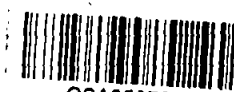


24



CSA850791



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

Organización y
Digitalización CSA Ltda

Delegatura de Propiedad Industrial
División de Nuevas Creaciones

PCT

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
INVENTARIO

SOLICITUD
PATENTE DE INVENCION

09-10386C

21. EXPEDIENTE No. _____

54. TÍTULO _____ METODO PARA LA PRODUCCION DE ACEITES MINERALES

51. CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL _____

71. SOLICITANTE _____ FARKAS, GABRIEL

DOMICILIO _____ BOCA, FLORIDA, ESTADOS UNIDOS DE AMERICA

74. APODERADO _____ LUZ CLEMENCIA DE PAEZ
C.C. 35.456.344 de Usaquén

22. BOGOTÁ, D.C., _____



PETITORIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 09-103860- -00000-0000

Fecha: 2009-09-23 16:55:43

Dep. 2020 NUECREACIONE

Tra. 11 PATENTEIYII

Eve: 378 FASENACIONALI

Act. 411. PRESENTACION

Folios: 52

FORMULARIO UNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

SOLICITUD DE:

1

☒ Patente de Invención.

☐ Patente de Modelo de Utilidad.

☒ Capítulo I.

☐ Capítulo II.

2

SOLICITANTE
(71)

Nombre: **FARKAS, Gabriel**
Ciudadano Estadounidense.

Dirección: 550 SE Mizner Blvd., Apt. 802,
Boca Raton,
Florida 33432-5535,
Estados Unidos de América

Domicilio: Boca Raton,
Florida,
Estados Unidos de América

IDENTIFICACIÓN

C.C.

☐

NIT

☐

C.E.

☐

Otro

☐

Cual

Número

3

REPRESENTANTE
O APODERADO

Nombre: **LUZ CLEMENCIA DE PÁEZ**
Dirección: Carrera 4ª. No. 72-35
Teléfono: 347 36 11
Fax: 211 86 50
E-mail: clientes@cavelier.com
Domicilio: Bogotá, Colombia.

IDENTIFICACIÓN

C.C.

☒

NIT

☐

C.E.

☐

Otro

☐

Cual

Número 35.456.344

T. P. 23.555

4

INVENTOR (ES)
(72)

1. **Gabriel FARKAS**
550 SE Mizner Blvd., Apt. 802,
Boca Raton,
Florida 33432-5535,
Estados Unidos de América

5

PCT (86)

Solicitud Internacional No. PCT/US2008/054912

Fecha: 25 de febrero de 2008

Publicación Internacional No. WO 2008/106407 A1

Fecha: 4 de septiembre de 2008

6

Título (54)

MÉTODO PARA LA PRODUCCIÓN DE ACEITES MINERALES

7

Clasificación Internacional (51) B01D 011/004

8

Prioridad

SI ☒ NO ☐

(33) País de Origen

US
US

(32) Fecha

26 de febrero de 2007
4 de abril de 2007

(31) Número de Solicitud

60/903,763
60/910,207

9

Comprobante de pago No.: 09-68.549

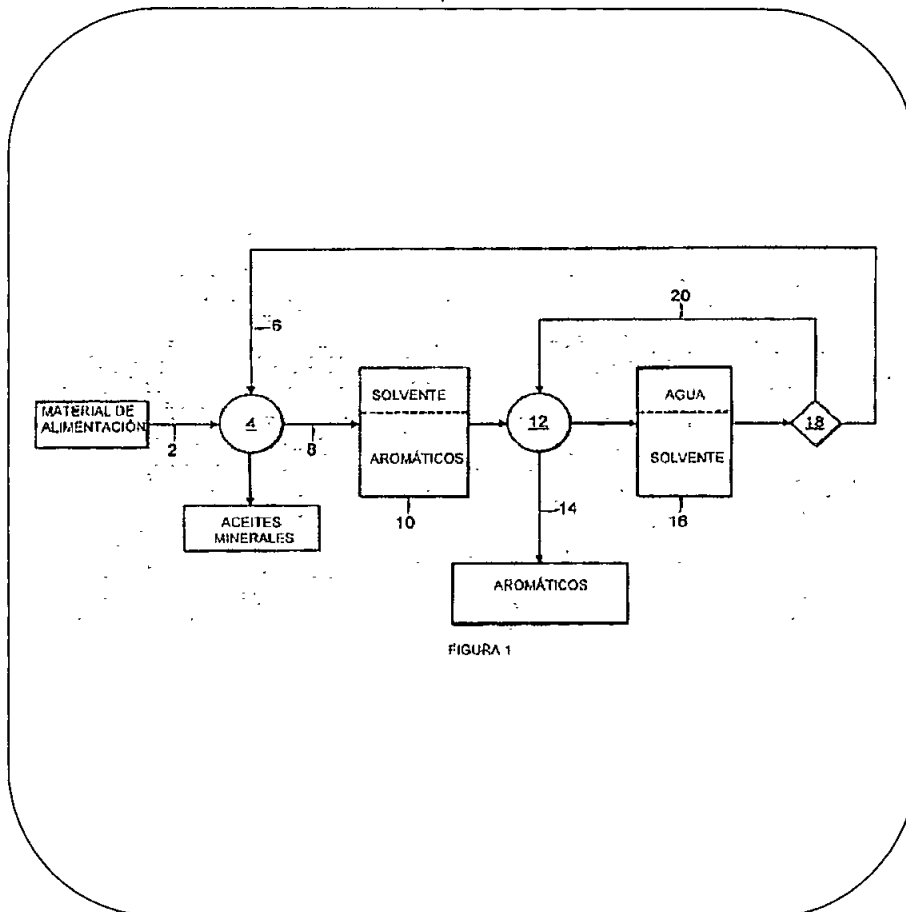
Fecha: 14 de septiembre de 2009

10

Anexos:

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud por \$ 540.000.00.
- ☐ Comprobante de pago por reivindicaciones adicionales después de la decimoquinta reivindicación por.
- ☐ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica.
- ☐ Poderes, si fuere el caso.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☐ Declaraciones.
- ☒ Copia de la solicitud internacional. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al castellano. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☐ Copia del examen preliminar efectuado por la IPEA.
- ☐ Traducción del examen preliminar efectuado por la IPEA.
- ☐ De ser el caso, copia del contrato de acceso.
- ☐ De ser el caso, documento que acredite la licencia o autorización de uso de conocimientos tradicionales de las comunidades indígenas.
- ☐ De ser el caso, certificado de depósito del material biológico.
- ☒ Arte final 12x12
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionadas parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.
- ☒ Otros: VER HOJA DE DOCUMENTOS ANEXOS

11

FIGURA CARACTERÍSTICA

12

Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE:LUZ CLEMENCIA DE PÁEZ**FIRMA:**Luiz Clemencia Soler Páez

C.C. 35.456.344 de Usaquén T.P. 23.555

DOCUMENTOS ANEXOS

1. ☒ Publicación Internacional WO 2008/106407 A1

Descripción:

Páginas 12 en el idioma original

Páginas 22 en español

Reivindicaciones: Número (s) 4

Figuras: Número (s) 3

2. ☒ **Forma PCT/ISA/210.** Informe de Búsqueda Internacional.

3. ☒ Extracto de publicación.

**NO SE REALIZARON MODIFICACIONES EN LA
FASE INTERNACIONAL**

(12) INTERNATIONAL APPLICATION PUBLISHED UNDER THE PATENT COOPERATION TREATY (PCT)

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
4 September 2008 (04.09.2008)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2008/106407 A1

(51) International Patent Classification:
B01D 11/04 (2006.01)

(21) International Application Number:
PCT/US2008/054912

(22) International Filing Date:
25 February 2008 (25.02.2008)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
60/903,763 26 February 2007 (26.02.2007) US
60/910,207 4 April 2007 (04.04.2007) US

(71) Applicant and

(72) Inventor: FARKAS, Gabriel [VE/US]; 550 Se Mizner
Blvd., Apt. 802, Boca Raton, FL 33432-5535 (US).

(74) Agent: GITTEN, Howard, M.; Edwards Angell Palmer
& Dodge LLP, P.O. Box 55874, Boston, MA 02205 (US).

(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of national protection available): AE, AG, AL, AM,

AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA,
CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE,
EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID,
IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC,
LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN,
MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH,
PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, SV,
SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN,
ZA, ZM, ZW.

(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH,
GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM,
ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM),
European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI,
FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL,
NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG,
CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Published:

- with international search report
- before the expiration of the time limit for amending the
claims and to be republished in the event of receipt of
amendments

(54) Title: METHOD FOR PRODUCTION OF MINERAL OILS

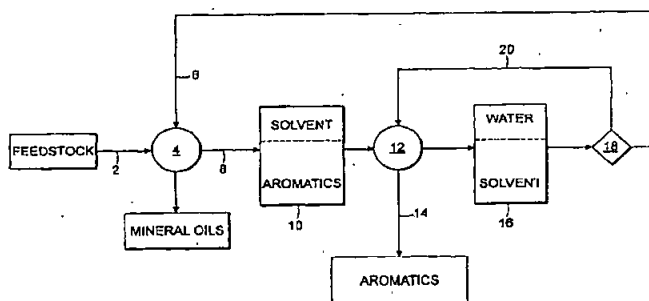


FIG. 1

(57) Abstract: A process for producing a purified aliphatic product from an aromatic-containing feedstock is disclosed. In one aspect, the invention provides a process for producing mineral oil from a light hydrocarbon feedstock. The process comprises the steps of a) contacting the light hydrocarbon feedstock with an extraction solvent, (b) separating a mineral oil phase from the extract phase, (c) contacting the extract phase with water to form a wetted solvent phase and an aromatic phase, (d) separating the wetted solvent phase from the aromatic phase, (e) distilling the purified wetted solvent to recover regenerated solvent and regenerated water, (f) contacting the aromatic phase of step (d) with the regenerated water and contacting the mineral oil phase of step (b) with the regenerated water to remove solvent traces from the aromatic phase of step (d) and the mineral oil phase of step (b). In certain embodiments, the solvent comprises up to 20% propylene carbonate in N-methyl pyrrolidone.

WO 2008/106407 A1

METHOD FOR PRODUCTION OF MINERAL OILSCROSS-REFERENCE TO RELATED APPLICATIONS

[0001] This application claims priority under 35 U.S.C. 119(e) to U.S. Provisional Patent Application Nos. 60/903,763, filed February 26, 2007; and 60/910,207, filed April 4, 2007, the entirety of each is hereby incorporated by reference.

BACKGROUND OF THE INVENTION

[0002] Mineral oils are liquid hydrocarbon products with very little (generally less than 1%) aromatic content. Mineral oils frequently are used as baby oils, in oil well drilling mud, in low odor industrial and household products, for aluminum rolling, and for many other uses and products. Waxes and petrolatum are similar but generally have a higher boiling point and higher viscosity.

[0003] The production of mineral oils was formerly achieved via sulfonation with oleum; however, environmental considerations made this process obsolete. Hydrogenation is more commonly used at present due to its wide range of uses and qualities. But high capital costs, and the requirement for relatively sophisticated operators, make this process less economical. Synthesis of mineral oils is also an option but is even less suitable for medium- to small-size operations.

[0004] Production of mineral oils by liquid-liquid extraction (LLE) of a light distillate feedstock is theoretically possible. In a typical LLE process, aromatic hydrocarbons (and other unsaturated and polar species) can be removed from non-polar (saturated) hydrocarbons by extraction with a polar solvent which is immiscible with non-polar hydrocarbons. This extraction step results in formation of two liquid phases conventionally called the extract (containing the desired hydrocarbons) and the raffinate (a mixture containing the undesired species). Many solvents, and mixtures of solvents, have been used for LLE in the production of "BTX" (benzene, toluene, xylene) as well as lubricant base oil preparation.

[0005] For economic and environmental reasons, it is desirable to recover the extraction solvent from the extract stream. In some cases, solvent can be recovered by distillation of the raffinate and/or the extract. However, when the boiling range of two or more components,

including the solvent, are similar, distillation becomes difficult.

[0006] When a sufficiently hydrophilic extraction solvent is used, the extraction solvent can be separated from the extract by addition of water (or other solvents or solvent mixtures) to the extract stream. The addition of water results in the formation of a biphasic system in which the water and extraction solvent form an aqueous phase, and the (partially purified) desired product or extract forms a second phase. In order to recover the extraction solvent, and the aqueous phase can be distilled. Water can also be used to control the solubility of aromatic species in the solvent.

[0007] However, this LLE approach has certain difficulties. First, the distillation of large quantities of water requires large energy inputs with associated costs. Second, mixtures of water, hydrocarbon, and solvent may form emulsions rather than cleanly separating into two phases as described above; these emulsions can be difficult to manage. Third, the process results in formation of an aromatic phase which is of limited economic value because it typically contains considerable non-aromatic hydrocarbon. It is therefore more expensive to provide hydrocarbon products which boil at a temperature range similar to the extraction solvent, and which have very low aromatic content.

SUMMARY OF THE INVENTION

[0008] The present invention provides improved methods and systems for preparing highly purified mineral oils. The inventive methods and systems are generally less expensive and more environmentally-friendly than previously-known methods.

[0009] In one aspect, the invention provides an improved liquid-liquid extraction process, in which a mixture of solvents is used for extraction, resulting in a mineral oil with low levels of aromatics (e.g., less than 5% or less than 1%), and purified aromatics with low levels of mineral oil (e.g., less than 1%), which allows for efficient production of purified mineral oil and highly valuable purified aromatics. In certain embodiments, the invention also features improved management of emulsions, which makes the process more feasible. In certain embodiments, the invention also features modern purification technologies, such as reverse osmosis, which reduces operating costs.

In one aspect, the invention provides a process for producing mineral oil from a light hydrocarbon feedstock. The process comprises the steps of a) contacting the light hydrocarbon feedstock with

an extraction solvent; (b) separating a mineral oil phase from the extract phase; (c) contacting the extract phase with water to form a wetted solvent phase and an aromatic phase; (d) separating the wetted solvent phase from the aromatic phase; (e) distilling the purified wetted solvent to recover regenerated solvent and regenerated water, (f) contacting the aromatic phase of step (d) with the regenerated water and contacting the mineral oil phase of step (b) with the regenerated water to remove solvent traces from the aromatic phase of step (d) and the mineral oil phase of step (b). In certain embodiments, the solvent comprises up to 20% propylene carbonate in N-methyl pyrrolidone.

In certain embodiments, the process further comprises the steps of: (h) contacting the aromatic phase of step (d) with regenerated water of step (e) to provide a purified aromatic phase and water with solvent traces; (i) contacting the wetted solvent phase of step (d) with the purified aromatic phase of step (h) to provide a partially purified wetted solvent and an aromatic phase; and (j) contacting the partially purified wetted solvent of step (i) with the light hydrocarbon feedstock to provide a purified wetted solvent and a modified feedstock (e.g., a feedstock enriched in saturates extracted from the solvent). In certain embodiments, the water with solvent traces from step (h) is purified with reverse osmosis to remove solvent traces prior to contacting the aromatic phase of step (d) and the mineral oil phase of step (b). In certain embodiments, the purified wetted solvent of step (j) is further treated by nano-filtration.

BRIEF DESCRIPTION OF THE DRAWINGS

[0010] The present invention is further described below with reference to the following non-limiting examples and with reference to the following figures, in which:

[0011] Figure 1 is a flow diagram illustrating one embodiment of a purification process according to the invention.

[0012] Figure 2 is a flow diagram illustrating another embodiment of process for producing mineral oils.

[0013] Figure 3 is a schematic showing the flow of liquids in one embodiment of the present invention.

DETAILED DESCRIPTION OF THE INVENTION

[0014] The present invention relates generally to improved methods and systems for the production of mineral oils from light distillate feedstock.

[0015] The hydrocarbon feedstock which may be treated by the process of this invention is preferably a lighter boiling feedstock (such as a distillate, preferably a light distillate) from petroleum or synthetic sources. In particular, the feedstock may be derived from a synthetic liquid such as shale oil, coal liquid, or mixtures thereof.

[0016] The solvent used for extraction of the hydrocarbon feedstock is preferably a mixture of N-methyl pyrrolidone (NMP) and propylene carbonate (PC). NMP is a superior extraction solvent because it effectively solubilizes aromatics, permitting the production of a high quality, low-aromatic mineral oil. NMP is also relatively hydrophilic; therefore, addition of water to an NMP-aromatic solvent system results in effective separation and recovery of the aromatics. In addition, NMP is relatively environmentally friendly and has low toxicity, and boils at a moderate temperature (especially under vacuum), so high temperature distillation, and its attendant costs and hazards, is not required.

[0017] In certain embodiments, the solvent mixture comprises at least 75% NMP and not more than 25% PC; in certain embodiments, the solvent mixture comprises at least 80% NMP and not more than 20% PC. PC has low water affinity (e.g., it accepts less than 10% of water-in-PC dilution), but in mixtures of up to 20% PC in NMP, this characteristic is not significant in the NMP-PC mix. Thus, in certain embodiments, PC is used for selectivity control, i.e., to minimize the amount of aliphatics that can become dissolved in the solvent, and thereby to maximize the purity of the aromatics.

[0018] The contacting of the feedstock with the solvent (e.g., a blended solvent) is carried out, and/or the mixture is maintained, at a temperature of from about 5 to about 20°C, preferably from about 5° to 10°C, below the critical solution temperature of the mixture. The critical solution temperature is the highest temperature at which the particular mixture of solvents and feedstock becomes miscible, i.e., the solvents form only one homogeneous phase. The temperature to which the components of the mixture are exposed should maintain the solvent-feedstock system as a two-phase system. The exact temperatures which will be employed for this purpose depend on many factors such as the specific feedstock utilized and particular solvent

system employed. In addition, the temperatures employed during the contacting must be sufficient to achieve relatively low phase viscosities in continuous countercurrent towers if such towers are employed to extract the solvents.

[0019] One of the two phases formed during this contacting period where the temperature is adjusted to the appropriate level, sometimes referred to herein as the extract, will generally contain the asphaltenes, aromatics, and a small amount of low molecular weight polars from the feedstock, as well as most of the solvent. The second phase, sometimes referred to herein as the mineral oil phase, generally contains non-polar molecules (also known as saturates) and a lesser amount of polars from the feedstock along with some amount of solvent.

[0020] The extraction process of this invention is particularly suited for being conducted in a continuous mode with reference to the schematic diagram of FIG. 1. As shown in FIG. 1, a feedstock 30 from line 2 is contacted in a first contacting zone 4 with a solvent 32 via line 6. First contacting zone 4 may be any apparatus suitable for obtaining an intimate mixture of hydrocarbon feedstock and solvents at temperatures up to and above 100°C, such as a contacting tower or a mixer-settler. The mineral-oil containing phase 34 is drawn off, and the remaining phase 36 (containing the aromatics and the solvent 40) is transferred via line 8 through area 10 to second contacting zone 12.

[0021] Second contacting zone 12 may be any apparatus where mixing and separation of the liquid phases may take place, such as a settler where the aromatics-containing phase settles to the bottom. Water 42 is added via line 20 to the mixture in second contacting zone 12; the aromatic-containing layer then separates and is removed from the second contacting zone 12 via line 14 as aromatics 44. The remaining phase is transferred to separation zone 18, where the water is removed and recycled to second contacting zone 12 via line 20 and the solvent is recovered and returned via line 6 for further extraction procedures.

[0022] The separation zone 18 preferably comprises a distillation tower for separating water from the extraction solvent. However, the water and NMP need not be separated from each other by distillation; instead, the distilled mixture of water and NMP can then be separated by a two-stage process: an evaporator to recover the solvent to its original condition (not more than about 3% water); and reverse osmosis to yield highly purified water. For such a reverse osmosis process, it is desirable to use a reverse osmosis membrane which is resistant to NMP.

[0023] When a mixer is required, many conventional mixers known in the art can be used. For example, static mixers include, for example, Multiflux, Sulzer, PMR, McHugh, Komax and Honeycomb, X, Ross-LSG and helical mixers.

[0024] In general, water must be purified prior to use in the removal of remaining traces of solvent in the aromatics and in the aliphatics. While water can be purified by any technique known in the art, it is somewhat difficult to completely separate pure water from solvents such as NMP by distillation. Advantageously, the water can be purified in two steps, e.g., by (i) contacting the water with the aromatic (to remove aromatics from the water and to remove traces of solvent from the aromatic) and (ii) purifying the water by reverse osmosis to remove traces of solvent from the water. As noted elsewhere herein, it is necessary to use a reverse osmosis membrane which is resistant to NMP in this step; for example, polytetrafluoroethylene polymer membranes are relatively NMP resistant.

[0025] Upon mixing of two immiscible phases, it is known that emulsions can form. Emulsion formation is undesirable because it slows processing and increases the likelihood of contamination of the desired products.

[0026] It is also desirable to free the wetted solvent from aromatics and aliphatics before distillation. This can advantageously be achieved in three steps:

- (i) The wetted solvent is mixed with the same aromatic produced in the process disclosed herein, but it is preferably cleaned of solvent traces. In this step, the ratio of aromatics to solvent can be about 2:1; therefore a recirculation scheme must be used (the overall production of aromatics in the process does not generally approach a level required to sustain this ratio);
- (ii) The wetted solvent is cleaned of aliphatics, by contacting the wetted solvent with the feedstock for the process. Aliphatics are a major cause of emulsions, specially the denser type which do not separate fast enough in the decanters. Before this step, the aromatics must be removed (see step (i)) and taken out of the process. If aliphatics are removed (e.g., by contacting with the raw material (feedstock), but aromatics remain to contaminate the wetted solvent, then some aromatics will go back into the process and potentially diminish the capacity of the process.
- (iii) If steps (i) and (ii) are not sufficient to provide clean wetted solvent, a nano-filtration step can be used to further reduce the hydrocarbon content in the wetted solvent.

[0027] Thus, in certain embodiments, the invention provides a process in which distilled

water is freed of solvent and aromatics, and the recovered solvent is freed from aromatics and aliphatics. This can be accomplished without using additional inputs by careful recirculation and purification of the materials (water, solvent, feedstock) used in the process, e.g., as described below.

[0028] In certain embodiments, the invention features a process depicted schematically in FIG. 2. As shown in FIG. 2, the extraction process begins when the feedstock and solvent enter stage 100. The solvent and the raw material should be intimately mixed, e.g., in very small drops, in order for the solvent to extract the aromatics. Then the solvent and the (now de-aromatized) hydrocarbon (also known as aliphatic or saturated phase) must be separated, e.g., by mixing the feedstock and the solvent in a static mixer and then separating them by settling in a decanter. For efficient extraction, it is contemplated that stage 100 will include 3-6 countercurrent extraction stages, and that the solvent will be present at about 200%-300% by weight of the feedstock. However, additional solvent or countercurrent extraction stages can be used if required (e.g., with feedstocks containing larger amounts of aromatics). An equivalent mass-transfer column can also be used. Thus, the inputs into stage 100 are feedstock and solvent; outputs are solvent plus aromatics (extract) and an aliphatic phase retaining traces of solvent.

[0029] At stage 200 of FIG. 2, the aliphatic material is further purified by removal of remaining solvent. In certain embodiments, the solvent so separated can be recovered and re-used, as described herein. The aliphatic phase and purified water are mixed, e.g., in a static mixer, and then separated, e.g., by settling in a decanter. For efficient extraction, it is contemplated that stage 200 will include 1-2 countercurrent extraction stages, and that the water will be present at about 100%-200% by weight of the aliphatic. An equivalent mass-transfer column can also be used. Thus, the inputs into stage 200 are partially-purified aliphatic and water; outputs are water (with some solvent) and purified aliphatic phase.

[0030] At stage 300 of FIG. 2, aromatic material is separated from solvent. In certain embodiments, the solvent so separated can be recovered and re-used, as described herein, and the aromatic can be further purified so as to be sufficiently pure to be used or re-sold. The solvent (extract) phase from stage 100 is mixed with water from stage 200, e.g., in a static mixer, and then separated, e.g., by settling in a decanter. For efficient extraction, it is contemplated that stage 300 will include one countercurrent extraction stage, and that the water will be present at about 80% by weight of the solvent phase (extract). An equivalent mass-transfer column can also be used. Thus, the inputs into stage 300 are solvent phase (extract) from stage 100 and water with solvent traces from stages 200 and 600; outputs are wetted solvent (with traces of

hydrocarbons) and aromatics (with traces of solvent).

[0031] At stage 400 of FIG. 2, aromatic material is purified. At this stage, the traces of solvent remaining in the aromatic phase can be recovered, and any aromatics remaining in the distilled water are transferred to the aromatic phase. The aromatic material from stage 300 is mixed with water, e.g., in a static mixer, and then separated, e.g., by settling in a decanter. For efficient extraction, it is contemplated that stage 400 will include one countercurrent extraction stage, and that the water will be present at about 100-200% by weight of the aromatic phase. An equivalent mass-transfer column can also be used. Thus, the inputs into stage 400 are aromatic phase and water; outputs are water (with traces of solvent) and purified aromatics.

[0032] At stage 500 of FIG. 2, the wetted solvent is cleaned of traces of aromatics before distillation, to avoid contamination of the aliphatic material at stage 200 and to ensure that the solvent capacity is maximized for re-use in Stage 100. The aromatic purified in stage 400 is mixed with wetted solvent from stage 300, e.g., in a static mixer, and then separated, e.g., by settling in a decanter. For efficient extraction, it is contemplated that stage 500 will include one extraction stage, and that the wetted solvent will be present at about 50-100% by weight of the aromatic phase. A recirculation circuit will preferably be used. An equivalent mass-transfer column can also be used. Thus, the inputs into stage 500 are aromatic phase and wetted solvent; outputs are purified aromatics (with traces of solvent) and wetted solvent with only traces of aliphatic.

[0033] At stage 600 of FIG. 2, the aromatics are again purified, to remove (and re-use) traces of solvent and ensure pure aromatics for use or sale. The aromatic from stage 500 is mixed with pure water, e.g., in a static mixer, and then separated, e.g., by settling in a decanter. For efficient extraction, it is contemplated that stage 600 will include one extraction stage, and that the water will be present at about 100-200% by weight of the aromatic phase. An equivalent mass-transfer column can also be used. Thus, the inputs into stage 600 are aromatic phase from stage 500 and pure water; outputs are purified aromatics and water with traces of solvent.

[0034] At stage 700 of FIG. 2, the distilled water is purified before use in stages 200 and 600, to ensure that the water is free of solvent. Water is purified by reverse osmosis with an NMP-resistant membrane. Thus, the input into stage 700 is water with traces of solvent; outputs are purified water and rejected water with higher concentrations of solvent.

[0035] At stage 800 of FIG. 2, the wetted solvent is purified, to remove traces of aliphatic that could contaminate solvent during distillation of the solvent. The wetted solvent from stage 500 is mixed with the feedstock, e.g., in a static mixer, and then separated, e.g., by settling in a decanter. For efficient extraction, it is contemplated that stage 800 will include one extraction stage, and that the feedstock will be present at about 100-200% by weight of the wetted solvent. An equivalent mass-transfer column can also be used. Thus, the inputs into stage 800 are raw material and wetted solvent with traces of aliphatics; outputs are raw material and cleaned wetted solvent.

[0036] If desired, an optional stage 900 (not shown in FIG. 2) can be employed, in which the wetted solvent is purified by ultrafiltration.

[0037] The invention provides several advantages. Using the process of the invention, highly purified aromatics and aliphatics (such as mineral oil) can be obtained, using less costly, environmentally damaging, and operationally risky processes than previously known processes (i.e., sulfonation and hydrogenation). Thus, the present invention provides an efficient, economical, and environmentally friendly process for producing aliphatic and aromatic products from a feedstock.

[0038] In certain embodiments, the aromatics recovered from the process according to this invention can have not more than 10% aliphatics, more preferably not more than 5% aliphatics after purification according to the disclosed process. More highly purified aromatics generally can be sold for a higher price than less-purified aromatics. In addition, a higher proportion of aliphatics are recovered from the raw material, increasing the overall efficiency of the process.

[0039] In certain embodiments, the water used in the extraction process has no more than 0.5% NMP after purification and before recirculation and re-use of the water. In certain embodiments, the water has no more than 0.2% or 0.1% NMP after purification and before recirculation and reuse. Low levels of NMP in the water permits better recovery of the NMP in the final products, further reducing operating costs.

[0040] In certain embodiments, the water used in the extraction process has no more than 1% hydrocarbons after purification and before recirculation and re-use of the water. In certain embodiments, the water has no more than 0.5% or 0.1% hydrocarbons after purification and before recirculation and re-use. As a result, the disclosed process is capable of providing an aliphatic

24

product with a very low content of aromatics (e.g., less than 1000 ppm, 500 ppm, or 100 ppm).

[0041] In certain embodiments, the solvent (NMP) used in the extraction process has no more than 1% hydrocarbons after purification and before recirculation and re-use of the solvent. In certain embodiments, the water has no more than 0.5% or 0.1% hydrocarbons after purification and before recirculation and re-use. Thus, the present invention can use lower amounts of solvent and therefore lower amounts of energy to evaporate, and recover, the water, via a lower solvent-to-raw material ratio.

[0042] The amount of contaminants present in the aliphatics, aromatics, water and solvent can be determined according to methods known to one of skill in the art, for example, by gas chromatography (GC), mass spectrometry (MS), nuclear magnetic resonance spectroscopy (NMR), or by combined techniques such as GC/MS.

[0043] **Example 1**

[0044] Figure 3 shows a schematic diagram of a system according to one embodiment of the present invention. Referring to Figure 3:

[0045] Processor 100 receives the hydrocarbon feedstock via fluid conduit or pipe 8A; extraction solvent is also supplied via a fluid conduit, e.g., a conduit from the distillation unit 1000 as shown in Fig. 3. After mixing of the feedstock with the extraction solvent, the aliphatic (mineral oil) fraction (which at this stage will contain traces of solvent) is separated and transferred via conduit 1A to processor 200, while the extraction solvent phase (which also contains aromatics extracted from the feedstock) is transferred to processor 300.

[0046] At processor 200, water (received from processor (e.g., reverse osmosis unit) 700 via conduit 7B) is mixed with the aliphatic fraction from processor 100; the phases are separated, removing much of the remaining traces of extraction solvent from the aliphatic fraction (and preferably recovering the solvent for reuse in the aqueous fraction). After separation, the aliphatic fraction is removed via a conduit and prepared for further processing or for sale, while the aqueous fraction (which contains some solvent extracted from the aliphatics) is removed via conduit 2B to processor 300.

[0047] At processor 300, the aqueous fraction from processor 200 is mixed with the

aqueous fraction from processor 600 and with the extraction solvent phase from processor 100. Optionally, wetted solvent may be added from reverse osmosis unit 700 via conduit 7A, and additional recovered hydrocarbons may be added from mixer 900 via conduit 9A. After mixing, the phases are separated, and the aromatics-containing phase (at this point containing some traces of solvent) is drawn off via conduit 3A to processor 400. The solvent-containing phase is transferred to processor 500 via conduit 3B.

[0048] At processor 400, water from the distillation unit 1000) is added to the aromatics-containing phase from processor 300, to remove traces of extraction solvent from the aromatics and to transfer hydrocarbon traces from the distilled water to the aromatics phase. After mixing, the aqueous phase (now containing traces of extraction solvent) is removed via conduit 4B to reverse osmosis unit 700, while the purified aromatics phase is transferred through conduit 4A to processor 500.

[0049] At processor 500, which is preferably capable of high volume recirculation of the aromatics phase from processor 400, the aromatics phase is mixed with the solvent-containing phase from processor 300, to recover traces of aromatics from the solvent-containing phase. After the phases are separated, the aromatics phase (now having traces of extraction solvent) is transferred via conduit 5A to processor 600, while the solvent-containing phase (now having traces of aliphatics but with most of the aromatics removed) is drawn off to processor 800 via conduit 5B.

[0050] At processor 600, the aromatics phase from processor 500 is combined with water received via conduit 7C from reverse osmosis unit 700. After mixing and separation, the aromatics phase, now largely free of extraction solvent, is removed via conduit 6A to be stored for further processing or sale.

[0051] At processor 700, extraction solvent present in the aqueous phase recovered from processor 400 is separated from the water by reverse osmosis. The separated extraction solvent can be recycled, e.g., by transfer to processor 300 via conduit 7A. After reverse osmosis treatment, the purified water is recycled, e.g., to processors 200 and 600 via conduits 7B and 7C.

[0052] At processor 800, the wetted solvent received from processor 500 via conduit 5B is mixed with the hydrocarbon feedstock. This mixing removes traces of hydrocarbons from the extraction solvent; after phase separation, these hydrocarbons are extracted into the feedstock and

are transferred with the feedstock to processor 100 via conduit 8A. The wetted solvent is removed via conduit 8B to processor 900.

[0053] At processor 900, the extraction solvent is treated by ultrafiltration to remove traces of hydrocarbons from the extraction solvent. These recovered hydrocarbons can be discarded or can be recycled, e.g., by transferring to processor 300 via conduit 9A. The wetted solvent, now largely free of hydrocarbons, is recovered for recycling or reuse. For example, water can be removed from the wetted extraction solvent by distillation as described below.

[0054] The wetted solvent passes through a conduit to distillation unit 1000, where the wetted solvent is heated to cause vaporization and separation of the solvent from the remaining water. The distillation process can be performed under reduced pressure to reduce the boiling point of the components and thereby minimize the damage to the solvent. Also, the distillate may be fractionated using distillation columns or other means to ensure separation of the components. Some modern distillation technologies allow for very low operating costs, e.g., by recovery of heat (energy inputs). Technologies are known in the art for recovery of up to 95% of heat input in the recovery of sweet water from sea water, and such technologies can be used to reduce the energy costs. The recovered solvent can be returned via a conduit 10A to processor 100 for reuse; similarly, the recovered water can be returned via conduit 10B to processor 400 for reuse.

[0055] The disclosures of each and every patent, patent application and publication cited herein are hereby incorporated herein by reference in their entirety.

[0056] Although the invention has been disclosed with reference to specific embodiments, it is apparent that other embodiments and variations of the invention may be devised by others skilled in the art without departing from the true spirit and scope of the invention. The claims are intended to be construed to include all such embodiments and equivalent variations.

What is claimed is:

1. A process for producing mineral oil from a light hydrocarbon feedstock, in which the process comprises the steps of

- (a) Contacting the light hydrocarbon feedstock with an extraction solvent;
- (b) Separating a mineral oil phase from the extract phase;
- (c) Contacting the extract phase with water to form a wetted solvent phase and an aromatic phase;
- (d) Separating the wetted solvent phase from the aromatic phase; and
- (e) Distilling the purified wetted solvent to recover regenerated solvent and regenerated water,
- (f) Contacting the aromatic phase of step (d) with the regenerated water and contacting the mineral oil phase of step (b) with the regenerated water to remove solvent traces from the aromatic phase of step (d) and the mineral oil phase of step (b);

wherein:

(g) the solvent comprises up to 20% propylene carbonate in N-methyl pyrrolidone.

2. The process of claim 1, wherein the process further comprises the steps of:

- h) Contacting the aromatic phase of step (d) with regenerated water of step (e) to provide a purified aromatic phase and water with solvent traces;
- i) Contacting the wetted solvent phase of step (d) with the purified aromatic phase of step (h) to provide a partially purified wetted solvent and an aromatic phase; and
- j) Contacting the partially purified wetted solvent of step (i) with the light hydrocarbon feedstock to provide a purified wetted solvent and a modified feedstock.

3. The process of claim 2, wherein the water with solvent traces from step (h) is purified with reverse osmosis to remove solvent traces prior to contacting the aromatic phase of step (d) and the mineral oil phase of step (b).

4. The process of claim 3, wherein the purified wetted solvent of step (j) is further treated by nano-filtration.

18

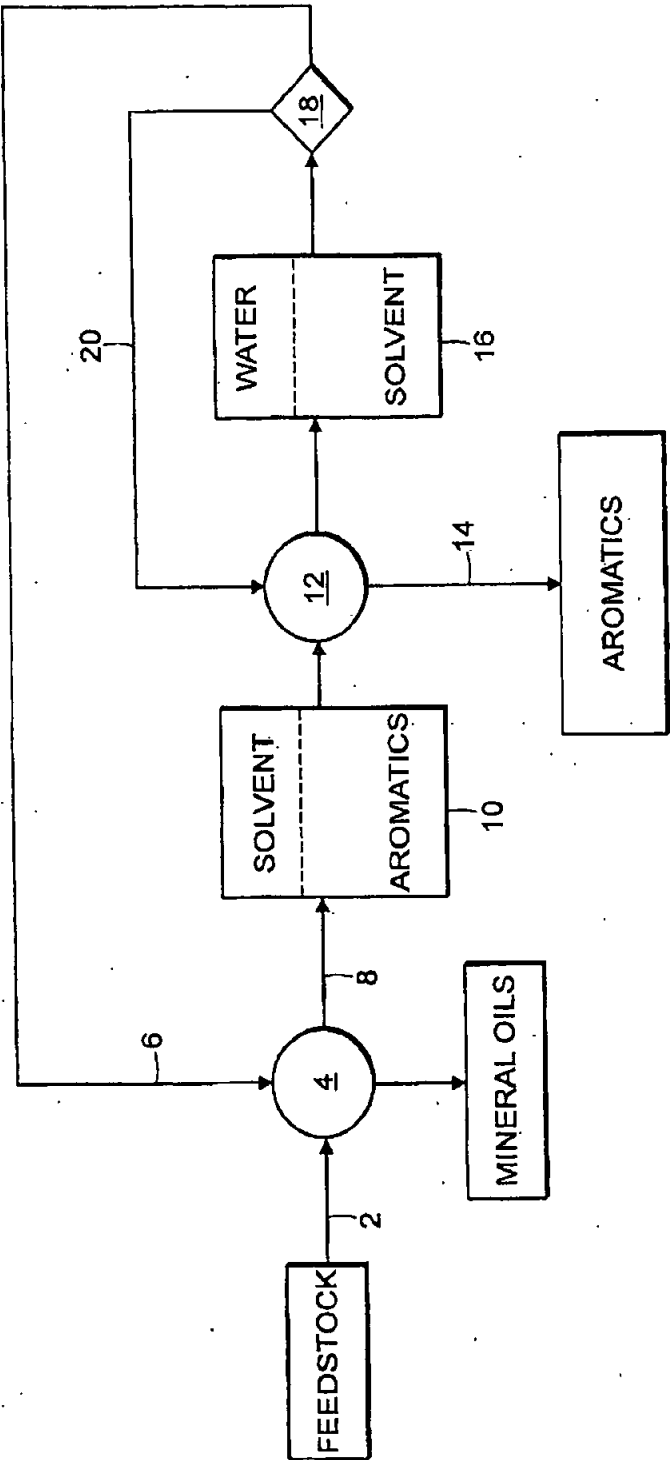


FIG. 1

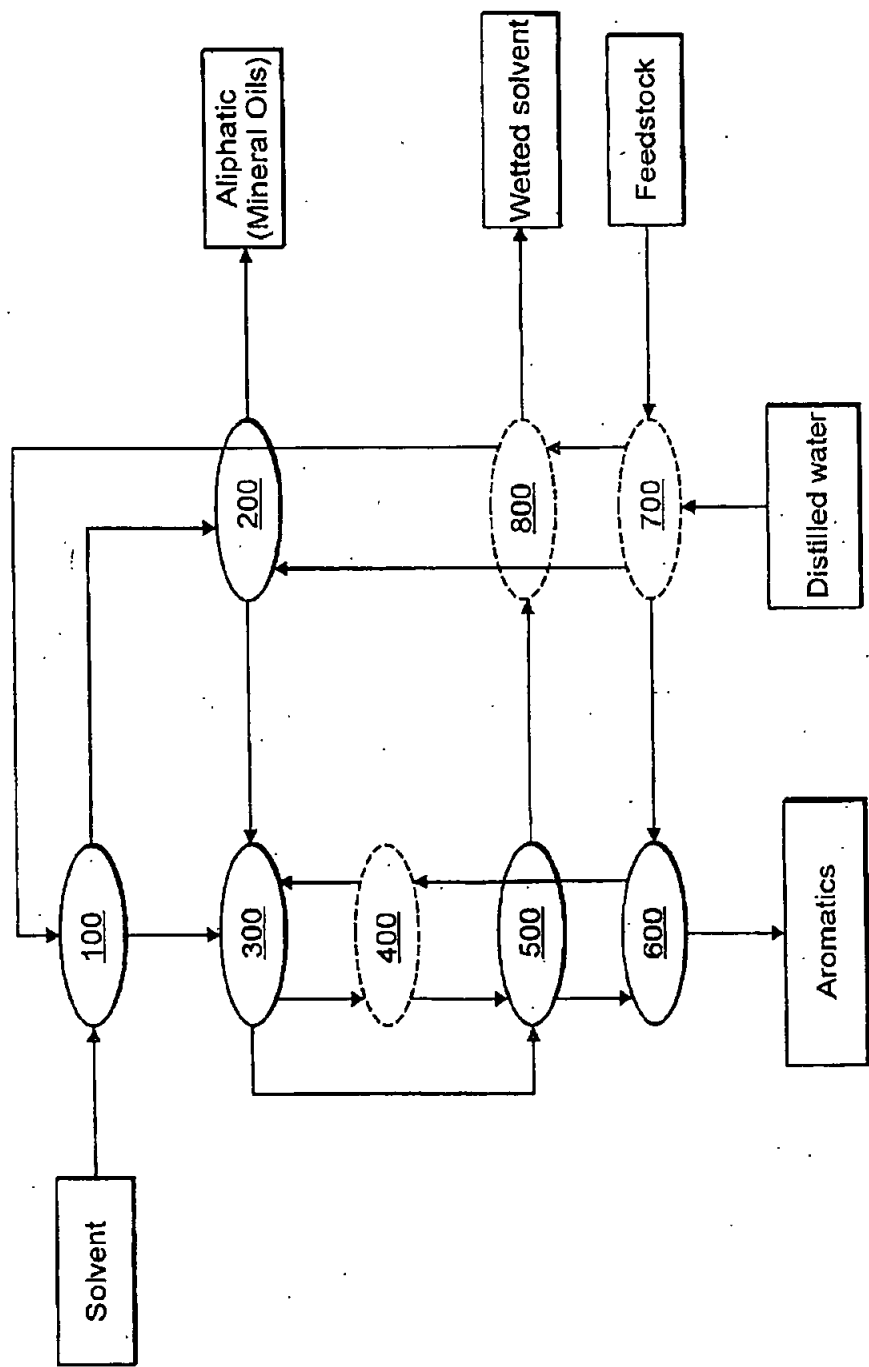


FIG. 2

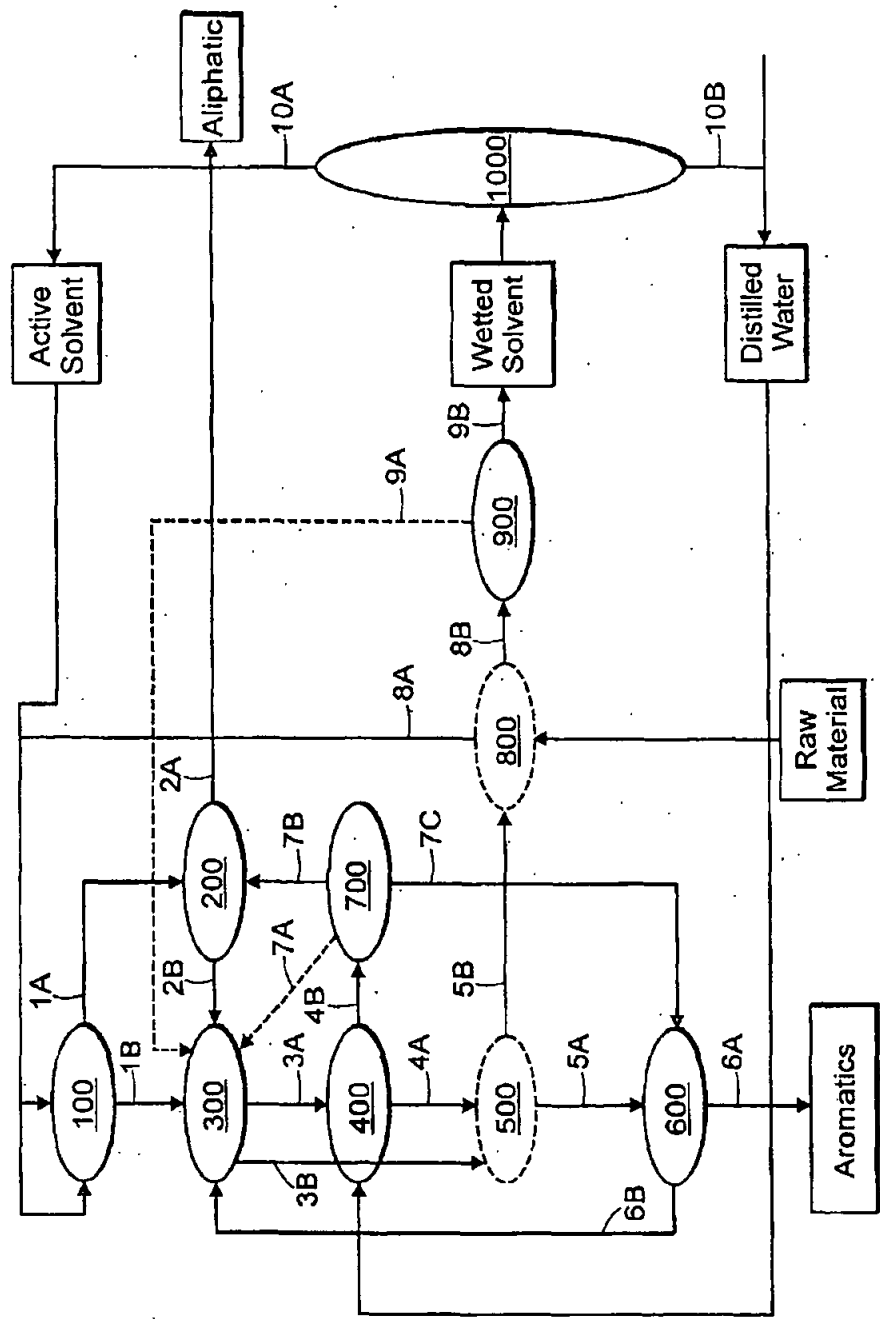


FIG. 3

21

MÉTODO PARA LA PRODUCCIÓN DE ACEITES MINERALES

REFERENCIA CRUZADA A SOLICITUDES RELACIONADAS

[0001] Esta solicitud reivindica prioridad de conformidad con el literal e) del artículo 119 del título 35 del Código de los Estados Unidos sobre las solicitudes provisionales de patente de los Estados Unidos Nos. 60/903,763, presentada el 26 de febrero de 2007 y 60/910,207, presentada el 14 de abril de 2007, cada una de las cuales se incorpora en su totalidad a la presente por referencia.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

[0002] Los aceites minerales son productos hidrocarburos líquidos con muy bajo (generalmente menos del 1%) de contenido aromático. Los aceites minerales se emplean frecuentemente como aceites para bebé, en lodos para perforación de pozos petroleros, en productos domésticos y comerciales con poco olor, para el laminado de aluminio y para muchos otros usos y productos. Tanto las ceras como el pretrolato son similares pero por lo general tienen un punto de ebullición más alto y una mayor viscosidad.

[0003] Anteriormente la producción de aceites minerales se hacía por medio de la sulfonación con óleum, sin embargo consideraciones de tipo ambiental han hecho que este proceso se vuelva obsoleto. Actualmente se emplea más comúnmente la hidrogenación debido a su amplia variedad de usos y cualidades pero los altos costos de capital y el requerimiento de operadores relativamente sofisticados han hecho que este proceso sea menos

22

económico. La síntesis de aceites minerales también es una opción pero es todavía menos adecuada para operaciones medianas y pequeñas.

[0004] La producción de aceites minerales por extracción líquido-líquido (LLE, por sus siglas en inglés) de un material de alimentación destilado ligero es teóricamente posible. En un proceso típico de extracción líquido-líquido es posible remover los hidrocarburos aromáticos (y otras especies no saturadas y polares) de los hidrocarburos apolares (saturados) por medio de la extracción con un solvente polar que sea inmisible con hidrocarburos apolares. Esta etapa de extracción genera la formación de dos fases líquidas convencionalmente denominadas el extracto (que contiene los hidrocarburos deseados) y el refinado (una mezcla que contiene especies no deseadas). Muchos solventes y mezclas de solventes se han empleado para la extracción líquido-líquido en la producción de "BTX" (benceno, tolueno, xileno) así como en la preparación de aceite base lubricante.

[0005] Debido a razones económicas y ambientales es deseable recuperar el solvente de extracción de la corriente del extracto. En algunos casos, el solvente puede ser recuperado por destilación del refinado y/o del extracto. Sin embargo, cuando los intervalos de ebullición de dos o más componentes, incluyendo el solvente, son similares, es difícil efectuar la destilación.

[0006] Cuando se usa un solvente de extracción suficientemente hidrófilo, se puede separar el solvente de extracción del extracto por medio de la adición de agua (o de otros solventes o mezclas de solventes) a la corriente del extracto. La adición de agua produce la formación de un sistema bifásico en el cual el

agua y el solvente de extracción forman una fase acuosa y el producto deseado (parcialmente purificado) o extracto forma una segunda fase. Con el fin de recuperar el solvente de extracción, se puede destilar la fase acuosa. Igualmente, el agua puede ser usada para controlar la solubilidad de especies aromáticas en el solvente.

[0007] No obstante lo anterior, este método de extracción líquido-líquido presenta ciertas dificultades. Primeramente, la destilación de grandes cantidades de agua requiere de grandes cantidades de energía con costos asociados. Segundo, las mezclas de agua, hidrocarburo y solvente pueden formar emulsiones en lugar de separarse claramente en dos como fases como se describe anteriormente y el manejo de estas emulsiones puede ser complejo. Tercero, el proceso produce la formación de una fase aromática la cual tiene un reducido valor económico porque esta contiene comúnmente considerables cantidades de hidrocarburos no aromáticos. Por consiguiente es más costoso proporcionar productos hidrocarburos que tengan un punto de ebullición en un intervalo de temperatura similar al del solvente de extracción y que tengan un contenido de aromáticos muy bajo.

RESUMEN DE LA INVENCION

[0008] La presente invención proporciona métodos y sistemas mejorados para la preparación de aceites minerales altamente purificados. Los métodos y sistemas inventivos son en general menos costosos y más ecológicos que los métodos anteriormente conocidos.

[0009] En un aspecto, la invención proporciona un proceso mejorado de extracción líquido-líquido, en el cual se emplea una mezcla de solventes para la extracción, produciendo un aceite mineral con bajos niveles de aromáticos (por ejemplo, menos del 5% o menos del 1%) y aromáticos purificados con bajos niveles de aceite mineral (por ejemplo, menos del 1%), lo cual permite una producción eficiente de aceite mineral purificado y aromáticos purificados de gran valor. En ciertas modalidades, la invención también presenta un manejo mejorado de las emulsiones, lo cual hace que el proceso sea más viable. En ciertas modalidades, la invención también presenta técnicas modernas de purificación, tales como ósmosis inversa, la cual reduce los costos operativos. En un aspecto, la invención proporciona un proceso para producir aceite mineral a partir de un material de alimentación de hidrocarburos ligeros. El proceso comprende las etapas de a) poner en contacto el material de alimentación de hidrocarburos ligeros con un solvente de extracción; (b) separar una fase de aceite mineral de la fase de extracto; (c) poner en contacto la fase de extracto con agua para formar una fase de solvente humedecido y una fase aromática; (d) separar la fase de solvente humedecido de la fase aromática; (e) destilar el solvente humedecido purificado para recuperar solvente regenerado y agua regenerada, (f) poner en contacto la fase aromática de la etapa (d) con el agua regenerada y poner en contacto la fase de aceite mineral de la etapa (b) con el agua regenerada para eliminar trazas de solvente de la fase aromática de la etapa (d) y de la fase de aceite mineral de la etapa (b). En ciertas modalidades, el solvente comprende hasta un 20% de carbonato de propileno en N-metil pirrolidona.

25

En ciertas modalidades, el proceso comprende adicionalmente las etapas de: (h) poner en contacto la fase aromática de la etapa (d) con el agua regenerada de la etapa (e) para producir una fase aromática purificada y agua con trazas de solvente; (i) poner en contacto la fase de solvente humedecido de la etapa (d) con la fase aromática purificada de la etapa (h) para producir un solvente humedecido parcialmente purificado y una fase aromática; y (j) poner en contacto el solvente humedecido parcialmente purificado de la etapa (i) con el material de alimentación de hidrocarburos ligeros para producir un solvente humedecido purificado y un material de alimentación modificado (por ejemplo, un material de alimentación enriquecido en saturados extraídos del solvente). En ciertas modalidades, el agua con trazas de solvente de la etapa (h) es purificada con ósmosis inversa para remover las trazas de solvente antes de ponerla en contacto con la fase aromática de la etapa (d) y la fase de aceite mineral de la etapa (b). En ciertas modalidades, el solvente humedecido purificado de la etapa (i) es tratada adicionalmente con nanofiltración.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

[0010] La presente invención se describe en más detalle a continuación con referencia a los siguiente ejemplos no limitantes y con referencia a las siguientes figuras, en la cuales:

[0011] La Figura 1 es un diagrama de flujo que ilustra una modalidad de un proceso de purificación de acuerdo con la invención.

26

[0012] La Figura 2 es un diagrama de flujo que ilustra otra modalidad del proceso para producir aceites minerales.

[0013] La Figura 3 es un dibujo esquemático que muestra el flujo de líquidos en una modalidad de la presente invención.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

[0014] La presente invención se relaciona en general con métodos y sistemas mejorados para la producción de aceites minerales a partir de un material de alimentación de destilado ligero.

[0015] El material de alimentación de hidrocarburos que puede ser tratado por medio del proceso de esta invención es preferiblemente un material de alimentación con un punto de ebullición bajo (como un destilado, preferiblemente un destilado ligero) de fuentes sintéticas o de petróleo. En particular, el material de alimentación puede ser derivado de un líquido sintético tal como petróleo de esquisto, carbón líquido o mezclas de estos.

[0016] El solvente usado para la extracción del material de alimentación de hidrocarburo es preferiblemente una mezcla de N-metil-pirrolidona (NMP) y propilen carbonato (PC). La N-metil-pirrolidona es un solvente de extracción superior debido a que solubiliza de manera efectiva los aromáticos, permitiendo así la producción de un aceite mineral de alta calidad con bajo contenido de aromáticos. La N-metil-pirrolidona es también relativamente hidrófila; por consiguiente la adición de agua a un sistema de solvente aromático - N-metil-pirrolidona produce la

27

separación y recuperación efectiva de aromáticos. Adicionalmente, la N-metil-pirrolidona es relativamente inocua para el medio ambiente y tiene una baja toxicidad y bulle a una temperatura moderada (especialmente al vacío) por lo que no se requiere una destilación a alta temperatura, ni sus costos ni peligros asociados.

[0017] En ciertas modalidades, la mezcla de solvente comprende al menos un 75% de N-metil-pirrolidona y no más del 25% de propilen carbonato; en ciertas modalidades, la mezcla de solvente comprende al menos 80% de N-metil-pirrolidona y no más del 20% de propilen carbonato. El propilen carbonato tiene una baja afinidad al agua (por ejemplo, acepta menos del 10% de una dilución de agua en propilen carbonato) pero en mezclas de hasta un 20% de propilen carbonato en N-metil-pirrolidona, esta característica no es significativa en la mezcla N-metil-pirrolidona - propilen carbonato. Por consiguiente, en ciertas modalidades, el propilen carbonato se usa para control selectivo, esto es, para minimizar el número de alifáticos que se pueden disolver en el solvente y maximizar así la pureza de los aromáticos.

[0018] La puesta en contacto del material de alimentación con el solvente (por ejemplo, un solvente mezclado) se realiza, y/o la mezcla se mantiene, a una temperatura desde cerca de 5° a cerca de 20°C, preferiblemente desde cerca de 5° a 10°C, por debajo de la temperatura crítica de solución de la mezcla. La temperatura crítica de solución es la temperatura más alta a la cual la mezcla particular de solventes y material de alimentación se vuelve miscible, esto es, los solventes forman una única fase homogénea. La temperatura a la cual los componentes de la mezcla

son expuestos debe mantener el sistema material de alimentación-solvente como un sistema de dos fases. Las temperaturas exactas que serán empleadas para esta fin dependerán de muchos factores tales como el material de alimentación específico utilizado y el sistema de solvente particular empleado. Adicionalmente, las temperaturas empleadas durante el contacto deben ser suficientes para alcanzar viscosidades de fase relativamente bajas en torres a contracorriente continua si se emplean dichas torres para extraer los solventes.

[0019] Una de las dos fases formadas durante este período de contacto en donde la temperatura se ajusta al nivel apropiado, algunas veces denominada en el presente como el extracto, por lo general contendrá asfaltenos, aromáticos y una pequeña cantidad de polares de bajo peso molecular del material de alimentación, así como la mayoría del solvente. La segunda fase, algunas veces denominada en el presente como la fase de aceite mineral, por lo general contiene moléculas apolares (también conocidas como saturadas) y una cantidad menor de polares del material de alimentación junto con algo de solvente.

[0020] El proceso de extracción de esta invención es particularmente adecuado para ser realizado de una manera continua con referencia al diagrama esquemático de la figura 1. Como se muestra en la figura 1, un material de alimentación 30 del conducto 2 se pone en contacto en una primera zona de contacto 4 con un solvente 32 por medio de la línea 6. La primera zona de contacto 4 puede ser cualquier aparato adecuado para obtener una mezcla íntima del material de alimentación de hidrocarburo con los solventes a temperaturas de hasta y

superiores a los 100°C, tales como una columna de contacto o una mezcladora-decantador. La fase que contiene el aceite mineral 34 es extraída y la fase restante 36 (que contiene los aromáticos y el solvente 40) es transferida por medio de la línea 8 a través del área 10 a una segunda zona de contacto 12.

[0021] La segunda zona de contacto 12 puede ser cualquier aparato en donde pueda tener lugar la mezcla y separación de las fases líquidas, tales como un decantador en donde la fase que contiene los aromáticos se decanta al fondo. Se adiciona agua 42 por medio de la línea 20 a la mezcla en la segunda zona de contacto 12; la capa que contiene los aromáticos se separa entonces y se remueve de la segunda zona de contacto 12 por medio de la línea 14 como aromáticos 44. La fase remanente se transfiere a la zona de separación 18, en donde el agua se remueve y se recicla a la segunda zona de contacto 12 por medio de la línea 20 y el solvente es recuperado y devuelto por medio de la línea 6 para procedimientos de extracción adicionales.

[0022] La zona de separación 18 comprende preferiblemente una columna de destilación para separar el agua del solvente de extracción. Sin embargo, el agua y el N-metil-pirrolidona no necesitan separarse por destilación; en su lugar, la mezcla destilada de agua y N-metil-pirrolidona puede ser separada por un proceso de dos etapas: un evaporador para recuperar el solvente a su condición original (no más de cerca del 3% de agua); y ósmosis inversa para producir agua altamente purificada. Para dicho proceso de ósmosis inversa, es deseable usar una membrana de ósmosis inversa que sea resistente a la N-metil-pirrolidona.

[0023] En el evento que se requiera un mezclador, es posible emplear muchos de los mezcladores convencionales conocidos en la técnica. Entre los mezcladores estáticos se incluyen, por ejemplo, los mezcladores Multiflux, Sulzer, PMR, McHugh, Komax y Honeycomb, X, Ross-ISG y mezcladores helicoidales.

[0024] En general, se debe purificar el agua antes de usarla en la remoción de las trazas de solvente remanentes en los aromáticos y en los alifáticos. Aunque el agua se puede purificar con cualquier técnica conocida en la técnica, es algo dificultoso separar completamente el agua pura de los solventes como la N-metil-pirrolidona por destilación. De manera ventajosa el agua puede ser purificada en dos etapas, por ejemplo por medio (i) de poner en contacto el agua con el aromático (para remover los aromáticos del agua y para remover las trazas de solvente del aromático) y (ii) de purificar el agua por medio de ósmosis inversa para eliminar las trazas de solvente del agua. Como se menciona en el presente, es necesario usar una membrana de ósmosis inversa que sea resistente a la N-metil-pirrolidona en esta etapa; por ejemplo las membranas de polímero de politetrafluoroetileno son relativamente resistentes a la N-metil-pirrolidona.

[0025] Es conocido que después de mezclar las dos fases inmiscibles se pueden formar emulsiones. La formación de emulsiones es indeseable debido a que retrasa el procesamiento y aumenta la probabilidad de contaminación de los productos deseados.

[0026] También es deseable liberar el solvente humedecido de los aromáticos y los alifáticos antes de la destilación. Lo anterior se puede lograr de manera ventajosa en tres etapas:

(i) El solvente humedecido se mezcla con el mismo aromático producido en el proceso descrito en la presente pero preferiblemente se limpia de trazas de solvente. En esta etapa, la relación de aromáticos a solvente puede ser de cerca de 2:1; por consiguiente se debe usar un esquema de recirculación (la producción general de aromáticos en el proceso no se aproxima en general al nivel requerido para mantener esta relación);

(ii) Al solvente humedecido se le limpian los alifáticos al poner en contacto el solvente humedecido con la material de alimentación para el proceso. Los alifáticos son uno de los mayores factores de producción de emulsiones, especialmente los del tipo más denso, los cuales no se separan lo suficientemente rápido en los decantadores. Ante de esta etapa, los aromáticos se deben remover (ver etapa (i)) y extraer del proceso. Si se eliminan los alifáticos (por ejemplo, el ponerlo en contacto con la materia prima (material de alimentación)) pero los aromáticos continúan contaminando el solvente humedecido, algunos de los aromáticos volverán a entrar en el proceso y potencialmente disminuirán la capacidad del proceso.

(iii) Si las etapas (i) y (ii) son suficientes para proporcionar un solvente humedecido limpio, se puede usar una etapa de nano-filtración para reducir adicionalmente el contenido de hidrocarburos en el solvente humedecido.

[0027] Por consiguiente, en ciertas modalidades, la invención proporciona un proceso en el cual se libera al agua destilada de solvente y aromáticos, y el solvente recuperado es liberado de

aromáticos y alifáticos. Se puede lograr la anterior sin usar insumos adicionales, mediante una meticulosa recirculación y purificación de los materiales (agua, solvente, material de alimentación) usados en el proceso, por ejemplo como se describe a continuación.

[0028] En ciertas modalidades, la invención presenta un proceso mostrado esquemáticamente en la figura 2. Como se muestra en la figura 2, el proceso de extracción se inicia cuando el material de alimentación y el solvente entran en la etapa 100. El solvente y la materia prima deben ser mezclados íntimamente, por ejemplo en gotas muy finas, con el fin que el solvente extraiga los aromáticos. Posteriormente, el solvente y los hidrocarburos (ahora des-aromatizados) (también conocida como la fase alifática o saturada) deben ser separados, por ejemplo al mezclar el material de alimentación con el solvente en un mezclador estático y posteriormente separándolos por precipitación en un decantador. Para una extracción eficiente, se contempla que la etapa 100 incluirá de 3 a 6 etapas de extracción a contracorriente y que el solvente estará presente en cerca del 200% al 300% en peso del material de alimentación. Sin embargo, se puede usar solvente o etapas de extracción a contracorriente adicionales si se requiere (por ejemplo, con materiales de alimentación que contienen mayores cantidades de aromáticos). También se puede usar una columna de transferencia de masa equivalente. Por consiguiente los insumos que entran en la etapa 100 son material de alimentación y solvente; los productos resultantes son solvente más aromáticos (extracto) y una fase alifática que retiene trazas de solvente.

[0029] En la etapa 200 de la figura 200, el material alifático es purificado adicionalmente por medio de la remoción del solvente remanente. En ciertas modalidades, el solvente así separado puede ser recuperado y reutilizado, como se describe en la presente. La fase alifática y el agua purificada son mezcladas, por ejemplo en un mezclador estático, y posteriormente separadas, por ejemplo por precipitado en un decantador. Para la extracción eficiente, se contempla que la etapa 200 incluirá de 1 a 2 etapas de extracción a contracorriente y que habrá agua presente en cerca de un 100% a 200% en peso de alifático. También se puede usar una columna de transferencia de masa equivalente. Por consiguiente los insumos que entran en la etapa 200 son alifáticos parcialmente purificados y agua; los productos resultantes son agua (con algo de solvente) y fase alifática purificada.

[0030] En la etapa 300 de la figura 2, el material aromático es separado del solvente. En ciertas modalidades, el solvente así separado puede ser recuperado y reutilizado, tal como se describe en la presente y los aromáticos pueden ser purificados adicionalmente como para ser lo suficientemente puros para ser usados o revendidos. La fase de solvente (extracto) de la etapa 100 se mezcla con agua de la etapa 200, por ejemplo en un mezclador estático y posteriormente separadas, por ejemplo por precipitación en un decantador. Para una extracción eficiente, se contempla que la etapa 300 incluirá una etapa de extracción a contracorriente y que habrá agua presente en cerca del 80% en peso de la fase de solvente (extracto). También se puede usar una columna de transferencia de masa equivalente. Por consiguiente los insumos que entran en la etapa 300 son fase de solvente

(extracto) de la etapa 100 y agua con trazas de solvente de las etapas 200 y 600; los productos resultantes son solvente humedecido (con trazas de hidrocarburos) y aromáticos (con trazas de solvente).

[0031] En la etapa 400 de la figura 2, el material aromático es purificado. En esta etapa, las trazas de solvente remanentes en la fase aromática pueden ser recuperadas y todos los aromáticos remanentes en el agua destilada son transferidos a la fase aromática. El material aromático de la etapa 300 es mezclado con agua, por ejemplo en un mezclador estático y son posteriormente separados, por ejemplo por precipitación en un decantador. Para una extracción eficiente, se contempla que la etapa 400 incluirá una etapa de extracción a contracorriente y que habrá agua presente en cerca del 100 al 200% en peso de la fase aromática. También se puede usar una columna de transferencia de masa equivalente. Por consiguiente los insumos que entran en la etapa 400 son fase aromática y agua; los productos resultantes son agua (con trazas de solvente) y aromáticos purificados.

[0032] En la etapa 500 de la figura 2, el solvente humedecido es limpiado de trazas de aromáticos antes de la destilación, para evitar la contaminación del material alifático de la etapa 200 y para asegurarse que la capacidad del solvente es maximizada para reutilización en la etapa 100. Los aromáticos purificados en la etapa 400 se mezclan con el solvente humedecido de la etapa 300, por ejemplo en un mezclador estático y son posteriormente separados, por ejemplo por precipitación en un decantador. Para una extracción eficiente, se contempla que la etapa 500 incluirá

una etapa de extracción y que habrá solvente humedecido en cerca del 50 al 100% en peso de la fase aromática. Preferiblemente se usará un circuito de recirculación. También se puede usar una columna de transferencia de masa equivalente. Por consiguiente los insumos que entran en la etapa 500 son fase aromática y solvente humedecido; los productos resultantes son aromáticos purificados (con trazas de solvente) y solvente humedecido sólo con trazas de alifáticos.

[0033] En la etapa 600 de la figura 200, los aromáticos son nuevamente purificados, para remover (y reutilizar) trazas de solvente y para asegurar la obtención de aromáticos puros para uso o venta. Los aromáticos de la etapa 500 se mezclan con agua pura, por ejemplo en un mezclador estático y son posteriormente separados, por ejemplo por precipitación en un decantador. Para una extracción eficiente, se contempla que la etapa 600 incluirá una etapa de extracción y que habrá agua presente en cerca del 100 al 200% en peso de la fase aromática. También se puede usar una columna de transferencia de masa equivalente. Por consiguiente los insumos que entran en la etapa 600 son la fase aromática de la etapa 500 y agua pura; los productos resultantes son aromáticos purificados y agua con trazas de solvente.

[0034] En la etapa 700 de la figura 2, el agua destilada es purificada antes de ser usada en las etapas 200 y 600 para asegurarse que el agua no tenga solvente. El agua se purifica por medio de ósmosis inversa con una membrana resistente a la N-metil-pirrolidona. Por consiguiente el insumo que entra en la etapa 700 es agua con trazas de solvente; los productos

resultantes son agua purificada y agua de desecho con concentraciones más altas de solvente.

[0035] En la etapa 800 de la figura 200, el solvente humedecido es purificado, para remover trazas de alifáticos que podrían contaminar el solvente durante la destilación del solvente. El solvente humedecido de la etapa 500 es mezclado con el material de alimentación, por ejemplo en un mezclador estático y son posteriormente separados, por ejemplo por precipitación en un decantador. Para una extracción eficiente, se contempla que la etapa 800 incluirá una etapa de extracción y que habrá material de alimentación presente en cerca del 100 al 200% en peso del solvente humedecido. También se puede usar una columna de transferencia de masa equivalente. Por consiguiente los insumos que entran en la etapa 800 son materia prima y solvente humedecido con trazas de alifáticos; los productos resultantes son materias primas y solvente humedecido limpio.

[0036] Si se desea, se puede emplear una etapa opcional 900 (que no se ilustra en la figura 2), en la cual el solvente humedecido es limpiado por ultrafiltración.

[0037] La invención proporciona varias ventajas. Mediante el uso del proceso de la invención, se pueden obtener aromáticos y alifáticos (como aceite mineral) altamente purificados, empleando procesos menos costosos, menos dañinos para el medio ambiente y menos riesgosos operacionalmente que los procesos anteriormente conocidos (esto es, sulfonación e hidrogenación). Por consiguiente, la presente invención proporciona un proceso eficiente, económico y ecológico para producir productos alifáticos y aromáticos a partir de un material de alimentación.

25

[0038] En ciertas modalidades, los aromáticos recuperados del proceso de acuerdo a esta invención pueden tener no más de un 10% de alifáticos, más preferiblemente no más de un 5% de alifáticos después de purificación según el proceso divulgado. Por lo general los aromáticos con una mayor purificación pueden ser vendidos a un mayor precio que los aromáticos con una menor purificación. Adicionalmente, se recupera una mayor proporción de alifáticos de la materia prima, incrementado la eficiencia general del proceso.

[0039] En ciertas modalidades, el agua usada en el proceso de extracción tiene no más del 0,5% de N-metil-pirrolidona después de la purificación y antes de la recirculación y reutilización del agua. En ciertas modalidades, el agua no tiene más de 0,2% o 0,1% de N-metil-pirrolidona después de purificación y antes de la recirculación y reutilización. Los bajos niveles de la N-metil-pirrolidona en el agua permiten una mejor recuperación de la N-metil-pirrolidona en los productos finales, reduciendo aún más los costos operativos.

[0040] En ciertas modalidades, el agua usada en el proceso de extracción no tiene más del 1% de hidrocarburos después de purificación y antes de recirculación y reutilización del agua. En ciertas modalidades, el agua no tiene más del 0,5% o 0,1% de hidrocarburos después de purificada y antes de recirculación y reutilización. Como resultado el proceso divulgado es capaz de proporcionar un producto alifático con un contenido muy bajo de aromáticos (por ejemplo, menos del 1000 pm, 500 ppm o 100 ppm).

38

[0041] En ciertas modalidades, el solvente (N-metil-pirrolidona) usado en el proceso de extracción no tiene más del 1% en hidrocarburos después de purificación y con anterioridad a la recirculación y reutilización del solvente. En ciertas modalidades, el agua no tiene más del 0,5% o 0,1% de hidrocarburos después de purificación y con anterioridad a la recirculación y reutilización. Por consiguiente, la presente invención puede usar cantidades más bajas de solvente y por consiguiente menores cantidades de energía para evaporar y recuperar el agua a través de una relación más baja de solvente a materia prima.

[0042] La cantidad de contaminantes presente en los alifáticos, aromáticos, el agua y el solvente puede ser determinada de acuerdo a los métodos conocidos por un técnico versado en la materia, por ejemplo, por cromatografía de gases (CG), espectrometría de masa (EM), espectroscopía de resonancia magnética nuclear (NMR), o por técnicas combinadas tales como GC/MS.

[0043] Ejemplo 1

[0044] La figura 3 muestra un diagrama esquemático de un sistema de acuerdo a una modalidad de la presente invención. En referencia a la figura 3:

[0045] El procesador 100 recibe el material de alimentación de hidrocarburo por medio de un conducto o tubo para fluidos 8A; el solvente de extracción también es provisto por medio de un conducto para fluidos, por ejemplo, un conducto de la unidad de destilación 1000 como se ilustra en la figura 3. Después de mezclar el material de alimentación con el solvente de

extracción, la fracción (que en esta etapa contendrá trazas de solvente) alifática (aceite mineral) se separa y es transferida por medio del conducto 1A al procesador 200, mientras que la fase de solvente de extracción (que también contiene aromáticos extraídos del material de alimentación) es transferida al procesador 300.

[0046] En el procesador 200, el agua [recibida del procesador (por ejemplo unidad de ósmosis inversa) 700 por medio del conducto 7B] se mezcla con la fracción alifática del procesador 100; las fases son separadas, removiendo así la mayoría de las trazas remanentes del solvente de extracción de la fracción alifática (y recuperando preferiblemente el solvente para reutilización en la fracción acuosa). Después de la separación, la fracción alifática es removida por medio de un conducto y es preparada para procesamiento adicional o para venta, mientras que la fracción acuosa (la cual contiene algo del solvente extraído de los alifáticos) es removida por medio del conducto 2B al procesador 300.

[0047] En el procesador 300, la fracción acuosa del procesador 200 es mezclada con la fracción acuosa del procesador 600 y con la fase de solvente de extracción del procesador 100. Opcionalmente, se puede adicionar solvente humedecido de la unidad de ósmosis inversa 700 por medio del conducto 7A y se pueden adicionar hidrocarburos recuperados adicionales del mezclador 900 por medio del conducto 9A. Después del mezclado, las fases son separadas y la fase que contiene aromáticos (que en este punto contiene algunas trazas de solvente) es extraída por medio del conducto 3A al procesador 400. La fase que contiene

solvente se transfiere al procesador 500 por medio del conducto 3B.

[0048] En el procesador 400, agua (de la unidad de destilación 1000) se adiciona a la fase que contiene aromáticos del procesador 300, para remover trazas del solvente de extracción de los aromáticos y para transferir las trazas de hidrocarburos del agua destilada a la fase de aromáticos. Una vez mezcladas, la fase acuosa (que contiene ahora trazas del solvente de extracción) se remueve por medio del conducto 4B a la unidad de ósmosis inversa 700, mientras que la fase de aromáticos purificados se transfiere por medio del conducto 4A al procesador 500.

[0049] En el procesador 500, el cual es preferiblemente capaz de realizar una recirculación de alto volumen de la fase aromática del procesador 400, la fase de aromáticos es mezclada con la fase que contiene solvente del procesador 300, para recuperar las trazas de aromáticos de la fase que contiene solvente. Una vez las fases se han separado, la fase de aromáticos (que contiene ahora trazas de solvente de extracción) se transfiere por medio del conducto 5A al procesador 600, mientras que la fase que contiene solvente (que contiene ahora trazas de alifáticos pero con la mayoría de aromáticos removidos) se extrae al procesador 800 por medio del conducto 5B.

[0050] En el procesador 600, la fase de aromáticos del procesador 500 es combinada con el agua recibida por medio del conducto 7C de la unidad de ósmosis inversa 700. Una vez son mezcladas y separadas, la fase de aromáticos, ahora mayormente libre de solvente de extracción, se remueve por medio del

conducto 6A para ser almacenada para su procesamiento adicional o venta.

[0051] En el procesador 700, el solvente de extracción presente en la fase acuosa recuperada del procesador 400 es separada del agua por medio de ósmosis inversa. El solvente de extracción separado puede ser reciclado, por ejemplo por transferencia al procesador 300 por medio del conducto 7A. Después del tratamiento por ósmosis inversa, el agua purificada es reciclada, por ejemplo, a los procesadores 200 y 600 a través de los conductos 7B y 7C.

[0052] En el procesador 800, el solvente humedecido recibido del procesador 500 por medio del conducto 5B se mezcla con material de alimentación de hidrocarburo. Esta mezcla remueve trazas de hidrocarburos del solvente de extracción; después de la fase de separación, estos hidrocarburos son extraídos hacia el material de alimentación y son transferidos junto con el material de alimentación al procesador 100 a través del conducto 8A. El solvente humedecido se remueve por medio del conducto 8B al procesador 900.

[0053] En el procesador 900, el solvente de extracción es tratado por ultrafiltración para remover trazas de hidrocarburos del solvente de extracción. Estos hidrocarburos recuperados pueden ser desechados o pueden ser reciclados, por ejemplo transfiriéndolos al procesador 300 por medio del conducto 9A. El solvente humedecido, ahora mayormente libre de hidrocarburos, es recuperado para reciclado o reutilización. Por ejemplo, se puede remover agua del solvente de extracción humedecido por destilación como se describe a continuación.

[0054] El solvente humedecido pasa a través de un conducto a la unidad de destilación 1000, en donde el solvente humedecido se calienta para producir la vaporización y separación del solvente del agua remanente. El proceso de destilación puede ser realizado bajo presión reducida para reducir el punto de ebullición de los componentes y minimizar así el daño al solvente. Asimismo, el destilado puede ser fraccionado usando columnas de destilación u otros medios para asegurar la separación de los componentes. Algunas tecnologías modernas de destilación permiten costos muy bajos de operación, por ejemplo, por medio de la recuperación del calor (energía entrante). En la técnica se conocen tecnologías para recuperar hasta el 95% del calor entrante en la recuperación de agua dulce del agua de mar y dichas tecnologías pueden ser empleadas para reducir los costos energéticos. El solvente recuperado puede ser devuelto por medio del conducto 10A al procesador 100 para reutilización; similarmente, el agua recuperada puede ser devuelta por medio del conducto 10B al procesador 400 para reutilización.

[0055] Las divulgaciones de cada una y todas las patentes, solicitudes de patente y publicaciones citadas en la presente son incorporadas en su totalidad por referencia a la presente.

[0056] Aunque la invención ha sido divulgada con referencia a modalidades específicas, es claro que otras modalidades y variaciones de la invención pueden ser concebidas por otros técnicos versados en la materia sin apartarse del verdadero espíritu y alcance de la invención. Las reivindicaciones están dirigidas a ser interpretadas para que incluyan todas dichas modalidades y variaciones equivalentes.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para producir aceite mineral a partir de materiales de alimentación de hidrocarburos ligeros, en el cual el proceso comprende las etapas de

(a) Poner en contacto el material de alimentación de hidrocarburos ligeros con un solvente de extracción;

(b) Separar una fase de aceite mineral de la fase de extracto;

(c) Poner en contacto la fase de extracto con agua para formar una fase de solvente humedecido y una fase de aromáticos;

(d) Separar la fase de solvente humedecido de la fase de aromáticos; y

(e) Destilar el solvente humedecido purificado para recuperar solvente regenerado y agua regenerada,

(f) Poner en contacto la fase de aromáticos de la etapa (d) con el agua regenerada y poner en contacto la fase de aceite mineral de la etapa (b) con el agua regenerada para remover trazas de solventes de la fase aromática de la etapa (d) y de la fase de aceite mineral de la etapa (b);

en donde:

(g) el solvente comprende hasta un 20% de propilen carbonato en N-metil-pirrolidona.

2. El proceso de la reivindicación 1, en donde el proceso comprende adicionalmente las etapas de:

(h) Poner en contacto la fase aromática de la etapa (d) con agua regenerada de la etapa (e) para proporcionar una fase aromática purificada y agua con trazas de solvente;

AA

(i) Poner en contacto la fase de solvente humedecido de la etapa (d) con la fase aromática purificada de la etapa (h) para proporcionar un solvente humedecido parcialmente purificado y una fase aromática; y

(j) Poner en contacto el solvente humedecido parcialmente purificado de la etapa (i) con el material de alimentación de hidrocarburos ligeros para proporcionar un solvente humedecido purificado y un material de alimentación modificado.

3. El proceso de la reivindicación 2, en donde el agua con trazas de solvente de la etapa (h) es purificada con ósmosis inversa para remover trazas de solvente antes de poner en contacto la fase aromática de la etapa (d) con la fase de aceite mineral de la etapa (b).

4. El proceso de la reivindicación 3, en donde el solvente humedecido purificado de la etapa (j) es tratado adicionalmente por nano-filtración.

Título: MÉTODO PARA LA PRODUCCIÓN DE ACEITES MINERALES

Resumen: Se divulga un proceso para producir un producto alifático purificado a partir de un material de alimentación que contiene aromáticos. En un aspecto la invención proporciona un proceso para producir aceite mineral a partir de un material de alimentación de hidrocarburos ligeros. El proceso comprende las etapas de (a) poner en contacto el material de alimentación de hidrocarburos ligeros con un solvente de extracción, (b) separar una fase de aceite mineral de la fase de extracto, (c) poner en contacto la fase de extracto con agua para formar una fase de solvente humedecido y una fase de aromáticos, (d) separar la fase de solvente humedecido de la fase de aromáticos, (e) destilar el solvente humedecido purificado para recuperar solvente regenerado y agua regenerada, (f) poner en contacto la fase de aromáticos de la etapa (d) con el agua regenerada y poner en contacto la fase de aceite mineral de la etapa (b) con el agua regenerada para remover trazas de solventes de la fase aromática de la etapa (d) y de la fase de aceite mineral de la etapa (b). En ciertas modalidades, el solvente comprende hasta un n 20% de propilen carbonato en N-metil-pirrolidona.

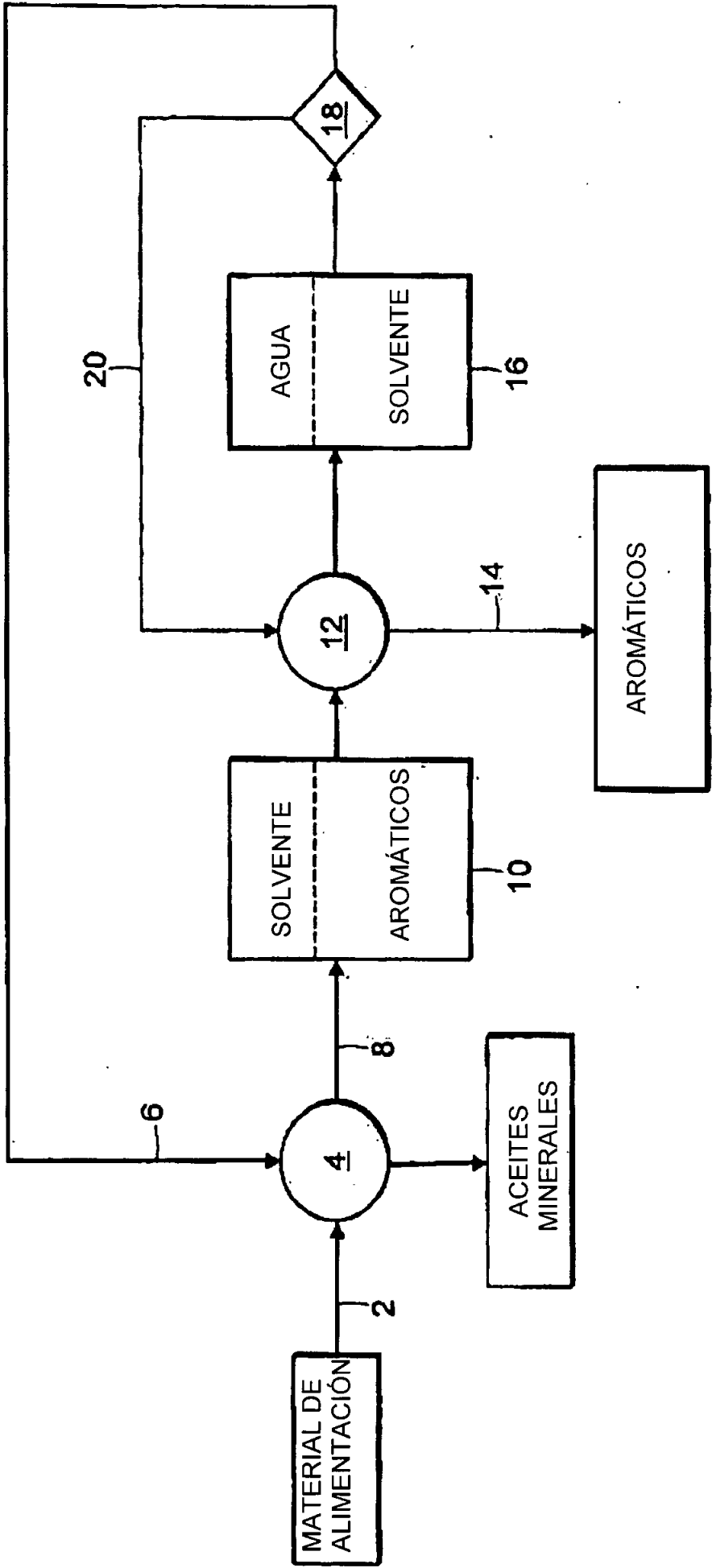


FIGURA 1

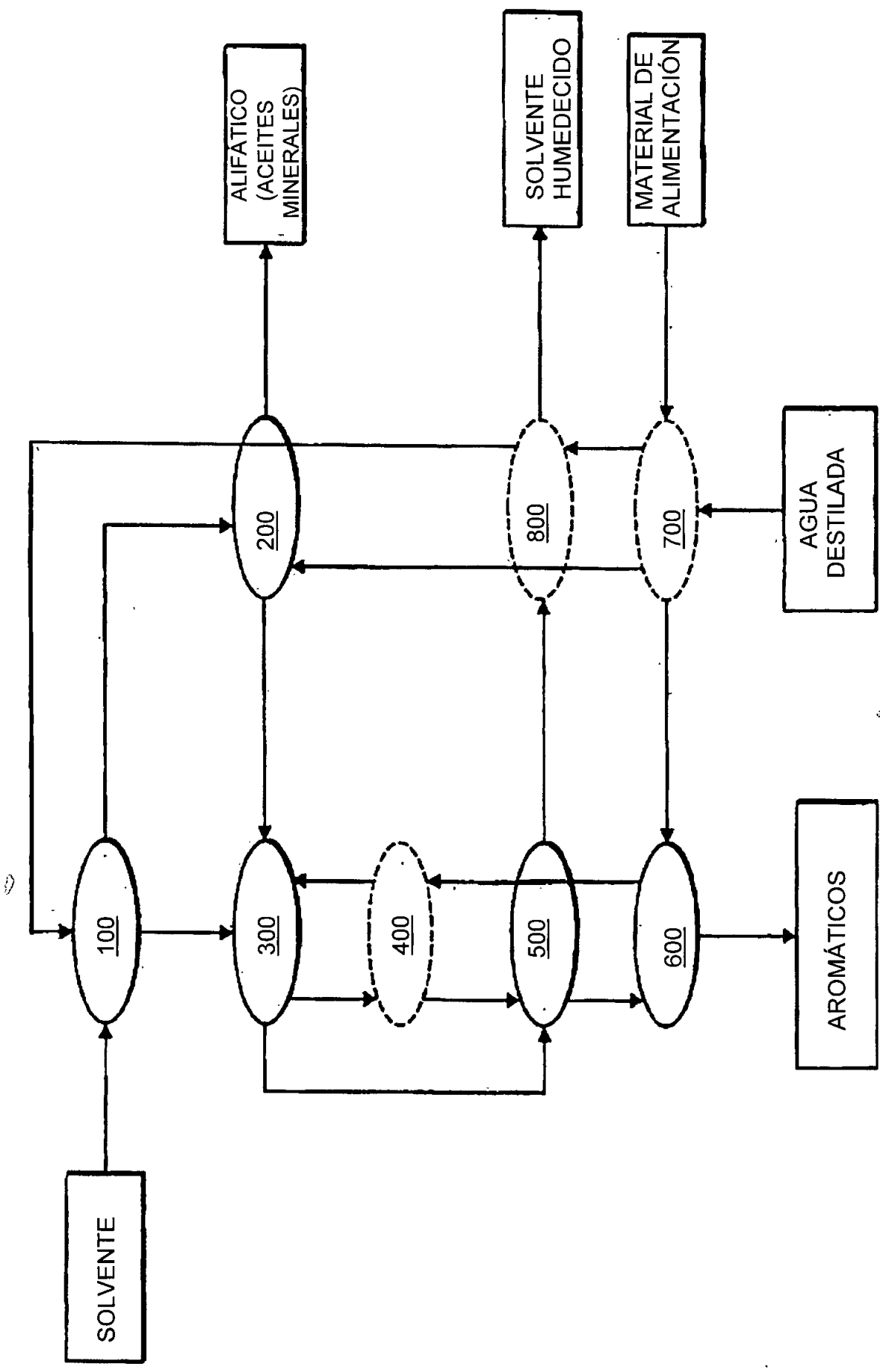


FIGURA 2

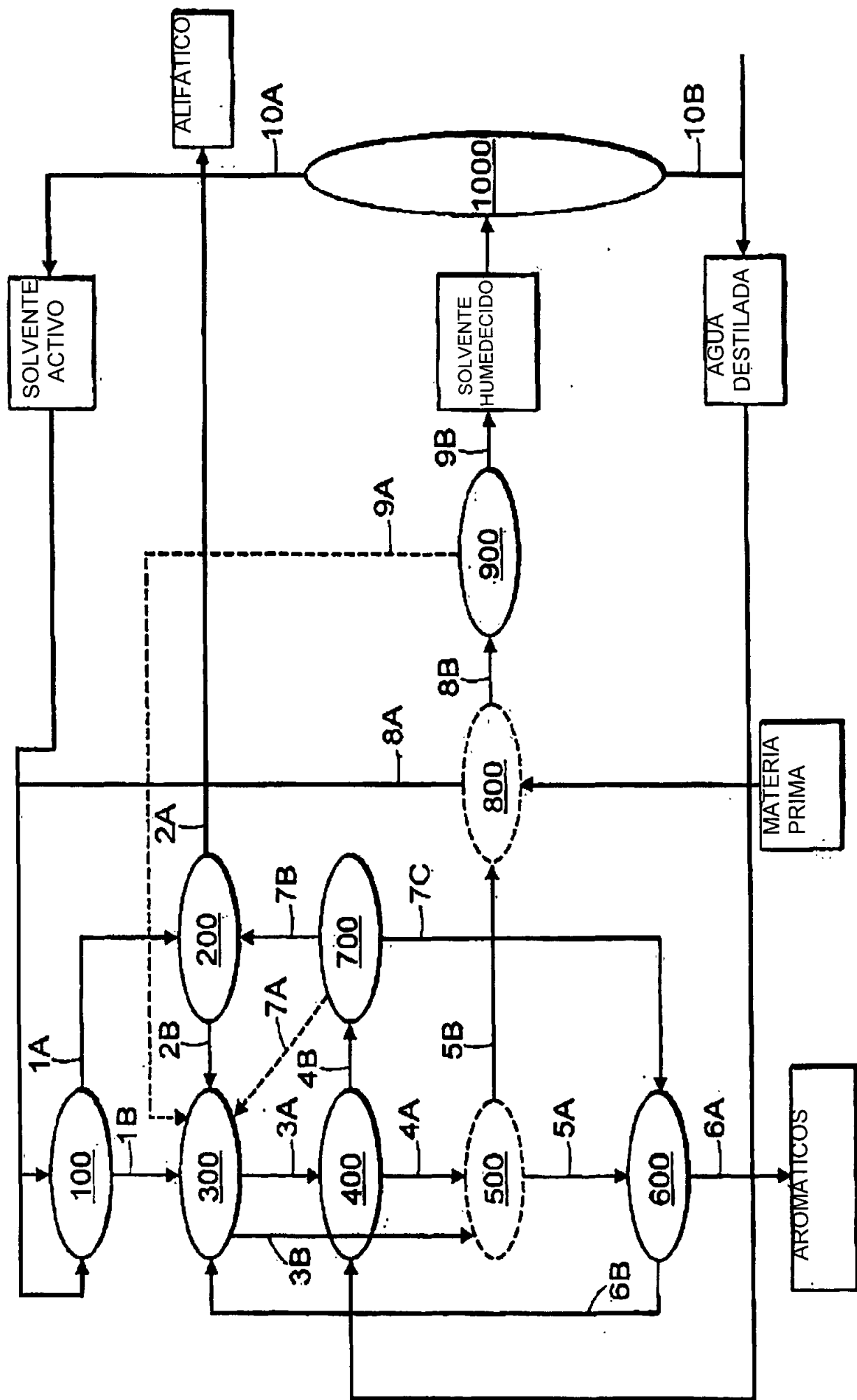


FIGURA 3

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/US 08/54912

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER IPC(8) - B01D 11/04 (2008.04) USPC - 196/14.52; 208/316 According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) USPC - 196/14.52; 208/316 Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched USPC - 196/\$; 208/\$; Google Scholar and Google Patent Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) Searched US Pre-grant Publications, US Patent Full-Text, EPO Abstract, JPO Abstract, Google Scholar and Google Patent Databases for mineral, oil, purification, nanofiltration, reverse osmosis, wetted solvent, extraction water		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	US 5,039,399 A (Sequeira, Jr.) 13 August 1991 (13.8.1991); entire document, especially cols 2, 3, 5, 6, 10	1-4
Y	US 3,567,791 A (Fuller) 02 March 1971 (02.03.1971); entire document, especially col 4, ln 26-30	1-4
Y	US 5,041,227 A (Van Eikeren et al.); 20 August 1991 (20.08.1991); entire document; especially, col 1, ln 41-56	3 and 4
☐ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☐		
* Special categories of cited documents: "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance "E" earlier application or patent but published on or after the international filing date "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention "X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone "Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art "&" document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search 29 May 2008 (29.05.2008)		Date of mailing of the international search report 27 JUN 2008
Name and mailing address of the ISA/US Mail Stop PCT, Attn: ISA/US, Commissioner for Patents P.O. Box 1450, Alexandria, Virginia 22313-1450 Facsimile No. 571-273-3201		Authorized officer: Lee W. Young PCT Helpdesk: 571-272-4300 PCT OSP: 571-272-7774

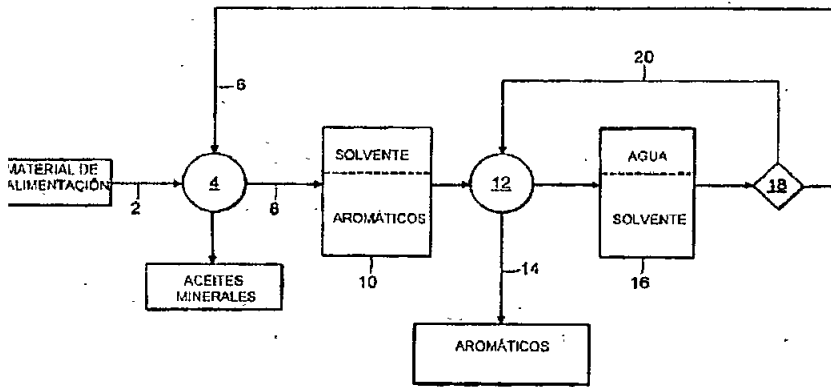


FIGURA 1

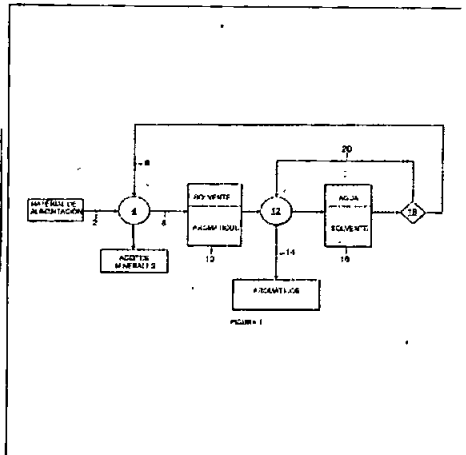


FIGURA 1

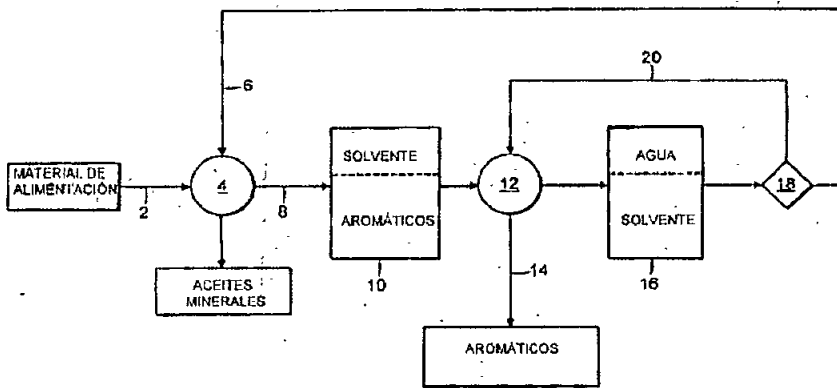


FIGURA 1

2.1. Análisis comparativo de los signos.

Los signos confrontados son los siguientes:

SIGNO SOLICITADO	MARCA (S) PREVIAMENTE REGISTRADA (S)
	

Siendo así las cosas, se procederá a realizar un análisis tendiente a establecer el grado de similitud existente entre los signos representados en el recuadro anterior.

Se encuentra esta Oficina frente a la comparación de dos signos mixtos entre sí.

En cuanto a la comparación de marcas mixtas, el Tribunal de Justicia de la CAN ha establecido lo siguiente:

"Para comparar marcas mixtas, primero se debe determinar, cuál de los dos elementos -el denominativo o el gráfico- de cada marca, resulta predominante, que es lo que le permite a la marca llegar al público consumidor. La doctrina se ha inclinado a dar prioridad al elemento denominativo de la marca mixta, ya que por lo general suele ser el más característico o determinante, teniendo en cuenta la fuerza expresiva propia de las palabras, las que por definición son pronunciables, lo que no obsta para que en algunos casos se le reconozca prioridad al elemento gráfico, teniendo en cuenta su tamaño, color y colocación, que en un momento dado pueden ser definitivos".³

Teniendo en cuenta los argumentos planteados por las partes, así como los fundamentos normativos, doctrinales y jurisprudenciales en materia de propiedad industrial, esta Dirección, al analizar los signos previamente representados, encuentra que ellos presentan semejanzas susceptibles de generar riesgo de confusión. En primer lugar, debemos mencionar que si bien las marcas cotejadas son mixtas, y contienen diferentes elementos de tipo gráfico y nominativo, en ellas prevalece su denominación, recayendo sobre ella su carga distintiva. En esa medida, teniendo en cuenta la expresión que conforma cada uno de los signos, encontramos que representan la misma idea en la mente del consumidor, con la diferencia que la marca solicitada está escrita en diminutivo, si que consista en un cambio sustancial y significativo, y, por el contrario, generara que el consumidor crea que se trata de una nueva línea de los productos fabricados por la sociedad opositora.

³ Tribunal de Justicia de la Comunidad Andina de Naciones. Interpretación Prejudicial, Proceso N° 05-IP-2002.

52

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 09 - 68,549
FECHA : SEPTIEMBRE 14 DE 2009



***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
CAVELIER ABOGADOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	17854546	14/09/2009	33,365,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01	SOLICITUDES	
		1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	540,000.00
		TOTAL :	\$ 540,000.00

SON: QUINIENTOS CUARENTA MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

Cob: 122 16-841-001-4



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

REQUISITOS MINIMOS PARA ADMISION A TRAMITE
PCT

PATENTE DE INVENCION

☒

MODELO DE UTILIDAD ☐

- ◆ Indicación de que se solicita la concesión de una patente ☒
- ◆ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud ☒
- ◆ Descripción de la invención ☒
- ◆ Dibujos de ser estos pertinentes ☒
- ◆ Comprobante de pago de las tasas establecidas ☒

COMPLETA ☒

INCOMPLETA ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐

- ◆ Indicación de que se solicita el registro de Diseño Industrial ☐
- ◆ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud ☐
- ◆ Representación gráfica y fotográfica del Diseño Industrial o muestra del material que incorpora el diseño ☐
- ◆ Comprobante de pago de las tasas establecidas ☐

COMPLETA ☐

INCOMPLETA ☐

ESQUEMA DE TRAZADO ☐

- ◆ Indicación de que se solicita el registro de un Esquema de Trazado ☐
- ◆ Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud ☐
- ◆ Representación gráfica del esquema trazado ☐
- ◆ Comprobante de pago de las tasas establecidas ☐

COMPLETA ☐

INCOMPLETA ☐


Firma Responsable

Fecha

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 09-103860-00000-0000

Fecha: 2009-09-23 16:55:43 Dep. 2020 NUECREACION
Tra. 11 PATENTE IYI Eve: 378 FASENACIONAL
Act. 411 PRESENTACION Folios: 52

Carrera 13 No. 27-00 Piso 5, 7 y 10

Conmutador: 3 82 08 40

Fax: 350 52 20

E-mail: info@sic.gov.co

www.sic.gov.co

Bogotá, D.C., Colombia

REPUBLICA DE COLOMBIA
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

Folio 54

2020
Bogotá D.C.,

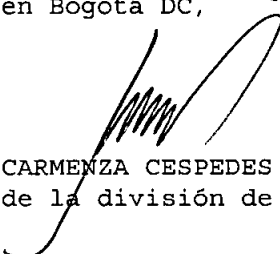
Doctor(a)
SUAREZ DE PAEZ LUZ CLEMENCIA
Apoderado(a) y/o Representante de
FARKAS GABRIEL

REFERENCIA	Radicación No.	9 103860
	Solicitud internacional	PCT/US2008/054912
	Fecha inicio fase nacional	26/09/2009
	Trámite	11
	Evento	378
	Actuación	416
	Oficio No.	8942
	Folios	1

Teniendo en cuenta que la solicitud de privilegio de patente que se tramita bajo el expediente indicado en la referencia, reúne los requisitos de forma establecidos en la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, el Tratado de Cooperación en Materia de Patentes (PCT), el Reglamento y la Circular Única de la Superintendencia de Industria y Comercio, se envía el extracto de la solicitud a la Oficina de Comunicaciones para efecto de su publicación en la Gaceta de Propiedad Industrial.

Cúmplase
Dado en Bogotá DC,

10.5 OCT. 2009


ALIX CARMENZA CESPEDES DE VERGEL
Jefe de la división de Nuevas Creaciones

adpall