



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 342 400**

51 Int. Cl.:
C07C 5/333 (2006.01)
C07C 7/04 (2006.01)
C07C 2/66 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **04803799 .8**
96 Fecha de presentación : **13.12.2004**
97 Número de publicación de la solicitud: **1704133**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **27.09.2006**

54 Título: **Procedimiento mejorado para la producción y la purificación de monómeros vinilaromáticos.**

30 Prioridad: **22.12.2003 IT MI03A2551**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
06.07.2010

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
06.07.2010

73 Titular/es: **Polimeri Europa S.p.A.**
Piazza Boldrini, 1
20097 San Donato Milanese, MI, IT

72 Inventor/es: **Galeotti, Armando;**
Bencini, Elena y
Trentini, Leonardo

74 Agente: **Curell Suñol, Marcelino**

ES 2 342 400 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 2 342 400 T3

DESCRIPCIÓN

Procedimiento mejorado para la producción y la purificación de monómeros vinilaromáticos.

5 La presente invención se refiere a un procedimiento mejorado para la producción y purificación de monómeros vinilaromáticos.

Más específicamente, la presente invención se refiere a un procedimiento mejorado para la producción y purificación de monómeros vinilaromáticos que proceden de la deshidrogenación de los productos alquilados correspondientes.
10

Aún más específicamente, la presente invención se refiere a un procedimiento mejorado para la producción y purificación de estireno procedente de la deshidrogenación de etil-benceno.

15 Los monómeros vinilaromáticos, tal como el estireno, son particularmente conocidos por su utilización en la preparación de materiales plásticos, tales como el poliestireno compacto/cristalino o el poliestireno expandido. Estos monómeros se recuperan de los efluentes líquidos procedentes de una sección de hidrogenación por medio de una serie de columnas de fraccionamiento que funcionan en serie, con respecto a la corriente de monómero vinilaromático.

20 En el caso del estireno, hay generalmente tres o cuatro columnas de fraccionamiento dependiendo del tipo de procedimiento. La mezcla líquida de hidrocarburos aromáticos que proceden de la sección de deshidrogenación se alimenta a la primera columna. En esta columna, se separa en cabeza una mezcla de benceno y tolueno, que forma un subproducto del proceso de producción de estireno, mientras que una corriente que contiene etil-benceno, estireno y productos de alto punto de ebullición sin reaccionar se extrae del fondo. La corriente procedente del fondo de la primera columna se alimenta a una segunda columna, en la que una corriente que contiene etil-benceno sin reaccionar se separa en la cabeza y se recicla a la sección de deshidrogenación, mientras que una corriente que contiene estireno junto con productos de alto punto de ebullición se extrae del fondo. La corriente que procede del fondo de la segunda columna se alimenta a la tercera columna, en la que el estireno que forma el producto final se elimina por la cabeza, mientras que una corriente constituida por estireno y productos de alto punto de ebullición se extrae por el fondo.
25 Como la concentración de estireno presente en la corriente que sale del fondo de la tercera columna de purificación es todavía elevada, se continúa tratando en una cuarta columna, donde dicha corriente se alimenta, o además en un aparato diferente, tal como un evaporador. Una corriente rica en productos de alto punto de ebullición que forma el residuo del proceso (corriente residual) se produce y se elimina de la última parte de la sección de purificación, ya sea una columna de destilación o un evaporador.
30

35 El expuesto anteriormente es uno de los posibles esquemas de purificación de estireno. Existe además un segundo esquema, basado en tres columnas que se describe a continuación. En este caso la mezcla de hidrocarburo se alimenta a la primera columna, donde una mezcla de benceno, tolueno y etil-benceno se separa en cabeza, mientras que una corriente que contiene estireno y productos de alto punto de ebullición se separa por el fondo. El producto extraído de la cabeza se alimenta a una segunda columna donde una mezcla de benceno y tolueno, que forma un subproducto del proceso de producción, se extrae de la cabeza, mientras que una corriente que contiene etil-benceno sin reaccionar se obtiene en el fondo y se envía a la unidad de deshidrogenación. La corriente que procede del fondo de la primera columna se alimenta a la tercera columna, donde el estireno purificado se extrae por cabeza, mientras que una corriente cuya composición es similar a la descrita en el esquema anterior, se obtiene en el fondo, que, como todavía es rica en estireno, se continúa tratando para recuperar éste con procedimientos similares a los descritos anteriormente.
40
45

El residuo (corriente residual), producido con ambos esquemas, contiene cantidades significativas de materiales pesados y viscosos constituidos por betunes y otros productos poliméricos que se forman como resultado del proceso de tratamiento. Los monómeros vinilaromáticos, por ejemplo el estireno, tienden a polimerizar si se someten a la acción del calor y consecuentemente, durante la destilación, tienden a formar residuos poliméricos sólidos que pueden depositarse y bloquear el equipo asociado al sistema de purificación. Con objeto de evitar o reducir este fenómeno, la purificación del estireno requiere la utilización de retardadores o inhibidores de polimerización tales como, por ejemplo, radicales nitróxido estables utilizados solos o combinados con retardadores de polimerización tales como, por ejemplo, nitroderivados aromáticos, tal como se describe en las patentes de US nº 4.670.131, nº 5.254.760 y nº 5.910.232. La patente de US nº 3.408.265 da a conocer un procedimiento para la recuperación de estireno procedente de etil-benceno por destilación. Se menciona que un aceite de hidrocarburo no volátil, tal como tetraetilbenceno, puede añadirse a la zona de destilación.
50
55

En el contexto de la presente invención se ha descubierto recientemente un nuevo aditivo para prevenir la polimerización prematura de monómeros vinilaromáticos, procedentes de la deshidrogenación de los correspondientes productos alquilados, particularmente durante la fase de purificación que, en el caso de la utilización de nitróxido solo, refuerza su efecto. Alternativamente, este aditivo puede sustituir el efecto retardador, cuando éste se utiliza en combinación con el nitróxido.
60

Este nuevo aditivo procede de la sección de alquilación que precede a la deshidrogenación y está constituido por productos pesados, esencialmente polialquilbencenos que se forman durante la reacción de alquilación y que se separan en una sección de purificación específica. De hecho, se ha descubierto sorprendentemente que la corriente más pesada que procede del fondo de la sección de destilación, corriente abajo del reactor de alquilación, si se alimenta
65

ES 2 342 400 T3

a la sección de purificación del monómero vinilaromático, inhibe su polimerización prematura. Este resultado no solamente es inesperado sino que además es útil ya que permite una recuperación mayor del monómero procedente de los residuos de destilación del estireno.

5 Un objeto de la presente invención se refiere así a un procedimiento mejorado para la producción y purificación de monómeros vinilaromáticos que comprende:

- 10 a) alimentar una corriente constituida por un hidrocarburo aromático junto con una corriente constituida esencialmente por una olefina C₂-C₃, a una sección de alquilación;
- 15 b) alimentar un producto de la reacción que procede de la sección de alquilación a una primera sección de separación;
- 20 c) descargar de la primera sección de separación, una primera corriente constituida por un hidrocarburo aromático sin reaccionar que se recicla a la sección de alquilación, una segunda corriente constituida esencialmente por un hidrocarburo aromático monoalquilado, una tercera corriente constituida esencialmente por hidrocarburos aromáticos dialquilados, enviados a una sección de transalquilación, y una cuarta corriente constituida esencialmente por una mezcla de hidrocarburos aromáticos polialquilados;
- 25 d) alimentar la segunda corriente de la etapa (c) a una sección de deshidrogenación;
- e) alimentar el producto de la reacción que procede de la sección de deshidrogenación a una segunda sección de purificación/separación, que comprende por lo menos una columna de destilación;
- 30 f) alimentar la cuarta corriente de la etapa (c) a por lo menos dicha columna de destilación;
- g) descargar de la cabeza de por lo menos dicha columna de destilación, una corriente constituida por el monómero vinilaromático que tiene una pureza superior al 99,7% en peso.

30 Según la presente invención, el hidrocarburo aromático alimentado a la sección de alquilación puede seleccionarse de entre los que tienen de 6 a 9 átomos de carbono pero preferentemente está constituido por benceno. Otro hidrocarburo aromático que puede utilizarse en el procedimiento objeto de la presente invención es, por ejemplo, tolueno.

35 El hidrocarburo aromático preferido es benceno calidad refinería con una pureza superior o igual al 95% en peso.

La corriente olefínica C₂-C₃, por ejemplo etileno o propileno, también de calidad refinería con una pureza superior o igual al 95% en peso, se alimenta al reactor de alquilación junto con el hidrocarburo aromático, reciente y, opcionalmente, se recicla. Las dos corrientes aromática y olefínica se alimentan a la unidad de alquilación con el fin de tener relaciones molares aromática/olefínica que satisfagan los requisitos de las tecnologías actuales, generalmente de 2 a 40 50, preferentemente de 3 a 10.

La reacción de alquilación se realiza con sistemas catalíticos convencionales, por ejemplo puede realizarse según el procedimiento descrito en la patente europea nº 432.814.

45 En el procedimiento objeto de la presente invención puede utilizarse cualquier reactor de alquilación. Por ejemplo, pueden utilizarse reactores de lecho fijo o de lecho fluido, reactores transportadores, reactores que funcionan con una mezcla en suspensión y reactores de destilación catalítica.

50 Los catalizadores de alquilación preferidos pueden ser tricloruro de aluminio o los seleccionados de entre sólidos cristalinos porosos sintéticos o naturales a base de silicio y aluminio, tales como las zeolitas ácidas en las que la relación atómica silicio/aluminio oscila entre 5/1 y 200/1. En particular, resultan preferidas las zeolitas Y, beta, omega, mordenita y los sólidos porosos cristalinos MCM-22, MCM-36, MCM-49. Alternativamente, es posible utilizar zeolitas sintéticas del grupo ZSM en las que la relación atómica silicio/aluminio oscila de 20/1 a 200/1 tal como la zeolita ZSM-5.

55 La reacción de alquilación puede realizarse en condiciones de temperatura y presión que dependen no solamente del catalizador seleccionado sino también del tipo de reactor y de la elección de los reactivos. En el caso de la alquilación del benceno con etileno, la temperatura de reacción está generalmente comprendida entre 50 y 450°C. Más específicamente, con catalizadores zeolíticos, para procesos en lecho fijo o móvil en fase gas, la temperatura está preferentemente comprendida entre 300 y 450°C o entre 180 y 250°C para los procesos en fase líquida, mientras que en el caso de un reactor de destilación catalítica, que opera en fase mixta gas-líquido, la temperatura de reacción, que varía a lo largo del lecho catalítico, está comprendida entre 140 y 350°C, preferentemente entre 200 y 300°C. Cuando se utilizan reactores que funcionan con una mezcla en suspensión y un catalizador de tricloruro de aluminio, la temperatura está comprendida entre 100 y 200°C.

65 La presión dentro del reactor de alquilación se mantiene en valores comprendidos entre 0,3 y 6 MPa, preferentemente entre 0,4 y 5 MPa.

ES 2 342 400 T3

La corriente aromática que sale del reactor de alquilación se trata con medios convencionales para recuperar el producto de reacción de los reactivos no transformados y de los subproductos de la reacción. En particular, el sistema de separación preferentemente consta de una serie de por lo menos tres columnas de destilación en las que el compuesto aromático sin reaccionar se recupera en la primera, y se recicla al reactor de alquilación y/o a la unidad de transalquilación descrita más adelante. El compuesto aromático monoalquil-sustituido, por ejemplo etil-benceno, se recupera en la segunda columna de destilación y se alimenta a la unidad de deshidrogenación, mientras que los productos aromáticos dialquilados se recuperan de la cabeza de la tercera columna y se envían a la unidad de transalquilación, mientras que los productos pesados, esencialmente constituidos por productos polialquilados, tetralinas y difenil-etanos alquil-sustituidos, que forman el aditivo del inhibidor de polimerización, se recuperan del fondo y se alimentan a la sección de purificación/separación del compuesto vinilaromático.

Los compuestos aromáticos dialquilados, por ejemplo los dietil-bencenos, pueden alimentarse a un reactor de transalquilación para la transalquilación con hidrocarburos aromáticos C_6-C_9 , por ejemplo con benceno, para producir los correspondientes compuestos aromáticos monoalquil-sustituidos, tal como el etil-benceno, y aumentar el rendimiento de la producción de la alquilación.

La transalquilación puede tener lugar en un reactor específico o en el mismo reactor de alquilación.

El reactor de transalquilación, cuando está presente, consta preferentemente de un reactor que opera en fase de suspensión, cuando el catalizador es el tricloruro de aluminio, o en un reactor en lecho fijo, que funciona en fase líquida, en la que está presente un catalizador de transalquilación zeolítico convencional, tal como la zeolita Y, la zeolita beta o la mordenita, preferentemente la zeolita Y o beta. La reacción de transalquilación puede realizarse según se describe en la patente europea n° 847.802.

En el caso de la transalquilación de dietil-benceno con benceno, la reacción molar benceno/etileno, calculada con respecto a los moles totales de benceno presente como tal y como dietil-benceno y los moles totales de etileno presentes como sustituyentes en los dietil-bencenos, oscila entre 2/1 y 18/1, preferentemente entre 2,5/1 y 10/1. La temperatura en el reactor se mantiene a un valor entre 50 y 350°C, preferentemente entre 130 y 290°C, mientras que la presión se mantiene entre 0,2 y 6 MPa, preferentemente entre 0,4 y 5 MPa.

El producto aromático monoalquilado se alimenta a la sección de deshidrogenación catalítica que comprende uno o más reactores que operan con un lecho fijo o un lecho fluido, preferentemente con un lecho fijo.

La reacción de deshidrogenación con un reactor de lecho fijo tiene lugar a una temperatura comprendida entre 500 y 700°C, preferentemente entre 550 y 650°C, a una presión comprendida entre 0,02 y 0,15 MPa, en presencia de un catalizador a base de óxido de hierro y carbonato de potasio que contiene otros compuestos metálicos en pequeñas cantidades que hacen la función de activadores.

En el caso del proceso de producción de estireno, puede tener lugar la deshidrogenación, por ejemplo, con un catalizador de lecho fijo alimentando una mezcla de vapor de etil-benceno y vapor de agua, en una relación molar agua/etil-benceno que oscila entre 5 y 15, preferentemente entre 6 y 12, en un primer reactor en el que tiene lugar una conversión parcial de etil-benceno. La mezcla reaccionada que sale del primer reactor se alimenta a un segundo reactor, una vez se ha llevado la temperatura al valor requerido mediante un intercambiador de calor. La mezcla de reacción, en la que se convierte el etil-benceno en por lo menos el 60%, se enfría y se condensa antes de que se envíe a la sección de purificación. Si se requiere, a la salida del segundo reactor, es posible incluir un tercer reactor para aumentar la conversión de etil-benceno hasta el 70% y más.

El producto de reacción que sale de la fase de deshidrogenación se alimenta a una segunda sección de purificación/separación para la recuperación del monómero vinilaromático, por ejemplo estireno. La sección de purificación comprende por lo menos una columna de destilación incluso si resulta preferido el funcionamiento con tres o cuatro columnas de destilación conectadas en serie con respecto a la corriente del monómero que va a purificarse.

El producto pesado de fondo que procede de la sección de separación del producto alquilado se alimenta también a la segunda sección de purificación/separación para evitar la polimerización prematura del monómero vinilaromático y limitar el consumo de inhibidor de polimerización y/o aditivos retardadores que se utilizan necesaria y convencionalmente en esta sección. La alimentación puede efectuarse en cualquiera de las columnas de destilación, a cualquier altura de las mismas y, opcionalmente, mezclando previamente dicho producto pesado del fondo con cualquiera de las corrientes presentes en dicha segunda sección de purificación/separación.

En particular, las columnas de la segunda sección de purificación/separación pueden seleccionarse de entre las que contienen platos convencionales o relleno al azar o estructurado. Con el fin de mantener las temperaturas internas tan bajas como sea posible para impedir la polimerización térmica del monómero vinilaromático, las columnas operan a una presión baja, que oscila generalmente entre 0,002 y 0,03 MPa.

Además de la mezcla líquida que procede de la sección de deshidrogenación, se alimenta también una pequeña corriente a las columnas individuales, que contienen una sustancia que actúa como inhibidor de polimerización, por ejemplo (en el caso de la purificación y separación de estireno) 4-hidroxi-2,2,6,6-tetrametil-piperidín-1-oxi, 2,2,6,6-tetrametil-piperidín-1-oxi, o cualquiera de los productos descritos en la patente US n° 4.670.131, y en algunos casos

ES 2 342 400 T3

también un caudal más que contiene una sustancia que actúa como retardadora de polimerización, por ejemplo azufre, t-butil-catecol o dinitrofenoles y fenilendiaminas descritas en la patente US nº 4.466.905. Este medio de operación limita la pérdida de monómero vinilaromático debida a su polimerización que le transforma en un producto de alto punto de ebullición, posteriormente eliminado como residuo.

5 El producto de fondo recuperado en el fondo de la tercera o cuarta columna de destilación consiste en una corriente rica en productos de alto punto de ebullición, de los cuales una cantidad considerable consiste en el polímero vinilaromático formado en la propia sección de purificación como resultado del proceso de destilación y puede contener todavía una cantidad significativa de monómero. Esta corriente es un producto residual del proceso que generalmente se envía para la termodestrucción.

10 A partir de lo expuesto anteriormente, es evidente por consiguiente que uno de los objetivos más importantes del proceso de purificación de monómeros vinilaromáticos consiste en adoptar soluciones útiles para minimizar la formación de polímero tanto como sea posible, para mejorar el rendimiento del proceso limitando la formación de producto residual, y para evitar los fenómenos de ensuciamiento asociados a éste que pueden originar problemas de operación y la necesidad de mantenimiento costoso.

15 La corriente de fondo que sale de la sección de separación de los productos alquilados, constituida por una mezcla de hidrocarburos aromáticos polialquilados junto con otras impurezas pesadas, se alimenta a una de las columnas de destilación, preferentemente a la primera columna. Esta corriente no sólo actúa como diluyente de los residuos de la columna de destilación permitiendo una recuperación mayor del monómero sino también, sorprendentemente, como retardadora de polimerización, contribuyendo a reducir la cantidad total de producto residual de todo el proceso así como permitiendo una reducción en el consumo de las sustancias que inhiben o retardan la polimerización. Ya que esta corriente está constituida esencialmente por compuestos de alto punto de ebullición, circula a través de los residuos de la columna de destilación de la segunda sección de purificación/separación y es extraída del fondo de la última columna junto con los residuos asociados a la deshidrogenación. Por las razones anteriores, la corriente que procede del fondo de dicha columna en el esquema del proceso objeto de la presente invención, para ser enviada a termodestrucción, está significativamente reducida con respecto a la suma de las dos corrientes correspondientes separadas que proceden respectivamente de la sección de purificación del producto alquilaromático y del monómero vinilaromático en los procedimientos tradicionales de la técnica conocida.

20 Se proporciona a continuación un ejemplo que demuestra el efecto inhibitor, en la polimerización del estireno, del producto de fondo que procede de la unidad de purificación de la sección de síntesis de etil-benceno y un ejemplo aplicativo que utiliza un esquema ilustrado en la figura adjunta.

Ejemplo 1

25 Una primera solución de inhibidor 4-HT (1-oxi-2,2,6,6-tetrametil-piperidin-4-ol) en estireno a una concentración de 5 ppm (ensayo A) y una segunda solución en estireno del mismo inhibidor a 5 ppm y 1,5% de polietil-bencenos (PEB) que proceden del fondo de la unidad de purificación de una planta para la producción de etil-benceno (ensayo B), se preparan en un vaso de alimentación. En ambos ensayos A y B, la solución que contiene el inhibidor se alimenta durante aproximadamente 18 horas en continuo, en un reactor con camisa agitado mecánicamente y mantenido a una temperatura de 95°C. El producto sale del reactor mediante una válvula situada en el fondo. Los caudales de alimentación y descarga se regulan para tener un tiempo de residencia constante dentro del reactor igual a una hora.

30 Antes de cada ensayo, el sistema se trata barboteando nitrógeno para eliminar el oxígeno y el aparato se mantiene bajo un sello de nitrógeno durante todo el ensayo. Al cabo de 18 horas se saca una muestra de efluente correspondiente al estado estacionario del sistema (denominada "tiempo cero") y se determina el contenido de polímero (% en peso).

35 Esta determinación se efectúa con el turbidímetro si la concentración del polímero es inferior a 1.000 ppm o por precipitación con etanol para cantidades superiores.

40 La alimentación se interrumpe a continuación y la válvula situada en el fondo del reactor se intercepta simultáneamente, cerrándose de este modo el sistema (denominado interruptor). Se extraen muestras del reactor a tiempos preestablecidos para una duración total del ensayo de 7 horas, siguiendo la cinética de formación del polímero en presencia del inhibidor residual a esta temperatura dada.

65

ES 2 342 400 T3

La tabla siguiente indica los resultados de los ensayos más significativos (contenido de polímero en % en peso), efectuados a una temperatura de 95°C, que de manera inequívoca presenta el efecto retardador del PEB.

TABLA 1

Tiempo de cierre (min.)	% de poliestireno (4-HT) Ensayo A	% de poliestireno (4-HT + PEB) Ensayo B
0	0	0
60	1,7	0,11
120	2,9	0,39
180	4,5	0,60
240	6,5	0,93
360	9,8	1,95
420	11,6	2,36

Ejemplo 2

Se hace referencia a la figura adjunta que representa un esquema simplificado de un proceso a escala industrial para la producción y purificación de estireno, y en el que las principales etapas de operación están indicadas exclusivamente.

En el esquema R1 representa el reactor de alquilación, R2 es el reactor de deshidrogenación, D1 es la primera sección de separación para recuperar el hidrocarburo aromático alquilado mientras que D2 representa la segunda sección de purificación/separación del producto deshidrogenado.

En la Tabla 2 a continuación se ilustran y se explican las corrientes numeradas y los caudales en peso respectivos.

R1 = reactor de alquilación/transalquilación

Temperatura

170°C

Presión

4,6 bar atm.

Relación benceno/etileno en peso

7,4

R2 = reactor de deshidrogenación

Temperatura

600°C

Presión

0,5 bar atm.

ES 2 342 400 T3

TABLA 2

5	(1) = benceno reciente	kg/h	19.000
	(2) = etileno	kg/h	5.700
	(3) = producto alquilado	kg/h	54.700
10	(6) = benceno reciclado	kg/h	23.000
	(4) = etil-benceno para deshidrogenación	kg/h	32.000
	(5) = dietil-benceno reciclado	kg/h	7.000
15	(7) = PEB alimentado a D2	kg/h	300
	(12) = PEB alimentado a la antorcha	kg/h	300
	(8) = producto deshidrogenado	kg/h	32.000
20	(9) = TEMPO	kg/h	3,6
	(10) = estireno en el caso de (7)	kg/h	20.070
	(10) = estireno en el caso de (12)	kg/h	20.000
25	(11) = productos pesados en el caso de (7)	kg/h	460
	(11) = productos pesados en el caso de (12)	kg/h	230

30

TEMPO = 1-oxi-2,2,6,6-tetrametil-piperidín-4-ol

35

40

45

50

55

60

65

ES 2 342 400 T3

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento mejorado para la producción y purificación de monómeros vinilaromáticos que comprende:
- a) alimentar una corriente constituida por un hidrocarburo aromático junto con una corriente constituida esencialmente por una olefina C_2-C_3 , a una sección de alquilación;
 - b) alimentar el producto de la reacción que procede de la sección de alquilación a una primera sección de separación;
 - c) descargar de la primera sección de separación, una primera corriente constituida por un hidrocarburo aromático sin reaccionar que se recicla a la sección de alquilación, una segunda corriente constituida esencialmente por un hidrocarburo aromático monoalquilado, una tercera corriente constituida esencialmente por hidrocarburos aromáticos dialquilados, enviada a una sección de transalquilación, y una cuarta corriente constituida esencialmente por una mezcla de hidrocarburos aromáticos polialquilados;
 - d) alimentar la segunda corriente de la etapa (c) a una sección de deshidrogenación;
 - e) alimentar el producto de la reacción que procede de la sección de deshidrogenación a una segunda sección de purificación/separación, que comprende por lo menos una columna de destilación;
 - f) alimentar la cuarta corriente de la etapa (c) a dicha por lo menos una columna de destilación;
 - g) descargar de la cabeza de dicha por lo menos una columna de destilación, una corriente constituida por el monómero vinilaromático que presenta una pureza superior a 99,7% en peso.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que el hidrocarburo aromático alimentado a la sección de alquilación está constituido por benceno, calidad refinería, mientras que la corriente olefínica está constituida por etileno o propileno, calidad refinería.
3. Procedimiento según la reivindicación 2, en el que la corriente olefínica está constituida por etileno.
4. Procedimiento según la reivindicación 1, 2 ó 3, en el que las corrientes aromática y olefínica se alimentan a la unidad de alquilación para presentar relaciones molares aromática/olefina comprendidas entre 2 y 50.
5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la reacción de alquilación tiene lugar en presencia de catalizadores seleccionados de entre tricloruro de aluminio, sólidos cristalinos porosos sintéticos y naturales a base de silicio y aluminio en los que la relación atómica silicio/aluminio está comprendida entre 5/1 y 200/1 y zeolitas sintéticas del grupo ZSM en el que la relación atómica silicio/aluminio está comprendida entre 20/1 y 200/1.
6. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la reacción de alquilación se realiza a una temperatura comprendida entre 50 y 450°C.
7. Procedimiento según la reivindicación 3, en el que el catalizador está constituido por tricloruro de aluminio y la temperatura está comprendida entre 100 y 200°C.
8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la reacción de alquilación se realiza a una presión comprendida entre 0,3 y 6 MPa.
9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente aromática que sale del reactor de alquilación se alimenta a un sistema de separación constituido por una serie de por lo menos tres columnas de destilación para la recuperación de por lo menos el compuesto aromático monoalquil-sustituido, para ser enviado a la unidad de deshidrogenación, y un producto de fondo pesado, constituido esencialmente por productos polialquilados, tetralinas y difenil-etanos alquil-sustituidos.
10. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la reacción de deshidrogenación catalítica tiene lugar en un reactor de lecho fijo, a una temperatura comprendida entre 500 y 700°C, a una presión comprendida entre 0,02 y 0,15 MPa, en presencia de un catalizador a base de óxido de hierro y carbonato de potasio.
11. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la segunda sección de purificación/separación comprende tres o cuatro columnas de destilación conectadas en serie con respecto al flujo de monómero que debe purificarse.
12. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente de fondo que sale de la sección de separación de los productos alquilados se envía a cualquiera de las columnas de destilación, a cualquier

ES 2 342 400 T3

altura de las mismas y, opcionalmente, mezclando previamente dicho producto de fondo pesado con cualquiera de las corrientes presentes en dicha segunda sección de purificación/separación.

5 13. Procedimiento según la reivindicación 12, en el que la corriente de fondo que sale de la sección de separación de los productos alquilados se envía en la alimentación a la primera columna de destilación de la segunda sección de purificación/separación.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

