



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 207 608**

51 Int. Cl.:
C07C 45/50 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA MODIFICADA

T5

- 96 Número de solicitud europea: **01911637 .5**
- 96 Fecha de presentación : **13.02.2001**
- 97 Número de publicación de la solicitud: **1255720**
- 97 Fecha de publicación de la solicitud: **13.11.2002**

54 Título: **Procedimiento para el procesamiento de una descarga de hidroformilación líquida.**

30 Prioridad: **14.02.2000 DE 100 06 489**

45 Fecha de publicación de la mención y de la traducción de patente europea: **01.06.2004**

45 Fecha de la publicación de la mención de la patente europea modificada BOPI: **15.06.2009**

45 Fecha de publicación de la traducción de patente europea modificada: **15.06.2009**

73 Titular/es: **BASF SE**
67056 Ludwigshafen, DE

72 Inventor/es: **Walczuch, Karl-Heinz;**
Müller, Rolf;
Krokoszinski, Roland y
Geissler, Bernhard

74 Agente: **Carvajal y Urquijo, Isabel**

ES 2 207 608 T5

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para el procesamiento de una descarga de hidroformilación líquida.

5 La invención se refiere a un procedimiento para el procesamiento de una descarga de hidroformilación líquida de una reacción de hidroformilación continua, que contiene al menos un aldehído como producto de hidroformilación, olefinas no reaccionadas, gas de síntesis disuelto, el catalizador de hidroformilación disuelto de forma homogénea así como subproductos de la reacción de hidroformilación.

10 La hidroformilación de olefinas para obtener los aldehídos correspondientes tiene una importancia económica enorme, puesto que los aldehídos producidos por esta vía son de nuevo material de partida para una pluralidad de productos industriales, como disolventes o alcoholes de plastificantes. Por lo tanto, se investigan ampliamente en todo el mundo procedimientos de hidroformilación para mejorar, por ejemplo, el balance de energía del procedimiento, elevar la selectividad y tratar de una manera más cuidadosa el catalizador de rodio homogéneo.

15 Para la hidroformilación de olefinas de C_2 a C_{20} se aplica, en general, el llamado procedimiento de descarga de fluido, como se conoce a partir de los documentos EP-A-114 611, US-4148830 o EP-A-016 286, donde la descarga esencialmente líquida procedente de la reacción de hidroformilación es expandida en un recipiente de expansión. Debido a la reducción de la presión, la descarga es separada en una fase líquida que contienen el catalizador, disolventes, subproductos de alto punto de ebullición y una cantidad reducida de aldehído y olefina no reaccionada, y una fase gaseosa que contiene, además del gas de síntesis excedente, la parte principal del aldehído formado y de la olefina no reaccionada. La fase líquida es conducida como corriente de retorno de nuevo al reactor, y la fase gaseosa es extraída. La fase gaseosa es separada en el gas de síntesis así como las olefinas no reaccionadas y el aldehído, que es separado por destilación de la olefina no reaccionada. Los gases de síntesis así como las olefinas no reaccionadas son retornadas al reactor.

20 El documento WO 97/07086 describe un procedimiento modificado, en el que la fase líquida del recipiente de expansión es cargada en la parte superior de una columna y la fase gaseosa es conducida a la parte inferior de la columna, de manera que la fase líquida es tratada con la fase gaseosa a contracorriente. De esta manera, se mejora la separación del producto y de los componentes de alto punto de ebullición. Esta separación se realiza de una manera más conveniente a una presión lo más baja posible para poder realizar la separación de producto y agentes de alto punto de ebullición a temperaturas que no perjudican el catalizador.

25 El inconveniente de este procedimiento consiste en que deben emplearse compresores grandes con alto consumo de energía, para comprimir el gas de síntesis excesivo, las olefinas no reaccionadas así como los subproductos de bajo punto de ebullición a presión de reacción y para retornarlo de nuevo al reactor.

30 Por lo tanto, la presente invención tenía el cometido de poner a disposición un procedimiento más rentable para la hidroformilación de olefinas, en el que se eluden los inconvenientes mencionados anteriormente durante el procesamiento adicional de la descarga de hidroformilación líquida desde el reactor de hidroformilación.

De manera sorprendente se ha encontrado que este cometido se soluciona por medio de un procedimiento, que comprende una instantánea de dos etapas de la descarga de hidroformilación.

35 Por lo tanto, el objeto de la invención es un procedimiento para el procesamiento de una descarga líquida de una hidroformilación continua, que contiene aldehídos, subproductos de alto punto de ebullición, un catalizador de hidroformilación disuelto de forma homogénea, olefinas no reaccionadas, subproductos de bajo punto de ebullición y gas de síntesis disuelto, donde

- 40
- 45 a) la descarga de hidroformilación líquida es expandida, en una primera etapa de expansión, a una presión que está entre 2 y 20 bares por debajo de la presión del reactor y la presión en el recipiente de expansión está en el intervalo de 2 a 40 bares, siendo realizada una separación en una fase líquida y una fase gaseosa; y la fase gaseosa que aparece en la primera fase de expansión es retornada al reactor; y
 - 50 b) la fase líquida obtenida en la primera etapa de expansión es expandida, en una segunda etapa de expansión, a una presión que es menor que la presión de la primera etapa de expansión, siendo realizada una separación en una fase líquida, que contiene esencialmente subproductos de alto punto de ebullición de la hidroformilación, el catalizador de hidroformilación disuelto de forma homogénea y cantidades reducidas de producto de hidroformilación y olefina no reaccionada, y en una fase gaseosa, que contiene esencialmente la cantidad principal del producto de hidroformilación, olefina no reaccionada y subproductos de bajo punto de ebullición.
- 55
- 60

El procedimiento según la invención es adecuado para el procesamiento de descargas líquidas de la hidroformilación de olefinas catalizada con rodio. Como olefinas se contemplan, en general, aquellas que tienen de 2 a 20 átomos de carbono, especialmente de 2 a 10 átomos de carbono y de una manera especialmente preferida de 2 a 5 átomos de carbono, o mezclas de ellas. Las olefinas empleadas pueden estar no substituidas o pueden presentar uno o dos substituyentes inertes en las condiciones de hidroformilación, por ejemplo un grupo éster, grupo nitrilo, grupo alcoxi o grupo hidroxilo.

65

ES 2 207 608 T5

En los catalizadores de rodio utilizados como catalizadores se trata, en general, de complejos solubles de una manera homogénea en el medio de reacción de la reacción de hidroformilación con uno o varios compuestos organofosfóricos como ligandos. Ejemplos de tales ligandos son ligandos de fosfina de la clase de las triarilfosfinas, especialmente trifenilfosfinas, alquildiarilfosfinas de C₁ a C₆ o arilalquildifosfinas. Se describen catalizadores útiles, por ejemplo, en el documento WO 97/07086 así como en las publicaciones de patentes mencionadas allí.

La hidroformilación se realiza, en general, a una temperatura en el intervalo de 50 a 150°C y a una presión en el intervalo de 5 a 50 bares.

A la temperatura indicada y a la presión indicada, el gas de síntesis empleado en exceso para la hidroformilación -una mezcla de monóxido de carbono/hidrógeno con una relación molar CO/H₂, en general, de 20/80 a 80/20, con preferencia de 40/60 a 60/40- está disuelto, de acuerdo con su solubilidad en la descarga de hidroformilación líquida. Una parte del gas de síntesis puede estar suspendida en forma de burbujas de gas pequeñas en la descarga de hidroformilación.

La parte líquida de la descarga de la reacción de hidroformilación contiene, como componente esencial, el catalizador de rodio, el producto de hidroformilación, es decir, el o los aldehídos generados a partir de la olefina o mezclas de olefinas empleadas y, además, productos de condensación de estos aldehídos, que tienen un punto de ebullición más alto que el producto de hidroformilación, como pueden aparecer como subproductos en el transcurso de la hidroformilación y han sido descritos, por ejemplo, en el documento US 4.158.830, así como componentes de bajo punto de ebullición, como especialmente los alcanos correspondientes a las olefinas. Dado el caso, la descarga líquida contiene también un disolvente inerte de alto punto de ebullición, como tolueno o xileno.

Las explicaciones anteriores relacionadas con el procedimiento de hidroformilación y con el catalizador de rodio utilizado sirven para poner en su relación técnica general el procedimiento según la invención para su explicación. En este lugar hay que mencionar que la hidroformilación que precede al procedimiento según la invención se puede realizar según procedimientos de hidroformilación conocidos en sí y habituales con descarga líquida del estado de la técnica, por ejemplo según los documentos EP-A-0 16 286, EP-A-188 246 o US 4.148.830.

Con preferencia, la descarga de hidroformilación líquida se calienta en primer lugar a una temperatura que está entre 5 y 50°C, con preferencia entre 10 y 30°C por encima de la temperatura del reactor. El calentamiento se realiza de la manera habitual, en general por medio de intercambiadores de calor.

La descarga de hidroformilación dado el caso calentada es expandida entonces, en una primera etapa de expansión en un recipiente (recipiente de expansión) a una presión, que está entre 2 y 20 bares, con preferencia entre 5 y 15 bares, por debajo de la presión del reactor. La presión en el recipiente de expansión está entonces, en general, en el intervalo de 2 a 40 bares, con preferencia de 2 a 20 bares.

En la primera etapa de expansión, se separa la descarga de hidroformilación en una fase líquida y una fase gaseosa. La fase gaseosa contiene esencialmente gas de síntesis excesivo, olefina no reaccionada y, dado el caso, el alcano que corresponde a la olefina. La fase gaseosa es retornada, en general, de nuevo al reactor habitualmente después de la compresión a la presión del reactor. La fase líquida contiene esencialmente el producto de hidroformilación, productos de condensación de elevado punto de ebullición del producto de hidroformilación, el catalizador y, dado el caso, un disolvente como tolueno o xileno.

La fase líquida separada en la primera etapa de expansión es descargada entonces como corriente líquida desde el recipiente de expansión y es expandida en una segunda etapa de expansión en otro recipiente de expansión a una presión que es menor que la presión de la primera etapa de expansión. Con preferencia, en la segunda etapa de expansión se expande a una presión que está en el intervalo de 0 a 10 bares, con preferencia de 1 a 5 bares. La presión en la segunda etapa de expansión es, en general, entre 2 y 20 bares, especialmente entre 3 y 15 bares, menor que la presión en la primera etapa de expansión.

La fase líquida obtenida a partir de la primera etapa de expansión es separada en la segunda etapa de expansión en una fase líquida y una fase gaseosa. La fase líquida contiene los productos de condensación de alto punto de ebullición del producto de hidroformilación, el catalizador así como, dado el caso, disolventes o cantidades reducidas de productos de hidroformilación. La fase gaseosa contiene la cantidad principal de producto de hidroformilación así como restos de gas de síntesis y componentes de bajo punto de ebullición (olefina no reaccionada y alcano correspondiente a la olefina).

De una manera sorprendente se ha encontrado que se reducen tanto el consumo de energía como también los requerimientos planteados a la capacidad del compresor para la compresión del gas de síntesis excesivo y de la olefina no reaccionada, cuando, según la invención, se lleva a cabo una expansión de dos fases de la descarga de hidroformilación.

La fase líquida y la fase gaseosa que aparecen en la segunda etapa de expansión se pueden procesar adicionalmente según procedimientos habituales. Por ejemplo, la fase gaseosa se puede alimentar a un condensador, en el que se separan como líquido el producto de hidroformilación y la olefina no reaccionada todavía presente así como componentes de bajo punto de ebullición (en primer lugar el alcano correspondiente a la olefina) y se pueden alimentar para la purificación posterior, por ejemplo a través de destilación. La fase de gas que aparece en el condensador, que contiene

ES 2 207 608 T5

esencialmente gas de síntesis no reaccionado así como olefina no reaccionada y subcomponentes de bajo punto de ebullición, se puede retornar total o parcialmente al reactor.

5 La fase líquida que aparece en la segunda etapa de expansión se puede retornar de nuevo al reactor directamente o después de la eliminación del producto de formilación todavía contenido, por ejemplo a través de destilación.

10 Con preferencia, la fase gaseosa y la fase líquida que aparecen en la segunda etapa de expansión se procesan de acuerdo con el procedimiento descrito en el documento WO 97/06086. Con este fin, se introduce la fase líquida en la región superior de una columna, mientras que se introduce la fase gaseosa en la cola de la columna. La fase líquida y la fase gaseosa son tratadas entonces a contracorriente. Para elevar el contacto entre la fase líquida y la fase gaseosa, se utiliza con preferencia una columna, que está equipada con cuerpos de relleno, como anillos de Raschig, espirales o cuerpos de asiento o empaquetaduras o estructuras internas, como fondos de riego, para crear una superficie grande. A través del contacto íntimo de la fase gaseosa con la fase líquida se transfieren las cantidades residuales de producto de hidroformilación y de olefina no reaccionada, presentes en la fase líquida, a la fase gaseosa, de manera que la corriente de gas que abandona la columna por la cabeza está enriquecida con producto de hidroformilación y olefina no reaccionada en comparación con la corriente de gas introducida por la parte inferior de la columna. El procesamiento adicional de la corriente de gas que abandona la columna y de la fase líquida se realiza entonces de la manera habitual, por ejemplo como se ya descrito ya anteriormente.

20 A continuación se explica el procedimiento preferido según la invención con la ayuda del dibujo adjunto utilizando los signos de referencia indicados en él. El dibujo es solamente una imagen esquemática del procedimiento, que sirve para la explicación del procedimiento según la invención, en la que, por razones de claridad, solamente están representados los dispositivos necesarios para la explicación del procedimiento, en cambio se han omitido en el dibujo otros dispositivos necesarios y evidentes para la realización del procedimiento, como bombas, válvulas adicionales, instalaciones de medición y regulación, etc. El procedimiento según la invención no está limitado a la forma de realización representada en el dibujo.

30 La descarga de hidroformilación (1) se calienta en el intercambiador de calor (A) a una temperatura que es como máximo 50°C mayor que la temperatura del reactor. Es preferible el calentamiento de la descarga del reactor, pero el procedimiento se puede realizar también sin este calentamiento. La descarga de hidroformilación caliente (2) es expandida a través de una válvula (B) en el depósito (C) (primer recipiente de expansión). En el depósito (C) predomina, en general, una presión que es entre 2 y 20 bares menor que la presión de la descarga de hidroformilación (1). En el depósito (C) se lleva a cabo una separación en una fase gaseosa, que contiene la cantidad principal de gas de síntesis excesivo, olefinas no reaccionadas y subproductos de bajo punto de ebullición, y una fase líquida. La fase líquida (4) que aparece en el depósito (C) es conducida a través de la válvula de regulación (D) al contenedor E (segundo recipiente de expansión) y es expandida. A través de la expansión en el recipiente (E) se lleva a cabo una separación en una fase líquida y una fase gaseosa. La fase líquida contiene esencialmente el catalizador, subproductos de elevado punto de ebullición de la reacción de hidroformilación, cantidades residuales de olefina y de producto de hidroformilación y, dado el caso, un disolvente de alto punto de ebullición, utilizado durante la hidroformilación. La fase gaseosa contiene esencialmente la parte principal del producto de hidroformilación y el resto de olefina no reaccionada, componentes de bajo punto de ebullición y gas de síntesis no reaccionado.

45 La fase líquida (6) separada en el depósito (E) es extraída y es calentada a través de un calentador de circulación o intercambiador de calor (F) a una temperatura que es entre 10°C y 80°C mayor que la temperatura de la fase líquida en el recipiente (E).

50 La fase líquida (7) calentada procedente del depósito (E) es alimentada a través de un conducto a la parte de cabeza o parte superior de la columna (G). La fase gaseosa (5) obtenida en el depósito (E) es conducida a la cola de la columna (G). En la columna (G) se trata de una columna habitual, que está equipada con cuerpos de relleno, empaquetaduras o estructuras internas para el intercambio intensivo de gas/líquido. La corriente líquida (9) que abandona la columna (G) por la cola, que contiene esencialmente el catalizador y subproductos de la reacción de hidroformilación de punto de ebullición más alto que el producto de hidroformilación, dado el caso un disolvente de alto punto de ebullición, utilizado adicionalmente para la hidroformilación, así como cantidades residuales de aldehídos, es retornada de nuevo al reactor de hidroformilación (no se representa en el dibujo). La corriente de gas (8) extraída por la cabeza de la columna (G), que contiene el producto de hidroformilación así como cantidades residuales de componentes de bajo punto de ebullición y olefina no reaccionada y gas de síntesis, es conducida a un condensador (H) para la refrigeración, en el que se lleva a cabo una separación en una fase líquida (11) y una fase gaseosa (10). La fase líquida (11) contiene el producto de hidroformilación y cantidades reducidas de olefina no reaccionada y componentes de bajo punto de ebullición y se alimenta habitualmente a una destilación para la purificación adicional. La fase gaseosa (10) contiene el gas de síntesis residual así como olefina no reaccionada y subcomponentes de bajo punto de ebullición. La fase gaseosa es retornada después de la compresión a la presión de la reacción de hidroformilación de nuevo al reactor de hidroformilación. De una manera más conveniente, se descarga una parte de las corrientes (9) y (10), para evitar un enriquecimiento en subcomponentes perturbadores.

65 Los ejemplos siguientes explican la invención, sin limitarla.

Ejemplos

Ejemplo comparativo

5 Se accionó un reactor para la producción de 10 kg/h de butiraldehído de propeno, monóxido de carbono, hidrógeno y catalizador de rodio-trifenilfosfina a una temperatura de 90°C y una presión de 20 bares. Se extrajo del reactor una cantidad de 24 kg/h de contenido líquido del reactor y se procesó adicionalmente en un sistema de descarga según el documento WO 97/070086. Aguas arriba de este procedimiento no se conectó, frente al procedimiento según la invención, ningún intercambiador de calor ni ningún otro depósito de expansión, es decir, que la descarga líquida
10 (1) se expande directamente en el recipiente (E). De acuerdo con el procedimiento del documento WO 97/07086, la descarga líquida se expande en el depósito a una presión de 1,5 bares.

A través de la expansión de la descarga de hidroformilación líquida en el depósito de expansión (E) se llevó a cabo una separación de la descarga de hidroformilación esencialmente líquida en una fase líquida y una fase gaseosa. La fase
15 líquida contenía esencialmente el catalizador y subproductos de elevado punto de ebullición de la reacción de hidroformilación, cantidades residuales de olefina y producto de hidroformilación. La fase gaseosa contiene esencialmente la parte principal del producto de hidroformilación, la parte principal de la olefina no reaccionada, subcomponentes de bajo punto de ebullición y gas de síntesis no reaccionado.

20 La fase líquida separada en el depósito de expansión (E) fue extraída como corriente líquida (6) desde el depósito de expansión a través de un conducto y fue calentada a través de un calentador de circulación o intercambiador de calor (F) a una temperatura, que era 25°C mayor que la temperatura de la fase líquida del depósito de expansión (E). La corriente líquida (7) calentada de esta manera fue alimentada a través de un conducto a la parte de cabeza de la columna (G). En la columna (G) se tratada de una columna de cuerpos de relleno equipada con anillos de Pall,
25 con un número teórico de etapas de separación de 5. La fase gaseosa procedente del depósito de expansión (E) fue conducida como corriente (5) a la cola de la columna (G) y, por lo tanto, a contracorriente de la corriente líquida (7). La corriente de líquido (9) que abandonó la columna (G) por la cola a través de un conducto, que estaba enriquecida en producto de hidroformilación y olefina no reaccionada, que contenía esencialmente el catalizador y subproductos de la reacción de hidroformilación de punto de ebullición más alto que el producto de hidroformilación, fue retornado total o parcialmente de nuevo al reactor de hidroformilación (no representado en el dibujo). La corriente de gas (8)
30 extraída por la cabeza de la columna (G) a través de un conducto, enriquecida con el producto de hidroformilación y olefina no reaccionada, que contenía como componentes adicionales considerables hidrocarburos saturados y gas de síntesis no reaccionado, fue alimentada para el procesamiento adicional a un condensador (H), en el que se separaron los componentes de elevado punto de ebullición -el producto de hidroformilación y cantidades reducidas de olefina no reaccionada y componentes de bajo punto de ebullición- a través de condensación del gas de síntesis no reaccionado.
35 El gas de síntesis separado de esta manera fue retornado después de la compresión a la presión de la reacción de hidroformilación de nuevo al reactor de hidroformilación.

Con esta variante de descarga aparecieron después de la condensación en el intercambiador de calor (H) todavía
40 1,0 metro cúbico normalizado de gas. En este caso se trataba de gas de síntesis no reaccionado, propano y propeno, que estaba disuelto en la descarga del reactor. Esta cantidad de gas fue comprimida a través de un compresor a presión de reacción y fue retornada al reactor.

Ejemplo 1

45 La descarga (1) del reactor fue procesada de acuerdo con el procedimiento descrito en la figura, pero sin la utilización del intercambiador de calor (A). Una gran parte (aproximadamente 40% en vol.) de los gases disueltos (gas de síntesis, propeno y propano) fue transferida a la fase de gas. Estos gases fueron retornados directamente al reactor. La fase líquida restante fue alimentada desde el depósito (C) a través de un conducto con válvula de regulación (D) al
50 depósito de expansión (E) y fue tratada adicionalmente según el ejemplo comparativo.

La cantidad de gas a comprimir de retorno ahora hacia el intercambiador de calor (H) se reduce de 1,0 a 0,6 metros cúbicos normalizados por hora.

Ejemplo 2

Se repitió el Ejemplo 1, pero utilizando el intercambiador de calor (A), en el que se calentó la descarga líquida del reactor de 90°C a 110°C. De esta manera se elevó la cantidad de gas (3) a aproximadamente 6 bares (aproximadamente
60 60% en vol. de los gases disueltos), que fue retornada desde el depósito (C) directamente al reactor.

La cantidad de gas a comprimir ahora de retorno hacia el intercambiador de calor se redujo de 1,0 a 0,4 metros cúbicos normalizados por hora.

65

ES 2 207 608 T5

REIVINDICACIONES

- 5 1. Procedimiento para el procesamiento de una descarga líquida de una hidroformilación continua, que contiene esencialmente aldehídos, subproductos de alto punto de ebullición, un catalizador de hidroformilación disuelto de forma homogénea, olefinas no reaccionadas, subproductos de bajo punto de ebullición y gas de síntesis disuelto, donde
- 10 a) la descarga de hidroformilación líquida es expandida, en una primera etapa de expansión, a una presión que está entre 2 y 20 bares por debajo de la presión del reactor, y la presión en el recipiente de expansión está en el intervalo de 2 a 40 bares, siendo realizada una separación en una fase líquida y una fase gaseosa; y la fase gaseosa que aparece en la primera fase de expansión es retornada al reactor; y
- 15 b) la fase líquida obtenida en la primera etapa de expansión es expandida, en una segunda etapa de expansión, a una presión que es menor que la presión de la primera etapa de expansión, siendo realizada una separación en una fase líquida, que contiene esencialmente subproductos de alto punto de ebullición de la hidroformilación, el catalizador de hidroformilación disuelto de forma homogénea y cantidades reducidas de producto de hidroformilación y olefina no reaccionada, y en una fase gaseosa, que contiene esencialmente la cantidad principal del producto de hidroformilación, olefina no reaccionada y subproductos de bajo punto de ebullición.
- 20 2. Procedimiento según la reivindicación 1, donde la descarga de hidroformilación es calentada antes de la primera etapa de expansión a una temperatura que está entre 5 y 50°C por encima de la temperatura de reacción de la hidroformilación.
- 25 3. Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, donde se expande, en la primera etapa de expansión, a una presión que está en el intervalo de 3 a 40 bares.
- 30 4. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, donde la fase líquida obtenida en la primera etapa de expansión es expandida en la segunda etapa de expansión a una presión en el intervalo de 0 a 10 bares.
- 35 5. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, donde la fase líquida obtenida en la segunda etapa de expansión es conducida a la parte superior de una columna y la fase gaseosa obtenida en la segunda etapa de expansión es conducida a la cola de la columna, de manera que se mantienen la fase gaseosa y la fase líquida a contracorriente.
- 40 6. Procedimiento según la reivindicación 5, donde la fase gaseosa que aparece en la cabeza de la columna es separada a través de condensación en una fase gaseosa, que contiene esencialmente gas de síntesis no reaccionado y olefina no reaccionada así como el alcano correspondiente a la olefina, y en una fase líquida, que contiene esencialmente el producto de hidroformilación y cantidades reducidas de olefina no reaccionada y de hidrocarburos saturados.
- 45 7. Procedimiento según la reivindicación 5 ó 6, donde la fase líquida que aparece en la cola de la columna es retornada total o parcialmente al reactor.
- 50 8. Procedimiento según la reivindicación 1, donde la fase gaseosa obtenida después de la condensación es retornada total o parcialmente al reactor.
- 55 9. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, donde la reacción de hidroformilación continua se realiza con una olefina de C₂-C₂₀ o una mezcla de ellas.
- 60 10. Procedimiento según la reivindicación 9, donde como olefina se emplea propeno.
- 65

Fig. 1.

