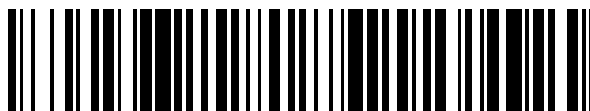


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 717 106**

51 Int. Cl.:

C07C 15/067 (2006.01)

C07C 7/09 (2006.01)

B01D 3/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **20.11.2014 PCT/US2014/066536**

87 Fecha y número de publicación internacional: **25.06.2015 WO15094563**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **20.11.2014 E 14871811 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.02.2019 EP 3083531**

54 Título: **Reciclaje de nafteno energéticamente eficiente a través del uso de una torre de fraccionamiento de extracción lateral y condensación parcial**

30 Prioridad:

17.12.2013 US 201361917055 P

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

19.06.2019

73 Titular/es:

**BP CORPORATION NORTH AMERICA INC.
(100.0%)
501 Westlake Park Boulevard
Houston, TX 77079, US**

72 Inventor/es:

AMELSE, JEFFREY ALLEN

74 Agente/Representante:

SALVÀ FERRER, Joan

ES 2 717 106 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

Reciclaje de nafteno energéticamente eficiente a través del uso de una torre de fraccionamiento de extracción lateral y condensación parcial

5

REFERENCIA CRUZADA A SOLICITUD RELACIONADA

[0001] Esta solicitud reivindica la prioridad de la Solicitud Provisional de Estados Unidos N.º 61/917.055, presentada el 17 de diciembre de 2013.

10

CAMPO

[0002] Esta descripción se refiere a procedimientos y aparatos para el reciclaje de naftenos energéticamente eficiente durante la fabricación de paraxileno. Dichos procedimientos y aparatos incluyen un esquema de condensación parcial y una torre de extracción lateral.

15

ANTECEDENTES

[0003] El paraxileno es una sustancia química intermedia útil que se oxida para formar ácido tereftálico, que es un precursor de poliéster. Las unidades de fabricación de paraxileno (pX) comprenden generalmente tres secciones en un ciclo de reciclaje: 1) una sección de recuperación de pX para recuperar pX de corrientes que comprenden los tres isómeros de xileno, que produce una corriente de producto de pX y una corriente pobre en pX; 2) una sección de isomerización que comprende un catalizador de isomerización de xileno en un reactor, que isomeriza los xilenos en la corriente pobre en pX hasta casi el equilibrio; y 3) una sección de fraccionamiento para separar subproductos producidos en el reactor y/o presentes en la alimentación fresca. La alimentación fresca a las unidades de pX y, por lo tanto, a la sección de recuperación de pX, generalmente comprende también etilbenceno (EB) que es un isómero estructural de los xilenos que tiene una fórmula molecular que es la misma que la de los isómeros de xileno. No es práctico eliminar el EB de estas corrientes por destilación porque su punto de ebullición es muy cercano al de los isómeros de xileno. Por lo tanto, el EB debe convertirse en xilenos o en subproductos que puedan ser separados fácilmente por destilación, para prevenir su acumulación en el ciclo. Existen varios tipos de catalizadores de isomerización de xilenos que convierten el EB por diferentes rutas. Los catalizadores de tipo isomerización de etilbenceno suministran un medio para convertir etilbenceno en xilenos y ofrecen elevados rendimientos de paraxileno. Los naftenos, compuestos de anillos saturados, son intermedios en la conversión de EB en xilenos y están cerca al equilibrio con los productos aromáticos en el efluente de reactor. Estos intermedios de nafteno han de reciclarse de manera eficiente de nuevo al reactor con el fin de prevenir pérdidas excesivas de xileno.

20

25

30

35

40

[0004] Las configuraciones anteriores para la producción de paraxileno y reciclaje de nafteno consumen mucha energía y, por lo tanto, son costosas de operar. Por ejemplo, algunos procedimientos de la técnica anterior emplean una torre de nafteno separada. Por lo tanto, existe la necesidad de un procedimiento energéticamente eficiente para reciclar naftenos en un procedimiento de fabricación de paraxileno.

BREVE RESUMEN

[0005] En un aspecto, se proporciona un procedimiento que comprende hacer reaccionar en un reactor una corriente de alimentación del reactor que comprende isómeros de xileno, etilbenceno, naftenos C8, e hidrógeno sobre un catalizador de isomerización de etilbenceno de tal forma que se produce una corriente de efluente de reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8; enfriar y separar la corriente de efluente de reactor para formar una primera corriente líquida condensada y una primera corriente de vapor; y enfriar y separar la primera corriente de vapor para formar una segunda corriente líquida condensada y una segunda corriente de vapor. El procedimiento comprende además proporcionar la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente líquida condensada a un aparato de torre de extracción lateral, para producir una corriente de extracción lateral que comprende productos aromáticos C8 y una porción de los naftenos C8; y recuperar el paraxileno de la corriente de extracción lateral en una sección de recuperación de paraxileno.

45

50

55

[0006] En otro aspecto, se proporciona un procedimiento para reciclar naftenos a un reactor, comprendiendo el procedimiento hacer reaccionar en el reactor una corriente de alimentación del reactor que comprende isómeros de xileno, etilbenceno, naftenos C8, e hidrógeno sobre un catalizador de isomerización de etilbenceno en las condiciones del reactor, en el que al menos una porción del etilbenceno en la corriente de alimentación del reactor se convierte en isómeros de xileno, de tal forma que se produce una corriente de efluente de reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8; enfriar y separar la corriente de efluente de reactor para formar una primera corriente líquida condensada y primera una corriente de vapor; y enfriar y separar la primera corriente de vapor para formar una segunda corriente líquida y una segunda corriente de vapor. El procedimiento comprende además proporcionar la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente líquida condensada a un aparato de torre de extracción lateral para producir una corriente de extracción lateral que comprende productos aromáticos C8

60

65

y naftenos C8; recuperar paraxileno de la corriente de extracción lateral en una sección de recuperación de paraxileno; producir una corriente pobre en paraxileno, en la que la corriente pobre en paraxileno contiene una porción de los naftenos C8; y reciclar la corriente pobre en paraxileno al reactor.

- 5 **[0007]** En aún otro aspecto, se proporciona un aparato para reciclar naftenos a un reactor, comprendiendo el aparato un precalentador para precalentar una corriente líquida que comprende etilbenceno, isómeros de xileno, y naftenos C8 para formar una corriente líquida precalentada, en el que la corriente líquida precalentada se combina con una corriente de gas reciclada que comprende hidrógeno para formar una corriente de alimentación del reactor; y un reactor para hacer reaccionar la corriente de alimentación del reactor para producir una corriente de efluente de reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8. El aparato comprende además un primer aparato de enfriamiento para enfriar la corriente de efluente de reactor, para producir una corriente de efluente de reactor enfriada; un primer tambor separador para separar la corriente de efluente de reactor enfriada en una primera corriente líquida condensada y una primera corriente de vapor; un segundo aparato de enfriamiento para enfriar la primera corriente de vapor, para producir una primera corriente de vapor enfriada que comprende una fase de vapor y una fase líquida; y un segundo tambor separador para separar la primera corriente de vapor enfriada en una segunda corriente líquida condensada y una segunda corriente de vapor. El aparato también comprende un aparato de torre de extracción lateral para recibir la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente líquida condensada y producir una corriente de extracción lateral, en el que la corriente de extracción lateral comprende los productos aromáticos C8 y más del 70 por ciento de los naftenos C8; una sección de recuperación de paraxileno para separar la corriente de extracción lateral en una corriente de producto de paraxileno y una corriente pobre en paraxileno, en el que la corriente pobre en paraxileno comprende sustancialmente todos los naftenos C8 en la corriente de extracción lateral; y un aparato de reciclaje para reciclar la corriente pobre en paraxileno al reactor.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

25

[0008]

La figura 1 es un aparato de la técnica anterior para producir paraxileno.

- 30 La figura 2 es un aparato para producir paraxileno con condensación parcial y una torre de extracción lateral individual.

La figura 3 es una bandeja de extracción lateral.

La figura 4 es un aparato para producir paraxileno con condensación parcial y dos torres que funcionan esencialmente como una torre de extracción lateral individual.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

- 40 **[0009]** Xilenos mixtos es un término usado para una corriente que comprende no solamente los isómeros de xileno, sino también etilbenceno (EB), que tiene la misma fórmula molecular que los isómeros de xileno (C_8H_{10}), pero es un isómero estructural que tiene un grupo etilo unido a un benceno, en vez de dos grupos metilo en el caso de los isómeros de xileno. Existen tres isómeros de xilenos: ortoxileno (oX), metaxileno (mX), y paraxileno (pX). Colectivamente, los isómeros de xileno y EB se denominan productos aromáticos C8 o C8A. Los expertos en la técnica apreciarán que el designador "CX" se refiere a un compuesto que comprende X átomos de carbono, "CX+" se refiere a compuestos que comprenden X o más átomos de carbono, y "CX-" se refiere a compuestos que comprenden X o menos átomos de carbono. C8A indican productos aromáticos que tienen ocho carbonos. C9A+ indican productos aromáticos que tienen nueve o más carbonos.

- 50 **[0010]** El orden de puntos de ebullición normales para C8A son de menor a mayor: EB, pX, mX, y oX. Sin embargo, todos los puntos de ebullición de C8A son muy cercanos. Por lo tanto, no es práctico separar los componentes individuales de EB, pX, o mX en alta pureza de una mezcla de C8A por destilación. El oX tiene un punto de ebullición ligeramente más alto que EB, pX, y mX, y, por lo tanto, puede separarse económicamente de los demás C8A por destilación, y se realiza de manera comercial. Sin embargo, la recuperación de oX por destilación requiere torres de destilación con muchas bandejas y altas tasas de reflujo, y, en consecuencia, alta energía. El paraxileno es el isómero recuperado en volumen más alto, porque se oxida en ácido tereftálico, que es un precursor de poliéster, que se usa para hacer fibras para ropa, botellas plásticas para bebidas, y películas.

55

- [0011]** Las unidades de fabricación de paraxileno (pX) comprenden generalmente tres secciones en un ciclo de reciclaje: 1) una sección de recuperación de pX para recuperar pX de corrientes que comprenden los tres isómeros de xileno, que produce una corriente de producto de pX y una corriente pobre en pX; 2) una sección de isomerización que comprende un catalizador de isomerización de xileno en un reactor, que isomeriza los xilenos en la corriente pobre en pX hasta casi el equilibrio; y 3) una sección de fraccionamiento para separar subproductos producidos en el reactor y/o presentes en la alimentación fresca. El paraxileno normalmente se recupera por cristalización o por adsorción selectiva, tal como en la tecnología UOP Parex®.

- 65 **[0012]** Las unidades de pX comúnmente derivan su alimentación fresca como un corte de destilación de C8 de reformado formado de nafta, en una unidad de reforma catalítica de refinería o de gasolina de pirólisis (pygas),

que es un subproducto de craqueadores de olefina. Los xilenos mixtos de pygas generalmente tienen un contenido más alto de etilbenceno que los xilenos mixtos derivados de reformado. El contenido de etilbenceno de xilenos de pygas puede ser tan alto como del 30-60 por ciento en peso. El contenido de etilbenceno de xilenos mixtos derivados de reformado es generalmente del 12-20 por ciento en peso.

5

[0013] Las unidades de pX son a menudo parte de un complejo de fabricación/producción de productos aromáticos, que comprende una unidad de pX y otras unidades que producen materias primas de xilenos mixtos, tales como: unidades de desproporción (TDP) de tolueno (TOL); unidades de TDP selectiva (STDP) que producen xilenos mixtos que tienen un porcentaje muy alto (>80 por ciento) de pX entre los isómeros de xileno ($pX/XYL = \% \text{ de } pX / (\% \text{ de } pX + \% \text{ de } mX + \% \text{ de } oX)$), o TOL/A9+ o unidades de transalquilación de A9+. Los xilenos producidos en unidades de TDP, STDP, TOL/A9+ o transalquilación de A9+ generalmente tienen un contenido mucho más bajo de etilbenceno que los xilenos mixtos derivados del reformado, típicamente menos de aproximadamente el 5 por ciento en peso de etilbenceno.

[0014] La alimentación a la sección de recuperación de pX se separa en el producto de pX y una corriente más pobre en pX que la alimentación de sección conocida como refinado en el caso de adsorción selectiva o una corriente de filtrado de rechazo en el caso de la cristalización (también denominada corriente pobre en paraxileno). Esta corriente se recicla de nuevo al reactor. Se usa un catalizador de isomerización de xileno en el reactor para isomerizar los isómeros de xileno en la alimentación de líquido al reactor casi en equilibrio y para convertir al menos una porción de etilbenceno en xilenos o subproductos que pueden separarse fácilmente de los productos aromáticos C8 en la sección de fraccionamiento, para prevenir la acumulación de etilbenceno en el ciclo de reciclaje de la unidad de pX. La conversión de etilbenceno es generalmente más lenta que la isomerización de xileno, y, por lo tanto, los catalizadores de isomerización de xileno son a menudo clasificados por la forma en la que ellos convierten el etilbenceno. Pueden ser útiles varios tipos de catalizadores, incluyendo aquellos que participan en la isomerización de etilbenceno, la desalquilación de etilbenceno, y la transalquilación de etilbenceno.

[0015] La elección de catalizadores de isomerización de xileno depende de la disponibilidad de alimentación, en la medida en que los tres tipos de catalizadores de isomerización de xileno mencionados anteriormente proporcionan diferentes rendimientos de pX a partir de una cantidad dada de materia prima de xilenos mixtos, y también en la composición de alimentación, en particular la relación de etilbenceno con respecto a isómeros de xileno en la alimentación. Actualmente, el tipo de catalizador de isomerización de xileno más popular es el tipo de desalquilación de etilbenceno, que convierte etilbenceno a través de una reacción con hidrógeno para formar benceno y etano. Los catalizadores de isomerización de etilbenceno son también útiles, particularmente cuando la disponibilidad de alimentación es escasa o cuando la alimentación tiene alto contenido de etilbenceno, tal como unidades autónomas de pX que procesan C8A de reformado o xilenos de pygas. Este catalizador tiene la habilidad de convertir etilbenceno en isómeros de xileno. Este tipo de catalizador combina un catalizador fuerte de hidrogenación/deshidrogenación y un catalizador de ácido. El catalizador fuerte de hidrogenación/deshidrogenación generalmente comprende un metal noble, mucho más preferiblemente platino (Pt) o Pt aleado o promovido por otros elementos. Los agentes de aleación o promotores populares incluyen, pero sin limitación, estaño y renio. El etilbenceno se convierte en xilenos saturando primero el anillo aromático de etilbenceno sobre el catalizador de hidrogenación/deshidrogenación para formar etilciclohexano. El catalizador de ácido isomeriza entonces el etilciclohexano con respecto a dimetilciclohexanos a través de intermedios de alquilociclopentano. El catalizador de hidrogenación/deshidrogenación después deshidrogena los dimetilciclohexanos para formar isómeros de xileno. Los catalizadores de ácido incluyen, pero sin limitación, alúmina clorada, sílice-alúmina, y tamices moleculares. La mordenita es un tipo popular de tamiz molecular usado en catalizadores de isomerización de etilbenceno.

[0016] El catalizador fuerte de hidrogenación/dehidrogenación generalmente establece una saturación de anillo cercana al equilibrio entre el etilbenceno y xilenos y sus correspondientes compuestos de anillo saturados, incluyendo etilciclohexano y dimetilciclohexanos, y el catalizador de ácido generalmente establece una distribución cercana al equilibrio de naftenos C8 o C8N (que comprenden etilciclohexano, alquilociclopentanos C8, y los dimetilciclohexanos). Los naftenos C8 son conocidos colectivamente como un conjunto de naftenos. El conjunto de naftenos en el efluente de reactor puede ser capturado eficientemente y enviado de vuelta al reactor, para evitar pérdidas netas de productos aromáticos valiosos en la alimentación con respecto a subproductos no aromáticos de bajo valor.

55

[0017] Las reacciones secundarias tales como reacciones de transalquilación, craqueo, y/o hidrocrqueo producen típicamente algunos productos aromáticos ligeros (benceno y tolueno), algunos productos no aromáticos ligeros (parafinas C1-C6 y naftenos (P&N C1-C6), y productos aromáticos pesados (C9A+)). Por ejemplo, la desproporción de xileno produce isómeros de tolueno (TOL) y trimetilbenceno (TMB, un C9A) a partir de dos moléculas de xileno. Los subproductos aromáticos ligeros y pesados se eliminan en la sección de fraccionamiento de la unidad de pX.

[0018] Los catalizadores de isomerización de etilbenceno están disponibles a partir de un número de proveedores comerciales. Algunos catalizadores de isomerización de etilbenceno que son o han sido ofrecidos incluyen los catalizadores I-9, 1-200, 1-400 ofrecidos por UOP, y la familia de catalizadores Oparis™ y Zapheis™

65

ofrecidos por Zeolyst. Se conoce el rendimiento de estos catalizadores Zeolyst. Véase, por ejemplo, Monique van der Zon, "Xylene Isomerization Catalyst and its Latest Developments", Zeolyst Users' Conference 2012. Sinopec también ha desarrollado su propio catalizador de isomerización de etilbenceno, RIC-200. Véase Q. Hou y Z. Liang, *Petrochemical Technology (Chinese)*, 40, 1325 (2011) (en lo sucesivo en el presente documento "documento 5 Sinopec").

[0019] Una configuración común de la técnica anterior para un esquema de unidad de pX que emplea un catalizador de isomerización de etilbenceno, incluye la sección de isomerización de procedimiento de UOP Isomar® y la sección de recuperación de pX de UOP Parex®. Véase R. A. Meyers, editor, *Handbook of Petroleum Refining Processes*, 3ª Edición, Mc-Graw-Hill (2004). En el procedimiento UOP Isomar®, el efluente de reactor se enfría en un intercambiador de alimentación/efluente, y después se enfría adicionalmente para acercarse a la temperatura ambiente a través de enfriamiento con aire o agua. El efluente de reactor enfriado se dirige entonces típicamente a un tambor separador individual donde el gas de retorno se separa del líquido condensado. El gas reciclado se comprime, se combina con reposición de hidrógeno antes o después de la compresión, y después se recicla al reactor. El líquido condensado se dirige a una sección de fraccionamiento compuesta por una torre de desheptanizador y una torre de divisor de xileno. UOP considera al desheptanizador como parte de la unidad de Isómero, y el divisor de xileno como parte de la unidad de Parex®. Sin embargo, se debe entender que las torres de desheptanizador y de divisor de xileno son parte de la sección de fraccionamiento de una unidad de pX. Las torres del desheptanizador y divisor de xileno típicamente tienen hervidores separados. El desheptanizador separa una corriente de destilado líquido ligera que comprende benceno (Bz), TOL, y productos no aromáticos ligeros del efluente de reactor. El C8N puede ser separado en producto de fondo de desheptanizador, y después reciclarse al reactor a través de la columna de xileno y la unidad de Parex®. En este esquema, el C8N debe hervirse en la cabeza de la columna de divisor de xileno, y de nuevo en la torre de refinado de unidad de Parex® con el fin de terminar en la corriente de refinado para reciclarse al reactor. Sin embargo, los C8N generalmente tienen puntos de ebullición más bajos que el C8A, y, por lo tanto, pueden ser tomados en la cabeza del desheptanizador, y después recuperarse para reciclarse como el producto de fondo de una torre de nafteno separada. Véase A. Regular, "Commercial Application of OparisPlus in ZRCC", en la 2012 Zeolyst Users' Conference, Shanghai, China, mayo, 2012. Se requiere una torre de nafteno separada en este caso para separar el benceno y el tolueno, y otros subproductos no aromáticos ligeros en la corriente líquida de cabeza de desheptanizador de C8N.

[0020] La figura 1 ilustra las secciones de isomerización y fraccionamiento de un aparato de la técnica anterior, para producir paraxileno que comprende una torre de nafteno, como se analiza anteriormente. Este esquema es energéticamente intensivo y requiere capital para la torre de nafteno.

[0021] La presión de la corriente pobre en pX 101, que es una combinación de un producto de fondo de torre de nafteno 102 y una corriente pobre en pX 103, se aumenta a través de la bomba 104 para producir corriente 105. La corriente 103 es la corriente pobre en pX que sale de la sección 106 de recuperación de pX. La corriente líquida 105 puede combinarse con una corriente de gas reciclada 107 para producir una corriente de alimentación del reactor 108. Se puede calentar la corriente de alimentación del reactor en una primera unidad de calentamiento 109, que puede ser el lado frío de un intercambiador de calor. En este caso, la primera unidad de calentamiento 109 y la primera unidad de calentamiento 110, son el lado frío y el lado caliente del intercambiador de calor, comúnmente conocido como un intercambiador de calor de alimentación/efluente, y la línea discontinua 111 representa el intercambio de calor entre los dos lados. En este caso, las corrientes frías que entran en la primera unidad de calor 109 se calientan por el efluente caliente de reactor, para producir una corriente de alimentación del reactor calentada 112. Se pueden combinar las corrientes 107 y 108 a través de boquillas separadas que alimentan el lado frío de un intercambiador de calor. Se puede calentar adicionalmente la corriente de alimentación del reactor calentada 112 en el horno 113 y puede alimentarse a un reactor 114, donde puede reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente de reactor 115. El catalizador puede ser un catalizador de tipo isomerización de etilbenceno. La corriente de efluente de reactor 115 se puede proporcionar a la primera unidad de enfriamiento 110 y una segunda unidad de enfriamiento 116, para producir una corriente de efluente de reactor enfriada 117. El efluente de la primera unidad de enfriamiento 110 se dirige a una segunda unidad de enfriamiento 116, que puede ser una unidad de enfriamiento de aire o agua. La corriente de efluente de reactor enfriada 117 se puede enfriar hasta una aproximación cercana a la temperatura ambiente, preferiblemente de aproximadamente 5 grados Celsius a aproximadamente 30 grados Celsius de temperatura ambiente. La corriente de efluente de reactor enfriada 117 se puede dirigir a un tambor separador 118 para producir una corriente de vapor 119 y una corriente líquida condensada 120. Una porción de la corriente de vapor 119 puede ventilarse a través de la corriente 121, y el remanente (corriente 122) puede comprimirse en el compresor 123 para formar una corriente comprimida 124, y combinarse con una corriente de hidrógeno de reposición 125 para formar la corriente 107. La corriente líquida condensada 120 puede precalentarse en la unidad 126, que puede ser un intercambiador de calor, y después puede proporcionarse a una sección de fraccionamiento 127. La sección de fraccionamiento 127 puede comprender una desheptanizador 128, un divisor de xileno 129, y una torre de nafteno 130, en la que el desheptanizador 128 y el divisor de xileno 129 tienen hervidores separados (un hervidor de desheptanizador 131 y un hervidor de divisor de xileno 132). El desheptanizador 128 y el divisor de xileno 129 tienen condensadores separados (un condensador de desheptanizador 133 y un condensador de divisor de xileno 134). Si la sección de recuperación de pX 106 es una unidad de adsorción selectiva, el condensador de divisor de xileno 134 puede comprender varios condensadores en

serie o en paralelo, y se puede usar el trabajo de condensación para calentar o volver a hervir las corrientes en la sección de separación de pX o usarse para producir vapor.

[0022] Se puede precalentar primero la corriente líquida condensada 120 en la unidad 126 que puede ser uno o más intercambiadores de calor calentados por corrientes de procedimiento en caliente (no mostradas) o vapor para producir la corriente de alimentación de desheptanizador precalentada 135. La corriente 135 puede proporcionarse al desheptanizador 128, donde puede separarse en productos superiores de desheptanizador, que incluyen un producto de vapor superior de desheptanizador (corriente 136) y un producto líquido superior de desheptanizador (corriente 137) y un producto de fondo de desheptanizador 138. El producto de fondo de desheptanizador (corriente 138) puede estar sustancialmente libre de benceno y componentes de ebullición más ligeros, pero puede comprender una porción del TOL en el efluente de reactor, que puede eliminarse en la sección de recuperación de pX 106. Por ejemplo, si parte de TOL del efluente de reactor permanece en la corriente 138, puede eliminarse una porción en la sección de recuperación de pX 106 como la corriente 144. Por ejemplo, una porción del TOL en la corriente 138 puede eliminarse como el producto de cabeza de una torre de finalización en una sección de separación de pX de UOP Parex® que produce el producto de pX como la corriente de fondo de esta torre. El producto líquido de cabeza de desheptanizador 137 puede proporcionarse a una torre de nafteno 130 para producir un producto de cabeza de torre de nafteno 139 y el producto de fondo de torre de nafteno 102. El producto superior de torre de nafteno 139 puede comprender subproductos no aromáticos ligeros y subproductos aromáticos ligeros tales como benceno y tolueno. El producto de fondo de torre de nafteno 102 puede comprender naftenos C8. Los naftenos C8 pueden reciclarse al reactor 114.

[0023] La alimentación fresca que comprende alimentación de xilenos mixtos puede entrar en la unidad de pX como la corriente 140, que se dirige al divisor de xileno 129. La alimentación fresca a una unidad de pX en un complejo aromático puede también comprender C9A+. Por ejemplo, la alimentación fresca a la unidad de pX puede comprender la corriente de fondo de C8A+ de un divisor de reformado aguas arriba. También puede comprender la corriente de C8A+ de una unidad de TDP, STDP, o TOL/A9+ TA. El reformado de C8A+ y el C8A+ de las otras unidades pueden entrar en la torre en la misma o en bandejas de alimentación separadas. El producto de fondo de desheptanizador 138 también puede proporcionarse al divisor de xileno 129, donde puede separarse en un producto superior de divisor de xileno 141 y un producto de fondo de divisor de xileno 142. El producto superior de divisor de xileno 141 también puede comprender principalmente productos aromáticos C8 y el producto de fondo de divisor de xileno 142 puede comprender principalmente los productos aromáticos C9+. El producto de fondo de divisor de xileno 142 se puede usar como una corriente de subproducto útil como una corriente de mezcla de gasolina de alto octanaje. Como alternativa, el producto de fondo de divisor de xileno 142 puede desalquilarse y desproporcionarse por sí mismo o con tolueno añadido para hacer una alimentación adicional de isómero de xileno para la unidad en una unidad de TOL/A 9+ o de transalquilación de A9+ (no mostrada). El producto superior de divisor de xileno 141 puede proporcionarse a la sección de recuperación de paraxileno 106, que puede producir una corriente de producto de paraxileno 143, la corriente pobre en paraxileno 103, y una corriente de concentrado de TOL 144. La corriente pobre en pX 103 puede combinarse con el producto de fondo de torre de nafteno 102 y reciclarse al reactor 114.

[0024] Como alternativa, los naftenos C8 en la corriente de alimentación de desheptanizador 135, pueden separarse con recuperación alta en la corriente de fondo de desheptanizador 138 y separarse con una recuperación alta en la corriente superior de divisor de xileno 141, y enviarse a la sección de recuperación de pX 106. En este caso, la torre de nafteno 130, y las corrientes 102 y 139 pueden eliminarse, y los naftenos pueden reciclarse al reactor 114 a través de la corriente 103.

[0025] Se muestra la sección de recuperación de pX 106 como un bloque, pero comprenderá generalmente numerosos artículos de equipamiento. Para una descripción más detallada de una sección de recuperación de pX de adsorción selectiva de Parex®, véase R. A. Meyers, editor, Handbook of Petroleum Refining Processes, 3ª Edición, Mc-Graw-Hill (2004).

[0026] El acrónimo ERTVRE se refiere a la cantidad de energía requerida para evaporar el líquido condensado del efluente de reactor que es enviado a la sección de fraccionamiento. La sección de fraccionamiento descrita anteriormente en el esquema de la técnica anterior requiere al menos una vez ERTVRE para separar los subproductos ligeros y pesados de la corriente de C8A primaria, y requiere típicamente más de dos veces ERTVRE.

[0027] Un catalizador eficiente de isomerización de xileno produce una cantidad mínima de subproductos de C9A+. Por lo tanto, los subproductos ligeros, el C8A, y el C8N en el efluente de reactor son típicamente más del 90 por ciento, y a menudo más del 95 por ciento, y en muchos casos más del 99 por ciento de los hidrocarburos en el efluente de reactor. En las secciones de fraccionamiento de la técnica anterior, se aportan de la parte superior subproductos ligeros y C8A en el desheptanizador y el divisor de xileno, respectivamente. Se aportan de la parte superior los C8N en el desheptanizador o el divisor de xileno. Si estas torres fueran separadores perfectos, la cantidad mínima de energía requerida para aportar estos productos de la parte superior sería la cantidad de energía requerida para evaporar estos productos, y, por lo tanto, estaría cerca de una vez ERTVRE, ya que C9A+ es menos del 5 por ciento y en muchos casos menos de aproximadamente el 1 por ciento del efluente de reactor condensable. Puesto que estas dos torres no son separadores perfectos, requieren reflujo, y las relaciones de reflujo para estas

torres son típicamente mayores de uno y más típicamente mayores de dos. Por lo tanto, en la práctica, la cantidad de energía requerida para las torres de desheptanizador y de divisor de xileno es típicamente mayor de dos veces ERTVRE para estas secciones de fraccionamiento de la técnica anterior.

- 5 **[0028]** La presente descripción está dirigida al uso de secciones de fraccionamiento que comprende una torre de extracción lateral o dos torres separadas operadas esencialmente como una torre de extracción lateral individual, que al combinarse con un esquema conocido como "Condensación parcial", puede proporcionar la separación adecuada de los subproductos del efluente de reactor de un reactor que emplea un catalizador de isomerización de etilbenceno, mientras se requiere menos de una vez ERTVRE, y típicamente menos de aproximadamente el 60 por
- 10 ciento de ERTVRE. Con este esquema, los C8N se capturan eficientemente en la corriente de C8A principal, que se envía a la corriente de recuperación de pX. Los C8N son separados del producto de pX en la sección de recuperación de pX en corriente pobre en pX de la sección de recuperación de pX, y después se reciclan al reactor, evitando de este modo su pérdida del ciclo de recuperación.
- 15 **[0029]** La figura 2 ilustra una configuración de una sección de isomerización y fraccionamiento de la presente descripción, que comprende una torre de extracción lateral individual y una sección de recuperación de pX por cristalización. La presión de la corriente 201 pobre en pX (filtrado de rechazo) que regresa de la sección de recuperación de pX 202 se aumenta a través de la bomba 203 para producir la corriente líquida 204.
- 20 **[0030]** La extracción lateral se extrae típicamente de una bandeja chimenea. En la figura 3 se proporciona una representación de una bandeja chimenea 301. Se permite pasar el vapor 302 de la bandeja debajo de la bandeja chimenea, a través de tuberías ascendentes y se dirige a la bandeja de encima de la bandeja chimenea. Se dirige el líquido 303 de la bandeja por encima de la bandeja chimenea al espacio alrededor de las tuberías ascendentes. Se toma una extracción líquida controlada 304 para mantener un nivel de líquido alrededor de las
- 25 tuberías ascendentes.
- [0031]** En la figura 2, la corriente líquida 204 puede proporcionarse a una primera unidad de calentamiento 205 y a una segunda unidad de calentamiento 206 para producir una corriente líquida precalentada 207. La corriente líquida 204 puede comprender etilbenceno, isómeros de xileno, y naftenos C8. La corriente líquida precalentada 207
- 30 puede combinarse con una corriente de gas reciclada 208 para producir una corriente de alimentación del reactor 209.
- [0032]** La corriente de alimentación del reactor 209 puede calentarse además en una tercera unidad de calentamiento 210. La primera unidad de calentamiento 205, la segunda unidad de calentamiento 206, y la tercera
- 35 unidad de calentamiento 210 pueden ser intercambiadores de calor. La unidad 205 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 211 como el correspondiente lado caliente. En este caso, la línea discontinua 212 representa el intercambio de calor entre el lado caliente y el lado frío y, por lo tanto, la corriente líquida fría 204 puede precalentarse por la corriente caliente 213. La unidad 206 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 214 como su lado caliente correspondiente. En este caso, la línea
- 40 discontinua 215 representa el intercambio de calor entre el lado caliente y el lado frío y, por lo tanto, la corriente líquida fría 216 puede precalentarse por la corriente de extracción lateral caliente 217. La unidad 210 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 218 como su correspondiente lado caliente, y después la línea discontinua 219 representa el intercambio de calor entre el lado caliente y el lado frío, y, por lo tanto, la corriente de alimentación del reactor fría 209 se puede precalentar por la corriente de efluente de reactor caliente
- 45 220 para producir una corriente de alimentación del reactor precalentada 221. La temperatura de la corriente 221 puede aumentarse adicionalmente por calentamiento en la unidad 222, que puede ser un horno, a la temperatura de entrada de reactor deseada.
- [0033]** La corriente de alimentación del reactor precalentada 221 puede alimentarse a un reactor 223, donde
- 50 puede hacerse reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente de reactor 220. El catalizador puede ser un catalizador de tipo isomerización de etilbenceno. El catalizador de isomerización de etilbenceno puede comprender un catalizador de ácido y un catalizador de hidrogenación fuerte capaz de hidrogenar o deshidrogenar anillos aromáticos en la corriente de alimentación del reactor para formar una distribución casi en equilibrio de productos aromáticos y naftenos. La corriente de efluente de reactor 220 puede proporcionarse a la
- 55 primera unidad de enfriamiento 218 para producir una primera corriente de efluente de reactor 224, que está a una temperatura superior a la de la corriente de alimentación del reactor fría 209. La primera unidad de enfriamiento 218 puede ser un intercambiador de calor.
- [0034]** La primera corriente de efluente de reactor enfriada 224 puede estar dirigida a un separador de alta
- 60 temperatura 225, donde puede separarse para producir una primera corriente de vapor 226 y una primera corriente líquida condensada 227. La primera corriente de vapor 226 se puede usar para precalentar la corriente líquida 204 en la primera unidad de calentamiento 205, después de usarse primero para precalentar la corriente de alimentación de torre de extracción lateral precalentada 228. Se puede enfriar la primera corriente de vapor 226 en una segunda unidad de enfriamiento 229, una tercera unidad de enfriamiento (unidad intercambiadora de calor 211), y una cuarta
- 65 unidad de enfriamiento 230 para producir una primera corriente de vapor enfriada 231, que se enfría a una

aproximación cercana a la temperatura ambiente, preferiblemente dentro de aproximadamente 5 grados Celsius a aproximadamente 30 grados Celsius de temperatura ambiente. La corriente 231 puede ser una corriente de dos fases que comprende tanto vapor como líquido. La segunda unidad de enfriamiento 229 y la tercera unidad de enfriamiento 211 pueden ser intercambiadores de calor. La cuarta unidad de enfriamiento 230 puede ser una unidad de enfriamiento de aire o agua. La primera corriente de vapor enfriada 231 puede ser dirigida a un separador de baja temperatura 232, donde puede separarse para producir una segunda corriente vapor 233 y una segunda corriente líquida condensada 234. La primera corriente líquida condensada 227 y la segunda corriente líquida condensada 234 pueden proporcionarse a un aparato de torre de extracción lateral 235. La primera corriente líquida condensada 227 puede proporcionarse al aparato de torre de extracción lateral 235 en una ubicación debajo de una corriente de extracción lateral 236 y la segunda corriente líquida condensada 234 se puede proporcionar al aparato de torre de extracción lateral 235 en una ubicación por encima de la corriente de extracción lateral 236. La segunda corriente líquida condensada 228 puede combinarse con la alimentación de xilenos mixtos frescos a la unidad de pX, la corriente 237, y precalentarse en la unidad 238 para producir una segunda corriente líquida condensada precalentada 239 antes de alimentarse a la torre de extracción lateral 235. La unidad 238 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 229 como el correspondiente lado caliente. La línea discontinua 240 representa la transferencia de calor entre las unidades 238 y 229.

[0035] Si la alimentación fresca a la unidad de pX contiene menos de aproximadamente el 3 por ciento en peso de A9+, entonces la alimentación fresca se introduce preferiblemente a través de la corriente 237. Son ejemplos de corrientes de alimentación de xilenos mixtos que contienen menos de aproximadamente el 3 por ciento en peso de A9+ las corrientes de alimentación de xilenos mixtos que están conformes con la especificación de un máximo del 1 por ciento en peso de C9 e hidrocarburos aromáticos de punto de ebullición superior de ASTM D5211 - 07 "Standard Specification for Xylenes for p-Xylene Feedstock". Sin embargo, si una corriente de alimentación fresca a la unidad de pX comprende cantidades más altas de A9+, es preferible introducir esa corriente de alimentación en el aparato de torre de extracción lateral en una ubicación de bandeja debajo de la extracción lateral a través de la corriente 260. Las corrientes de alimentación fresca de unidades de pX que contienen cantidades más altas de A9+ pueden incluir la corriente de fondo de A8+ de un divisor de reformado aguas arriba, o una corriente de A8+ de una unidad de TDP, STDP, TOL/A9+ o de transalquilación de A9+. Si existen múltiples corrientes de alimentación fresca a la unidad de pX, puede ser deseable dirigir las a las mismas o diferentes bandejas de alimentación en el aparato de torre de extracción lateral. El envío de una corriente de alimentación al aparato de torre de extracción lateral a través de la corriente 237 ahorrara energía con respecto a la alimentación de esa corriente a través de la corriente 260.

[0036] La segunda corriente de vapor 233 puede comprender hidrógeno y puede reciclarse al reactor. Una porción de la corriente 233 puede ventilarse a través de la corriente 241. El equilibrio (corriente 242) puede comprimirse en el compresor 243 para producir una corriente de descarga de compresor 244. La corriente de descarga de compresor 244 puede combinarse con la corriente de reposición de hidrógeno 245 para formar la corriente 208.

[0037] El aparato de torre de extracción lateral 235 puede incluir un hervidor de torre de extracción lateral 246 y un condensador de torre de extracción lateral 247. El aparato de torre de extracción lateral 235 puede producir la corriente de extracción lateral 236, una corriente de gas de escape de torre de extracción lateral 248, un producto líquido superior 248, y un producto de fondo de extracción lateral 250. La corriente de extracción lateral 236 puede comprender productos aromáticos C8 y nafteno C8. La corriente de extracción lateral 236 puede contener también más del 70 por ciento de naftenos C8 de la corriente de efluente de reactor 220. Los productos superiores de torre de extracción lateral pueden comprender una corriente de vapor de cabeza (corriente de gas de escape de torre de extracción lateral 248) que comprende extremos ligeros y una corriente líquida de cabeza (producto líquido superior 249) que comprende los hidrocarburos C7. Los productos de fondo de torre de extracción lateral 250 pueden comprender hidrocarburos C9+.

[0038] La corriente de extracción lateral 236 (o al menos una porción de la misma) puede proporcionarse a la sección de recuperación de paraxileno 202, que puede producir una corriente de paraxileno 251 y una corriente pobre en paraxileno 201. La sección de recuperación de pX 202 puede ser una sección de recuperación de cristalización de pX. Se muestra una sección de recuperación de pX 202 como un bloque individual. Sin embargo, puede comprender numerosos artículos de equipamiento, tales como bombas, intercambiadores de calor, cristalizadores y/o tambores de resuspensión, dispositivos de separación de sólidos, etc. Los cristalizadores pueden ser cristalizadores encamisados enfriados por el paso de un refrigerante a través de las fundas. La sección de recuperación de cristalización de pX puede incluir una sección de refrigeración, tal como una sección de refrigeración en cascada de etileno/propano o etileno/propileno. Algunos de los cristalizadores pueden enfriarse por refrigerante de etileno y algunos pueden enfriarse por refrigerante de propano o propileno.

[0039] La corriente pobre en paraxileno 201 puede contener una porción de naftenos C8 y puede reciclarse al reactor 223. En una realización de ejemplo, la corriente pobre en paraxileno 201 puede comprender al menos el 80 por ciento y preferiblemente de manera sustancial todos los naftenos C8 en la corriente de alimentación de la sección de cristalización 252. La corriente 252 puede enfriarse en una o más unidades de enfriamiento (no

mostradas) antes de dirigirse a la unidad de recuperación de pX 202. También se puede usar una porción de la corriente de extracción lateral 236 para precalentar la corriente líquida 204 en la segunda unidad de calentamiento 206. Esa porción puede pasarse a través de la unidad 214, que puede ser el lado caliente de un intercambiador de calor que tiene la unidad 206 como su lado frío correspondiente.

5

[0040] La figura 4 ilustra una unidad de pX con una sección de fraccionamiento 435 que comprende dos torres separadas, un desheptanizador (unidad 446) y una torre de divisor de xileno (unidad 447), que operan esencialmente como una torre de extracción lateral individual. La presión de la corriente pobre en pX 401 que regresa de la sección de separación de pX 402 se aumenta a través de la bomba 403 para producir la corriente 404.

10 La corriente líquida 404 puede proporcionarse a una primera unidad de calentamiento 405 y a una segunda unidad de calentamiento 406 para producir una corriente líquida precalentada 407. La corriente líquida 404 puede comprender etilbenceno, isómeros de xileno, y naftenos C8. La corriente líquida precalentada 407 puede combinarse con una corriente de gas reciclada 408 para producir una corriente de alimentación del reactor 409.

15 **[0041]** La corriente de alimentación del reactor 409 puede calentarse además en una tercera unidad de calentamiento 410. La primera unidad de calentamiento 405, la segunda unidad de calentamiento 406, y la tercera unidad de calentamiento 410 pueden ser intercambiadores de calor. La unidad 405 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 411 como el correspondiente lado caliente. En este caso, la línea discontinua 412 representa el intercambio de calor entre el lado caliente y el lado frío y, por lo tanto, la corriente
20 líquida fría 404 puede precalentarse por la corriente caliente 413. La unidad 406 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 414 como su lado caliente correspondiente. En este caso, la línea discontinua 415 representa el intercambio de calor entre el lado caliente y el lado frío y, por lo tanto, la corriente líquida fría 416 puede precalentarse por la corriente de extracción lateral caliente 417. La unidad 410 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 418 como su correspondiente lado caliente, y después
25 la línea discontinua 419 representa el intercambio de calor entre el lado caliente y el lado frío, y, por lo tanto, la corriente de alimentación del reactor fría 409 se puede precalentar por la corriente de efluente de reactor caliente 420 para producir una corriente de alimentación del reactor precalentada 421. La temperatura de la corriente 421 puede aumentarse adicionalmente por calentamiento en la unidad 422, que puede ser un horno, a la temperatura de entrada de reactor deseada.

30

[0042] La corriente de alimentación del reactor precalentada 421 puede alimentarse a un reactor 423, donde puede hacerse reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para producir una corriente de efluente de reactor 420. El catalizador puede ser un catalizador de tipo isomerización de etilbenceno. El catalizador de isomerización de etilbenceno puede comprender un catalizador de ácido y un catalizador de hidrogenación fuerte capaz de hidrogenar
35 o deshidrogenar anillos aromáticos en la corriente de alimentación del reactor para formar niveles casi en equilibrio de productos aromáticos y los naftenos correspondientes. La corriente de efluente de reactor 420 puede proporcionarse a una primera unidad de enfriamiento 418 para producir una primera corriente de efluente de reactor 424, que está a una temperatura superior a la de la corriente 409. La primera unidad de enfriamiento 418 puede ser un intercambiador de calor.

40

[0043] La primera corriente de efluente de reactor enfriada 424 puede estar dirigida a un separador de alta temperatura 425, donde puede separarse para producir una primera corriente de vapor 426 y una primera corriente líquida condensada 427. La primera corriente de vapor 426 se puede usar para precalentar la corriente líquida 404 en la primera unidad de calentamiento 405, después de usarse primero para precalentar la corriente de alimentación
45 de torre de extracción lateral precalentada 428. Se puede enfriar la primera corriente de vapor 426 en una segunda unidad de enfriamiento 429, una tercera unidad de enfriamiento (unidad intercambiadora de calor 411), y una cuarta unidad de enfriamiento 430 para producir una primera corriente de vapor enfriada 431, que está a una temperatura que está a una aproximación cercana a la temperatura ambiente, preferiblemente dentro de aproximadamente 5 grados Celsius a aproximadamente 30 grados Celsius de temperatura ambiente. La corriente 231 puede ser una
50 corriente de dos fases que comprende tanto vapor como líquido. La segunda unidad de enfriamiento 429 y la tercera unidad de enfriamiento 411 pueden ser intercambiadores de calor. La cuarta unidad de enfriamiento 430 puede ser una unidad de enfriamiento de aire o agua. La primera corriente de vapor enfriada 431 puede ser dirigida a un separador de baja temperatura 432, donde puede separarse para producir una segunda corriente vapor 433 y una segunda corriente líquida condensada 434. La primera corriente líquida condensada 427 y la segunda corriente
55 líquida condensada 434 pueden proporcionarse a un aparato de torre de extracción lateral 435 para producir una corriente de extracción lateral 436.

[0044] La segunda corriente de vapor 433 puede comprender hidrógeno y puede reciclarse al reactor. Una porción de la corriente 433 puede tomarse como una corriente de ventilación 441. El equilibrio (corriente 442) puede comprimirse en el compresor 443 para producir una corriente de descarga de compresor 444. La corriente de descarga de compresor 444 puede combinarse con la corriente de reposición de hidrógeno 445 para formar la corriente 408.

60

[0045] En esta disposición, el aparato de torre de extracción lateral 435 puede incluir una unidad de desheptanizador 446, que también sirve como un estabilizador, y un divisor de xileno 447. El estabilizador 446

65

puede incluir un condensador de estabilizador 448 y el divisor de xileno puede incluir un hervidor de divisor de xileno 449. Se han eliminado el hervidor de desheptanizador/estabilizador y el condensador de divisor de xileno del esquema de la técnica anterior (figura 1). El divisor de xileno 447 puede producir un producto superior de divisor de xileno 450 y un producto de fondo de divisor de xileno 451. El producto de fondo de divisor de xileno 451 puede comprender hidrocarburos C9A+. El producto superior de divisor de xileno 450 puede ser una corriente de vapor dirigida al fondo del estabilizador 446, proporcionando esencialmente la reebullición para el estabilizador 446. El fondo del estabilizador 446, donde el líquido de extracción lateral se acumula, es básicamente equivalente al área alrededor de la bandeja chimenea 301 (figure 3). Por lo tanto, el estabilizador 446 y el divisor de xileno 447 operan esencialmente como una torre de extracción lateral individual. El estabilizador 446 puede producir un producto superior de vapor de gas de escape de estabilizador que comprende los extremos ligeros 452 y el producto líquido de cabeza de estabilizador 453, que comprende C7 y un producto de fondo de estabilizador, que es la corriente de extracción lateral 436. La primera corriente líquida condensada 427 puede proporcionarse al divisor de xileno 447 y la segunda corriente líquida condensada 434 puede proporcionarse al estabilizador 446 en una ubicación por encima de la corriente de extracción lateral 436. La segunda corriente líquida condensada 434 puede combinarse con la corriente 437, que es una alimentación fresca de xilenos mixtos a la unidad de pX, y puede precalentarse en la unidad 438 para producir una segunda corriente líquida condensada precalentada 439 antes de dirigirse al estabilizador 446. La unidad 438 puede ser el lado frío de un intercambiador de calor que tiene una unidad 429 como el correspondiente lado caliente. La línea discontinua 440 representa la transferencia de calor entre las unidades 438 y 429.

[0046] Si la alimentación fresca a la unidad de pX contiene menos de aproximadamente el 3 por ciento en peso de A9+, entonces la alimentación fresca se introduce preferiblemente a través de la corriente 437. Son ejemplos de corrientes de alimentación de xilenos mixtos que contienen menos de aproximadamente el 3 por ciento en peso de A9+ las corrientes de alimentación de xilenos mixtos que están conformes con la especificación de un máximo del 1 por ciento en peso de C9 e hidrocarburos aromáticos de punto de ebullición superior de ASTM D 5211 - 07 "Standard Specification for Xylenes for p-Xylene Feedstock". Sin embargo, si una corriente de alimentación fresca a la unidad de pX comprende cantidades más altas de A9+, es preferible introducir esa corriente de alimentación en la torre 447 en una ubicación de bandeja debajo de la extracción lateral a través de la corriente 460. Las corrientes de alimentación fresca de unidades de pX que contienen cantidades más altas de A9+ pueden incluir la corriente de fondo de A8+ de un divisor de reformado aguas arriba, o una corriente de A8+ de una unidad de TDP, STDP, TOL/A9+ o de transalquilación de A9+. Si existen múltiples corrientes de alimentación fresca a la unidad de pX, puede ser deseable dirigir las a las mismas o diferentes bandejas de alimentación en el aparato de torre de extracción lateral. El envío de una corriente de alimentación al aparato de torre de extracción lateral a través de la corriente 437 ahorraría energía con respecto a la alimentación de esa corriente a través de la corriente 460.

[0047] La corriente de extracción lateral 436 puede comprender productos aromáticos C8 y nafteno C8. La corriente de extracción lateral 436 puede contener también más del 70 por ciento de naftenos C8 de la corriente de efluente de reactor 420. La corriente de extracción lateral 436 (o al menos una porción de la misma) puede proporcionarse a la sección de recuperación de paraxileno 402, que puede producir una corriente de producto de paraxileno 455 y la corriente pobre en paraxileno 401. La corriente pobre en paraxileno 401 puede contener una porción de naftenos C8 y puede reciclarse al reactor 423. En una realización de ejemplo, la corriente pobre en paraxileno 401 puede comprender al menos el 80 por ciento y preferiblemente de manera sustancial todos los naftenos C8 en la corriente de alimentación de la sección de cristalización 456. La corriente 456 puede enfriarse adicionalmente en una o más unidades de enfriamiento (no mostradas) antes de dirigirse a la unidad de recuperación de pX 402. También se puede usar una porción de la corriente de extracción lateral 436 para precalentar la corriente líquida 404 en la segunda unidad de calentamiento 406.

[0048] La sección de recuperación de pX 402 es preferiblemente una sección de recuperación de pX de cristalización. Se muestra como un solo bloque. Sin embargo, comprenderá numerosos artículos de equipamiento tales como cristalizadores, tambores de resuspensión, bombas, intercambiadores de calor, recipientes, etc. Los cristalizadores pueden ser cristalizadores encamisados enfriados por paso de un refrigerante a través de las fundas. La sección de recuperación de cristalización de pX puede incluir una sección de refrigeración, tal como una sección de refrigeración en cascada de etileno/propano o etileno/propileno. Algunos de los cristalizadores, que pueden ser compuestos saturados, son intermedios en la conversión de EB en xilenos y están cerca al equilibrio con los productos aromáticos en el efluente de reactor. Estos intermedios de nafteno han de reciclarse de manera eficiente de nuevo al reactor con el fin de prevenir pérdidas excesivas de xileno.

[0049] Las configuraciones anteriores para la producción de paraxileno y reciclaje de nafteno consume mucha energía y, por lo tanto, son costosas de operar. Por ejemplo, algunos procedimientos de la técnica anterior emplean una torre de nafteno separada. El documento US 2013/0144097 describe un procedimiento para producir para-xileno, en el que se pasa una nafta de rango completo a través de una torre de cobertura y de decantación de residuos para eliminar la nafta virgen ligera y pesada. La alimentación de nafta se reforma entonces en condiciones eficaces para convertir al menos el 50 % en peso de los naftenos en la alimentación de nafta en productos aromáticos, pero para convertir no más del 25 % en peso de las parafinas en la alimentación de nafta, y producir de este modo un efluente de reforma. Una primera corriente que contiene benceno y/o tolueno se elimina del efluente

de reforma y se alimenta a una unidad de producción de xileno en condiciones eficaces para convertir el benceno y/o el tolueno en xilenos. Una segunda corriente que contiene productos aromáticos C8 se elimina del efluente de reforma y se alimenta, junto con al menos parte de los xilenos producidos en la unidad de producción de xileno, a una unidad de recuperación de para-xileno para eliminar una corriente de producto de para-xileno y dejar una corriente de C8 empobrecida en para-xileno. Al menos parte de la corriente de C8 empobrecida en para-xileno se alimenta entonces a una unidad de isomerización de xileno eficaz para isomerizar xilenos en la corriente empobrecida en para-xileno de nuevo hacia una mezcla en equilibrio de xilenos y producir de este modo un efluente de isomerización. El efluente de isomerización se recicla entonces a la unidad de extracción de para-xileno. Por lo tanto, existe la necesidad de un procedimiento energéticamente eficiente para reciclar naftenos en un procedimiento de fabricación de paraxileno.

BREVE RESUMEN

[0050] En un aspecto, se proporciona un procedimiento que comprende hacer reaccionar en un reactor una corriente de alimentación del reactor que comprende isómeros de xileno, etilbenceno, naftenos C8, e hidrógeno sobre un catalizador de isomerización de etilbenceno, de tal forma que se produce una corriente de efluente de reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8; enfriar y separar la corriente de efluente de reactor para formar una primera corriente líquida condensada y una primera corriente de vapor; y enfriar y separar la primera corriente de vapor para formar una segunda corriente líquida condensada y una segunda corriente de vapor. El procedimiento comprende además proporcionar la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente líquida condensada a un aparato de torre de extracción lateral, para producir una corriente de extracción lateral que comprende productos aromáticos C8 y una porción de los naftenos C8; y recuperar el paraxileno de la corriente de extracción lateral en una sección de recuperación de paraxileno.

[0051] En otro aspecto, se proporciona un procedimiento para reciclar naftenos a un reactor, comprendiendo el procedimiento hacer reaccionar en el reactor una corriente de alimentación del reactor que comprende isómeros de xileno, etilbenceno, naftenos C8, e hidrógeno sobre un catalizador de isomerización de etilbenceno en las condiciones del reactor, en el que al menos una porción del etilbenceno en la corriente de alimentación del reactor se convierte en isómeros de xileno, de tal forma que se produce una corriente de efluente de reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8; enfriar y separar la corriente de efluente de reactor para formar una primera corriente líquida condensada y primera una corriente de vapor; y enfriar y separar el primer

[0052] El tambor separador, el tambor separador de alta temperatura (HTS, por sus siglas en inglés), y el vapor no condensado de este tambor se enfrían entonces adicionalmente de tal forma que se forma una segunda corriente líquida condensada y se separa en un segundo tambor, el tambor separador de baja temperatura (LTS, por sus siglas en inglés). En la figura 2, la unidad 225 es el tambor HTS y la unidad 232 es el tambor LTS. En la figura 4, la unidad 425 es el tambor HTS y la unidad 432 es el tambor LTS.

[0053] Puede ser deseable condensar menos de aproximadamente el 70 por ciento, y preferiblemente menos de aproximadamente el 60 por ciento, por ejemplo, menos de aproximadamente el 50 por ciento, de hidrocarburos condensables del efluente de reactor en el tambor HTS. Esto puede conseguirse usando un intercambiador de alimentación/efluente ineficiente (Unidades 210 y 218 o Unidades 410 y 418), o preferiblemente usando un intercambiador de alimentación/efluente más eficiente, pero precalentando el gas de reciclaje y/o calentando las corrientes que comprenden la alimentación del reactor a una temperatura más alta delante del intercambiador de alimentación/efluente. Se prefiere el uso de un intercambiador de alimentación/efluente más eficiente porque conduce a un menor consumo de energía en la sección de isomerización. Sin embargo, un intercambiador de calor de alimentación/efluente menos eficiente es más pequeño, requiere menor área superficial y, por lo tanto, es menos costoso que un intercambiador de alimentación/efluente eficiente. El precalentamiento de estas corrientes y el uso de un intercambiador de alimentación/efluente menos eficiente conducen a un efluente de lado caliente más caliente del intercambiador de alimentación/efluente, y menos condensación en el tambor HTS.

[0054] En las figuras 2 y 4, la alimentación de líquido de isomerización (corrientes 204 o 404) se precalienta primero por vapor caliente que sale del tambor HTS después que se usa para precalentar la alimentación de torre, y después por extracción lateral de líquido caliente desde el aparato de torre de extracción lateral. El precalentamiento primero con vapor del tambor HTS también sirve para enfriar la corriente de vapor de HTS delante del enfriamiento final, por el enfriador final de aire o agua delante del tambor LTS, que reduce el trabajo requerido por el enfriador final y hace este intercambiador más pequeño.

[0055] La torre de divisor de xileno de la figura 4 recibe alimentación de líquido que representa solamente una porción de los hidrocarburos condensables en el efluente de reactor, y separa esta corriente en la corriente de vapor de cabeza de la torre de divisor de xileno, y la corriente líquida de fondo de divisor de xileno (la corriente de subproducto A9+). Como se ha apreciado anteriormente, un catalizador eficiente de isomerización de etilbenceno produce muy pocos subproductos de A9+, por lo que la corriente de fondo es muy pequeña en comparación con la corriente de alimentación de torre de xileno.

65

[0056] En la figura 4, el trabajo del hervidor del divisor de xileno, es decir, la cantidad de energía requerida por la sección de fraccionamiento es igual a la cantidad de energía que se necesita para convertir cualquier corriente de alimentación de líquido 427 y 457 a esta torre, en la corriente superior de vapor 450 y la corriente de fondo de A9+ 451. Cuando la alimentación fresca comprende principalmente C8A con poco C9A+, la cantidad de energía que se necesita para generar la corriente de A9+ es muy pequeña, porque este caudal de corriente es pequeño, y solamente requiere calor sensible para calentar los componentes en la corriente de A9+ desde la temperatura del HTS hasta la temperatura más alta de la corriente de A9+. Puesto que el calor de evaporación excede ampliamente el calor sensible, la mayoría de la energía del hervidor de torre de xileno, está asociada con la conversión de los componentes en las corrientes de alimentación de líquido a la torre al estado de vapor de cabeza de divisor de xileno, es decir, el calor requerido para evaporar la mayor parte de la corriente líquida de HTS a condiciones del vapor en la corriente 450. Las figuras 2 y 4 muestran que una porción de la extracción lateral puede suministrarse como reflujo a la sección a continuación de la extracción lateral. Esta corriente puede dirigirse a la bandeja debajo de la extracción lateral. Sin embargo, puede no ser necesario proporcionar esta corriente de reflujo con el fin de proporcionar la separación deseada de subproductos ligeros y pesados, cuando la extracción lateral sirve como la corriente de alimentación de C8A principal con respecto a una sección de recuperación de pX de cristalización.

[0057] Si la corriente de reflujo de extracción lateral es cero, y dado que la corriente líquida de HTS representa preferiblemente menos de aproximadamente el 50-70 por ciento de los hidrocarburos condensables en el efluente de reactor, la cantidad de energía requerida para realizar las separaciones en este esquema es menos de aproximadamente el 50-70 por ciento de ERTVRE. Un trabajo bajo de hervidor comparado con los esquemas de la técnica anterior indica una tasa menor de ebullición, menos tráfico tanto en la sección superior como en la de fondo de la torre de extracción lateral de la figura 2, o tanto en la torre de estabilizador como en de divisor de xileno de la figura 4 y, por lo tanto, torres de diámetro más pequeño y menos costosas. Además de los ahorros de energía, el ahorro de capital es otra ventaja del esquema de fraccionamiento usado en esta descripción.

[0058] En algunas realizaciones, pueden condensarse parcialmente los hidrocarburos en la corriente de vapor del tambor HTS en uno o más tambores separadores de temperatura media (MTS) adicionales antes de que se condensen hidrocarburos adicionales en el tambor LTS. Por ejemplo, las corrientes 213 y 413 pueden tener dos fases con vapor y líquido, y esta corriente puede pasarse a un tambor MTS para separar el vapor del líquido. El líquido separado en estos tambores MTS puede dirigirse a bandejas de alimentación ya sea encima o debajo de la extracción lateral. Dirigirlas encima de la extracción lateral conduce a un trabajo de hervidor inferior que dirigirlas debajo de la extracción lateral, pero reduce la separación general de subproductos de la corriente de extracción lateral.

[0059] Como se ha apreciado anteriormente, una porción 253 de la extracción lateral de la figura 2 o una porción 457 de los fondos de la torre de estabilizador de la figura 4 (la "extracción lateral" de la figura 4) puede dirigirse debajo de la extracción lateral para proporcionar reflujo a la porción de fondo de la torre de extracción lateral de la figura 2 o el divisor de xileno de la figura 4. Esto mejorará la separación de los subproductos de la corriente de extracción lateral, pero conducirá a un aumento del consumo de energía dado que este líquido a reflujo debe evaporarse. El reflujo también puede proporcionarse internamente en la torre de extracción lateral de la figura 2, por ejemplo, por rebosamiento de una bandeja chimenea usada para recoger el líquido de extracción lateral en la torre de extracción lateral. Preferiblemente, no se usa de esta manera ninguna porción de la extracción lateral como reflujo.

[0060] En otras realizaciones, la alimentación fresca a la unidad de pX es una corriente de C8+ producida como los fondos de un divisor de reformado de la unidad de reforma catalítica, las corrientes de alimentación fresca 237 de la figura 2 o la corriente 437 de la figura 4 pueden dirigirse preferiblemente a una bandeja debajo de la extracción lateral en la sección de fondo de la torre de extracción lateral 235 o la torre de divisor de xileno 447, como las corrientes 260 y 460.

[0061] El uso de un esquema de separación que comprende una torre de extracción lateral como se muestra en la figura 2 o un esquema de dos torres que funciona esencialmente como una torre individual con una extracción lateral como la figura 4 ahorra energía y coste de capital en relación con el estabilizador secuencial, el desheptanizador, y el divisor de xileno usados en esquemas de separación de la técnica anterior descritos anteriormente (por ejemplo, la figura 1). El inventor ha encontrado sorprendentemente que cuando se usan los esquemas de fraccionamiento de las figuras 2 o 4, con condensación parcial para separar subproductos del efluente de un reactor empleando un catalizador de isomerización de etilbenceno, los naftenos C8 pueden recuperarse eficientemente en la extracción lateral mientras que se ahorra energía y capital en relación con esquemas de torre secuencial de la técnica anterior. Después, los naftenos se pueden pasar a través de la sección de recuperación de pX y dirigirse a la corriente pobre en pX de recuperación de pX y después reciclarse eficientemente al reactor de isomerización, sin necesidad de una torre de nafteno separada.

EJEMPLOS

Ejemplo comparativo 1

[0062] Este ejemplo ilustra la cantidad de energía requerida para separar subproductos del efluente de reactor de un reactor de isomerización que contiene un catalizador de tipo de isomerización de EB usando un desheptanizador secuencial y un divisor de xileno como en la técnica anterior.

5

[0063] El programa de simulación de procedimientos Aspen Plus de Aspen Technology, Inc. se usa para simular parte de una sección de isomerización y de fracción de una unidad de pX usando un catalizador de tipo isomerización de EB y torres de desheptanizador secuencial y de divisor de xileno como en la técnica anterior, que pueden producir una corriente adecuada como alimentación a una sección de adsorción selectiva de pX. Las condiciones y composiciones de la corriente seleccionadas de la simulación se proporcionan en la Tabla 1 a continuación.

10

Tabla 1. Ejemplo comparativo 1 Composiciones y condiciones de corriente predichas por la simulación

| | Isom. | | | Separador | Desheptanizador | Desheptanizador | Xileno |
|-------------------------------|--------------|----------|----------|-----------|-----------------|-----------------|----------|
| | Líquido | Reactor | Reactor | Tambor | Cabeza | Fondo | Divisor |
| | Alimentación | Entrada | Salida | Líquido | Líquido | Líquido | Cabeza |
| | | | | | | | Líquido |
| Flujo másico, kg/h | | | | | | | |
| H2 | 0,0 | 34391,6 | 34022,3 | 26,0 | 0,1 | 0,0 | 0,0 |
| productos no aromáticos C1-C7 | 0,0 | 0,0 | 3871,8 | 1021,3 | 351,8 | 444,0 | 444,0 |
| BEN | 0,0 | 0,0 | 680,3 | 586,4 | 96,4 | 485,2 | 485,2 |
| TOL | 2358,7 | 2358,7 | 4399,8 | 4179,6 | 272,2 | 3902,8 | 3902,8 |
| EB | 48671,0 | 48671,0 | 37576,5 | 36863,8 | 302,0 | 36559,9 | 36559,9 |
| PX | 2903,0 | 2903,0 | 91156,2 | 89658,0 | 437,4 | 89218,0 | 89218,0 |
| MX | 260319,3 | 260319,3 | 200459,9 | 197343,3 | 802,9 | 196535,9 | 196535,9 |
| OX | 118570,3 | 118570,3 | 91613,0 | 90416,4 | 48,3 | 90367,9 | 90304,8 |
| C9A+ | 362,9 | 362,9 | 3297,6 | 3282,4 | 0,0 | 3282,4 | 183,6 |
| | | | | | | | |
| C8N total | 20411,9 | 20411,9 | 20911,0 | 20036,6 | 573,7 | 19455,6 | 19455,6 |
| | | | | | | | |
| Flujo total, kg/h | 453597,0 | 487988,8 | 487988,8 | 443413,8 | 2884,8 | 440251,7 | 437089,7 |
| Temperatura, °C | 125,0 | 382,2 | 388,9 | 43,0 | 48,9 | 210,8 | 227,0 |
| Presión, kPa | 901,1 | 825,3 | 790,8 | 728,7 | 463,3 | 511,6 | 687,4 |

15 **[0064]** Se enfría el refinado de la unidad de adsorción que se produce como una corriente de cabeza de la torre de refinado en la sección de adsorción selectiva de pX a 125 grados Celsius para convertirse en la alimentación de líquido de isomerización. Para propósitos de la simulación, se asume que el C9A+ en la alimentación de isomerización comprende el 0,05 por ciento en peso de metiletilbencenos y el 0,03 por ciento en peso de trimetilbencenos.

20

[0065] La alimentación de líquido de isomerización se mezcla con gas de reciclaje que, para propósitos de esta simulación, se asumió que era del 100 por ciento en moles de hidrógeno en una relación molar de H2:Hc de 4. La temperatura del gas de reciclaje combinado y la alimentación de líquido de isomerización después de precalentarse por la extracción lateral fue de 228 grados Fahrenheit (108,9 grados Celsius). La mezcla de alimentación de líquido de isomerización precalentada mezclada con gas de reciclaje se calienta a una temperatura de 640 grados Fahrenheit (338 grados Celsius) en un intercambiador de calor de alimentación/efluente y se calienta adicionalmente en un horno para proporcionar condiciones de entrada de reactor de T = 720 grados Fahrenheit (382 grados Celsius) y P = 105 psig (825,3 kPa absoluta (kPaa)).

25

30 **[0066]** El reactor es simulado por dos bloques ASPEN, un bloque ASPEN RSTOIC y un bloque ASPEN REQUIL. Los parámetros se escogen para estos bloques para proporcionar un efluente de reactor con una composición como se muestra en la Tabla 1.

[0067] Los parámetros del bloque REQUIL se ajustan para proporcionar una distribución de equilibrio simulado de los isómeros de xileno y los isómeros de C8N. Por lo tanto, los bloques del reactor simulan de manera cercana el rendimiento del catalizador Sinopec RIC-200 como se indica en la referencia. Véase Q. Hou y Z. Liang, Petrochemical Technology (Chinese), 40, 1325 (2011).

35

[0068] El efluente de reactor se enfría en un intercambiador de alimentación/efluente, y se enfría adicionalmente en un enfriador de aire y se envía a un separador de vapor-líquido donde se separa en condiciones

40

de: T = 43 grados Celsius, P = 728,7 kPa. El líquido del tambor separador se calienta previamente a 204 grados Celsius, y después se envía a un desheptanizador.

[0069] Se simula el desheptanizador para contener 42 fases teóricas, y la alimentación se envía a la fase teórica 28 desde la parte superior. Las especificaciones de diseño para el desheptanizador son: 1) temperatura de tambor de reflujo = 120 grados Fahrenheit = 48,9 grados Celsius y 2) la recuperación de los C8N en los fondos del desheptanizador es del 97,1 por ciento. La presión de cabeza de la torre se simula que es de 55,5 psig = 484,0 kPaa. La caída de presión al tambor de reflujo se asume que es 3 psi = 20,7 kPa. La caída de presión de la torre se asume que es 4 psi = 27,7 kPa. Se calcula que la temperatura de los fondos del desheptanizador es de 210,8 grados Celsius.

[0070] Se pasa el líquido de los fondos del desheptanizador a través de un tratador de arcilla para eliminar las definas, lo que es necesario para proteger el tamiz molecular usado como adsorbente en la sección de adsorción selectiva de pX. Siguiendo intercambio de calor de alimentación/efluente alrededor del tratador de arcilla, se ajusta la temperatura de los fondos del desheptanizador a 191 grados Celsius antes dirigirse a una torre de divisor de xileno en la fase teórica 26 desde la parte superior. El divisor de xileno se simula para que tenga 122 fases teóricas totales. La presión de cabeza del separador de xileno se simula que es de 90 psig = 721,9 kPaa. La caída de presión al tambor de reflujo se simula que es de 5 psi = 34,5 kPa. La caída de presión de la torre de divisor de xileno se simula que es de 16 psi = 110,3 kPa.

[0071] La temperatura de vapor de cabeza del divisor de xileno se calcula que es de 230,5 grados Celsius, lo que es suficiente para rehervir la torre de desheptanizador y las torres de extracto, terminado, y de refinado de la sección de adsorción selectiva.

[0072] Las especificaciones de diseño para la simulación de la torre de divisor de xileno son del 2 por ciento en peso de C8A en los fondos de torre de divisor de xileno, y 100 ppm en peso de metiletilbenceno (MEB) en la corriente de cabeza de C8A. Se envía la corriente de cabeza de C8A como alimentación de la sección de adsorción selectiva de pX. La especificación de 100 ppm en peso de metiletilbencenos es una especificación típica para la alimentación de adsorción selectiva de pX, para prevenir contaminación del desorbente, que es típicamente p-dietilbenceno.

[0073] El trabajo del hervidor adsorbido calculado para la torre de divisor de xileno es 324,4 MMBTU/h (342,2 GJ/h). El trabajo calculado requerido para evaporar todo el líquido de tambor separador, que es igual a la cantidad total de condensables del efluente de reactor, desde las condiciones de alimentación precalentada al desheptanizador hasta las condiciones del vapor de cabeza de la torre de divisor de xileno (P = 90 psig (721,9 kPaa) es 144,60 MMBTU/h (152,6 GJ/h). Por lo tanto, el trabajo de hervidor de divisor de xileno es igual a 2,24 veces ERTVRE. Esencialmente todos los naftenos C8 en los fondos del desheptanizador se recuperan en la corriente de cabeza de C8A del divisor de xileno. Esta corriente se envía entonces a la sección de adsorción selectiva de pX donde esencialmente se recuperan todos los naftenos C8 en el refinado y después se reciclan al reactor.

Ejemplo 1

[0074] Se usó el programa de simulación de procedimientos Aspen Plus de Aspen Technology, Inc. para simular parte de una sección de isomerización y una sección de fracción de una unidad de cristalización de pX usando un catalizador de tipo isomerización de EB y empleando condensación parcial, y una torre de fraccionamiento de extracción lateral consistente con la enseñanza de esta invención. Los detalles de la simulación se proporcionan a continuación.

[0075] Se muestra la composición de alimentación de líquido de reactor en la Tabla 2 a continuación. Se asume una tasa de alimentación de líquido de isomerización de 1.000.000 lb/h (453.592 kg/h) para la simulación. Éste es el mismo caudal y composición como que en el Ejemplo comparativo 1. Las condiciones y composiciones de la corriente seleccionadas de la simulación se proporcionan en la Tabla 2 a continuación.

Tabla 2. Ejemplo 1 Composiciones y condiciones de corriente predichas por la simulación

| | Isom. | Reactor | Reactor | HTS | LTS | Extracción lateral | Estabilizador |
|-------------------------------|--------------|---------|---------|---------|---------|--------------------|---------------|
| | Líquido | Entrada | Salida | Líquido | Líquido | Líquido | Cabeza |
| | Alimentación | | | | | | Líquido |
| Flujo másico, kg/h | | | | | | | |
| H2 | 0,0 | 34391,6 | 34022,3 | 19,5 | 12,1 | 0,2 | 0,1 |
| productos no aromáticos C1-C7 | 0,0 | 0,0 | 3871,8 | 167,5 | 684,3 | 116,2 | 559,4 |
| BEN | 0,0 | 0,0 | 680,3 | 120,4 | 440,0 | 118,6 | 423,2 |
| TOL | 2358,7 | 2358,7 | 4399,8 | 1366,1 | 2790,7 | 2146,2 | 1981,8 |
| EB | 48671,0 | 48671,0 | 37576,5 | 17563,7 | 19409,5 | 36964,1 | 9,0 |

| | | | | | | | |
|-------------------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|--------|
| PX | 2903,0 | 2903,0 | 91156,2 | 44273,6 | 45663,6 | 89927,4 | 9,3 |
| MX | 260319,3 | 260319,3 | 200459,9 | 98675,0 | 99286,0 | 197943,4 | 16,0 |
| OX | 118570,3 | 118570,3 | 91613,0 | 48185,2 | 42532,5 | 90703,5 | 1,3 |
| C9A+ | 362,9 | 362,9 | 3297,6 | 2296,6 | 993,6 | 1870,5 | 0,0 |
| C8N total | 20411,9 | 20411,9 | 20911,0 | 7829,3 | 12187,0 | 19443,1 | 566,1 |
| Fracción C8N | | | | | | 0,971 | |
| Recuperado en la extracción lateral | | | | | | | |
| | 453597,0 | 487988,8 | 487988,8 | 220496,7 | 223998,9 | 439233,4 | 3566,4 |
| Temperatura, grados C | 160,0 | 382,2 | 388,9 | 131,3 | 37,8 | 199,5 | 43,3 |
| Presión, kPA | 901,1 | 825,3 | 790,8 | 749,4 | 687,4 | 515,0 | 342,6 |

[0076] Se precalienta la alimentación de líquido de isomerización en un esquema de condensación parcial similar al de la figura 2, a una temperatura final de 320 grados Fahrenheit (160 grados Celsius), por intercambio de calor con vapor del tambor HTS y finalmente por intercambio de calor con extracción lateral caliente. La temperatura de extracción lateral para esta simulación se calcula que es 391,1 grados Fahrenheit (199,5 grados Celsius). Para propósitos de la simulación, se asume que el C9A+ en la alimentación de isomerización comprende el 0,05 por ciento en peso de metiletilbencenos y el 0,03 por ciento en peso de trimetilbencenos.

[0077] La alimentación de líquido de isomerización se mezcla con gas de reciclaje que, para propósitos de esta simulación, y se asume que es del 100 por ciento en moles de hidrógeno en una relación molar de H₂:Hc de 4. La temperatura del gas de reciclaje combinado y la alimentación de líquido de isomerización después de precalentarse por la extracción lateral es de 228 grados Fahrenheit (108,9 grados Celsius). La mezcla de alimentación de líquido de isomerización precalentada mezclada con gas de reciclaje se calienta a una temperatura de 640 grados Fahrenheit (338 grados Celsius) en un intercambiador de calor de alimentación/efluente y se calienta adicionalmente en un horno para proporcionar condiciones de entrada de reactor de T = 720 grados Fahrenheit (382 grados Celsius) y P = 105 psig (825,3 kPaa).

[0078] El reactor es simulado por dos bloques ASPEN, un bloque ASPEN RSTOIC y un bloque ASPEN REQUIL. Los parámetros se escogen para estos bloques para proporcionar un efluente de reactor con una composición como se muestra en la Tabla 2. Los parámetros del bloque REQUIL se ajustan para proporcionar una distribución de equilibrio simulado de los isómeros de xileno y los isómeros de C8N. Por lo tanto, los bloques del reactor simulan de manera cercana el rendimiento del catalizador Sinopec RIC-200 como se indica en la referencia. Véase Q. Hou y Z. Liang, *Petrochemical Technology (Chinese)*, 40, 1325 (2011).

[0079] Se enfría el efluente de reactor en un intercambiador de alimentación/efluente, se separa en una corriente de vapor y líquida en un separador HTS, y después el vapor de tambor HTS se enfría adicionalmente a través de varios intercambiadores de calor, y después se separa en una corriente de vapor y una corriente líquida en una corriente LTS. Las condiciones simuladas para el separador HTS son T = 268,3 grados Fahrenheit (131,3 grados Celsius) y P = 94 psig (749,4 kPaa). Las condiciones simuladas para el separador LTS son T = 100 grados Fahrenheit (38 grados Celsius) y P = 85 psig (687,4 kPaa).

[0080] La tasa de líquido HTS simulada es de 486109 lb/h (220495 kg/h) y la tasa de líquido LTS simulada es de 493826 lb/h (223996 kg/h). Por lo tanto, la reacción de condensables en el tambor HTS es del 49,6 por ciento. Se precalienta el líquido de LTS a 240 grados Fahrenheit (116 grados Celsius) antes de dirigirse al aparato de torre de extracción lateral. Para este caso, se dirigen 100.000 lb/h (45359 kg/h) de líquido LTS precalentado a la bandeja superior del divisor de xileno (la bandeja debajo de la extracción lateral). Esto trae la fracción total de los condensables del efluente de reactor alimentados al divisor de xileno, que necesitan evaporarse a las condiciones del vapor de cabeza de divisor de xileno del 59,8 por ciento.

[0081] Se simulan el estabilizador y divisor de xileno para configurarse para funcionar esencialmente como una torre de extracción lateral individual como en la figura 4. Se simula que el estabilizador tiene 51 fases teóricas, y se simula que el divisor de xileno tiene 31 fases teóricas. Se simula que la bandeja de alimentación del estabilizador está la 16ª fase teórica desde la parte superior, y se simula que la bandeja de alimentación del divisor de xileno es su bandeja superior, es decir, la bandeja debajo de la extracción lateral. No se proporciona esencialmente ningún reflujo de extracción lateral (0,001 lb/h (0,0005 kg/h)) a la torre de divisor de xileno. Se simula que la presión de cabeza de estabilizador es de 40 psig (377,1 kPaa). Se asume una caída de presión de la bandeja de 0,1 psi (0,69 kPa) para cada fase teórica de ambas torres. El trabajo del hervidor calculado para el divisor de xileno es 117,5 MMBTU/h (124,0 GJ/h). En una simulación separada, se combinan la alimentación de líquido LTS precalentada al estabilizador y la alimentación de líquido HTS para el divisor de xileno y después se evaporan en un bloque calentador Aspen Plus a la presión de cabeza del divisor de xileno y una fracción de vapor de 1,0. El trabajo calculado requerido para evaporar la corriente combinada es de 201,3 MMBTU/h (212,4 GJ/h). Por lo tanto, el

trabajo del hervidor es solamente igual a 0,584 veces de la ERTVRE.

[0082] La simulación predice que el 97,1 por ciento de los C8N en las corrientes de líquido HTS y LTS se recupera en la extracción lateral, y, por lo tanto, se reciclará eficientemente al reactor a través del paso por la sección de recuperación de pX, donde esencialmente todos los C8N terminarán en una corriente pobre en pX de sección de recuperación de pX de cristalización, que se convierte en la alimentación de líquido de isomerización.

Ejemplo comparativo 2

[0083] Para el Ejemplo comparativo 1, como se analiza anteriormente, el programa de simulación Aspen Plus se usa para simular parte de una sección de isomerización y una sección de fraccionamiento de una unidad de pX usando un catalizador de tipo isomerización de EB y un desheptanizador secuencial y torres de divisor de xileno. La simulación no pretende cerrar el ciclo de gas de reciclaje o el ciclo de líquido principal de la unidad de pX. El propósito del Ejemplo comparativo 1 es mostrar que los naftenos en el efluente de reactor pueden ser capturados eficientemente en la corriente C8 que es la parte superior de la torre de divisor de xileno, que puede enviarse a una unidad de adsorción selectiva para la recuperación de pX. Los bloques de reactor en la simulación simulan de manera cercana el rendimiento del catalizador Sinopec RIC-200 como se indica en la referencia. Véase Q. Hou y Z. Liang, *Petrochemical Technology (Chinese)*, 40, 1325 (2011) para una alimentación fija que tiene la composición proporcionada en es documento. La razón para no cerrar los ciclos es que el documento no proporcionó la composición de alimentación fresca a la unidad de pX.

[0084] El procedimiento simulado para el Ejemplo comparativo 2 es como se muestra en la figura 1 con dos excepciones: 1) se escogen las especificaciones de la torre de tal forma que los naftenos C8 se recuperen principalmente en la corriente 138 en vez de la corriente 137, y por lo tanto, se eliminan la torre 130 de nafteno y las corrientes 102 y 139; y 2) como es típico para un procedimiento de adsorción selectiva UOP Parex®, parte del tolueno se deja caer dentro de la corriente de fondo de estabilizador 138. Este TOL va en la parte superior de la torre de divisor de xileno 129 y se suministra a la sección de recuperación de pX de adsorción selectiva 106. Se elimina la mayor parte de este TOL en una torre de finalización en la unidad Parex®, como la corriente 144. Por lo tanto, la simulación incluye un bloque separador que separa una porción de este TOL como una corriente pura de TOL de la corriente 103, de tal forma que el TOL en la corriente 101 se reduce al 0,52 por ciento en peso, que coincide con el TOL en la alimentación del reactor líquido en la Columna 1 de la Tabla 8 del documento Sinopec.

[0085] Para el Ejemplo comparativo 2, se cierran el ciclo de gas de reciclaje y los ciclos líquidos principales, se estima la composición de alimentación fresca, y los parámetros de reacción en los bloques del reactor ASPEN se varían para que coincidan de manera cercana, tanto con la composición de alimentación de líquido (corriente 105 de la figura 1), como con la composición de efluente de reactor como se representa por la composición de líquido de tambor separador (corriente 120 de la figura 1). Esto coincide con la alimentación del reactor y la composición del producto de la primera columna de la Tabla 8 del documento Sinopec. Por ensayo y error, es posible estimar la relación de EB con respecto a los isómeros de xileno en la alimentación fresca que coincidirá con el contenido de EB de alimentación de líquido del documento Sinopec. La relación que se obtiene es más baja que la típica para alimentaciones frescas derivadas únicamente como un corte de destilación del reformado, lo que indica que la alimentación es probablemente una combinación de reformado de C8A+ y una corriente de C8A+ que tiene una baja concentración de EB, tal como la de la unidad de TOL/transalquilación de A9+.

[0086] Es necesario asumir una cantidad de C9A+ en la alimentación fresca. Se asume una cantidad de C9A+ para dar una relación típica de C9A+ a C8A en corrientes de alimentación combinadas para un complejo de productos aromáticos de xileno de reformado y una corriente de C8A+ que procede de una unidad de de TOL/transalquilación de A9+. Para los propósitos de este ejemplo, no es importante la relación exacta de C9A+ con respecto a C8A en la alimentación fresca, dado que el C9A+ se separará muy eficientemente en la corriente de fondo de divisor de xileno. Sin embargo, es importante usar la misma composición de alimentación fresca cuando se compara el Ejemplo comparativo 2 con el Ejemplo 2.

[0087] Siguiendo las etapas expuestas anteriormente, se encuentra que una alimentación fresca que tiene una composición en la Tabla 3 junto con los parámetros de rendimiento del reactor asumidos repetidos, puede coincidir estrechamente tanto con la alimentación del reactor como con la composición del producto, como se indica en la columna 1 de la Tabla 8 del documento Sinopec, como se muestra en la Tabla 4. La tasa de alimentación fresca para el Ejemplo comparativo 2 es de 389655 lb/h (176746 kg/h).

Tabla 3. Composición de alimentación fresca estimada

| Componente | Fracción en peso |
|------------|------------------|
| P&N C9 | 0,00644 |
| TOL | 0,00312 |
| EB | 0,05266 |
| pX | 0,11591 |

ES 2 717 106 T3

| | |
|---------------------|---------|
| mX | 0,26293 |
| oX | 0,14498 |
| Propil bencenos | 0,00372 |
| Metiletilbencenos | 0,08819 |
| Trimetilbencenos | 0,21940 |
| Dietilbencenos | 0,00364 |
| Dimetiletilbencenos | 0,02356 |
| Tetrametilbencenos | 0,02550 |
| C11A+ | 0,03801 |

Tabla 4. Comparación de alimentación y producto simulados con respecto a los indicados en el documento Sinopec

| Documento Sinopec | | | | Simulación | | | |
|------------------------|--------------|-----------|------------------|------------------------|--------------|-----------|------------------|
| | Alimentación | Efluente | Rendimiento neto | | Alimentación | Efluente | Rendimiento neto |
| | % en peso | % en peso | % en peso | | % en peso | % en peso | % en peso |
| NA | 4,49 | 5,42 | 0,93 | NA | 4,50 | 5,41 | 0,90 |
| B | 0,00 | 0,15 | 0,15 | B | 0,00 | 0,13 | 0,13 |
| TOL | 0,52 | 0,97 | 0,45 | TOL | 0,52 | 1,01 | 0,49 |
| EB | 10,73 | 8,27 | -2,46 | EB | 10,72 | 8,26 | -2,46 |
| pX | 0,64 | 19,64 | 19,00 | pX | 0,64 | 19,62 | 18,98 |
| mX | 57,39 | 44,53 | -12,86 | mX | 56,77 | 44,47 | -12,30 |
| oX | 26,14 | 20,30 | -5,84 | oX | 26,77 | 20,39 | -6,38 |
| C9A+ | 0,08 | 0,73 | 0,65 | C9A+ | 0,07 | 0,71 | 0,64 |
| Total | 99,99 | 100,01 | 0,02 | Total | 100,00 | 99,99 | -0,01 |
| % de EBC | | | 22,93 | % de EBC | | | 22,95 |
| XYL | 84,17 | 84,47 | 0,30 | XYL | 84,18 | 84,48 | 0,30 |
| EB/C8A | 11,31 | 8,92 | | EB/C8A | 11,29 | 8,91 | 0,30 |
| pX/XYL | 0,76 | 23,25 | | pX/XYL | 0,76 | 23,22 | |
| % de pérdida de C8A | | | 2,28 | % de pérdida de C8A | | | 2,28 |
| % de pérdida de anillo | | | 0,93 | % de pérdida de anillo | | | |
| EB/XYL | 0,1275 | 0,0979 | | EB/XYL | 0,1273 | 0,0978 | 0,90 |

[0088] Otras especificaciones relevantes para el Ejemplo comparativo 2 son las siguientes: Se precalienta el líquido del tambor separador a una temperatura de 204 grados Celsius antes de suministrarse a la fase teórica 28 desde la parte superior del desheptanizador, que tenía un total de 42 fases teóricas. El trabajo absorbido calculado para el desheptanizador es de 76,7 MMBTU/h (80,9 GJ/h). Se asumen las siguientes especificaciones para la simulación de la torre de desheptanizador: 1) una temperatura de salida de condensador de cabeza de 120 grados Fahrenheit (48,9 grados Celsius); 2) el 1 por ciento en peso de C8A en la corriente del producto líquido de cabeza del desheptanizador; y el 0,55 por ciento en peso de TOL en la corriente de fondo de desheptanizador. Una unidad de pX de adsorción selectiva típicamente dejará caer parte de TOL en la corriente de fondeo de desheptanizador, y este TOL terminará mayormente en la corriente de extracto de la unidad de adsorción selectiva, y más tarde la mayoría se eliminará como un producto de TOL del TOL de finalización de adsorción selectiva como la corriente 144 de la figura 1. Se toma el TOL como una corriente de cabeza de esta torre y el producto de pX se toma como una corriente de fondo.

[0089] Las especificaciones de diseño para la torre de divisor de xileno son del 2 por ciento en peso de C8A en la corriente de fondo de divisor de xileno de C9A+ y 100 ppm en peso de MEB en la parte superior de C8A de la torre de divisor de xileno, que es la alimentación para la unidad de adsorción selectiva.

[0090] Los fondos del desheptanizador (corriente 138 de la figura 1) se suministran a la fase teórica 26 desde la parte superior de la torre de divisor de xileno, que tiene 112 fases teóricas. Se asume que la alimentación fresca combinada para está a una temperatura de 178,3 grados Celsius, que llega como el fondo de las torres de aguas arriba y se suministra a la fase teórica 66 desde la parte superior (corriente 140 de la figura 1).

[0091] Se calcula que el trabajo absorbido por la torre de desheptanizador es de 76,6 MMBTU/h (80,9 GJ/h), y se calcula que el trabajo absorbido por la torre de divisor de xileno es de 343,3 MMBTU/h (362,2 GJ/h). El trabajo calculado requerido para evaporar el líquido del tambor separador a la presión del vapor de cabeza, desde la

bandeja superior del divisor de xileno (P = 90 psig (721,9 kPaa)) es de 121,8 MMBTU/h (128,5 GJ/h). Por lo tanto, el trabajo del hervidor para el divisor de xileno es 2,82 veces la ERTVRE. El trabajo absorbido combinado para el desheptanizador y el divisor de xileno es de 3,45 veces la ERTVRE.

- 5 **[0092]** En la Tabla 5 se proporcionan algunas composiciones de corriente calculadas, caudales, y condiciones para el Ejemplo comparativo 2.

Tabla 5. Ejemplo comparativo 2 Composiciones y condiciones de corriente predichas por la simulación

| | Isom. | Reactor | Reactor | Separador | Desheptanizador | Desheptanizador | Xileno |
|-------------------------------|--------------|----------|----------|-----------|-----------------|-----------------|----------|
| | Líquido | Entrada | Salida | Tambor | Cabeza | Fondo | Divisor |
| | Alimentación | | | Líquido | Líquido | Líquido | Cabeza |
| Flujo másico, kg/h | | | | | | | |
| H2 | 0,0 | 28557,4 | 28279,4 | 21,8 | 0,1 | 0,0 | 0,0 |
| productos no aromáticos C1-C7 | 0,0 | 22102,2 | 25665,1 | 3561,2 | 1962,3 | 0,0 | 0,0 |
| Productos no aromáticos C9 | 11003,3 | 11301,5 | 10171,4 | 9873,1 | 4,0 | 9869,1 | 11007,3 |
| BEN | 11,2 | 89,9 | 564,2 | 485,5 | 443,1 | 11,2 | 11,2 |
| TOL | 1965,3 | 2168,9 | 4014,0 | 3810,5 | 1725,3 | 2042,5 | 2593,2 |
| EB | 40510,9 | 41123,6 | 31848,8 | 31236,3 | 17,6 | 31218,5 | 40525,8 |
| PX | 2422,9 | 3680,7 | 75468,1 | 74210,3 | 12,6 | 74197,6 | 94678,4 |
| MX | 214555,5 | 217248,9 | 170898,6 | 168202,8 | 20,8 | 168182,0 | 214634,9 |
| OX | 101191,1 | 102227,2 | 78157,9 | 77121,0 | 0,7 | 77120,6 | 101228,8 |
| C9A+ | 265,8 | 277,8 | 2711,6 | 2699,6 | 0,0 | 2699,6 | 265,9 |
| C8N total | 6021,0 | 6356,1 | 7355,4 | 7020,2 | 979,9 | 6023,2 | 6023,2 |
| Fracción C8N | | | | | | | 0,858 |
| Recuperado en xileno | | | | | | | |
| Líquido de cabeza de divisor | | | | | | | |
| Flujo total, kg/h | 377947,5 | 435134,3 | 435134,3 | 378242,8 | 5166,4 | 371364,0 | 470969,8 |
| Temperatura, grados C | 121,5 | 383,0 | 390,0 | 43,0 | 48,9 | 211,6 | 227,9 |
| Presión kPaa | 1034,2 | 825,3 | 790,8 | 728,7 | 463,3 | 511,6 | 687,4 |

- 10 **[0093]** La simulación predice que el 85,8 por ciento de los naftenos en el líquido del tambor separador que se suministra a las torres de fraccionamiento se recupera en el líquido de cabeza de divisor de xileno.

Ejemplo 2

- 15 **[0094]** Para el Ejemplo 1, como se analiza anteriormente, se usa el programa de simulación Aspen Plus para simular parte de una sección de isomerización y una sección de fraccionamiento de una unidad de pX usando un catalizador de tipo isomerización de EB, una torre de extracción lateral, y un esquema de condensación parcial. La simulación no pretende cerrar el ciclo de gas de reciclaje o el ciclo de líquido principal de la unidad de pX. El propósito del Ejemplo 1 es mostrar que los naftenos en el efluente de reactor pueden capturarse eficientemente en la corriente de extracción lateral, que pueden enviarse a una unidad de recuperación de pX de cristalización. Los bloques de reactor en la simulación se corresponden estrechamente con el rendimiento del catalizador Sinopec RIC-200 como se indica en la referencia. Véase Q. Hou y Z. Liang, *Petrochemical Technology (Chinese)*, 40, 1325 (2011) para una alimentación fija que tiene la composición proporcionada en es documento.
- 20
- 25 **[0095]** En este ejemplo, se estima el rendimiento de un catalizador de isomerización de EB en una unidad de pX con una sección de recuperación de pX de cristalización, para mostrar que los naftenos C8 en el efluente de reactor pueden ser capturados eficientemente en la extracción lateral de una unidad de pX usando una torre de extracción lateral y condensación parcial. El gas de reciclaje y los ciclos de reciclaje de líquido principales son convergentes. Se usó la misma composición de alimentación fresca y el caudal según se estima en el Ejemplo comparativo 2 y se proporciona en la Tabla 3. La simulación simula el procedimiento mostrado en la figura 4 con la siguiente excepción: la composición de alimentación fresca es la misma que la estimada en el Ejemplo comparativo 2, y se suministra a la fase teórica 22 de la Columna 447 como la corriente 460 de la figura 4, que tiene un total de
- 30

ES 2 717 106 T3

41 fases teóricas. No se suministra ningún alimento a través de la línea 437.

[0096] Otras especificaciones relevantes para el Ejemplo 2 son las siguientes: Se proporcionan 100.000 lb/h (45.359 kg/h) de extracción lateral como la corriente de reflujo 457 a la bandeja superior de la torre 447. Se precalienta la alimentación de líquido de isomerización a 115,6 grados Celsius en el bloque 405, después a 182,2 grados Celsius en el bloque 406 como parte de un esquema de condensación parcial. Se calientan la alimentación de líquido combinada y el gas de reciclaje (corriente 409) por el efluente de reactor caliente a 641,4 grados Celsius en el bloque 409. El horno 422 calienta la alimentación del reactor a 383 grados Celsius.

10 **[0097]** Como se aprecia anteriormente, para una unidad de cristalización, el porcentaje de peso de pX en el filtrado de rechazo de sección de cristalización, que se convierte en la corriente líquida suministrada al reactor, es mayor que en una unidad de adsorción selectiva debido a la limitación eutéctica. Para el Ejemplo comparativo 2, el porcentaje de peso de pX en la corriente de refinado de la unidad de adsorción selectiva, que se convierte en la alimentación de líquido para el reactor, es del 0,64 por ciento en peso para ser consistente con la Columna 1 de la
15 Tabla 8 del documento Sinopec. Para el Ejemplo 2, la concentración de pX en la corriente de filtrado de rechazo 401, se asume que es del 9 por ciento en peso.

[0098] Para el Ejemplo 2, el rendimiento del catalizador de isomerización de EB en una unidad de pX de cristalización se estimó por reducción de la fracción de EB convertida en xilenos hasta que la relación de EB/XYL en la alimentación del reactor, donde XYL es la suma del porcentaje en peso de los isómeros de xileno en la alimentación del reactor de líquido, es ligeramente mayor que la relación de EB/XYL para el Ejemplo comparativo 2, para asegurar una fuerza impulsora suficiente para convertir EB en xilenos. Como una aproximación, se asume que las conversiones de todas las reacciones secundarias se reducen en la misma fracción a partir de sus valores determinados por el Ejemplo comparativo 2. Se usa un bloque REQUIL para establecer el equilibrio entre los C8A y
25 los C8N y entre los isómeros de C8N.

[0099] La alimentación del reactor y la composición de efluente estimadas para este ejemplo se comparan con las de la Columna 1 de la Tabla 8 del documento Sinopec en la Tabla 5.

30 **Tabla 6.** Comparación de alimentación y producto simulados con respecto a los indicados en el documento Sinopec

| Documento Sinopec | | | | Simulación | | | |
|------------------------|--------------|----------|------------------|------------------------|--------------|-----------|------------------|
| | Alimentación | Efluente | Rendimiento neto | | Alimentación | Efluente | Rendimiento neto |
| | % en peso | | % en peso | | % en peso | % en peso | % en peso |
| NA | 4,49 | 5,42 | 0,93 | NA | 5,27 | 5,84 | 0,58 |
| B | 0,00 | 0,15 | 0,15 | B | 0,02 | 0,10 | 0,09 |
| | 0,52 | 0,97 | 0,45 | TOL | 0,41 | 0,66 | 0,25 |
| TOL EB | 10,73 | 8,27 | -2,46 | EB | 10,92 | 9,60 | -1,31 |
| pX | 0,64 | 19,64 | 19,00 | pX | 9,00 | 19,19 | 10,19 |
| mX | 57,39 | 44,53 | -12,86 | mX | 50,03 | 43,47 | -6,56 |
| oX | 26,14 | 20,30 | -5,84 | oX | 23,48 | 19,94 | -3,54 |
| C9A+ | 0,08 | 0,73 | 0,65 | C9A+ | 0,87 | 1,18 | 0,31 |
| Total | 99,99 | 100,01 | 0,02 | Total | 105,26 | 105,83 | 0,0 |
| | | | | | | | |
| % de EBC | | | 22,93 | % de EBC | | | 12,03 |
| XYL | 84,17 | 84,47 | 0,30 | XYL | 82,51 | 82,59 | 0,09 |
| EB/C8A | 11,31 | 8,92 | | EB/C8A | 11,68 | 10,41 | |
| pX/XYL | 0,76 | 23,25 | | pX/XYL | 10,91 | 23,23 | |
| % de pérdida de C8A | | | 2,28 | % de pérdida de C8A | | | 1,31 |
| % de pérdida de anillo | | | 0,93 | % de pérdida de anillo | | | 0,58 |
| EB/XYL | 0,12748 | 0,097905 | | EB/XYL | 0,13230 | 0,11625 | |

[0100] Nótese que para el caso de la cristalización (Ejemplo 2), se reduce la conversión de EB a aproximadamente el 12 por ciento para lograr una relación de EB/XYL en la alimentación del reactor que sea mayor que la del caso de adsorción selectiva (Ejemplo comparativo 2, donde la conversión de EB es del 22,9 por ciento).
35 Esto aumentará las tasas de reciclaje. Sin embargo, en la conversión de EB inferior, se estima que el porcentaje de pérdida de C8A, el porcentaje de pérdida de anillo, y la extensión de las demás reacciones secundarias se reducen, lo que puede conducir a una mejora en el rendimiento de pX.

[0101] El rendimiento exacto del catalizador en la unidad de cristalización dependerá en la elección del catalizador y las condiciones de reactor optimizadas, incluyendo el porcentaje de conversión de EB. El propósito de este ejemplo es mostrar que mediante el uso de una torre de extracción lateral y condensación parcial en una unidad de pX de cristalización, los naftenos C8 pueden recuperarse eficientemente en la extracción lateral, y, por lo tanto, reciclarse eficientemente al reactor con una gran reducción de energía del hervidor en comparación con la requerida para la adsorción selectiva del Ejemplo comparativo 2.

[0102] Algunas composiciones y condiciones de corriente para el Ejemplo 2 se incluyen en la Tabla 7.

Tabla 7. Ejemplo 2 Composiciones y condiciones de corriente predichas por la simulación

| | Isom. | Reactor | Reactor | HTS | LTS | Extracción lateral | Estabilizador |
|-------------------------------------|--------------|----------|----------|----------|----------|--------------------|---------------|
| | Líquido | Entrada | Salida | Líquido | Líquido | Líquido | Cabeza |
| Flujo másico, kg/h | Alimentación | | | | | | Líquido |
| H2 | 0,2 | 53615,6 | 53309,9 | 28,6 | 23,1 | 0,2 | 0,1 |
| productos no aromáticos C1-C7 | 74,3 | 29736,3 | 33297,8 | 510,0 | 3111,4 | 74,4 | 1397,9 |
| Productos no aromáticos C9 | 20097,7 | 20559,4 | 19436,7 | 7697,4 | 11277,3 | 20102,0 | 0,5 |
| BEN | 77,2 | 213,6 | 855,0 | 123,3 | 595,2 | 77,2 | 567,9 |
| TOL | 3430,8 | 3711,4 | 5501,3 | 1415,4 | 3805,0 | 3431,5 | 2236,6 |
| EB | 77227,2 | 78295,4 | 69035,7 | 27482,6 | 40484,0 | 77243,5 | 22,4 |
| PX | 63949,9 | 65732,1 | 137991,0 | 57318,3 | 78890,0 | 156642,0 | 13,3 |
| MX | 354899,8 | 358667,8 | 312406,3 | 131664,2 | 176972,2 | 354976,4 | 21,2 |
| OX | 166475,6 | 167836,3 | 142850,9 | 64902,0 | 76587,1 | 166511,4 | 0,8 |
| C9A+ | 6975,9 | 6997,5 | 9100,7 | 5681,0 | 3398,1 | 6977,4 | 0,0 |
| C8N total | 17344,0 | 18359,3 | 19939,5 | 5944,8 | 12978,9 | 17347,8 | 1518,2 |
| Fracción C8N | | | | | | 0,917 | |
| Recuperado en la extracción lateral | | | | | | | |
| Flujo total, kg/h | 710550,7 | 803724,0 | 803724,0 | 302767,4 | 408122,6 | 803383,8 | 5779,0 |
| Temperatura, grados C | 38,0 | 383,0 | 387,1 | 137,3 | 37,8 | 200,0 | 48,9 |
| Presión kPaa | 1170,0 | 873,5 | 839,1 | 797,7 | 721,9 | 515,0 | 342,6 |

[0103] La simulación predice que el 91,7 por ciento de los naftenos en los líquidos del tambor separador que se suministran a la torre de extracción lateral se recupera en la corriente de extracción lateral.

[0104] El trabajo calculado del hervidor absorbido para la torre 447 es de 201,0 MMBTU/h (212,1 GJ/h). El trabajo calculado requerido para convertir los líquidos del tambor separador HTS y LTS en vapor a las condiciones de la parte superior de la torre 447 (60 psig = 413,7 kPaa) es de 375,0 MMBTU/h (395,6 GJ/h). Por lo tanto, la ERTVRE es de 0,536. Cabe apreciar que, mientras las tasas de reciclaje son más altas para el caso de cristalización (comparar las tasas de alimentación de líquido de isomerización para el Ejemplo comparativo 2 y el Ejemplo 2), el trabajo absoluto requerido para realizar las separaciones en la sección de fraccionamiento es mucho menor para la cristalización del ejemplo 2 de lo que es para la sección de adsorción selectiva del Ejemplo comparativo 2.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento que comprende:
- 5 hacer reaccionar en un reactor una corriente de alimentación del reactor que comprende isómeros de xileno, etilbenceno, naftenos C8 e hidrógeno sobre un catalizador de isomerización de etilbenceno, de manera que se produce una corriente de efluente de reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8; enfriar y separar la corriente de efluente de reactor para formar una primera corriente líquida condensada y una primera corriente de vapor;
- 10 enfriar y separar la primera corriente de vapor para formar una segunda corriente líquida condensada y una segunda corriente de vapor; proporcionar la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente líquida condensada a un aparato de torre de extracción lateral, para producir una corriente de extracción lateral que comprende productos aromáticos C8 y una porción de los naftenos C8; y
- 15 recuperar el paraxileno de la corriente de extracción lateral en una sección de recuperación de paraxileno.
2. Un procedimiento para reciclar naftenos a un reactor, comprendiendo el procedimiento:
- hacer reaccionar en el reactor una corriente de alimentación del reactor que comprende isómeros de xileno, etilbenceno, naftenos C8 e hidrógeno sobre un catalizador de isomerización de etilbenceno en condiciones del reactor en el que al menos una porción del etilbenceno en la corriente de alimentación del reactor se convierte en isómeros de xileno, de tal forma que se produce una corriente de efluente de reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8; enfriar y separar la corriente de efluente de reactor para formar una primera corriente líquida condensada y una
- 20 primera corriente de vapor; enfriar y separar la primera corriente de vapor para formar una segunda corriente líquida condensada y una segunda corriente de vapor; proporcionar la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente líquida condensada a un aparato de torre de extracción lateral, para producir una corriente de extracción lateral que comprende productos aromáticos C8
- 25 y los naftenos C8; recuperar paraxileno de la corriente de extracción lateral en una sección de recuperación de paraxileno; producir una corriente pobre en paraxileno, en el que la corriente pobre en paraxileno contiene una porción de los naftenos C8; y reciclar la corriente pobre en paraxileno al reactor.
- 35 3. El procedimiento de la reivindicación 1 o de la reivindicación 2, en el que la primera corriente líquida condensada se proporciona al aparato de torre de extracción lateral en una ubicación debajo de la corriente de extracción lateral, y en el que se proporciona la segunda corriente líquida condensada al aparato de torre de extracción lateral en una ubicación por encima de la corriente de extracción lateral.
- 40 4. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que se proporciona una parte de la primera corriente líquida condensada a una ubicación por encima de la corriente de extracción lateral y/o en el que se proporciona una porción de la segunda corriente líquida condensada a una ubicación por debajo de la corriente de extracción lateral.
- 45 5. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que una porción de la corriente de extracción lateral se recicla a una ubicación por debajo de la corriente de extracción lateral.
6. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que el catalizador de isomerización de etilbenceno comprende un catalizador de ácido y un catalizador de hidrogenación fuerte capaz de hidrogenar y
- 50 deshidrogenar anillos aromáticos en la corriente de alimentación del reactor para formar una distribución casi en equilibrio de productos aromáticos y naftenos.
7. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, que comprende, además precalentar una corriente líquida que comprende etilbenceno, isómeros de xileno y naftenos C8 para formar una
- 55 corriente líquida precalentada; combinar la corriente líquida precalentada con una corriente de gas reciclada que comprende hidrógeno para formar la corriente de alimentación del reactor; y proporcionar la corriente de alimentación del reactor al reactor.
- 60 8. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que la corriente líquida se precalienta con la corriente de extracción lateral y/o la primera corriente de vapor.
9. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, que comprende además reciclar la segunda corriente de vapor al reactor.
- 65

10. El procedimiento de las reivindicaciones 1 a 9, en el que la masa de la primera corriente líquida condensada es menor de aproximadamente el 70 por ciento de la suma de las masas de la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente líquida condensada.
- 5 11. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 2 a 10, que comprende además separar más del 70 por ciento de los naftenos C8 en la corriente de efluente de reactor en la corriente pobre en paraxileno.
12. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, en el que el aparato de torre de extracción lateral comprende una torre de destilación individual o el aparato de torre de extracción lateral comprende
10 más de una torre de destilación.
13. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 12, que comprende, además:
15 producir en el aparato de torre de extracción lateral una corriente de vapor de cabeza que comprende extremos ligeros, una corriente líquida de cabeza que comprende hidrocarburos C7, una corriente de fondo que comprende hidrocarburos C9+, y la corriente de extracción lateral que comprende productos aromáticos C8 y que contiene más del 70 por ciento de los naftenos C8 de la corriente de efluente de reactor.
14. Un aparato para reciclar naftenos a un reactor, comprendiendo el aparato:
20 un precalentador para precalentar una corriente líquida que comprende etilbenceno, isómeros de xileno y naftenos C8 para formar una corriente líquida precalentada, en el que la corriente líquida precalentada se combina con una corriente de gas reciclada que comprende hidrógeno para formar una corriente de alimentación del reactor;
un reactor para hacer reaccionar la corriente de alimentación del reactor para producir una corriente de efluente de
25 reactor que comprende isómeros de xileno y naftenos C8;
un primer aparato de enfriamiento para enfriar la corriente de efluente de reactor para producir una corriente de efluente de reactor enfriada;
un primer tambor separador para separar la corriente de efluente de reactor enfriada en una primera corriente líquida condensada y una primera corriente de vapor;
30 un segundo aparato de enfriamiento para enfriar la primera corriente de vapor para producir una primera corriente de vapor enfriada que comprende una fase de vapor y una fase líquida;
un segundo tambor separador para separar la primera corriente de vapor enfriada en una segunda corriente líquida condensada y una segunda corriente de vapor;
un aparato de torre de extracción lateral para recibir la primera corriente líquida condensada y la segunda corriente
35 líquida condensada y producir una corriente de extracción lateral, en el que la corriente de extracción lateral comprende productos aromáticos C8 y más del 70 por ciento de los naftenos C8;
una sección de recuperación de paraxileno para separar la corriente de extracción lateral en una corriente de producto de paraxileno y una corriente pobre en paraxileno, en la que la corriente pobre en paraxileno comprende naftenos C8 de la corriente de extracción lateral; y
40 un aparato de reciclaje para reciclar la corriente pobre en paraxileno al reactor.
15. El aparato de la reivindicación 14, en el que el aparato de torre de extracción lateral comprende una torre de destilación individual o el aparato de torre de extracción lateral comprende una torre inferior y una torre superior, y
45 en el que se proporciona una corriente de vapor de cabeza desde la torre inferior a la parte inferior de la torre superior, y la corriente de extracción lateral se produce como una corriente líquida de fondo de la torre superior.

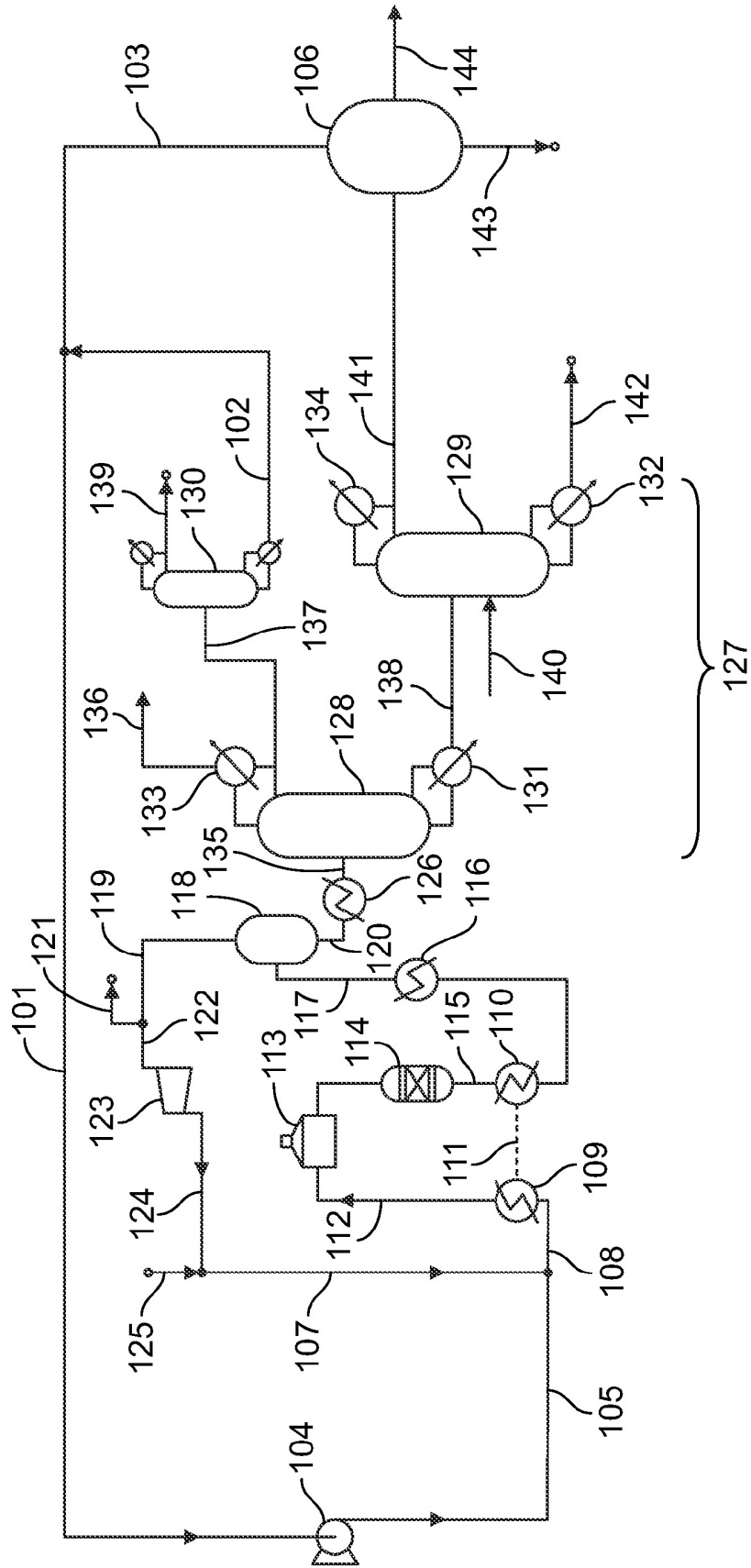


FIG. 1
Técnica anterior

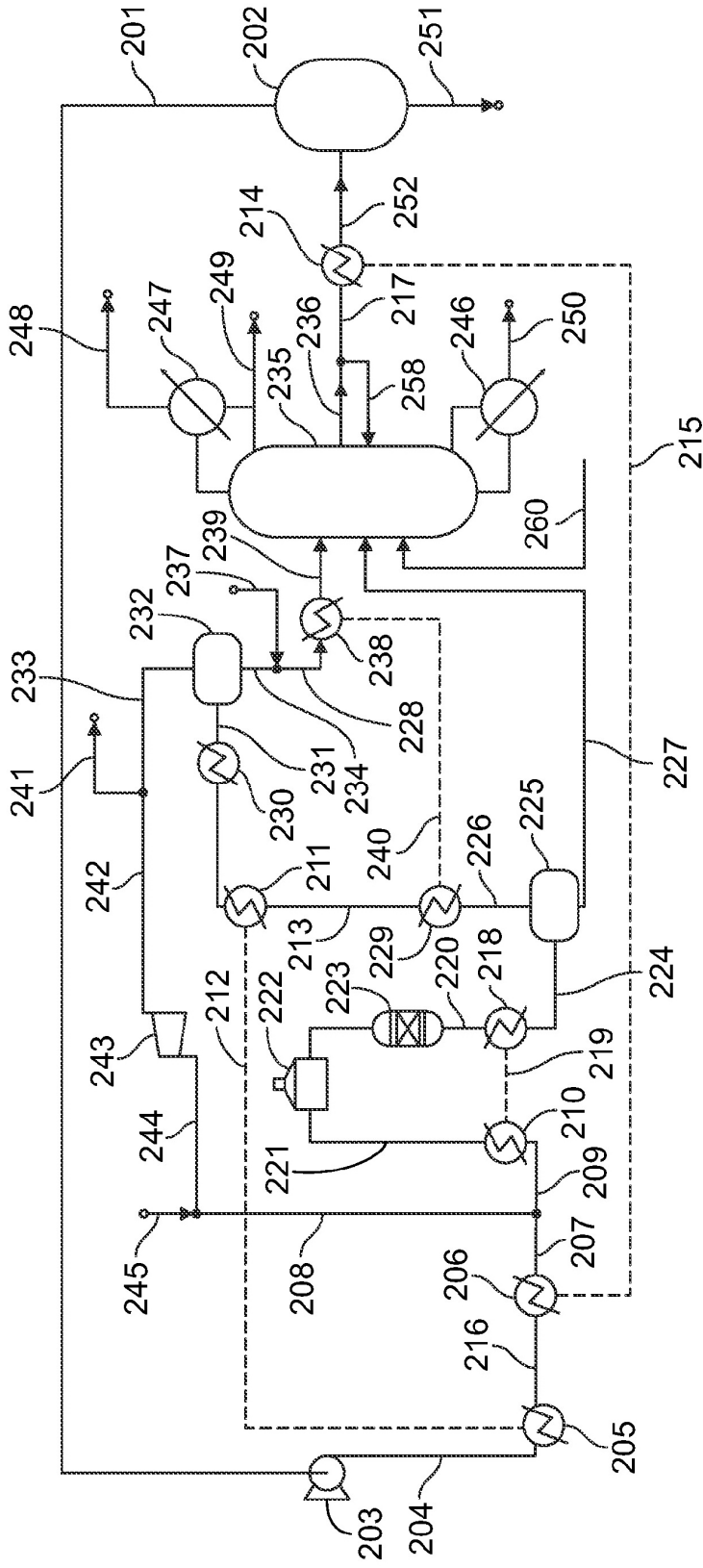


FIG. 2

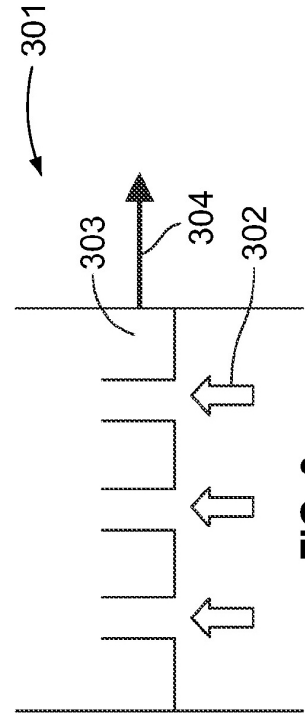


FIG. 3

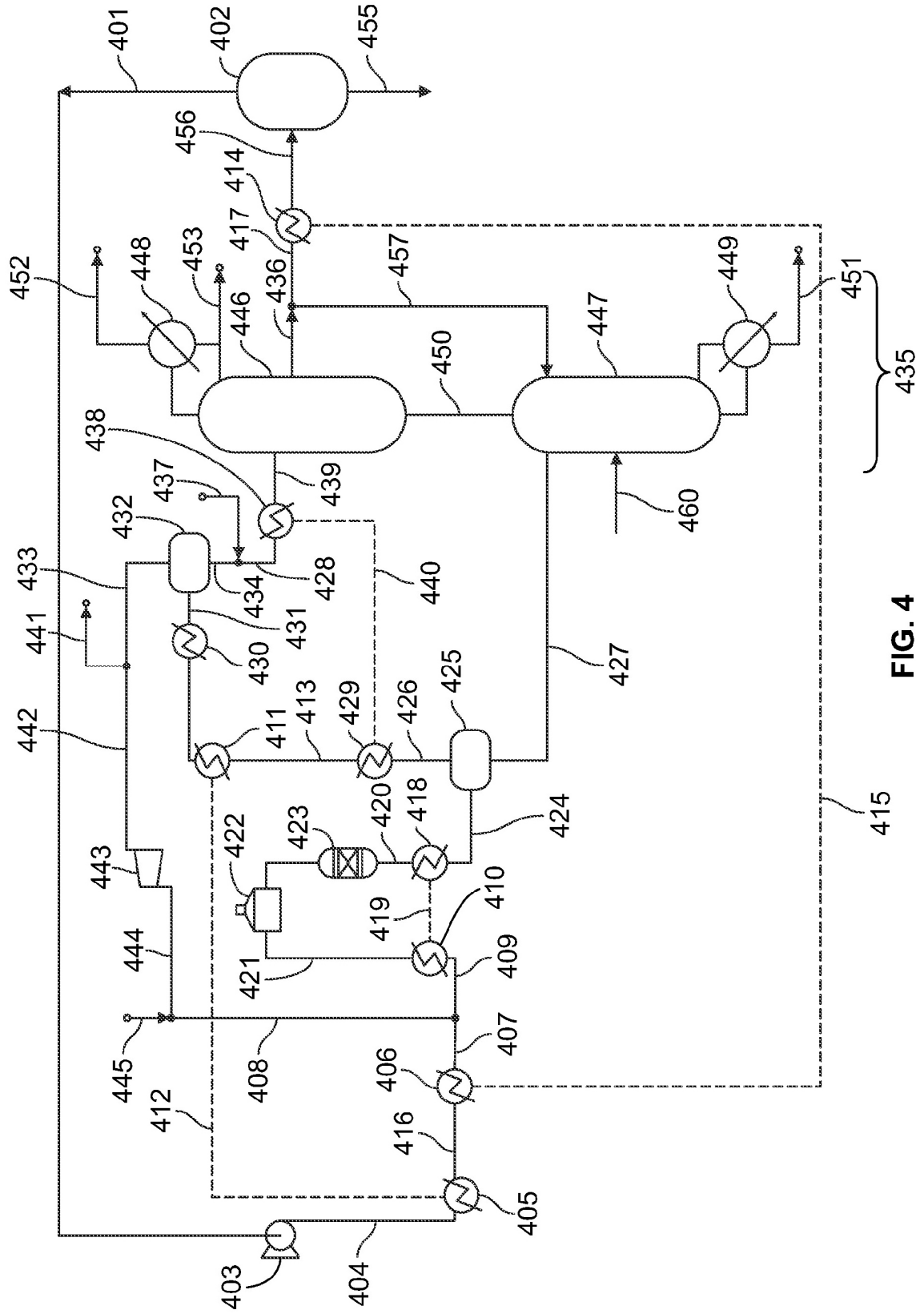


FIG. 4