

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 677 324**

51 Int. Cl.:

C10G 21/28 (2006.01)

C07C 7/10 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **08.07.2008 PCT/US2008/008385**

87 Fecha y número de publicación internacional: **15.10.2009 WO09126127**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **08.07.2008 E 08780037 (1)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **25.04.2018 EP 2268772**

54 Título: **Proceso novedoso eficiente en energía y de rendimiento mejorado para la recuperación de aromáticos**

30 Prioridad:

10.04.2008 US 123800

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

01.08.2018

73 Titular/es:

**CPC CORPORATION, TAIWAN (50.0%)
3 Sungren Road Shinyi District
Taipei City 1010, TW y
AMT INTERNATIONAL, INC. (50.0%)**

72 Inventor/es:

**LEE, FU-MING;
HWANG, JYH-HAUR;
LIN, TZONG-BIN;
SHEN, HUNG-CHUNG;
WU, KUANG-YEU;
CHIU, TSUNG-MIN;
CHEN, ZONG-YING;
KUO, TUNG-HSIUNG y
WU, YU-MING**

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 677 324 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

Proceso novedoso eficiente en energía y de rendimiento mejorado para la recuperación de aromáticos

5 Campo de la invención

La presente invención está dirigida a procesos eficientes en energía para la recuperación de aromáticos que requieren significativamente menos energía pero logran un rendimiento sustancialmente mayor en relación con las técnicas actuales de extracción líquido-líquido a base de solvente de sulfolano. El proceso mejorado puede implementarse fácilmente renovando las instalaciones existentes de extracción con solventes de sulfolano, o construyendo una nueva, para incorporar operaciones de proceso únicas que involucran extracción líquido-líquido y destilación extractiva.

15 Antecedentes de la invención

La extracción líquido-líquido (LLE) usando sulfolano con agua como solvente extractivo es el proceso comercial más importante para purificar el rango completo (C₆-C₈) de hidrocarburos aromáticos de corrientes de petróleo, incluyendo reformado, gasolina de pirólisis, aceite de horno de coque y alquitrán de hulla. La Patente de Estados Unidos No. 3,179,708 de Penisten describe un proceso de LLE basado en solvente de sulfolano anterior que empleaba una columna LLE, una columna de lavado con agua de refinación (WWF) y una columna de recuperación de solvente (SRC). Una mezcla de alimentación de hidrocarburos se pone en contacto en la columna LLE con un solvente de sulfolano acuoso, que disuelve selectivamente los componentes aromáticos de la materia prima hidrocarbonada, para formar una fase de refinación que comprende uno o más hidrocarburos no aromáticos y una fase de extracción que comprende el solvente y al menos un compuesto aromático disuelto. La fase de extracción se transfiere a la SRC, donde los hidrocarburos aromáticos se separan por vapor del solvente de sulfolano, recuperando así los componentes de mayor volatilidad desde la cabeza y el producto aromático purificado en el corte lateral de la SRC. Los componentes livianos de la cabeza, que incluyen aromáticos, se reciclan como parte del reflujo a la columna LLE. Finalmente, el condensado de agua recolectado de la cabeza de SRC y el corte lateral se combinan y se reciclan al WWC donde se elimina el sulfolano de la fase de refinación para producir un producto no aromático exento de solvente.

La Patente de los Estados Unidos No. 4,046,675 de Asselin describe una mejora crucial de los procesos de LLE anteriores incorporando una columna de extracción extractiva (ESC) para eliminar contaminantes no aromáticos de la fase de extracción de la columna LLE antes de entrar en la SRC. Los componentes no aromáticos y una porción significativa de los componentes aromáticos en la fase de extracto LLE se eliminan de la cabeza de la ESC y se reciclan como reflujo líquido a la columna LLE. El solvente rico, que contiene componentes aromáticos y está virtualmente libre de componentes no aromáticos, se retira del fondo de la ESC y se alimenta a la SRC. Para mejorar las operaciones ESC, se retira un solvente rico que contiene aromáticos del corte lateral de SRC y se introduce en la ESC con la fase de extracto LLE.

La adición de la ESC ha sido crítica para el éxito del proceso LLE actual para la recuperación de los hidrocarburos aromáticos de rango completo (C₆-C₈) usando sulfolano acuoso como solvente de extracción. Sin embargo, un inconveniente importante de este proceso es el alto consumo de energía (vapor) de la ESC, en el cual todo el condensado de cabeza se recicla a la parte inferior de la columna LLE como reflujo. Para mantener la pureza del producto aromático, el rehervidor necesita una cantidad considerable de energía para vaporizar y eliminar casi todos los hidrocarburos no aromáticos del fondo de la ESC. Como resultado de este requisito, el vapor de cabeza de la ESC puede contener hasta un 25-30% de benceno y casi un 10% de aromáticos más pesados, que se condensan y reciclan al fondo de la columna LLE como reflujo. En consecuencia, el benceno reciclado y los aromáticos más pesados son extraídos nuevamente por el solvente en la columna LLE y retroalimentados a la ESC. Otro inconveniente importante de las operaciones ESC actuales es que los hidrocarburos ligeros no aromáticos (C₅-C₆), debido a sus mayores afinidades con el solvente, se acumulan continuamente en un circuito cerrado entre la parte superior de ESC y la parte inferior de la columna LLE, pero solo consumiendo una cantidad significativa de energía de vaporización. Por lo tanto, esta corriente debe purgarse de vez en cuando para mantener el proceso en funcionamiento continuo. Esta gran operación de reflujo no solo requiere alta energía sino que también crea un cuello de botella en la ESC y reduce el rendimiento del proceso LLE.

La Patente de Estados Unidos No. 5,336,840 de Forte señala que en 1986 los costes de energía (que incluían vapor, energía eléctrica y agua de refrigeración) para un proceso de LLE basado en solvente de sulfolano típico de 10000 barriles por día (o 420000 toneladas métricas por año) fueron tan altos como el 83%, con costes de compensación de solvente, costes de mano de obra y mantenimiento que compensan el 17% restante de los costes totales de procesamiento. A la luz de los recientes aumentos drásticos en los precios del petróleo y el gas natural, los costes de energía asociados con este proceso en la actualidad son significativamente más altos, por lo que cualquier reducción en la energía de procesamiento sería muy beneficiosa.

65

La Patente de los Estados Unidos No. 6,565,742 se refiere a un procedimiento para la separación de compuestos aromáticos a partir de mezclas de compuestos aromáticos y no aromáticos y a métodos para la adaptación de equipos existentes para los mismos. Se han propuesto y desarrollado diversos esquemas con el objetivo de generar ahorros de energía en el proceso básico de extracción líquido-líquido continua para recuperación de hidrocarburos aromáticos y extracción por vapor para recuperación de solventes. La mayoría de estos esquemas que se basan en la integración de calor, como el uso de intercambiadores de calor entre corrientes de proceso, dispositivos de reducción de presión entre recipientes de proceso, y similares, han tenido un éxito limitado pero con un aumento significativo en los costes del equipo.

Resumen de la invención

La presente invención se basa en parte en el descubrimiento de que se pueden realizar ahorros de energía sustanciales y un rendimiento mejorado haciendo cambios relativamente simples a procesos de extracción líquido-líquido basados en solventes convencionales de sulfolano (LLE). La renovación de las instalaciones existentes requiere un gasto de capital y un tiempo de inactividad mínimos, ya que la conversión solo requiere cambios en la tubería y ajustes menores en el equipo.

En un proceso típico de destilación extractiva (ED) basada en solvente de sulfolano para la recuperación de aromáticos, se añade solvente a una porción superior de la columna de destilación extractiva (EDC) y se introduce alimentación que contiene hidrocarburos aromáticos en una porción media de la EDC. A medida que el solvente de sulfolano no volátil desciende a través de la columna, extrae preferentemente los componentes aromáticos para formar un solvente rico que se mueve hacia el fondo de la EDC mientras que el vapor del componente no aromático asciende hacia la parte superior. El vapor de cabeza se condensa y una parte del condensado se recicla a la parte superior de la EDC como reflujo, mientras que la otra parte se retira como el producto de refinación. El solvente rico que contiene solvente y los componentes aromáticos se alimenta a una columna de recuperación de solvente (SRC) donde los componentes aromáticos se recuperan como un producto de cabeza y el solvente pobre, que está libre de los componentes de alimentación, se recupera como el producto de fondo, que se recicla a la parte superior de la EDC. Una parte del producto de cabeza se recicla a la parte superior de la SRC como reflujo para eliminar cualquier solvente arrastrado en el vapor de cabeza. La SRC se opera opcionalmente a presión reducida (vacío) o con un medio de extracción o ambos para bajar la temperatura del fondo de la columna. El condensado de agua recogido de la cabeza de la EDC y de la SRC se recicla para generar vapor de depuración para la SRC. Los procedimientos de ED basados en solvente de sulfolano convencionales se describen adicionalmente en las Patentes de Estados Unidos No. 3,551,327 de Kelly et al. y 4,053,369 de Cines, que se incorporan aquí como referencia.

Los procesos de ED a base de solvente de sulfolano son más simples y consumen menos energía que los procesos de LLE para la recuperación de hidrocarburos aromáticos, sin embargo, la aplicación del proceso de DE está restringida por el intervalo de ebullición de la materia prima. Para lograr niveles aceptables de pureza y recuperación aromática, el solvente debe mantener esencialmente todo el benceno, que es el compuesto aromático más ligero con un punto de ebullición de 80.1°C, en el fondo de EDC. Esta condición impulsa prácticamente todos los compuestos no aromáticos más pesados a la cabeza de la EDC. Sería deseable posicionar una columna LLE delante de la EDC donde los compuestos no aromáticos pesados son rechazados preferencialmente por la fase de extracción debido a su menor polaridad de manera que solo los compuestos aromáticos y los no aromáticos más ligeros se extraen en la fase de extracción. Al alimentar esta fase de extracto en una EDC, esencialmente todos los compuestos no aromáticos más ligeros pueden destilarse en la cabeza de la EDC y todos los compuestos aromáticos se recuperan en la corriente de solvente rica del fondo de EDC, que luego se alimenta a la SRC para recuperar productos aromáticos de alta pureza.

Los procesos actuales de LLE basados en solventes de sulfolano industriales para la recuperación de hidrocarburos aromáticos emplean típicamente una columna de extracción líquido-líquido (LLE), una columna de deputación extractiva (ESC), una columna de recuperación de solvente (SRC), una columna de lavado con agua de refinación (WWC) y una regenerador de solvente (SRG). Al implementar el proceso de renovación de la invención, una característica es convertir la ESC existente en una columna de destilación extractiva modificada (EDC) simplemente implementando cambios de tubería en la ESC existente. Esta simple modificación de tubería, en efecto, incorpora las ventajas de LLE y ED en un solo proceso para generar un ahorro sustancial de energía y lograr un aumento significativo en el rendimiento para un proceso existente de extracción líquido-líquido para la recuperación de hidrocarburos aromáticos. Otra característica de la presente invención es la eliminación del reflujo LLE problemático y que consume energía, de modo que la columna LLE en la nueva configuración funciona sin reflujo.

En una realización preferida, la columna LLE se opera en condiciones tales como para rechazar todos los C_8^+ no aromáticos y la mayoría de los compuestos no aromáticos C_7 y para permitir que solo se extraigan C_5 - C_6 no aromáticos y pequeñas cantidades de C_7 no aromáticos junto con los aromáticos en la fase de extracción. Este fenómeno esperado se basa en la constatación de que los compuestos no aromáticos más pesados tienen una polaridad relativamente menor y una menor afinidad con el solvente de extracción, y, por lo tanto, son más fáciles de rechazar por el solvente en una columna LLE. En la operación del proceso de la invención, la fase de extracción, que contiene el solvente, todos los aromáticos (C_6 - C_8^+), solo compuestos no aromáticos C_5 - C_6 , y cantidades

menores de compuestos no aromáticos C₇, se retiran del fondo de la columna LLE y son transferidos a la porción media de la EDC modificada (anteriormente ESC) como alimentación de hidrocarburos.

Por EDC modificada se entiende que solo una parte del solvente pobre requerido se introduce en una porción superior de la EDC, mientras que la otra parte del solvente ya está en la alimentación de hidrocarburos a la EDC (la corriente de extracto rica en solvente de la columna LLE). En una EDC típica (es decir, no modificado), todo el solvente pobre requerido se introduce a través de la parte superior de la columna y la alimentación de hidrocarburo que entra por el centro de la columna no contiene solvente. La función de la EDC modificada de la presente invención es bastante diferente de aquella de la ESC. La ESC tiene solo una sección de extracción ya que la alimentación (la fase de extracto aromático rico en solvente de la columna LLE) se introduce a través de la parte superior de la columna. La ESC elimina sustancialmente todo de los hidrocarburos no aromáticos para su eliminación a través de la columna superior, de modo que solo los hidrocarburos aromáticos están en la corriente rica en solventes que sale del fondo de la columna. Para la EDC modificada, se introduce la misma alimentación en una porción media de la columna, mientras que una porción del solvente pobre libre de hidrocarburos requerido se alimenta a través de la porción superior de la columna. En esta configuración, la EDC modificada tiene una sección de depuración, que está debajo de la bandeja de alimentación, y una sección rectificadora, que está encima de la bandeja de alimentación, para purificar respectivamente la corriente rica en solvente en el fondo de la columna y el flujo de refinación no aromático en la columna superior.

Para lograr una pureza aromática y una recuperación satisfactorias en la EDC modificada, el solvente necesita mantener esencialmente todo el benceno (el aromático más ligero) en el fondo de EDC y prácticamente todos los compuestos no aromáticos más pesados se introducen en la cabeza de la EDC. En el proceso de la invención, el funcionamiento de la EDC modificada es bastante fácil ya que esencialmente todos los compuestos no aromáticos pesados se eliminan de la alimentación EDC mediante la columna LLE frontal, permitiendo así solo compuestos no aromáticos C₅-C₆ con cantidades menores de C₇ no aromáticos presentes en la alimentación de la EDC. Esto es crucial porque la ESC existente normalmente tiene solo de 40 a 45 bandejas de separación (o aproximadamente de 16 a 18 bandejas teóricas), que es adecuada para la operación de EDC cuando solo están presentes compuestos no aromáticos ligeros en la materia prima de hidrocarburos. En ausencia de compuestos no aromáticos pesados y compuestos no aromáticos totales muy reducidos en la alimentación, la necesidad de energía de la EDC modificada se reduce sustancialmente en comparación con la ESC original.

Dado que los compuestos no aromáticos tienen una solubilidad muy limitada en el solvente, tal como sulfolano, tienden a generar dos fases líquidas no deseables en la parte superior de la EDC modificada. Una característica adicional del proceso de la invención es reducir las dos regiones de fase líquida en la parte superior de la EDC modificada para mejorar así la actuación y el funcionamiento de la columna. Esto se logra reduciendo en gran medida el nivel de compuestos no aromáticos en la alimentación de EDC.

Otra característica importante de la invención es la eliminación del reflujo a la parte superior de la EDC modificada para además: (1) reducir el consumo de energía de la columna; (2) reducir la carga de vapor de la parte superior de la columna, aumentando así el rendimiento de la columna; y (3) reducir las dos regiones de fase líquida en la porción superior de la columna, ya que el reflujo contiene compuestos no aromáticos esencialmente puros. En una columna de destilación ordinaria, el reflujo líquido de cabeza es esencial para generar la fase líquida necesaria en la sección de rectificación de la columna que entra en contacto con la fase de vapor ascendente de bandeja a bandeja para separar los componentes clave en la mezcla de alimentación. Dependiendo de la aplicación particular, la relación de reflujo a destilado normal de una columna de destilación ordinaria es aproximadamente de 1 a 20. En la EDC modificada, sin embargo, la fase líquida en la sección rectificadora es el solvente polar no volátil, que preferentemente absorbe más componentes polares (los aromáticos) de la fase de vapor ascendente. Esto permite que los componentes menos polares (los no aromáticos) en vapor asciendan a la parte superior de la EDC. Se ha demostrado en una EDC de tres metros de diámetro para la recuperación de aromáticos de benceno, tolueno y xileno (BTX) que la adición de reflujo a la EDC no tiene ningún efecto en mejorar la separación. En otras palabras, la adición de reflujo a la EDC modificada no tiene ningún efecto sobre la pureza y la recuperación del producto de cabeza (el refinado no aromático).

Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 es un proceso de flujo esquemático de un proceso de extracción líquido-líquido de la técnica anterior para la recuperación de aromáticos;

La Figura 2 es un proceso de flujo esquemático, un proceso de extracción de líquido-líquido (I) renovado para la recuperación de aromáticos; y

La Figura 3 es un proceso de flujo esquemático de otro proceso de extracción de líquido-líquido renovado (II) para la recuperación de aromáticos.

Descripción detallada de la invención

I. Descripción del proceso LLE convencional

5 Con referencia a la Figura 1, se suministra alimentación en hidrocarburos que contiene compuestos aromáticos y no aromáticos a través de la línea 1 a la porción media de la columna 200 LLE, mientras que el solvente pobre se introduce cerca de la parte superior de la columna 200 LLE a través de la línea 2 para entrar en contacto en contracorriente con la alimentación de hidrocarburos. Los hidrocarburos aromáticos en la alimentación comprenden típicamente benceno, tolueno, etilbenceno, xilenos, compuestos aromáticos C_9^+ y mezclas de los mismos y los hidrocarburos no aromáticos comprenden parafinas C_5 a C_9^+ , naftenos, olefinas y mezclas de los mismos. Los solventes extractores adecuados incluyen, por ejemplo, sulfolano, sulfolano con agua como cosolvente, tetraetilenglicol (TTEG), TTEG con agua como cosolvente, sulfolano y mezclas de TTEG, sulfolano y mezclas de TTEG con agua como cosolvente, trietilenglicol (TEG), TEG con agua como cosolvente, sulfolano y mezclas de TEG, sulfolano y mezclas de TEG con agua como cosolvente, y sus combinaciones. Un solvente preferido comprende sulfolano con agua como cosolvente. La fase de refinación que contiene esencialmente los no aromáticos con una cantidad menor de solvente se retira de la parte superior de la columna 200 LLE y se alimenta a una porción inferior de la columna de lavado con agua (WWC) 208 a través de la línea 3. La fase de extracción se transfiere desde la parte inferior Columna 200 LLE a través de la línea 4 y se mezcla con un solvente secundario pobre de la línea 27 o un solvente rico del corte lateral de la columna de recuperación de solvente (SRC) 214 de la línea 28; la corriente combinada se alimenta a la parte superior de la columna de extracción extractiva (ESC) 204 a través de la línea 29.

El flujo de vapor en ESC 204 se genera mediante un rehervidor 206, que normalmente se calienta por vapor a una velocidad que es suficiente para controlar la temperatura del fondo de la columna y la composición de la corriente de cabeza de la velocidad y la rata de flujo. El vapor de cabeza que sale de la parte superior de la ESC 204 se condensa en un enfriador y se transfiere a través de la línea 5 a un receptor 202 superior, que sirve para hacer una eliminación entre las fases del hidrocarburo y agua. La fase de hidrocarburo, que contiene no aromáticos y hasta 30-40% de benceno y compuestos aromáticos más pesados, se recicla a la parte inferior de la columna 200 LLE como reflujo a través de la línea 6. La fase acuosa se transfiere a través de las líneas 9 y 12 al generador de vapor 212 para generar vapor de depuración para SRC 214. El solvente rico consiste en aromáticos puros y el solvente se extrae del fondo de ESC 204 y se transfiere a la porción media de SRC 214 a través de las líneas 7 y 25. Para minimizar la temperatura del fondo de la SRC 214, el receptor 216 está conectado a una fuente de vacío para generar condiciones subatmosféricas en SRC 214. Se inyecta vapor de depuración desde el generador de vapor 212 a través de la línea 17 en la porción inferior de SRC 214 para ayudar a la eliminación de hidrocarburos aromáticos del solvente. Un concentrado aromático, que contiene agua y está libre de solvente e hidrocarburos no aromáticos, se extrae como una corriente de vapor de cabeza de la SRC 214 y se introduce en un receptor 216 superior a través de la línea 20 después de condensarse en un refrigerador (no mostrado).

El receptor 216 superior sirve para efectuar una separación de fases entre el hidrocarburo aromático y las fases de agua. Una porción de la fase de hidrocarburo aromático se recicla a la parte superior de SRC 214 como reflujo por la línea 22, mientras que la porción restante se retira como producto de hidrocarburo aromático a través de la línea 23. La fase acuosa acumulada en la pata de agua del receptor 216 superior se alimenta por línea 24 a una porción superior de WWC 208 como agua de lavado en una localización debajo de la interfase entre la fase de hidrocarburo y la fase de agua cerca de la parte superior de WWC 208. El solvente se elimina del refinado LLE a través de un lavado con agua a contracorriente y los compuestos no aromáticos libres de solvente, que se acumulan en la fase de hidrocarburo, se retiran de la parte superior de la WWC 208 como productos no aromáticos libres de solvente a través de la línea 11. Una fase acuosa, que contiene el solvente, sale por la parte inferior de WWC 208 y se alimenta al generador de vapor 212 a través de las líneas 10 y 12 donde se transforma en vapor de extracción que luego se introduce en la SRC 214 a través de la línea 17.

Una corriente dividida del solvente pobre se desvía e introduce en el SRG 210 a través de la línea 13 y el vapor se introduce en el SRG 210 a través de la línea 16, en una ubicación por debajo del punto de entrada de alimentación de solvente pobre. El solvente deteriorado y el lodo polimérico se eliminan como una corriente inferior a través de la línea 15, mientras que el solvente regenerado y sustancialmente todo el vapor de separación se recuperan como una corriente de cabeza que se introduce en la porción inferior de SRC 214 a través de la línea 14 como parte del vapor de depuración.

II. Descripción del proceso LLE renovado (I) para la recuperación de aromáticos

La Figura 2 ilustra un proceso renovado energéticamente eficiente que se deriva haciendo algunas modificaciones simples al proceso mostrado en la Figura 1. En particular, las líneas 4, 6, 27 y 28 se eliminan del esquema mostrado en la Figura 1, a la vez que se incorporan las líneas 44, 46, 68 y 69. Como se muestra en la Figura 2, la columna 300 LLE funciona sin reflujo líquido ya que la alimentación de hidrocarburos que contiene compuestos aromáticos y no aromáticos se alimenta a una localización cerca del fondo de la columna 300 LLE a través de la línea 41. El solvente pobre se introduce cerca de la parte superior de la columna 300 LLE a través de la línea 42 para entrar en contacto en contracorriente con la alimentación de hidrocarburos. Los solventes extractores adecuados incluyen, por ejemplo, sulfolano, sulfolano con agua como cosolvente, tetraetilenglicol (TTEG), TTEG con agua como cosolvente,

sulfolano y mezclas de TTEG, sulfolano y mezclas de TTEG con agua como cosolvente, trietilenglicol (TEG) y TEG con agua como cosolvente, sulfolano y mezclas de TEG, sulfolano y mezclas de TEG con agua como cosolvente y sus combinaciones. Los solventes preferidos incluyen sulfolano con agua como cosolvente y TTEG con agua como cosolvente. Las condiciones operativas de la columna 300 LLE se ajustan para producir una fase de refinación que contiene compuestos no aromáticos sin esencialmente impurezas aromáticas y una cantidad menor de solvente, y una fase de extracción que contiene el solvente, esencialmente todos los aromáticos en la alimentación de hidrocarburo, y los C₅- C₆ no aromáticos con solo cantidades menores de C₇ no aromáticos.

La fase de extracción se transfiere desde la parte inferior de la columna 300 LLE y se alimenta a la porción media de una columna de destilación extractiva modificada (EDC) 304 a través de la línea 44. EDC 304 es una EDC modificada porque solo se introduce una parte del solvente pobre requerido a la parte superior de la EDC mientras que la otra porción del solvente ya está en la alimentación de hidrocarburo a la EDC (la corriente de extracto de la columna 300 LLE). En contraste, en una EDC típica, todo el solvente pobre requerido se introduce en la parte superior de la columna y la alimentación de hidrocarburo que se alimenta a la parte media de la columna no contiene solvente. La EDC modificada puede emplear la misma unidad ESC 204 que se muestra en la Figura 1, pero acomodando las diferentes disposiciones de flujo. Para mejorar el rendimiento de la EDC 304 modificada, las bandejas originales en ESC 204 pueden reemplazarse por las bandejas de alta capacidad más nuevas para manejar mejor los dos fenómenos de fase líquida en las porciones superiores de la EDC 304 modificada.

Se retira una fase de refinación de la parte superior de la columna 300 LLE por la línea 43. Se alimenta una corriente separada de solvente pobre a la porción superior de EDC 304 modificada, preferiblemente en la bandeja superior de EDC 304 modificada a través de la línea 68. Se genera flujo de vapor en la EDC modificada mediante un rehervidor 306, que normalmente se calienta mediante vapor a una velocidad que es suficiente para controlar la temperatura del fondo de la columna y la composición de la corriente de cabeza y la tasa de flujo. El vapor de cabeza que sale de la parte superior de la EDC 304 modificada se condensa en un enfriador (no mostrado) y luego se transfiere a través de la línea 45 al receptor 302 superior, que sirve para efectuar una separación de fases entre la fase de hidrocarburo y la fase acuosa. La fase de hidrocarburo, que contiene los compuestos no aromáticos con cantidades menores de benceno (preferiblemente menos del 2% en peso) y trazas de solvente arrastrado, se retira del receptor 302 superior por la tubería 46 y se mezcla con la corriente de refinación de la columna 300 LLE. La corriente combinada se alimenta a la porción inferior de WWC 308 a través de la línea 47. Ninguna fase de hidrocarburo del receptor 302 superior se recicla como reflujo a EDC 304 modificada o columna 300 LLE. La fase acuosa del receptor 302 superior se transfiere a través de las líneas 50 y 53 al generador 312 de vapor donde se transforma en vapor de depuración para SRC 314. El solvente rico consiste en compuestos aromáticos puros y el solvente se retira del fondo de la EDC 304 modificada y se transfiere a la porción media de la SRC 314 por las líneas 48 y 66.

La operación de SRC 314, WWC 308, y SRG 310 esencialmente no sufre cambios con respecto a las de los correspondientes SRC 214, WWC 208 y SRG 210 en el proceso de LLE convencional como se representa en la Figura 1, aunque pueden ser necesarios ajustes operativos para aprovechar al máximo del proceso renovado con sus menores requisitos de energía y un mayor rendimiento. Típicamente, la relación en peso del solvente polar que se introduce en la EDC modificada a la que se introduce en la columna LLE varía de 0.1 a 10 y preferiblemente la relación varía de 0.5 a 1.5. La temperatura y presión de extracción de la columna LLE se mantienen típicamente entre 20 y 100°C y entre 1.0 y 6.0 Bar, respectivamente, y preferiblemente se mantienen entre 50 y 90°C y entre 4.0 y 6.0 Bar, respectivamente. La temperatura y presión del rehervidor de la EDC modificada se mantienen típicamente entre 120 y 180°C y entre 1.0 y 2.0 bar, respectivamente, y preferiblemente entre 130 y 150°C y entre 1.0 y 1.5 bar, respectivamente.

En realizaciones preferidas, la columna LLE funciona sin reflujo líquido cerca del fondo de la columna y/o se hace funcionar la EDC modificada sin reflujo líquido cerca de la parte superior de la columna. Finalmente, la EDC modificada se opera preferiblemente en condiciones para maximizar la recuperación de benceno en la corriente de concentrado aromático rico en solvente, por lo que sustancialmente todos los hidrocarburos no aromáticos se conducen a la cabeza de la EDC modificada.

Opcionalmente, una porción de la corriente 43 de refinación no aromática de la columna 300 LLE puede reciclarse a través de la línea 69 en la corriente de alimentación de hidrocarburo 41 a la columna 300 LLE. Cuando el reflujo no aromático desde la parte superior de EDC 304 modificada al fondo de la columna 300 LLE se elimina, el reciclado asegura una separación de fases entre la fase de extracto aromático rico en solvente y la fase de refinación no aromática cuando la carga de hidrocarburo a la columna LLE tiene un alto contenido de aromáticos (> 70%), como en el caso de gasolina de pirólisis, que es una alimentación común para la recuperación aromática.

III. Descripción del proceso LLE Renovado (II) para la recuperación de aromáticos

El proceso LLE renovado (I) mostrado en la Figura 2 se puede simplificar aún más eliminando el regenerador de solvente SRG 310. En el proceso LLE renovado (II) como se ilustra en la Figura 3, WWC 408 funcionó no solo como la columna de lavado con agua de refinación sino también como el regenerador de solvente pobre. El solvente pobre se retira del fondo de SRC 414 a través de las líneas 96 y 104 y se alimenta tanto a la columna 400 LLE como a la EDC 404 modificada a través de las líneas 82 y 105, respectivamente.

Como se muestra en la Figura 3, la columna 400 LLE funciona sin reflujo líquido ya que la alimentación de hidrocarburos que contiene compuestos aromáticos y no aromáticos se alimenta a una localización cerca del fondo de la columna 400 LLE a través de la línea 81. Se introduce solvente pobre cerca de la parte superior de la columna 400 LLE a través de la línea 82 para entrar en contacto en contracorriente con la alimentación de hidrocarburos. Las condiciones operativas de la columna 400 LLE se ajustan para producir una fase de refinación que contiene compuestos no aromáticos sin esencialmente impurezas aromáticas y una cantidad menor de solvente, y una fase de extracción que contiene el solvente, esencialmente todos los aromáticos en la alimentación de hidrocarburo, y el C₅-C₆ no aromáticos con solo cantidades menores de C₇ no aromáticos.

La fase de extracción se transfiere desde la parte inferior de la columna 400 LLE y se alimenta a la porción media de una columna de destilación extractiva modificada (EDC) 404 a través de la línea 84. Se retira una fase de refinación de la parte superior de la columna 400 LLE a través de la línea 83. Se alimenta una corriente separada de solvente pobre a la porción superior de EDC 404 modificada, preferiblemente en la bandeja superior de EDC 404 modificada a través de la línea 105. El flujo de vapor en EDC 404 modificada se genera mediante un calderín 406, que normalmente se calienta con vapor a una velocidad eso es suficiente para controlar la temperatura del fondo de la columna y la composición de vapor de cabeza y la tasa de flujo. El vapor de cabeza que sale de la parte superior de la EDC 404 modificada se condensa en un enfriador (no mostrado) y luego se transfiere a través de la línea 85 al receptor 402 superior, que sirve para efectuar una separación de fases entre la fase de hidrocarburo y la fase acuosa. La fase de hidrocarburo, que contiene los compuestos no aromáticos con cantidades menores de benceno (preferiblemente menos de 2% en peso) y trazas de solvente arrastrado, se retira del receptor 402 superior a través de la línea 86 y se mezcla con la corriente de refinación de la columna 400 LLE. La corriente combinada se alimenta a la porción inferior de WWC 408 a través de la línea 87. Ninguna fase de hidrocarburo del receptor 402 superior se recicla como reflujo a EDC 404 modificada o columna 400 LLE. La fase de agua del receptor 402 superior se transfiere a través de las líneas 90 y 93 al generador 412 de vapor donde se transforma en vapor de depuración para SRC 414. El solvente rico consiste en compuestos aromáticos puros y el solvente se extrae del fondo de la EDC 404 modificada y se transfiere a la porción media de la SRC 414 a través de las líneas 88 y 103.

Una corriente de deslizamiento del solvente pobre se transfiere desde la línea 104 al enfriador 422 (equipo recién agregado) a través de la línea 94 y luego se alimenta a la porción inferior de WWC 408 en una ubicación que está debajo del punto de entrada de alimentación de refinación que está conectado a la línea 87. De esta manera, el solvente permanece en la fase de agua en la porción inferior de WWC 408 debido a su mayor densidad (en relación con el agua). Los hidrocarburos residuales (pesados) se eliminan del solvente pobre a través del lavado con agua a contracorriente y se acumulan en la fase de hidrocarburo junto con el refinado no aromático de la columna 400 LLE y EDC 404. La fase de hidrocarburo se retira de la parte superior de WWC 408 como productos no aromáticos libres de solventes a través de la línea 92. La fase acuosa que sale del fondo de WWC 408, que contiene el solvente, se pasa a través de un filtro 420 magnético (un equipo recién agregado) a través de la línea 91 para eliminar cualquier hierro, lodo polimérico y/o cualquier otro material altamente polar. La corriente de agua filtrada con cantidades menores de solvente se transfiere luego al generador 412 de vapor a través de la línea 93 donde se transforma en vapor de extracción para ser introducido en la SRC 414 a través de la línea 95.

Las condiciones operativas en este proceso de renovación son similares a las del proceso mostrado en la Figura 2. Además, opcionalmente, una porción de la corriente 83 de refinación no aromática de la columna 400 LLE se puede reciclar a través de la línea 106 en la corriente 81 de alimentación de hidrocarburo a la columna 400 LLE.

Ejemplos de realizaciones preferidas

Los siguientes ejemplos se presentan para ilustrar adicionalmente diferentes aspectos y realizaciones de la invención y no deben considerarse como limitativos del alcance de la invención. Los datos en los ejemplos 1 y 2 se obtuvieron mediante un modelo de simulación computacional que se actualizó para una precisión mejorada a través de los datos de un proceso comercial real.

Ejemplo 1 (comparativo - caso base)

Con referencia a la Figura 1, mil (1000) kg/hora de la alimentación de hidrocarburos a 75°C y 6.4 Bar (presión) se alimentan continuamente a la porción media de la columna 200 LLE a través de la línea 1. Esta corriente contiene aproximadamente 25% en peso de benceno, 19% en peso de tolueno, 17% en peso de aromáticos C₈, 0.5% en peso de aromáticos C₉⁺ y 39% en peso de compuestos no aromáticos C₅-C₉⁺. Se introducen tres mil seiscientos (3600) Kg/hora del solvente de sulfolano que contiene 0.8% de agua a 81°C y 6.4 Bar en la parte superior de la columna 200 LLE a través de la línea 2 que ingresa a la columna en una localización debajo de la interfase entre la fase de refinado y la fase de extracción. La extracción líquido-líquido a contracorriente en varias etapas se produce en la columna 200 LLE a una temperatura de 80°C y una presión de 6.4 bar. La corriente de refinación, con solo 0.27% en peso de aromáticos C₈⁺ y esencialmente libre de benceno y tolueno, se retira de la parte superior de la columna LLE y se transfiere a la parte inferior de la WWC por la línea 3 a una rata de flujo de 397 kg/hora. La corriente de extracto, que contiene 78% en peso de sulfolano, 0.6% en peso de agua, esencialmente todos los compuestos aromáticos en la alimentación de hidrocarburos LLE y solo 0.31% en peso de compuestos no aromáticos C₇⁺, se transfiere desde la parte inferior de la columna LLE a través de la línea 4 y se mezcla con 350 Kg/hora del solvente

ES 2 677 324 T3

sulfolano (con 0.8% peso agua) de la línea 27. La corriente mixta se alimenta a la parte superior de ESC 204 a través de la línea 29 a una rata de 4,934 Kg/hora.

5 Se requieren aproximadamente 249000 Kcal/hora de la energía térmica, proporcionada por el vapor de presión media al calderín 206, para generar la corriente de vapor en ESC 204, y para eliminar esencialmente todos los compuestos no aromáticos del fondo ESC para producir los productos aromáticos con pureza aceptable. La temperatura inferior de la ESC es bastante alta a 173°C. El vapor de cabeza sale de ESC 204 por la línea 5 y se transfiere al acumulador 202 superior después de ser condensado por un enfriador. La fase de hidrocarburo del acumulador 202 superior, que contiene aproximadamente 25% en peso de benceno y 10% en peso de aromáticos C₇⁺, se recicla al fondo de la columna 200 LLE como reflujo a una rata de flujo de 380 Kg/hora a través de la línea 6. La corriente de reciclaje requiere frecuentes purgas para liberar C₅-C₆ no aromáticos acumulados. El solvente rico del fondo de ESC 204, que consiste en 86% en peso de sulfolano, 0.3% en peso de agua y compuestos aromáticos C₆-C₉⁺ sustancialmente puros, se alimenta a SRC 214 a través de las líneas 7 y 25 a una rata de flujo de 4534 Kg/hora, temperatura de 173°C y presión de 2.3 Bar.

15 WWC 208 se opera a una temperatura de 60-80°C y una presión de 1.5 Bar. El agua del acumulador 216 superior SRC 214 se alimenta a la parte superior de WWC 208 para extraer en contracorriente el sulfolano del refinado LLE, en una relación en peso de agua a refinado de 0.25. Los productos de refinación sin solventes se eliminan de la parte superior de WWC 208 a una velocidad de 388 Kg/hora a través de la línea 11.

20 Los datos de corriente del proceso para la columna 200 LLE, ESC 204 y WWC 208, que incluyen la composición de la corriente, la rata de flujo, la temperatura y la presión se resumen en la Tabla 1.

Tabla 1

25 Composición de las corrientes originales del proceso de extracción líquido-líquido (% en peso)

<u>Corriente No.</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>	<u>29</u>
Parafinas C ₅	0.50	0.00	1.26	0.05	0.05
Naftenos C ₅	1.10	0.00	2.78	2.55	2.37
Isoparafinas C ₅	0.40	0.00	1.01	0.06	0.05
Parafinas C ₆	4.91	0.00	12.38	0.14	0.13
Naftenos C ₆	6.11	0.00	15.41	2.00	1.86
Isoparafinas C ₆	6.41	0.00	16.17	0.31	0.29
Benceno	25.25	0.00	0.00	7.64	7.10
Parafinas C ₇	2.51	0.00	6.32	0.02	0.01
Naftenos C ₇	2.61	0.00	6.57	0.14	0.13
Isoparafinas C ₇	10.82	0.00	27.29	0.16	0.15
Tolueno	18.94	0.00	0.02	4.68	4.35
Parafinas C ₈	0.70	0.00	1.77	0.00	0.00
Naftenos C ₈	1.30	0.00	3.28	0.00	0.00
Isoparafinas C ₈	1.20	0.00	3.03	0.00	0.00
Aromáticos C ₈	16.63	0.00	0.23	3.79	3.52
Parafinas C ₉ ⁺	0.10	0.00	0.24	0.00	0.00
Aromáticos C ₉ ⁺	0.50	0.00	0.04	0.11	0.10
Sulfolano	0.00	99.20	2.17	77.72	79.25
Agua	0.00	0.80	0.02	0.63	0.64
Rata de flujo (Kg/Hr)	1000	3600	397	4584	4934
Temperatura (°C)	75	81	80	61	62
Presión (Bar)	6.4	6.4	5.8	5.8	2.0

ES 2 677 324 T3

Tabla 1 (continuación)

Composición de las corrientes originales del proceso de extracción líquido-líquido (% en peso)

<u>Corriente No.</u>	<u>5</u>	<u>6</u>	<u>7</u>	<u>9</u>	<u>10</u>
Parafinas C ₅	0.56	0.59	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₅	29.19	30.69	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₅	0.65	0.69	0.00	0.00	0.00
Parafinas C ₆	1.62	1.71	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₆	22.97	24.15	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₆	3.54	3.72	0.00	0.00	0.00
Benceno	24.40	25.65	5.57	0.05	0.00
Parafinas C ₇	0.18	0.19	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₇	1.58	1.67	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₇	1.81	1.91	0.00	0.00	0.00
Tolueno	6.34	6.66	4.18	0.00	0.00
Parafinas C ₈	0.01	0.02	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₈	0.06	0.06	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₈	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00
Aromáticos C ₈	2.04	2.15	3.65	0.00	0.00
Parafinas C ₉ ⁺	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Aromáticos C ₉ ⁺	0.05	0.05	0.11	0.00	0.00
Sulfolano	0.10	0.04	86.23	1.23	7.92
Agua	4.86	0.04	0.27	98.70	92.05
Rata de flujo (Kg/Hr)	400	380	4534	20	108
Temperatura (°C)	30	31	173	30	78
Presión (Bar)	6.4	6.4	2.3	1.0	1.5

5

Tabla 1 (continuación)

Composición de las corrientes originales del proceso de extracción líquido-líquido (% en peso)

<u>Corriente No.</u>	<u>11</u>	<u>24</u>	<u>27</u>
Parafinas C ₅	1.29	0.00	0.00
Naftenos C ₅	2.84	0.00	0.00
Isoparafinas C ₅	1.03	0.00	0.00
Parafinas C ₆	12.65	0.00	0.00
Naftenos C ₆	15.75	0.00	0.00
Isoparafinas C ₆	16.53	0.00	0.00
Benceno	0.00	0.00	0.00
Parafinas C ₇	6.46	0.00	0.00
Naftenos C ₇	6.71	0.00	0.00
Isoparafinas C ₇	27.89	0.00	0.00
Tolueno	0.02	0.00	0.00
Parafinas C ₈	1.81	0.00	0.00
Naftenos C ₈	3.35	0.00	0.00
Isoparafinas C ₈	3.10	0.00	0.00
Aromáticos C ₈	0.24	0.00	0.00
Parafinas C ₉ ⁺	0.24	0.00	0.00
Aromáticos C ₉ ⁺	0.04	0.00	0.00
Sulfolano	0.00	0.00	99.20
Agua	0.06	1.00	0.80
Rata de flujo (Kg/Hr)	388	100	350
Temperatura (°C)	62	35	80
Presión (Bar)	1.5	2.0	3.0

10

Ejemplo 2 (el proceso de la invención - caso renovado)

Este ejemplo demuestra que el consumo de energía de la ESC se reduce sustancialmente convirtiéndolo en una EDC modificada que se opera sin reflujo y eliminando por completo el reflujo de la ESC a la columna LLE. Además de una gran reducción en el consumo de energía, el rendimiento del proceso renovado que consiste en la LLE y la EDC modificada también aumenta significativamente. Debido a que la renovación se puede lograr con modificaciones menores de las tuberías, el usuario tiene la flexibilidad de volver a la configuración del proceso original cuando sea necesario.

Con referencia a la Figura 2, se alimentan mil (1000) Kg/hora de alimentación de hidrocarburos a 75°C y 6.4 Bar, continuamente a una localización cerca del fondo de la columna 300 LLE a través de la línea 41. Esta corriente tiene esencialmente la misma composición que la de la alimentación LLE en el ejemplo 1. Se introducen dos mil cien (2100) Kg /hora de solvente de sulfolano que contiene 0.8% de agua a 81°C y 6.4 Bar en la porción superior de LLE 300 a través de la línea 42, en una localización que está debajo la interfase entre la fase de refinación y la fase de extracción. La extracción líquido-líquido a contracorriente en varias etapas se produce en la columna 300 LLE a una temperatura de alrededor de 80°C y una presión de alrededor de 6.4 bar. Una corriente de refinación no aromática, con solo 0.50% en peso de aromáticos C_8^+ y esencialmente libre de benceno y tolueno, se retira de la parte superior de la columna 300 LLE y luego se transfiere a la parte inferior de WWC 308 a través de las líneas 43 y 47 después de mezclar con corriente de refinación de cabeza a partir de EDC 304 modificada. La corriente de extracto que contiene 74% en peso de sulfolano, 0.6% en peso de agua, esencialmente todos los aromáticos en la alimentación de hidrocarburos LLE y menos de 1.7% en peso de compuestos no aromáticos C_7^+ se transfiere desde la parte inferior de la columna 300 LLE y luego es alimentada a la porción media de EDC 304 modificada a través de 44 a una rata de 2816 Kg/hora.

Se alimentan dos mil ochocientos (2800) kg/hora de solvente de sulfolano que contiene 0,8% en peso de agua desde el fondo de SRC 314 a través de las líneas 59, 67 y 68 a la parte superior, preferiblemente a la bandeja superior de EDC 304 modificada, a 80°C y 3.0 Bar. La energía térmica, proporcionada por el vapor de presión media al calderín 306, se requiere para generar la corriente de vapor en EDC 304, y para eliminar esencialmente todos los compuestos no aromáticos del fondo de EDC 304 modificada. Sin embargo, un requerimiento adicional pero crucial de las operaciones EDC 304 modificadas es mantener virtualmente todo el benceno (el aromático más ligero) en los productos de fondo de la EDC 304 modificada. Para lograr estos requisitos múltiples, la temperatura del fondo de la EDC modificada se mantiene a solo 143°C (mucho más bajo que 173°C para la temperatura del fondo ESC original), y el índice de flujo de solvente pobre a EDC 304 se mantiene en un nivel para mantener una relación general de peso de solvente a alimentación (S/F) de 6.8 (equivalente a una relación de volumen de solvente a alimentación de 4.5). El S/F es más alto que en una operación EDC típica para la recuperación de aromáticos, porque una gran parte del solvente ya está en la alimentación de hidrocarburo EDC, que es la fase de extracción desde la parte inferior de la columna LLE. Dado que el solvente es esencialmente no volátil en esta operación debido a su alto punto de ebullición, una mayor circulación de solvente (mayor S/F) no afecta significativamente el requerimiento de energía del proceso.

El vapor de cabeza sale de la EDC 304 modificada a través de la línea 45 y se transfiere al acumulador superior 302 después de condensarse en un refrigerador. La fase de hidrocarburos del acumulador 302 superior, que contiene aproximadamente 1.1% en peso de benceno, compuestos aromáticos más pesados e insignificantes, 0.03% en peso de sulfolano arrastrado y 0.03% en peso de agua, se mezcla a través de la línea 46 con la corriente de refinación de cabeza LLE. La corriente mixta no aromática que contiene aproximadamente 0.3% en peso de benceno se transfiere a WWC 308 a una velocidad de aproximadamente 396 Kg/hora a través de la línea 47. La energía térmica requerida en el calderín EDC 306 modificado es de solo 169000 Kcal/hora, que es sustancialmente menor que el de ESC 204 (Figura 1) en el caso base (249000 Kcal/hora). El ahorro de energía es casi del 32% al convertir ESC 204 en EDC 304 modificada sin reflujo. La eliminación del reflujo LLE de la EDC 304 modificada puede aumentar sustancialmente el rendimiento del proceso LLE renovado en un 37% ((984-716) Kg/hora/716 Kg/hora = 37%), suponiendo que la capacidad de la EDC 304 modificada está limitada por el flujo de vapor en la columna, y por lo tanto, es el cuello de botella del proceso LLE renovado.

Los datos de corriente de la columna 300 LLE, la EDC modificada y la WWC 308 del proceso renovado, que incluyen la composición de la corriente, el caudal, la temperatura y la presión, se resumen en la Tabla 2.

Tabla 2

Composición de las corrientes renovadas del proceso de extracción líquido-líquido (% en peso)

5

<u>Corriente No.</u>	<u>41</u>	<u>42</u>	<u>43</u>	<u>44</u>	<u>45</u>
Parafinas C ₅	0.50	0.00	1.19	0.06	1.41
Naftenos C ₅	1.30	0.00	2.25	0.23	5.74
Isoparafinas C ₅	0.40	0.00	0.94	0.05	1.17
Parafinas C ₆	4.90	0.00	12.52	0.48	11.64
Naftenos C ₆	6.10	0.00	13.44	0.81	19.77
Isoparafinas C ₆	6.40	0.00	15.92	0.67	16.30
Benceno	25.20	0.00	0.00	8.95	1.09
Parafinas C ₇	2.50	0.00	6.86	0.20	4.78
Naftenos C ₇	2.60	0.00	6.37	0.28	6.71
Isoparafinas C ₇	10.80	0.00	28.58	0.95	23.24
Tolueno	18.90	0.00	0.02	6.71	0.03
Parafinas C ₈	0.70	0.00	2.01	0.05	1.10
Naftenos C ₈	1.30	0.00	3.60	0.09	2.24
Isoparafinas C ₈	1.20	0.00	3.42	0.08	1.98
Aromáticos C ₈	16.60	0.00	0.39	5.86	0.00
Parafinas C ₉ ⁺	0.10	0.00	0.23	0.01	0.05
Aromáticos C ₉ ⁺	0.50	0.00	0.08	0.17	0.00
Sulfolano	0.00	99.20	2.17	73.76	0.10
Agua	0.00	0.80	0.02	0.59	2.66
Rata de flujo (Kg/Hr)	1000	2100	284	2816	115
Temperatura (°C)	75	81	80	61	89
Presión (Bar)	6.4	6.4	5.8	5.8	1.1

Tabla 2 (continuación)

Composición de las corrientes renovadas del proceso de extracción líquido-líquido (% en peso)

10

<u>Corriente No.</u>	<u>46</u>	<u>47</u>	<u>48</u>	<u>50</u>	<u>51</u>
Parafinas C ₅	1.45	1.26	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₅	5.90	3.28	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₅	1.20	1.01	0.00	0.00	0.00
Parafinas C ₆	11.97	12.37	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₆	20.32	15.38	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₆	16.75	16.15	0.00	0.00	0.00
Benceno	1.12	0.32	4.56	0.00	0.00
Parafinas C ₇	4.91	6.31	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₇	6.90	6.52	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₇	23.89	27.26	0.00	0.00	0.00
Tolueno	0.03	0.02	3.43	0.00	0.00
Parafinas C ₈	1.13	1.76	0.00	0.00	0.00
Naftenos C ₈	2.31	3.24	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C ₈	2.03	3.03	0.00	0.00	0.00
Aromáticos C ₈	0.00	0.28	3.00	0.00	0.00
Parafinas C ₉ ⁺	0.05	0.18	0.00	0.00	0.00
Aromáticos C ₉ ⁺	0.00	0.06	0.09	0.00	0.00
Sulfolano	0.03	1.57	88.25	2.76	3.01
Agua	0.03	0.02	0.66	97.23	96.98
Rata de flujo (Kg/Hr)	112	396	5501	3.0	206
Temperatura (°C)	35	68	143	35	61
Presión (Bar)	1.0	1.0	1.4	1.0	1.5

Tabla 2 (continuación)

Composición de las corrientes renovadas del proceso de extracción líquido-líquido (% en peso)

<u>Corriente No.</u>	<u>52</u>	<u>65</u>	<u>68</u>
Parafinas C ₅	1.28	0.00	0.00
Naftenos C ₅	3.33	0.00	0.00
Isoparafinas C ₅	1.03	0.00	0.00
Parafinas C ₆	12.56	0.00	0.00
Naftenos C ₆	15.62	0.00	0.00
Isoparafinas C ₆	16.41	0.00	0.00
Benceno	0.32	0.00	0.00
Parafinas C ₇	6.41	0.00	0.00
Naftenos C ₇	6.63	0.00	0.00
Isoparafinas C ₇	27.69	0.00	0.00
Tolueno	0.02	0.00	0.00
Parafinas C ₈	1.79	0.00	0.00
Naftenos C ₈	3.29	0.00	0.00
Isoparafinas C ₈	3.07	0.00	0.00
Aromáticos C ₈	0.28	0.00	0.00
Parafinas C ₉ ⁺	0.18	0.00	0.00
Aromáticos C ₉ ⁺	0.06	0.00	0.00
Sulfolano	0.00	0.00	99.20
Agua	0.03	1.00	0.80
Rata de flujo (Kg/Hr)	390	200	2800
Temperatura (°C)	42	30	80
Presión (Bar)	1.5	2.0	3.0

5

10

Lo anterior ha descrito los principios, la realización preferida y los modos de operación de la presente invención. Sin embargo, la invención no debe interpretarse como limitada a las realizaciones particulares discutidas. En cambio, las realizaciones descritas anteriormente deben considerarse como ilustrativas en lugar de restrictivas, y debe apreciarse que los expertos en la técnica pueden hacer variaciones en esas realizaciones sin apartarse del alcance de la presente invención como se define en las siguientes reivindicaciones.

REIVINDICACIONES

1. Un método para convertir un proceso existente de extracción líquido-líquido basado en solvente sulfolano (LLE) que emplea una columna LLE, una columna de extracción extractiva (ESC), una columna de recuperación de solvente (SRC), una columna de lavado de agua de refinación (WWC), y un regenerador de solvente (SRG) en un procedimiento mejorado para la recuperación de hidrocarburos aromáticos a partir de una mezcla de los mismos con hidrocarburos no aromáticos, en donde el proceso existente incluye las etapas de:
- (i) introducir a través de una primera línea una mezcla de hidrocarburos en la columna LLE a través de una localización central de la misma;
 - (ii) introducir a través de una segunda línea un solvente pobre libre de hidrocarburo desde el fondo de la SRC en la columna LLE a través de una localización superior del mismo;
 - (iii) transferir a través de una tercera línea un extracto aromático rico en solventes del fondo de la columna LLE en la parte superior de la ESC;
 - (iv) retirar una corriente de refinación no aromática desde la parte superior de la columna LLE a través de una cuarta línea y alimentar a una porción inferior de la WWC;
 - (v) mezclar la corriente de extracto aromático rico en solvente con un solvente pobre secundario o un solvente rico de un corte lateral de la SRC para formar una corriente combinada que se alimenta a la parte superior de la ESC a través de una quinta línea;
 - (vi) retirar un vapor de cabeza que sale de la parte superior de la ESC y transferir el vapor a un primer acumulador superior que efectúa una separación de fases entre una fase de hidrocarburo y una fase acuosa, en donde la fase de hidrocarburo se recicla a través de una sexta línea a una porción inferior de la columna LLE como reflujo y la fase acuosa se convierte en vapor que se transfiere a través de una séptima línea a la SRC;
 - (vii) transferir una corriente aromática rica en solvente desde la parte inferior de la ESC a una porción media de la SRC a través de una octava línea;
 - (viii) retirar un concentrado aromático de la SRC y transferir el concentrado a un segundo acumulador superior que efectúa una separación de fases entre una fase aromática y una fase acuosa en la que se retira una parte de la fase aromática como producto y otra parte de la fase aromática reciclada a la SRC como reflujo, en donde la conversión comprende los pasos de:
 - (a) instalar una novena línea para introducir una porción de un solvente pobre libre de hidrocarburos desde el fondo de la SRC en una columna de destilación extractiva modificada (EDC) a través de una localización superior del mismo, en donde la EDC modificada se obtiene modificando la ESC;
 - (b) instalar una décima línea para introducir un extracto aromático rico en solvente del fondo de la columna LLE en la EDC modificada a través de una localización inferior del mismo;
 - (c) instalar una undécima línea para transferir un concentrado no aromático desde el acumulador superior de la EDC modificada y mezclar con una corriente de refinación no aromática desde la parte superior de la columna LLE;
 - (d) eliminar la línea existente tres para introducir el extracto aromático rico en solventes del fondo de la columna LLE en la parte superior de la EDC modificada;
 - (e) eliminar la línea existente seis para transferir el reflujo desde el acumulador superior de la EDC modificada a la columna LLE a través de una localización inferior del mismo; y
 - (f) eliminar una línea existente para introducir el solvente pobre libre de hidrocarburos del fondo de la SRC en la línea inferior de la columna LLE que contiene el extracto aromático rico en solventes o eliminar una línea existente para introducir solvente rico que contiene aromáticos del corte lateral de la SRC en la línea inferior de la columna LLE que contiene el extracto aromático rico en solventes.
2. El método de la reivindicación 1, en donde el proceso existente incluye además los pasos de
- (ix) desviar el solvente pobre a través de una corriente dividida e introducir el solvente pobre desviado a través de una décima línea en el SRG; e
 - (x) introducir vapor en el SRG a través de una undécima línea, en donde la conversión comprende además los pasos de:
 - (g) instalar una decimoquinta línea para introducir una porción del solvente pobre libre de hidrocarburos desde el fondo de la SRC en la WWC a través de una localización inferior del mismo por debajo del punto de entrada de la corriente de refinación no aromática;
 - (h) instalar un filtro magnético en la parte inferior de la WWC para eliminar el hierro y el lodo polimérico trampa; y
 - (i) eliminar el SRG existente y todas sus líneas asociadas.
3. El método de la reivindicación 1 o 2 que comprende además instalar una línea de reciclaje para reciclar al menos una porción del refinado no aromático de la línea cuatro en la etapa (iv) en la corriente de alimentación de hidrocarburo a la columna LLE para mejorar la separación de fases entre la fase de extracto que contiene aromáticos y la fase de refinación no aromática en la columna.

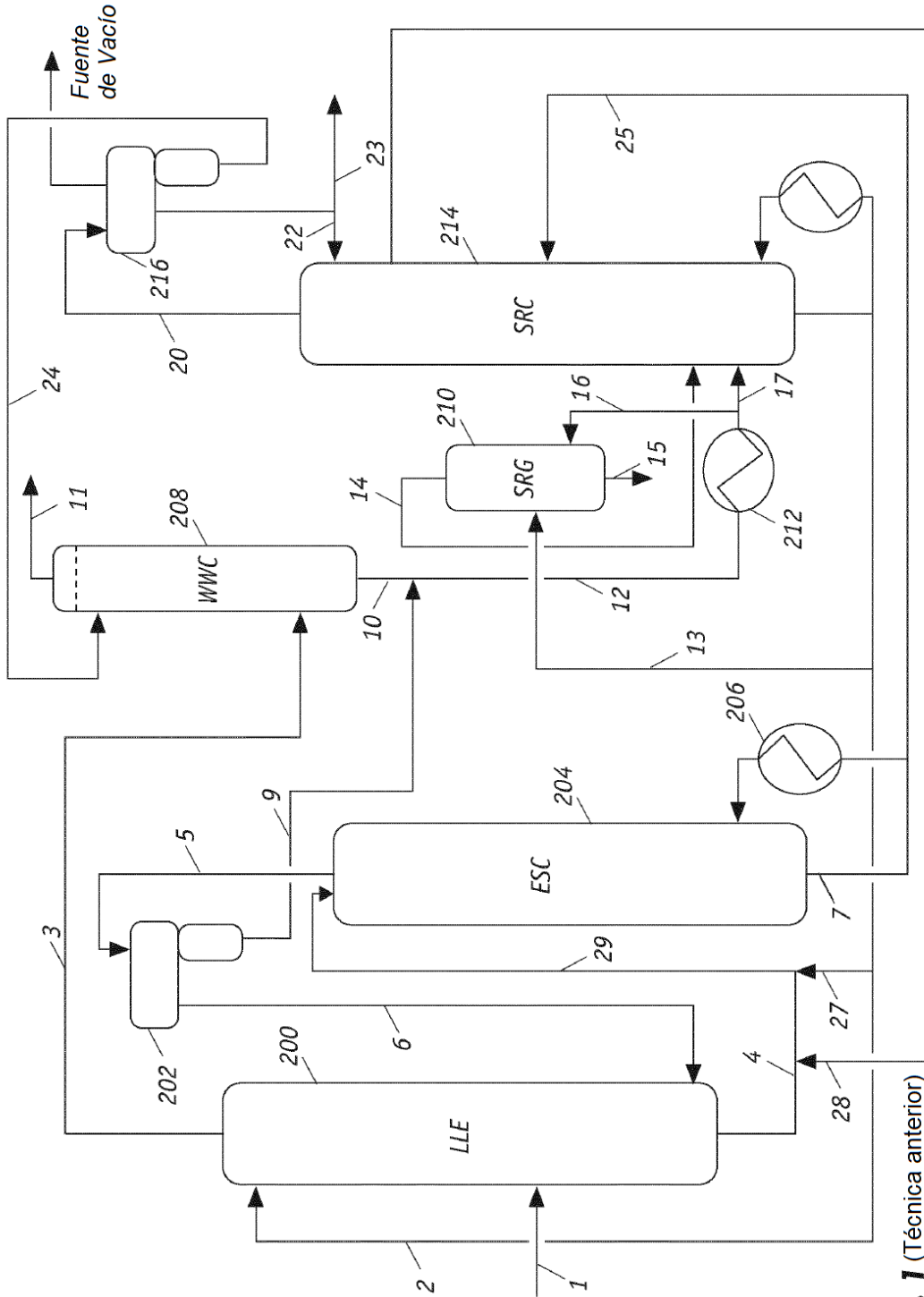


FIG. 1 (Técnica anterior)

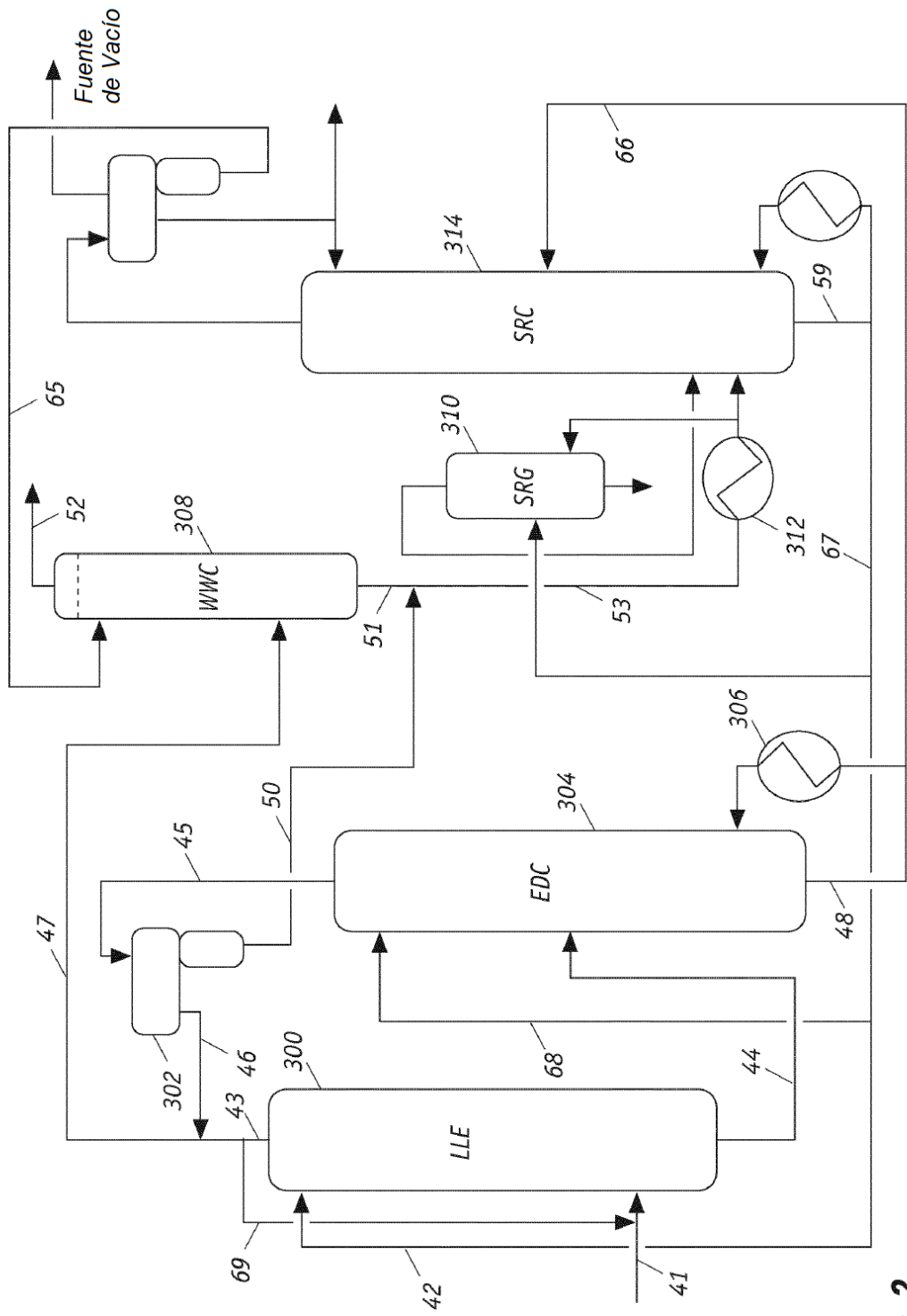


FIG. 2

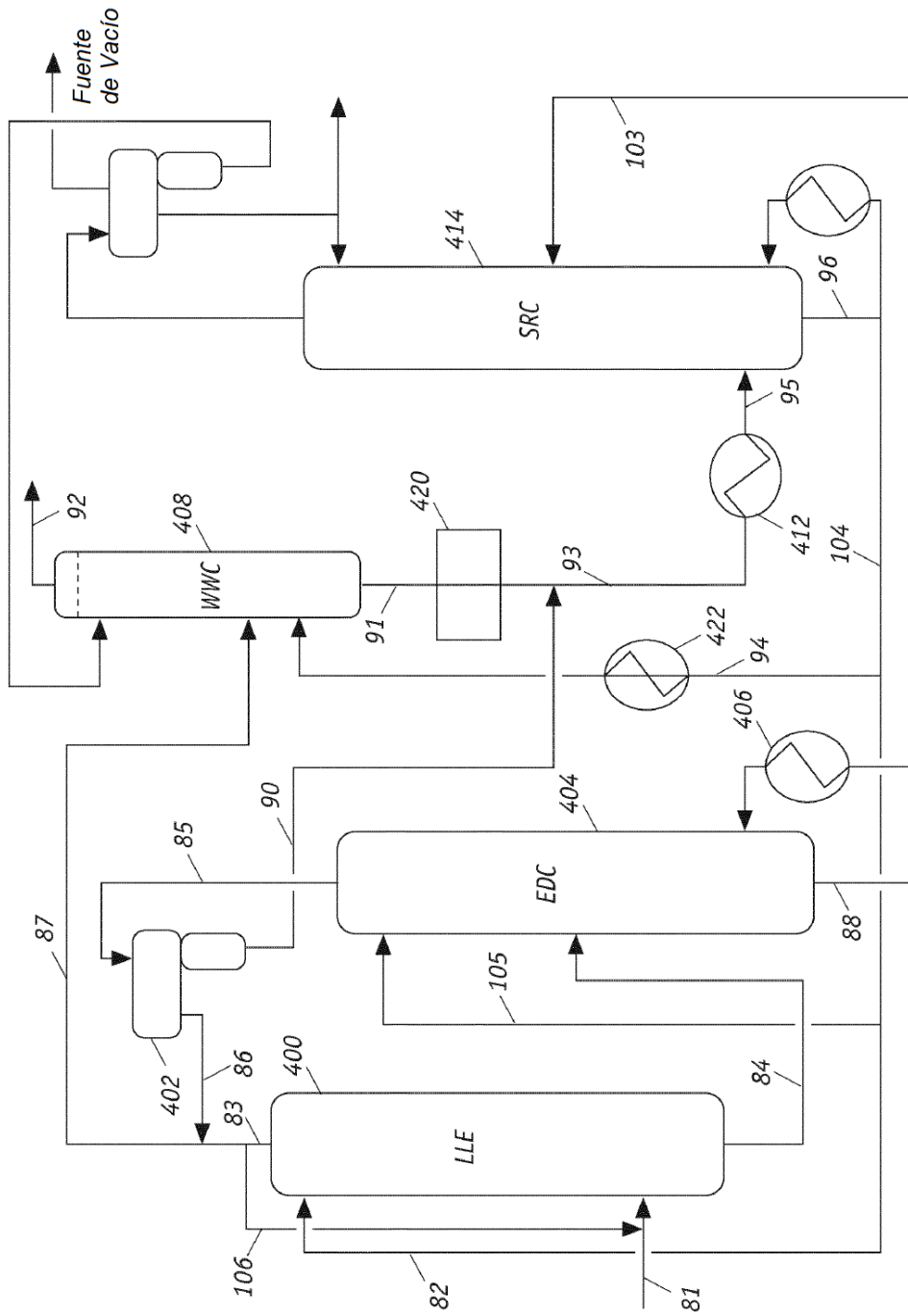


FIG. 3