

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 996 059**

51 Int. Cl.:

B01D 53/04	(2006.01)
C07C 29/151	(2006.01)
C10G 2/00	(2006.01)
C25B 1/04	(2011.01)
B01D 53/047	(2006.01)
C25B 15/02	(2011.01)
C25B 15/08	(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **07.04.2016 PCT/DE2016/100164**
- 87 Fecha y número de publicación internacional: **13.10.2016 WO16162022**
- 96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **07.04.2016 E 16725027 (3)**
- 97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **16.10.2024 EP 3280512**

54 Título: **Procedimiento de producción así como instalación de producción para la producción de metano / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos**

30 Prioridad:

08.04.2015 WO PCT/DE2015/100148

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
12.02.2025

73 Titular/es:

**SUNFIRE GMBH (50.00%)
Gasanstaltstraße 2
01237 Dresden, DE y
CLIMEWORKS AG (50.00%)**

72 Inventor/es:

**VON OLSHAUSEN, CHRISTIAN;
RÜGER, DIETMAR;
WURZBACHER, JAN, ANDRE y
GEBALD, CHRISTOPH**

74 Agente/Representante:

ERVITI ARBAIZA, Blanca María

ES 2 996 059 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

Procedimiento de producción así como instalación de producción para la producción de metano / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos

5 La invención se refiere a un procedimiento de producción de metano producido sintéticamente / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos, en donde para ello se combinan hidrógeno procedente de una disposición de electrólisis accionada con la ayuda de energía eléctrica generada de manera regenerativa y dióxido de carbono en una síntesis de metano o Fischer-Tropsch u otra síntesis de hidrocarburos adecuada, así como a una instalación de producción para la producción de metano producido sintéticamente / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos.

15 Se conocen varias disposiciones por el **estado de la técnica** para producir sintéticamente metano o hidrocarburos gaseosos o líquidos utilizando energía eléctrica. En este sentido, estas instalaciones de síntesis sirven principalmente para almacenar energía eléctrica producida de manera regenerativa, por ejemplo mediante energía eólica o solar y representan acumuladores de corriente. Además, estas instalaciones de síntesis sirven para la producción de combustibles producidos de manera sintética y neutros en CO₂ en general. A modo de ejemplo, se hace referencia en este caso a la publicación EP 2 049 232 B del solicitante, de la que se conoce un procedimiento para reprocesar los productos de combustión dióxido de carbono y agua en combustibles energéticos renovables utilizando energía eléctrica procedente de fuentes de energía renovables.

20 Además, por la publicación EP 1 887 071 A1 se conoce un procedimiento de síntesis completo, en donde puede extraerse dióxido de carbono de los gases de escape del proceso o de la atmósfera normal para la producción de gas de síntesis, en donde para la extracción se proponen el denominado procedimiento de oxicomustión o instalaciones de separación del flujo de gases de escape de CO₂ aguas abajo en la tecnología de centrales eléctricas. Sin embargo, para la obtención de CO₂ se prefieren especialmente las instalaciones de separación de aire que se utilizan para obtener nitrógeno y/u oxígeno. Además se mencionan aún procedimientos de separación de CO₂ con el uso de membranas graduadas.

30 Por la publicación WO 2008/021698 A2 se conoce un procedimiento para la producción de metano y otros productos, en donde para ello se obtiene el dióxido de carbono necesario mediante absorción o adsorción de aire atmosférico seco.

35 También se conoce por la publicación WO 2006/004583 A2 que el dióxido de carbono necesario para la producción de hidrocarburos líquidos sintéticos puede extraerse del agua de mar o del aire ambiente.

Por la publicación GB 2.448.685 se conoce un procedimiento o una disposición en el que el dióxido de carbono, obtenido del aire por absorción o adsorción, se utiliza para sintetizar hidrocarburos líquidos o combustibles.

40 La publicación US 2014/0272734 A1 describe procesos para la producción de combustibles líquidos a partir de los materiales de partida CO₂ y H₂O. Con respecto a las fuentes de CO₂, esta publicación sólo describe los gases de escape de combustión ("flue gas") [0014, 0027], mientras que el aire atmosférico no se menciona como fuente de CO₂. A diferencia de esta publicación, en la presente divulgación se utiliza aire atmosférico como fuente de CO₂. Debido a la elevada dilución del CO₂ en el aire atmosférico, los dispositivos y procesos asociados para la separación de CO₂ del aire y de los gases de combustión difieren fundamentalmente. En este punto cabe señalar que un gas de combustión contiene aproximadamente 300 veces más CO₂ que el aire atmosférico. El proceso para la separación de CO₂ del aire descrito en la presente divulgación se basa en un procedimiento de alternancia de temperatura-vacío para adsorbentes funcionalizados con aminas. Debido a la baja concentración de CO₂ del CO₂ en el aire, una reducción de la presión y un aumento de la temperatura son especialmente necesarios para una regeneración eficaz y suave del adsorbente. La publicación US 2014/0272734 A1 describe exclusivamente procedimientos de cambio de presión (pressure-swing) y de cambio de temperatura (temperature-swing adsorption) [0027] como posibles procedimientos para adsorbentes. Sin embargo, un cambio de presión por sí solo no es suficiente para separar deliberadamente el CO₂ del aire. Para la regeneración, un cambio de temperatura por sí solo provocaría daños en el adsorbente. Una diferencia principal en la conducción del proceso entre la publicación US 2014/0272734 A1 y la presente divulgación es la co-adsorción y la co-desorción de H₂O. La concentración de H₂O en el aire atmosférico suele ser un orden de magnitud superior a la concentración de CO₂, mientras que en los gases de combustión la concentración de H₂O es, como mucho, tan alta como la concentración de CO₂, sin embargo suele ser significativamente inferior. Por esta razón, para la separación de CO₂ del aire, se co-adsorbe una parte significativa de H₂O, que se co-desorbe durante la desorción de CO₂. La desorción de H₂O tiene una característica fundamentalmente diferente de la desorción de CO₂, razón por la cual los métodos de la publicación US 2014/0272734 A1 no pueden proporcionar ninguna indicación de un proceso que funcione para la separación de CO₂ del aire, en particular no en lo que respecta a la integración del calor. Por último, la publicación US 2014/0272734 A1 si bien menciona que el flujo de entrada de CO₂ y H₂O en la SOEC puede mezclarse con aire comprimido, sin embargo el aire comprimido no es en este sentido ninguna fuente de CO₂, sino que sirve o se debe a la reacción de reducción en la SOEC. Además, la patente US 2014/0272734 A1 menciona que el aire precalentado se alimenta a la electrólisis y reacciona con el flujo de alimentación precalentado para formar un gas de síntesis, en donde esta idea presumiblemente tiene su origen en el funcionamiento de la SOEC, donde el aire participa en la reacción. Para el funcionamiento de una SOEC o de una co-electrólisis, este procedimiento

es irrelevante. El aire sirve únicamente para eliminar el oxígeno que se separa del H₂O y del CO₂ durante la electrólisis por energía eléctrica, que se acumula en el lado del ánodo. Principalmente, el contenido de N₂ en el aire reduce a este respecto la presión parcial de oxígeno en el lado del ánodo, lo que aumenta la fuerza motriz para el transporte de oxígeno a través del electrolito. El CO₂ contenido en el aire no se ve afectado a este respecto, ya que se encuentra en el lado del ánodo y no en el lado del cátodo como el flujo de alimentación.

La publicación EP 2 638 949 A1 describe un dispositivo y un proceso para la separación de CO₂ de flujos de gas de proceso, en particular durante la producción de metanol o amoníaco. El proceso se basa en procedimientos de alternancia de presión y temperatura para un adsorbente sin modificación química de aminas. Los adsorbentes sin modificación química de aminas, por ejemplo las zeolitas, no son adecuados para la separación de CO₂ del aire, ya que adsorben CO₂ y H₂O de forma competitiva. Debido a la concentración comparativamente alta de H₂O en el aire, los adsorbentes sin modificación química de aminas adsorben principalmente H₂O (> 10 mmol H₂O/g) y apenas CO₂ (< 0,1 mmol CO₂/g) en caso del uso en aire atmosférico. A continuación, los adsorbentes sin modificación química de aminas se regeneran a temperaturas comparativamente altas de 200 °C, tal como se describe en la publicación EP 2 638 949 A1 [0014]. Los adsorbentes funcionalizados con aminas, tal como se describen en la presente divulgación para la separación de CO₂ del aire, funcionan de forma fundamentalmente diferente a la descrita en el documento EP 2 638 949 A1: en primer lugar, esta clase de adsorbentes adsorbe CO₂ en presencia de agua (sin efectos competitivos) y, en segundo lugar, se regeneran a temperaturas significativamente más bajas de aproximadamente 60-100 °C. Los métodos del documento EP 2 638 949 A1 no permiten extraer ninguna conclusión sobre un proceso funcional para la separación de CO₂ del aire, en particular no con respecto a la integración del calor.

En la publicación EP 2 491 998 A1 conocida en el estado de la técnica se menciona que el CO₂ puede proceder de los gases de escape de procesos de combustión o del ambiente. Una instalación de recuperación de CO₂, que es esencial en este caso, no se encuentra en la publicación EP 2 491 998 A1, lo que significa que falta una característica decisiva. En la publicación EP 2 491 998 A1 se propone utilizar el agua producida en el proceso junto con agua adicional para la refrigeración del proceso en la zona de síntesis y dividir el vapor formado a este respecto en hidrógeno y oxígeno en una electrólisis utilizando energía eléctrica. A continuación, el hidrógeno también se utiliza para reducir el CO₂ a CO con ayuda de energía eléctrica. El gas de síntesis producido sirve en una síntesis para producir hidrocarburos. Por consiguiente, la principal diferencia entre la presente divulgación y la publicación EP 2 491 998 A1 es que el vapor de agua generado en la publicación EP 2 491 998 A1 a partir del calor residual del proceso de síntesis se utiliza en una electrólisis para producir hidrógeno y no para proporcionar calor para un proceso de obtención de CO₂.

Los problemas en el estado de la técnica son esencialmente la ineficacia de las instalaciones de síntesis acopladas en relación con las instalaciones de producción de dióxido de carbono en el sentido de la invención, de modo que en este caso, además del esfuerzo general de mejora, es de gran importancia el aumento de la eficacia energética en particular, en donde se pretende conservar los recursos y el aspecto de la neutralidad con respecto al uso de la energía está en primer plano.

En particular, se reconoció que las instalaciones de síntesis que se encuentran en el estado de la técnica tienen una gran cantidad de calor residual no utilizado, cuya energía debería aprovecharse.

También se estableció que el estado de la técnica no resuelve el problema de la energía regenerativa que se produce de manera fluctuante.

La presente invención se basa en el objetivo de dar a conocer un procedimiento de producción y una instalación de producción que permitan una producción eficiente y que ahorre recursos de metano producido sintéticamente o hidrocarburos gaseosos y/o líquidos, preferentemente a partir de energía que se produce de manera fluctuante, en donde las desventajas resultantes de los componentes individuales de la instalación deben combinarse sinérgicamente entre sí para formar la instalación total y, en particular, debe utilizarse el calor residual utilizable de la instalación de síntesis.

Este objetivo se soluciona con un procedimiento de producción de acuerdo con la reivindicación principal así como una instalación de producción de acuerdo con la reivindicación secundaria.

El dióxido de carbono se produce a partir de un flujo de aire por medio de una instalación de obtención de dióxido de carbono, como se ha descrito ésta, por ejemplo, en la publicación WO2014/170184 A1, en donde el dióxido de carbono del flujo de aire/gas en la instalación de obtención de dióxido de carbono se adsorbe en primer lugar a temperatura y presión ambiente por medio de un material de adsorción que preferentemente está funcionalizado con grupos amina (aminas primarias, secundarias, terciarias) (unión covalente o física de las aminas), en donde para invertir el proceso de adsorción y con ello liberar el dióxido de carbono adsorbido, se realiza un procedimiento de alternancia de temperatura-vacío, en donde para lo cual se introduce calor en el material de adsorción y se reduce la presión alrededor del material de adsorción, y el calor se extrae, al menos parcialmente, de la síntesis exotérmica de metano o Fischer-Tropsch o de otra síntesis de hidrocarburos adecuadas. Además, durante la adsorción de dióxido de carbono a partir de un flujo húmedo de aire/gas, el agua se adsorbe en el material de adsorción, que también se regenera mediante el procedimiento de alternancia de temperatura-vacío y, a continuación, puede utilizarse en la instalación de

obtención de dióxido de carbono o en la disposición de electrólisis, o bien separarse. De este modo, dos instalaciones que en realidad funcionan por separado se unen para formar una instalación completa, en donde el procedimiento inventivo utiliza el calor residual de la instalación de síntesis para generar energía para realizar la desorción térmica necesaria.

5 El calor se extrae del vapor generado en el proceso de síntesis. El calor allí contenido tiene una alta densidad y también puede almacenarse temporalmente según las necesidades.

10 La disposición de electrólisis es una electrólisis de vapor de agua (SOEC) que funciona con energía eléctrica generada de manera regenerativa para la producción de hidrógeno, de la que se extrae calor producido de la refrigeración del flujo gaseoso de oxígeno y/o hidrógeno para invertir el proceso de adsorción de CO₂. La utilización del calor de la electrólisis de vapor de agua por sí sola ya es suficiente para cubrir aproximadamente hasta el 35 % de la demanda de calor de la instalación de obtención de dióxido de carbono en el sentido inventivo.

15 El gas residual en exceso y/o inutilizable producido en el procedimiento de síntesis se quema y el gas de combustión que se forma se utiliza con fines materiales y/o energéticos, en donde para ello el calor del gas de combustión se utiliza para invertir el proceso de adsorción y/o el gas de combustión que contiene CO₂ se utiliza como flujo de aire/gas o como aditivo en el flujo de aire/gas.

20 En particular, el calor residual de baja temperatura, con temperaturas inferiores a 80 °C, procedente de diversas zonas de la instalación, así como de fuentes externas, puede utilizarse para regenerar el agua adsorbida en la instalación de obtención de carbono, con lo que puede regenerarse una gran parte del agua adsorbida y, por tanto, reducirse significativamente el consumo de calor en el intervalo de 90-130 °C.

25 Se utiliza un proceso de bomba de calor para aumentar la temperatura del calor del proceso de síntesis y/o la utilización del gas residual y/o la refrigeración en la electrólisis y/o el calor residual de otros procesos. Por lo tanto, se propone elevar el nivel de temperatura del calor o del calor residual procedente de distintas fuentes, cuyo nivel de temperatura es demasiado bajo para la desorción de dióxido de carbono, mediante un proceso de bomba de calor y, de este modo, hacerlo utilizable para la desorción. Esto permite utilizar incluso niveles bajos de calor residual de los subprocesos para el proceso de desorción en general, en donde únicamente se requiere una pequeña cantidad de energía para el proceso de bomba de calor.

30 La instalación de obtención de dióxido de carbono se hace funcionar preferentemente de forma continua, en donde la demanda de dióxido de carbono del proceso de síntesis se realiza preferentemente de manera discontinua debido a las fluctuaciones de la energía eléctrica disponible generada de manera regenerativa para la producción de hidrógeno y el dióxido de carbono obtenido se almacena temporalmente en un acumulador intermedio. El funcionamiento continuo de una instalación de obtención de dióxido de carbono debe entenderse como una instalación global formada por varias instalaciones de obtención de dióxido de carbono más pequeñas cuyo rendimiento total se diseña en consecuencia y cuyos procesos individuales de desorción térmica necesarios se llevan a cabo uno tras otro, de modo que se forma un funcionamiento casi continuo.

La amortiguación intermedia del dióxido de carbono en un acumulador a corto plazo y un acumulador a largo plazo conectados en paralelo tiene lugar a una presión elevada.

45 La amortiguación intermedia a largo plazo puede realizarse licuando el dióxido de carbono. El proceso de síntesis se realiza de manera discontinua debido a las fluctuaciones de la energía eléctrica disponible generada de manera regenerativa, y el calor utilizable de la síntesis y la electrólisis para la instalación de obtención de dióxido de carbono puede almacenarse temporalmente en un acumulador intermedio.

50 Cuando la instalación de obtención de dióxido de carbono está en funcionamiento, se puede extraer agua enriquecida dentro de la instalación de dióxido de carbono, en donde esta agua proviene de la atmósfera y se puede utilizar para la electrólisis para producir hidrógeno. En este sentido se produce por regla general al menos 1 mol de agua por 1 mol de dióxido de carbono aportado. Esto significa que una gran parte del agua necesaria para la síntesis ya puede ser cubierta por la instalación de obtención de dióxido de carbono. Por tanto, este aspecto representa otra optimización independiente que adicionalmente puede tenerse en cuenta.

55 Una variante de realización preferida se da si, adicionalmente a hidrógeno, también se obtiene monóxido de carbono a partir de dióxido de carbono con la ayuda de la disposición de electrólisis accionada con energía eléctrica generada de manera regenerativa.

60 Además, la disposición de electrólisis a este respecto puede ser una electrólisis de vapor de agua.

65 Como complemento adicional a la obtención de monóxido de carbono a partir de dióxido de carbono utilizando la disposición de electrólisis accionada con energía eléctrica generada de manera regenerativa además de hidrógeno, el vapor puede extraerse directamente de la mezcla de dióxido de carbono y vapor de agua extraída del recipiente durante el funcionamiento de regeneración de la instalación de obtención de CO₂ sin que el vapor de agua se condense

mientras tanto. Esto resulta en particular ventajoso también en combinación con la electrólisis de vapor de agua.

De acuerdo con la disposición, la instalación de producción para la producción de metano producido sintéticamente / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos, en particular para la realización del procedimiento de producción, presenta una disposición de electrólisis accionada con energía eléctrica generada de manera regenerativa para la producción de hidrógeno, una instalación de obtención de dióxido de carbono para la producción de dióxido de carbono a partir de un flujo de aire, en donde la instalación de obtención de dióxido de carbono funciona con un material adsorbente que libera de nuevo el dióxido de carbono unido por medio de desorción térmica y realiza una síntesis de metano o de Fischer-Tropsch u otra síntesis de hidrocarburos adecuada para sintetizar hidrógeno y dióxido de carbono en metano / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos, en donde están previstos medios de suministro de calor y/o acumuladores de calor para suministrar y/o almacenar temporalmente calor de la síntesis y/o calor de la disposición de electrólisis y/o calor de un equipo de combustión de gases residuales del proceso de síntesis a la instalación de obtención de dióxido de carbono, en donde se utiliza el calor para realizar la desorción térmica.

En el reactor de síntesis de metano o de Fischer-Tropsch o en el reactor de otra síntesis de hidrocarburos adecuada está previsto para evacuar el calor de reacción un tambor de vapor para separar el agua en ebullición que contiene vapor que abandona el reactor de síntesis en agua en ebullición y vapor saturado, en donde están previstos medios de suministro para el vapor saturado a un intercambiador de calor de un circuito de medio calefactor de la instalación de obtención de dióxido de carbono.

La disposición de electrólisis es una electrólisis de vapor de agua (SOEC - Solid Oxide Electrolysis Cell), en donde están previstos medios de suministro para transportar calor desde un sistema de refrigeración del flujo de hidrógeno/oxígeno formado hasta un intercambiador de calor de un circuito de medio calefactor de la instalación de obtención de dióxido de carbono.

Una disposición de bomba de calor está prevista para aumentar la temperatura del calor residual utilizable procedente de la disposición de electrólisis, el reactor de síntesis y/o el equipo de combustión de gases residuales.

Están previstos medios de almacenamiento para almacenar y alimentar a la síntesis de metano o Fischer-Tropsch o a otra síntesis de hidrocarburos adecuada el dióxido de carbono producido continuamente en la instalación de obtención de dióxido de carbono. Como la generación de este excedente de energía eléctrica a partir de fuentes renovables (viento, sol, agua, etc.) fluctúa en función de la hora del día y del tiempo, esto significa que la demanda de dióxido de carbono y la generación de calor tampoco son constantes. Por otro lado, la instalación para la obtención de dióxido de carbono del aire ambiente funciona a una potencia constante, por lo que se requieren amortiguadores de gas para almacenar el dióxido de carbono y acumuladores de calor en un diseño especial para adaptarse a la fluctuación de la demanda de dióxido de carbono y la generación de calor. Los medios de almacenamiento presentan una disposición de almacenamiento intermedio de gas a corto plazo y/o una disposición de almacenamiento intermedio de gas a largo plazo.

A continuación se describen en detalle ejemplos de realización de la invención por medio de los dibujos adjuntos en la descripción de las figuras, en donde éstos deben explicar la invención y no han de considerarse limitativos: Muestran:

- la Fig. 1 una representación esquemática de un ejemplo de realización de una parte de instalación de obtención de dióxido de carbono;
- la Fig. 2 una representación esquemática de un ejemplo de realización de una parte de instalación de producción de metano;
- la Fig. 3 una representación esquemática de un ejemplo de realización de una parte de instalación de síntesis por medio de síntesis de Fischer-Tropsch;
- la Fig. 4 una representación esquemática de un ejemplo de realización de una electrólisis de vapor de agua a base de una SOEC (Solid Oxide Electrolysis Cell),
- la Fig. 5 una representación esquemática del funcionamiento de regeneración de un ejemplo de realización;
- la Fig. 6 una representación esquemática de un ejemplo de realización de una co-electrólisis para la síntesis de Fischer-Tropsch y
- la Fig. 7 una representación esquemática de otro ejemplo de realización de una co-electrólisis para la producción de metano.

En este punto cabe señalar que la instalación en su conjunto consta de la parte de instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) y la parte de instalación para la metanización (Fig. 2) o para la sintetización (Fig. 3). La unidad de electrólisis de vapor de agua (Fig. 4) puede utilizarse tanto en la parte de instalación de metanización (Fig. 2) como en la parte de instalación de sintetización con síntesis de Fischer-Tropsch (Fig. 3).

La Fig. 1 muestra una representación esquemática de un ejemplo de realización de una parte de instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1).

La parte de instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) sirve para la obtención de dióxido de carbono

del aire ambiente y, si es necesario, también proporciona agua condensada 20 del aire ambiente para su posterior utilización material. En este sentido se seleccionó una parte de instalación de obtención de dióxido de carbono que, en primer lugar, une el dióxido de carbono del flujo de aire mediante un funcionamiento de adsorción y a continuación libera el dióxido de carbono para su posterior utilización mediante un procedimiento de alternancia de temperatura-vacío.

Funcionamiento de adsorción:

El aire ambiente 3 se aspira a través de un recipiente 1 lleno de material adsorbente mediante un soplador 2. El aire ambiente contiene habitualmente un 0,04 % en volumen de dióxido de carbono y, según el clima, cierta cantidad de vapor de agua. Una elevada proporción del dióxido de carbono se enriquece en la superficie del material adsorbente, que preferentemente está funcionalizado con grupos amina. Además, el agua se acumula en la superficie del material de adsorción, en donde normalmente se adsorben al menos 2 mol de agua por 1 mol de dióxido de carbono, sin embargo al menos 1 mol por 1 mol de dióxido de carbono.

Funcionamiento de regeneración mediante un procedimiento de alternancia de temperatura-vacío:
Si la superficie del material adsorbente 1 está saturada o enriquecida con dióxido de carbono, debe regenerarse.

En primer lugar, se evacua el recipiente 1 hasta una presión de 20-400 mbar_{abs} y, a continuación, se bombea líquido calefactor 11 con una temperatura de 20-120 °C desde el recipiente de medio calefactor 10 a través de un intercambiador de calor 13 mediante una bomba del medio calefactor 12.

En el intercambiador de calor 13, el líquido calefactor 11 se calienta hasta 80-130 °C mediante una fuente de calor 14 externa (de acuerdo con la invención, el calor procede de las instalaciones parciales mostradas de acuerdo con la Fig. 2 o Fig. 3 o Fig. 4). A continuación, el líquido calefactor entra en el recipiente 1, donde transfiere el calor al material de adsorción a través de las superficies de intercambiador de calor 4. El suministro de calor hace que el dióxido de carbono y el agua unidos se desorban y se extraigan del recipiente 1 mediante un compresor de anillo líquido 15.

El líquido calefactor 11 enfriado regresa al recipiente de medio calefactor 10, desde donde puede volver a introducirse en el proceso.

La mezcla caliente extraída de dióxido de carbono y vapor de agua se enfría en un refrigerador (por ejemplo, una torre de refrigeración 16) y pasa a través del compresor de anillo líquido 15, en el que se introduce condensado 17 frío para mejorar el efecto de aspiración y para su posterior refrigeración, al recipiente de separación 18.

En el recipiente de separación 18, el dióxido de carbono 19 se separa del condensado 17/20, procedente de la humedad del aire y que también se ha depositado sobre el material adsorbente, por gravedad. Tras enfriarse con agua de refrigeración 21 en el refrigerador 22, parte del condensado se suministra al compresor de anillo líquido. El condensado en exceso 20 se descarga en el recipiente de separación 18.

El dióxido de carbono 19 altamente concentrado se suministra para su posterior utilización a las partes de instalación de acuerdo con la Fig. 2 o Fig. 3.

Tras el proceso de regeneración, un líquido refrigerante fluye a través de las superficies de intercambiador de calor 4. El líquido refrigerante 5 absorbe el calor sensible del material de adsorción y del recipiente 1 y descarga éste del recipiente 1. A continuación, el líquido refrigerante calentado pasa a una torre de refrigeración 6, donde el calor absorbido se libera de nuevo al ambiente. Para mejorar el efecto de refrigeración, en particular a temperaturas ambiente elevadas, el agua 7 puede pulverizarse en la torre de refrigeración sobre las superficies de intercambiador de calor de la torre de refrigeración, donde se evapora.

El líquido refrigerante 5 frío se recoge en un recipiente de refrigerante 8 y se devuelve desde allí al recipiente de adsorción 1 con ayuda de una bomba de refrigerante 9.

Una vez que el recipiente 1 y el material de adsorción se han enfriado por debajo de una temperatura de como máxima 50 °C, el recipiente 1 se ventila y el proceso de adsorción puede comenzar de nuevo.

Descripción alternativa de la regeneración mediante el procedimiento de alternancia de temperatura-vacío para acoplar el calor residual tanto en el intervalo de temperatura de 80-130 °C como en el intervalo de temperatura de 50-90 °C:
Si la superficie del material adsorbente 1 está saturada o enriquecida con dióxido de carbono, debe regenerarse.

En primer lugar, se evacua el recipiente 1 hasta una presión de 20-400 mbar_{abs} y, a continuación, se bombea líquido calefactor 11 con una temperatura de 20-50 °C desde el recipiente de medio calefactor 10 mediante una bomba del medio calefactor 12 a través de un intercambiador de calor, que está dispuesto de manera complementaria en serie con el intercambiador de calor 13/14.

En el intercambiador de calor, que está conectado de manera complementaria en serie, el líquido calefactor 11 se

- calienta hasta 45-85 °C mediante una fuente de calor externa, en donde el calor procede de acuerdo con la invención de las instalaciones parciales de acuerdo con la Fig. 2 o Fig. 3 o Fig. 4. A continuación, el líquido calefactor entra en el recipiente 1, donde transfiere el calor al material de adsorción a través de las superficies de intercambiador de calor 4. El suministro de calor hace que se desorban partes del agua adsorbida y partes del CO₂ adsorbido (en donde la desorción de agua normalmente tiene lugar preferentemente antes que la desorción de CO₂ en el intervalo de temperatura especificado) y se extraen del recipiente 1 mediante un compresor de anillo líquido 15.
- El líquido calefactor 11 enfriado regresa al recipiente de medio calefactor 10, desde donde puede volver a introducirse en el proceso.
- A continuación, se bombea líquido calefactor 11 con una temperatura de 70-120 °C desde el recipiente de medio calefactor 10 a través de un intercambiador de calor 13 mediante una bomba del medio calefactor 12.
- En el intercambiador de calor 13, el líquido calefactor 11 se calienta hasta 80-130 °C mediante una fuente de calor 14 externa (de acuerdo con la invención, el calor procede de las instalaciones parciales mostradas de acuerdo con la Fig. 2 o Fig. 3 o Fig. 4). A continuación, el líquido calefactor entra en el recipiente 1, donde transfiere el calor al material de adsorción a través de las superficies de intercambiador de calor 4. El suministro de calor hace que sobre todo el dióxido de carbono se desorba y se extraiga del recipiente 1 mediante un compresor de anillo líquido 15.
- El líquido calefactor 11 enfriado regresa al recipiente de medio calefactor 10, desde donde puede volver a introducirse en el proceso.
- El dióxido de carbono extraído caliente se enfría en la torre de refrigeración 16 y pasa a través del compresor de anillo líquido 15, en el que se introduce condensado 17 frío para mejorar el efecto de aspiración y para su posterior refrigeración, al recipiente de separación 18.
- En el recipiente de separación 18, el dióxido de carbono 19 se separa del condensado 17/20, procedente de la humedad del aire y que también se ha depositado sobre el material adsorbente, por gravedad. Tras enfriarse con agua de refrigeración 21 en el refrigerador 22, parte del condensado se suministra al compresor de anillo líquido. El condensado en exceso 20 se descarga en el recipiente de separación 18.
- El dióxido de carbono 19 altamente concentrado se suministra para su posterior utilización a las partes de instalación de acuerdo con la Fig. 2 o Fig. 3.
- Tras el proceso de regeneración, un líquido refrigerante fluye a través de las superficies de intercambiador de calor 4. El líquido refrigerante 5 absorbe el calor sensible del material de adsorción y del recipiente 1 y descarga éste del recipiente 1. A continuación, el líquido refrigerante calentado pasa a una torre de refrigeración 6, donde el calor absorbido se libera de nuevo al ambiente. Para mejorar el efecto de refrigeración, en particular a temperaturas ambiente elevadas, el agua 7 puede pulverizarse en la torre de refrigeración sobre las superficies de intercambiador de calor de la torre de refrigeración, donde se evapora.
- El líquido refrigerante 5 frío se recoge en un recipiente de refrigerante 8 y se devuelve desde allí al recipiente de adsorción 1 con ayuda de una bomba de refrigerante 9.
- Una vez que el recipiente 1 y el material de adsorción se han enfriado por debajo de una temperatura de como máxima 50 °C, el recipiente 1 se ventila y el proceso de adsorción puede comenzar de nuevo.
- Preparación de dióxido de carbono para su posterior utilización en una síntesis de metano o Fischer-Tropsch u otra síntesis de hidrocarburos adecuada:
- Debido a la necesaria regeneración del material de adsorción, la separación continua del dióxido de carbono del aire no puede realizarse con un circuito de proceso. Sin embargo, la conexión en paralelo de varios recipientes de adsorción 1 y los circuitos de refrigeración y calefacción asociados, así como el funcionamiento escalonado, permiten convertir el proceso discontinuo en un proceso casi continuo, por lo que esta configuración representa una configuración especialmente preferida.
- El dióxido de carbono 19 producido de forma casi continua a presión ambiente a partir de la obtención de CO₂ se comprime mediante un compresor 23 y una posterior refrigeración del gas 24 para disipar el calor del compresor hasta una presión superior a la de las instalaciones de síntesis aguas abajo, y a continuación se acumula en un amortiguador de gas 25.
- El condensado de agua 26 resultante de la refrigeración se retira del amortiguador de gas 25 mediante un purgador de condensado 27.
- La válvula de control 29 se utiliza para regular la presión en el recipiente 18, que depende de la cantidad de CO₂ descargada al compresor 23.

Si el compresor 23 extrae menos CO₂ del recipiente 18 del que se produce en la obtención de CO₂, la válvula de regulación 29 se abre y descarga la cantidad de CO₂ en exceso a la atmósfera o a otro acumulador intermedio, por ejemplo, una bolsa de gas.

5 Si el compresor 23 extrae más CO₂ del que se produce, la válvula de control 29 se cierra en primer lugar y a continuación se reduce adicionalmente la potencia de entrega del compresor 23, de modo que la presión en el recipiente 18 se mantenga constante en un valor predeterminado.

Si la presión del recipiente 28 ha alcanzado su valor máximo admisible, el compresor 23 se desconecta.

10 La extracción del dióxido de carbono del recipiente 25 se realiza a través de la válvula de regulación 30, que mantiene constante la presión en la instalación de síntesis aguas abajo a un valor predeterminado.

15 Si la presión en el recipiente 25 cae por debajo de un valor admisible, que debe ser superior a la presión en la instalación de síntesis posterior, el compresor 23 se conecta de nuevo y llena el amortiguador de gas 25.

La diferencia entre la presión del amortiguador y la presión de extracción, el volumen del amortiguador y la cantidad de CO₂ necesaria por unidad de tiempo determinan el tiempo que se puede puentear con el amortiguador.

20 Dado que el aumento de presión adicional para la amortiguación de gas por encima de la presión de funcionamiento necesaria de la instalación de síntesis cuesta energía de compresión adicional, ésta no debe fijarse demasiado alta por razones de economía.

25 Esto significa que los tiempos de puenteo más largos vienen determinados principalmente por el volumen del amortiguador. Como esto es limitado, un acumulador de este tipo con un aumento de presión bajo sólo es adecuado como acumulador a corto plazo para compensar las fluctuaciones de control a corto plazo.

Para garantizar una mayor demanda de CO₂ durante períodos más largos, se propone instalar un acumulador a largo plazo 31 en paralelo al acumulador a corto plazo 25, que funciona a una presión más alta.

30 Este acumulador a largo plazo 31 se llena con CO₂ procedente del recipiente 25 hasta una presión muy superior a la presión de funcionamiento de la instalación de síntesis y a la presión máxima del recipiente 25 con el compresor 32 y el refrigerador 33 posterior para condensar la humedad del gas, que se descarga del recipiente 31 como condensado 34 a través del purgador de condensado 35.

35 El compresor 32 sólo está en funcionamiento cuando el recipiente 25 ya ha alcanzado su presión máxima. En este caso, la potencia del compresor 23 no se reduce, sino que sigue funcionando a su potencia nominal junto con el compresor 32. Una vez que el recipiente 31 ha alcanzado la presión máxima 36, el compresor 32 se desconecta y la potencia del compresor 23 se reduce en función del consumo de la instalación de síntesis.

40 En momentos de mayor demanda de CO₂ en la instalación de síntesis, el dióxido de carbono se extrae en primer lugar del recipiente 25 a través de la válvula de regulación 30. Si la presión en el recipiente ha caído por debajo de la presión de funcionamiento de la instalación de síntesis, es decir, si el recipiente 25 está vacío, la válvula de regulación 37 se abre y suministra a la instalación de síntesis CO₂ procedente del acumulador a largo plazo 31.

45 Cuando se reduce la demanda de CO₂ en la instalación de síntesis, la válvula de regulación 37 se cierra en primer lugar y, a continuación, la presión 28 en el recipiente 25 aumenta hasta el valor máximo permitido. A continuación, el compresor 32 se pone en marcha y llena el amortiguador 31 hasta el máximo valor de presión 36, momento en el que el compresor 32 se desconecta. Si el exceso de suministro de CO₂ continúa, la potencia de entrega del compresor 23 se reduce finalmente.

50 Es posible aumentar aún más la cantidad de amortiguador de CO₂ si el CO₂ se licua y se almacena en forma líquida. Debido a su mayor densidad, se puede almacenar una mayor cantidad de CO₂ con el mismo volumen.

55 El almacenamiento de líquidos es un caso especial del acumulador a largo plazo y no se trata en detalle, aunque este diseño es de gran importancia.

La **Fig. 2** muestra una representación esquemática de un ejemplo de realización de una parte de instalación de producción de metano.

60 La producción de metano a partir de dióxido de carbono e hidrógeno, producido en una electrólisis con ayuda de energía eléctrica generada de manera regenerativa, se realiza según la reacción de Sabatier:



65 El agua desionizada 40 se descompone en oxígeno 43 e hidrógeno 44 en un aparato de electrólisis 41 con energía

eléctrica 42 generada de manera regenerativa. El oxígeno 43 se aprovecha o se vierte sin utilizar al medio ambiente.

El hidrógeno 44 se comprime a la presión de proceso en un compresor 45 y se mezcla con dióxido de carbono 46, que ya está disponible a la presión de proceso, y se alimenta a un reactor de síntesis 48 como gas mezclado 47.

5 El reactor de síntesis 48 se llena con una cantidad suficiente de un catalizador 49 adecuado y, dado que la reacción de Sabatier es exotérmica, se enfría con un circuito de agua en ebullición 50.

10 La temperatura de refrigeración y, por tanto, también la presión del agua en ebullición se seleccionan para maximizar la conversión de dióxido de carbono en metano.

Esta alta conversión se consigue por regla general cuando el gas de reacción 51 abandona el reactor 48 con una temperatura de aproximadamente 250 a 300 °C.

15 Después del reactor 48, el gas de reacción se enfría hasta una temperatura lo más baja posible para separar el agua de reacción de la mezcla de gases. La refrigeración se realiza en primer lugar en un intercambiador de calor 52, en el que se precalienta el agua de alimentación fría. Las bajas temperaturas requeridas sólo se consiguen en un refrigerador 53 que funciona con agua de refrigeración.

20 La mezcla de gases 54 fría pasa a un separador 55, en el que el agua de reacción 56 se separa del gas 57 rico en metano.

El metano 57 producido se introduce en la utilización posterior deseada.

25 El agua en ebullición 50 utilizada para la refrigeración se extrae del tambor de vapor 58 y se introduce en el reactor 48 por medio de la bomba 59 para disipar el calor de reacción. La cantidad circulante de agua en ebullición 50 se seleccionó de forma que sólo una pequeña proporción del agua en ebullición se evaporara como resultado de la absorción de calor. El agua en ebullición que contiene vapor que abandona el reactor entra en el tambor de vapor 58, en el que se realiza la separación entre agua en ebullición y vapor saturado. El vapor saturado 61 se descarga del
30 tambor de vapor 58 bajo control de presión y se alimenta a una utilización, por ejemplo, un disipador de calor 62. El condensado de vapor retornado del aprovechamiento térmico se comprime mediante la bomba 64, se precalienta en el intercambiador de calor 52 y se vuelve a introducir en el tambor de vapor 58. Cualquier pérdida de condensado de vapor 65 puede sustituirse por nueva agua de alimentación 66.

35 De acuerdo con la invención, el dióxido de carbono 19 separado del aire 3 en la instalación de obtención de CO₂ (Fig. 1) se utiliza como dióxido de carbono 46 para la producción de metano 57 (Fig. 2) o como dióxido de carbono 86 para la producción de hidrocarburos líquidos (114, 115, 116, 117) (Fig. 3) con ayuda de hidrógeno 44 u 84, producido en una electrólisis de agua 41 u 81 con ayuda de energía eléctrica (42, 82) generada de manera regenerativa. Además, el vapor 61 o 122 producido en el proceso de síntesis (Fig. 2 o Fig. 3) se utiliza como fuente de calor 14 para la
40 desorción del dióxido de carbono adherido al material adsorbente.

Acumulador de calor para almacenar el calor del proceso de síntesis (véanse la Fig. 2 y Fig. 3): La descripción se realiza en el ejemplo de la síntesis de metano de acuerdo con la Fig. 2. El almacenamiento de vapor en la síntesis de hidrocarburos líquidos de acuerdo con la Fig. 3 es análogo al almacenamiento de vapor en la síntesis de metano.

45 El vapor a presión 61 producido discontinuamente en la instalación de síntesis se utiliza como fuente de calor 14 para la desorción del dióxido de carbono depositado en los materiales adsorbentes. Mediante el funcionamiento discontinuo de la instalación de síntesis (Fig. 2/3) debido a la disponibilidad variable de energía eléctrica generada de manera regenerativa se produce ocasionalmente un exceso de vapor que no puede utilizarse en la desorción (Fig. 1). En otras
50 ocasiones, cuando la instalación de síntesis (Fig. 2/3) funciona con una carga menor, hay demasiado poco vapor disponible para suministrar calor a la desorción (Fig. 1).

Para igualar el suministro de calor en la desorción, el vapor a presión 61 producido discontinuamente en la instalación de síntesis (Fig. 2/3) se almacena en un acumulador de calor 67. El acumulador de calor 67 es, por ejemplo, un
55 acumulador de presión variable lleno de agua en ebullición (acumulador Ruth). Otros acumuladores de calor adecuados son los acumuladores estratificados, los acumuladores de sales fundidas y los acumuladores termoquímicos.

60 Durante el proceso de carga, el exceso de vapor a presión 68 generado en la síntesis se introduce en el acumulador 67 a través de la válvula 69. El vapor restante 70 se reduce hasta la presión 72 a través de la válvula de mariposa 71 y se utiliza como vapor calefactor 73 para calentar el líquido calefactor 11 en el intercambiador de calor 13. Al inicio del proceso de carga, en el acumulador 67 se encuentra agua en ebullición y vapor saturado a la presión de liberación de vapor 72. Mediante el suministro de vapor a presión 68 se calienta el agua en ebullición en el recipiente 67 y la
65 presión en el recipiente aumenta. La presión máxima posible corresponde a la presión del vapor a presión 68 suministrado. El aumento de la presión reduce la proporción de vapor y aumenta la proporción de agua en el recipiente. El calor suministrado se almacena en forma de agua en ebullición.

Si falta calor en la desorción de CO₂ porque la instalación de síntesis (Fig. 2/3) no suministra directamente suficiente vapor, se abre la válvula de mariposa 74 y se extrae del acumulador de calor 67 la cantidad de vapor diferencial 75 deseada. Mediante la extracción de vapores se reduce la presión en el recipiente 67 y el agua en ebullición se vaporiza en el recipiente. Una extracción de vapores es posible hasta una presión de 72. El acumulador de calor puede recargarse tras la extracción de vapor.

El condensado de vapor 76 producido en el intercambiador de calor 13 se devuelve al proceso de síntesis como agua de alimentación 63.

Las instalaciones para la producción de metano (Fig. 2) y de hidrocarburos líquidos (Fig. 3) a partir de dióxido de carbono e hidrógeno, producidos con energía eléctrica generada de manera regenerativa, sirven por regla general como almacenamiento de electricidad y se hacen funcionar con energía eléctrica generada de manera regenerativa, que es excedentaria en la red eléctrica, es decir, que provocaría una restricción antieconómica o incluso el cierre de los generadores de electricidad convencionales si no se utilizara.

En la Fig. 3 se muestra una representación esquemática de un ejemplo de realización de una parte de instalación de síntesis por medio de la síntesis de Fischer-Tropsch.

La síntesis de Fischer-Tropsch (Fig. 3) se utiliza para producir hidrocarburos líquidos a partir de dióxido de carbono e hidrógeno, producidos en una electrólisis con ayuda de energía eléctrica generada de manera regenerativa.

La conversión de dióxido de carbono e hidrógeno en hidrocarburos se produce en dos etapas:

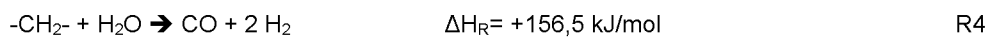
Etapa 1: Reacción inversa de desplazamiento de gas de agua para la producción de gas de síntesis que contiene monóxido de carbono



Etapa 2: por ejemplo, síntesis de Fischer-Tropsch para la producción de hidrocarburos líquidos



Para aumentar el rendimiento del producto, algunos de los hidrocarburos gaseosos ligeros procedentes de la síntesis de Fischer-Tropsch pueden volver a transformarse en gas de síntesis mediante un proceso de reformado y volver a introducirse en el proceso de Fischer-Tropsch:



Las reacciones R2 y R4 discurren en paralelo en un reactor.

El agua desionizada 80 se descompone en oxígeno 83 e hidrógeno 84 en un aparato de electrólisis 81 con energía eléctrica 82 generada de manera regenerativa. El oxígeno 83 se aprovecha o se vierte sin utilizar al medio ambiente.

El hidrógeno 84 se comprime a la presión de proceso en un compresor 85 y se alimenta junto con el dióxido de carbono 86, que ya está disponible a la presión de proceso, y los gases residuales 89 que contienen hidrocarburos reconducidos a la síntesis de Fischer-Tropsch por medio del compresor 88 a un proceso 87 para realizar la reacción inversa de desplazamiento de gas de agua (R2) y el reformado (R4).

El calor de proceso necesario para ambas reacciones endotérmicas se proporciona mediante energía eléctrica 90 generada de manera regenerativa.

El gas de síntesis 91 abandona el proceso 87 con la relación molar hidrógeno-monóxido de carbono necesaria para la síntesis de Fischer-Tropsch. El exceso de agua de reacción separada por refrigeración 92 se descarga del proceso como condensado 93.

El gas de síntesis 91 se mezcla con el gas circulante 95 recomprimido en el compresor 94 y se alimenta al reactor de Fischer-Tropsch 96.

El reactor de Fischer-Tropsch 96 se llena con una cantidad suficiente de un catalizador 97 adecuado y, dado que la reacción de síntesis R3 es exotérmica, se enfría con un circuito de agua en ebullición 98.

La temperatura de refrigeración y, por tanto, también la presión del agua en ebullición se seleccionan de forma que se realice la conversión de monóxido de carbono e hidrógeno en el producto deseado en función del catalizador seleccionado.

- 5 Este producto deseado se consigue por regla general cuando se utilizan catalizadores de cobalto, cuando el producto de reacción 99 abandona el reactor 96 con una temperatura de aproximadamente 220 °C. El producto de reacción 99 es una mezcla de gas de reacción e hidrocarburos líquidos de cadena larga con un número de C elevado. Esta mezcla se separa en hidrocarburos líquidos 101 y gas que contiene hidrocarburos 102 en el separador de alta temperatura 100.
- 10 El gas se enfría aún más en el refrigerador 103 y se separa en agua de reacción 105, hidrocarburos líquidos 106 y gas residual 107 por gravedad en el recipiente de separación 104. La refrigeración y la separación también pueden realizarse en varias etapas de refrigeración-separación.
- 15 Una parte 95 del gas residual 107 se vuelve a comprimir con el compresor 94 para aumentar la conversión de monóxido de carbono en la síntesis de Fischer-Tropsch y se vuelve a introducir en el reactor 96 con el gas de síntesis 91.
- Para evitar una acumulación excesiva de partes constituyentes del gas que no participan en las reacciones de Fischer-Tropsch (CO_2 , CH_4 , $\text{C}_2\dots$, N_2), debe descargarse un flujo parcial de gas 108 del proceso de Fischer-Tropsch.
- 20 Este flujo parcial 108 puede quemarse como gas 109 en un equipo de combustión 110 con aire 111 para formar gas de combustión 112, que se libera al ambiente, o puede recomprimirse parcialmente con el compresor 88 y alimentarse como flujo 89 al proceso 87 para reprocesar los hidrocarburos en gas de síntesis. En este caso, también se quema un flujo parcial en el equipo de combustión 110 para evitar el enriquecimiento de nitrógeno en el proceso global.
- 25 Los hidrocarburos líquidos 101 y 106 separados en el proceso de Fischer-Tropsch entran en un procesamiento del producto 113 de una o varias etapas, en la que los hidrocarburos se transforman en productos finales con diferentes propiedades. Los productos finales son, por ejemplo, cera 114, diésel 115, nafta 116 y gases de hidrocarburos ligeros 117.
- 30 Los gases residuales 118 producidos en el procesamiento del producto 113 se queman en el equipo de combustión 110 junto con el gas residual 109 con aire 111 para formar el gas de combustión 112, que normalmente se libera al ambiente. Por este lado, sin embargo, el gas de combustión 112 procedente de la combustión de los gases residuales en la instalación para la producción de hidrocarburos líquidos (Fig. 3) se utiliza como fuente de calor 14 para la desorción y como sustituto del aire 3 con mayor contenido en dióxido de carbono o para el mezclado con el aire para aumentar su contenido en CO_2 en la obtención de CO_2 (Fig. 1).
- 35 El agua en ebullición 98 utilizada para la refrigeración del reactor 96 se extrae del tambor de vapor 119 y se introduce en el reactor 96 por medio de la bomba 120 para disipar el calor de reacción. La cantidad circulante de agua en ebullición 98 se seleccionó de forma que sólo una pequeña proporción del agua en ebullición se evaporara como resultado de la absorción de calor.
- 40 El agua en ebullición 121 que contiene vapor que abandona el reactor entra en el tambor de vapor 119, en el que se realiza la separación entre agua en ebullición y vapor saturado.
- El vapor saturado 122 se descarga del tambor de vapor 119 bajo control de presión y se alimenta a una utilización, por ejemplo, un disipador de calor 123.
- 45 El condensado de vapor 124 devuelto del aprovechamiento térmico se aumenta de presión mediante la bomba 125 y se vuelve a introducir en el tambor de vapor 119.
- Cualquier pérdida de condensado de vapor 126 puede sustituirse por nueva agua de alimentación 127.
- 50 De la Fig. 3 además puede deducirse la utilización del calor y del CO_2 del gas de escape de la antorcha de una instalación de síntesis de Fischer-Tropsch.
- 55 El gas de combustión 112 procedente de la combustión de los gases residuales 109 de la síntesis de Fischer-Tropsch y de los hidrocarburos ligeros 118 del procesamiento del producto con aire 111 se utiliza con fines materiales y/o energéticos en la obtención de CO_2 (Fig. 1), ya que se ha reconocido que este gas de combustión 112 puede utilizarse como suministrador de CO_2 . Además, se reconoció que la energía térmica de los gases de combustión 112 también puede utilizarse para el proceso de desorción. Para ello, el gas de combustión 112 se hace pasar por un intercambiador de calor 128, que pone el calor 129 a disposición del proceso de obtención de CO_2 en forma de calor 14 a través de un circuito de medios de transferencia de calor. El gas de combustión enfriado 130 se enfría aún más en el refrigerador 131 y se introduce en el recipiente de separación 132 separando el agua de combustión condensada como agua residual 133 del flujo de gas 134. Además de nitrógeno y oxígeno del aire de combustión 111, el flujo de gas 134 también contiene dióxido de carbono. Dado que la concentración de CO_2 en el gas 134 es considerablemente mayor que en el aire ambiente, éste puede añadirse al suministro de aire en la instalación de obtención de CO_2 y, de este modo, la separación de CO_2 de esta mezcla en la instalación de obtención de CO_2 puede tener lugar más rápidamente y con menor aporte de energía.
- 65

La **Fig. 4** muestra una representación esquemática de un ejemplo de realización de una electrólisis de vapor de agua a base de una SOEC (Solid Oxide Electrolysis Cell).

5 Para producir hidrógeno 150 en una electrólisis de vapor de agua 151 basada en una SOEC (Solid Oxide Electrolysis Cell), el vapor de agua 152 se precalienta de forma recuperadora frente a los gases de producto calientes oxígeno e hidrógeno y se descompone en oxígeno 154 e hidrógeno 150 a altas temperaturas con ayuda de la energía eléctrica 153 generada de manera regenerativa.

10 El calor que no se puede utilizar de manera recuperadora se disipa del flujo de hidrógeno con agua de refrigeración 155 y 156 así como del flujo de oxígeno con agua de refrigeración 157 y 158.

15 Así, si en la síntesis (Fig. 2 o Fig. 3) se utiliza una electrólisis de vapor de agua (Fig. 4) en lugar de una electrólisis de agua (41, 81), parte del exceso de calor 155, 156 y 157 y 158 procedente de la refrigeración del gas de producto de la electrólisis de vapor de agua 151 se utilizará como fuente de calor 14 para la desorción del dióxido de carbono.

Además están previstos acumuladores de calor para almacenar el calor procedente del proceso de electrólisis de vapor.

20 Si se utiliza una electrólisis de vapor de agua 151 para producir hidrógeno 44 u 84 en lugar de una electrólisis de agua 41 u 81, todo el vapor 61 o 122 generado en la síntesis se utiliza por regla general para producir hidrógeno. Esto significa que ninguna o sólo una pequeña proporción del vapor está disponible para suministrar calor para la desorción de CO₂.

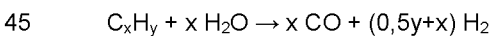
25 En este caso, una parte del flujo de calor 158 o 156 retirado para la refrigeración final del oxígeno 154 y del hidrógeno 150 de la electrólisis de vapor de agua puede utilizarse para el suministro de calor 14 de la desorción de CO₂.

Co-electrólisis para la síntesis de Fischer-Tropsch de manera correspondiente a la **Fig. 3 y Fig. 6:**

30 Para producir un gas de síntesis 91 que contenga monóxido de carbono e hidrógeno a partir de dióxido de carbono 86, agua 80 o vapor de agua 152 (de manera correspondiente a la Fig. 4) y gas residual 89, debe utilizarse una co-electrólisis (Co-SOC) 159 (de manera correspondiente a la Fig. 6) basada en una célula de electrólisis de óxido sólido (SOEC) en lugar de la electrólisis de agua 81 o la electrólisis de vapor de agua 151 (de manera correspondiente a la Fig. 4) y el proceso RWGS/de reformado 87, en la que la energía eléctrica 153 generada de manera regenerativa se utiliza para convertir el vapor de agua y el dióxido de carbono de una mezcla de vapor de agua y dióxido de carbono 35 160 en gas de síntesis 91 que contiene hidrógeno y monóxido de carbono y oxígeno 161.



40 Debido a la elevada temperatura en la co-electrólisis 159 de aprox. 850 °C, el gas residual 89, que contiene también metano y otros hidrocarburos no condensables además de hidrógeno y monóxido de carbono no convertidos en la síntesis, también se transforma en gas de síntesis, principalmente reformando los hidrocarburos con vapor de agua.



50 Por ejemplo, el dióxido de carbono 86 procedente de la instalación de obtención de CO₂ descrita en la Fig. 1 y el vapor de agua 73 (de manera correspondiente a la Fig. 3) pueden utilizarse para proporcionar la mezcla de vapor de agua y dióxido de carbono 160 para la co-electrólisis 159 de manera correspondiente al estado de la técnica a partir de la refrigeración de síntesis (por ejemplo, a partir de la publicación EP 2 491 998 A1). Como resultado, sin embargo, ya no habría vapor de agua disponible para la generación de calor en el intercambiador de calor 13 de la instalación de obtención de CO₂.

55 Por lo tanto, se propone de manera correspondiente a la **Fig. 5** que se enfríe la mezcla caliente de dióxido de carbono y vapor de agua extraída del recipiente 1 en el funcionamiento de regeneración mediante una bomba de vacío 168 adecuada con una proporción de vapor de agua en función de la humedad del aire en la adsorción de CO₂ en cada caso previa de 0,5 a 10, en particular de 2 a 5 kmol por kmol de dióxido de carbono en el refrigerador 16 sólo hasta tal punto que el flujo de dióxido de carbono 19 contenga todavía tanto vapor de agua como sea necesario para la posterior co-electrólisis 159 (de manera correspondiente a la Fig. 6) para producir un gas de síntesis 91 con una relación molar 60 H₂-CO necesaria para la síntesis.

65 La bomba de vacío 168 debe comprimir el gas 169, saturado de vapor de agua tras el refrigerador 16, sin condensación durante todo el proceso de compresión. La refrigeración intermedia sólo está permitida a este respecto en la medida en que no provoque condensación de agua. En una forma de realización a este respecto, es incluso deseable y ventajoso sobrecalentar el gas que contiene vapor de agua a través del proceso de compresión, de modo que no pueda producirse la condensación tan rápidamente después de la bomba de vacío 168 en el amortiguador 170 y las

tuberías hasta la co-electrólisis 159 (Fig. 6) debido a las pérdidas de calor.

En el caso de una configuración alternativa correspondiente por medio de una disposición de bomba de dos etapas, sin duda podría producirse al menos una refrigeración intermedia parcial.

5 El aislamiento y el posible calentamiento del equipo hasta una temperatura superior a la temperatura del punto de rocío de la mezcla de vapor de agua y dióxido de carbono son ventajosos para evitar la condensación hasta la co-electrólisis.

10 Las bombas de vacío adecuadas son por ejemplo compresores de pistón de funcionamiento en seco (no refrigerados) y compresores de tornillo.

Dado que la mezcla de dióxido de carbono y vapor de agua 171 se encuentra en el punto de rocío tras la refrigeración en el refrigerador 16, la temperatura 162 se utiliza como magnitud de referencia para controlar la proporción de vapor de agua en el dióxido de carbono en función de la presión 163 en la mezcla de gases.

En el punto de rocío se aplica:

$$p_D = p_s(t)$$

$$p_D + p_{CO_2} = p_{tot}$$

$$r_D = p_D / p_{tot}$$

25 con

p_D presión parcial del vapor en la mezcla de gases
 $p_s(t)$ presión de ebullición del vapor a la temperatura t
 r_D proporción molar o proporción volumétrica del vapor en la mezcla de gases
 p_{CO_2} presión parcial de CO_2 en la mezcla de gases
 p_{ges} presión total

Por ejemplo, se controla la cantidad de dióxido de carbono-vapor de agua que se introduce en el refrigerador 16 a través de una válvula de tres vías 164 y/o la capacidad de refrigeración del refrigerador 16.

A este respecto, el agua 172 condensada en el enfriador 16 debe separarse del flujo de gas 171 y separarse a través de un sistema de bloqueo de condensados 173 antes de la bomba de vacío 168.

Cualquier recalentamiento presente en el gas 19 aguas abajo de la bomba de vacío 168 puede utilizarse para saturar aún más el CO_2 con vapor de agua inyectando agua 174 precalentada externamente. La temperatura 175 y la presión 176 sirven como variables de referencia para la cantidad de agua. El exceso de agua 177 se descarga del recipiente 170 a través del purgador de condensado 178.

Si falta vapor para la co-electrólisis, ya que éste no puede ser cubierto completamente por la proporción de vapor de agua en el dióxido de carbono 19 y eventualmente por el agua 174 precalentada externamente, debe suministrarse adicionalmente vapor 166 a la co-electrólisis 159 desde una fuente externa.

En una realización alternativa de la instalación de obtención de dióxido de carbono, el funcionamiento de regeneración también puede llevarse a cabo mediante el lavado del recipiente 1 con vapor, ya sea con o sin un vacío que se aplica al mismo tiempo. En este sentido resulta igualmente una mezcla de dióxido de carbono-vapor de agua, que puede extraerse del recipiente 1 y que puede enfriarse en el refrigerador 16 hasta tal punto que el flujo de dióxido de carbono 19 todavía contenga tanto vapor de agua como sea necesario para la posterior co-electrólisis 159 (de manera correspondiente a la Fig. 6) para producir un gas de síntesis 91 con una relación molar H_2 -CO necesaria para la síntesis.

Co-electrólisis para la producción de metano (Fig. 2 y Fig. 7):

En la Fig. 7 se muestra una co-electrólisis 159 para generar un gas de síntesis 167 que contiene CO y H_2 y oxígeno 161 a partir de una mezcla de H_2O - CO_2 160 procedente de la obtención de CO_2 con ayuda de energía eléctrica 153 generada de manera regenerativa.

A diferencia de la Fig. 2, donde el dióxido de carbono 46 y el hidrógeno 44 procedentes de la electrólisis 41 se utilizan para la producción de metano 57 según la siguiente reacción



la conversión de monóxido de carbono e hidrógeno del gas de síntesis 167 en metano se realiza en la Fig. 7 según la

siguiente reacción:



5 La generación de metano a partir de monóxido de carbono e hidrógeno es el estado de la técnica.

En general, la presente invención presenta otras ventajas, a saber:

10 Mediante la reducción de la refrigeración del dióxido de carbono desorbido y con ello la obtención del vapor de agua de la humedad del aire en el dióxido de carbono de la instalación de obtención de CO₂, puede retenerse una parte del calor utilizado para la desorción de dióxido de carbono y agua (evaporación) principalmente en forma de vapor de agua y utilizarse para la generación de hidrógeno junto con monóxido de carbono a partir de dióxido de carbono en una co-electrólisis a base de SOEC.

15 A este respecto, esto se evita mediante la refrigeración de agua residual producida (condensado) y el uso de agua adicional para la generación de hidrógeno en la electrólisis.

20 Además, se ahorra calor adicional para la evaporación del agua en una electrólisis de agua, que debe suministrarse mediante energía eléctrica, o para la evaporación externa del agua antes de una electrólisis de vapor de agua, lo que aumenta la eficacia del proceso global.

El uso de una co-electrólisis en lugar de una electrólisis y de un proceso RWGS para generar gas de síntesis reduce las etapas de procedimiento necesarias para generar gas de síntesis a una etapa de electrólisis, lo que supone un ahorro en equipos y, por tanto, una reducción de los costes de inversión.

25 Mediante la generación *in situ* de los componentes del gas de síntesis CO y H₂ en la co-electrólisis a una temperatura se evitan refrigeraciones intermedias y se reduce las pérdidas de calor, lo que conduce a un aumento de la eficiencia de la generación de gas de síntesis y a un aumento adicional de la eficiencia del proceso global y, por tanto, a una reducción de los costes de funcionamiento.

30 Otro ejemplo de realización:

A continuación se realiza la descripción de la invención por medio de un ejemplo de realización específico con referencia a los siguientes diagramas 1 a 6 y las figuras 1 a 4 explicadas anteriormente:

35 Una instalación para la obtención de dióxido de carbono del aire ambiente se acoplará a una instalación para la generación de metano a partir de dióxido de carbono e hidrógeno, producidos por medio de electrólisis de agua y electricidad generada de manera regenerativa.

40 La instalación de obtención de CO₂ tiene una producción anual de 1.000 t de CO₂/a, lo que corresponde a una producción de 125 kg de CO₂/h con una utilización anual de la instalación de 8.000 horas.

La demanda de CO₂ de la instalación de metanización debe fluctuar entre 50 kg de CO₂/h y 175 kg de CO₂/h en función de la cantidad de electricidad excedentaria generada de manera regenerativa en la red de distribución eléctrica.

45 Para compensar las fluctuaciones de carga, se utilizan dos acumuladores de presión de CO₂ y un acumulador Ruth para almacenar el vapor de la síntesis.

Los tamaños de los acumuladores son:

Acumulador de CO ₂ (25):	10 m ³	Presión de trabajo: 20...25 bara
Acumulador de CO ₂ (31):	10 m ³	Presión de trabajo: 20...50 bara
Acumulador Ruth (67):	12,7 m ³	Presión de trabajo: 2...25 bara

50 Los parámetros de la instalación, a saber, la posición de las válvulas 29, 30, 37, el estado de los compresores 23 y 32, la presión en los recipientes 25 y 31, la cantidad de vapor en exceso, la presión en el acumulador Ruth 67 así como la energía almacenada en el acumulador Ruth 67 se muestran en los diagramas 1 a 6 como función del tiempo.

55 En el caso de carga nominal de ambas instalaciones (125 kg de CO₂/h), la demanda de vapor de la instalación de obtención de CO₂ asciende a 338 kg/h o la generación de vapor de la instalación de metano asciende a 243 kg/h, es decir, la instalación de generación de metano sólo puede cubrir aproximadamente el 72 % de la demanda de vapor de la instalación de obtención de CO₂.

60 A continuación, se supone que un proveedor externo proporciona un suministro básico constante de vapor para la instalación de obtención de CO₂ de 95 kg/h. En el caso de carga nominal de ambas instalaciones, el vapor adicional

ES 2 996 059 T3

procedente de la generación de metano cubre así la demanda de vapor de la generación de CO₂.

En el momento 0, ambas instalaciones funcionan con carga nominal (125 kg de CO₂/h). El estado de la instalación es:

- Cantidad de CO ₂ producida de la instalación de obtención de CO ₂ :	125 kg/h
- Demanda de CO ₂ de la instalación de generación de metano:	125 kg/h
- Posición de las válvulas	29: cerrada
	30: abierta
	37: cerrada
- Estado de los compresores	23: en funcionamiento
	32: no en funcionamiento
- Presión en los recipientes	25: 25 bara
	31: 50 bara
- Cantidad de vapor en exceso:	0 kg/h
- Presión en el acumulador Ruth	67: 2 bara

- energía almacenada en el acumulador Ruth 67: (calor residual, no utilizable) 1.060,5 kWh

5 Los amortiguadores de gas 25 y 31 están ambos cargados. El CO₂ producido se cuasi empuja a través del recipiente 25 por el compresor 23 y se pone a disposición para la metanización (Fig. 2).

10 La presión en el acumulador Ruth ha bajado hasta la presión de descarga. El vapor generado en la metanización se pone inmediatamente a disposición de la generación de CO₂ y cubre allí la demanda actual de vapor.

Del tiempo 0 al tiempo 1, la producción de la metanización aumenta hasta 175 kg CO₂/h durante 2,38 horas.

15 El estado de la instalación es entonces:

- Cantidad de CO ₂ producida de la instalación de obtención de CO ₂ :	125 kg/h
- Demanda de CO ₂ de la instalación de generación de metano:	175 kg/h
- Posición de las válvulas	29: cerrada
	30: abierta
	37: cerrada
- Estado de los compresores	23: en funcionamiento
	32: no en funcionamiento
- Presión en los recipientes	25: 20 bara
	31: 50 bara
- Cantidad de vapor en exceso:	97,2 kg/h
- Presión en el acumulador Ruth	67: 3,23 bara
- energía almacenada en el acumulador Ruth 67:	1.240,5 kWh

20 La presión en el amortiguador de gas 25 ha bajado hasta 20 bara como consecuencia de la mayor demanda. El aumento de la producción de vapor de 97,2 kg/h conduce a un aumento de la presión en el acumulador Ruth hasta 3,23 bara.

Del tiempo 1 al tiempo 2, la producción de la metanización se mantiene constante en 175 kg de CO₂/h durante 17,03 horas (19,41 horas en términos absolutos).

El estado de la instalación es:

ES 2 996 059 T3

- Cantidad de CO ₂ producida de la instalación de obtención de CO ₂ :		125 kg/h
- Demanda de CO ₂ de la instalación de generación de metano:		175 kg/h
- Posición de las válvulas	29:	cerrada
	30:	abierta
	37:	abierta
- Estado de los compresores	23:	en funcionamiento
	32:	no en funcionamiento
- Presión en los recipientes	25:	20 bara
	31:	20 bara
- Cantidad de vapor en exceso:		97,2 kg/h
- Presión en el acumulador Ruth	67:	25 bara
- energía almacenada en el acumulador Ruth 67:		2.528,4 kWh

5 La presión en el amortiguador de gas 31 ha bajado igualmente hasta 20 bara como consecuencia de la mayor demanda. El aumento de la producción de vapor de 97,2 kg/h conduce a un aumento de la presión en el acumulador Ruth hasta 25 bara. En el acumulador Ruth se ha alcanzado su valor máximo de presión.

Del tiempo 2 al tiempo 3, la producción de la metanización se reduce hasta 50 kg CO₂/h durante 1,59 horas (21,0 horas en términos absolutos).

10 El estado de la instalación es:

- Cantidad de CO ₂ producida de la instalación de obtención de CO ₂ :		125 kg/h
- Demanda de CO ₂ de la instalación de generación de metano:		50 kg/h
- Posición de las válvulas	29:	cerrada
	30:	abierta
	37:	cerrada
- Estado de los compresores	23:	en funcionamiento
	32:	no en funcionamiento
- Presión en los recipientes	25:	25 bara
	31:	20 bara
- Cantidad de vapor en exceso:		-145,8 kg/h
- Presión en el acumulador Ruth	67:	20,6 bara
- energía almacenada en el acumulador Ruth 67:		2.348,6 kWh

15 La presión en el amortiguador de gas 25 ha vuelto a subir hasta 25 bara debido a la demanda de CO₂ más baja en la metanización. La presión en el amortiguador de gas 31 asciende aún a 20 bara. La producción de vapor más baja en la metanización conduce a una extracción de vapor del acumulador Ruth de 145,8 kg/h. Debido a ello se reduce la presión hasta 20,6 bara.

20 Del tiempo 3 al tiempo 4, la producción de la metanización permanece constante en 50 kg de CO₂/h durante 11,35 horas (32,35 horas en términos absolutos).

El estado de la instalación es:

- Cantidad de CO ₂ producida de la instalación de obtención de CO ₂ :		125 kg/h
- Demanda de CO ₂ de la instalación de generación de metano:		50 kg/h

- Posición de las válvulas	29: cerrada
	30: abierta
	37: cerrada
- Estado de los compresores	23: en funcionamiento
	32: en funcionamiento
- Presión en los recipientes	25: 25 bara
	31: 50 bara
- Cantidad de vapor en exceso:	-145,8 kg/h
- Presión en el acumulador Ruth	67: 2,3 bara
- energía almacenada en el acumulador Ruth 67:	1.101,3 kWh

El compresor 32 amortigua el recipiente 31 con la cantidad en exceso de CO₂ de nuevo hasta 50 bara.

5 La producción de vapor más baja en la metanización conduce a una extracción de vapor adicional del acumulador Ruth de 145,8 kg/h. Debido a ello se reduce la presión hasta 2,3 bara.

10 Con ello se consigue de nuevo el estado inicial y el ciclo puede comenzar de nuevo. La presión ligeramente superior en el acumulador Ruth se debe a que el vapor se suministra con una entalpía específicamente superior a la que se descarga. Este efecto se compensa con las pérdidas de calor que se producen en la práctica y/o con refrigeradores adicionales.

15 Los intervalos de tiempo se seleccionaron en este caso de modo que los acumuladores estuvieran completamente cargados en cada caso y a continuación completamente descargados. En la práctica, los ciclos temporales serán diferentes en función de la cantidad de electricidad excedentaria, de modo que los acumuladores sólo alcanzan estados intermedios.

Cuando se utiliza una síntesis de Fischer-Tropsch, se genera una cantidad de vapor similar a la de la metanización.

20 Si se utiliza el calor de la electrólisis de vapor de agua, incluso de forma adicional, puede cubrir aproximadamente el 35 % de la demanda de calor para la desorción.

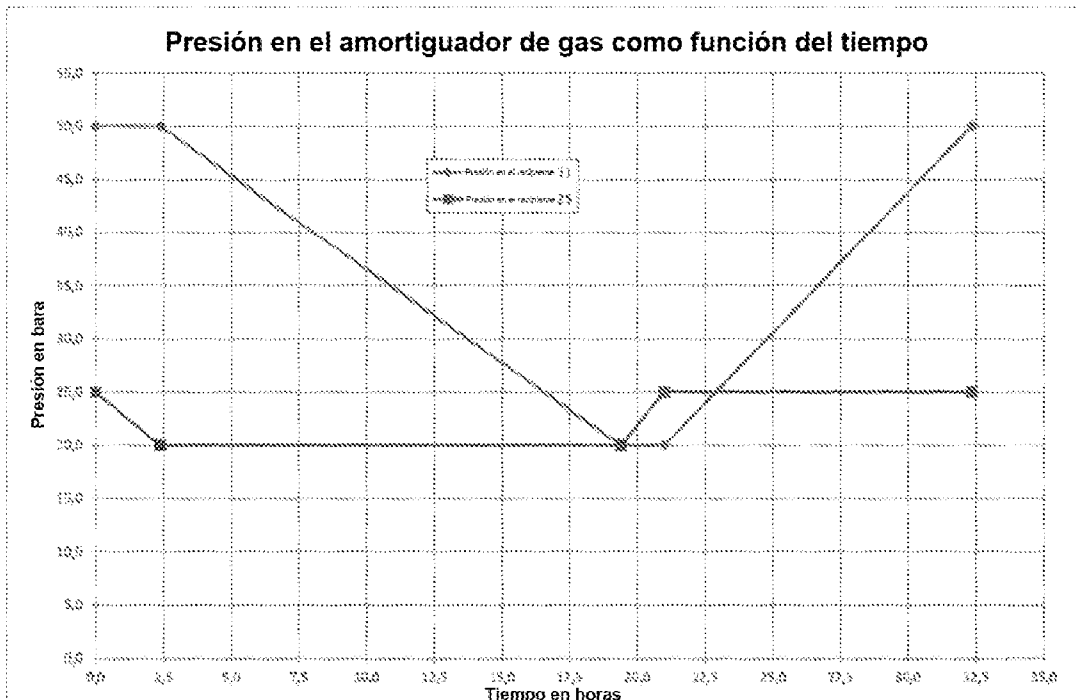


Diagrama 1

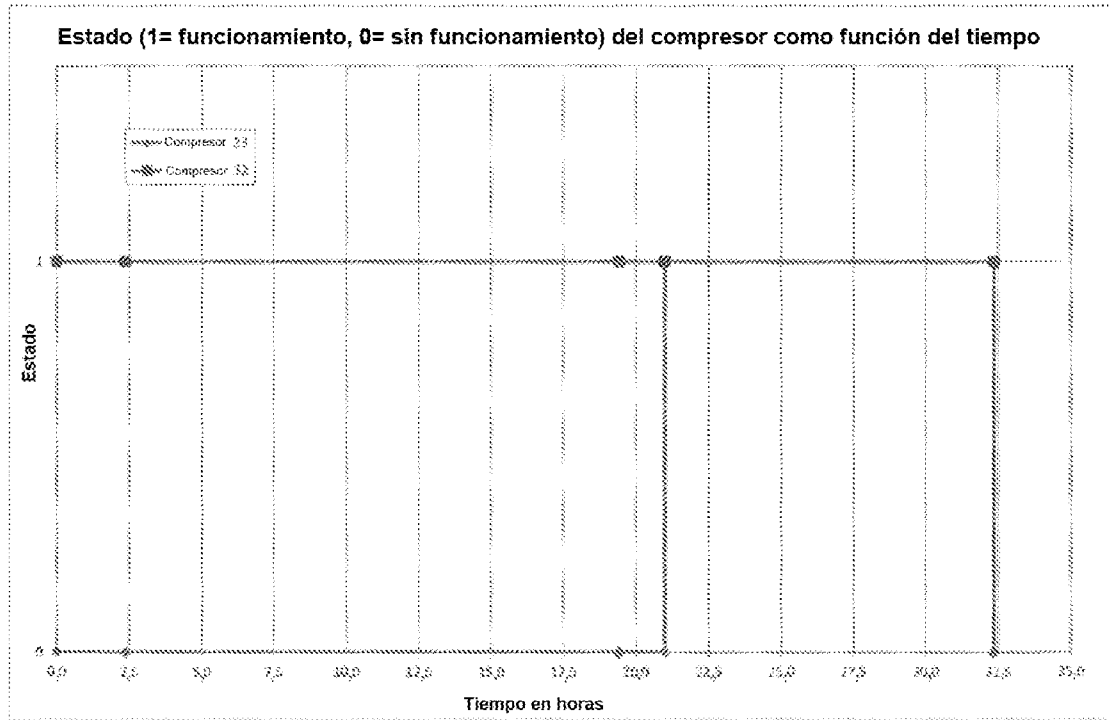


Diagrama 2

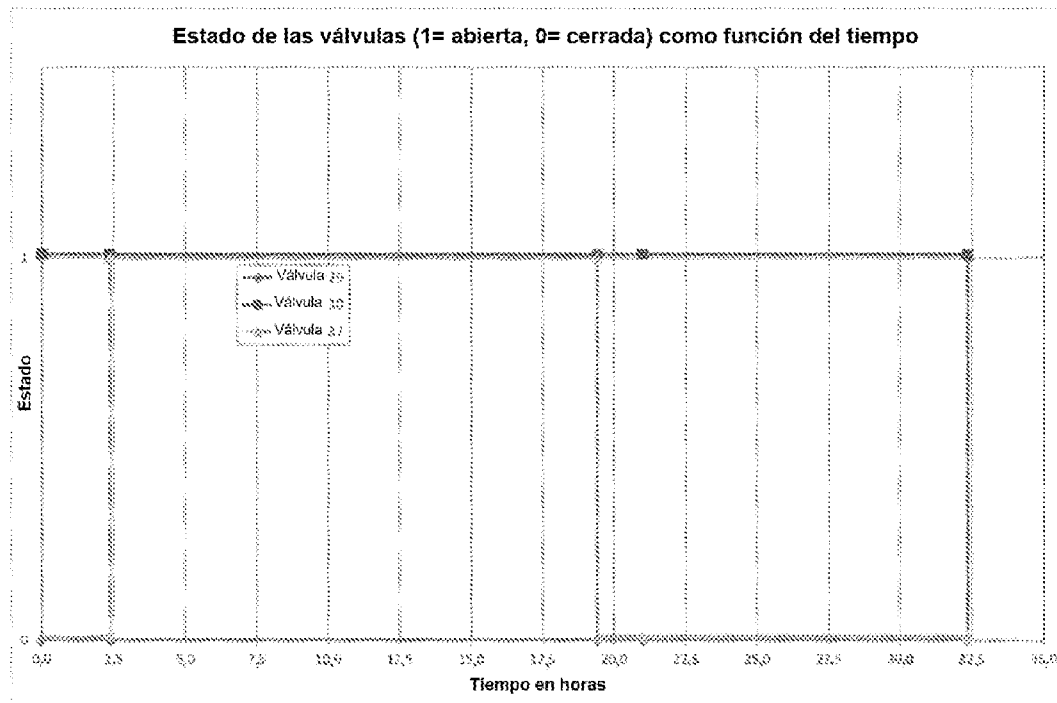


Diagrama 3

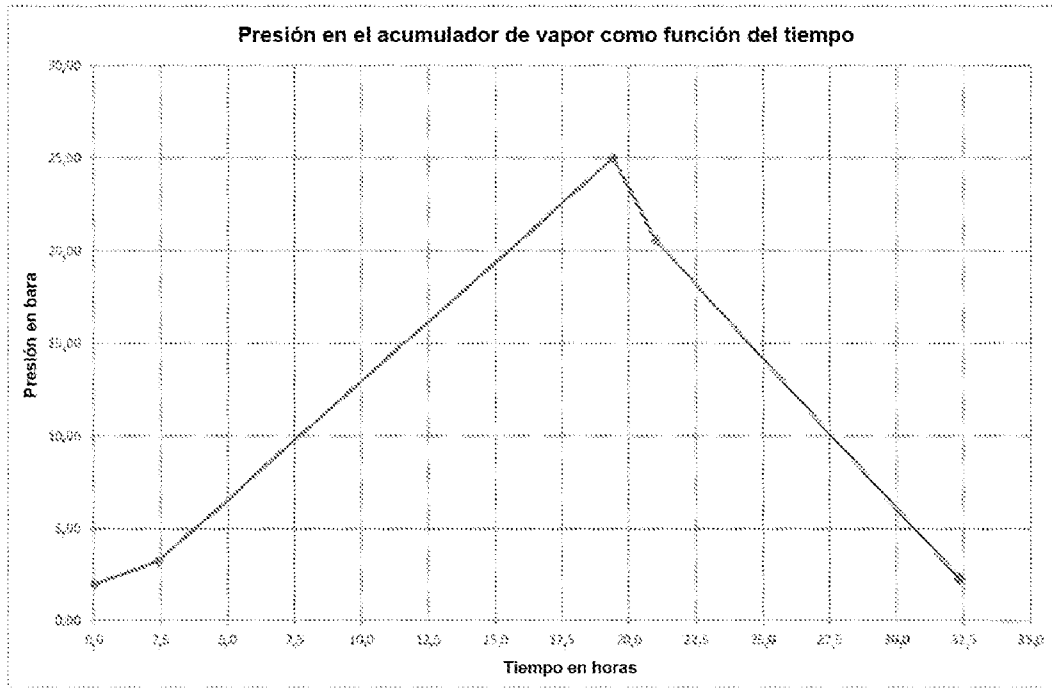


Diagrama 4

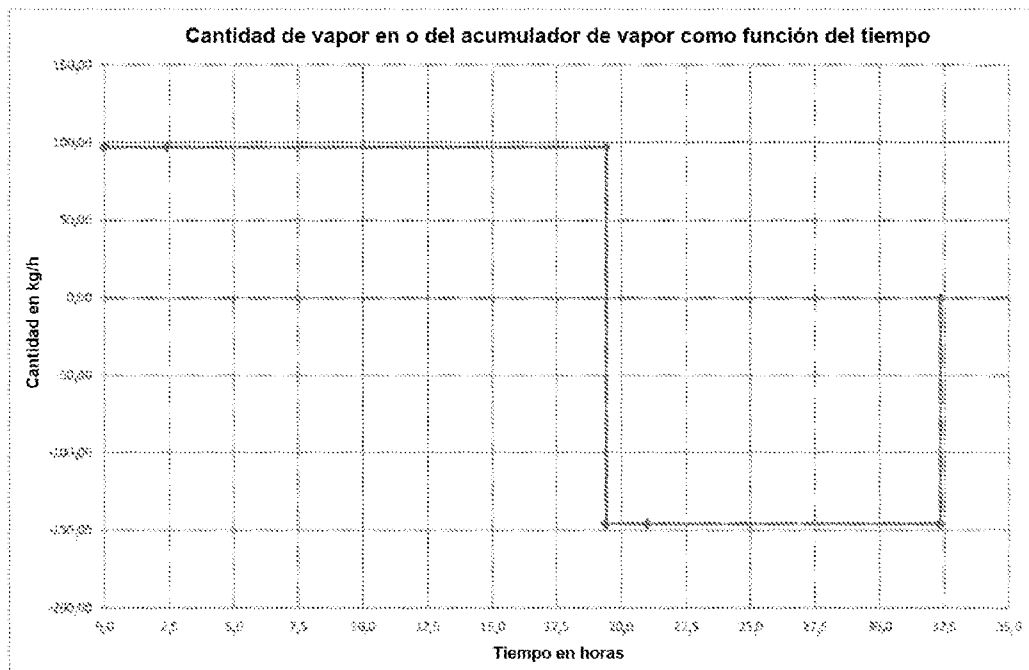


Diagrama 5

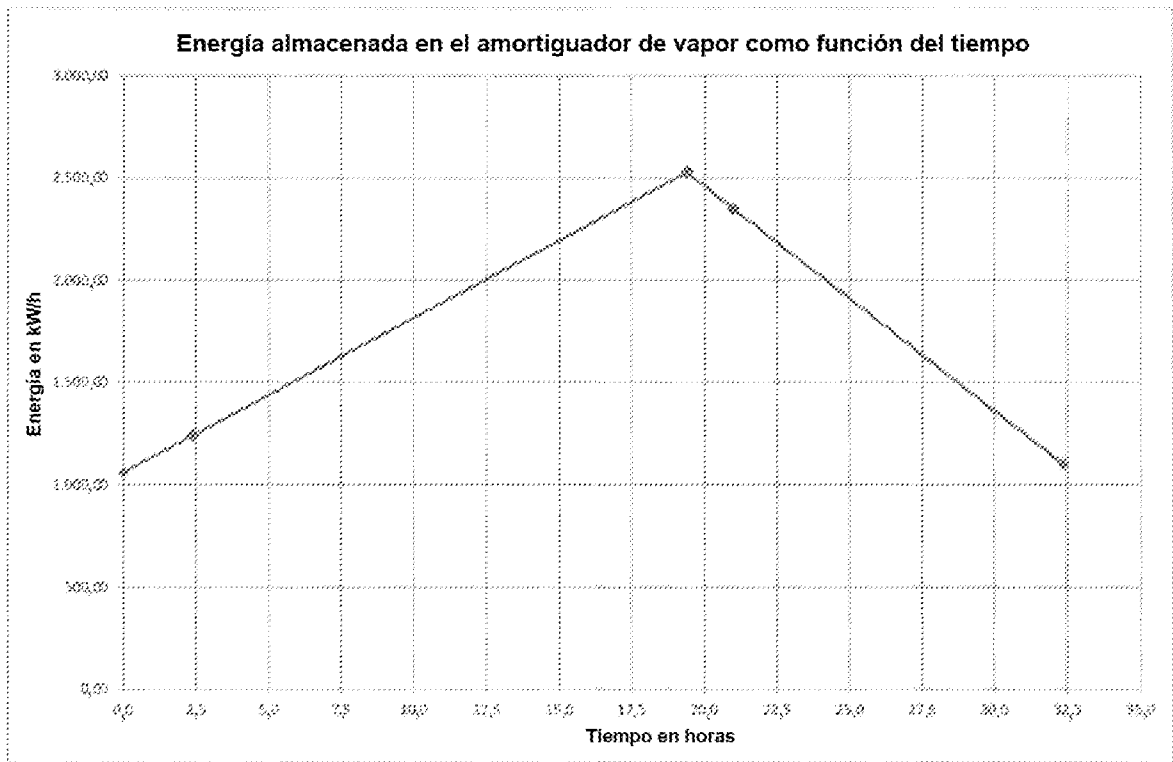


Diagrama 6

Lista de referencias

Fig. 1	Instalación de obtención de dióxido de carbono	31	Acumulador a largo plazo
Fig. 2	Instalación de síntesis de metano	32	Compresor
Fig. 3	Instalación de síntesis de Fischer-Tropsch	33	Refrigerador
Fig. 4	Electrólisis de vapor de agua (SOEC)	34	Condensado
1	Recipiente con material adsorbente	35	Purgador de condensado
2	Soplador	36	Presión
3	Aire ambiente	37	Válvula de regulación
4	Superficie de intercambiador de calor	40	Agua desionizada
5	Líquido refrigerante	41	Aparato de electrólisis
6	Torre de refrigeración	42	Energía eléctrica
7	Agua	43	Oxígeno
8	Recipiente de refrigerante	44	Hidrógeno
9	Bomba de refrigerante	45	Compresor
10	Recipiente de medio calefactor	46	Dióxido de carbono
11	Líquido calefactor	47	Gas mezclado
12	Bomba del medio calefactor	48	Reactor de síntesis
13	Intercambiador de calor	49	Catalizador
14	Fuente de calor / calor	50	Circuito de agua en ebullición
15	Compresor de anillo líquido	51	Gas de reacción

ES 2 996 059 T3

16	Torre de refrigeración	52	Intercambiador de calor
17	Condensado	53	Refrigerador
18	Recipiente de separación	54	Mezcla de gases
19	Dióxido de carbono	55	Separador
20	Condensado	56	Agua de reacción
21	Agua de refrigeración	57	Metano
22	Refrigerador	58	Tambor de vapor
23	Compresor	59	Bomba
24	Refrigeración del gas	60	Agua en ebullición que contiene vapor
25	Amortiguador de gas	61	Vapor saturado
26	Condensado de agua	62	Disipador de calor
27	Purgador de condensado	63	Agua de alimentación
28	Presión del recipiente	64	Bomba
29	Válvula de regulación	65	Pérdida de condensado de vapor
30	Válvula de regulación	66	Agua de alimentación
70	Vapor	109	Gas
71	Válvula de mariposa	110	Equipo de combustión
72	Presión	111	Aire
73	Vapor calefactor	112	Gas de combustión
74	Válvula de mariposa	113	Procesamiento del producto
75	Cantidad de vapor diferencial	114	Cera
76	Condensado de vapor	115	Diésel
80	Agua desionizada	116	Nafta
81	Aparato de electrólisis	117	Gas hidrocarburo ligero
82	Energía eléctrica	118	Gas residual
83	Oxígeno	119	Tambor de vapor
84	Hidrógeno	120	Bomba
85	Compresor	121	Agua en ebullición
86	Dióxido de carbono	122	Vapor saturado
87	Proceso RWGS/de reformado	123	Disipador de calor
88	Compresor	124	Condensado de vapor
89	Gas residual	125	Bomba
90	Energía eléctrica	126	Pérdida de condensado de vapor
91	Gas de síntesis	127	Agua de alimentación
92	Refrigeración	128	Intercambiador de calor
93	Condensado	129	Calor
94	Compresor	130	Gas de combustión
95	Gas circulante	131	Refrigerador
96	Reactor de Fischer-Tropsch	132	Recipiente de separación
97	Catalizador	133	Agua residual

ES 2 996 059 T3

98	Circuito de agua en ebullición	134	Flujo de gas
99	Producto de reacción	150	Hidrógeno
100	Separador de alta temperatura	151	Electrólisis de vapor de agua
101	Hidrocarburo líquido	152	vapor de agua
102	Gas que contiene hidrocarburos	153	Energía eléctrica
103	Refrigerador	154	Oxígeno
104	Recipiente de separación	155	Calor en exceso
105	Agua de reacción	156	Calor en exceso
106	Hidrocarburo líquido	157	Calor en exceso
107	Gas residual	158	Calor en exceso
108	Flujo parcial de gas residual	159	Co-electrólisis
160	Mezcla de CO ₂ -vapor	170	Recipiente
161	Oxígeno	171	CO ₂ saturado de vapor de agua con condensado
162	Temperatura		
163	Presión	172	Condensado
164	Válvulas	173	Sistema de esclusas
165	Válvulas	174	Agua adicional precalentada
166	Vapor adicional	175	Temperatura
167	Gas de síntesis	176	Presión
168	Bomba de vacío	177	Condensado, agua en exceso
169	CO ₂ saturado de vapor de agua	178	Purgador de condensado

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de producción de metano producido sintéticamente (57) / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos (114, 115, 116, 117),

5 en donde para ello se combinan hidrógeno (44, 84, 150) procedente de una disposición de electrólisis (41, 81, 151) accionada con ayuda de energía eléctrica generada de manera regenerativa y el dióxido de carbono (19, 46, 86) en una síntesis de metano (Fig. 2 - 48) o de Fischer-Tropsch (Fig. 3 - 96) u otra síntesis de hidrocarburos,

caracterizado por que

10 el dióxido de carbono (19, 46, 86) se produce a partir de un flujo de aire ambiente (3, 134) por medio de una instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1), en donde el dióxido de carbono (19, 46, 86) se adsorbe en primer lugar del flujo de aire ambiente (3, 134) en la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) por medio de un material de adsorción y se obtiene por medio de un procedimiento de alternancia de temperatura y vacío,

15 en donde para invertir el proceso de adsorción y con ello liberar el dióxido de carbono adsorbido (19, 46, 86) se realiza una desorción térmica, en donde para ello se introduce calor (14 a través de 11) en el material adsorbente (1) y este calor se extrae, al menos parcialmente, de la síntesis exotérmica de metano (Fig. 2 - 48) o de Fischer-Tropsch (Fig. 3 - 96) o de otra síntesis de hidrocarburos adecuada y/o de la disposición de electrólisis (41, 81, 151).

20 2. Procedimiento de producción según la reivindicación 1,

caracterizado por que

el calor (14) se extrae del vapor (61, 70, 122) producido en el proceso de síntesis.

25 3. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones 1 o 2,

caracterizado por que

la disposición de electrólisis (41, 81, 151) es una electrólisis de vapor de agua (151) (SOEC) que funciona con energía eléctrica generada de manera regenerativa y el calor generado se extrae de la refrigeración (155, 156, 157, 158) de un flujo de gas de oxígeno y/o hidrógeno para invertir (14 a través de 11) el proceso de adsorción.

30 4. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones anteriores,

caracterizado por que

35 el gas residual (109) en exceso y/o no utilizable que se produce en el procedimiento de producción se quema (110) y un gas de combustión (112) que se forma se utiliza de manera material (130, 134) y/o de manera energética (129), en donde para ello se usa el calor (129) del gas de combustión para invertir el proceso de adsorción (14 a través de 11) y/o el gas de combustión (112) se usa como aditivo (134) en el flujo de aire ambiente (3).

5. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones 1 a 4,

caracterizado por que

40 el calor residual de baja temperatura con temperaturas por debajo de 80 °C se usa para la regeneración del agua adsorbida en la instalación de obtención de carbono (Fig. 1).

6. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones anteriores,

caracterizado por que

45 se usa un proceso de bomba de calor para aumentar la temperatura del calor procedente del proceso de síntesis (61, 122) y/o el aprovechamiento de gas residual (129) y/o la refrigeración en la electrólisis (155, 156, 157, 158) y/u otros calores residuales de proceso.

7. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones anteriores,

caracterizado por que

50 la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) se hace funcionar de manera continua, en donde la demanda de dióxido de carbono del proceso de síntesis (Fig. 2, Fig. 3) se realiza de manera discontinua debido a las fluctuaciones de la energía eléctrica (42, 82, 90, 153) disponible generada de manera regenerativa y el dióxido de carbono (19, 46, 86) obtenido se almacena temporalmente en un acumulador intermedio (25, 31),
55 en donde la amortiguación intermedia del dióxido de carbono (19, 46, 86) se realiza preferentemente en un acumulador a corto plazo (25) y un acumulador a largo plazo (31) conectado en paralelo a éste de manera que funciona con una presión superior, en donde la amortiguación intermedia a largo plazo se realiza licuando el dióxido de carbono (19, 46, 86).

60 8. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones anteriores,

caracterizado por que

65 el proceso de síntesis (Fig. 2, Fig. 3) se realiza de manera discontinua debido a las fluctuaciones de la energía eléctrica (42, 82, 92, 153) disponible generada de manera regenerativa y el calor utilizable (61, 122) para la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) se almacena temporalmente en un acumulador intermedio (67).

9. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones anteriores,
caracterizado por que

el agua obtenida de la atmósfera durante el funcionamiento de la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) se utiliza para la electrólisis (41, 81, 151).

5 10. Procedimiento de producción según una de las reivindicaciones anteriores,
caracterizado por que
adicionalmente a hidrógeno (44, 84, 150) se obtiene aún monóxido de carbono a partir de dióxido de carbono (19, 46, 86) con ayuda de la disposición de electrólisis (41, 81, 151, 159) accionada con energía eléctrica generada de manera regenerativa.

11. Procedimiento de producción según la reivindicación 10,
caracterizado por que

la disposición de electrólisis (41, 81, 151, 159) es una electrólisis de vapor de agua (151), en donde el vapor se obtiene directamente de la mezcla de dióxido de carbono-vapor de agua extraída del recipiente (1) durante el funcionamiento de regeneración de la instalación de recuperación de CO₂, sin que el vapor de agua se condense mientras tanto.

12. Instalación de producción para la producción de metano producido sintéticamente (57) / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos (114, 115, 116, 117), en particular para realizar el procedimiento de producción según una de las reivindicaciones precedentes, con:

- una disposición de electrólisis (41, 81, 151) accionada con energía eléctrica (42, 82, 153) generada de manera regenerativa para la producción de hidrógeno (44, 84, 150),
- una instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) para la producción de dióxido de carbono (19, 46, 86) a partir de un flujo de aire ambiente (3, 134), en donde la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1) funciona con un material adsorbente que libera de nuevo el dióxido de carbono unido por medio de un procedimiento de alternancia de temperatura-vacío y
- una síntesis de metano (Fig. 2) o de Fischer-Tropsch (Fig. 3) u otra síntesis de hidrocarburos para sintetizar hidrógeno (44, 84, 150) y dióxido de carbono (19, 46, 86) en metano (57) / hidrocarburos gaseosos y/o líquidos (114, 115, 116, 117),

en donde

están previstos medios de suministro de calor (4, 10, 11, 12, 13, 14, 128) y/o acumuladores de calor (67) para suministrar y/o almacenar temporalmente calor de la síntesis (61, 122) y/o calor de la disposición de electrólisis (155, 156, 157, 158) y/o calor de un equipo de combustión para gases residuales (129) procedentes del proceso de síntesis a la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1 a través de 14), en donde el calor (14 a través de 11) se aprovecha para realizar la desorción térmica.

13. Instalación de producción según la reivindicación 12,

caracterizada por que

en el reactor de síntesis de metano (48) o de Fischer-Tropsch (96) o en el reactor de otra síntesis de hidrocarburos adecuada está previsto un tambor de vapor (58, 119) para evacuar el calor de reacción para separar el agua en ebullición (60, 121) que contiene vapor que abandona el reactor de síntesis (48, 96) en agua en ebullición (50, 98) y vapor saturado (61, 122), en donde están previstos medios de suministro del vapor saturado (61, 122) a un intercambiador de calor (14) de un circuito de medio calefactor (11) de la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1).

14. Instalación de producción según una de las reivindicaciones 12 o 13,

caracterizada por que

la disposición de electrólisis (41, 81, 151, 159) es una electrólisis de vapor (151) (SOEC), en donde están previstos medios de suministro (155, 156, 157, 158) para transportar calor desde un refrigeración del flujo de hidrógeno (154)/oxígeno (150) formado a un intercambiador de calor (14) de un circuito de medio calefactor (11) de la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1).

15. Instalación de producción según una de las reivindicaciones 12 a 14,

caracterizada por que

está prevista una disposición de bomba de calor para aumentar la temperatura del calor residual utilizable procedente de la disposición de electrólisis (155, 156, 157, 158), el reactor de síntesis (61, 122) y/o el equipo de combustión (129) para gases residuales

y/o

están previstos medios de almacenamiento (25, 31) para almacenar y alimentar a la síntesis de metano (Fig. 2) o Fischer-Tropsch (Fig. 3) o a otra síntesis de hidrocarburos adecuada el dióxido de carbono (19, 46, 86) producido continuamente en la instalación de obtención de dióxido de carbono (Fig. 1).

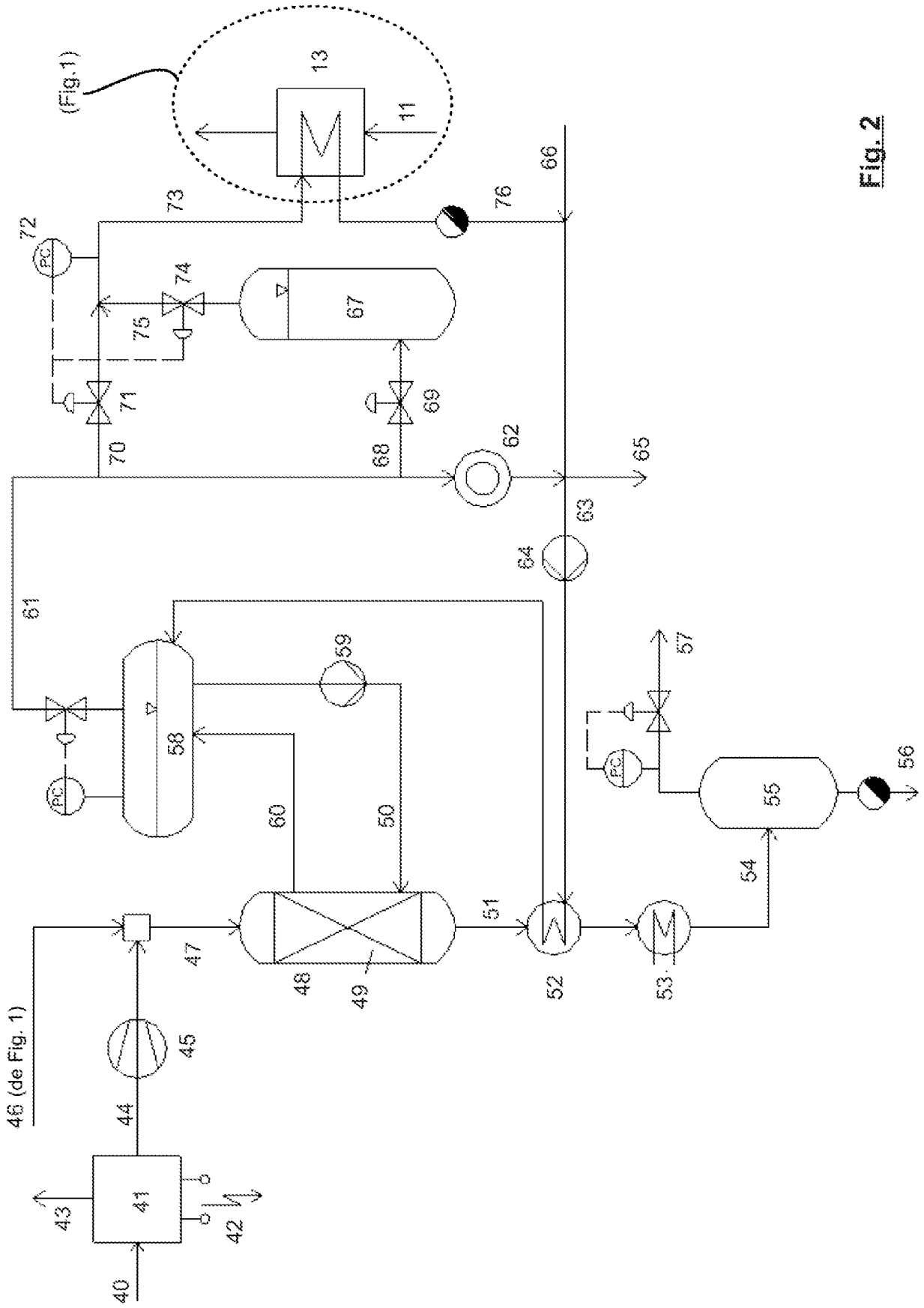


Fig. 2

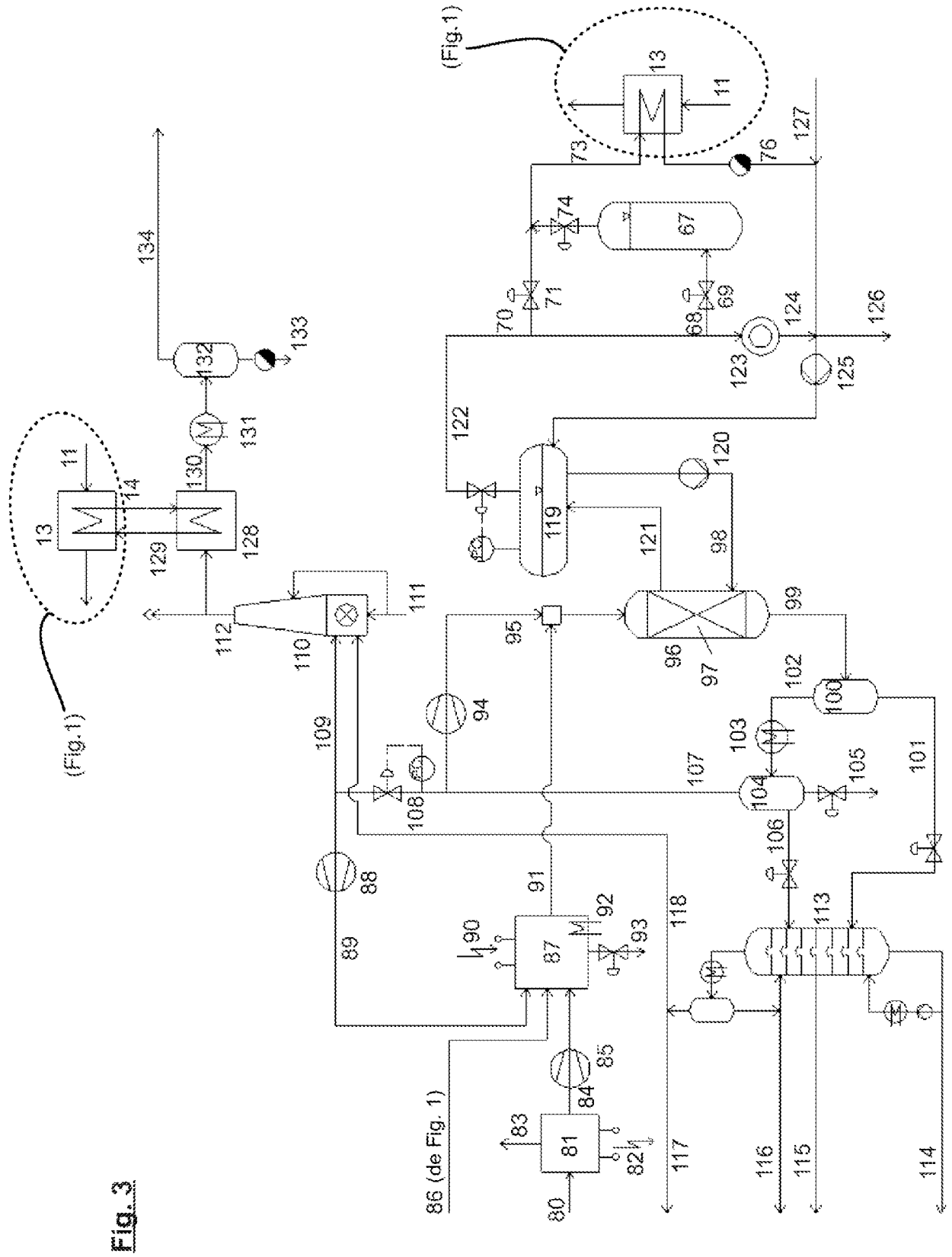


Fig. 3

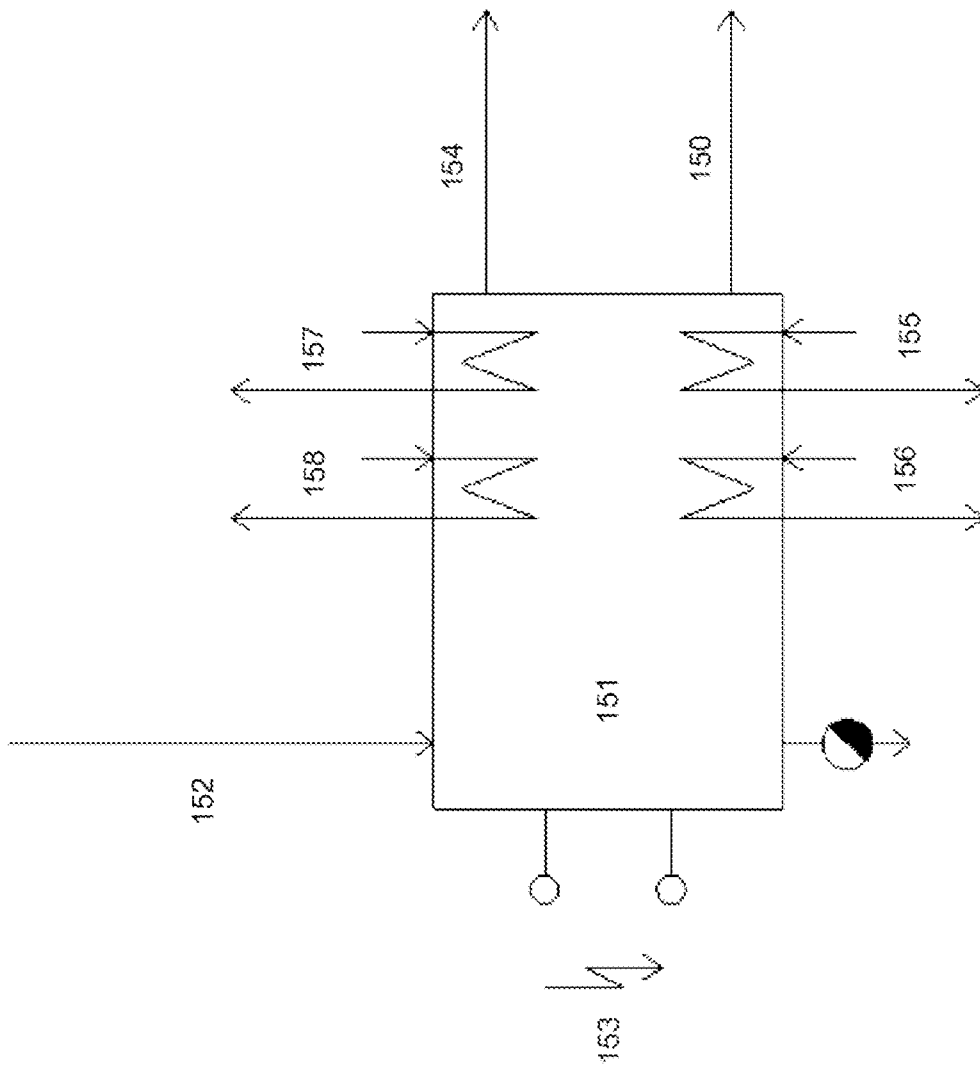


Fig. 4

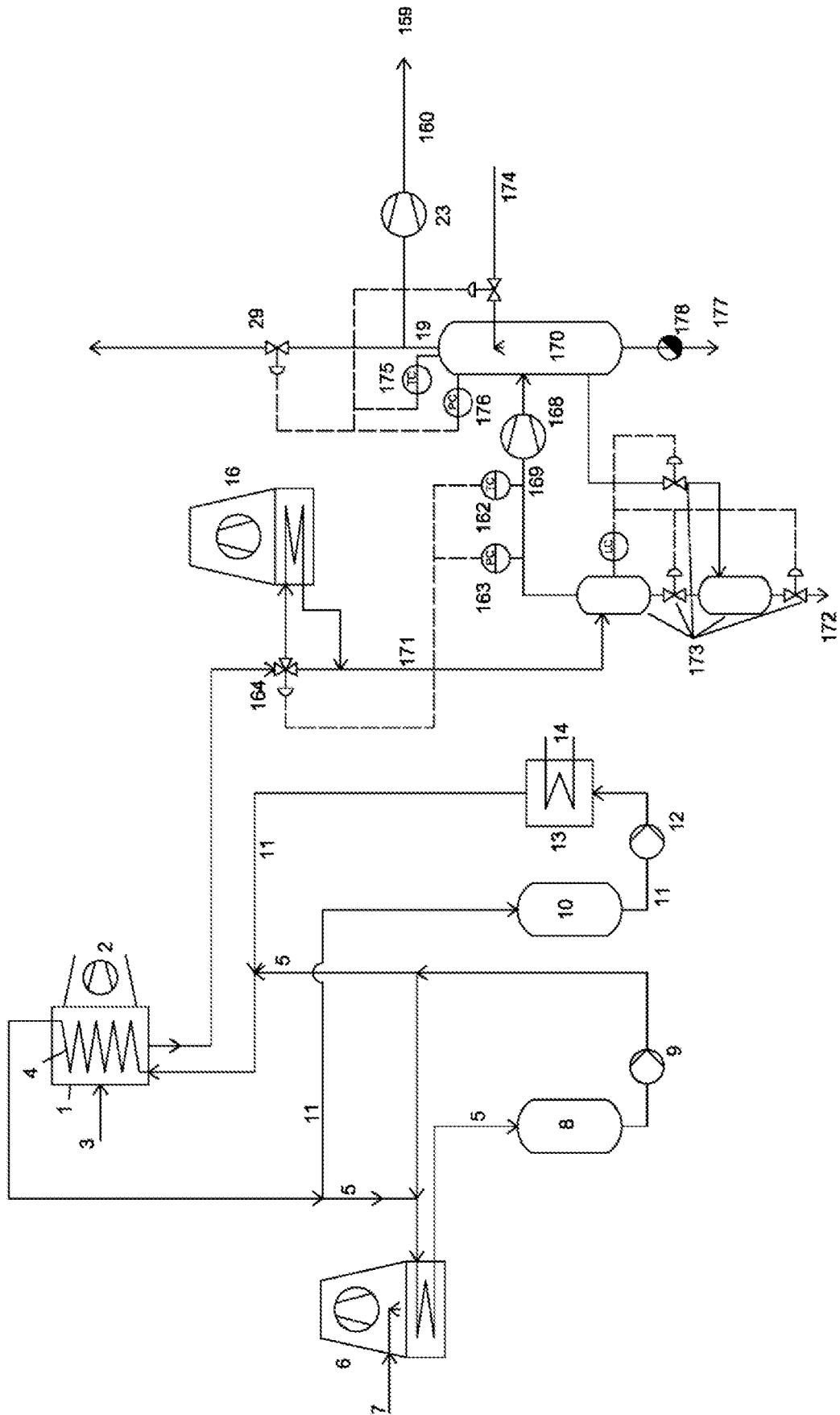


Fig. 5

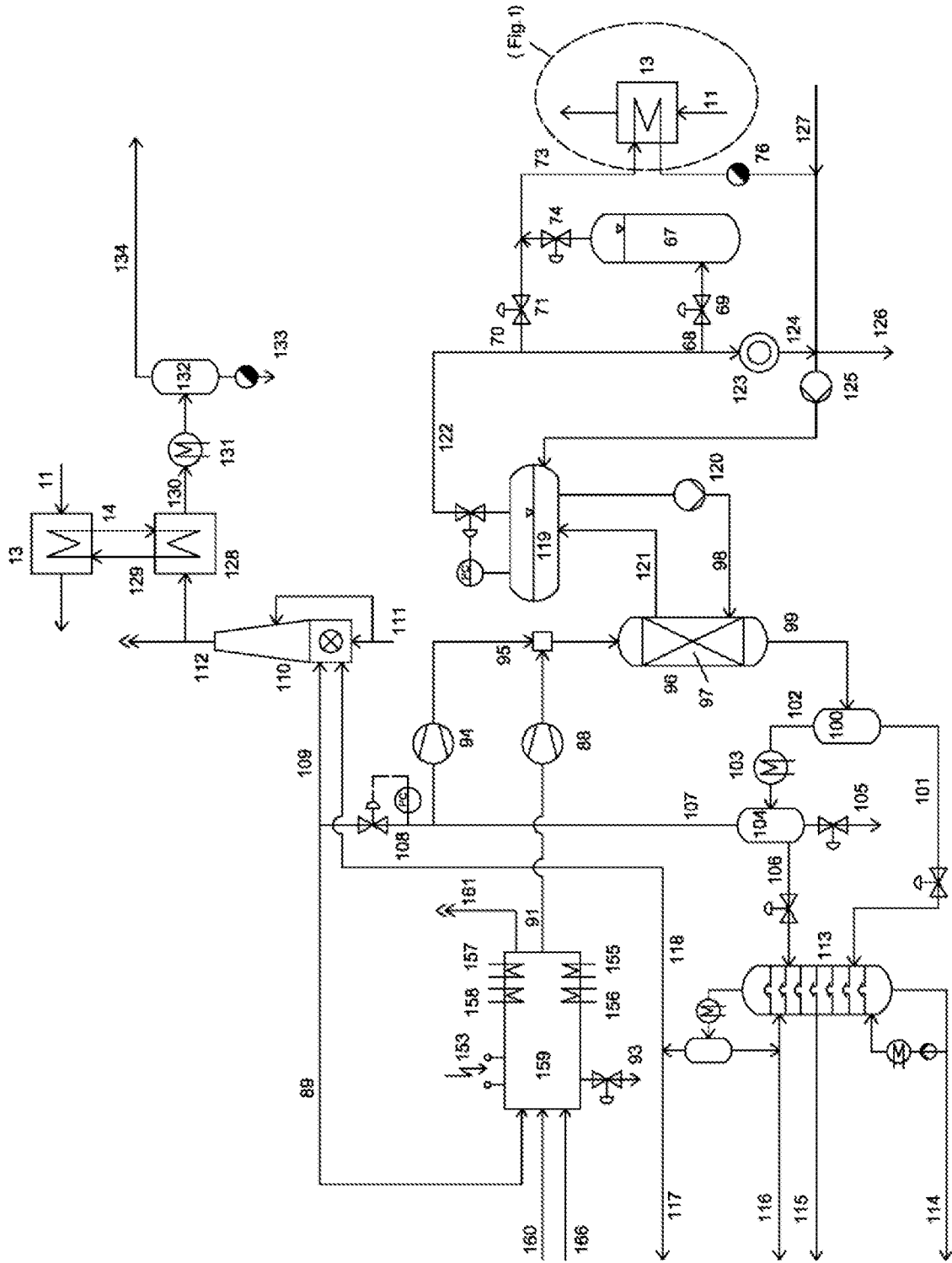


Fig. 6

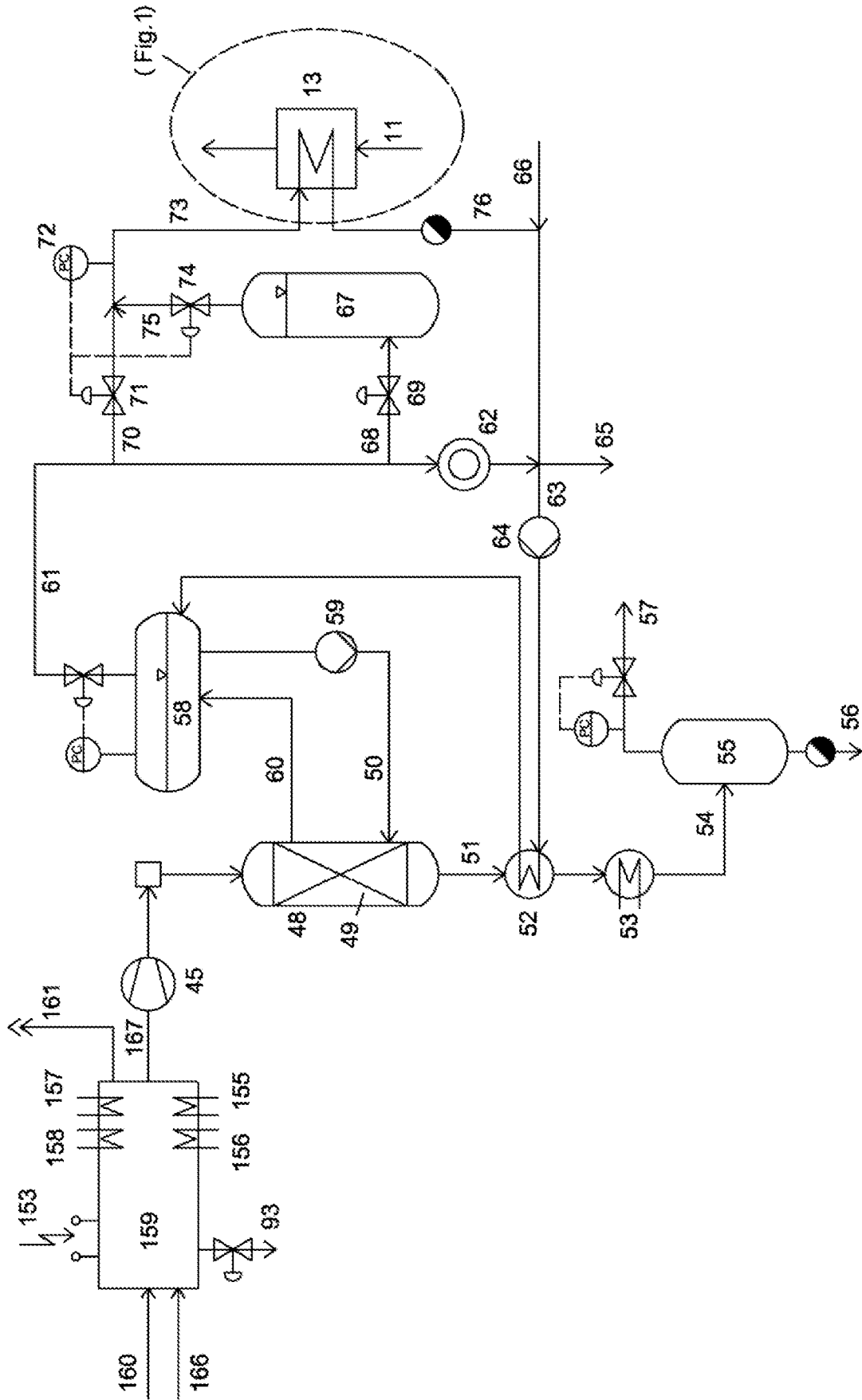


Fig. 7