



19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 315 667**

51 Int. Cl.:  
**F17D 1/00** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **04738943 .2**

96 Fecha de presentación : **24.06.2004**

97 Número de publicación de la solicitud: **1651904**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **03.05.2006**

54 Título: **Dispositivo para la separación de una corriente de entrada de dos fases con la relación vapor/líquido deseada.**

30 Prioridad: **24.06.2003 DK 2003 00946**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**01.04.2009**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**01.04.2009**

73 Titular/es: **Morten Müller Ltd., A.p.S.**  
**Norredamsvej 123**  
**3480 Fredensborg, DK**

72 Inventor/es: **Müller, Morten**

74 Agente: **Ponti Sales, Adelaida**

**ES 2 315 667 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).

# ES 2 315 667 T3

## DESCRIPCIÓN

Dispositivo para la separación de una corriente de entrada de dos fases con la relación vapor/líquido deseada.

### 5 Antecedentes de la invención

#### Campo de la invención

10 La invención se refiere a un dispositivo para la separación de una corriente de entrada de dos fases que consiste en un fluido de fase ligera y un fluido de fase pesada, por ejemplo vapor y líquido, en dos o más corrientes de salida de dos fases. El dispositivo asegurará que se obtenga la relación vapor/líquido deseada para cada una de las corrientes de salida. Los caudales totales de cada corriente de salida no requieren necesariamente ser idénticos. La invención es apropiada pero no se limita a la aplicación de la separación de una corriente de proceso de dos fases que fluye en una tubería o canal en intercambiadores de calor en paralelo, tuberías de caldera, equipos de refrigeración, reactores 15 químicos o sistemas de tuberías.

#### Técnica relacionada

20 En muchas unidades de procesos es necesaria la separación de una corriente de dos fases e históricamente se han utilizado diferentes tipos de soluciones que van desde la utilización de divisores simétricos para tuberías o Ts más sofisticadas para separadores de corrientes de dos fases.

Los dispositivos de separación de un flujo de dos fases pueden dividirse en 6 tipos generales:

#### 25 Tipo 1

##### *Divisores simétricos de tuberías que utilizan Ts para tuberías estándares*

30 La forma tradicional de separación de una corriente de dos fases es construir divisores simétricos para tuberías utilizando Ts estándares para tuberías y confiar en las fases para distribuir uniformemente a cada ramal de tubería. Un ejemplo de un divisor simétrico de tuberías para la separación de una corriente de dos fases en cuatro corrientes de salida se muestra en el dibujo isométrico de la figura 1. La corriente de entrada de dos fases fluye por la tubería de entrada 1.

35 La tubería 1 conduce la corriente de dos fases hacia la primera T 3 donde la corriente se divide en dos corrientes de salida. En el ejemplo mostrado, si sitúa un codo 2 de 90° aguas arriba de la T 3. Debido a las fuerzas centrífugas que actúan en el líquido, el líquido tiende a fluir cerca de la pared del radio mayor del codo mientras el vapor tiende a fluir cerca de la pared del radio menor. De esta manera, un codo provoca la separación de fases y una distribución no uniforme del vapor y del líquido a través de la sección transversal de la tubería. Para minimizar el efecto negativo 40 en el rendimiento de separación en la T 3 provocado por el codo 2 aguas arriba, preferiblemente la tubería 1 será perpendicular al plano definido por el codo 3 tal y como se muestra. Además, cada una de las corrientes de salida de la T 3 se divide en dos corrientes de salida en las Ts 5a y 5b. Aguas arriba de la T 5a hay un codo 4a y aguas arriba de la T 5b hay un codo 4b. De nuevo con el fin de minimizar el efecto negativo en el rendimiento de separación en las Ts 5a y 5b provocado por la separación de fases en los codos 4a y 4b aguas arriba, la tubería 7 es perpendicular a los dos 45 planos definidos por las Ts 5a y 5b. Así, mediante el uso de divisores simétricos de tuberías la corriente de entrada en la tubería 1 se ha dividido en cuatro corrientes de producto que fluyen por las tuberías 6a, 6b, 6c y 6d.

Probablemente, el divisor simétrico de tuberías es el método más ampliamente utilizado para dividir una corriente de entrada de dos fases en dos o más corrientes de salida. Sin embargo, la historia ha demostrado que este principio ha 50 fracasado en la distribución uniforme de líquido y de vapor en corrientes de salida conduciendo en muchos casos a una relación de vapor a líquido desigual en las corrientes de salida. Un problema muy importante con el divisor simétrico de tuberías en Ts estándares para tuberías es que el rendimiento del divisor de corriente depende del régimen de flujo en la tubería aguas arriba y que no siempre es posible permanecer dentro del régimen de flujo disperso deseado en todas las condiciones de funcionamiento relevantes. El régimen de flujo disperso es un régimen de flujo dentro de un 55 canal o tubería de flujo con una distribución uniforme de pequeñas gotas de líquido en una fase de vapor continua o de pequeñas burbujas vapor en una fase líquida continua (Flujo de Burbujas). También, el rendimiento del divisor simétrico de tuberías puede depender de la presencia de accesorios para tubos aguas arriba del divisor ya mencionado. Una limitación muy importante del divisor simétrico de tuberías es que el caudal de las corrientes de salida debe ser casi idéntico para evitar diferencias significativas en la relación vapor a líquido de las corrientes de salida. Otra 60 limitación es que la corriente de dos fases sólo puede dividirse simétricamente en 2, 4, 8, 16, ... etc, corrientes de salida. Por lo tanto, no es posible preparar 3, 5, 6, 7, 9 ... etc, corrientes de salida.

El rendimiento del divisor simétrico de tuberías en Ts estándares para tuberías se ha sugerido mejorar inyectando productos químicos para reducir la tensión superficial del líquido aguas arriba del divisor. Cuando se reduce la tensión 65 superficial del líquido, los regímenes de flujo disperso se conseguirán a velocidades de flujo más bajas. Por lo tanto, puede obtenerse un rendimiento aceptable del divisor simétrico de tuberías sobre un más amplio margen de caudales de vapor y líquido. En la patente US 5.190.105 se da un ejemplo donde se inyecta un tensioactivo aguas arriba del divisor de una corriente de dos fases de vapor saturado y agua a una pluralidad de pozos de inyección para asegurar una

## ES 2 315 667 T3

calidad idéntica (fracción de vapor) a cada pozo de inyección y para mejorar la recuperación del aceite del depósito de aceite.

### Tipo 2

*Utilización de elementos internos especiales tales como difusores, deflectores o mezcladores estáticos en Ts de tuberías*

Se han llevado a cabo distintos intentos de mejorar el rendimiento del divisor de una T estándar de tubería utilizando elementos internos de tubería tales como los difusores, los deflectores y los mezcladores estáticos.

Un primer ejemplo se da en la patente US 4.396.063 donde un mezclador estático se sitúa justo aguas arriba de una T que consiste en un conducto ramificado en forma de Y. Para conseguir un buen rendimiento de separación, cuando la relación vapor a líquido de cada corriente de salida es idéntica, es preferible el flujo disperso. En el régimen de flujo disperso, la mezcla de dos fases actuará más o menos como un fluido de una sola fase. Las pequeñas gotas de líquido tienden a seguir el flujo de vapor a aproximadamente la misma velocidad o viceversa. Por lo tanto, en el régimen de flujo disperso a menudo se consigue un buen rendimiento de separación en una T de tubería. El uso de un mezclador estático aguas arriba de la T proporciona superficies con una determinada área proyectada perpendicular a la dirección del flujo en la tubería de entrada. El líquido chocará en estas superficies y de esta manera se separará de la fase vapor. Por lo tanto, el uso de mezcladores estáticos altera el régimen de flujo disperso deseado, si está presente, y conduce a la separación no deseada del líquido y vapor. La utilización de mezcladores estáticos añade una caída de presión adicional en el sistema de proceso que puede representar un coste de proceso añadido debido al aumento del consumo de energía en las bombas y/o compresores. Los mezcladores estáticos también son susceptibles de formar incrustaciones provocadas por los contaminantes tales como productos de corrosión y cascarilla.

Un segundo ejemplo se muestra en la patente US 4.824.614. Este separador de flujo también incluye un mezclador estático 22 situado en la tubería de entrada aguas arriba de un T 14 donde la corriente de entrada 30 se divide en dos corrientes de salida 74 y 76. Entre el mezclador estático 22 y la T 14 se sitúa un estratificador horizontal 24. El estratificador recoge fluidos de seis niveles distintos. Los fluidos recogidos en el nivel más bajo y primero se envían hacia la corriente de salida 76, los fluidos recogidos en el segundo nivel se envían hacia la corriente de salida 74, los fluidos recogidos en el tercer nivel se envían hacia la corriente de salida 76, etc. De igual forma no deseada que para el mezclador del primer ejemplo, el mezclador de la presente invención tenderá a separar el líquido del vapor. El mezclador estático también puede aumentar los costes de funcionamiento y ser susceptible a las incrustaciones. El estratificador que recoge los fluidos trabajará sólo si el vapor y el líquido están distribuidos uniformemente a través de la sección transversal de la tubería que no será el caso en las aplicaciones reales. El conjunto mezclador/estratificador se ensayó en una aplicación en el campo vapor/agua descrita en la patente US 5.810.032. El resultado del ensayo fue que se obtuvo una mejor división del vapor y el agua en una T de impacto estándar que con el conjunto mezclador/estratificador.

Un tercer ejemplo se da en la patente US 5.810.032. Se ensayaron distintos tipos de elementos internos para una T estándar de tubería tanto en el laboratorio con aire y agua como en el campo de la separación de una mezcla de vapor/agua a pozos de inyección paralelos para mejorar la recuperación de aceite en un depósito de aceite. Se investigaron tres tipos generales de elementos internos: un mezclador estático aguas arriba de una T estándar, un deflector de flujo vertical aguas arriba de una T estándar y el uso de restricciones de flujo o boquillas en los dos ramales de salida de una T estándar. También se investigaron combinaciones de estos tres tipos de elementos internos. La conclusión fue que el mezclador estático y el deflector vertical sólo conllevan una mejora marginal del rendimiento del divisor. Se reivindica la utilización de restricciones de flujo o boquillas en los dos ramales de salida para dar un rendimiento del divisor algo superior para los regímenes de fluido ensayados. Sin embargo, no queda claro que hace la fuerza motriz para la distribución uniforme del líquido en las boquillas y ramales de salida de la T en el caso de una distribución no uniforme del líquido y el vapor en la sección transversal de la tubería de entrada. Ninguno de los ensayos de flujo de laboratorio se llevaron a cabo en un régimen de flujo disperso o de burbuja (gotitas de líquido en una fase vapor continua o burbujas de gas en una fase líquida continua) los regímenes de flujo evaluados en los ensayos de laboratorio son flujo estratificado, flujo estratificado con olas, flujo con estancamiento y flujo anular predicho utilizando el esquema de flujo de dos fases de Mr. Ovid Baker ("Como diseñar tuberías de proceso para un flujo de dos fases", Procesamiento con hidrocarburos, Octubre 1969, páginas 105-116). Esta es probablemente la razón de cómo se ha encontrado que el rendimiento del divisor de una T estándar con o sin separadores es mejor a bajas velocidades de flujo y bajas fracciones de líquido. Los regímenes preferidos de flujo de velocidad elevada, Flujo disperso y de burbujas, no se ensayaron. Si los ensayos se hubieran realizado en regímenes de flujo disperso y de burbujas la conclusión hubiera sido muy probablemente distinta.

En lugar de utilizar elementos internos especiales en Ts estándares de tuberías se han sugerido Ts significativamente modificadas. En las patentes JP 62059397A2, US 4.528.919 y US 4.512.368 se muestran ejemplos de Ts modificadas para tuberías.

### Tipo 3

*Dispositivos que cuentan con un régimen de flujo determinado establecido aguas arriba del divisor*

La predicción de los regímenes de flujo en aplicaciones industriales es difícil debido a la pérdida de precisión de los esquemas del régimen de flujo. La mayoría de los esquemas de régimen de flujo están principalmente basados en

## ES 2 315 667 T3

datos de regímenes de flujo de dos fases para aire y agua en una tubería de diámetro pequeño (< 2 pulgadas) (0,0508 m). Por lo tanto, por ejemplo, en un sistema hidrocarburo/hidrógeno a elevadas presiones y temperaturas como en una unidad de hidroprocesamiento los esquemas de régimen de flujo pueden ser inexactos.

5 Además de la incertidumbre en los esquemas de régimen del flujo también está la incertidumbre en los modelos termodinámicos en relación a la predicción de las cantidades y propiedades del líquido y vapor. Esta incertidumbre puede ser significativa, por ejemplo, para los sistemas de hidrocarburos complejos donde los hidrocarburos se caracterizan por el uso de pseudo componentes y donde se utiliza una ecuación de estado para predecir el grado de vaporización y las propiedades del fluido.

10 A menudo los sistemas de tuberías en plantas de proceso también son sistemas complejos con accesorios para tubos tipo extensiones, contracciones, codos, válvulas de retención, etc. Cada vez que una corriente de dos fases pasa dicho accesorio para tubos interrumpe el régimen de flujo general y puede requerir recorrer largas tuberías rectas para restablecer el régimen de flujo general. Por ejemplo, tal y como se ha mencionado anteriormente, un codo tiende a separar las fases con la fase líquida pesada moviéndose cerca de la pared del radio mayor del codo y el vapor más ligero moviéndose cerca de la pared del radio menor del codo.

15 Por estas tres razones no es posible normalmente predecir de forma acertada el régimen de flujo real en una tubería o un canal de flujo. De forma adicional, debido a las variaciones de las condiciones de funcionamiento tales como la temperatura, presión, caudal y composición química del fluido no es posible normalmente mantenerse en un único régimen de flujo durante todas las condiciones de funcionamiento relevantes en la unidad de proceso. Sin embargo, se han diseñado muchos separadores de corriente de dos fases para trabajar sólo en un único régimen de flujo.

20 Un primer ejemplo de dicho separador de corriente de dos fases se da en la patente US 4.516.986. El separador consiste en una tubería interior 12 insertada en la tubería principal 10. En el área anular entre las tuberías interior y principal se sitúa un deflector 13. El régimen de flujo deseado en la tubería principal es el régimen de flujo anular donde el líquido fluye en un anillo anular cerca de la pared de la tubería y el vapor fluye a velocidad elevada por el centro de la tubería. Parte del líquido que fluye cerca de la pared de la tubería se intenta recoger en el volumen del extremo cerrado 14. Desde el volumen del extremo cerrado 14, el líquido se encamina a través de una línea externa 15 a través de una válvula de control 23. El vapor se recoge del volumen de vapor anular 30 aguas abajo del deflector 13 y se envía a través del ramal de tubería 11 donde se combina con el líquido de la válvula de control. Se utiliza un medidor de flujo 20 en la corriente de dos fases en el ramal de tubería 11 para controlar el flujo de líquido. No se describe como el medidor de flujo puede medir con precisión la relación vapor/líquido. Con el fin de medir la relación vapor/líquido normalmente sería necesario medidas separadas de flujo del flujo de vapor y del flujo de líquido. Para otros regímenes de flujo distintos del flujo anular tal como, por ejemplo, el flujo de estancamiento el rendimiento del divisor del dispositivo puede ser bajo. Incluso si el flujo anular es el régimen de flujo dominante en la tubería principal 10 cualquier accesorio para tubos tal como codos aguas arriba del separador alterarán el flujo. Por lo tanto, es necesaria una determinada sección de tubería recta aguas arriba del separador que puede ocupar un espacio adicional en la unidad de proceso. También pueden haber limitaciones en la capacidad de distribución del caudal. Cuando el caudal total se reduce por debajo del valor de distribución, se reduce rápidamente la caída de presión a través del deflector 13 y la caída de presión disponible a través de la válvula de control 23. En algún punto, la válvula de control funciona totalmente abierta y no tiene una capacidad mayor para controlar el flujo del líquido. Mediante la introducción de instrumentación y válvulas de control, el sistema ya no es tan simple y robusto como otros separadores de flujo de dos fases y se incrementa la caída de presión a través del separador. Generalmente, caídas de presión superiores aumentan el coste de funcionamiento para bombear y/o comprimir de la unidad de proceso. La patente describe cómo generar dos corrientes de salida. Si se requieren tres o más corrientes de salida, entonces, dos o más separadores en serie serían probablemente necesarios. Si se requieren muchas corrientes de salida, entonces, el sistema de separadores será bastante complejo y la caída de presión necesaria sería excesiva.

50 En la patente americana US-4.800.921 se muestra un segundo ejemplo donde se proporciona a colector horizontal 16 con ramales de salida 14a, 14b, 14c, etc. y donde el ramal de salida aguas arriba está a un nivel elevado y el nivel de cada ramal de salida aguas abajo se reduce sucesivamente. La idea debería ser que si el flujo anular es el régimen de flujo en el colector, entonces, los distintos niveles de los ramales de salida deberían asegurar que el espesor del anillo de líquido anular sea aproximadamente el mismo en el punto de cada ramal de salida. De esta manera, se reivindica que la relación de vapor/líquido en cada corriente de ramal que casi idéntica. Tal y como se ha mencionado, es difícil predecir y mantenerse dentro de un régimen de flujo determinado para todas las condiciones relevantes de funcionamiento. Además, incluso si puede mantenerse un flujo anular en la línea principal, la relación vapor/líquido se espera que sea función del caudal total en cada línea de ramal. Cuanto mayor sea el caudal en una línea de ramal, mayor vapor se aspirará dentro de la tubería y, por lo tanto, mayor será la relación de vapor respecto al líquido. Si el régimen de flujo durante ciertos modos operativos es diferente del esperado, por ejemplo, flujo estratificado, entonces, el resultado es una grave mala distribución de las fases hacia los ramales de salida.

65 En la patente US 4.574.837 se muestra un tercer ejemplo donde una determinada distribución de fases en una tubería principal horizontal 10 se supone conocida. Se proporcionan aberturas a distintos niveles en la tubería principal para permitir que los fluidos fluyan primero hacia una cámara anular 12 y, a continuación, además hacia una tubería en derivación 13. La relación vapor/líquido de la corriente en la tubería de derivación se fija mediante la selección de las áreas de flujo apropiadas de las aberturas en la cabeza y la cola de la tubería 10, respectivamente. Cuanto mayor sea el área de flujo en la cabeza de la tubería respecto al área de flujo en la cola, mayor será la relación de vapor a líquido

## ES 2 315 667 T3

conseguida en la tubería de derivación. El dispositivo trabajará solamente durante el flujo estratificado y regímenes de flujo estratificado con olas. También, el dispositivo sólo generará una corriente dividida con la relación de vapor a líquido deseada cuando el nivel de líquido en la tubería principal sea previsible. En consecuencia, el dispositivo sólo funcionará para pequeñas velocidades de flujo y para propiedades y una relación vapor/líquido fijadas. La mayoría de aplicaciones comerciales se caracterizan por tener velocidades de flujo elevadas y una variación significativa en las propiedades y en la relación vapor/líquido.

En la patente US 4.574.827 y la patente US 5.437.299 se muestran otros ejemplos de separadores de flujo que cuentan con un determinado régimen de flujo establecido aguas arriba del separador.

### Tipo 4

#### *Dispositivos que utilizan fuerzas centrífugas*

En la patente US 5.059.226 se describe un separador de flujo de dos fases centrífugo. El separador centrífugo tiene una entrada 28 de fluido tangencial hacia una cámara de turbulencias 23. En el fondo de la cámara de turbulencias existe un nodo central 38 y difusores 39 que dirigen el vapor y el líquido turbulento hacia las aperturas de salida 36 y hacia los canales de salida 37. No es fácil entender qué hace la fuerza motriz en la distribución de la fase líquida. La entrada de fluido no es simétrica puesto que sólo hay una entrada 28 en un lado del dispositivo. El líquido es turbulento a lo largo de la pared interior de la cámara de turbulencias pero debido al diseño asimétrico no se espera un flujo uniforme y espesor de la capa/película líquida. En consecuencia, se espera que algunos de los difusores 39 recojan más líquido que otros lo que conduce a una distribución del líquido inferior a la óptima en los canales de salida 37.

### Tipo 5

#### *Dispositivos que utilizan una fuente de energía externa para generar flujo disperso*

En la patente EP 0003202 B1 se muestra un ejemplo de dicho equipo. Se utiliza un motor 32 y un dispositivo de agitación rotatorio en un eje 28 para dispersar la mezcla de líquido y vapor aguas arriba del separador donde el flujo de entrada se separa hacia los canales de salida 4a, 4b y 4c. El dispositivo probablemente trabaja ya que puede generarse un régimen de flujo disperso mediante la adición de un esfuerzo de eje hacia el eje 28 sin variaciones en los caudales ni propiedades del fluido. El principal problema con este tipo de equipos es obtener un buen cierre entre el eje 28 y la tubería/curva 21 que no es tarea fácil (tampoco un diseño económico) para aplicaciones de elevadas presiones tipo hidrocraqueo (hasta 300 bar). También el coste inicial, el coste de mantenimiento del equipo rotatorio y el coste del consumo energético para el motor son todos elevados.

### Tipo 6

#### *Dispositivos que primero separan vapor y líquido en la corriente de entrada y, a continuación, distribuyen cada fase hacia corrientes de salida*

Un primer ejemplo de un separador de flujo para la separación de una corriente de entrada de dos fases en tres corrientes de salida utilizando un separador de vapor/líquido convencional y instrumentación convencional se muestra en la Figura 2. Una corriente de entrada de dos fases fluye a través de la línea 11 hacia un separador 10 donde la fase líquida 13 se separa de la fase vapor 12. La fase vapor se dirige vía la línea de salida de vapor 14 a las válvulas de control paralelas 15a, 15b y 15c. La posición o altura de aspiración de las válvulas de control se controla mediante los controladores de flujo 16a, 16b y 16c para obtener el caudal de vapor deseado a través de cada válvula de control. Las medidas de flujo se obtienen utilizando cualquier método convencional tal como placas perforadas o tubos Venturi combinados con un transmisor de  $\Delta P$ . Los controladores de flujo están en cascada con un controlador de presión 17. El controlador de presión es cambiante con los puntos de consigna de flujo a los controladores de flujo 16a, 16b, 16c con el fin de mantener la presión deseada en el separador 10. La fase líquida 13 se dirige vía la línea de salida de líquido 18 a las válvulas de control paralelas 19a, 19b y 19c. La posición o altura de aspiración de las válvulas de control se controla mediante los controladores de flujo 20a, 20b y 20c para obtener el caudal de líquido deseado a través de cada válvula de control. Las medidas de flujo se obtienen utilizando cualquier método convencional tal como, por ejemplo, una placa perforada con un transmisor de  $\Delta P$ . Los controladores de flujo están en cascada con un controlador de nivel 21. El controlador de nivel cambia los puntos de consigna de flujo a los controladores de flujo 19a, 19b y 19c con el fin de mantener el nivel de líquido deseado en el separador 10. Finalmente, las corrientes de vapor de las válvulas 15a, 15b y 15c se combinan con las corrientes de líquido de las válvulas 19a, 19b y 19c para generar las tres corrientes de salida de dos fases 22, 23 y 24.

La instrumentación para el separador de corriente de dos fases mostrado en la Figura 2 es algo compleja y a medida que aumenta la complejidad y el número de componentes tales como transmisores, válvulas de control y controladores también aumenta el riesgo de fallo y pérdida de control. Algunos sistemas aguas abajo pueden dañarse si la relación de vapor a líquido es demasiado elevada o demasiado baja durante dicho fallo o pérdida de control en el sistema de control. Son ejemplos, el riesgo de rotura de la tubería o formación de coque en una tubería de caldera debido al sobrecalentamiento de la tubería en el caso que la relación de vapor a líquido de la corriente que fluye en el interior de la tubería aumente de repente. Otro ejemplo es el riesgo de la rápida formación de coque en reactores

## ES 2 315 667 T3

de hidropcesamiento catalítico en paralelo si el reactor está funcionando con demasiada baja relación de vapor a líquido resultante de una deficiencia de hidrógeno, incluso en un corto periodo de tiempo. También la complejidad del sistema de control y el gran tamaño del recipiente separador 10 conlleva un coste elevado del separador.

5 En la patente US 4.293.025 se muestra un segundo ejemplo. Este separador de flujo de dos fases incluye un recipiente de separación 10 que tiene una boquilla de entrada de dos fases 11. Se sitúa una placa de choque de flujo 14 debajo de la boquilla de entrada para interrumpir la elevada velocidad de la corriente de entrada. Se proporcionan dos o más chimeneas 12 en el separador. Los extremos superiores se abren para permitir que el vapor entre por la chimenea. Se proporcionan aperturas 13 en las chimeneas para la entrada de líquido hacia la chimenea. Se sitúan topes 10 16 por encima de las aperturas de la chimenea para evitar la entrada de líquido directo en la cabeza de la chimenea. El flujo de líquido de cada chimenea se determina mediante el líquido de cabeza por encima de las aperturas 13 y el área de flujo de las aperturas. Para un nivel de líquido dado en el recipiente, el flujo de líquido en cada chimenea será casi constante. Por lo tanto, dicho separador de corriente de dos fases donde el líquido de cabeza es la fuerza motriz para la distribución de líquido a las corrientes de salida paralelas asegurará un flujo de líquido constante en 15 cada corriente de salida en lugar de una relación constante de vapor y líquido. Otro problema con los separadores de corriente donde el líquido de cabeza es la fuerza motriz para la distribución es una flexibilidad de flujo de líquido limitada. El área de las aperturas 13 debe diseñarse para obtener un nivel de líquido intermedio en el caudal de líquido diseñado. Si el flujo de líquido se dice que es 50% superior durante alguno de los modos de funcionamiento, entonces, el nivel de líquido deberá ser de aproximadamente 2,25 veces mayor que el nivel de líquido diseñado y entonces el líquido puede desbordar por las chimeneas y conducir a una mala distribución del líquido a las corrientes de salida. Si el flujo de líquido se dice que es 50% inferior que el flujo de líquido diseñado, entonces, el nivel de líquido sólo será de aproximadamente el 25% del nivel de líquido esperado. A pequeños niveles de líquido, el rendimiento de la distribución de líquido puede ser pobre debido a una mayor sensibilidad a las olas, instalación sin nivel y otras tolerancias de fabricación. La flexibilidad del flujo de líquido del separador puede ampliarse proporcionando aperturas 25 en más niveles. Sin embargo, si se proporcionan aperturas a más niveles, entonces, el rendimiento de la distribución de líquido en el punto diseñado se reduce respecto al separador con aperturas en un solo nivel.

Otros ejemplos de separadores donde el nivel de líquido es la fuerza motriz para incluso la distribución de líquido a cada corriente de salida se dan en la patente US 4.662.391; en la patente JP 03113251 A2; y en la patente JP 02197768 30 A2.

Un tercer ejemplo de separadores de flujo con separación de las fases líquido y vapor se muestra en la patente US 5.250.104. La mezcla de dos fases que fluye en la tubería 14 se separa en el separador 12. La fase vapor se divide en dos corrientes en la T 20. Cada una de las dos corrientes de vapor se hace pasar a través de un orificio 22 y 24. El líquido se recoge en el sumidero 30 y se hace pasar a través de las dos líneas de líquido paralelas 32 y 34. La caída de presión del flujo de vapor,  $\Delta P_V$ , a través del orificio es casi proporcional a la velocidad de vapor volumétrica al cuadrado. La caída de presión del flujo de líquido,  $\Delta P_L$ , a través de las líneas de líquido 32 y 34 consiste en un término estático,  $\Delta P_{SL}$ , debido a la diferencia en el desnivel del nivel líquido en el sumidero 30 y los extremos de la tubería de líquido 40 y 42 y un término de fricción,  $\Delta P_{FL}$ .  $\Delta P_{FL}$  es casi proporcional al caudal de líquido volumétrico al cuadrado. 40 Puesto que la ruta de vapor y de líquido a través del separador son rutas paralelas la caída de presión debe ser idéntica:

Ecuación (1)

$$\Delta P_V = \Delta P_{SL} + \Delta P_{FL}$$

45 El área de flujo de los orificios de vapor y las tuberías de líquido se diseñan para un determinado caudal de flujo de vapor QV y un determinado caudal de flujo de líquido QL. Ahora si, por ejemplo, el flujo de vapor real es 50% superior durante algún modo de funcionamiento entonces  $\Delta P_V$  es 125% superior al esperado. Puesto que el flujo de líquido no ha cambiado,  $\Delta P_{FL}$  tampoco cambia. Por lo tanto, con el fin de completar la ecuación (1), la  $\Delta P_{SL}$  debe aumentarse 1,25 x  $\Delta P_V$ . El resultado es que el nivel de líquido en el sumidero 30 debe reducirse significativamente y en algún punto no habrá nivel de líquido en el sumidero y tanto el vapor como el líquido entrarán en las líneas de líquido 32 y 34. En dicho caso habrá una pobre distribución del líquido a las líneas paralelas 32 y 34. Por otro lado, si el flujo de vapor se dice que es 50% inferior al flujo de vapor diseñado durante algún modo de funcionamiento, entonces,  $\Delta P_V$  será 75% inferior al esperado. En este caso, el nivel de líquido en el sumidero 30 aumentará significativamente y rebosará el sumidero provocando que el líquido fluya a los orificios 22 y 24 y una mala distribución. El separador sólo funcionará adecuadamente en el caudal de vapor y en el caudal de líquido para el que se diseñó. La flexibilidad del flujo de líquido y de vapor del separador es insuficiente para la mayoría de aplicaciones industriales que normalmente se caracterizan por una variación significativa tanto en el caudal de líquido como en el caudal de vapor y en las propiedades del líquido 60 y del vapor como la densidad, la viscosidad y la tensión superficial.

### Descripción resumida de la invención

65 La invención es un dispositivo para la separación de una corriente de entrada de dos fases en dos o más corrientes de salida. El dispositivo puede diseñarse para mantener cercano a idéntico la relación de vapor a líquido en cada una de las corrientes de salida.

## ES 2 315 667 T3

El separador de la presente invención, en una realización, se muestra en la Figura 3A, 3B y 3C. La corriente de entrada se dirige vía una tubería de entrada hacia un recipiente de separación. Debajo de la entrada de la tubería de entrada en el recipiente se proporciona una placa de choque de flujo para interrumpir la velocidad elevada de la corriente y para dirigir la corriente hacia las paredes interiores del separador donde el líquido chocará y se separará de la fase vapor. En el recipiente de separación, se consigue la separación de las fases líquido y vapor.

Dentro del separador se sitúan dos canales de succión verticales. Estos canales de succión están en comunicación fluida con las dos tuberías de salida a través de las cuales las corrientes de salida dejan el separador. Los extremos inferiores de los canales de succión están sumergidos en la fase líquida. Los canales de succión están provistos de aperturas en las paredes laterales. El vapor fluye a través de las aperturas que están por encima del nivel del líquido en el separador. Cuando el vapor fluye a través de estas aperturas se genera una caída de presión a través de la pared del canal de succión. En consecuencia, el líquido se levanta en el canal de succión. El líquido se mezcla con el vapor dentro del canal de succión y la mezcla de dos fases fluye hacia arriba a través del canal y sale del separador y el separador de corriente de dos fases a través de las tuberías de salida.

El nivel de líquido en el separador se determina principalmente por el caudal de vapor que entra en el recipiente. A bajos caudales de vapor el nivel de líquido es elevado y a elevados caudales de vapor el nivel de líquido es bajo. El nivel de líquido casi nunca se ve afectado por el caudal de líquido.

A pesar del estado de la técnica tal y como se ha descrito más arriba, la invención presenta todas y cada una de las siguientes ventajas:

- A) El separador de la presente invención puede diseñarse para mantener casi idéntica la relación de vapor a líquido en las corrientes de salida. Alternativamente, el separador puede diseñarse para mantener relaciones de vapor a líquido específicas y diferentes en las corrientes de salida.
- B) El separador de la presente invención puede diseñarse para cualquier relación de separación. La invención también trabajará si la relación de separación real durante algún periodo de funcionamiento es diferente a la relación de separación para el que fue diseñado el separador.
- C) El separador de la presente invención funcionará igualmente bien a todos los regímenes de flujo en las tuberías de entrada.
- D) El separador de la presente invención no es sensible al trazado de los sistemas de tuberías aguas arriba o aguas abajo. Por ejemplo, el rendimiento no se ve modificado por la presencia de accesorios de tuberías tipo codos o válvulas aguas arriba del separador.
- E) Mediante el uso del separador de la presente invención puede obtenerse cualquier número de corrientes de salida. Mientras que los separadores de tuberías simétricas que utilizan una T de impacto sólo pueden producir 2, 4, 8, ... etc. corrientes de salida, la presente invención también puede producir 3, 5, 6, 7, 9 .... etc. corrientes de salida.
- F) El separador de la presente invención representa un diseño simple y robusto. No tiene instrumentación ni partes móviles. Sólo necesita un pequeño mantenimiento y la no vigilancia de los operadores de planta.
- G) El separador de la presente invención es un sistema abierto, que no es susceptible de formar incrustaciones. Por tanto, el uso del separador en una unidad de proceso no afectará la filosofía de protección por sobrepresión. Para las unidades de hidropcesamiento, el equipo situado aguas arriba del separador puede todavía protegerse por sobrepresión mediante válvulas de seguridad situadas aguas abajo del separador.
- H) La caída de presión del separador es pequeña (-0,05 bares en las condiciones diseñadas) y no puede encontrarse cómo elevar la caída de presión de los sistemas aguas abajo.
- I) El separador de la presente invención representa un diseño eficiente en coste y compacto.

### Breve descripción de las figuras

La Figura 1 representa el estado de la técnica y es una vista isométrica de un sistema de tuberías implicado en una separación de tuberías simétricas. En el ejemplo mostrado de una separación de tuberías simétrica, la corriente de entrada se separa en 4 corrientes de salida utilizando tres T para tuberías estándar.

La Figura 2 también representa el estado de la técnica y es un croquis de flujo de proceso de un separador de vapor/líquido con instrumentación utilizada para la separación de la corriente de entrada en tres corrientes de salida.

La Figura 3A, 3B y 3C representa una realización de la presente invención. La Figura 3A es una vista en sección lateral de la realización tomada a lo largo de la línea A-A. La Figura 3B es una vista en sección transversal tomada a lo largo de la línea B-B. La Figura 3C es una vista en alzado tomada a lo largo de la línea C-C.

## ES 2 315 667 T3

La Figura 4 es un croquis de flujo de proceso que muestra un primer ejemplo de una aplicación del separador de la presente invención. El separador se utiliza para separar una corriente de dos fases en tres sistemas de proceso paralelos que consisten en intercambiadores de calor, instrumentación y tuberías de calderas.

5 La Figura 5 es un croquis de flujo de proceso que muestra un segundo ejemplo de una aplicación del separador de la presente invención. El separador se utiliza para separar una corriente de dos fases en dos reactores químicos de lecho por goteo en paralelo.

10 La Figura 6A, 6B y 6C representa una realización adicional de la presente invención e ilustra diseños de canales de succión alternativos. La Figura 6A es una vista en sección transversal de la realización tomada a lo largo de la línea A-A. La Figura 6B es una vista en sección lateral tomada a lo largo de la línea B-B. La Figura 6C es una vista en sección lateral tomada a lo largo de la línea C-C.

15 La Figura 7A y 7B representan una realización adicional de la presente invención donde el separador se ha construido como una parte integral de un reactor químico. La Figura 7A es una vista en sección lateral de la parte del fondo de un reactor químico. La Figura 7B es una vista en sección transversal del canal de succión tomada a lo largo de la línea A-A de la Figura 7A.

20 La Figura 8 representa una realización de la presente invención donde el separador se ha construido como una parte integral de un intercambiador de calor de tubería y carcasa. La Figura 8 es una vista en sección lateral del intercambiador de calor y del separador.

25 Realizaciones alternativas de la presente invención incluyen pero no se limitan a los diseños mostrados en las figuras.

### Antecedentes de la invención

30 La separación de una corriente de dos fases en dos o más corrientes de salida con idéntica relación de vapor a líquido en cada corriente de salida es necesaria en muchos tipos de equipamientos de procesos industriales. Son ejemplos:

- 35 • En tuberías de calderas paralelas de altos hornos se utilizan muy a menudo para los fluidos de procesos con el fin de evitar un diámetro de tubería de caldera excesivo y para permitir un diseño de caldera económico.
- 40 • Se utilizan a menudo en trenes paralelos de plantas de procesos modernos de intercambiadores de calor tal como trenes de intercambiadores de calor de tuberías y carcasas. Conlleva evitar diámetros excesivos del conjunto de tuberías y/o optimizar la integración de calor en una planta de proceso.
- 45 • Los conjuntos de equipos de refrigeración están muy a menudo organizados en paralelo debido a las limitaciones en el tamaño del conjunto y debido a la pobre distribución de fluidos hacia las tuberías de equipos de refrigeración paralelos en caso de longitudes excesivas del colector de entrada.
- 50 • Los reactores químicos tales como reactores de lecho por goteo pueden estar dispuestos en una configuración en paralelo. En aplicaciones con elevadas presiones esto puede comportar reducir el diámetro del reactor y por tanto el coste total del reactor. En la modernización de plantas de proceso donde es necesario añadir un volumen mayor de catalizador a la planta existente, la adición de un nuevo reactor químico en paralelo en lugar de en serie con uno ya existente es a menudo muy atractivo desde un punto de vista económico. La razón es que si se añade un nuevo reactor en serie con el ya existente entonces la caída de presión del reactor total aumenta significativamente. Esto puede conducir a la necesidad de realizar sustituciones caras y a mejorar las prestaciones de las bombas y/o compresores. Por otro lado, si se añade un nuevo reactor en paralelo, entonces, la caída de presión puede en realidad reducirse para aumentar la producción en la planta incluso con las mismas bombas y compresores.

55 La historia ha mostrado que los intentos de separación de una corriente de dos fases en muchos casos ha fracasado para producir corrientes de salida de igual relación de vapor a líquido. Ejemplos de las consecuencias de una relación desigual de vapor a líquido en las corrientes de salida son:

#### 60 *Para calderas*

Las tuberías de calderas que reciben la corriente con una relación de vapor a líquido elevada reciben mayor calor que las tuberías de calderas que reciben la corriente con una relación de vapor a líquido baja debido a la menor capacidad de calentamiento del vapor respecto del líquido. Por lo tanto, la temperatura del metal de la tubería máxima permitida puede alcanzarse incluso debajo del valor de calentamiento para el cual se diseñó la caldera. De esta manera, la caldera puede no transferir el calor por el cual se diseñó originalmente. Las consecuencias pueden ser bajo caudal de producción de las unidades de proceso. En funcionamiento con hidrocarburos una temperatura superior del metal de la tubería conlleva un aumento de la velocidad de formación de coque en la pared de las tuberías. El resultado puede

## ES 2 315 667 T3

ser el cierre prematuro de la unidad debido a la necesidad de descoquización de las tuberías de la caldera. Finalmente, si el vapor y el líquido se distribuye a cada tubería de la caldera paralela mediante sistemas de control automático tales como válvulas de control de flujo, entonces, en caso de fallo del sistema de control una o más tuberías de la caldera pueden de repente no recibir nada de alimentación de líquido. La consecuencia podría ser un sobrecalentamiento y rotura de la tubería de la caldera.

### *Para intercambiadores de calor y equipos de refrigeración*

Para los intercambiadores de calor en paralelo y equipos de refrigeración el rendimiento térmico global se reduce significativamente en el caso de una relación desigual de vapor a líquido. Especialmente en aplicaciones críticas con un planteamiento de temperaturas próximas entre las corrientes de frío y calor. Por ejemplo, si un sistema de transferencia de calor consiste en dos intercambiadores de calor en paralelo A y B, y el intercambiador A recibe una corriente con una relación de vapor a líquido elevada mientras el intercambiador B recibe una corriente con una relación de vapor a líquido baja. La conducción  $\Delta T$  en el intercambiador A es inferior debido a la menor capacidad de calentamiento de esta corriente. Por lo tanto, la función del calor transferido en el intercambiador A es inferior. En el intercambiador B la conducción  $\Delta T$  es superior debido a la mayor capacidad de calentamiento de esta corriente. Por lo tanto, la función del calor transferido en el intercambiador B es superior. Sin embargo, el aumento de la transferencia de calor en el intercambiador B no es suficientemente elevado para compensar la baja transferencia de calor en el intercambiador A. El efecto total es una reducción significativa del calor total transferido en los intercambiadores. La consecuencia de una transferencia de calor inferior a la esperada en los intercambiadores puede ser una velocidad de producción inferior de la unidad de proceso que tiene consecuencias económicas graves.

Para algunos casos una distribución desigual de líquido hacia los intercambiadores en paralelo puede también representar incrustaciones, taponamiento y/o corrosión. Un ejemplo son los intercambiadores de calor en paralelo con vaporización de un líquido. Normalmente, las plantas de proceso se diseñan de manera que se evite una vaporización completa dentro del intercambiador. En otras palabras se impide llegar al punto de secado. La razón es que siempre habrá contaminantes en las corrientes de proceso que no evaporarán. Si tuviera lugar el punto de secado en alguna zona del intercambiador estos contaminantes se depositarían en las superficies del intercambiador de calor de manera que el líquido que estos contenían originalmente disuelto o dispersado habría desaparecido. Ahora, si uno de los intercambiadores en paralelo recibe significativamente menos líquido del previsto entonces puede llegarse al punto de secado en este intercambiador incluso si no se hubiera previsto en el diseño de la planta. El resultado puede ser incrustaciones graves y/o problemas de taponamiento en este intercambiador seguido de baja velocidad de transferencia de calor y la necesidad del cierre prematuro de la unidad para la limpieza de los intercambiadores.

Otro ejemplo es el conjunto de equipos de refrigeración de aire en una unidad de hidroprocesamiento. Cuando el efluente se enfría, las sales de amonio tipo  $\text{NH}_4\text{Cl}$  y  $\text{NH}_4\text{HS}$  precipitarán y puede provocar corrosión grave y problemas de taponamiento. Por lo tanto, se añade agua de lavado para disolver estas sales. Sin embargo, la historia ha mostrado que la separación de la corriente de proceso incluyendo el agua de lavado a conjuntos de equipos de refrigeración conduce a una pobre distribución del agua de lavado y a problemas de corrosión y taponamiento en los conjuntos que reciben poca o ninguna agua de lavado.

### *Para reactores químicos*

Para los reactores químicos paralelos tales como los reactores de lecho por goteo en una unidad de hidroprocesamiento que consigan una relación idéntica de vapor a líquido en la entrada de cada reactor es de más alta importancia. En un reactor de hidroprocesamiento tal como un reactor de hidrocrackeo o tratamiento con hidrógeno donde los componentes de hidrocarburo reaccionan con hidrógeno en presencia de un catalizador sólido a una alimentación con una relación baja de vapor a líquido hacia un reactor conducirá a una presión parcial de hidrógeno más baja que de nuevo conducirá a una velocidad de reacción inferior, una velocidad de formación de coque mayor y una desactivación del catalizador. Incluso cortos periodos de funcionamiento con demasiada baja relación de vapor a líquido de la alimentación al reactor puede representar un daño grave a la carga cara de partículas de catalizador en los reactores.

### **Descripción detallada**

El separador de la presente invención puede diseñarse para ser manipulado a cualquier relación de separación requerida. La relación de separación se define como el flujo de masa total de una corriente de salida dividido entre el flujo de masa total de la corriente de entrada. Por ejemplo, la invención puede diseñarse para una separación del 50%/50% pero también para una separación de 5%/95%. Puesto que el separador de dos fases es un sistema abierto sin ninguna válvula de control y con poca caída de presión global, es la potencia hidráulica de los sistemas de flujo aguas abajo y no el separador mismo de dos fases el que marca la relación de separación. Cuando se diseña adecuadamente el separador se asegurará que la relación de vapor a líquido en cada una de las corriente de salida estén próximas a iguales incluso si la relación de separación se desvía de la que se diseñó el separador de dos fases. La razón se describe a continuación:

Es decir que un separador de corriente se ha diseñado para separar una corriente de entrada de dos fases en dos corrientes de salida con relaciones de separación de 30%/70% para el canal de succión A y B respectivamente. Dicho diseño normalmente representa aperturas de tamaños diferentes en los dos canales de succión y una diferente área

## ES 2 315 667 T3

de sección transversal de los dos canales de succión. Ahora durante algunos modos de funcionamiento la relación de separación podría ser de 40%/60% en lugar de 30%/70% para la que se diseñó el separador de dos fases. En dicho caso, fluye más vapor que el previsto originalmente a través de las aperturas en el lado del canal de succión A. La caída de presión del exterior respecto el interior del canal de succión A es por lo tanto más grande. En consecuencia, se recoge más líquido dentro del canal de succión. Menos vapor que el previsto originalmente fluye a través de las aperturas en el lado del canal de succión B debido a la relación de separación inferior para este canal de succión. La caída de presión del exterior respecto la del interior del canal de succión B es por lo tanto inferior. En consecuencia, se recoge menos líquido dentro del canal de succión. De esta manera, el diseño tiende a compensar la diferente relación de separación.

Si la relación de separación para un canal de succión dado durante determinados modos de funcionamiento es superior al previsto entonces el flujo de vapor superior conducirá a un flujo de líquido superior. De forma similar, si la relación de separación de un canal de succión dado es inferior al previsto entonces el flujo de vapor inferior conducirá a un flujo de líquido inferior. El resultado es que la relación de vapor a líquido en la tubería de salida sólo se ve afectada por la relación de separación que ha cambiado en un pequeño grado.

Un primer ejemplo de la capacidad del separador de mantener idénticas las relaciones de vapor a líquido en las corrientes de salida se da en la Figura 4 que muestra un croquis de un flujo de proceso de un sistema de proceso con intercambiadores de calor paralelos, instrumentación y tuberías de caldera. La corriente fría de alimentación de dos fases 50 debe calentarse por intercambiador de calor con las corrientes calientes 58 y 65 y mediante la utilización de la caldera 61. Primero, se separa la corriente fría 50 en tres corrientes 52, 53 y 54 mediante la utilización del separador 51 de la presente invención. La corriente de salida 52 se hace pasar a través de la línea A que consiste en los laterales de la carcasa de los intercambiadores de calor de tuberías y carcasa 55a, 55b, 55c y 55d y el paso de tubería 67 de la caldera 61. La corriente de salida 53 se hace pasar a través de la línea B que consiste en los laterales de la carcasa de los intercambiadores de calor de tuberías y carcasa 56a, 56b, 56c y 56d y el paso de tubería 68 de la caldera 61. La corriente de salida 54 se hace pasar a través de la línea C que consiste en los laterales de tuberías del intercambiador de calor de tuberías y carcasa 57a, 57b y 57c y válvula de control 69. Las corrientes de salida 62, 63 y 60 de la línea A, B y C respectivamente se combinan en la corriente de producto 64. Los caudales de flujo de vapor y líquido diseñados y propiedades del separador 51 se dan en la tabla 1.

TABLA 1

*Caudales de vapor y líquido diseñados y propiedades del separador 51 en la Figura 4*

	Caso diseñado
Flujo de Vapor, m <sup>3</sup> /h	1400
Densidad del Vapor, kg/m <sup>3</sup>	9,5
Viscosidad del Vapor, cP	0,08
Flujo de Líquido, m <sup>3</sup> /h	260
Densidad del Líquido, kg/m <sup>3</sup>	765
Viscosidad del Líquido, cP	0,36
Tensión superficial del Líquido, dinas/cm	14,7

El separador 51 se diseñó para una relación de separación de 40%/40%/20% en la línea A, B y C respectivamente. El objetivo era una relación idéntica de vapor a líquido de cada una de las corrientes de salida 52, 53 y 54. Cuando la relación de separación real es idéntica a la relación de separación diseñada de 40%/40%/20% la relación de vapor a líquido en las tres corrientes de salida 52, 53 y 54 estará próxima a la igualdad. Sin embargo, ocurrió que la caída de presión para un caudal dado fue 20% superior en la línea A de la prevista. La diferencia en la resistencia al flujo se debió a un diferente trazado de tuberías y un intercambiador ligeramente diferente y diseño de caldera para las dos líneas paralelas A y B. También, ocurrió que la caída de presión para un caudal dado fue 30% inferior en la línea C de la originalmente prevista. La baja resistencia al flujo de la línea C se debió a requisitos de flujo superiores controlados por la válvula de control 69. Debido a la diferente resistencia al flujo de los sistemas de flujo paralelos la relación de separación fue diferente de la esperada.

Ahora, la diferencia en la relación de vapor a líquido en cada línea paralela provocada por la diferencia respecto la resistencia al flujo prevista de la línea A y línea C se evaluó durante 9 puntos de los caudales de vapor y líquido. Los puntos de caudales de vapor y líquido evaluado y los resultados se muestran en la tabla 2. Los flujos de vapor y líquido

## ES 2 315 667 T3

corresponden a 50%, 100% y 200% de los caudales diseñados de vapor y líquido respectivamente. Los resultados de la evaluación tales como  $\Delta P$  a través del separador,  $\Delta P$  a través de las tres líneas, la relación volumétrica de vapor a líquido para las corrientes 52, 53 y 54 y la %DVLR también se muestran en la Tabla 2. El tanto por ciento de la diferencia en la relación vapor a líquido (%DVLR) se define como:

Ecuación (2)

$$\%DVLR = \frac{1}{N_{split}} \sum_{i=1}^{N_{split}} \frac{abs[VL_i - VL_{feed}]}{VL_{feed}} \times 100\%$$

Donde  $VL_i$ , y  $VL_{feed}$  son la relación de vapor a líquido volumétrico de la corriente de salida "i" y la corriente de alimentación "feed" de entrada respectivamente, y donde "Nsplit" (número de separaciones) es el número de corrientes de salida del separador.

Tal y como se muestra en la Tabla 2 el diseño del separador dado muestra un rendimiento excelente respecto un muy amplio margen de caudales de vapor y líquido incluso cuando la resistencia al flujo de los sistemas aguas abajo son diferentes a los diseñados originalmente.

La relación de vapor a líquido varía de 1,3 a 21,5 y la caída de presión de las líneas varía de 1,3 bares a 20,9 bares. La media %DVLR debida al 20% superior de resistencia al flujo de la línea A y al 30% inferior de resistencia al flujo de la línea B es tan baja como un 2,97%.

TABLA 2

*Rendimiento del separador 51 con resistencia al flujo diferente a la esperada de sistemas aguas abajo*

Flujo de vapor, m <sup>3</sup> /h	Flujo de Líquido, m <sup>3</sup> /h	$\Delta P$ del separador 51, bares	$\Delta P$ de cada línea A, B y C, bares	Relación volumétrica Vapor / líquido			%DVLR
				Corriente 52	Corriente 53	Corriente 54	
700	130	0,02	1,34	5,84	5,39	4,74	6,89
1400	130	0,03	2,58	11,63	10,78	9,57	6,40
2800	130	0,07	5,51	22,42	21,53	20,27	3,34
700	260	0,03	2,96	2,78	2,69	2,56	2,77
1400	260	0,05	5,25	5,57	5,38	5,11	2,82
2800	260	0,09	10,1	10,87	10,59	10,20	2,11
700	520	0,07	7,35	1,36	1,35	1,33	0,71
1400	520	0,10	11,7	2,72	2,69	2,65	0,87
2800	520	0,15	20,9	5,43	5,38	5,30	0,82
Media:							2,97

El rendimiento del separador se ve afectado por las tolerancias mecánicas durante la fabricación e instalación del separador. LA evaluación relativa de los canales de succión y del área de flujo de las aperturas en los canales de succión afecta especialmente al rendimiento.

## ES 2 315 667 T3

Un segundo ejemplo de una aplicación del separador de la presente invención se muestra en el diagrama de flujo de proceso en la figura 5. Un reactor de lecho por goteo 75 situado con  $190 \text{ m}^3$  de partículas de catalizador es demasiado pequeño para producir el producto deseado al caudal deseado. Por lo tanto,  $90 \text{ m}^3$  de volumen de catalizador adicional deben añadirse. En lugar de añadir el nuevo volumen de catalizador en serie con el reactor existente se instala un nuevo reactor 74 en paralelo con el reactor existente 75. Se utiliza el separador 71 de la presente invención para separar la corriente de alimentación de dos fases 70 en dos corrientes de salida 72 y 73 que se alimentan a los reactores 75 y 74 respectivamente. La relación de separación es 32%/68% al reactor 74 y 75 respectivamente. Aguas abajo de los reactores, la corriente de salida 76 del reactor 74 se combina con la corriente de salida 77 del reactor 75 dentro de la corriente de producto 78. Se intenta que los canales de succión en el separador 71 estén al mismo nivel pero en este ejemplo el canal de succión A que corresponde a la corriente 72 se eleva 10 mm por encima de la del canal de succión B que corresponde a la corriente 73. También el área de flujo de las aperturas en el canal de succión A es 2% mayor a la deseada y el área de flujo de las aperturas en el canal de succión B es 2% inferior a la deseada. Tanto la diferencia de nivel de los canales de succión como la diferencia en el área de flujo de las aperturas aumentará la relación de vapor a líquido de la corriente 72 respecto a la corriente 73.

El separador 71 se ha diseñado para caudales de vapor y líquido y con las propiedades dadas en la tabla 3.

TABLA 3

*Caudales diseñados de vapor y líquido y propiedades para el separador de la figura 5*

	Caso diseñado
Flujo de Vapor, $\text{m}^3/\text{h}$	1170
Densidad del Vapor, $\text{kg}/\text{m}^3$	27,0
Viscosidad del Vapor, cP	0,022
Flujo de Líquido, $\text{m}^3/\text{h}$	421
Densidad del Líquido, $\text{kg}/\text{m}^3$	566
Viscosidad del Líquido, cP	0,115
Tensión superficial del Líquido, dinas/cm	4,5

Ahora la diferencia en la relación de vapor a líquido, %DVLR, tal y como se ha definido en la ecuación (2) debida a la fabricación mencionada más arriba y a las tolerancias de instalación se evalúa para un amplio margen de condiciones de funcionamiento. Las condiciones de funcionamiento evaluadas se dan en la Tabla 4 y se corresponden al 50%, 100% y 200% de caudales diseñados de vapor y líquido respectivamente. Los resultados de la evaluación tales como  $\Delta P$  a través del separador,  $\Delta P$  a través de los reactores, la relación volumétrica de vapor a líquido para las corrientes 72 y 73 y la %DVLR también se dan en la Tabla 4.

(Tabla pasa a página siguiente)

## ES 2 315 667 T3

TABLA 4

*Rendimiento del separador con el caso de la peor fabricación y tolerancias de instalación*

Flujo de vapor, m <sup>3</sup> /h	Flujo de líquido, m <sup>3</sup> /h	$\Delta P$ del separador, bares	$\Delta P$ de cada reactor, bares	Relación volumétrica Vapor/Líquido		%DVL
				Corriente 72	Corriente 73	
585	211	0,02	0,53	2,87	2,58	5,20
1170	211	0,04	1,00	5,72	5,20	4,69
2340	211	0,08	2,22	11,39	10,49	4,07
585	421	0,04	1,23	1,44	1,30	5,00
1170	421	0,06	2,04	2,86	2,62	4,29
2340	421	0,09	3,19	4,65	4,27	4,17
585	842	0,08	3,33	0,72	0,64	6,01
1170	842	0,12	4,82	1,43	1,30	4,56
2340	842	0,19	8,08	2,85	2,63	3,99
Media:						4,66

Como puede verse de la Tabla 4, se consiguen rendimientos de separación excelentes sobre un margen muy amplio de caudales de vapor y líquido incluso con el peor caso de fabricación y tolerancias de instalación.

Para los dos ejemplos de la Figura 4 y 5, el separador se diseñó para producir corrientes de salida con relaciones idénticas de vapor a líquido. El separador de corriente también puede diseñarse para producir corrientes de salida de relaciones diferentes de vapor a líquido. Por ejemplo, el separador podría diseñarse para separar una corriente de entrada de dos fases en tres corrientes de salida con relaciones de separación de 20%/20%/60% y con relaciones volumétricas de vapor a líquido de 10/12/20. Sin embargo, en la mayoría de aplicaciones industriales es deseable en las corrientes de salida separadores de corriente de dos fases con relación idéntica de vapor a líquido.

La separación de vapor y líquido en el separador de la presente invención no necesariamente debe ser tan buena como en un separador de fases tradicional. Es suficiente que la parte de masa del líquido se separe del vapor. Se distribuirán gotas de líquido más pequeñas que pasan con el vapor hacia los canales de succión también aunque se distribuya eventualmente el vapor. Por lo tanto, la separación del separador de corriente de dos fases puede diseñarse para velocidades superiores de vapor lineal y de esta manera menor área de sección transversal respecto la de los separadores de fase tradicionales. También, el tiempo de retraso del líquido requerido es significativamente inferior para la separación con el separador de corriente de dos fases que para una separación tradicional con instrumentación como la que se muestra en la Figura 2. Los separadores tradicionales con instrumentación tienen un tiempo de retraso del líquido de 5-20 minutos para permitir durante el tiempo de respuesta para el sistema de control de nivel y para permitir a los operarios realizar acciones manuales en caso de fallo del sistema de control automático. Para el separador de corriente de dos fases se fija más o menos instantáneamente y principalmente se fija por la carga de vapor. Por lo tanto, el tiempo de retraso del líquido en la separación con el separador de corriente de dos fases puede ser tan pequeño como 5 segundos. El resultado total es que la separación con el separador de corriente de dos fases es muy compacto comparado con las separaciones de fase tradicionales utilizadas en la industria de proceso. Como ejemplo, se compara el tamaño y coste del recipiente de presión del separador 51 de la Figura 4 diseñado para los caudales de vapor y líquido y propiedades en la Tabla 1 con el tamaño y coste del recipiente de presión de una separación de fase convencional como la mostrada en la Figura 2. La separación de fases convencional también se diseña para los flujos de vapor y líquido y propiedades de la Tabla 1. Los resultados se dan en la Tabla 5.

# ES 2 315 667 T3

TABLA 5

*Comparación del tamaño y coste del recipiente de presión de un separador y de una separación convencional*

5

10

15

20

25

30

	Separador 51 de la Figura 4	Separador de fases convencional
Diámetro interior del recipiente, mm	800	2750
Longitud tangencial del recipiente, mm	1830	9700
Presión de diseño, bares	80	80
Temperatura de diseño, °C	230	230
Material de construcción	Acero al carbono	Acero al carbono
Coste del equipo estimado, dólares de EE.UU (2003)	21.600	374.000

35

40

El coste dado en la Tabla 5 es el coste del recipiente más elementos internos como los canales de succión. El coste de instalación incluyendo cimentación, edificación, aislamiento, sistemas de tuberías e instrumentación etc. no está incluido. El coste de la instalación total generalmente es 3 a 4 veces el coste del equipo dado en la Tabla 5. Como puede observarse de la Tabla 5, el separador de la presente invención representa un opción de bajo coste y compacto con respecto a la utilización de una separación de fases convencional.

45

Las Figuras 3A, 3B, 3C, 6A, 6B, 6C, 7A, 7B y 8 representan estructuras alternativas del separador de la presente invención. Las figuras se representan sólo para ejemplificar la invención y alternativas. Estas no tienen la intención de limitar el alcance de los conceptos descritos en la invención o servir como gráficos de trabajo. Estas no deben construirse como límites de capacidad del alcance del concepto inventivo de la invención. Las dimensiones relativas mostradas en los dibujos no deben considerarse iguales o proporcionales a las realizaciones comerciales.

50

55

60

A continuación se hará referencia a las figuras de las realizaciones de la presente invención. El separador 30 mostrado en la figura 3A, 3B y 3C es un separador para la separación de una corriente de entrada 41 en dos corrientes de salida 42 y 43. El separador 30 consiste en un recipiente 31 con una tubería de entrada 32 y dos tuberías de salida 44 y 45. La tubería de entrada 32 está conecta a la pared del recipiente 31 con una junta hermética del fluido. El extremo inferior de la tubería 32 está abierto para permitir que la corriente de entrada 42 entre en el recipiente 31. Debajo de la tubería de entrada 32 hay una placa de choque de flujo 33 con paredes laterales 40. La placa de choque de flujo 33 y las paredes laterales 40 forman un canal de flujo que primero dividen la corriente de entrada 41 en dos corrientes y, entonces, dirigen estas dos corrientes hacia la pared cilíndrica del recipiente 31. Se sitúan dos canales de succión verticales 34 y 35 en el recipiente 31. Cada canal de succión consiste en una tubería circular con extremos superior e inferior abiertos. El extremo inferior del canal de succión está sumergido en el líquido 39. El extremo superior o de salida del canal de succión 34 está conectado a la tubería de salida 44 y el extremo superior o de salida del canal de succión 35 está conectado a la tubería de salida 45 para formar dos canales de flujo fuera del recipiente 31. Las juntas herméticas del fluido están provistas entre las paredes del recipiente 31 y las tuberías de salida 44 y 45. El canal de succión 34 está provisto de aperturas 37 en los laterales de la tubería y el canal de succión 35 está provisto de aperturas 36 en el lado de la tubería.

65

A continuación durante el funcionamiento, la corriente de entrada de dos fases 41 entra al recipiente 31 a través de la tubería 32. El chorro de dos fases golpea la placa de choque de flujo 33 que frena la elevada velocidad de la corriente y dirige la corriente hacia las paredes cilíndricas del recipiente 31. Dentro del recipiente 31 la fase líquida 39 se separa de la fase vapor 38. La fase líquida se recoge en la zona de recogida de fase pesada en el fondo del recipiente mientras

## ES 2 315 667 T3

la fase vapor se encuentra en la zona de recogida de fase ligera en la parte superior del recipiente. A continuación, el vapor 38 fluye a través de la fracción de las aperturas 36 y 37 en los laterales de los canales de succión que están más arriba de la superficie del líquido. El flujo a través de las aperturas tiene una caída de presión desde fuera del canal de succión hacia el interior del canal de succión y, por lo tanto, el líquido se levanta dentro del canal de succión. El líquido 39 fluye a través de los extremos abiertos inferiores de los canales de succión 34 y 35 y a través de la fracción de las aperturas 36 y 37 que están debajo de la superficie del líquido en el recipiente 31. El líquido se mezcla con el vapor en los canales de succión y la mezcla de las dos fases fluye hacia arriba por el interior de los canales de succión hacia las salidas de los mismos y fuera del recipiente 31 a través de las tuberías de salida 44 y 45.

Preferiblemente, la entrada de alimentación se sitúa simétricamente entre los canales de succión tal y como se indica en la figura 3A. Esto representará la menor área de sección transversal requerida del recipiente para la separación de vapor/líquido y también distribuirá pequeñas gotas de líquido que están en la vía de vapor más uniformemente. Preferiblemente, el separador está diseñado de manera que la corriente de entrada de alimentación choque o impacta las placas y paredes tal y como se muestra en las Figuras 3B y 3C. Cuando la corriente de alimentación de entrada choca las placas y paredes, el líquido tiende a separarse de la fase vapor y también se evita que el chorro de entrada de elevada velocidad alcance la superficie líquida en el recipiente lo que podría representar una reentrada del líquido y la formación de olas.

El área total de las aperturas en los canales de succión se selecciona para obtener el nivel de líquido deseado en el recipiente. Una mayor área de las aperturas conlleva una menor caída de presión del vapor y, por lo tanto, un mayor nivel de líquido, de manera que la pequeña caída de presión está relacionada con la altura vertical que el líquido debe alzarse. A la inversa, un área más pequeña conlleva un nivel de líquido menor. El área de las aperturas en cada canal de succión puede utilizarse para establecer la relación de vapor a líquido de la corriente de salida de dicho canal de succión. Si el área de las aperturas en una canal de succión A se aumenta en relación al área de las aperturas en otro canal de succión B, entonces, la relación de vapor a líquido de la corriente de salida del canal de succión A aumenta en relación a la relación de vapor a líquido del canal de succión B. El área de sección transversal y la forma de cada canal de succión también afecta el nivel de líquido en el recipiente y la relación de vapor a líquido de cada corriente de salida.

Las aperturas en los canales de succión mostradas en la Figura 3A son agujeros circulares. Sin embargo, estas aperturas también pueden ser ranuras verticales o tener otras formas como forma de V, triangular, rectangular, poligonal, elipsoidal, etc.. El área de las aperturas no necesariamente necesita ser uniformemente distribuida sobre todo la altura del canal de succión. Por ejemplo, un canal de succión puede tener un área más pequeña de las aperturas cerca del extremo de fondo y un área más grande de las aperturas cerca del extremo de cabeza.

Los canales de succión mostrados en la Figura 3A y 3B tienen secciones transversales circulares pero los canales de succión también pueden tener muchas otras formas de sección transversal tales como triangular, rectangular, elipsoidal, poligonal, etc. También el área de sección transversal de los canales de succión puede variar a lo largo de la longitud del canal de succión.

Los extremos de cola de los canales de succión mostrados en la Figura 3A están abiertos para el flujo del fluido. Sin embargo, en muchos casos el rendimiento de separación mejorado puede conseguirse si los extremos de cola de los canales de succión están cerrados y, por lo tanto, todo el líquido debe pasar a través de las aperturas en los laterales de los canales de succión que están debajo de la superficie del líquido.

Los canales de succión del separador mostrado en la Figura 3A y 3B son verticales. Sin embargo, los canales de succión no necesitan estar completamente verticales. Es suficiente con que el canal de succión tenga una componente vertical o, en otras palabras, que el líquido se obligue por el canal de succión a fluir hacia arriba por delante de las aperturas para la entrada de vapor antes de alcanzar la salida del canal de succión principal dentro de una de las tuberías de salida 44 y 45.

El recipiente 31 del separador en la Figura 3A, 3B y 3C es un recipiente cilíndrico horizontal con cabeza elipsoidal. Sin embargo, el separador o recipiente de la presente invención puede tener cualquier forma y orientación. Otros ejemplos de formas de recipiente y orientaciones son recipientes cilíndricos verticales, recipientes esféricos, recipientes con forma de caja con secciones transversales rectangulares, etc.

Las corrientes de entrada y salida entran y salen a través de la pared de cabeza del recipiente 31 en la Figura 4. Sin embargo, las corrientes de entrada y salida pueden entrar a través de otras paredes tales como las paredes de fondo o laterales.

Ejemplos de variaciones de la presente invención se ilustran en el separador mostrado en la Figura 6A, 6B y 6C. El separador 80 consiste en un recipiente cilíndrico vertical 81. El separador tiene una corriente de entrada 88 que entra vía tubería 87 a través de la pared lateral del recipiente 81. Aguas abajo de esta entrada se sitúa una placa de impacto vertical 86. El separador tiene tres corrientes de salida 91, 92 y 85. La corriente de salida 91 fluye vía la tubería de salida 99 a través de la pared superior del recipiente 31. La tubería de salida 99 está conectada a una forma estanca al canal de succión 82. El canal de succión 82 tiene una sección transversal circular y se estrecha de manera que el área de sección transversal del canal disminuye hacia abajo. El canal de succión 82 está provisto de cuatro ranuras verticales 94. El canal de succión 82 está abierto para que el líquido fluya al extremo de cola. La corriente de salida

## ES 2 315 667 T3

92 fluye vía la tubería de salida 98 a través de la pared lateral del recipiente 31. La tubería de salida 98 está conectada a una forma estanca al canal de succión 83 utilizando una curva de 90° 97. El canal de succión 83 tiene una sección transversal cuadrada. El canal de succión 83 está provisto con cuatro ranuras con forma de V 93. El canal de succión 83 está abierto para que el líquido fluya al extremo de cola. La corriente de salida 85 fluye a través de la tubería 100 a través de la pared de fondo del recipiente 31. La tubería de salida 100 está conectada a una forma estanca al canal de succión 84 utilizando una curva de 180° 96. El canal de succión 84 tiene una sección transversal circular y está provisto de aperturas cuadradas 95. El canal de succión 84 está cerrado al flujo de líquido en el extremo de cola y, por lo tanto, todo el líquido debe fluir a través de las aperturas cuadradas 95.

10 Durante el funcionamiento la corriente de entrada de dos fases 88 entra al recipiente 81 a través de la tubería 87. El chorro de dos fases choca la placa de impacto 86 que frena la elevada velocidad de la corriente y conlleva en cierto grado a la separación de las fases. Dentro del recipiente 81, la fase líquida 90 se separa de la fase vapor 89. La fase líquida se recoge en el fondo del recipiente mientras la fase vapor está en la parte superior del recipiente. A continuación, el vapor 89 fluye a través de las aperturas 93, 94 y 95 en los laterales de los canales de succión 83, 82 y 84 respectivamente. El flujo de vapor a través de las aperturas provoca una caída de presión desde el exterior del canal de succión hasta el interior del canal de succión y, por lo tanto, el líquido se levanta dentro del canal de succión. El líquido 90 fluye a través de los extremos abiertos inferiores de los canales de succión 82 y 83 y a través de la fracción de las aperturas 93, 94 y 95 que están debajo de la superficie de líquido del recipiente 81. El líquido se mezcla con el vapor en los canales de succión y la mezcla de dos fases fluye dentro de los canales de succión y sale del recipiente 81 a través de las tuberías de salida 98, 99 y 100.

25 El rendimiento de separación de la presente invención se cuantifica como %DVLRL tal y como se ha definido en la ecuación (2) se reduce en las aplicaciones con relación elevada de vapor a líquido. En aplicaciones con elevada relación de vapor a líquido, el rendimiento de la presente invención puede mejorar significativamente utilizando elementos internos dentro de los canales de succión para aumentar la caída de presión en el flujo de dos fases dentro del canal de succión. Uno de los ejemplos de dichos elementos internos para aumentar la caída de presión es la utilización de uno o más orificios en el canal de succión y para mejorar el rendimiento de la separación. Además, la utilización de elementos internos dentro del canal de succión tiene un efecto en el modelo del flujo de dos fases en el canal de succión. Por ejemplo, la utilización de orificios tiende a eliminar el flujo con estancamiento no deseado cuando el líquido se estanca y el vapor guardado periódicamente fluye en el canal de succión. La mayor mejora en el rendimiento de separación por el uso de elementos internos en el canal de succión se consigue en aplicaciones con una elevada relación de vapor a líquido pero también se consigue alguna mejora en aplicaciones con baja relación de vapor a líquido. Por ejemplo, los separadores 51 y 71 de la figura 4 y 5 respectivamente incluían elementos internos en los canales de succión para mejorar el rendimiento de separación.

35 Todos los separadores 30, 51, 71 y 80 en la Figura 3A, 3B, 3C, 4, 5, 6A, 6B y 6C tienen su propio separador o recipiente. Sin embargo, la presente invención puede utilizarse como una parte integras de otros equipos de proceso tales como, por ejemplo, intercambiadores de calor de tuberías y carcasas y reactores químicos.

40 La figura 7A y 7B muestra un ejemplo de un separador de la presente invención que es una parte integral de un reactor químico de lecho por goteo 110. La Figura 7A muestra la parte de fondo de este reactor de lecho por goteo. Las partículas de catalizador 103 se cargan dentro de la carcasa de presión cilíndrica 101 con cabezas hemisféricas 102. El catalizador está soportado por una rejilla o tamiz de soporte del catalizador 104. La rejilla o tamiz de soporte del catalizador está diseñada de manera que las partículas de catalizador no puedan moverse a través del tamiz pero sí el vapor y el líquido. Debajo de la rejilla o tamiz de soporte del catalizador se sitúan dos canales de succión verticales 107. Cada canal de succión está provisto de ocho ranuras 108. Los canales de succión también están provistos de elementos internos para aumentar la caída de presión del canal de succión. Estos elementos internos consisten en cuatro orificios 109, 110, 111 y 112 para cada canal de succión. Cada canal de succión 107 está conectado a una boquilla de salida 105 de forma estanca utilizando canales 106 con curvas.

50 Durante el funcionamiento el vapor y el líquido fluyen en este momento hacia abajo a través del lecho de partículas de catalizador 103 y a través de la rejilla o tamiz de soporte del catalizador 104. Debajo de la rejilla o tamiz de soporte del catalizador 104 hay un espacio abierto donde la fase líquida 113 se separa de la fase vapor 114. La fase líquida 113 se recoge en el fondo del reactor. A continuación, el vapor 114 fluye a través de la parte pequeña de las ranuras 108 que están por encima de la superficie del líquido. El flujo a través de las ranuras provoca una caída de presión desde el exterior del canal de succión hacia el interior del canal de succión y, por lo tanto, el líquido se levanta dentro del canal de succión. El líquido 113 fluye a través de la abertura de los orificios inferiores 112 y a través de la parte pequeña de las ranuras 108 que están debajo de la superficie del líquido. El líquido se mezcla con el vapor en el canal de succión y fluye a través del canal de succión y los orificios y sale del reactor 110 a través de las boquillas 105.

60 La Figura 8 muestra un ejemplo de un separador según la presente invención que es una parte integral de un intercambiador de calor de tuberías y carcasa 120. El intercambiador de calor de tuberías y carcasa consiste en:

- 65 • Una cabeza 122 con una placa de cubierta 128, una boquilla de entrada lateral de tubería 129 y una boquilla de salida lateral de tubería 130.
- Una carcasa 121 con una boquilla de entrada 131 y dos boquillas de salida 125.

## ES 2 315 667 T3

- Un conjunto de tuberías en forma de U que consiste en tuberías en forma de U 124, una placa tubular 135 y trece deflectores de flujo 132.

5 La longitud de la carcasa 121 se ha incrementado ligeramente comparada con los diseños normales de intercambiadores de calor para tener espacio para un separador de dos fases según la presente invención en el lado de la carcasa aguas abajo del último deflector de flujo y aguas abajo de las curvas de 180° de las tuberías en forma de U 124. El separador consiste, esencialmente, en dos canales de succión verticales 126 con agujeros 127 en las paredes. El extremo de cola de los canales de succión 127 están abiertos y disponibles para el flujo de fluido.

10 Durante el funcionamiento el fluido lateral de la tubería entra al intercambiador a través de la boquilla 129 y se dirige a través y por el interior de las tuberías en forma de U y sale del intercambiador a través de la boquilla 130. El fluido lateral de la carcasa entra al intercambiador a través de la boquilla 131 y puede ser una corriente de una única fase o de dos fases. Además del la transferencia de calor, puede tener lugar en el intercambiador condensación o vaporización. El fluido lateral de la carcasa fluye por la parte exterior de las tuberías en forma de U. Los deflectores de flujo 132 generan diferentes secciones de flujo transversal donde el fluido lateral de la carcasa se fuerza a fluir a través en dirección perpendicular a las tuberías. Después de pasar el último deflector de flujo, la corriente de dos fases entra al espacio de separación donde el líquido 133 se separa del vapor 134. La fase líquida 133 se recoge en la cola de la carcasa 121. A continuación, el vapor 134 fluye a través de la fracción de agujeros 127 que están más arriba de la superficie del líquido. El vapor fluye a través de estos agujeros provocando una caída de presión desde el exterior del canal de succión hacia el interior del canal de succión y, por lo tanto, el líquido se levanta hacia arriba en el canal de succión. El líquido 133 fluye a través del extremo de cola abierto de los canales de succión 126 y a través de la parte pequeña de los agujeros 127 que están más abajo de la superficie del líquido. El líquido se mezcla con el vapor en el canal de succión y fluye a través del canal de succión y sale del intercambiador 120 a través de las boquilla 125.

25 En los ejemplos dados en las Figuras 4 y 5 se reparte una corriente de entrada de dos fases a sistemas de tuberías aguas abajo en paralelo y equipo de proceso. Sin embargo, la presente invención también puede utilizarse dentro del equipo de proceso para distribuir el vapor y el líquido uniformemente hacia los pasos paralelos en el equipo. Un ejemplo es la utilización de la presente invención en el colector de entrada.

30 En todos los ejemplos de la invención dados aquí sólo hay un canal de succión conectado a cada tubería de salida desde el separador. Sin embargo, puede utilizarse más de un canal de succión por corriente de salida. Si se utiliza más de un canal de succión por corriente de salida, entonces, los canales de succión conectados a una corriente de salida no necesariamente necesitaran ser idénticos. Por ejemplo, un separador diseñado para la separación de una corriente de entrada de dos fases en dos corrientes de salida puede tener un total de cinco canales de succión de tamaños diferentes con tres canales de succión todos conectados a una primera corriente de salida y los dos canales de succión restantes conectados a la segunda corriente de salida. En algunos casos, la utilización de canales de succión con tamaños diferentes para la misma corriente de salida puede conducir a un rendimiento en la separación mejorado.

40 En todos los ejemplos de aplicaciones según la invención dados aquí sólo hay una corriente de entrada al separador. Sin embargo, pueden utilizarse más de una corriente de entrada al recipiente de separación del separador. También pueden utilizarse entradas de una única fase que transfieren sólo vapor o sólo líquido.

45 Además de la capacidad de separación de una mezcla vapor-líquido de dos fases, el separador de la presente invención también puede utilizarse para separar una mezcla de dos fases de líquidos inmiscibles tales como una fase líquida de hidrocarburos y una fase líquida acuosa en dos o más corrientes de salida con la relación aceite a agua deseada en cada corriente de salida.

50 En términos generales puede destacarse en la presente invención lo siguiente:

La invención se refiere a un dispositivo de separación para la separación o división de una corriente de entrada de dos fases que consiste en una fase ligera y una fase pesada en dos o más corrientes de salida con la relación de fase ligera a pesada deseada en cada corriente de salida. El dispositivo de separación consiste en un recipiente o contenedor de separación con una o más entradas. En el recipiente tiene lugar la separación parcial o completa de las fases ligera y pesada. El recipiente se proporciona con al menos dos canales de succión huecos con un extremo inferior y un extremo superior abierto.

55 Se proporcionan aperturas en el lateral de cada canal de sección en por lo menos un nivel entre los extremos inferiores y superiores. El extremo inferior del canal de succión está sumergido en la fase pesada mientras que el extremo abierto superior del canal de succión está en la fase ligera y conectado de manera estanca por canales de flujo a sistemas aguas abajo.

60 Los canales de succión deben tener una componente vertical de manera que durante el funcionamiento por lo menos una parte del área de las aperturas esté nivelada por encima del nivel de la interfase. Durante el funcionamiento la fase ligera fluye a través de la parte del área de las aperturas que está más arriba del nivel de la interfase y de esta manera se crea una caída de presión del exterior que incide en el canal de succión. Debido a dicha caída de presión la fase pesada se levanta hacia arriba en el canal de succión a través de cualquier extremo abierto inferior y a través de cualquier apertura que esté situada en niveles por debajo del nivel de la interfase. En el canal de succión, la fase

## ES 2 315 667 T3

pesada se mezcla con la fase ligera. La corriente de dos fases fluye a través del canal de succión y a través de dichos canales de flujo a sistemas aguas abajo.

5 Pueden utilizarse elementos internos o restricciones de flujo dentro de los canales de succión para aumentar la caída de presión y modificar el régimen de flujo de dos fases en el canal de succión.

Los elementos internos pueden ser orificios con aberturas de flujo circular.

10 El extremo de cola del canal de succión puede estar cerrado y toda la fase pesada debe fluir a través de las aperturas en el lateral de los canales de succión que están situadas por debajo del nivel de la interfase.

El recipiente o contenedor puede ser una parte integrada de otro equipo de proceso utilizado para otros fines tales como llevar a cabo reacciones químicas o intercambio de calor además de la finalidad de separación de una corriente.

15 Dichos sistemas aguas abajo pueden ser pasos de flujo en paralelo en la misma parte del equipo que el separador esté integrado.

Dichos sistemas aguas abajo pueden ser sistema de proceso que consisten en tuberías, instrumentación y equipo.

20 Los canales de succión pueden tener secciones transversales circulares.

Las aperturas en el lateral de los canales de succión pueden ser agujeros circulares o ranuras rectangulares.

25 Preferiblemente, la altura vertical de la cola del canal de succión a la apertura más elevada está entre 100 mm y 1500 mm.

Preferiblemente, la velocidad de flujo de dos fases en el extremo superior de los canales de succión está entre 0,5 m/s y 15 m/s durante por lo menos una fase de funcionamiento.

30 Pueden estar conectados uno o más canales de succión a cada sistema aguas abajo.

Ventajosamente, el dispositivo puede utilizarse para separar una mezcla de vapor/líquido de dos fases a intercambiadores de calor en paralelo.

35 Ventajosamente, el dispositivo puede utilizarse para separar una mezcla de vapor/líquido de dos fases a tuberías de caldera en paralelo.

40 Ventajosamente, el dispositivo puede utilizarse para separar una mezcla de vapor/líquido de dos fases a reactores químicos en paralelo.

Ventajosamente, el dispositivo puede utilizarse para separar una mezcla de vapor/líquido de dos fases a equipos de refrigeración en paralelo.

45 Ventajosamente, el dispositivo puede utilizarse para distribuir el vapor y el líquido a tuberías o canales de intercambio de calor en paralelo en un intercambiador de calor de dos fases o equipo de refrigeración.

### Referencias citadas en la descripción

50 Esta lista de referencias citadas por el solicitante está prevista únicamente para ayudar al lector y no forma parte del documento de patente europea. Aunque se ha puesto el máximo cuidado en su realización, no se pueden excluir errores u omisiones y la OEP declina cualquier responsabilidad en este respecto.

### Documentos de patente citados en la descripción

55 • US 5190105 A [0007]

• US 4396063 A [0009]

60 • US 4824614 A [0010]

• US 5810032 A [0010] [0011]

• JP 62059397 A [0012]

65 • US 4528919 A [0012]

• US 4512368 A [0012]

## ES 2 315 667 T3

• US 4516986 A [0017]

• US 4800921 A [0018]

5 • US 4574837 A [0019]

• US 4574827 A [0020]

10 • US 5437299 A [0020]

• US 5059226 A [0021]

• EP 0003202 B1 [0022]

15 • US 4293025 A [0025]

• US 4662391 A [0026]

20 • JP 03113251 A [0026]

• JP 02197768 A [0026]

• US 5250104 A [0027]

### 25 **Documentos que no son patentes citados en la descripción**

• MR. OVID **BAKER**. How to size process piping for two-phase flow. *Hydrocarbon Processing*, October 1969, 105-116 [0011]

30

35

40

45

50

55

60

65

# ES 2 315 667 T3

## REIVINDICACIONES

5 1. Dispositivo (30,80,110,120) de separación de una corriente para separar una o más corrientes de entrada de dos fases (41,88) que consiste en un fluido de fase ligera y un fluido de fase pesada, por ejemplo una mezcla vapor/líquido de dos fases, en dos o más corrientes de salida de dos fases (42,43; 91,92; 129) con la relación deseada de fase ligera respecto fase pesada en cada corriente de salida, comprendiendo el dispositivo:

- un recipiente o contenedor de separación de fases (31; 81; 101,102; 121) que comprende:

- 10 - una o más entradas de corriente de entrada (32,87,119) para dicha corriente de entrada (41,88),
- una zona de recogida de la fase pesada (39,90,113,133), y
- 15 - una zona de recogida de la fase ligera (38,89,114,134) a un nivel superior al de dicha zona de recogida de la fase pesada (39,90,113,133), y
- dos o más canales o conductos (85) de succión (34,35; 82,84,87; 106; 126), por lo menos uno para cada una de dichas corrientes de salida (42,43; 91,92; 125), comprendiendo cada canal o conducto de succión:
- 20 - por lo menos una entrada de la fase pesada en comunicación con la zona de recogida de dicha fase pesada (39,90,113,133),
- por lo menos una entrada de la fase ligera en comunicación con la zona de recogida de dicha fase ligera (38,89,114,134) y situada en un nivel superior al de dicha por lo menos una entrada de fase pesada, y
- 25 - por lo menos una salida de corriente de salida (44,45; 98,99; 105,125) para comunicar con los conductos de flujo de corriente de salida aguas abajo del dispositivo,

30 estando situada dicha por lo menos una entrada de la fase ligera entre dicha por lo menos una entrada de la fase pesada y dicha por lo menos una salida de corriente de salida (44,45; 98,99; 105; 125).

35 2. Dispositivo según la reivindicación 1, donde un conducto de succión (34,35; 82,83,84; 106; 126) comprende un elemento tubular alargado definido por una pared que tiene una o más aperturas (36,37; 93,94; 95; 108; 127) en su interior, siendo dicho elemento tubular por ejemplo una tubería o un conducto con una sección transversal circular o rectangular.

3. Dispositivo según la reivindicación 2, donde el extremo inferior de dicho elemento tubular está abierto.

40 4. Dispositivo según la reivindicación 2 ó 3, donde la forma de dichas una o más aperturas (36,37; 93,94,95; 108; 127) se selecciona entre el un grupo de formas que comprende las formas circular, elíptica, ovalada, rectangular y triangular.

45 5. Dispositivo según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde una entrada de fase ligera y una entrada de fase pesada están constituidas por una única apertura (93,94; 108) que tiene una extensión vertical apreciable, preferiblemente una ranura que se extiende en la dirección longitudinal de dicho conducto de succión.

6. Dispositivo según la reivindicación 5, donde la anchura de dicha ranura (93) aumenta en la dirección hacia dicha salida de corriente de salida.

50 7. Dispositivo según la reivindicación 5, donde dicha anchura de dicha ranura (94,108) es sustancialmente constante.

55 8. Dispositivo según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde los medios de restricción de flujo (109, 110,111) están dispuestos dentro de dichos conductos de succión (106) para aumentar la caída de presión en dicha fase ligera a través de una entrada de fase ligera.

9. Dispositivo según la reivindicación 8, donde dichos medios de restricción de flujo (109,110,111) comprenden una placa transversal con uno o más orificios ahí tal que el flujo se obliga a pasar por el conducto de succión (106) a dichos uno o más orificios.

60 10. Dispositivo según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde los medios de impacto del flujo (33) se proporcionan adyacentes a dicha entrada de corriente de entrada (32) de tal manera que dicha corriente de entrada (41) impacta dichos medios de impacto del flujo (33).

65 11. Dispositivo según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la distancia vertical entre la parte más baja de dichas una o más entradas de fase pesada y la parte más alta de dichas una o más entradas de fase ligera es por lo menos de aproximadamente 100 mm y todavía más aproximadamente 1500 mm, preferiblemente entre 400 mm y 600 mm, todavía más preferiblemente aproximadamente 500 mm.

## ES 2 315 667 T3

12. Instalación de procesamiento que comprende un equipo para llevar a cabo un procedimiento físico o químico utilizando una corriente de dos fases y un dispositivo de separación de una corriente según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10, estando dicho dispositivo interconectado a una entrada o una salida de dicho equipo.

5 13. Instalación según la reivindicación 12 donde dicho equipo comprende una caldera (61) que comprende un conjunto de conductos de caldera (62,63) conectados a dichas salidas de corriente de salida (52,53).

14. Instalación según la reivindicación 12, donde dicho equipo comprende intercambiadores de calor en paralelo (55,56,57) conectados a dichas salidas de flujo de salida (52,53,54).

10 15. Instalación según la reivindicación 12, donde dicho equipo comprende reactores químicos en paralelo (74,75) conectados a dichas salidas de corriente de salida (72,73).

16. Instalación según la reivindicación 12, donde dicho equipo comprende refrigeradores de aire conectados a dichas salidas de corriente de salida.

17. Reactor de dos fases, tal como por ejemplo un reactor de lecho por goteo (110) o un reactor catalítico, que comprende un dispositivo de separación de una corriente según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 10.

20 18. Reactor según la reivindicación 17 que también comprende una carcasa exterior (101,102), donde dicho recipiente de separación de dichas fases está situado dentro de dicha carcasa de reactor.

19. Intercambiador de calor que comprende un dispositivo de separación de una corriente según cualquiera de las reivindicaciones 1-10.

25 20. Intercambiador de calor según la reivindicación 19 que comprende además una carcasa exterior, donde dicho recipiente de separación de dichas fases está situado dentro de dicha carcasa del intercambiador de calor.

30 21. Procedimiento de separación de una o más corrientes de entrada de dos fases (41,88) que consiste en un fluido de fase ligera y un fluido de fase pesada, por ejemplo una mezcla vapor/líquido de dos fases, en dos o más corrientes de salida de dos fases (42,43; 91,92; 125) a la relación deseada de fase ligera respecto fase pesada en cada corriente de salida, comprendiendo el procedimiento las siguientes etapas:

35 - por lo menos la separación parcial de la corriente de entrada (91,88) en una parte de fase pesada situada en una zona de fase pesada (39,90,113,133) debajo de una superficie límite de inter-fase y en una parte de fase ligera situada en una zona de fase ligera (38,89,114,134) encima de dicha superficie límite de inter-fase, y

40 - el mezclado del fluido de fase pesada de dicha parte de fase pesada con el fluido de fase ligera de dicha parte de fase ligera en dos o más sitios en dicha zona de fase ligera para formar dichas dos o más corrientes de salida de dos fases (42,43; 91,92; 125).

45

50

55

60

65

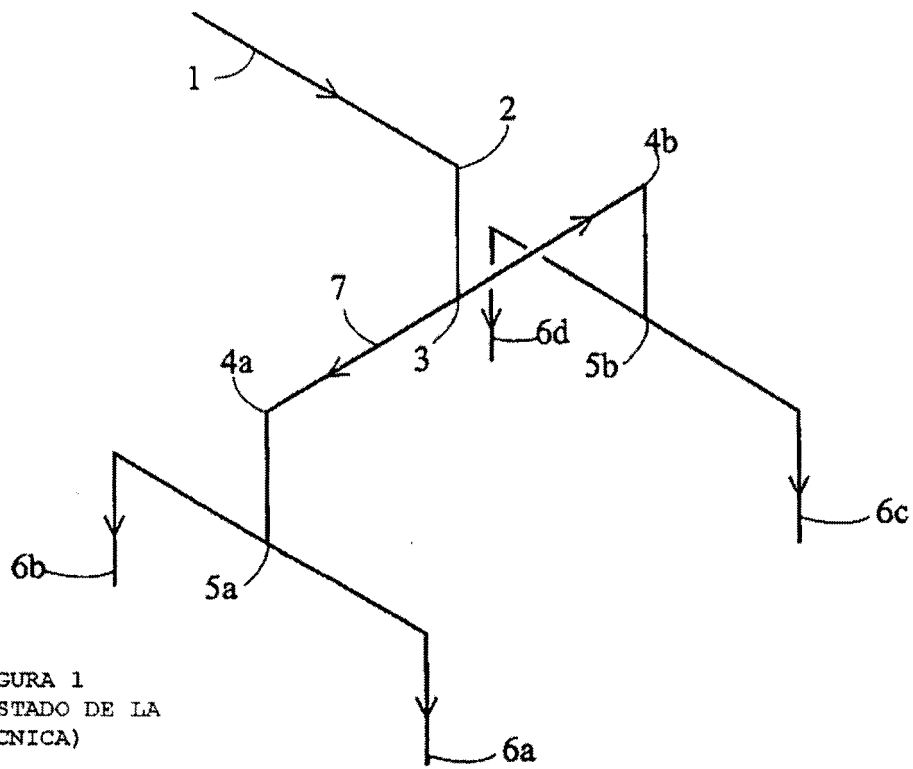


FIGURA 1  
(ESTADO DE LA  
TÉCNICA)

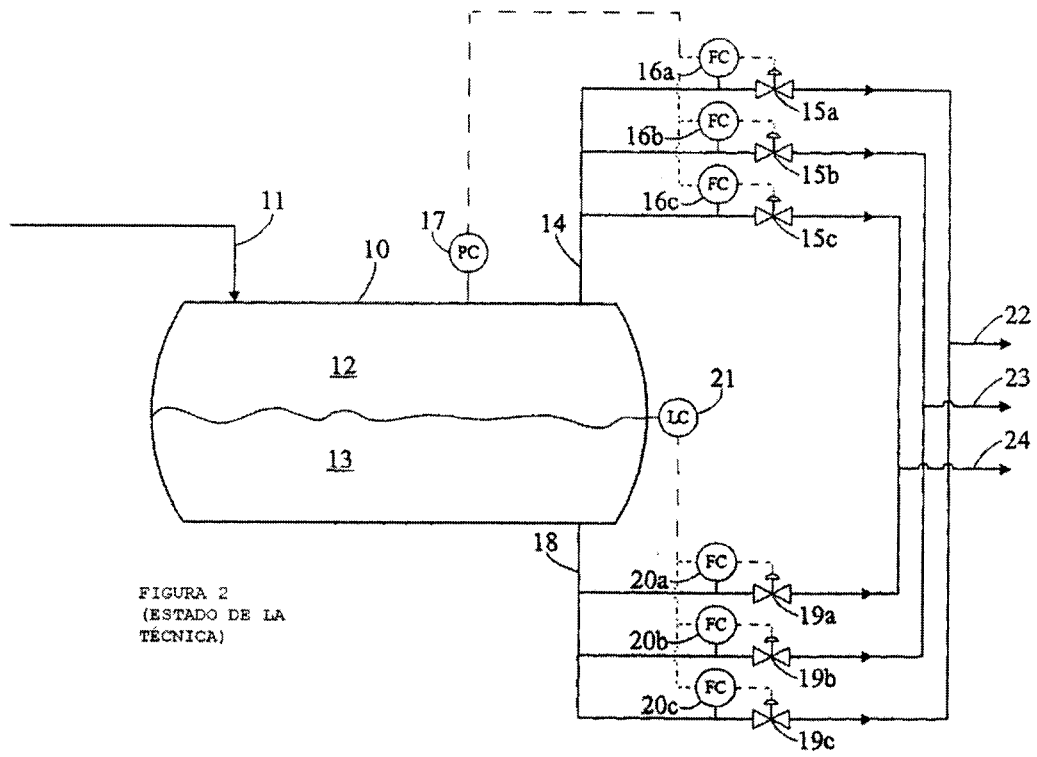


FIGURA 2  
(ESTADO DE LA  
TÉCNICA)

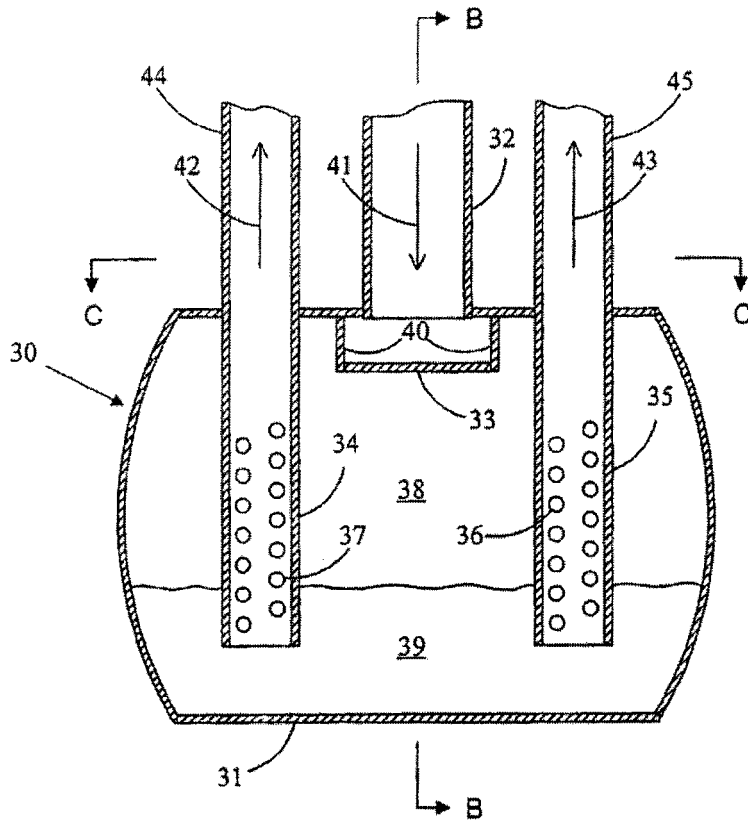


FIGURA 3A

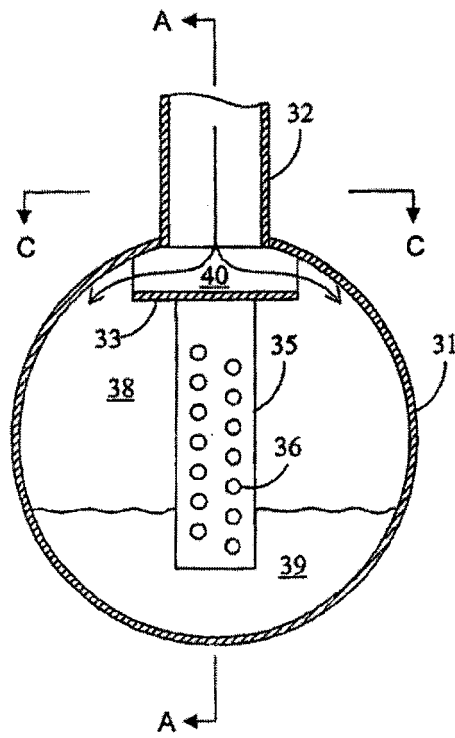
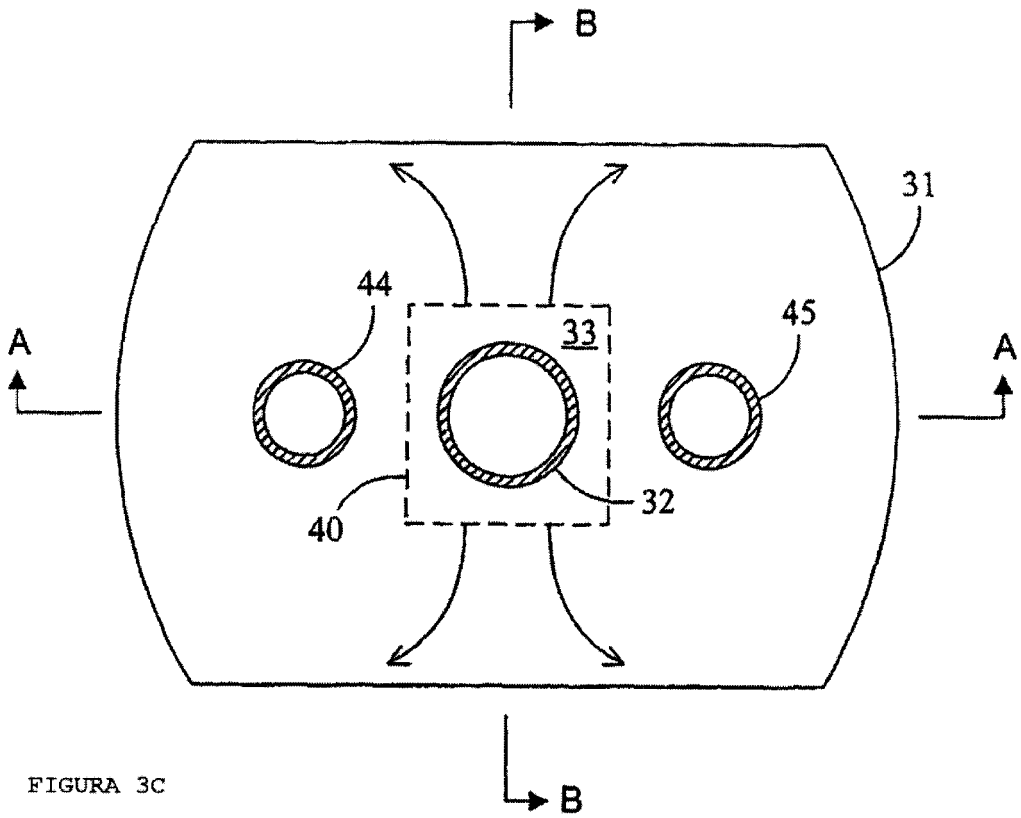


FIGURA 3B



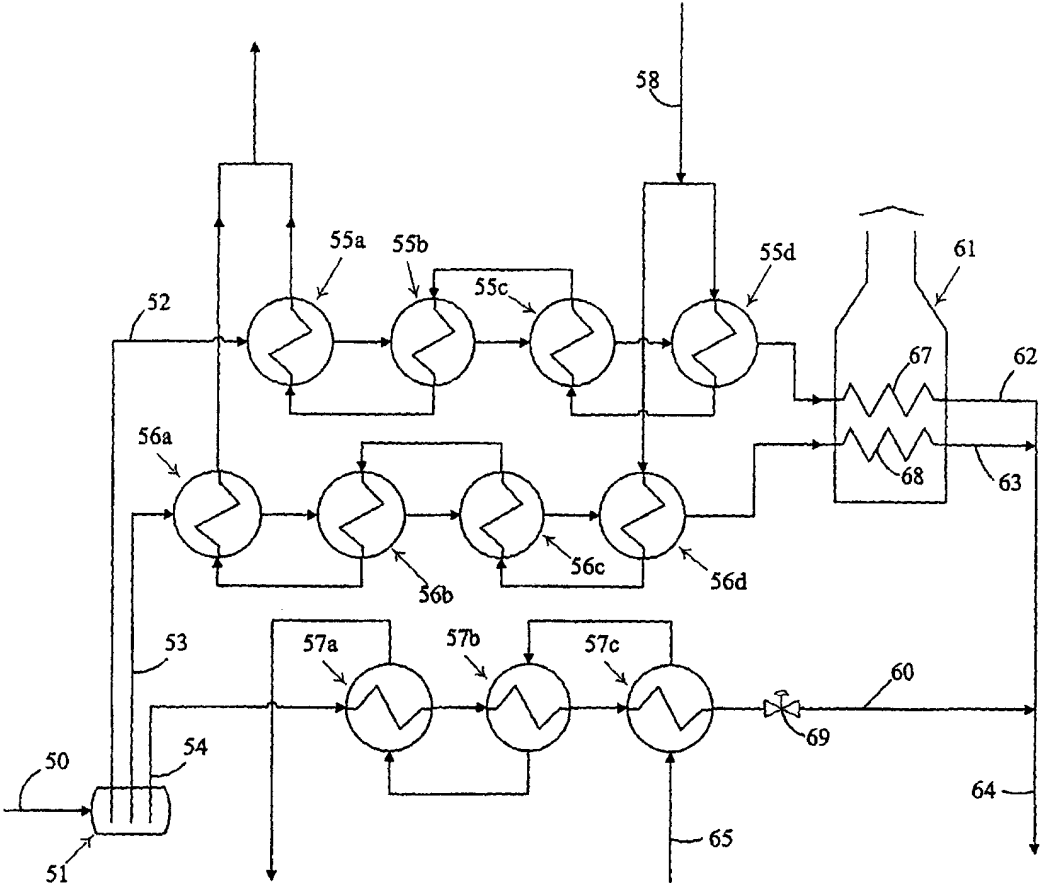


FIGURA 4

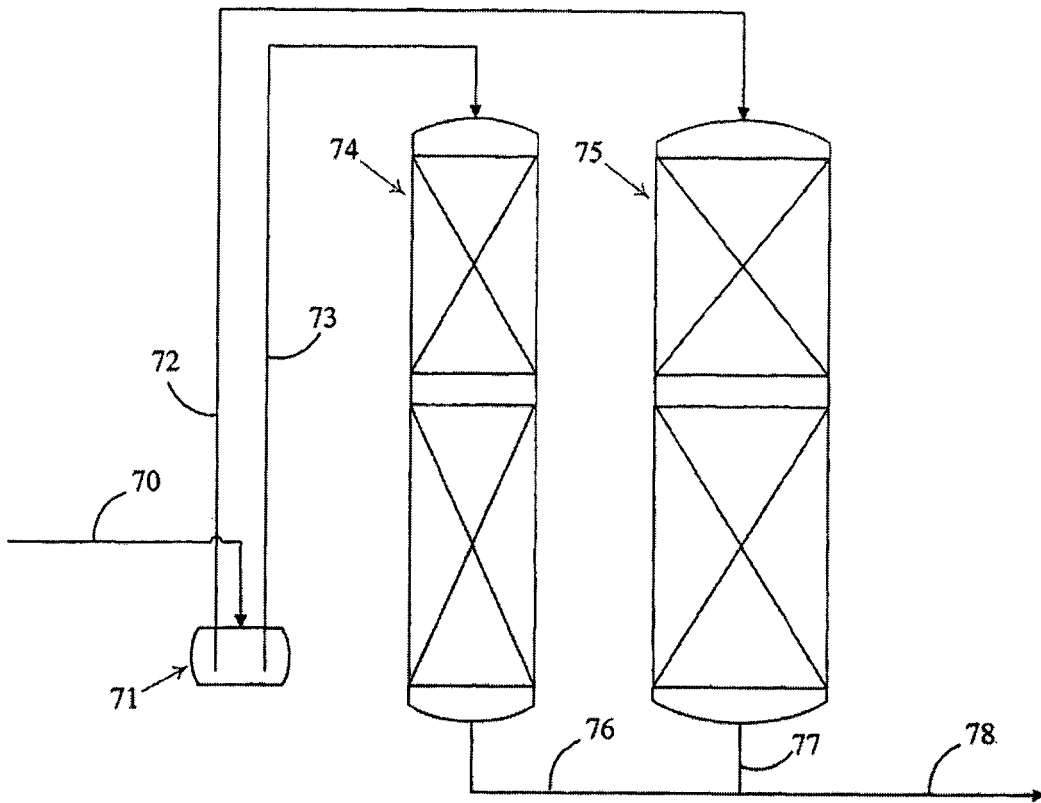


FIGURA 5

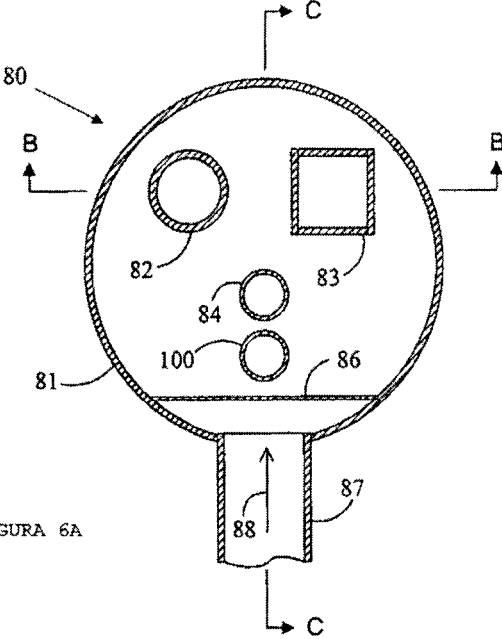


FIGURA 6A

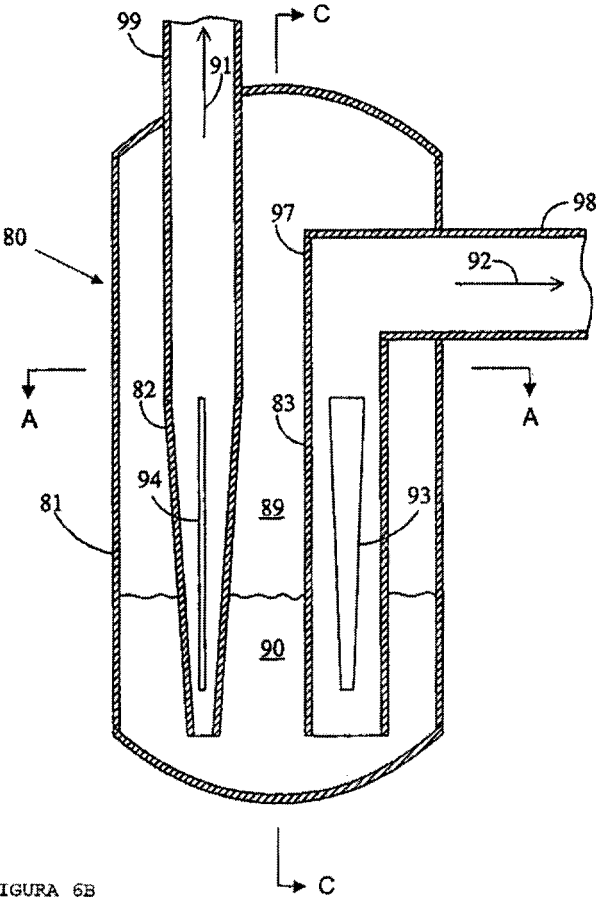


FIGURA 6B

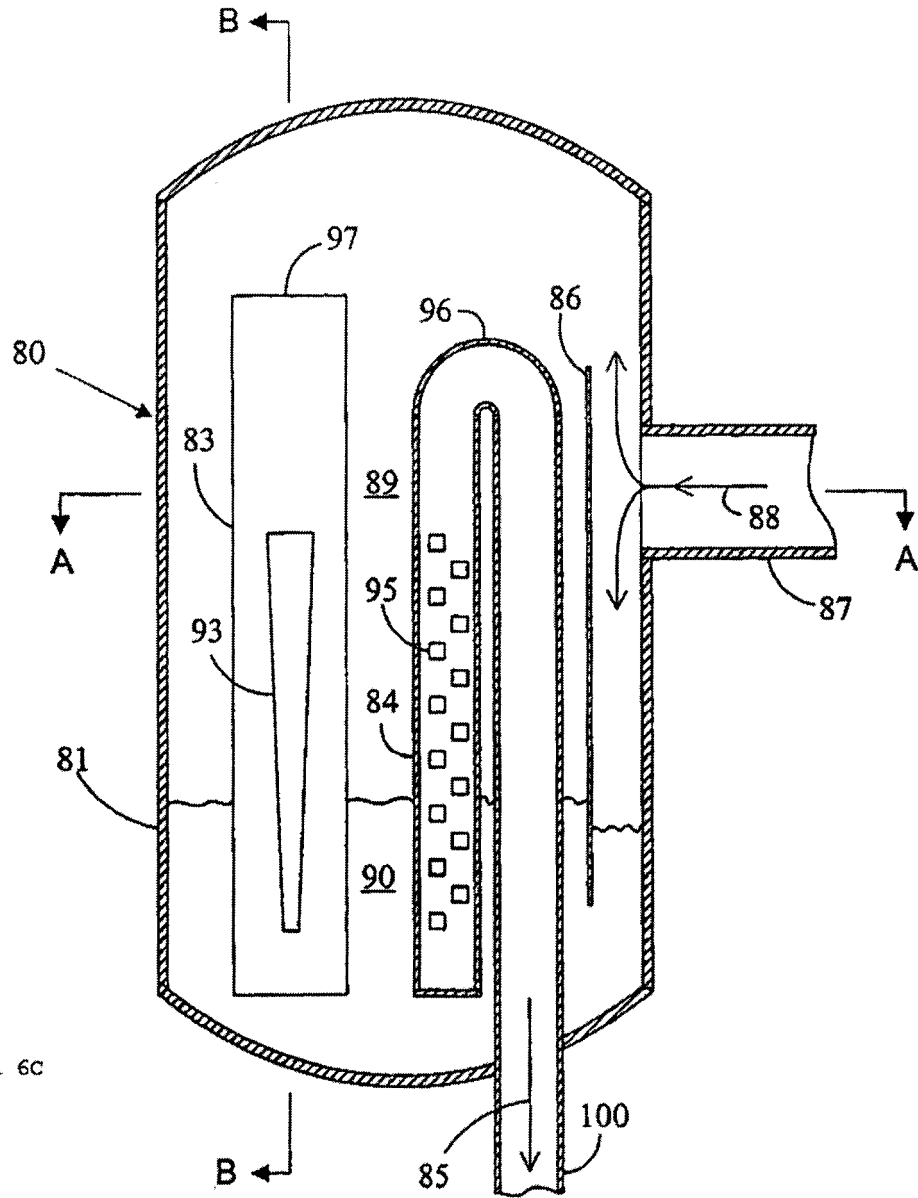


FIGURA 6C

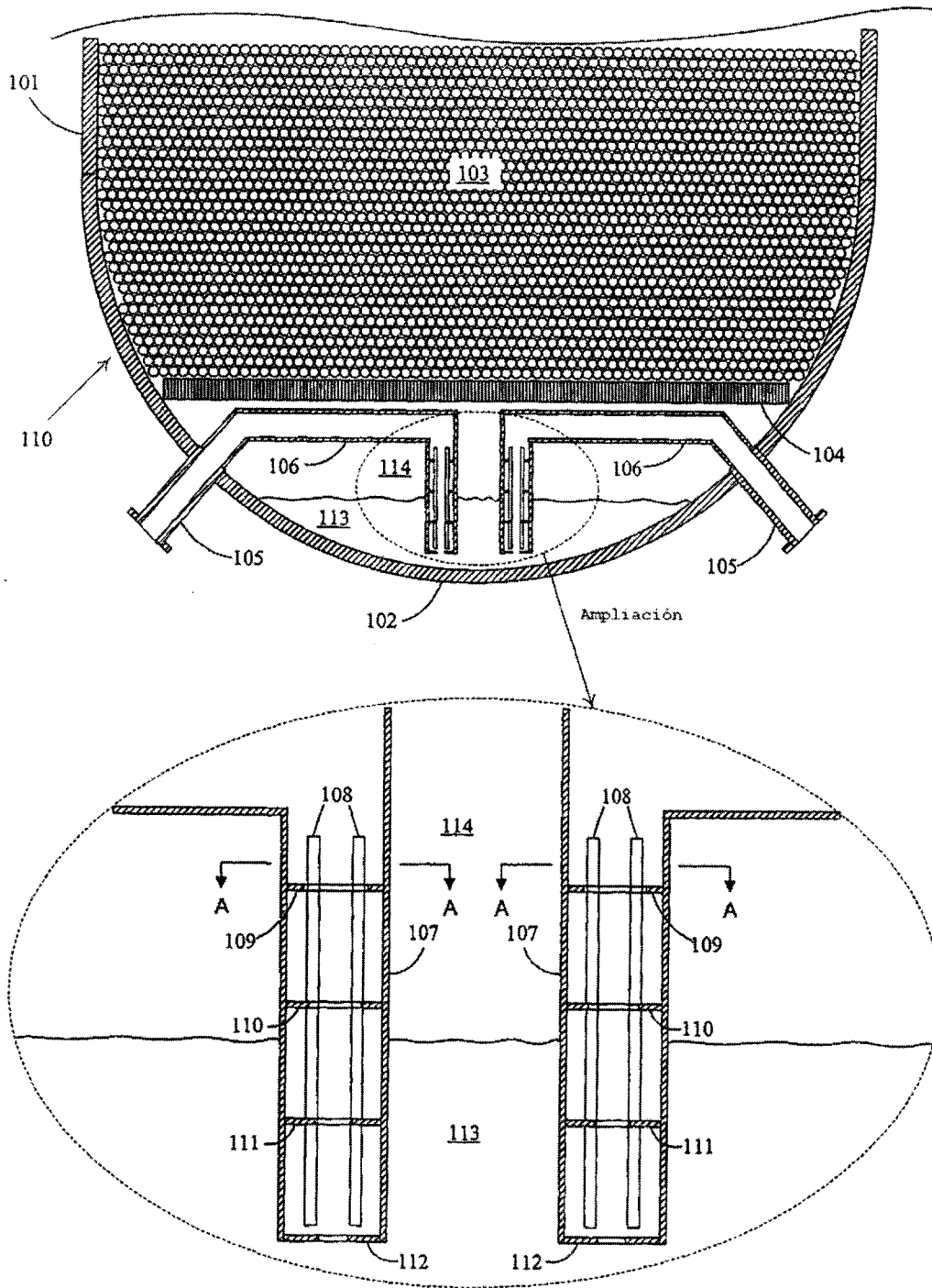


FIGURA 7A

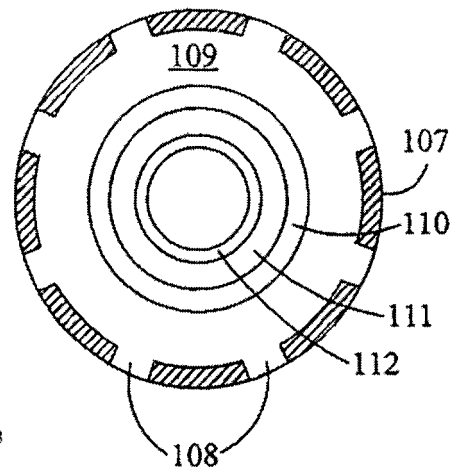


FIGURA 7B

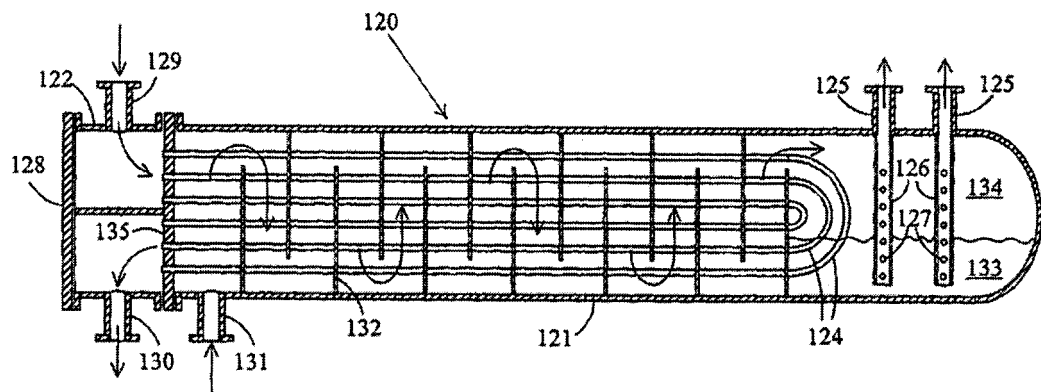


FIGURA 8