



Description

Titre de l'invention : Procédé d'extraction liquide-liquide des aromatiques avec recyclages de l'extrait

Domaine technique

- [0001] Le domaine de l'invention concerne la séparation de composés aromatiques, tels que du benzène, du toluène, des xylènes (BTX), mais aussi des composés aromatiques à 9, 10 ou 11 atomes de carbone (A9, A10, A11), pour la pétrochimie provenant d'une charge comprenant un mélange de composés aromatiques et non-aromatiques, telle qu'une charge essence.

Technique antérieure

- [0002] En référence à l'ouvrage « Procédé de séparation » de J.-P. Wauquiez (Edition Technip 1998, p. 438-444), et au domaine de l'invention précédemment décrit, le procédé d'extraction des aromatiques BTX comprend trois opérations principales qui sont l'extraction, la purification des aromatiques et la régénération du solvant. La technique antérieure concerne le procédé d'extraction des aromatiques comprenant une colonne d'extraction liquide-liquide des aromatiques, une colonne de distillation extractive et une colonne de régénération du solvant. La charge comprenant un mélange d'aromatiques et de non-aromatiques est envoyée en milieu de la colonne d'extraction, le solvant est envoyé en tête de la colonne et l'extraction s'effectue par contactage de la charge et du solvant sur la section haute de la colonne d'extraction. Au sein de la même colonne, le solvant chargé en aromatiques entre dans une zone dite de contre-lavage (backwash selon la terminologie en anglais) où ledit solvant est contacté avec un recyclage de mélange aromatiques/non aromatiques légers provenant de la tête de la colonne de distillation extractive permettant de purifier partiellement les aromatiques pour produire un extrait. L'extrait est envoyé à une colonne de distillation extractive pour purification au moyen d'un taux de rebouillage réglé pour que les aromatiques en fond de colonne soient à des spécifications prédéterminées de teneur en non aromatiques. L'extrait purifié est envoyé dans une colonne de régénération par distillation azéotropique permettant de séparer les aromatiques du solvant.

Résumé de l'invention

- [0003] Dans le contexte précédemment décrit, un premier objet de la présente description est de proposer un procédé de séparation d'une charge hydrocarbonée pour la production d'aromatiques avec un rendement amélioré, notamment compatibles avec une injection dans un complexe aromatique.
- [0004] Selon un premier aspect, les objets précités, ainsi que d'autres avantages, sont obtenus par un procédé de séparation de composés aromatiques à partir d'une charge

comprenant un mélange de composés aromatiques et non-aromatiques, le procédé comprenant les étapes suivantes :

- extraire des aromatiques de la charge au moyen d'un extracteur liquide-liquide alimenté avec un flux de solvant pour produire au moins un extrait concentré en composés aromatiques par rapport à la composition de la charge, et un raffinat concentré en composés non-aromatiques par rapport à la composition de la charge ;
- alimenter une partie supérieure et une partie inférieure de l'extracteur liquide-liquide avec respectivement une première fraction et une deuxième fraction de recyclage d'extrait, la partie supérieure et la partie inférieure étant définies par rapport à la position du point d'alimentation de la charge dans l'extracteur liquide-liquide.

- [0005] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le flux de solvant 2 alimente la tête de la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide T1
- [0006] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la première fraction alimente ladite partie supérieure en un point disposé à une position comprise entre $0,05 \times L1$ et $0,95 \times L1$, de préférence entre $0,2 \times L1$ et $0,9 \times L1$ et de préférence entre $0,3 \times L1$ et $0,8 \times L1$, L1 étant la longueur de la tête de l'extracteur liquide-liquide T1 à la position du point d'alimentation de la charge.
- [0007] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la première fraction alimente ladite partie supérieure en dessous du point d'alimentation du flux de solvant.
- [0008] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la deuxième fraction alimente ladite partie inférieure en un point disposé à une position comprise entre $0 \times L2$ et $0,3 \times L2$, de préférence entre $0 \times L2$ et $0,2 \times L2$ et de préférence entre $0 \times L2$ et $0,1 \times L2$, L2 étant la longueur de la position du fond de l'extracteur liquide-liquide T1 au point d'alimentation de la charge.
- [0009] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le ratio massique de la première fraction sur la deuxième fraction est compris entre 0,01 et 0,99, de préférence entre 0,1 et 0,95, de préférence entre 0,15 et 0,85 et de préférence entre 0,2 et 0,8.
- [0010] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le ratio massique du solvant sur la charge est compris entre 0,1 et 50, de préférence entre 0,5 et 20, de préférence entre 1 et 9, de préférence entre 3 et 8.
- [0011] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le ratio massique du recyclage d'extrait sur la charge est compris entre 0,05 et 10, de préférence entre 0,1 et 8, de préférence entre 0,2 et 5, de préférence entre 0,3 et 2.
- [0012] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge contient des composés aromatiques et non-aromatiques comprenant de 6 à 11 atomes de carbone.
- [0013] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'extracteur liquide-liquide est opéré à au moins une des conditions opératoires suivantes : une pression comprise entre 0,05 MPa et 3 MPa, de préférence entre 0,1 MPa et 2 MPa, de préférence entre 0,2 MPa et 1,5

MPa, de préférence entre 0,3 MPa et 1 MPa ; une température comprise entre 10°C et 150°C, de préférence entre 15°C et 130°C, de préférence entre 30°C et 120°C, de préférence entre 40°C et 110°C.

[0014] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le procédé comprend les étapes suivantes :

- stripage de l'extrait au moyen d'une section de stripage de l'extrait pour séparer un flux gazeux comprenant des composés non-aromatiques et un extrait purifié ;
- séparation des aromatiques de l'extrait purifié au moyen d'une tour de récupération des aromatiques pour séparer le flux de solvant et des vapeurs de tête comprenant un flux aromatique.

[0015] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le procédé comprend au moins une des étapes suivantes :

- alimentation de l'extracteur liquide-liquide avec un flux de solvant comprenant un solvant choisi dans la liste constituée par l'éthylène glycol, le diéthylène glycol, le triéthylène glycol, hexaméthylphosphoramidate, le carbonate de propylène, le carbonate d'éthylène, le sulfolane, le 3-méthylsulfolane, le N-méthylacétamide, le N,N-diméthylacétamide, la butyrolactone, la 1-méthylpyrrolidone, le diméthylsulfoxyde, la caprolactame, le N-méthylformamide, la pyrrolidine-2-one, le furfural, le 1,1,3,3-tétraméthylurée et un mélange de ceux-ci ;
- séparation de phase du flux gazeux dans un condenseur décanteur pour séparer le recyclage d'extrait et une phase aqueuse ;
- lavage à l'eau du raffinat au moyen d'une tour de lavage à l'eau alimentée en eau pour produire un flux non-aromatique et de l'eau de lavage ;
- régénération d'au moins une portion du flux de solvant au moyen d'une section de régénération du solvant par un entraînement à la vapeur sous-vide ;
- condensation des vapeurs de tête dans un condenseur décanteur pour produire le flux aromatique.

[0016] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le procédé comprend au moins une des étapes suivantes :

- alimentation de l'extracteur liquide-liquide avec un flux de solvant choisi parmi l'éthylène glycol, le diéthylène glycol, le triéthylène glycol, hexaméthylphosphoramidate, le carbonate de propylène, le carbonate d'éthylène, le sulfolane, le 3-méthylsulfolane, le N-méthylacétamide, le N,N-diméthylacétamide, la butyrolactone, la 1-méthylpyrrolidone, le diméthylsulfoxyde, la caprolactame, le N-méthylformamide, la pyrrolidine-2-one, le furfural, le 1,1,3,3-tétraméthylurée et un mélange de ceux-ci ;
- stripage des composés hydrocarbures présents dans l'eau de lavage et/ou dans la phase aqueuse au moyen d'une section de stripage de l'eau pour produire de l'eau ;
- alimentation de la tour de récupération des aromatiques en vapeur d'eau pour

produire des vapeurs de tête comprenant en outre de la vapeur d'eau, et condensation des vapeurs de tête dans le condenseur décanteur pour produire le flux aromatique et de l'eau décantée.

[0017] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le procédé comprend au moins une des étapes suivantes :

- alimentation de l'extracteur liquide-liquide avec un flux de solvant comprenant du sulfolane et de l'eau ;
- recyclage de l'eau produite par la section de stripage de l'eau vers la tour de récupération des aromatiques.

[0018] Selon un deuxième aspect, les objets précités, ainsi que d'autres avantages, sont obtenus par un dispositif de séparation de composés aromatiques à partir d'une charge comprenant un mélange de composés aromatiques et non-aromatiques, le dispositif comprenant un extracteur liquide-liquide adapté pour extraire des aromatiques de la charge avec un flux de solvant et produire au moins un extrait concentré en composés aromatiques par rapport à la charge, et un raffinat concentré en composés non-aromatiques par rapport à la composition de la charge, l'extracteur liquide-liquide comprenant :

- un point d'alimentation de la charge ;
- un point d'alimentation du flux de solvant ;
- un point d'alimentation d'une première fraction de recyclage d'extrait disposé dans une partie supérieure de l'extracteur liquide-liquide ;
- un point d'alimentation d'une deuxième fraction de recyclage d'extrait disposé dans une partie inférieure de l'extracteur liquide-liquide, la partie supérieure et la partie inférieure étant définies par rapport à la position du point d'alimentation de la charge dans l'extracteur liquide-liquide.

[0019] Des modes de réalisation selon les aspects précités ainsi que d'autres caractéristiques et avantages vont apparaître à la lecture de la description qui suit, donnée à titre uniquement illustratif et non limitatif, et en référence aux dessins suivants.

Liste des figures

[0020] La [Fig.1] montre schématiquement un procédé de séparation selon l'invention.

[0021] La [Fig.2] montre schématiquement le principe de fonctionnement de l'extracteur liquide-liquide selon l'invention.

[0022] La [Fig.3] montre schématiquement un procédé de séparation selon l'art antérieur.

Description des modes de réalisation

[0023] Des modes de réalisation de l'invention vont maintenant être décrits en détail. Dans la description détaillée suivante, de nombreux détails spécifiques sont exposés afin de fournir une compréhension plus approfondie de l'invention. Cependant, il apparaîtra à

l'homme du métier que l'invention peut être mise en œuvre sans ces détails spécifiques. Dans d'autres cas, des caractéristiques bien connues n'ont pas été décrites en détail pour éviter de compliquer inutilement la description.

[0024] Dans la présente demande, le terme « comprendre » est synonyme de (signifie la même chose que) « inclure » et « contenir », et est inclusif ou ouvert et n'exclut pas d'autres éléments non récités. Il est entendu que le terme « comprendre » inclut le terme exclusif et fermé « consister ». Le terme « à base de » est synonyme de « comprend au moins 50% poids de ». En outre, dans la présente description, les termes « essentiellement » ou « sensiblement » correspondent à une approximation de $\pm 5\%$, préférablement de $\pm 1\%$, très préférablement de $\pm 0,5\%$. Par exemple, un effluent comprenant essentiellement ou étant constitué des composés A correspond à un effluent comprenant au moins 95% en poids de composés A. Dans la présente description, le terme « flux concentré en un composé » correspond par exemple à un flux comprenant au moins 80% poids, préférablement au moins 90% poids, très préférablement au moins 95% poids dudit composé.

[0025] La présente invention concerne la séparation de composés aromatiques, et notamment de BTX, mais aussi des composés aromatiques à 9 ou 10 voire 11 atomes de carbone (A9, A10, A11), pour la pétrochimie, provenant par exemple d'une charge essence, telle qu'une essence de craquage catalytique. Elle concerne en particulier un procédé et un dispositif amélioré de séparation des composés aromatiques de 6 à 11 atomes de carbone à partir d'une charge comprenant un mélange de composés aromatiques et non aromatiques, telle qu'une charge essence.

[0026] Spécifiquement en référence à la [Fig.1], le procédé selon l'invention permet de traiter la charge 1 avec un flux de solvant 2 dans un extracteur liquide-liquide T1 pour produire un flux concentré (i.e. enrichi) en composés non-aromatiques (raffinat 3) et un flux concentré en composés aromatiques (extrait 4), procédé dans lequel on alimente par un recyclage d'extrait 5 à la fois une partie supérieure Z1 et une partie inférieure Z2 de l'extracteur liquide-liquide T1. Avantagusement, le procédé/dispositif de séparation des aromatiques selon l'invention permet d'obtenir un rendement amélioré de récupération des aromatiques tout en garantissant une pureté élevée, notamment en BTX. En outre, le raffinat 3 (optionnellement lavé) peut être envoyé vers une étape/unité de craquage thermique ou bien vers une étape/unité de reformage catalytique par exemple afin d'augmenter la production d'aromatiques.

[0027] *La charge*

[0028] Le procédé de séparation selon l'invention permet de traiter une charge 1 comprenant un mélange de composés aromatiques et non-aromatiques. Préférablement la charge 1 est hydrotraitée et/ou hydrogénée. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge 1 est une charge essence optionnellement hydrotraitée et/ou hydrogénée.

- [0029] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge 1 est une coupe C5+, *i.e.* contenant des composés à 5 atomes de carbone et plus. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge 1 est une coupe C5-C10 ou C5-C11, *i.e.* contenant des composés comprenant de 5 à 10 ou de 5 à 11 atomes de carbone. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge 1 est une coupe C6-C10 ou C6-C11, *i.e.* contenant des composés comprenant de 6 à 10 ou de 6 à 11 atomes de carbone.
- [0030] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge 1 comprend au moins 20% poids, préférablement au moins 30% poids, très préférablement au moins 40% poids, (e.g. au moins 50% poids) de composés aromatiques de 6 à 11 atomes de carbone, par rapport au poids total de la charge.
- [0031] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge 1 comprend au moins 20% poids, préférablement au moins 30% poids, très préférablement au moins 40% poids, (e.g. au moins 50% poids) de composés mono-aromatiques de 6 à 11 atomes de carbone, par rapport au poids total de la charge.
- [0032] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, les composés aromatiques de la charge 1 sont des composés mono-aromatiques à au moins 95% poids, préférablement à au moins 98% poids, très préférablement à au moins 99% poids.
- [0033] Selon un mode de réalisation de l'invention, la charge 1 comprend moins de 50 ppm poids de soufre, préférablement moins de 10 ppm poids de soufre, et très préférablement moins de 1 ppm poids de soufre.
- [0034] Selon un mode de réalisation de l'invention, la charge 1 comprend moins de 100 ppm poids d'azote, préférablement moins de 10 ppm poids d'azote, et très préférablement moins de 1 ppm poids d'azote.
- [0035] Selon un mode de réalisation de l'invention, la charge 1 comprend moins de 0,1 % poids de dioléfines, préférablement moins de 0,05% poids de dioléfines, et très préférablement moins de 0,01% poids de dioléfines.
- [0036] Selon un mode de réalisation de l'invention, la charge 1 comprend moins de 0,1 % poids d'oléfines, préférablement moins de 0,05% poids d'oléfines, et très préférablement moins de 0,01 % poids d'oléfines.
- [0037] Selon un mode de réalisation de l'invention, la charge 1 présente une teneur inférieure ou égale à 5000 ppm poids, préférablement inférieure ou égale à 4500 ppm poids, et très préférablement inférieure ou égale à 3000 ppm poids, en composés ayant une température d'ébullition supérieure à 217°C, tel que le naphtalène.
- [0038] Selon un mode de réalisation de l'invention, la charge 1 est dépourvue des composés suivants : H₂, H₂S, gaz léger tel que l'éthane, le propane et le butane. Selon un mode de réalisation de l'invention, l'élimination de ces composés dans la charge 1 est réalisée dans une colonne de fractionnement.
- [0039] Selon un mode de réalisation, ladite charge 1 est au moins en partie une coupe

essence issue d'une unité de craquage catalytique en lit fluidisé (unité FCC pour « Fluid Catalytic Cracking » selon la terminologie anglo-saxonne), la coupe essence ayant préférentiellement été hydrogénée sélectivement pour transformer des dioléfines en oléfinas, puis fractionnée pour obtenir une coupe C5-C10, C5-C11, C6-C10 ou C6-C11, puis hydrogénée pour saturer les composés oléfiniques. Selon un mode de réalisation de l'invention, la charge 1 est issue de l'hydrogénation d'une essence de pyrolyse (PyGas selon la terminologie anglo-saxonne) en mélange avec une coupe essence issue d'une unité FCC.

[0040] *Extraction*

[0041] L'extraction des aromatiques dans la présente invention permet de traiter la charge 1 afin de récupérer, d'une part un flux concentré en composés non-aromatiques appelé raffinat 3 et d'autre part un flux concentré en aromatiques appelé extrait 4, par rapport à la composition de la charge 1.

[0042] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, en référence à la [Fig.1], l'extraction des aromatiques est une extraction liquide-liquide des aromatiques.

[0043] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'extraction liquide-liquide des aromatiques comprend les étapes suivantes :

- extraction liquide-liquide au moyen d'un extracteur liquide-liquide T1 alimenté avec un flux de solvant 2 pour séparer le raffinat 3 et l'extrait 4,
- lavage à l'eau du raffinat 3 avec une tour de lavage à l'eau T2 (étape optionnelle),
- stripage de l'eau utilisée dans la tour de lavage T2 avec une section de stripage de l'eau (étape optionnelle),
- stripage de l'extrait 4 avec une section de stripage de l'extrait T3,
- séparation des aromatiques avec une tour de récupération T6 pour séparer un flux aromatique 13 et le flux de solvant 2, et
- régénération du solvant avec une section de régénération du solvant (étape optionnelle).

[0044] Par souci de simplification, les sections optionnelles de stripage de l'eau et de régénération du solvant ne sont pas représentées sur la [Fig.1].

[0045] *Extracteur liquide-liquide T1*

[0046] L'extraction liquide-liquide permet la séparation des aromatiques des composés non-aromatiques, tels que les paraffines et les naphthènes, de la charge 1.

[0047] En référence à la [Fig.2], l'alimentation en charge 1 est sensiblement au niveau d'un point intermédiaire dans l'extracteur liquide-liquide T1 (e.g. au milieu de l'extracteur).

[0048] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le point intermédiaire est un point situé entre la tête et le fond de l'extracteur liquide-liquide T1. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le point intermédiaire correspond à un point disposé à une position comprise entre $0,1 \times L$ et $0,9 \times L$, plus préférentiellement comprise entre $0,2 \times L$ et $0,8 \times L$,

telle que comprise entre $0,3 \times L$ et $0,7 \times L$ ou entre $0,4 \times L$ et $0,6 \times L$, L étant la longueur (à partir) de la tête (jusque) au fond de l'extracteur liquide-liquide T1.

[0049] Avantageusement, l'extracteur liquide-liquide T1 peut donc être divisé en deux parties. La partie supérieure Z1 (par rapport au point intermédiaire d'alimentation en la charge 1) permet de contrôler le rendement en aromatiques par extraction liquide-liquide (notamment au solvant). La partie inférieure Z2 de l'extracteur liquide-liquide T1 permet une première purification des aromatiques, notamment au moyen d'un flux de recyclage d'extrait 5.

[0050] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le flux de solvant 2 alimente la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide T1. Selon un ou plusieurs modes de réalisation le flux de solvant 2 alimente la tête de la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide T1.

[0051] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le solvant comprend un composé choisi parmi l'éthylène glycol, le diéthylène glycol, le triéthylène glycol, hexaméthylphosphoramide, le carbonate de propylène, le carbonate d'éthylène, le sulfolane, le 3-méthylsulfolane, le N-méthylacétamide, le N,N-diméthylacétamide, la butyrolactone, la 1-méthylpyrrolidone, le diméthylsulfoxyde, la caprolactame, le N-méthylformamide, la pyrrolidine-2-one, le furfural, le 1,1,3,3-tétraméthylurée et un mélange de ceux-ci. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le solvant comprend ou consiste en du sulfolane. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le solvant est constitué d'au moins 80% poids (e.g. d'au moins 90% poids), préférablement d'au moins 95% poids (e.g. d'au moins 99% poids), en sulfolane, par rapport au poids total du solvant. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le solvant comprend en outre un anti-solvant, tel que de l'eau. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'anti-solvant comprend ou consiste en de l'eau. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le solvant comprend entre 0,01 % poids et 5% poids, préférablement entre 0,1 % poids et 3% poids (e.g. entre 0,5 % poids et 2% poids) d'anti-solvant, tel que de l'eau, par rapport au poids total du solvant. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le solvant comprend, ou consiste en du sulfolane et de l'eau.

[0052] Selon l'invention, une première fraction 51 de recyclage d'extrait 5, par exemple issu de la section de stripage de l'extrait T3, alimente la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide, i.e. au-dessus du point d'alimentation de la charge 1. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la première fraction 51 alimente ladite partie supérieure Z1 de préférence en dessous du point d'alimentation du flux de solvant 2 dans la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide T1.

[0053] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la première fraction 51 alimente ladite partie supérieure Z1 en un point disposé à une position comprise entre $0,05 \times L1$ et $0,95 \times L1$, et de préférence entre $0,2 \times L1$ et $0,9 \times L1$ et de préférence entre $0,3 \times L1$ et

$0,8 \times L1$, $L1$ étant la longueur (à partir) de la tête de l'extracteur liquide-liquide T1 (jusque) à la position du point d'alimentation de la charge 1 correspondant à la longueur de la partie supérieure Z1. Dans la présente description, $0 \times L1$ correspond à la position de la tête de l'extracteur liquide-liquide T1.

[0054] Selon l'invention, une deuxième fraction 52 de recyclage d'extrait 5 alimente la partie inférieure Z2 de l'extracteur liquide-liquide T1, i.e. en dessous du point d'alimentation de la charge 1.

[0055] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la deuxième fraction 52 alimente ladite partie inférieure Z2 en un point disposé à une position comprise entre $0 \times L2$ et $0,3 \times L2$, de préférence entre $0 \times L2$ et $0,2 \times L2$ et de préférence entre $0 \times L2$ et $0,1 \times L2$, $L2$ étant la longueur (à partir) du fond de l'extracteur liquide-liquide T1 (jusque) au point d'alimentation de la charge 1 correspondant à la longueur de la partie inférieure Z2. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la deuxième fraction 52 alimente le fond de la partie inférieure Z2 de l'extracteur liquide-liquide T1. Dans la présente description, $0 \times L2$ correspond à la position du fond de l'extracteur liquide-liquide T1.

[0056] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le ratio massique de la première fraction 51 du recyclage d'extrait 5 alimentant la partie supérieure Z1 sur la deuxième fraction 52 du recyclage d'extrait 5 alimentant la partie inférieure Z2 est compris entre 0,01 et 0,99, de préférence entre 0,1 et 0,95 et de préférence entre 0,15 et 0,85 et de préférence entre 0,2 et 0,8.

[0057] L'extracteur liquide-liquide T1 permet de séparer un raffinat 3 appauvri en composés aromatiques par rapport à la charge 1 et un extrait 4 concentré en composés aromatiques par rapport à la charge 1. Le raffinat 3 sort en tête de l'extracteur liquide-liquide T1 et est envoyé optionnellement à la tour de lavage à l'eau T2. L'extrait 4 sort en fond de l'extracteur liquide-liquide T1 et est envoyé à la section de stripage de l'extrait T3, préférentiellement avec échange de chaleur avec le flux de solvant 2 (non représenté sur la [Fig.2] par souci de simplification). Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'extracteur liquide-liquide T1 fonctionne de manière adiabatique.

[0058] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le ratio massique du solvant 2 sur la charge 1 est compris entre 0,1 et 50, de préférence entre 0,5 et 20, de préférence entre 1 et 9, de préférence entre 3 et 8, tels que 5 ± 1 ou 6 ± 1 . Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le ratio massique du recyclage d'extrait 5 sur la charge 1 est compris entre 0,05 et 10, de préférence entre 0,1 et 8, de préférence entre 0,2 et 5, de préférence entre 0,3 et 2, tel que $0,9 \pm 0,2$.

[0059] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'extracteur liquide-liquide T1 est opéré à une pression comprise entre 0,05 MPa et 3 MPa (0,5 et 30 bara), de préférence entre 0,1 MPa et 2 MPa (1 et 20 bara), de préférence entre 0,2 MPa et 1,5 MPa (2 et 15 bara), de préférence entre 0,3 MPa et 1 MPa (3 et 10 bara), telle que $0,65 \pm 0,2$ MPa

(6,5 +/- 2 bara), par exemple lorsque le solvant comprend du sulfolane. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'extracteur est opéré à une température comprise entre 10°C et 150°C, de préférence entre 15°C et 130°C, de préférence entre 30°C et 120°C, de préférence entre 40°C et 110°C, telle que $70 \pm 2^\circ\text{C}$, par exemple lorsque le solvant comprend du sulfolane.

[0060] *Tour de lavage à l'eau T2 optionnelle*

[0061] Le lavage à l'eau du raffinat 3 permet l'élimination du solvant potentiellement présent dans le raffinat 3. Préféablement, le raffinat 3 est refroidi avant d'entrer dans la tour T2. Préféablement, le raffinat 3 entre dans le bas de ladite tour T2, de l'eau 6 est introduite au sommet de ladite tour, le flux non-aromatique 7 (raffinat 3 lavé et ainsi appauvri en solvant) sort en haut de ladite tour, et l'eau de lavage 8 (concentrée/enrichie en solvant) sort dans le bas de ladite tour. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le flux non-aromatique 7 comprend moins de 100 ppm poids, préféablement moins de 10 ppm poids, très préféablement moins de 1 ppm poids de solvant. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'eau de lavage 8 est envoyée vers la section de stripage de l'eau (non représentée).

[0062] Avantagement, le flux non-aromatique 7 comprend moins de 25% poids, préféablement au moins 20% poids, très préféablement moins de 17% poids de composés aromatiques, par rapport au poids total du flux non-aromatique 7.

[0063] Avantagement, le flux non-aromatique 7 peut être envoyé vers une étape/unité de craquage thermique ou bien vers une étape/unité de reformage catalytique par exemple afin d'augmenter la production d'aromatiques.

[0064] *Section de stripage de l'extrait T3*

[0065] Le stripage de l'extrait 4 permet l'élimination de composés non-aromatiques encore présents dans l'extrait 4. L'extrait 4 chargé en composés aromatiques et en solvant est préféablement introduit en haut de la section de stripage de l'extrait T3. Dans la section de stripage de l'extrait T3, la pureté de l'extrait 4 est améliorée car les composés non-aromatiques résiduels entraînés avec les composés aromatiques (moins solubles dans le solvant) sont extraits sous forme de flux gazeux 9 en tête de la section de stripage de l'extrait T3. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le flux gazeux 9 est combiné avec de l'eau, telle que l'eau récupérée en tête de la section de stripage de l'eau (non représenté). La séparation de phase dans le condenseur décanteur CD3 permet le recyclage de la phase hydrocarbonée vers l'extracteur liquide-liquide T1 en tant que flux de recyclage d'extrait 5 et la phase aqueuse 10 est optionnellement combinée avec l'eau de lavage 8 et envoyée vers la section de stripage de l'eau (non représentée). L'extrait purifié 12 issu de la section de stripage de l'extrait T3 peut être envoyé vers la tour de récupération des aromatiques T6 pour séparer les aromatiques du solvant (notamment du sulfolane) qui peut être recyclé vers l'extracteur liquide-

liquide T1.

[0066] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le recyclage d'extrait comprend entre 50 et 95% poids, préférablement entre 60 et 90% poids (e.g. 70-90% poids), de composés non-aromatiques (composés entraînés par les composés aromatiques de l'extrait).

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le recyclage d'extrait comprend au moins 70% poids, préférablement au moins 80% poids, très préférablement au moins 90% poids de composés à 7 atomes de carbone ou moins.

[0067] Le stripage de l'extrait 4 est préférablement effectué à basse pression ou même sous-vide afin d'améliorer l'élimination des non-aromatiques du solvant (notamment du sulfolane). Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section de stripage de l'extrait T3 est opérée à une pression de tête comprise entre 0,001 MPa et 2 MPa (0,01 et 20 bara), de préférence entre 0,005 MPa et 1 MPa (0,05 et 10 bara), de préférence entre 0,01 MPa et 0,8 MPa (0,1 et 8 bara), de préférence entre 0,03 MPa et 0,5 MPa (0,3 et 5 bara), telle que $0,1 \pm 0,05$ MPa, par exemple lorsque le solvant comprend du sulfolane. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section de stripage de l'extrait T3 est opérée à une température de fond comprise entre 50°C et 300°C, de préférence entre 100°C et 250°C, de préférence entre 130°C et 200°C, de préférence entre 145°C et 195°C, telle que $180 \pm 5^\circ\text{C}$, par exemple lorsque le solvant comprend du sulfolane.

[0068] *Section de stripage de l'eau (optionnelle - non représentée)*

[0069] Le stripage de l'eau de lavage 8 et éventuellement de la phase aqueuse 10 permet d'éliminer les hydrocarbures dissous (principalement non-aromatiques) de l'eau issue de la tête de la section de stripage de l'extrait T3 et optionnellement de la tour de lavage à l'eau T2.

[0070] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, au moins une partie de l'eau obtenue en sortie de la section de stripage de l'eau est envoyée dans la tour de récupération des aromatiques T6, afin d'augmenter la quantité de vapeur de stripage envoyée en bas de la tour de récupération des aromatiques T6.

[0071] *Tour de récupération des aromatiques T6*

[0072] La tour de récupération des aromatiques T6 sépare l'extrait purifié 12 issu du fond de la section de stripage de l'extrait T3 en un flux aromatique 13 et le flux de solvant 2. Préférablement, la tour de récupération des aromatiques T6 fonctionne sous-vide, notamment lorsque le solvant comprend du sulfolane. Avantageusement, le fonctionnement sous-vide permet d'éviter une température de fond excessive, pouvant conduire à la décomposition du solvant. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, de la vapeur d'eau 11, optionnellement associée à du solvant (régénéré) est injectée dans le fond de la tour de récupération des aromatiques T6, pour améliorer l'extraction des aromatiques du solvant (notamment du sulfolane). Les vapeurs de tête de la tour (comprenant essentiellement des composés aromatiques et optionnellement de l'eau)

peuvent être condensées et optionnellement décantées dans un condenseur décanteur CD6. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, une partie des vapeurs aromatiques de tête condensées est utilisée pour le reflux de la tour de récupération des aromatiques T6, le reste, constituant le flux aromatique 13 est sorti du procédé et préférablement envoyé à un complexe aromatique (unité de séparation et de production de composés aromatiques, et notamment de BTX). Une partie de l'eau décantée 14 dans le condenseur décanteur CD6 peut optionnellement être envoyée vers la tour de lavage à l'eau T2 et le reste est recyclé à la section de stripage de l'eau. Le flux issu du fond de la tour de récupération des aromatiques T6 est composé de solvant régénéré qui peut être envoyé vers l'extracteur liquide-liquide T1, et optionnellement vers la section de stripage de l'extrait T3 et/ou vers la section de régénération du solvant (non représentée).

[0073] Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la tour de récupération des aromatiques T6 est opérée à une pression de tête comprise entre 0,001 MPa et 2 MPa (0,01 et 20 bara), de préférence entre 0,005 MPa et 1 MPa (0,05 et 10 bara), de préférence entre 0,01 MPa et 0,5 MPa (0,1 et 5 bara), de préférence entre 0,015 MPa et 0,2 MPa (0,15 et 2 bara), telle que $0,06 \pm 0,04$ MPa, par exemple lorsque le solvant comprend du sulfolane. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la tour de récupération des aromatiques T6 est opérée à une température de fond comprise entre 50°C et 300°C, de préférence entre 100°C et 250°C, de préférence entre 120°C et 200°C, de préférence entre 130°C et 195°C, telle que 170 ± 25 °C, par exemple lorsque le solvant comprend du sulfolane.

[0074] Avantageusement, le flux aromatique 13 comprend au moins 95% poids, préférablement au moins 99% poids, très préférablement au moins 99,5% poids, (e.g. au moins 99,5% poids) de composés aromatiques, par rapport au poids total du flux aromatique 13.

Exemples

[0075] **Exemple 1 : Comparatif (non-conforme à l'invention)**

[0076] Un exemple comparatif de procédé pour la séparation des aromatiques provenant d'une coupe essence issue des technologies de craquage catalytique est le suivant.

[0077] Les caractéristiques de la charge 1 traitée dans le procédé de séparation sont indiquées dans la Table 1.

[0078] [Tableaux1]

Teneurs	Unité	Charge 1
Paraffines	% poids	32,8
Oléfines	% poids	0,0
Naphtènes	% poids	12,9
Aromatiques	% poids	54,3
- dont aromatiques en C6-C7	% poids	16,6
- dont aromatiques en C8-C9	% poids	26,8
- dont aromatiques en C10	% poids	8,8
- dont aromatiques en C11+	% poids	2,1

[0079] La charge 1 alimente l'extracteur liquide-liquide T1 de l'unité d'extraction des aromatiques. Un flux de solvant 2 comprenant 99,1% poids de sulfolane est ajouté en tête et un flux de recyclage d'extrait 5 est ajouté en fond de l'extracteur liquide-liquide T1, comme montré dans la [Fig.3]. Un ratio massique [flux de solvant 2]/[charge 1] de 8, et un ratio massique [flux de recyclage d'extrait 5]/[charge 1] de 0,5 sont engagés au niveau de l'extracteur liquide-liquide T1 qui est opéré à une pression entre 0,4 MPa et 0,8 MPa et à une température de 70°C.

[0080] Le raffinat 3 est extrait en tête de l'extracteur liquide-liquide T1 puis envoyé vers la tour de lavage à l'eau T2 optionnelle pour enlever le peu de solvant sulfolane qui est entraîné dans le raffinat 3. L'eau de lavage 8 est composée essentiellement d'eau et de sulfolane, le flux non-aromatique 7 est composé du raffinat exempt de solvant.

[0081] Par souci de simplification, les sections optionnelles de stripage de l'eau et de régénération du solvant ne sont pas représentées sur la [Fig.3]. Lesdites sections optionnelles de stripage de l'eau et de régénération du solvant permettent de traiter les flux d'eau utilisés dans le procédé de séparation et de purifier le sulfolane.

[0082] L'extrait 4 de l'extracteur liquide-liquide T1 alimente la section de stripage de l'extrait T3 qui permet d'éliminer les non aromatiques entraînés avec le solvant et les aromatiques et créer le flux de recyclage d'extrait 5 suffisant pour retourner à l'extracteur liquide-liquide T1. Au préalable, le flux gazeux 9 en tête de la section de stripage de l'extrait T3 est envoyé vers le condenseur décanteur CD3 afin d'éliminer la phase aqueuse 10.

[0083] La section de stripage de l'extrait T3 comprend une colonne de stripage opérée à une température de fond de 180°C.

[0084] L'extrait purifié 12 en fond de la section de stripage de l'extrait T3 contenant essentiellement le solvant et des aromatiques est envoyé vers la tour de récupération des aro-

matiques T6, qui permet de récupérer en fond le solvant recyclé vers l'extracteur liquide-liquide T1 en tant que flux de solvant 2, et de récupérer un flux de tête qui est envoyé vers le condenseur décanteur CD6 qui permet de soutirer une eau décantée 14 et flux aromatique 13. La tour de récupération des aromatiques T6 fonctionne par l'envoi de vapeur d'eau 11 en fond de colonne.

[0085] La tour de récupération des aromatiques T6 est opérée à une température de fond de 180°C.

[0086] La table 2 présente les compositions massiques des flux sortants du procédé de séparation de référence.

[0087] [Tableaux2]

Teneurs	Unité	Flux non-aromatique 7	Flux aromatique 13
Paraffines	% poids	67,7	0,0
Oléfines	% poids	0,0	0,0
Naphtènes	% poids	26,0	0,1
Aromatiques	% poids	6,1	99,7
- dont aromatiques en C6-C7	% poids	0,0	32,2
- dont aromatiques en C8-C9	% poids	1,3	50,9
- dont aromatiques en C10	% poids	2,6	14,6
- dont aromatiques en C11+	% poids	2,2	2,0
Eau	% poids	0,2	0,2

[0088] La table 3 présente la répartition massique des flux du procédé de séparation de référence en entrée et sortie de l'unité d'extraction des aromatiques.

[0089] [Tableaux3]

Flux	Répartition de la charge (fraction massique)
Charge 1	1
Flux non-aromatique 7	0,48
Flux aromatique 13	0,52

[0090] La table 4 présente les rendements d'extraction des composés aromatiques dans le flux aromatique 13 par rapport à la charge 1.

[0091] [Tableaux4]

Rendement d'extraction	%poids
A6	99,9
A7	99,9
A8	99,7
A9	95,5
A10	85,5
A11	48,7
Total	94,5

Exemple 2 selon l'invention :

[0092] Un exemple de procédé de séparation selon l'invention pour la séparation des aromatiques provenant d'une coupe essence issue des technologies de craquage catalytique est le suivant.

[0093] Cet exemple décrit l'effet technique de l'introduction de deux fractions du flux de recyclage d'extrait 5 correspondant à la première fraction 51 et la deuxième fraction 52 selon la [Fig.1], dans la partie supérieure Z1 et la partie inférieure Z2 de l'extracteur liquide-liquide T1, respectivement.

[0094] La charge 1 (identique à la charge de l'exemple 1) alimente l'extracteur liquide-liquide T1 de l'unité d'extraction des aromatiques . Un flux de solvant 2 comprenant 99,1% poids de sulfolane est ajouté en tête. Le flux 52 correspondant à 50% poids du flux de recyclage d'extrait 5 est ajouté en fond de l'extracteur liquide-liquide T1 dans la partie inférieure Z2, comme montré dans les Figures 1 et 2. Le flux 51 correspondant à 50% poids du flux de recyclage d'extrait 5 est ajouté dans la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide T1 en position 0,66xL1, 0xL1 correspondant au haut de la partie supérieure Z1.

[0095] Un ratio massique [flux de solvant 2]/[charge 1] de 8, et un ratio massique [flux de recyclage d'extrait 5]/[charge 1] de 0,28 sont engagés au niveau de l'extracteur liquide-liquide T1 qui est opéré à une pression entre 0,4 MPa et 0,8 MPa et à une température de 70°C.

[0096] Le raffinat 3 est extrait en tête de de l'extracteur liquide-liquide T1 puis envoyé vers la tour de lavage à l'eau T2 optionnelle pour enlever le peu de solvant sulfolane qui est entraîné dans le raffinat 3. L'eau de lavage 8 est composée essentiellement d'eau et de sulfolane, le flux non-aromatique 7 est composé du raffinat exempt de solvant.

[0097] Par souci de simplification, les sections optionnelles de stripage de l'eau et de régénération du solvant ne sont pas représentées sur la [Fig.1]. Lesdites sections op-

tionnelles de stripage de l'eau et de régénération du solvant permettent de traiter les flux d'eau utilisés dans le procédé de séparation selon l'invention et de purifier le sulfolane.

- [0098] L'extrait 4 de l'extracteur liquide-liquide T1 alimente la section de stripage de l'extrait T3 qui permet d'éliminer les non aromatiques entraînés avec le solvant et les aromatiques et créer le flux de recyclage d'extrait 5 suffisant pour retourner à l'extracteur liquide-liquide T1. Au préalable, le flux gazeux 9 en tête de la section de stripage de l'extrait T3 est envoyé vers le condenseur décanteur CD3 afin d'éliminer la phase aqueuse 10.
- [0099] La section de stripage de l'extrait T3 comprend une colonne de stripage opérée à une température de fond de 180°C.
- [0100] L'extrait purifié 12 en fond de la section de stripage de l'extrait T3 contenant essentiellement le solvant et des aromatiques est envoyé vers la tour de récupération des aromatiques T6, qui permet de récupérer en fond le solvant recyclé vers l'extracteur liquide-liquide T1 en tant que flux de solvant 2, et de récupérer un flux de tête qui est envoyé vers le condenseur décanteur CD6 qui permet de soutirer une eau décantée 14 et flux aromatique 13. La tour de récupération des aromatiques T6 fonctionne par l'envoi de vapeur d'eau 11 en fond de colonne.
- [0101] La tour de récupération des aromatiques T6 est opérée à une température de fond de 180°C.
- [0102] La table 5 présente les compositions massiques des flux sortants du procédé de séparation selon l'invention.
- [0103] [Tableaux5]

Teneurs	Unité	Flux non-aromatique 7	Flux aromatique 13
Paraffines	% poids	69,4	0,2
Oléfines	% poids	0,0	0,0
Naphtènes	% poids	26,7	0,6
Aromatiques	% poids	3,7	99,0
- dont aromatiques en C6-C7	% poids	0,0	31,2
- dont aromatiques en C8-C9	% poids	0,7	49,9
- dont aromatiques en C10	% poids	1,8	15,0
- dont aromatiques en C11+	% poids	1,2	2,9
Eau	% poids	0,2	0,2

- [0104] La table 6 présente la répartition massique des flux du procédé de séparation à

l'entrée et sortie de l'unité d'extraction des aromatiques.

[0105] [Tableaux6]

Flux	Répartition de la charge (fraction massique)
Charge 1	1
Flux non-aromatique 7	0,47
Flux aromatique 13	0,53

[0106] La table 7 présente les rendements d'extraction des composés aromatiques dans le flux aromatique 13 par rapport à la charge 1.

[0107] [Tableaux7]

Rendements d'extraction	%poids
A6	99,9
A7	99,9
A8	99,8
A9	97,6
A10	90,6
A11	72,9
Total	96,8

[0108] L'exemple 2 selon l'invention démontre une amélioration du rendement d'extraction des aromatiques par rapport à l'exemple 1 de référence.

Exemple 3 selon l'invention :

[0109] Un exemple de procédé de séparation selon l'invention pour la séparation des aromatiques provenant d'une coupe essence issue des technologies de craquage catalytique est le suivant.

[0110] La charge 1 (identique à la charge de l'exemple 1) alimente l'extracteur liquide-liquide T1 de l'unité d'extraction des aromatiques. Un flux de solvant 2 comprenant 99,1% poids de sulfolane est ajouté en tête. Le flux 52 correspondant à 50% poids du flux de recyclage d'extrait 5 est ajouté en fond de l'extracteur liquide-liquide T1 dans la partie inférieure Z2, comme montré dans les Figures 1 et 2. Le flux 51 correspondant à 50% poids du flux de recyclage d'extrait 5 est ajouté dans la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide T1 en position 0,33xL1, 0xL1 correspondant au haut de la partie supérieure Z1.

[0111] Un ratio massique [flux de solvant 2]/[charge 1] de 8, et un ratio massique [flux de recyclage d'extrait 5]/[charge 1] de 0,27 sont engagés au niveau de l'extracteur liquide-liquide T1 qui est opéré à une pression entre 0,4 MPa et 0,8 MPa et à une tem-

pérature de 70°C.

- [0112] Le raffinat 3 est extrait en tête de de l'extracteur liquide-liquide T1 puis envoyé vers la tour de lavage à l'eau T2 optionnelle pour enlever le peu de solvant sulfolane qui est entraîné dans le raffinat 3. L'eau de lavage 8 est composée essentiellement d'eau et de sulfolane, le flux non-aromatique 7 est composé du raffinat exempt de solvant.
- [0113] Par souci de simplification, les sections optionnelles de stripage de l'eau et de régénération du solvant ne sont pas représentées sur la [Fig.1]. Lesdites sections optionnelles de stripage de l'eau et de régénération du solvant permettent de traiter les flux d'eau utilisés dans le procédé de séparation selon l'invention et de purifier le sulfolane.
- [0114] L'extrait 4 de l'extracteur liquide-liquide T1 alimente la section de stripage de l'extrait T3 qui permet d'éliminer les non aromatiques entraînés avec le solvant et les aromatiques et créer le flux de recyclage d'extrait 5 suffisant pour retourner à l'extracteur liquide-liquide T1. Au préalable, le flux gazeux 9 en tête de la section de stripage de l'extrait T3 est envoyé vers le condenseur décanteur CD3 afin d'éliminer la phase aqueuse 10.
- [0115] La section de stripage de l'extrait T3 comprend une colonne de stripage opérée à une température de fond de 180°C.
- [0116] L'extrait purifié 12 en fond de la section de stripage de l'extrait T3 contenant essentiellement le solvant et des aromatiques est envoyé vers la tour de récupération des aromatiques T6, qui permet de récupérer en fond le solvant recyclé vers l'extracteur liquide-liquide T1 en tant que flux de solvant 2, et de récupérer un flux de tête qui est envoyé vers le condenseur décanteur CD6 qui permet de soutirer une eau décantée 14 et flux aromatique 13. La tour de récupération des aromatiques T6 fonctionne par l'envoi de vapeur d'eau 11 en fond de colonne.
- [0117] La tour de récupération des aromatiques T6 est opérée à une température de fond de 180°C.
- [0118] La table 8 présente les compositions massiques des flux sortants du procédé de séparation selon l'invention.

[0119] [Tableaux8]

Teneurs	Unité	Flux non-aromatique 7	Flux aromatique 13
Paraffines	% poids	69,9	0,3
Oléfines	% poids	0,0	0,0
Naphtènes	% poids	26,9	0,6
Aromatiques	% poids	3,0	98,9
dont aromatiques en C6-C7	% poids	0,1	31,0
dont aromatiques en C8-C9	% poids	0,5	49,7
dont aromatiques en C10	% poids	1,4	15,2
dont aromatiques en C11+	% poids	1,0	3,0
Eau	% poids	0,2	0,2

[0120] La table 9 présente la répartition massique des flux du procédé de séparation entre l'entrée et la sortie de l'unité d'extraction des aromatiques.

[0121] [Tableaux9]

Flux	Répartition de la charge (fraction massique)
Charge 1	1
Flux non-aromatique 7	0,47
Flux aromatique 13	0,53

[0122] La table 10 présente les rendements d'extraction des composés aromatiques dans le flux aromatique 13 par rapport à la charge 1.

[0123] [Tableaux10]

Rendements d'extraction	%poids
A6	99,8
A7	99,9
A8	99,8
A9	98,2
A10	92,3
A11	77,5
Total	97,3

[0124] L'exemple 3 selon l'invention démontre une amélioration du rendement d'extraction des aromatiques totaux par rapport à l'exemple 1 de référence. En outre, l'exemple 3

selon l'invention démontre également une amélioration pour la récupération des aromatiques les plus lourds par rapport à l'exemple 2 selon l'invention (voir Table 7 vs Table 10).

Revendications

- [Revendication 1] Procédé de séparation de composés aromatiques à partir d'une charge (1) comprenant un mélange de composés aromatiques et non-aromatiques, le procédé comprenant les étapes suivantes :
- extraire des aromatiques de la charge (1) au moyen d'un extracteur liquide-liquide (T1) alimenté avec un flux de solvant (2) pour produire au moins un extrait (4) concentré en composés aromatiques par rapport à la composition de la charge (1), et un raffinat (3) concentré en composés non-aromatiques par rapport à la composition de la charge (1) ;
 - alimenter une partie supérieure (Z1) et une partie inférieure (Z2) de l'extracteur liquide-liquide (T1) avec respectivement une première fraction (51) et une deuxième fraction (52) de recyclage d'extrait (5), la partie supérieure (Z1) et la partie inférieure (Z2) étant définies par rapport à la position du point d'alimentation de la charge (1) dans l'extracteur liquide-liquide (T1).
- [Revendication 2] Procédé selon la revendication 1, dans lequel le flux de solvant 2 alimente la tête de la partie supérieure Z1 de l'extracteur liquide-liquide T1
- [Revendication 3] Procédé selon la revendication 1 ou la revendication 2, dans lequel la première fraction (51) alimente ladite partie supérieure (Z1) en un point disposé à une position comprise entre $0,05 \times L1$ et $0,95 \times L1$, de préférence entre $0,2 \times L1$ et $0,9 \times L1$ et de préférence entre $0,3 \times L1$ et $0,8 \times L1$, $L1$ étant la longueur de la tête de l'extracteur liquide-liquide T1 à la position du point d'alimentation de la charge (1).
- [Revendication 4] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel la première fraction (51) alimente ladite partie supérieure (Z1) en dessous du point d'alimentation du flux de solvant (2).
- [Revendication 5] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel la deuxième fraction (52) alimente ladite partie inférieure (Z2) en un point disposé à une position comprise entre $0 \times L2$ et $0,3 \times L2$, de préférence entre $0 \times L2$ et $0,2 \times L2$ et de préférence entre $0 \times L2$ et $0,1 \times L2$, $L2$ étant la longueur de la position du fond de l'extracteur liquide-liquide T1 au point d'alimentation de la charge (1).

- [Revendication 6] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel le ratio massique de la première fraction (51) sur la deuxième fraction (52) est compris entre 0,01 et 0,99, de préférence entre 0,1 et 0,95, de préférence entre 0,15 et 0,85 et de préférence entre 0,2 et 0,8.
- [Revendication 7] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel le ratio massique du solvant (2) sur la charge (1) est compris entre 0,1 et 50, de préférence entre 0,5 et 20, de préférence entre 1 et 9, de préférence entre 3 et 8.
- [Revendication 8] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel le ratio massique du recyclage d'extrait (5) sur la charge (1) est compris entre 0,05 et 10, de préférence entre 0,1 et 8, de préférence entre 0,2 et 5, de préférence entre 0,3 et 2.
- [Revendication 9] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel la charge (1) contient des composés aromatiques et non-aromatiques comprenant de 6 à 11 atomes de carbone.
- [Revendication 10] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel l'extracteur liquide-liquide (T1) est opéré à au moins une des conditions opératoires suivantes : une pression comprise entre 0,05 MPa et 3 MPa, de préférence entre 0,1 MPa et 2 MPa, de préférence entre 0,2 MPa et 1,5 MPa, de préférence entre 0,3 MPa et 1 MPa ; une température comprise entre 10°C et 150°C, de préférence entre 15°C et 130°C, de préférence entre 30°C et 120°C, de préférence entre 40°C et 110°C.
- [Revendication 11] Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, comprenant les étapes suivantes :
- stripage de l'extrait (4) au moyen d'une section de stripage de l'extrait (T3) pour séparer un flux gazeux (9) comprenant des composés non-aromatiques et un extrait purifié (12) ;
 - séparation des aromatiques de l'extrait purifié (12) au moyen d'une tour de récupération des aromatiques (T6) pour séparer le flux de solvant (2) et des vapeurs de tête comprenant un flux aromatique (13).
- [Revendication 12] Procédé selon la revendication 11, comprenant au moins une des étapes suivantes :
- alimentation de l'extracteur liquide-liquide (T1) avec un flux de solvant (2) comprenant un solvant choisi dans la liste

- constituée par l'éthylène glycol, le diéthylène glycol, le triéthylène glycol, hexaméthylphosphoramide, le carbonate de propylène, le carbonate d'éthylène, le sulfolane, le 3-methylsulfolane, le N-méthylacétamide, le N,N-diméthylacétamide, la butyrolactone, la 1-méthylpyrrolidone, le diméthylsulfoxyde, la caprolactame, le N-méthylformamide, la pyrrolidine-2-one, le furfural, le 1,1,3,3-tétraméthylurée et un mélange de ceux-ci ;
- séparation de phase du flux gazeux (9) dans un condenseur décanteur (CD3) pour séparer le recyclage d'extrait (5) et une phase aqueuse (10) ;
 - lavage à l'eau du raffinat (3) au moyen d'une tour de lavage à l'eau (T2) alimentée en eau (6) pour produire un flux non-aromatique (7) et de l'eau de lavage (8) ;
 - régénération d'au moins une portion du flux de solvant (2) au moyen d'une section de régénération du solvant par un entraînement à la vapeur sous-vide ;
 - condensation des vapeurs de tête dans un condenseur décanteur (CD6) pour produire le flux aromatique (13).

[Revendication 13] Procédé selon la revendication 12, comprenant au moins une des étapes suivantes :

- alimentation de l'extracteur liquide-liquide (T1) avec un flux de solvant choisi parmi l'éthylène glycol, le diéthylène glycol, le triéthylène glycol, hexaméthylphosphoramide, le carbonate de propylène, le carbonate d'éthylène, le sulfolane, le 3-methylsulfolane, le N-méthylacétamide, le N,N-diméthylacétamide, la butyrolactone, la 1-méthylpyrrolidone, le diméthylsulfoxyde, la caprolactame, le N-méthylformamide, la pyrrolidine-2-one, le furfural, le 1,1,3,3-tétraméthylurée et un mélange de ceux-ci ;
- stripage des composés hydrocarbures présents dans l'eau de lavage (8) et/ou dans la phase aqueuse (10) au moyen d'une section de stripage de l'eau pour produire de l'eau ;
- alimentation de la tour de récupération des aromatiques (T6) en vapeur d'eau (11) pour produire des vapeurs de tête comprenant en outre de la vapeur d'eau, et condensation des

vapeurs de tête dans le condenseur décanteur (CD6) pour produire le flux aromatique (13) et de l'eau décantée (14).

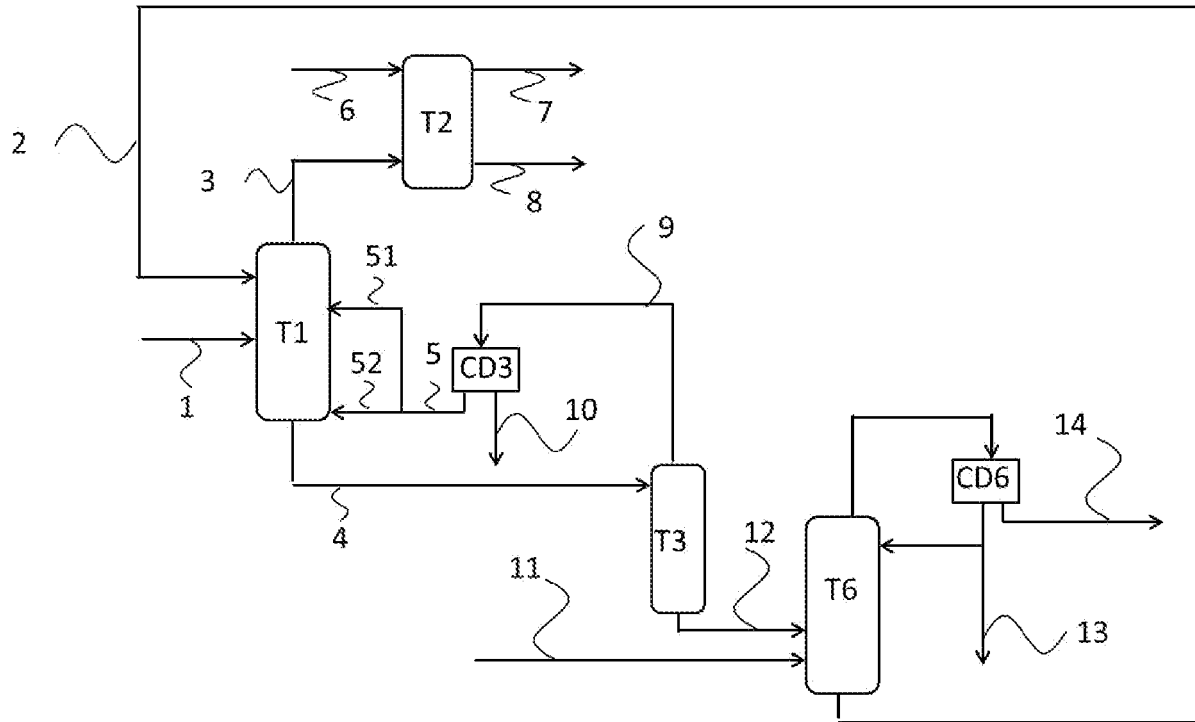
[Revendication 14] Procédé selon la revendication 13, comprenant au moins une des étapes suivantes :

- alimentation de l'extracteur liquide-liquide (T1) avec un flux de solvant (2) comprenant du sulfolane et de l'eau ;
- recyclage de l'eau produite par la section de stripage de l'eau vers la tour de récupération des aromatiques (T6).

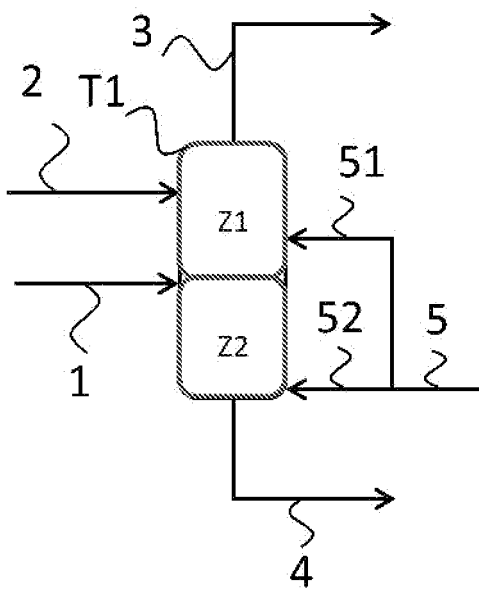
[Revendication 15] Dispositif de séparation de composés aromatiques à partir d'une charge (1) comprenant un mélange de composés aromatiques et non-aromatiques, le dispositif comprenant un extracteur liquide-liquide (T1) adapté pour extraire des aromatiques de la charge (1) avec un flux de solvant (2) et produire au moins un extrait (4) concentré en composés aromatiques par rapport à la charge (1), et un raffinat (3) concentré en composés non-aromatiques par rapport à la composition de la charge (1), l'extracteur liquide-liquide (T1) comprenant :

- un point d'alimentation de la charge (1) ;
- un point d'alimentation du flux de solvant (2) ;
- un point d'alimentation d'une première fraction (51) de recyclage d'extrait (5) disposé dans une partie supérieure (Z1) de l'extracteur liquide-liquide (T1) ;
- un point d'alimentation d'une deuxième fraction (52) de recyclage d'extrait (5) disposé dans une partie inférieure (Z2) de l'extracteur liquide-liquide (T1), la partie supérieure (Z1) et la partie inférieure (Z2) étant définies par rapport à la position du point d'alimentation de la charge (1) dans l'extracteur liquide-liquide (T1).

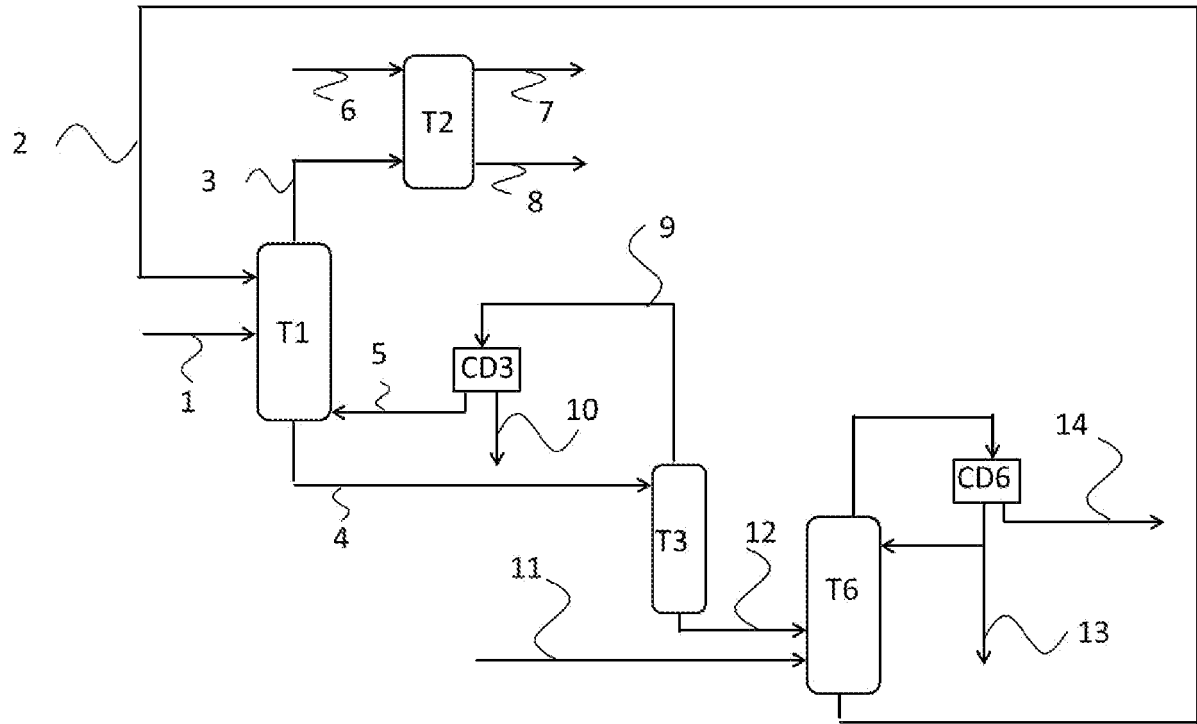
[Fig. 1]



[Fig. 2]



[Fig. 3]



RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE

établi sur la base des dernières revendications
déposées avant le commencement de la recherche

N° d'enregistrement
national

FA 906799

FR 2202765

DOCUMENTS CONSIDÉRÉS COMME PERTINENTS		Revendication(s) concernée(s)	Classement attribué à l'invention par l'INPI
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes		
X	US 3 207 692 A (KLEEF ALFRED L VAN ET AL) 21 septembre 1965 (1965-09-21)	1-10, 15	B01D11/04 C10G21/00
Y	* colonne 7, ligne 37 - colonne 8, ligne 16; figure 1 * * exemple 1 *	11-14	C07C7/10
X	US 5 191 152 A (FORTE PAULINO [US]) 2 mars 1993 (1993-03-02)	15	
A	* figures; exemples *	1-14	
X	US 4 081 355 A (PREUSSER GERHARD ET AL) 28 mars 1978 (1978-03-28)	15	
A	* colonne 4, ligne 62 - colonne 6, ligne 6; figure *	1-14	
Y	US 4 869 809 A (SARNA MICHAEL E [US]) 26 septembre 1989 (1989-09-26) * colonne 3, ligne 3 - ligne 68; figure 1 *	11-14	
Y	WO 99/11740 A1 (HFM INT INC [US]) 11 mars 1999 (1999-03-11) * page 9, ligne 13 - ligne 33; figure 2 *	11-14	DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHÉS (IPC)
A	US 2 855 362 A (RATJE JOHN D ET AL) 7 octobre 1958 (1958-10-07) * revendications; figure 1 *	1-14	B01D C07C
Date d'achèvement de la recherche		Examineur	
9 novembre 2022		Fourgeaud, Damien	
CATÉGORIE DES DOCUMENTS CITÉS		T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date de dépôt ou qu'à une date postérieure. D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons & : membre de la même famille, document correspondant	
X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire			

ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET FRANÇAIS NO. FR 2202765 FA 906799

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche préliminaire visé ci-dessus.
Les dits membres sont contenus au fichier informatique de l'Office européen des brevets à la date du **09-11-2022**
Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets, ni de l'Administration française

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
US 3207692	A	21-09-1965	BE 615392 A	09-11-2022
			DE 1444357 A1	16-01-1969
			DE 1444358 A1	20-02-1969
			DK 113662 B	14-04-1969
			GB 980973 A	20-01-1965
			GB 981070 A	20-01-1965
			NL 128435 C	09-11-2022
			NL 128467 C	09-11-2022
			NL 128650 C	09-11-2022
			NL 129320 C	09-11-2022
			NL 262762 A	09-11-2022
			NL 262763 A	09-11-2022
			NL 262831 A	09-11-2022
			NL 262832 A	09-11-2022
			US 3207692 A	21-09-1965

US 5191152	A	02-03-1993	AUCUN	

US 4081355	A	28-03-1978	AUCUN	

US 4869809	A	26-09-1989	AUCUN	

WO 9911740	A1	11-03-1999	AR 017053 A1	22-08-2001
			AU 9215398 A	22-03-1999
			BR 9811445 A	22-08-2000
			CA 2302681 A1	11-03-1999
			CN 1278291 A	27-12-2000
			CN 1502595 A	09-06-2004
			DE 69827657 T2	31-03-2005
			EP 1021498 A1	26-07-2000
			ES 2229533 T3	16-04-2005
			ID 20788 A	04-03-1999
			JP 4574843 B2	04-11-2010
			JP 2001515098 A	18-09-2001
			JP 2010155858 A	15-07-2010
			KR 20010023559 A	26-03-2001
			PT 1021498 E	29-04-2005
			TW 438882 B	07-06-2001
			US 6375802 B1	23-04-2002
			US 6565742 B1	20-05-2003
			WO 9911740 A1	11-03-1999

US 2855362	A	07-10-1958	AUCUN	
