

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 927 242**

51 Int. Cl.:

D21C 7/10 (2006.01)

D21C 11/06 (2006.01)

D21C 1/02 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **16.05.2017** **PCT/SE2017/050511**

87 Fecha y número de publicación internacional: **23.11.2017** **WO17200470**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.05.2017** **E 17799773 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **07.09.2022** **EP 3458643**

54 Título: **Método para la generación de vapor limpio en un sistema de digestor continuo**

30 Prioridad:

17.05.2016 SE 1650664

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

03.11.2022

73 Titular/es:

VALMET AKTIEBOLAG (100.0%)
851 94 Sundsvall, SE

72 Inventor/es:

OLSSON, KRISTER;
MIETTINEN, JARI;
MIETTINEN, KEYLA y
LJUNGKVIST, KJELL

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 927 242 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

Método para la generación de vapor limpio en un sistema de digestor continuo

5 Antecedentes de la invención

La presente invención se refiere a un método para la generación de vapor limpio en sistemas de digestores continuos.

10 Convencionalmente, en los sistemas de digestores continuos más antiguos se usa un depósito de virutas y un recipiente de vaporización posterior para vaporizar/calentar el material de celulosa no solo para la expulsión del aire sino también para el precalentamiento de las virutas antes de la cocción.

15 La vaporización inicial en el depósito de virutas se puede usar agregando vapor en la parte inferior del depósito de virutas, ya sea como vapor soplado hacia la parte superior o con el llamado control superior frío donde no se permitió que el vapor pasara. La vaporización de soplado usaba con frecuencia vapor fresco a baja presión de la red de vapor, alcanzando una temperatura en el intervalo de 80-100 °C, mientras que la trementina se puede extraer del vapor ventilado, mientras que el control superior frío usaba con mayor frecuencia vapor flash.

20 La vaporización final posterior en un recipiente de vaporización normalmente usaba vapor flash de tanques flash de licor negro, alcanzando una temperatura de 100-120 °C. Los gases de ventilación del recipiente de vaporización normalmente se recolectaban y enviaban a condensadores que podían formar condensado de todos los gases condensables tal como agua, trementina, etc., y los gases no condensables del condensador se pasaron al incinerador para su destrucción final. Los gases no condensables contenían normalmente gases malolientes. Convencionalmente, los gases de ventilación del depósito de virutas tienen una concentración baja, es decir, están diluidos con aire y se manipulan como gases HV-LC (alto volumen y baja concentración); mientras que los gases de ventilación del recipiente de vaporización tienen una alta concentración, es decir, menos diluidos con aire, y se manipulan como gases LVHC (bajo volumen y alta concentración). Los gases ventilados difieren considerablemente ya que el HVLC tiene una concentración por encima del rango donde el gas es fácilmente inflamable, mientras que el LVHC tiene una concentración por debajo del rango donde el gas es inflamable. El vapor flash usado en el depósito de virutas y el recipiente de vaporización contenía gases volátiles tal como el sulfuro de hidrógeno, metil mercaptano, sulfuro de dimetilo y disulfuro de dimetilo, que incluso en pequeñas dosis de una concentración de ppm de un solo dígito podrían propagar un olor pegajoso kilómetros alrededor de una fábrica.

35 Se tomaron medidas para que los gases malolientes no se filtraran contra el flujo de material de celulosa alimentado a través del depósito de virutas y el recipiente de vaporización. Por lo tanto, en el documento US 6.375.795 se divulga un sistema donde los gases malolientes de un alimentador de baja presión entre el depósito de virutas y el recipiente de vaporización se ventilan desde el alimentador de baja presión y se retroalimentan al extremo de salida del recipiente de vaporización.

40 Los gases de ventilación tanto del depósito de virutas como del recipiente de vaporización también pueden recolectarse en un flujo común y enviarse al condensador, como también se divulga en los documentos US 5.547.546 y US 5.865.948.

45 En el documento US 2007/131363 se divulga un método de uso de vapor flash de licor negro de un sistema de digestor de una fábrica de pulpa química. El documento US 4.897.157 enseña un aparato para evaporar licor durante la producción de pulpa de celulosa. En el documento WO 2007/073333 también se divulga un sistema y un método para generar vapor en una planta de digestor. En el documento US 5.547.565 se enseña un aparato para separar el agua del combustible.

50 Para reducir el consumo de vapor fresco a baja presión de la red de vapor, también se ha propuesto generar vapor limpio a partir del licor de cocción gastado caliente, y esta opción se muestra en los documentos US 6.306.252 y US 6.176.971, aumentando este último los volúmenes potenciales de vapor fresco a baja presión mediante la implementación de un educador, ventilador o compresor que podría someter el proceso de generación de vapor limpio a una presión más baja y, por lo tanto, extraer más valor calorífico del licor negro caliente. Una de las soluciones mencionadas en el documento US 6.176.971 usa un educador accionado por vapor limpio de la red de vapor, que es una opción menos valiosa para ahorrar vapor limpio de la red de vapor.

60 En el documento US 6.722.130 se revela un sistema para la generación de vapor puro a partir de licor negro en el que primero se reduce la presión del licor negro para producir licor negro a presión atmosférica y vapor de licor negro, donde este vapor de licor negro se condensa en etapas posteriores y forma el vapor puro a partir de este condensado. Hace mucho tiempo se reveló un sistema en el documento US 2.029.360 en el que se usa un convertidor de vapor para calentar un fluido de proceso puro para la generación de vapor puro en un convertidor de vapor en forma de intercambiador de calor. Aquí también se reveló una variante en la que la cantidad de vapor limpio expulsado en el fluido de proceso limpio calentado puede aumentarse inyectando vapor en este fluido de proceso calentado.

65 Por lo tanto, se han descrito varias soluciones diferentes para generar vapor limpio para vaporizar virutas delante del

digestor continuo. Sin embargo, en muchos sistemas de digestores continuos, la necesidad de vapor limpio en la vaporización de virutas puede ser mayor de lo que es posible extraer de los hervidores de licor negro y/o convertidores de vapor a vapor, especialmente para aquellas fábricas que operan en climas fríos con temperatura ambiente muy por debajo de 20-30 °C, donde el material de celulosa se almacena en pilas de almacenamiento exteriores y, por lo tanto, mantiene la misma temperatura y, además, también puede traer grandes volúmenes de nieve y hielo con el material de celulosa.

Sumario de la invención

La invención se relaciona con un método para la generación de vapor limpio en un sistema de digestor continuo, donde el sistema de digestor continuo comprende

- un depósito de virutas que usa vapor limpio para la vaporización inicial del material de celulosa alimentado al depósito de virutas para calentar el material de celulosa y reducir la cantidad de aire en el flujo de material de celulosa;
- un recipiente de vaporización que usa vapor sucio para una posterior vaporización del material de celulosa alimentado al recipiente de vaporización y donde se extrae una corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización que contiene al menos una parte del aire atrapado en el material de celulosa alimentado al recipiente de vaporización;
- medios de suspensión para poner en suspensión el material de celulosa que se ha vaporizado hasta una concentración deseada de sólidos en la suspensión formada;
- medios de transferencia para transferir y presurizar la suspensión hasta la parte superior de al menos un recipiente de tratamiento, en donde al menos una zona de un recipiente de tratamiento contiene una zona de cocción que se mantiene a la temperatura máxima de cocción;
- un tamiz de extracción en o inmediatamente después de la zona de cocción que extrae al menos el licor de cocción gastado que se mantiene a la temperatura máxima de cocción, dicha temperatura máxima de cocción mantenida en el rango de 135 a 175 °C, o que extrae el licor de cocción gastado diluido con el licor de lavado agregado después de la zona de cocción en una zona de lavado a contracorriente, teniendo el licor de cocción gastado diluido extraído una temperatura mínima de 120 °C;
- una serie de tanques flash que reciben el licor extraído, que reducen la presión del licor extraído y generan vapor flash sucio a partir del licor extraído.

En dicho sistema de digestor, el método se caracteriza por que el vapor flash sucio, así como la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización, se conducen a un convertidor común de vapor a vapor, y donde se evapora un vapor limpio del agua limpia alimentada al convertidor de vapor a vapor por calentamiento indirecto del vapor flash sucio, así como la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización.

Al alimentar tanto el vapor instantáneo como el vapor de ventilación del recipiente de vaporización a un mismo convertidor de vapor a vapor, podría aumentarse la cantidad de vapor limpio producido en más de un 40-50 %, y obtener ahorros sustanciales en el vapor limpio de la red de vapor de la fábrica de pulpa, y motivar mejor los costes de inversión para un convertidor de vapor a vapor.

En una realización preferida del método inventivo, la cantidad de vapor en la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización se alimenta al convertidor común de vapor a vapor superando 0,10 toneladas de vapor por tonelada de material de celulosa secado al aire alimentado al sistema de digestor.

Esto corresponde a una cantidad que normalmente corresponde a la mayor parte del vapor de ventilación del recipiente de vaporización.

Todavía en una realización preferida de la invención, la cantidad de vapor en el vapor flash sucio alimentado al convertidor común de vapor a vapor supera las 0,15 toneladas de vapor por tonelada de material de celulosa secado al aire alimentado al sistema de digestor.

En una aplicación de la invención, la temperatura de la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización también es preferentemente de al menos 110 °C y la temperatura del vapor flash sucio es de al menos 105 °C. Con estas temperaturas más bajas todavía se podrían producir volúmenes sustanciales de vapor limpio en el convertidor de vapor a vapor y a una presión suficiente para usar al menos en la prevaporización de virutas.

En otra modificación del método inventivo, la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas también puede conducirse al convertidor común de vapor a vapor. Por lo tanto, el flujo de ventilación total de la prevaporización de virutas se usa en el convertidor de vapor a vapor, optimizando la producción total de volúmenes de vapor limpio.

Por tanto, el concepto básico del método inventivo también puede implicar que la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización, así como el vapor flash sucio de los tanques flash, se mezclen en un flujo común de gases cargados de vapor sucio antes de alimentarse al convertidor común de vapor a vapor. Esta alternativa da como resultado un diseño simple del sistema de manipulación de gas, con un solo tubo de alimentación desde la ubicación

de alimentación de virutas en el sistema de digestor hasta el tanque flash y la ubicación del convertidor de vapor a vapor del sistema de digestor.

En una realización alternativa para operaciones especiales del sistema de digestor, la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas también podría enviarse y conducirse a través del convertidor común de vapor a vapor en un sistema de conductos separado manteniendo los gases de ventilación del depósito de virutas sin mezclar a través del convertidor común de vapor a vapor. Esto se puede buscar en las fábricas biológicas donde también recuperan trementina libre de azufre de los gases de ventilación del depósito de virutas donde se realiza la vaporización con vapor limpio. En esta realización, los gases HVLC y LVHC se mantienen separados y se reduce el riesgo de ignición de los gases.

En una modificación adicional del método inventivo también podría, después del paso del convertidor de vapor a vapor, conducir al menos los flujos de vapor remanente de la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización, así como el vapor flash sucio de los tanques flash a un condensador para condensar los gases condensables remanentes, y después de pasar a través del condensador, los gases remanentes se conducen a la incineración final para la destrucción de los gases no condensables. Esta implementación proporciona por tanto una manipulación común de los gases malolientes restantes del digestor y, por lo tanto, un menor coste de inversión para un sistema de manipulación total.

En una modificación final del método inventivo también se puede extraer, después del paso del convertidor de vapor a vapor, al menos trementina del flujo de vapor remanente de la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas, y preferentemente sometiendo este flujo remanente de la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas a un mayor enfriamiento. Esta realización se implementa ventajosamente en fábricas de celulosa de madera blanda donde el contenido de trementina es relativamente alto en el proceso inicial de vaporización de virutas y da como resultado ingresos adicionales para la fábrica de pulpa además de las ventas de pulpa.

Sumario de los dibujos

La figura 1 muestra esquemáticamente un sistema convencional de digestor de 2 recipientes;
la figura 2 muestra una modificación de un sistema convencional de digestor de 2 recipientes donde se usa un hervidor;
la figura 3 muestra la aplicación principal de un convertidor de vapor a vapor de acuerdo con la invención en un sistema de digestor similar de 2 recipientes;
la figura 4 muestra datos de flujo detallados para el convertidor de vapor a vapor para un sistema de digestor con una capacidad de producción de 1180 adt/día.

Descripción detallada

La figura 1 ilustra esquemáticamente un sistema de digestor convencional de 2 recipientes.

El material de celulosa, preferentemente en forma de virutas de madera, fluye a un depósito de virutas CB a través de un contador de virutas. En muchos depósitos de virutas, las virutas ya están prevaporizadas en el depósito de virutas. Esta prevaporización da como resultado la reducción de la mayor parte del aire libre en el flujo de virutas, pero también de una pequeña parte del aire atrapado en las virutas, así como un calentamiento inicial de virutas. La mayoría de las veces se usa vapor flash en el depósito de virutas, pero algunos depósitos de virutas solo usan vapor limpio de la red de vapor. El vapor flash se obtiene normalmente de un segundo tanque flash FT₂. La vaporización en el depósito de virutas se puede realizar mediante soplado, donde se agrega vapor limpio en la parte inferior y se expulsa por la parte superior. La vaporización también se puede hacer usando vapor sucio sin soplar el vapor y, en su lugar, usar el control superior frío de la adición de vapor en la parte inferior.

Después del depósito de virutas, las virutas se vaporizan en un recipiente de vaporización a presión convencional SV, y se usa un alimentador de compuerta de baja presión en la entrada para permitir la aplicación de una presión más alta y, por tanto, una temperatura más alta en el recipiente de vaporización. Esta fase de vaporización se usa para reducir aún más la cantidad de aire atrapado en las virutas. Hay un respiradero en el recipiente de vaporización y se envía un flujo de desgasificación al sistema de condensación. En la mayoría de los sistemas convencionales, el vapor flash de un primer tanque flash FT₁ se usa para vaporizar en un recipiente de vaporización.

Una vez concluida la vaporización y la mayor parte del aire atrapado en el material de celulosa se haya expulsado, las virutas caen en una tolva donde se añade el licor de cocción formando una suspensión de virutas. La suspensión de virutas se envía a la parte superior de un recipiente de tratamiento, aquí un recipiente de impregnación IV, usando un alimentador convencional de compuerta de alta presión o, como se indica aquí, con una bomba. El licor de transporte en exceso se separa en la parte superior del recipiente de impregnación y se devuelve a la tolva. Después de la impregnación, la suspensión de virutas se envía a la parte superior de un recipiente de digestor D donde tiene lugar la cocción y la deslignificación a la temperatura máxima del digestor en el intervalo de 140-180°. Para alcanzar la temperatura máxima del digestor, se debe realizar el calentamiento en la parte superior del digestor, lo que se puede hacer inyectando vapor directo desde la red de vapor de la fábrica en la parte superior del digestor.

Al final de la cocción el licor de cocción gastado a la temperatura máxima de cocción, o la más baja a 120 °C, se extrae a través de tamices de extracción y se envía a una serie de tanques flash FT₁ y FT₂ donde el licor gastado caliente se evapora. Finalmente, al final del digestor la pulpa de celulosa cocida P_{FUERA} se alimenta desde el digestor.

Como se muestra en esta figura, el vapor se reusó parcialmente en el sistema, ya que el vapor flash del primer tanque flash se usó para vaporizar en el recipiente de vaporización, y el vapor flash todavía se usó para vaporizar en el depósito de virutas, ya que podría haber riesgos de soplado de gases malolientes, y el vapor instantáneo del segundo tanque flash se usó para calentar hasta alcanzar la temperatura máxima de cocción. El uso de vapor directo para calentar a temperatura de cocción, principalmente para digestores de fase de vapor, es la inversión menos costosa, pero conduce a la dilución del licor de cocción con condensado de vapor absolutamente limpio e implica mayores costes operativos para generar agua de reemplazo con la misma pureza en la red de vapor.

La figura 2 ilustra esquemáticamente una mejora del sistema convencional de digestor de 2 recipientes, pero usando un hervidor para la generación de vapor limpio. El licor de cocción gastado caliente se envía al hervidor REB, normalmente un hervidor de agua, donde indirectamente calienta una piscina de agua limpia W alimentada al hervidor y expulsando vapor limpio a través del flujo de salida A. El vapor limpio CS producido podría usarse para el proceso de vaporización de las virutas, como se muestra en el documento US 6.306.252. Si se necesitara más vapor, también se podría poner el hervidor a una presión más baja usando un educador accionado por vapor, como se muestra en el documento US 6.176.971, pero también a expensas de vapor limpio y efectos de dilución. El calentamiento indirecto en la parte superior del digestor se usa en una circulación del digestor enviada a un intercambiador de calor indirecto, y el vapor de la red de vapor se puede usar sin efectos de dilución ya que el condensado de vapor se recupera por separado.

En la figura 3 hay una modificación del sistema de recuperación de vapor en un sistema de digestor de 2 recipientes similar de acuerdo con la invención. Aquí hay un convertidor de vapor a vapor SSC instalado y alimentado tanto por vapor flash de un tanque flash FT₂ así como por vapor de ventilación del recipiente de vaporización SV, recolectado en B. Y el vapor limpio convertido se obtiene en X y se usa para vaporizar las virutas. Como se muestra aquí, solo se puede usar vapor limpio de la red de vapor de la fábrica para calentar la parte superior del digestor a la temperatura máxima de cocción, que puede implementarse como se muestra como una circulación de calentamiento en la parte superior de un digestor hidráulico o, alternativamente, como adición de vapor a la fase de vapor en un digestor en fase de vapor.

La función del convertidor de vapor a vapor se describirá con más detalle en la figura 4 usando los datos de implementación para un sistema de digestor con una capacidad de producción de pulpa de alrededor de 1180 adt/día (adt = tonelada secada al aire, donde 1 tonelada de tonelada secada al aire corresponde a 0,9 toneladas de tonelada completamente seca). Por tanto, esta capacidad de producción es bastante baja hoy en día y corresponde a la máxima capacidad de producción a principios de la década de 1970, mientras que la capacidad de producción de hoy en día puede superar los 6000 adt/día. Pero numerosos digestores de la década de 1970 todavía están en funcionamiento y están sujetos a mejoras en la economía de vapor.

Ejemplo de implementación

Como se muestra a partir de los datos de diseño, como se divulga en la figura 4, el convertidor de vapor a vapor SSC tiene un área total de intercambio de calor de 1093 m², con un valor K de 1800 W/(m²* °C) y una delta T de aproximadamente 6,2 °C. También hay un pequeño precalentador PH que se usa para calentar agua dulce de reemplazo limpia, con un área total de intercambio de calor de 19,8 m², con un valor K de 1835 W/(m²* °C) y una delta T de aproximadamente 10,4 °C.

El lado sucio del convertidor de vapor a vapor SSC se alimenta con vapor del tanque flash FT a una cantidad de 0,26 t/adt de pulpa producida, a un valor calorífico de 2695,8 kJ/kg y en un volumen de 1,09 m³/kg. El vapor flash se envía en una tubería con un diámetro de 500 mm, a una velocidad de 19,7 m/s y 12,8 t/h (3,6 kg/s). El lado sucio del convertidor de vapor a vapor SSC también se alimenta con vapor del recipiente de vaporización SV a una cantidad de 0,15 t/adt de pulpa producida, a un valor calorífico de 2711,1 kJ/kg y en un volumen de 0,80 m³/kg. El vapor de ventilación de la vaporización se envía en una tubería con un diámetro de 300 mm, a una velocidad de 23,2 m/s y 7,4 t/h (2,0 kg/s). Un pequeño canal de soplado de aproximadamente el 5 % se ventila desde el lado sucio y se envía al condensador, y este flujo se envía a una tubería con un diámetro de 200 mm, a una velocidad de 11,9 m/s y 0,3 kg/s. El condensado sucio se purga a una velocidad de aproximadamente el 5 % a un precalentador PE, y este flujo se envía en una tubería con un diámetro de 80 mm, a una velocidad de 1,1 m/s y 5,3 l/s.

El lado limpio del convertidor de vapor a vapor SSC se alimenta con agua limpia (o condensado) y está bajo circulación constante por una bomba de circulación CP, extrayendo agua caliente de la parte inferior del SSC y agregándola a la parte superior, descargando agua caliente sobre la superficie del intercambiador de calor. El vapor limpio se extrae de la parte inferior del SSC detrás de una falda deflectora, y la cantidad de vapor limpio se genera en una cantidad de 0,39 t/adt de pulpa producida, a un valor calorífico de 2686,7 kJ/kg y en un volumen de 1,34 m³/kg. El vapor limpio se envía en una tubería con un diámetro de 700 mm, a una velocidad de 18,4 m/s y 19,1 t/h (5,3 kg/s). El vapor limpio

5 mantiene una presión de aproximadamente 30 kPa y una temperatura de 106,9 °C. A medida que el vapor se evapora continuamente de la circulación, se agrega agua dulce limpia para reemplazarlo, y en este ejemplo, el agua de reemplazo se calienta primero en el precalentador PE usando el valor calorífico residual del condensado sucio. El agua dulce agregada mantiene una temperatura de aproximadamente 80 °C, y después del calentamiento en el PE alcanza una temperatura de aproximadamente 96,1 °C, y se agrega en una tubería con un diámetro de 80 mm, a una velocidad de 1,1 m/s y 5,3 l/s. El agua de reemplazo precalentada preferentemente se agrega directamente a la circulación (usando control de nivel para controlar el suministro). Un pequeño volumen se purga de la circulación a una velocidad de aproximadamente el 5 %, y este flujo se envía en una tubería con un diámetro de 25 mm, a una velocidad de 0,3 l/s y 0,6 m/s.

10 En comparación con alimentar el convertidor de vapor a vapor solo con vapor flash, la cantidad de vapor limpio generado aumentó de 0,25 t/adt a 0,39 t/adt, lo que corresponde a un incremento de 0,14 t/adt, es decir, 56 %. Por lo tanto, la inversión en un convertidor de vapor a vapor podría estar mejor motivada y puede cubrir las necesidades totales de vapor limpio para el sistema de prevaporización y vaporización. Más del vapor de la red de vapor de la fábrica, es decir, el producido convencionalmente en el domo de la caldera de recuperación, podría utilizarse para la producción de energía en generadores accionados por vapor que producen electricidad respetuosa con el medio ambiente a partir de operaciones de recuperación que se clasifica como electricidad "verde" ya que se produce a partir de la recuperación de energía.

REIVINDICACIONES

1. Un método para la generación de vapor limpio en un sistema de digestor continuo, donde el sistema de digestor continuo comprende

- un depósito de virutas que usa vapor limpio para la vaporización inicial del material de celulosa alimentado al depósito de virutas para calentar el material de celulosa y reducir la cantidad de aire en el flujo de material de celulosa;
- un recipiente de vaporización que usa vapor sucio para una posterior vaporización del material de celulosa alimentado al recipiente de vaporización y donde se extrae una corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización que contiene al menos una parte del aire atrapado en el material de celulosa alimentado al recipiente de vaporización;
- medios de suspensión para poner en suspensión el material de celulosa que se ha vaporizado hasta una concentración deseada de sólidos en la suspensión formada;
- medios de transferencia para transferir y presurizar la suspensión hasta la parte superior de al menos un recipiente de tratamiento, en donde al menos una zona de un recipiente de tratamiento contiene una zona de cocción que se mantiene a la temperatura máxima de cocción;
- un tamiz de extracción en o inmediatamente después de la zona de cocción que extrae al menos el licor de cocción gastado que se mantiene a la temperatura máxima de cocción, dicha temperatura máxima de cocción mantenida en el rango de 135 a 175 °C, o que extrae el licor de cocción gastado diluido con el licor de lavado agregado después de la zona de cocción en una zona de lavado a contracorriente, teniendo el licor de cocción gastado diluido que se ha extraído una temperatura mínima de 120 °C;
- una serie de tanques flash que reciben el licor extraído, que reducen la presión del licor extraído y generan vapor flash sucio a partir del licor extraído;

dicho método **caracterizado por** que el vapor flash sucio, así como la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización, se conducen a un convertidor común de vapor a vapor, y donde se evapora un vapor limpio a partir del agua limpia alimentada al convertidor de vapor a vapor por calentamiento indirecto del vapor flash sucio, así como la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización.

2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado por** que la cantidad de vapor en la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización alimentado al convertidor común de vapor a vapor excede las 0,10 toneladas de vapor por tonelada de material de celulosa secado al aire alimentado al sistema de digestor.

3. El método de acuerdo con la reivindicación 2, **caracterizado por que** la cantidad de vapor en el vapor flash sucio alimentado al convertidor común de vapor a vapor supera las 0,15 toneladas de vapor por tonelada de material de celulosa secado al aire alimentado al sistema de digestor.

4. El método de acuerdo con la reivindicación 3, **caracterizado por que** la temperatura de la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización es de al menos 110 °C y la temperatura del vapor flash sucio es de al menos 105 °C.

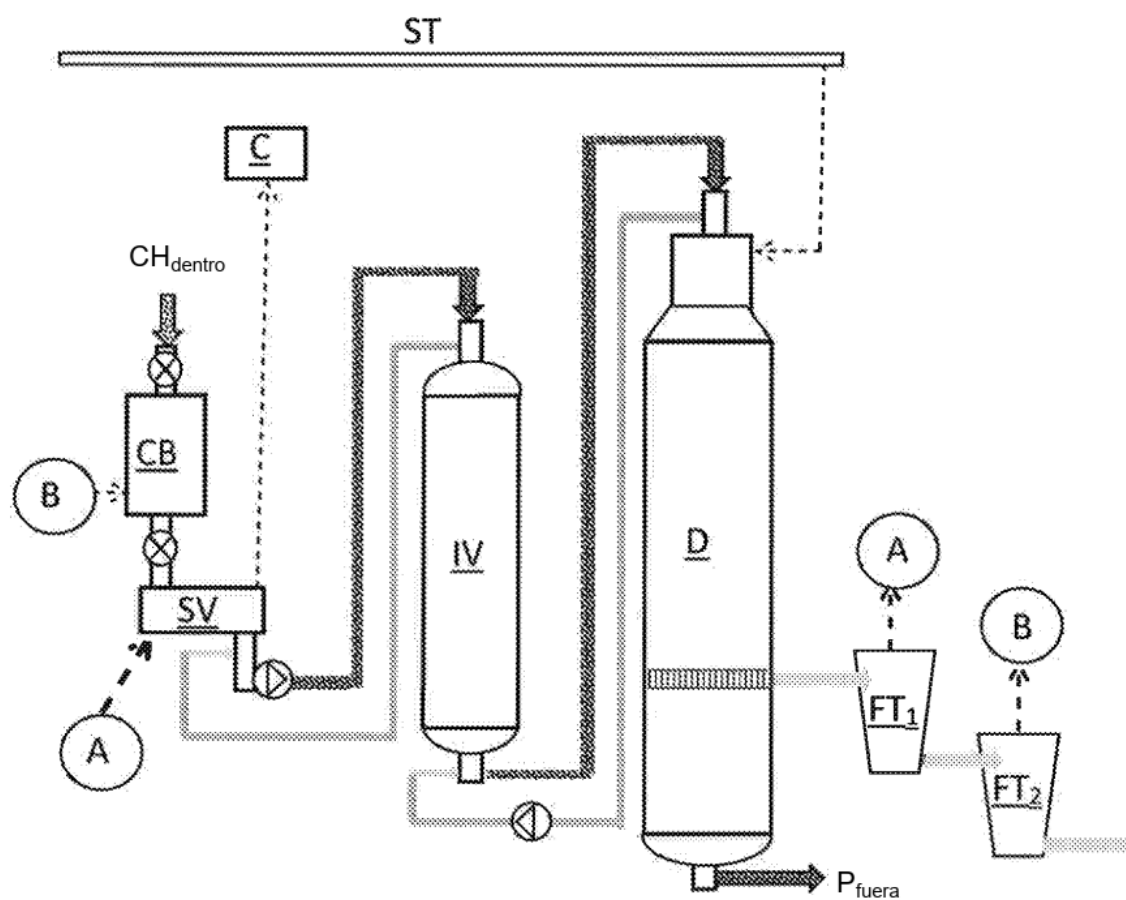
5. El método de acuerdo con la reivindicación 4, **caracterizado por** que también la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas se conduce al convertidor común de vapor a vapor.

6. El método de acuerdo con la reivindicación 1, **caracterizado por que** la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización así como el vapor flash sucio de los tanques flash se mezclan en un flujo común de gases cargados de vapor sucio antes de alimentarse al convertidor común de vapor a vapor.

7. El método de acuerdo con la reivindicación 5, **caracterizado por que** la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas se envía y conduce a través del convertidor común de vapor a vapor en un sistema de conductos separado que mantiene los gases de ventilación del depósito de virutas sin mezclar a través del convertidor común de vapor a vapor.

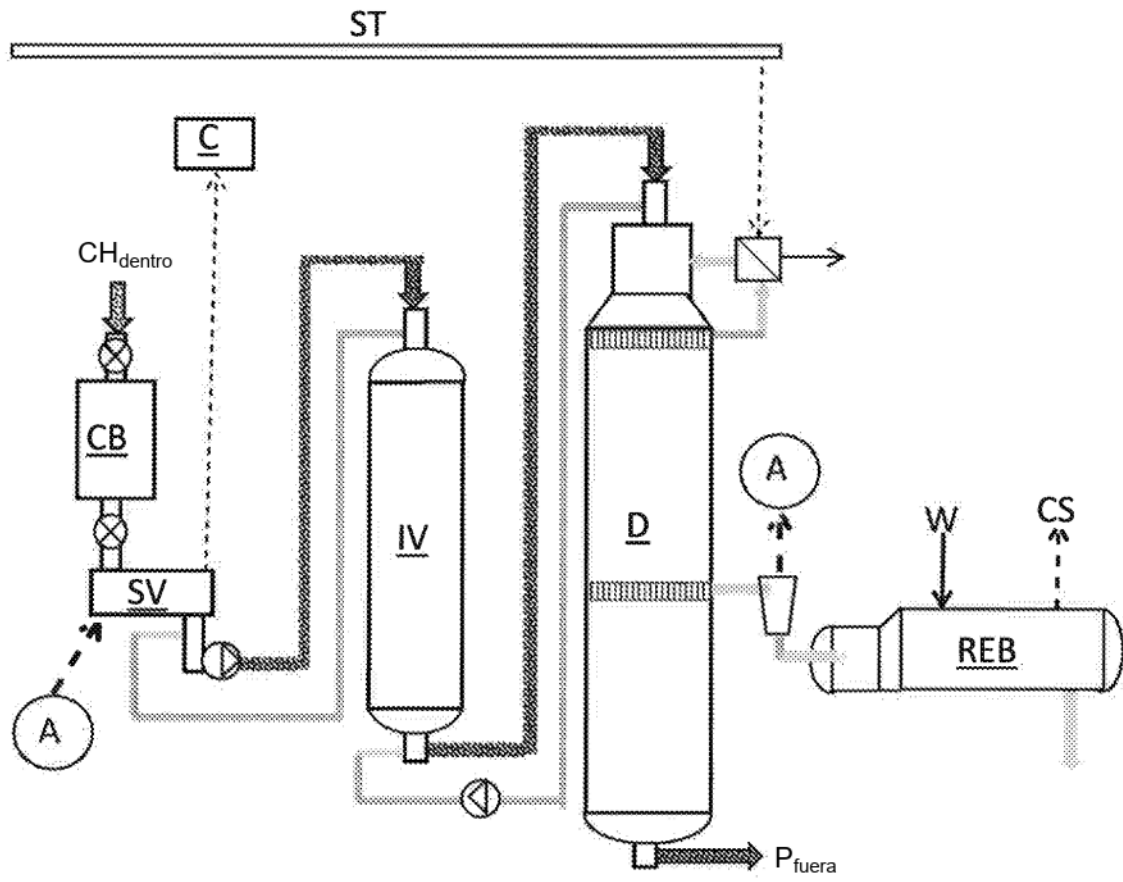
8. El método de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, **caracterizado por** que después del paso del convertidor de vapor a vapor, se conducen al menos los flujos de vapor remanente de la corriente de gases de ventilación del recipiente de vaporización, así como el vapor flash sucio de los tanques flash, a un condensador para condensar los gases condensables remanentes, y después de pasar a través del condensador, los gases remanentes se conducen a la incineración final para la destrucción de los gases no condensables.

9. El método de acuerdo con la reivindicación 7, **caracterizado por** que después del paso del convertidor de vapor a vapor se extrae al menos trementina del flujo de vapor remanente de la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas, y preferentemente sometiendo este flujo remanente de la corriente de gases de ventilación del depósito de virutas a un mayor enfriamiento.



TÉCNICA ANTERIOR

Fig. 1



TÉCNICA ANTERIOR

Fig. 2

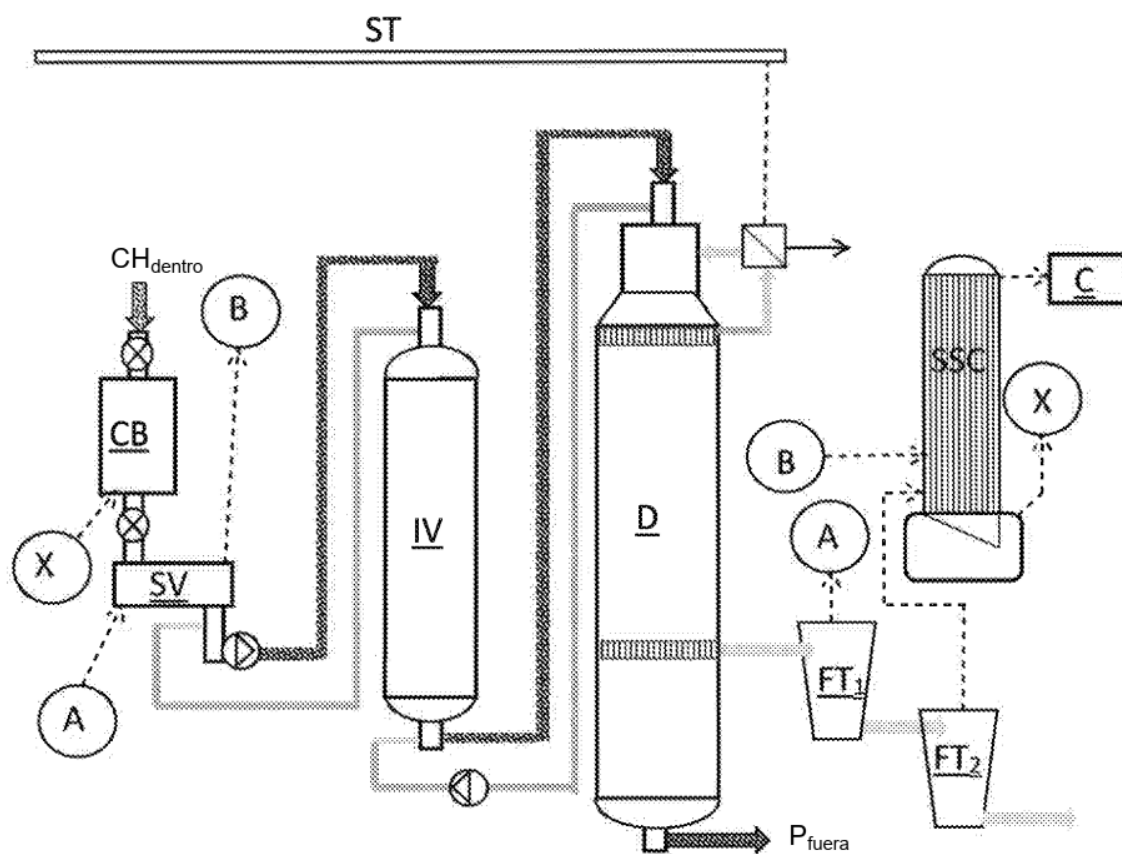


Fig. 3

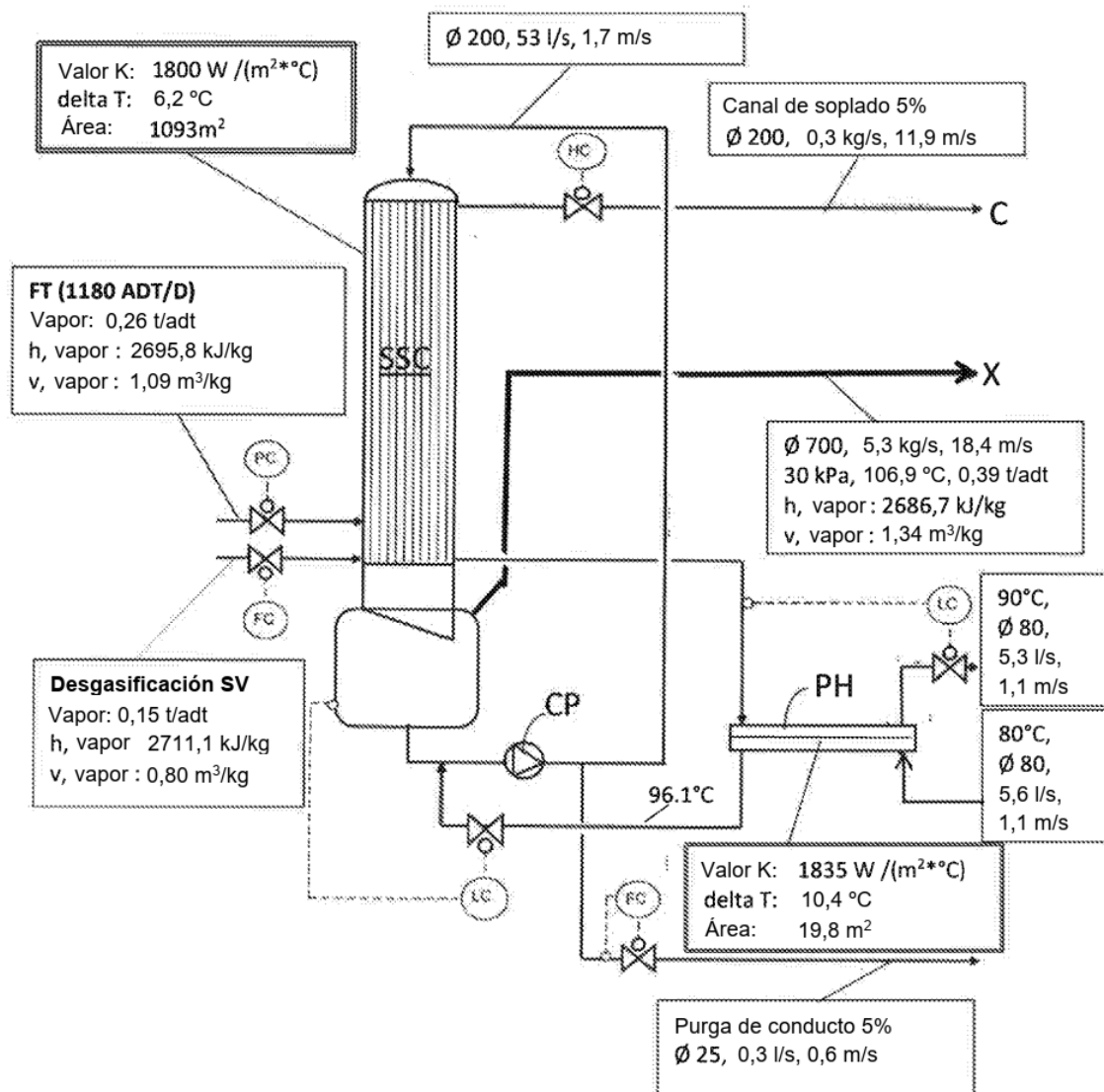


Fig. 4