr)	10980.23	10898.05	10983.08	4137.51	82.17
N2	1.1784%	1.1860%	1.1792%	1.1812%	0.1682%
CO2	1.4341%	1.4389%	1.4306%	1.4215%	0.7908%
C1	82.2058%	82.6303%	82.1556%	82.0225%	25.9616%
C2	8.9100%	8.9152%	8.8640%	8.7419%	8.2100%
C3	3.4800%	3.4540%	3.4341%	3.3124%	6.9205%
IC4	0.3900%	0.3830%	0.3808%	0.3563%	1.3175%

ES 2 714 276 T3

NC4	0.9500%	0.9276%	0.9222%	0.8485%	3.9203%
IC5	0.3200%	0.3003%	0.3308%	0.3596%	2.9356%
NC5	0.3600%	0.3341 %	0.3680%	0.3894%	3.7999%
C6	0.4200%	0.3230%	0.4877%	0.6672%	13.3790%
NC7	0.2500%	0.1069%	0.3136%	0.4823%	19.2372%
BNZN	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC8	0.1000%	0.0001 %	0.1190%	0.1694%	13.3149%
TOLU	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC9	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0006%
NC10	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
Nc11	0.0001%	0.0000%	0.0001%	0.0000%	0.0126%
M-mercaptano	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0003%
H2S	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%
E-mercaptano	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0005%
H2O	0.0010%	0.0000%	0.0136%	0.0471%	0.0300%
MeOH	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%

Ejemplo 2 (técnica anterior)

Este ejemplo ilustra el rendimiento de un sistema de recuperación de hidrocarburos con un proceso de 4 lechos de 27,000 kg/lecho, como en el Ejemplo 1. En este ejemplo, se revisa el impacto de aumentar el inventario de adsorbente por lecho en la temperatura máxima de la corriente 15 de producto. Al aumentar la cantidad de adsorbente en cada lecho 14, la temperatura máxima del producto 15 es 21°C. Las corrientes se definen en la Tabla 2.

5

Tabla 2

Corrientes de la Figura 1	10	15	11	34	32
Temp (F)	101.84	101.84	101.84	131.00	131.00
P (psia)	1080.00	1071.89	1080.00	1071.89	1071.89
Flujo (#mol/hr)	10980.23	10851.04	11035.84	8355.41	129.18
N2	1.1784%	1.1903%	1.1787%	1.1791%	0.1677%

ES 2 714 276 T3

CO2	1.4341%	1.4418%	1.4277%	1.4193%	0.7868%
C1	82.2058%	82.8721%	82.0605%	81.8695%	26.0015%
C2	8.9100%	8.9193%	8.8320%	8.7294%	8.2060%
C3	3.4800%	3.4403%	3.4066%	3.3102%	6.9095%
IC4	0.3900%	0.3792%	0.3755%	0.3565%	1.3147%
NC4	0.9500%	0.9154%	0.9065%	0.8493%	3.9115%
IC5	0.3200%	0.2881%	0.3462%	0.3806%	3.0929%
NC5	0.3600%	0.3182%	0.3823%	0.4115%	3.9950%
C6	0.4200%	0.2255%	0.6029%	0.8433%	16.7862%
NC7	0.2500%	0.0091%	0.3627%	0.5109%	20.1819%
BNZN	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC8	0.1000%	0.0000%	0.1048%	0.1110%	8.6182%
TOLU	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC9	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0004%
NC10	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
Nc11	0.0001%	0.0000%	0.0001%	0.0000%	0.0081%
M-mercaptano	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0003%
H2S	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%
E-mercaptano	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0005%
H2O	0.0010%	0.0000%	0.0130%	0.0288%	0.0183%
MeOH	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%

Ejemplo 3 (técnica anterior)

Este ejemplo ilustra el rendimiento de un sistema de recuperación de hidrocarburos con un proceso de 4 lechos de 35,000 kg/lecho. En este ejemplo, se considera el impacto de aumentar aún más el inventario de adsorbente por lecho en la temperatura máxima de la corriente 15 de producto. Ahora, la temperatura máxima del flujo 15 es 19.8°C. Consulte la Tabla 3 para los datos de flujo. Efectivamente, todo el gas procesado se utiliza para la regeneración, compare los flujos de las corrientes 10 y 34.

5

ES 2 714 276 T3

Tabla 3

Corrientes de la Figura 1	10	15	11	34	32
Temp (F)	101.84	101.84	101.84	131.00	131.00
P (psia)	1080.00	1064.28	1080.00	1064.29	1064.29
Flujo (#mol/hr	10980.23	10835.02	11072.97	10336.16	145.21
N2	1.1784%	1.1919%	1.1782%	1.1780%	0.1667%
CO2	1.4341%	1.4429%	1.4264%	1.4182%	0.7825%
C1	82.2058%	82.9594%	82.0093%	81.8005%	25.9028%
C2	8.9100%	8.9214%	8.8192%	8.7227%	8.1830%
C3	3.4800%	3.4360%	3.3966%	3.3081 %	6.8960%
IC4	0.3900%	0.3780%	0.3737%	0.3563%	1.3130%
NC4	0.9500%	0.9114%	0.9010%	0.8489%	3.9070%
IC5	0.3200%	0.2824%	0.3537%	0.3896%	3.1651%
NC5	0.3600%	0.3110%	0.3895%	0.4208%	4.0843%
C6	0.4200%	0.1632%	0.6779%	0.9519%	18.9564%
NC7	0.2500%	0.0019%	0.3610%	0.4789%	18.9304%
BNZN	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC8	0.1000%	0.0000%	0.0995%	0.0989%	7.6872%
TOLU	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC9	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0003%
NC10	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
Nc11	0.0001%	0.0000%	0.0001%	0.0000%	0.0072%
M-mercaptano	0.0001%	0.0001 %	0.0001%	0.0001%	0.0003%
H2S	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%
E-mercaptano	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0005%
H2O	0.0010%	0.0000%	0.0135%	0.0267%	0.0169%

ES 2 714 276 T3

MeOH	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
------	---------	---------	---------	---------	---------

Ejemplo 4 (técnica anterior)

5 Este ejemplo ilustra el rendimiento de un sistema de recuperación de hidrocarburos con un proceso de lecho de 39,750 kg/lecho, como en el Ejemplo 1. En este caso, se introduce un reciclaje que toma la cantidad de gas necesaria para la regeneración más allá de lo que está disponible en la alimentación. Esto se podría hacer con la introducción de un soplador de alta presión. Sin embargo, no hay ninguna mejora adicional en la especificación de la temperatura máxima de la corriente 15, ya que en este caso la temperatura máxima todavía está a 19.8°C. Consulte la Tabla 4 para los datos de la corriente.

Tabla 4

Corrientes de la Figura 1	10	15	11	34	32
Temp (F)	101.84	101.84	101.84	131.00	131.00
P (psia)	1080.00	1057.78	1080.00	1057.79	1057.79
Flujo (#mol/hr)	10980.23	10827.83	11098.37	11597.93	152.39
N2	1.1785%	1.1927%	1.1781%	1.1776%	0.1657%
CO2	1.4342%	1.4434%	1.4257%	1.4177%	0.7790%
C1	82.2056%	82.9996%	81.9787%	81.7638%	25.7931%
C2	8.9100%	8.9218%	8.8120%	8.7193%	8.1611%
C3	3.4800%	3.4334%	3.3911%	3.3070%	6.8861%
IC4	0.3900%	0.3773%	0.3726%	0.3562%	1.3123%
NC4	0.9500%	0.9092%	0.8980%	0.8487%	3.9062%
IC5	0.3200%	0.2802%	0.3570%	0.3920%	3.1879%
NC5	0.3600%	0.3080%	0.3924%	0.4231%	4.1113%
C6	0.4200%	0.1330%	0.7270%	1.0177%	20.3113%
NC7	0.2500%	0.0008%	0.3559%	0.4562%	18.0878%
BNZN	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC8	0.1000%	0.0000%	0.0965%	0.0932%	7.2729%
TOLU	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
NC9	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0003%

NC10	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%
Nc11	0.0001%	0.0000%	0.0001%	0.0000%	0.0068%
M-mercaptano	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0003%
H2S	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%	0.0004%
E-mercaptano	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0001%	0.0005%
H2O	0.0010%	0.0000%	0.0143%	0.0268%	0.0169%
MeOH	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%	0.0000%

Ejemplo 5 (Invención)

5 En este caso, se agrega un PSA a la unidad TSA en un sistema de recuperación de hidrocarburos con un proceso de 4 lechos de 12,000 kg/lecho como se ilustra en la figura 4. En este caso, la temperatura máxima de los flujos de productos combinados 134 y 160 es de 10°C, aún por debajo de la especificación de la temperatura máxima de -2°C, pero que ilustra la mejora del proceso de colocación de un PSA en el flujo de regeneración de la Unidad TSA. Ver tabla 5.

Tabla 5

Corrientes de figura 4	130	134	146	182	152	151	160	159	162	170	157	180
Temp (F)	101.84	101.84	131	131	131.05	131.05	350	350	255.49	131		131
P (psia)	1080	1080	1076.57	1077	1076.57	1076.57	1077	40	20	40		1077
Flujo (#mol /hr	10980.23	10907.3	4052.53	278.89	4293.55	37.88	3914.88	229.52	149.14	35.32	9.06	65.97
N2	1.18%	1.19%	1.16%	1.23%	1.18%	0.17%	1.20%	1.08%	0.71%	0.00%	1.08%	0.19%
CO2	1.43%	1.44%	1.42%	1.35%	1.42%	0.79%	1.45%	1.30%	0.86%	0.03%	1.30%	0.76%
C1	82.21%	82.78%	81.25%	81.95%	81.78%	26.03%	83.42%	74.97%	49.44%	0.82%	74.97%	27.24%
C2	8.91%	8.97%	8.81%	7.65%	8.74%	8.21%	8.91%	8.01%	5.28%	0.38%	8.01%	7.35%
C3	3.48%	3.50%	3.44%	2.38%	3.34%	6.96%	3.41%	3.06%	2.02%	0.43%	3.06%	4.97%
IC4	0.39%	0.39%	0.39%	0.46%	0.38%	1.40%	0.36%	0.75%	0.49%	0.22%	0.75%	1.67%
NC4	0.95%	0.96%	0.94%	0.99%	0.91%	4.20%	0.85%	1.79%	1.18%	0.69%	1.79%	4.43%
IC5	0.32%	0.27%	0.41%	1.23%	0.44%	3.53%	0.19%	1.96%	4.52%	5.04%	1.96%	9.33%
NC5	0.36%	0.30%	0.46%	1.15%	0.47%	4.55%	0.21%	2.11%	4.87%	6.43%	2.11%	10.28%
C6	0.42%	0.19%	0.81%	1.12%	0.71%	14.06%	0.02%	2.60%	16.02%	37.68%	2.60%	20.51%
NC7	0.25%	0.01%	0.65%	0.25%	0.47%	18.41%	0.00%	1.75%	10.79%	35.08%	1.75%	10.52%
BNZN	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC8	0.10%	0.00%	0.27%	0.04%	0.15%	11.66%	0.00%	0.57%	3.48%	13.19%	0.57%	2.62%
TOLU	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC9	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC10	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC11	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.02%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
M-mercaptano	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.01%
H2S	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
E-mercaptano	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
H2O	0.00%	0.00%	0.00%	0.18%	0.01%	0.01%	0.00%	0.05%	0.33%	0.01%	0.05%	0.12%
MeOH	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

Ejemplo 6 (Invención)

5 En este caso, se agrega una unidad de PSA a la unidad TSA como en el Ejemplo 5, con un proceso de 4 lechos de 21,000 kg como se ilustra en la figura 4. En este caso, la temperatura máxima de las corrientes 134 y 160 combinadas es de -2.3°C , satisfaciendo la especificación de la temperatura máxima de -2°C e ilustrando la mejora del proceso de colocar un PSA en la corriente de regeneración de la TSA. Una consideración importante es también la cantidad de líquidos C_{5+} producidos en este proceso 111.6 # mol/hr se produce vs a 76.7 # mol/hr para el Ejemplo 5. La producción incremental de C_{5+} es sustancial y puede usarse para pagar la planta. Normalmente, el condensado C_{5+} se comercializa con una prima por un barril de petróleo muy por encima de su valor como gas.

Tabla 6

Corrientes de figura 4	130	134	146	182	152	151	160	159	162	170	157	180
Temp (F)	101.84	101.84	131	131	131	131	350	350	255.42	131		131
P (psia)	1080	1080	1076.6	1077	1076.6	1076.6	1077	40	20	40		1077
Flujo (#mol /hr	10980.2	10873.2	6215.2	426.4	6638.6	3	6051.5	355.6	231.5	54.2	13.8	106.2
N2	1.18%	1.19%	1.17%	1.23%	1.17%	0.17%	1.20%	1.07%	0.71%	0.00%	1.07%	0.19%
CO2	1.43%	1.45%	1.42%	1.35%	1.42%	0.79%	1.45%	1.30%	0.85%	0.03%	1.30%	0.76%
C1	82.21%	83.05%	81.58%	81.99%	81.63%	26.05%	83.28%	74.66%	49.15%	0.81%	74.66%	27.31%
C2	8.91%	9.00%	8.84%	7.67%	8.77%	8.25%	8.94%	8.02%	5.28%	0.38%	8.02%	7.35%
C3	3.48%	3.51%	3.45%	2.39%	3.38%	7.05%	3.45%	3.09%	2.04%	0.43%	3.09%	4.98%
IC4	0.39%	0.39%	0.39%	0.46%	0.39%	1.44%	0.36%	0.77%	0.50%	0.23%	0.77%	1.69%
NC4	0.95%	0.96%	0.94%	0.99%	0.94%	4.33%	0.88%	1.85%	1.22%	0.71%	1.85%	4.49%
IC5	0.32%	0.20%	0.41%	1.22%	0.46%	3.70%	0.20%	2.05%	4.73%	5.28%	2.05%	9.59%
NC5	0.36%	0.23%	0.46%	1.15%	0.50%	4.83%	0.22%	2.24%	5.17%	6.83%	2.24%	10.68%
C6	0.42%	0.01%	0.73%	1.13%	0.75%	14.78%	0.02%	2.74%	16.85%	39.82%	2.74%	21.08%
NC7	0.25%	0.00%	0.44%	0.25%	0.42%	16.34%	0.00%	1.56%	9.60%	31.45%	1.56%	9.11%
BNZN	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC8	0.10%	0.00%	0.17%	0.04%	0.16%	12.21%	0.00%	0.60%	3.66%	14.00%	0.60%	2.67%
TOLU	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC9	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC10	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
NC11	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.06%	0.00%	0.00%	0.00%	0.01%	0.00%	0.00%
M-mercaptopano	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.01%
H2S	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
E-mercaptopano	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
H2O	0.00%	0.00%	0.00%	0.13%	0.01%	0.01%	0.00%	0.04%	0.23%	0.01%	0.04%	0.09%
MeOH	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

Ejemplo 7 (Invención)

Para una alimentación como se describe por la corriente 10 en la figura 1, los coeficientes de fugacidad se ilustran a diversas temperaturas para el n-pentano, n-hexano, n-heptano, n-octano en función de la temperatura y la presión. La Tabla 7 muestra el coeficiente de fugacidad vs temperatura para varios componentes a dos presiones para la corriente 10 en la figura 1.

Como se puede ver en la Tabla 7 a alta presión y temperaturas elevadas (350°F), los coeficientes de fugacidad aumentan hasta en un orden de magnitud con relación a 70°F y presión alta. Al contrario, a baja presión, todos los componentes tienen coeficientes de fugacidad a todas las temperaturas que son aproximadamente 1. Dado que la fuerza impulsora para la separación en un PSA es un cambio en la presión parcial, más precisamente, la presión x parcial el coeficiente de fugacidad, debe quedar claro que el funcionamiento a mayor temperatura del PSA permitirá mayores cambios en la fuerza impulsora al cambiar la presión a través del ciclo PSA. El mayor cambio en la fuerza de impulsión a lo largo del ciclo de PSA permitirá inventarios de adsorbentes más pequeños y un mejor rendimiento.

Tabla 7

Presión (psia)	1080	1080	1080
Temp(F)	350°F	150°F	70°F
Coeficiente de fugacidad			
n-pentano	0.6631	0.3354	0.1658
n-hexano	0.6061	0.2629	0.1105
n-heptano	0.5578	0.2095	0.07564
n-octano	0.5125	0.1659	0..05121

presión(psia)	15	15	15
Temp(F)	350°F	150°F	70°F
Coeficiente de fugacidad			
n-pentano	0.9937	0.9848	0.9799
n-hexano	0.9923	0.9814	0.9723
n-heptano	0.9911	0.9783	0.9677
n-octano	0..9897	0.975	0.9628

5

10

15

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para eliminar hidrocarburos pesados de una corriente de gas natural que comprende:
 - dirigir una corriente de gas natural que contiene agua e hidrocarburos C₅₊ al lecho adsorbente de una unidad de adsorción por balanceo térmico (TSA), para adsorber al menos una porción del agua y los hidrocarburos C₅₊ de dicha corriente de alimentación de gas natural para producir una primera corriente de gas de producto que tiene un nivel reducido de agua e hidrocarburos C₅₊ que dicha corriente de alimentación, regenerando dicho lecho adsorbente calentando para eliminar el agua adsorbida y los hidrocarburos C₅₊ y formar una segunda corriente de gas que tiene una mayor concentración de agua e hidrocarburos C₅₊ que dicha corriente de alimentación;
 - enfriar dicha segunda corriente de gas para formar agua líquida e hidrocarburos C₅₊ líquidos y separar dichos líquidos de dicha segunda corriente de gas para formar una tercera corriente de gas;
 - dirigir dicha tercera corriente de gas a un lecho adsorbente de una unidad de adsorción por balanceo de presión (PSA) para adsorber los hidrocarburos C₅₊ de dicha tercera corriente de gas y producir una segunda corriente de gas de producto de alta presión que tiene una concentración más baja de hidrocarburos C₅₊ que dicha tercera corriente de gas, en donde dicho PSA se adsorbe a una temperatura de al menos 65°C y una presión de al menos 3447 kPa (500 psia);
 - regenerar dicho lecho adsorbente en dicha unidad de PSA reduciendo la presión y formando una corriente de gas contaminante a baja presión que contiene hidrocarburos C₅₊.
2. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicha corriente de gas contaminante a baja presión de dicha unidad de PSA se usa como combustible para calentar dicho lecho adsorbente de dicha unidad de TSA; o
 - en donde dicha segunda corriente de gas de producto de alta presión se recicla a dicho lecho adsorbente de carbono de dicha unidad TSA.
3. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicha corriente contaminante a baja presión se enfría para condensar los líquidos de hidrocarburos C₅₊ de dicha corriente de gas contaminante a baja presión, separando y recuperando dichos líquidos de dicha corriente de gas contaminante a baja presión para formar una corriente de gas hidrocarbonado ligero.
4. El proceso de la reivindicación 3, en el que dicha corriente de gas de hidrocarburo ligero se usa como combustible para calentar y regenerar el lecho adsorbente de dicha unidad de TSA; o
 - en el que dicha corriente de gas de contaminación a baja presión se presuriza antes de dicho enfriamiento; o
 - en el que dicha corriente de producto a alta presión se recicla al lecho adsorbente de dicha unidad TSA; o
5. El proceso de la reivindicación 1, que comprende formar una corriente de gas de presión intermedia a partir de dicha unidad de PSA cocorriente con el flujo de dicha segunda corriente de producto de alta presión, reciclando dicha corriente de presión intermedia al lecho adsorbente de dicha unidad de TSA, y en donde preferiblemente dicha corriente de gas de presión intermedia se mezcla con dicha segunda corriente de gas de producto a alta presión para formar una mezcla reciclable y dirigiendo dicha mezcla a dicho lecho adsorbente de dicha unidad de TSA.
6. El proceso de la reivindicación 1, en el que una porción de dicha corriente de alimentación de gas natural se calienta y se dirige a dicho lecho adsorbente de dicho TSA para regenerar dicho lecho adsorbente, o
 - en el que dicho lecho adsorbente de dicha unidad de TSA y dicha unidad de PSA se selecciona de sílice, gel de sílice, alúmina, sílice alúmina, y adsorbentes de zeolita; o
 - en el que dicha primera corriente de gas de producto, dicha segunda corriente de gas de producto de alta presión o ambas corrientes de gas se envían a una tubería de gas natural; o
 - en el que dicho proceso comprende además formar una corriente de gas de presión intermedia a partir de dicha unidad de PSA cocorriente con el flujo de dicha segunda corriente de producto de alta presión.
7. El proceso de la reivindicación 1, en el que dicho PSA se adsorbe a una temperatura de al menos 150°C y una presión de al menos 5516 kPa (800 psia).

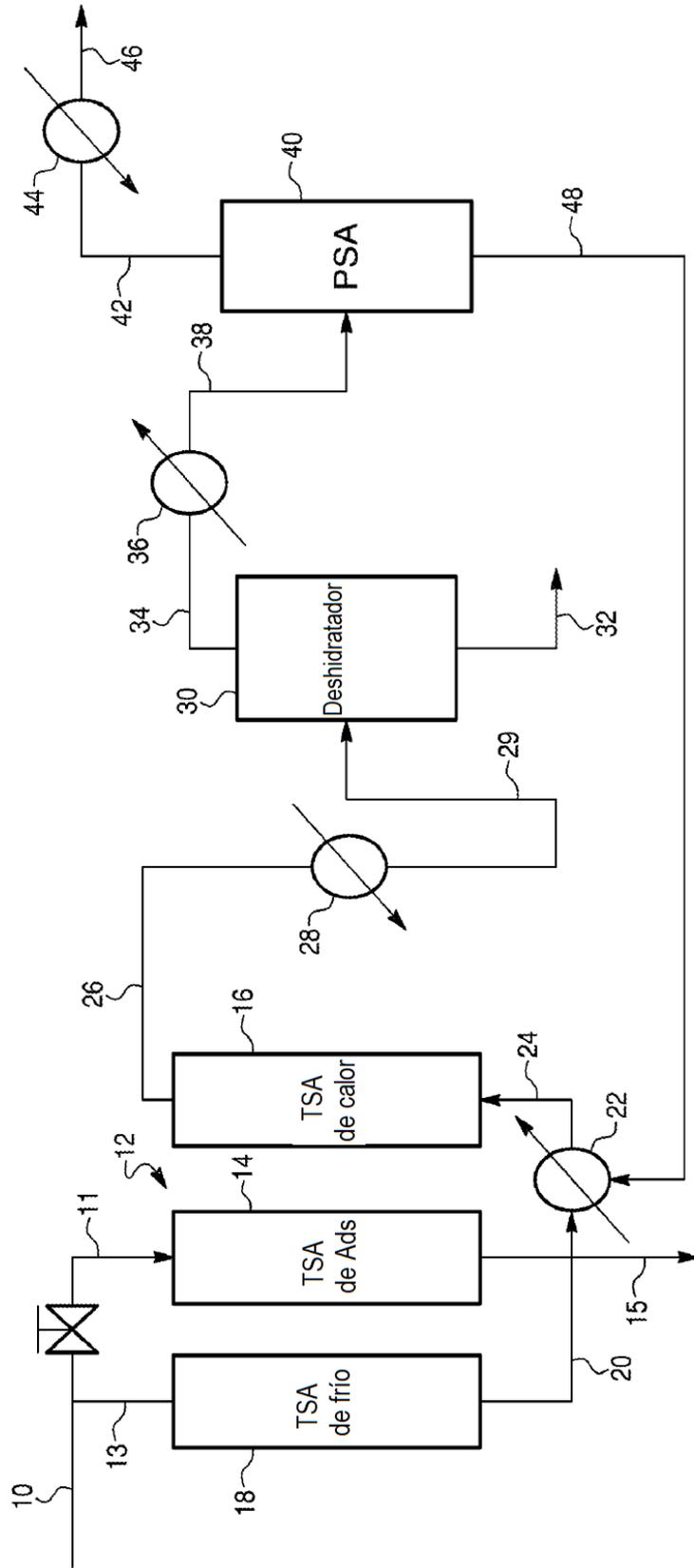


Fig. 1

Fig. 2

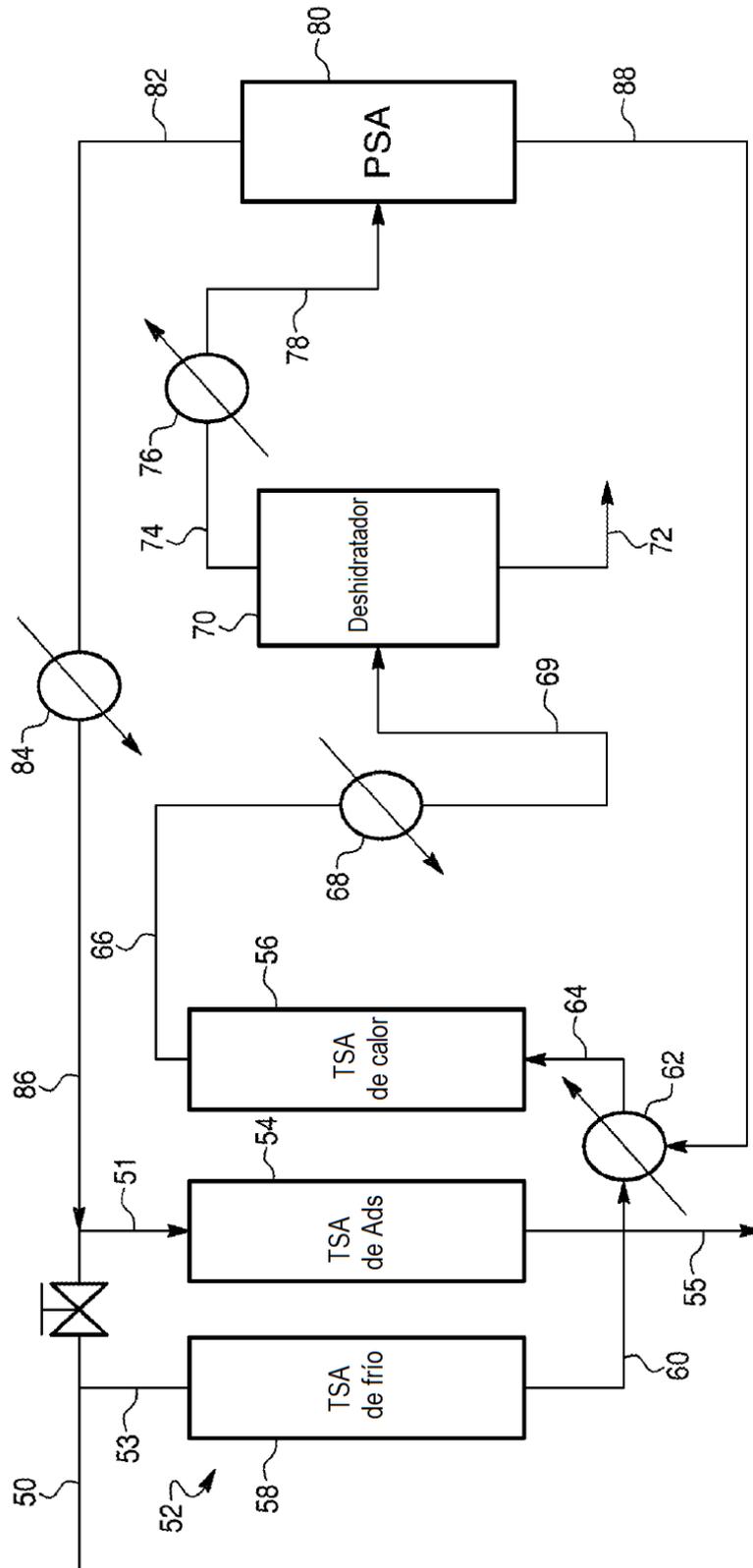


Fig. 3

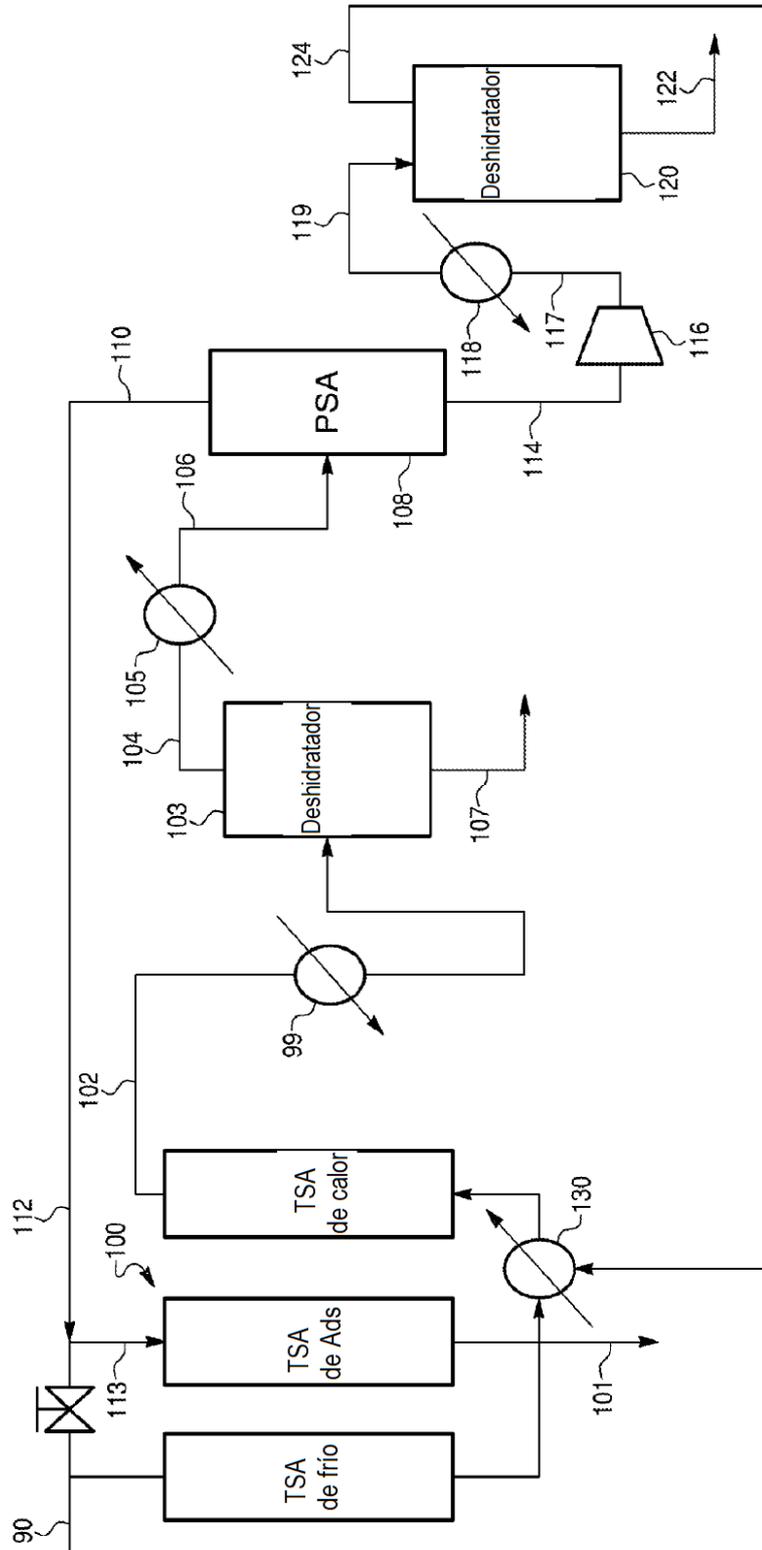


Fig. 4

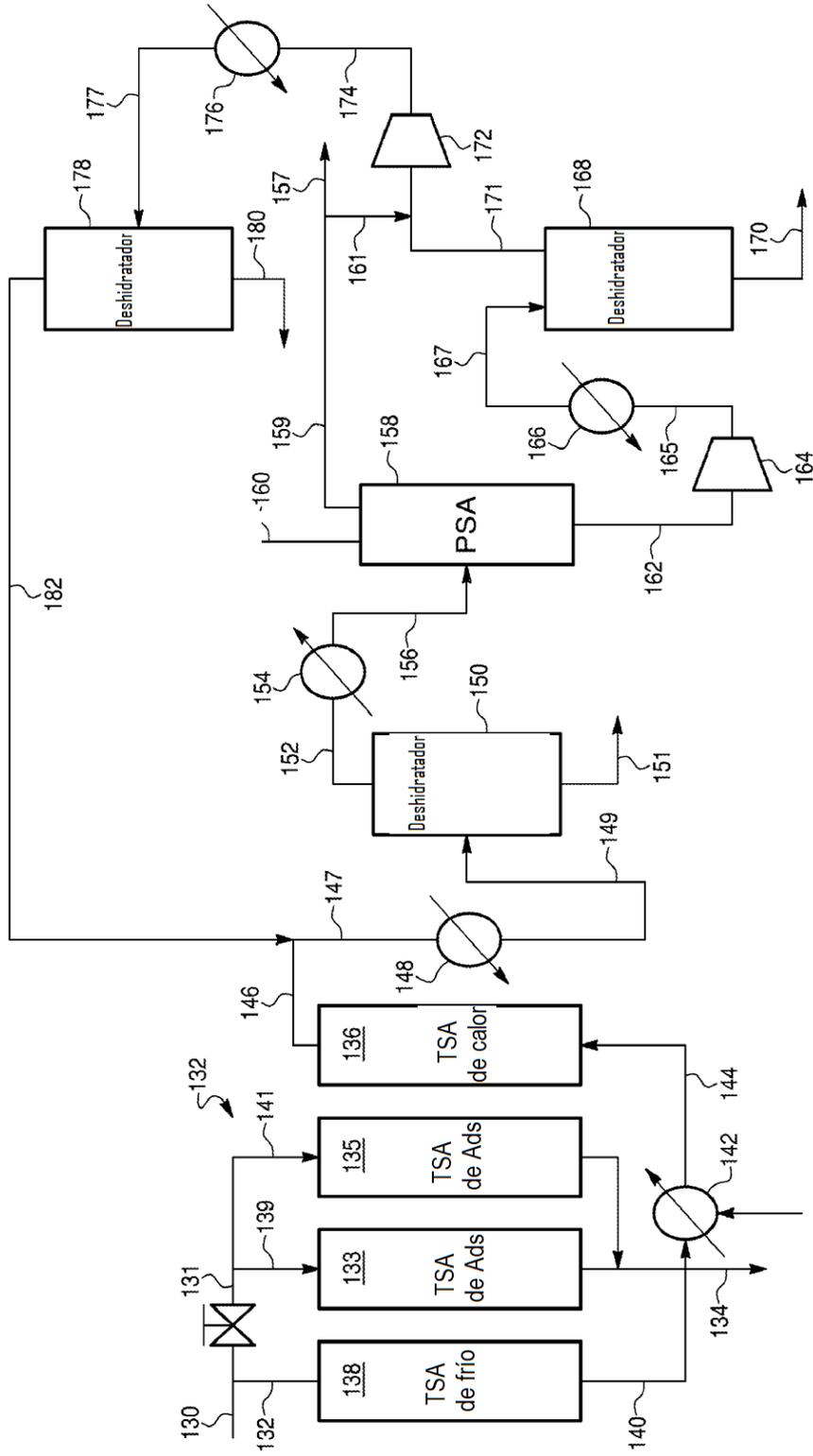


Fig. 5

