

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 575 096**

51 Int. Cl.:

C07C 5/333 (2006.01)

C07C 7/08 (2006.01)

C07C 11/167 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **24.12.2012 E 12826558 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **09.03.2016 EP 2797863**

54 Título: **Procedimiento para la producción de 1,3-butadieno**

30 Prioridad:

28.12.2011 IT MI20112404

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

24.06.2016

73 Titular/es:

**VERSALIS S.P.A. (100.0%)
Piazza Boldrini 1
20097 San Donato Milanese (MI), IT**

72 Inventor/es:

**DEL SEPPIA, ALESSANDRO;
ASSANDRI, FABIO;
GHIRARDO, ELENA y
VELLA, CARMELO**

74 Agente/Representante:

DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto

ES 2 575 096 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la producción de 1,3-butadieno

5 La presente invención se refiere a un procedimiento para la producción de 1,3-butadieno partiendo de una mezcla de compuestos saturados e insaturados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena, en el texto mencionados como C₂-C₁₀, preferiblemente mezclas de butanos y butenos, en el texto indicados como C₄. Más específicamente, dicho procedimiento y aparato se puede aplicar a mezclas de butanos y butenos producidos por plantas de craqueo, tanto independientes como integradas con una planta de extracción selectiva de 1,3-butadieno o con la cadena de mejora entera de C₄.

10 El fuerte aumento en la demanda de productos elastoméricos registrado en el mercado mundial, causado por la expansión de campos tales como la industria del automóvil, ha conducido en consecuencia a una demanda cada vez mayor de 1,3-butadieno, usado como materia prima para la producción de un amplio intervalo de cauchos sintéticos (por ejemplo, polibutadieno, o SBR, SBS, NB) y resinas poliméricas (por ejemplo, ABS, PEN).

15 Una gran parte del 1,3-butadieno se produce industrialmente en la actualidad mediante destilación extractiva de la fracción C₄ producida en Craqueadores a Vapor, mientras que la parte restante se produce por deshidrogenación de butanos, según el procedimiento Catadiene™ de CB&I Lummus Technology, u olefinas C₄ según el procedimiento Oxo-D™ de Petro-ex, actualmente Texas Petrochemicals, con destilación extractiva posterior del efluente obtenido. Se puede encontrar una descripción de las diversas tecnologías mencionadas en Perp Report Nexant Chem Systems Butadiene/Butylenes 09/10-5.

20 La producción de 1,3-butadieno por destilación extractiva tiene, como límite intrínseco, la disponibilidad de la materia prima C₄ que viene de los hornos de craqueo, previéndose que se hará cada vez más limitada después del cambio de materias primas de nafta a gas, mientras que las tecnologías de deshidrogenación que parten de parafinas y/o olefinas C₄ son no competitivas con respecto a la extracción selectiva de la fracción C₄ del craqueo.

25 En particular, debido al significativo coste de inversión requerido por la sección de reacción y la necesaria planta de extracción corriente abajo, el procedimiento Catadiene™ tiene limitadas aplicaciones industriales, como está limitado también en gran medida el atractivo industrial de la tecnología Oxo-D™, en la que, además de un coste de inversión ya considerable que compromete su aplicación, especialmente para capacidades pequeñas, hay también significativos problemas de seguridad relacionados con la propia naturaleza del procedimiento.

La solicitud de patente internacional WO2005063658 describe un procedimiento para la producción de 1,3-butadieno.

30 La patente de EE.UU. 6.187.985 describe un procedimiento de deshidrogenación de parafinas C₂-C₂₂ (que tienen de 2 a 22 átomos de carbono en la cadena) en donde se puede usar la deshidrogenación de los productos C₅ para mejorar los hidrocarburos alifáticos de bajo punto de ebullición, tales como pentanos e iso-pentanos, que son recuperados después de la extracción de compuestos insaturados de las fracciones C₅ de craqueo a vapor y procedimientos de craqueo catalítico.

35 El documento US 2010/0168493 describe un procedimiento de deshidrogenación de parafinas ligeras, en donde dicha deshidrogenación se puede usar para mejorar los hidrocarburos alifáticos de bajo punto de ebullición, tales como pentanos e iso-pentanos, que son recuperados después de la extracción de compuestos insaturados de las fracciones C₅ de craqueo a vapor y procedimientos de craqueo catalítico.

40 El solicitante ha encontrado ahora un procedimiento innovador, potencialmente aplicable a una planta convencional para la extracción selectiva de 1,3-butadieno, ya existente o producida recientemente, para la producción de 1,3-butadieno partiendo de una mezcla de compuestos saturados e insaturados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena, preferiblemente mezclas de butanos y butenos. La ventaja principal de este procedimiento innovador es permitir un aumento en el rendimiento de extracción de 1,3-butadieno.

45 Un objeto de la presente invención por lo tanto se refiere a un procedimiento para la producción de 1,3-butadieno que comprende las siguientes fases:

- a) extraer, por medio de destilación extractiva, en una sección de extracción, un producto final que contiene 1,3-butadieno y un producto de refinado, partiendo de mezclas de compuestos saturados e insaturados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena;
- b) enviar el producto de extracción refinado a una sección de deshidrogenación;
- 50 c) deshidrogenar el producto de refinado en la sección de deshidrogenación en presencia de un catalizador de deshidrogenación y un producto inerte para formar un efluente de reacción que contiene 1,3-butadieno;
- d) recircular el efluente de reacción que contiene 1,3-butadieno directamente a la sección de extracción después de separar los compuestos incondensables.

La innovadora y mejorada configuración del procedimiento, objeto de la presente invención, vence las restricciones asociadas con los métodos de suministro de 1,3-butadieno comercializados actualmente, mencionados anteriormente, aumentando la recuperación de 1,3-butadieno de plantas de extracción tradicionales, mediante la adición de una sección de deshidrogenación de productos de refinado o productos de destilación extractiva, considerando la misma corriente de alimentación de mezcla C₄.

Un método de comparación aplicado en la técnica actual es hidrogenar totalmente los productos de refinado a parafinas y reciclarlas a co-craqueo en sustitución de la correspondiente alícuota de la materia prima de nafta requerida total, mejorando así los productos de refinado y aumentando la potencialidad de la planta con la misma nafta fresca alimentada. El procedimiento, objeto de la presente invención, cambia la ventaja del menor consumo de nafta fresca en el craqueo a vapor o, alternativamente, de un aumento en las producciones dentro del intervalo de productos de craqueo, a un aumento en la producción de 1,3-butadieno, permitiendo una maximización específica de la recuperación de este componente de las corrientes de C₄.

La presente invención por lo tanto vence la limitación potencial impuesta por la disponibilidad de la fracción C₄ del craqueo, sin tener que recurrir a crear una planta independiente para la producción de butadieno a partir de deshidrogenación, lo que es más exigente en términos de coste de inversión y más crítico desde el punto de vista de la seguridad y la gestión de operación. El limitado aumento en inversión requerida para aumentar la capacidad de la sección de extracción y garantizada por el factor de escala, junto con un limitado coste de inversión de la unidad de deshidrogenación en solitario, garantizan la conveniencia económica, también a pequeña escala, de la solución del procedimiento, objeto de la presente invención.

Objetivos y ventajas adicionales de la presente invención parecerán más evidentes a partir de la siguiente descripción y figuras adjuntas, proporcionadas para fines puramente ilustrativos y no limitantes.

La Figura 1 ilustra una realización de la presente invención, en donde A es una sección de destilación extractiva de 1,3-butadieno, B es una sección de deshidrogenación del producto de refinado, 1 es una mezcla que contiene compuestos C₄ saturados e insaturados, 2 es el producto final que contiene 1,3-butadieno, 3 es el producto de refinado, 4 es una posible purga del producto de refinado, 5 es la corriente reciclada rica en butanos y butenos, 6 es la corriente reciclada rica en 1,3-butadieno.

La Figura 2 ilustra una realización de la presente invención en donde, además de los elementos y corrientes idénticos a los de la Figura 1, C es una sección de eterificación, 7 es la corriente de refinado 2, 8 es la corriente de éter etil-terc-butílico.

La Figura 3 ilustra una realización de la presente invención en donde, además de los elementos y corrientes idénticos a los de la Figura 1 y Figura 2, D es una sección de purificación de 1-buteno, 9 es la corriente de 1-buteno después de la purificación, 10 es el refinado 3.

Descripción detallada

En una realización, la presente invención se refiere a un procedimiento para la producción de 1,3-butadieno que comprende las siguientes fases:

a) extraer, por medio de destilación extractiva, en una sección de extracción, un producto final que contiene 1,3-butadieno y un producto de refinado, partiendo de mezclas de compuestos saturados e insaturados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena;

b) enviar el producto de refinado a una sección de deshidrogenación;

c) deshidrogenar el producto de refinado en la sección de deshidrogenación en presencia de un catalizador de deshidrogenación y un producto inerte para formar un efluente de reacción que contiene 1,3-butadieno;

d) recircular el efluente de reacción que contiene 1,3-butadieno directamente a la sección de extracción después de separar los compuestos incondensables.

En una realización adicional de la presente invención, el efluente de la reacción de deshidrogenación, enriquecido en 1,3-butadieno, después de la separación de los productos no condensables, es separado, por ejemplo por medio de destilación convencional, en una corriente rica en 1,3-butadieno y una corriente que contiene los compuestos saturados e insaturados no reaccionados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena. En este caso, la corriente rica en 1,3-butadieno es enviada de vuelta a la sección de extracción como producto reciclado. Después de la separación, la corriente que contiene los compuestos saturados e insaturados no reaccionados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena es preferiblemente recirculada a la sección de deshidrogenación.

Una mezcla de compuestos saturados e insaturados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena, indicados en el texto como C₂-C₁₀, preferiblemente una mezcla de butanos y butenos, es alimentada a la sección de destilación extractiva, desde la que se obtiene un producto final que contiene 1,3-butadieno y un producto de refinado, que contiene compuestos C₂-C₁₀ saturados e insaturados, preferiblemente butanos y butenos.

El producto de refinado es alimentado posteriormente a la sección de deshidrogenación catalítica para formar un efluente de reacción que contiene 1,3-butadieno y los compuestos saturados e insaturados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono. Este efluente es separado preferiblemente para dar un producto rico en 1,3-butadieno y una corriente rica en compuestos saturados e insaturados no reaccionados.

5 En este punto, el producto concentrado, o rico en 1,3-butadieno, es enviado a la sección de extracción, minimizando el posible impacto global en términos de aumento en la capacidad requerida a la sección de extracción. Es preferible, de hecho, no sobrecargar la sección de extracción, que puede no tener la capacidad necesaria para tratar el efluente de reacción entero que viene de la sección de deshidrogenación.

10 La mezcla rica en compuestos saturados e insaturados, tales como, preferiblemente, butanos y butenos no reaccionados, es enviada a la sección de deshidrogenación como producto reciclado.

Preferiblemente el procedimiento objeto de la presente invención también puede incluir una fase de eterificación posterior a la fase de extracción y que precede a la fase de deshidrogenación.

15 De esta manera, el producto de refinado puede ser sometido a eterificación del iso-buteno con etanol o metanol para obtener Éter Etil-Terc-Butílico (ETBE, por sus siglas en inglés) o Éter Metil-Terc-Butílico (MTBE) y una fracción indicada en el texto como refinado 2, que puede ser alimentada a la sección de deshidrogenación para dar un producto intermedio rico en 1,3-butadieno, o enviada a una sección de purificación adicional, separando así 1-buteno de una fracción llamada refinado 3. Según esta última realización, el refinado 3 puede ser enviado a la sección de deshidrogenación, para dar un producto intermedio concentrado en 1,3-butadieno. La sección de deshidrogenación, objeto de la presente invención, puede ser alimentada con una corriente seleccionada del producto de refinado, 20 refinado 2, refinado 3, o mezclas de los mismos.

Un catalizador de deshidrogenación preferido es una composición catalítica que comprende alúmina microesferoidal y un componente activo que contiene una mezcla que comprende galio y/o óxidos de galio, estaño y/o óxidos de estaño, platino y/o óxidos de platino, y óxidos de metales alcalinos y/o alcalinotérreos.

25 El soporte de alúmina microesferoidal está preferiblemente modificado con sílice, lo que es particularmente adecuado en reactores de deshidrogenación de lecho fluido o de elevación rápida ("Fast Riser"). Los óxidos de galio se seleccionan más preferiblemente de Ga_2O_3 , Ga_2O o mezclas de los mismos; los óxidos de estaño se seleccionan más preferiblemente de SnO , SnO_2 o mezclas de los mismos; los óxidos de platino se seleccionan más preferiblemente de PtO , PtO_2 o mezclas de los mismos; finalmente, más preferiblemente un óxido de metales alcalinos es K_2O .

30 Dicha composición catalítica permite sorprendentemente que el rendimiento a 1,3-butadieno sea maximizado, reduciendo al mismo tiempo el coste de inversión asociado con la configuración de planta (aparato), objeto de la presente invención, ya que dicha composición catalítica es extremadamente activa y selectiva.

La cantidad de galio y/o óxidos de galio oscila preferiblemente de 0,1% en peso a 34% en peso, más preferiblemente de 0,2% en peso a 3,8% en peso, con respecto al peso total de la composición catalítica.

35 La cantidad de metales alcalinos y/o alcalinotérreos oscila preferiblemente de 0,05% en peso a 5% en peso, más preferiblemente de 0,2% en peso a 3,8% en peso, con respecto al peso total de la composición catalítica.

La cantidad de estaño y/o óxidos de estaño oscila preferiblemente de 0,001% en peso a 1% en peso, más preferiblemente de 0,05% en peso a 0,4% en peso, con respecto al peso total de la composición catalítica.

40 La concentración de platino oscila preferiblemente de 1 ppm a 500 ppm en peso, preferiblemente de 1 ppm a 99 ppm en peso, incluso más preferiblemente de 1 a 50 ppm, con respecto al peso total de la composición catalítica.

La cantidad de sílice presente en el soporte oscila de 0,05% en peso a 5% en peso, más preferiblemente de 0,03% en peso a 3% en peso, con respecto al peso total de la composición catalítica, siendo el resto alúmina. Preferiblemente el área de superficie de la alúmina microesferoidal es más baja que o igual a $150 \text{ m}^2/\text{g}$.

45 Más preferiblemente la concentración de Ga_2O_3 oscila de 0,1% en peso a 34% en peso, más preferiblemente de 0,2% en peso a 3,8% en peso, con respecto al peso total de la composición catalítica.

Más preferiblemente la cantidad de K_2O oscila de 0,05% en peso a 5% en peso, más preferiblemente de 0,1% en peso a 3% en peso, con respecto al peso total de la composición catalítica.

Más preferiblemente la cantidad de SnO oscila de 0,001% en peso a 1% en peso, más preferiblemente de 0,05% en peso a 0,4% en peso, con respecto al peso total de la composición catalítica.

50 La cantidad de platino oscila preferiblemente de 1 ppm a 500 ppm en peso, preferiblemente de 1 ppm a 99 ppm en peso, más preferiblemente de 1 ppm a 50 ppm con respecto al peso total de la composición catalítica.

Un catalizador de deshidrogenación preferido adicional contiene una cantidad que oscila de 0,1% en peso a 33,6%

en peso de Ga₂O₃, de 1 ppm a 99 ppm de platino, una cantidad de 0% en peso a 5% en peso de óxidos de metales alcalinos y/o alcalinotérreos y un soporte de alúmina modificado con una cantidad de sílice que oscila de 0,08% en peso a 3% en peso.

5 La sección de deshidrogenación comprende al menos un reactor de deshidrogenación de lecho fluido e, independientemente, al menos un regenerador para restaurar la actividad de al menos parte del catalizador de deshidrogenación, preferiblemente la composición catalítica descrita y reivindicada en el presente texto. El catalizador de deshidrogenación es mantenido en circulación entre el reactor y el regenerador: una vez regenerado, puede ser recirculado a la sección de deshidrogenación.

10 La composición catalítica es siempre recirculada entre la sección de reacción y un regenerador y viceversa, usando un gas portador. El mismo gas portador se puede usar para diluir la materia prima en la entrada de la sección de reacción. El producto inerte para diluir la materia prima se puede seleccionar de nitrógeno, metano u otro gas combustible con un contenido máximo de hidrógeno igual a 1% en peso.

15 La sección de deshidrogenación requiere preferiblemente el uso de un reactor de tipo Fast-Riser, ya que mejora considerablemente los rendimientos del catalizador y en particular la composición catalítica descrita en el presente texto: este tipo de reactor permite explotar los bajos tiempos de contacto, con los mismos rendimientos, y reducir significativamente la reducción de los volúmenes de reacción.

La fase de deshidrogenación opera a una temperatura que oscila de 450°C a 700°C y a una presión que oscila de 20,26 kPa (0,2 atm absolutas) a 202,65 kPa (2 atm).

20 Si la deshidrogenación se lleva a cabo en un reactor de tipo Fast-Riser, el tiempo de residencia de la fase gaseosa es menos que un minuto, y preferiblemente oscila de 0,2 s a 5 s.

25 La regeneración del catalizador de deshidrogenación es efectuada preferiblemente en un lecho fluido a una temperatura más alta que la temperatura de operación del reactor, preferiblemente más alta que 700°C. La presión en el regenerador es ligeramente más alta que la presión atmosférica. El tiempo de residencia del catalizador durante la regeneración oscila de 5 a 60 minutos, preferiblemente de 20 a 40 minutos. Durante la regeneración, la velocidad espacial horaria de la fase gaseosa (GHSV, siglas en inglés, en NI/h de aire por litro de catalizador) oscila de 1.000 a 5.000 h⁻¹, preferiblemente de 2.000 a 3.000 h⁻¹.

Ejemplos

Ejemplo 1

30 El rendimiento global a 1,3 butadieno de un sistema integrado que comprende una planta de destilación extractiva de 1,3-butadieno se determina a continuación, partiendo de una mezcla de olefinas y parafinas C₄ de un craqueador a vapor y una planta de deshidrogenación para la mejora del producto de extracción refinado reciclando una corriente deshidrogenada rica en 1,3 butadieno a la sección de extracción, según un esquema descrito a continuación e ilustrado en la figura 1.

35 Una mezcla de olefinas y parafinas C₄ producidas por un craqueador a vapor es alimentada a la unidad de extracción de 1,3 butadieno y el producto de refinado que sale de esta sección es alimentado posteriormente a una unidad de deshidrogenación catalítica, de la que se obtiene una corriente rica en butadieno, que es reciclada a la unidad de extracción, y una corriente de butanos y butenos no reaccionados que es reciclada al reactor de deshidrogenación, excepto para una modesta purga de compuestos C₅₊.

40 La mezcla C₄ en la alimentación a la planta es igual a 33,8 ton/h y la composición de la corriente se indica en la Tabla 1.

Tabla 1

Productos ligeros y C2-C3 [% en peso]	0,2
n-Butano [% en peso]	3,9
i-Butano [% en peso]	0,2
i-Buteno [% en peso]	24,6
1-Buteno [% en peso]	11,7
cis2-Buteno [% en peso]	3,9
tr2-Buteno [% en peso]	5,3

1,3-Butadieno [% en peso]	49,2
1,2-Butadieno [% en peso]	0,1
C4+ [% en peso]	0,9

En el caso de una planta de extracción de butadieno independiente, es decir, sin la sección de deshidrogenación corriente abajo, con rendimientos típicos de tecnologías aplicadas industrialmente, se produce una corriente de 1,3 butadieno igual a 16,5 ton/h junto con una corriente de producto de refinado igual a 16,3 ton/h.

- 5 En el caso de integración de la unidad de extracción de butadieno con la unidad de deshidrogenación del refinado 1 (véase la figura 1), por otro lado, se obtienen 28,3 ton/h de 1,3 butadieno, que corresponden a un aumento en el rendimiento global de la planta igual a +71,5% con respecto al caso sin deshidrogenación del refinado 1, con la misma mezcla C₄ alimentada.

Ejemplo 2

- 10 El rendimiento global a 1,3 butadieno de un sistema integrado que comprende una planta de destilación extractiva de 1,3 butadieno se determina a continuación, partiendo de una mezcla de parafinas y olefinas C₄ de un craqueador a vapor, una planta para la producción de Éter Metil-Terc-Butílico MTBE (o Éter Etil-Terc-Butílico ETBE) partiendo del producto de refinado, que sale de la destilación extractiva, y metanol (o etanol), una planta de recuperación de 1-buteno partiendo del refinado 2 y una planta de deshidrogenación para mejorar el refinado 3 reciclando una corriente deshidrogenada rica en 1,3 butadieno a la sección de extracción, según un esquema descrito a continuación e
15 ilustrado en la figura 3.

Una mezcla de olefinas y parafinas C₄ producidas por un craqueador a vapor es alimentada a la unidad de extracción de 1,3 butadieno y el producto de refinado que sale de esta sección es alimentado posteriormente a una
20 unidad de producción de MTBE (o ETBE) por reacción con metanol (o etanol), de la que se obtiene una corriente de refinado 2, que es alimentada a una sección posterior para la recuperación de 1-buteno. La corriente de refinado 3 que sale de la sección de recuperación de 1-buteno es enviada a una sección de deshidrogenación, produciendo una corriente rica en butadieno, que es reciclada a la unidad de extracción, y una corriente de butanos y butenos no reaccionados que es reciclada al reactor de deshidrogenación, excepto por una modesta purga de compuestos C₅₊.

25 Considerando una mezcla C₄ en la materia prima para la planta con la composición de la corriente indicada en la Tabla 1 y un caudal igual a 33,8 t/h, se obtiene una producción igual a 16,5 t/h de 1,3 butadieno, 13 t/h de MTBE, 3,3 t/h de 1-buteno y 4,5 t/h de refinado 3, sin integración con la sección de deshidrogenación del refinado 3.

30 En el caso de integración de la unidad de extracción de butadieno con la unidad de deshidrogenación del refinado 3 (véase la figura 1C), por otro lado, se obtienen 18,8 t/h de 1,3 butadieno, 13 t/h de MTBE, 4,4 t/h de 1-buteno, que corresponden a un aumento en el rendimiento a 1,3 butadieno de la planta igual a +13,5% y a 1-buteno igual a +33%, con la misma mezcla C₄ alimentada.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la producción de 1,3-butadieno, que comprende las siguientes fases:
 - a) extraer, por medio de destilación extractiva, en una sección de extracción, un producto final que contiene 1,3-butadieno y un producto de refinado, partiendo de mezclas de compuestos saturados e insaturados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena;
 - b) enviar el producto de refinado a una sección de deshidrogenación;
 - c) deshidrogenar el producto de refinado en la sección de deshidrogenación en presencia de un catalizador de deshidrogenación y un producto inerte para formar un efluente de reacción que contiene 1,3-butadieno;
 - d) recircular el efluente de reacción que contiene 1,3-butadieno directamente a la sección de extracción después de separar los compuestos incondensables.
2. El procedimiento según la reivindicación 1, en donde, después de separar los compuestos incondensables, el efluente de reacción es separado en una corriente enriquecida en 1,3-butadieno y una corriente que contiene los compuestos saturados e insaturados no reaccionados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena.
3. El procedimiento según la reivindicación 2, en donde la corriente enriquecida en 1,3-butadieno es recirculada a la sección de extracción.
4. El procedimiento según la reivindicación 2, en donde la corriente que contiene los compuestos saturados e insaturados no reaccionados que tienen de 2 a 10 átomos de carbono en la cadena es recirculada a la sección de deshidrogenación.
5. El procedimiento según las reivindicaciones 1 y 2, en donde el producto de refinado, que contiene isobuteno, es sometido a eterificación con etanol o metanol para dar éter etil-terc-butílico o éter metil-terc-butílico y una corriente 2 refinada que es enviada posteriormente a la sección de deshidrogenación.
6. El procedimiento según la reivindicación 5, en donde el refinado 2 es enviado a una sección de purificación de 1-buteno generando una corriente de 1-buteno y una corriente de refinado 3 que es deshidrogenada posteriormente.
7. El procedimiento según las reivindicaciones 1 a 6, en donde el catalizador de deshidrogenación es una composición catalítica que comprende alúmina microesferoidal y un componente activo que contiene una mezcla que comprende galio y/o óxidos de galio, estaño y/o óxidos de estaño, platino y/o óxidos de platino, y óxidos de metales alcalinos y/o alcalinotérreos.
8. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde la cantidad de platino y/o óxidos de platino es más baja que 500 ppm.
9. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde la cantidad de platino y/o óxidos de platino es más baja que 99 ppm.
10. El procedimiento según las reivindicaciones 1 a 6, en donde el catalizador de deshidrogenación contiene una cantidad que oscila de 0,1% en peso a 33,6% en peso de Ga_2O_3 , de 1 ppm a 99 ppm de platino, una cantidad que oscila de 0% en peso a 5% en peso de óxidos de metales alcalinos y/o alcalinotérreos y un soporte de alúmina modificado con una cantidad de sílice que oscila de 0,8% en peso a 3% en peso.
11. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde los óxidos de galio se seleccionan de Ga_2O_3 , Ga_2O y mezclas de los mismos.
12. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde los óxidos de estaño se seleccionan de SnO , SnO_2 y mezclas de los mismos.
13. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde los óxidos de platino se seleccionan de PtO , PtO_2 y mezclas de los mismos.
14. El procedimiento según la reivindicación 7, en donde un óxido de metales alcalinos es K_2O .
15. El procedimiento según las reivindicaciones 1 a 14, en donde la sección de deshidrogenación comprende al menos un reactor y al menos un regenerador del catalizador de deshidrogenación.
16. El procedimiento según la reivindicación 15, en donde el reactor es del tipo "Fast Riser".
17. El procedimiento según las reivindicaciones 1 a 16, en donde la mezcla de compuestos saturados e insaturados comprende butanos y butenos.

18. El procedimiento según las reivindicaciones 1 a 17, en donde la sección de deshidrogenación puede ser alimentada por medio del producto de refinado, el refinado 2 o el refinado 3 o mezclas de los mismos.

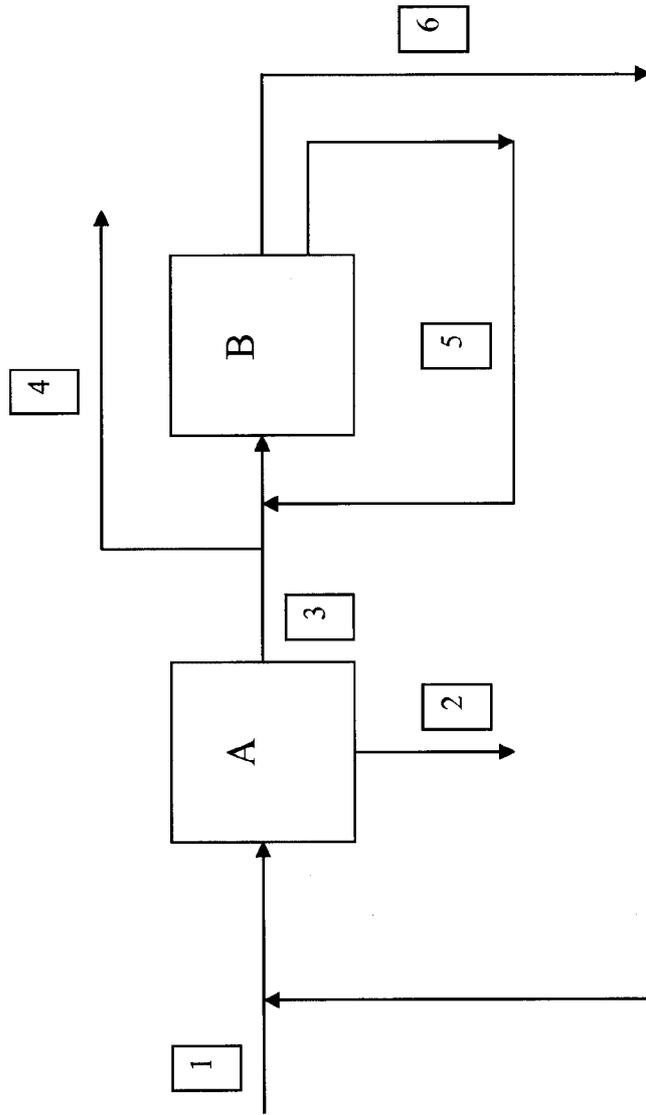


Fig. 1

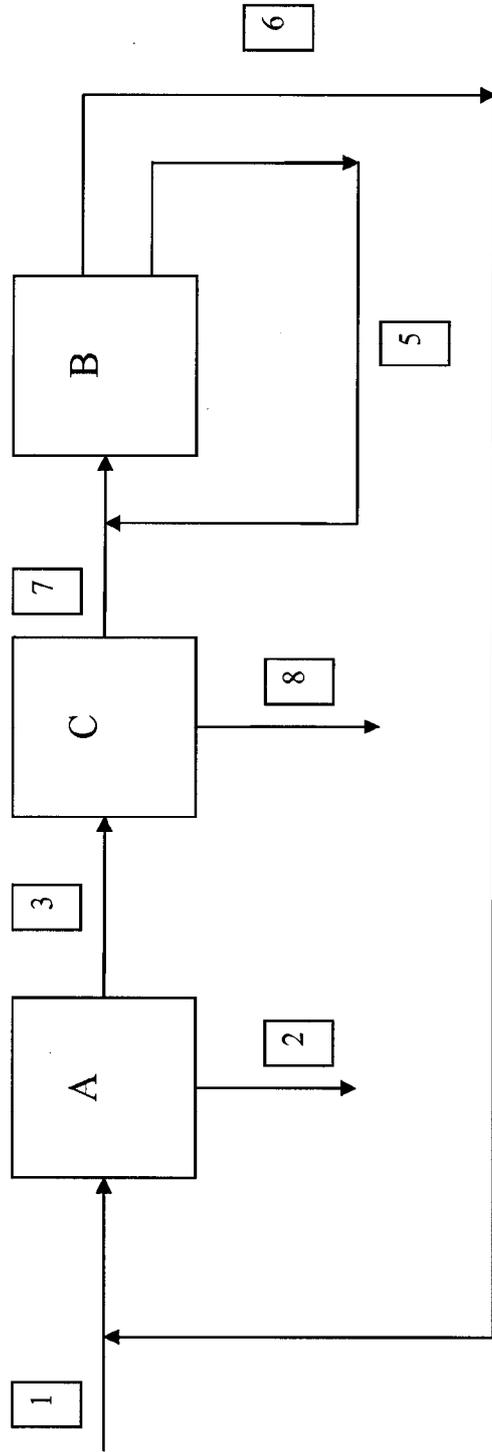


Fig. 2

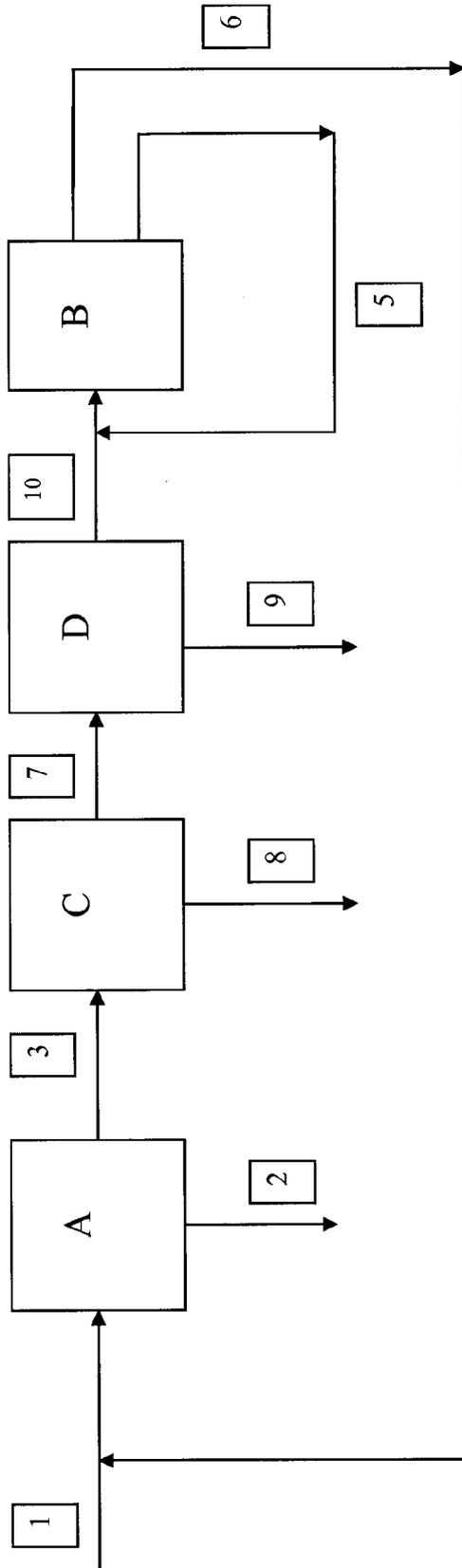


Fig. 3