



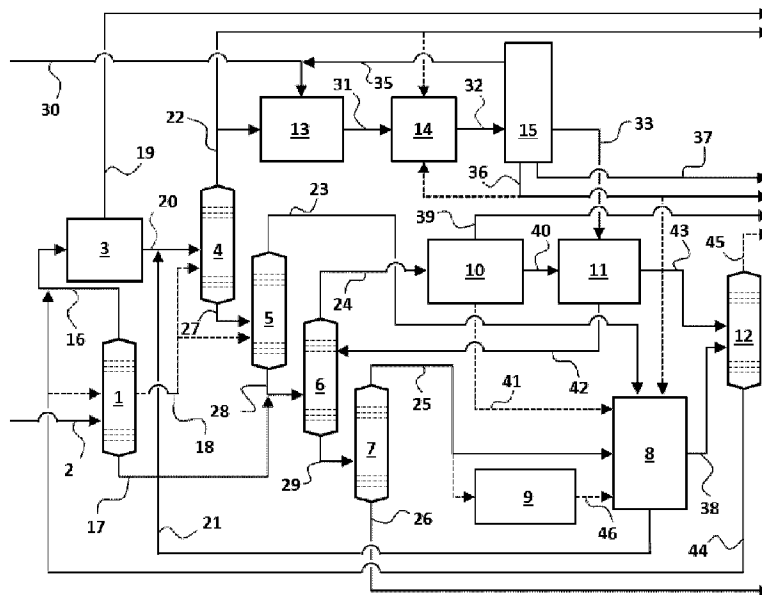
(12) **DEMANDE DE BREVET CANADIEN
CANADIAN PATENT APPLICATION**

(13) **A1**

(22) Date de dépôt/Filing Date: 2020/12/11
(41) Mise à la disp. pub./Open to Public Insp.: 2021/06/17
(30) Priorité/Priority: 2019/12/17 (FR1914578)

(51) Cl.Int./Int.Cl. *C07C 2/02*(2006.01),
C07C 5/27(2006.01), *C07C 7/04*(2006.01)
(71) Demandeur/Applicant:
IFP ENERGIES NOUVELLES, FR
(72) Inventeurs/Inventors:
JOLY, JEAN-FRANCOIS, FR;
FEUGNET, FREDERIC, FR
(74) Agent: ROBIC

(54) Titre : DISPOSITIF ET PROCÉDE DE CONVERSION DE COMPOSES AROMATIQUES PAR ALKYLATION DE BENZENE PAR DE L'ETHYLENE
(54) Title: DEVICE AND METHOD FOR CONVERSION OF AROMATIC COMPOUNDS BY ALKYLATION OF BENZENE WITH ETHYLENE



(57) **Abrégé/Abstract:**

Dispositif et procédé de conversion de composés aromatiques, comprenant/utilisant : un train de fractionnement (4-7) adapté pour extraire au moins une coupe comprenant du benzène (22), une coupe comprenant du toluène (23) et une coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène (24) de la charge (2) ; une unité de séparation des xylènes (10) adaptée pour traiter la coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène et produire un extrait comprenant du paraxylène (39) et un raffinat (40) comprenant de l'orthoxyène, du métaxyène et de l'éthylbenzène ; une unité d'isomérisation (11) pour traiter le raffinat et produire un isomérat (42) enrichi en paraxylène envoyé vers le train de fractionnement ; et une section réactionnelle d'alkylation (13) pour traiter au moins une partie de la coupe comprenant du benzène avec une source d'éthylène (30) et produire un effluent d'alkylation (31) comprenant de l'éthylbenzène envoyé vers l'unité d'isomérisation.

Abrégé

Dispositif et procédé de conversion de composés aromatiques, comprenant/utilisant : un train de fractionnement (4-7) adapté pour extraire au moins une coupe comprenant du benzène (22), une coupe comprenant du toluène (23) et une coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène (24) de la charge (2) ; une unité de séparation des xylènes (10) adaptée pour traiter la coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène et produire un extrait comprenant du paraxylène (39) et un raffinat (40) comprenant de l'orthoxylène, du métaxylène et de l'éthylbenzène ; une unité d'isomérisation (11) pour traiter le raffinat et produire un isomérat (42) enrichi en paraxylène envoyé vers le train de fractionnement ; et une section réactionnelle d'alkylation (13) pour traiter au moins une partie de la coupe comprenant du benzène avec une source d'éthylène (30) et produire un effluent d'alkylation (31) comprenant de l'éthylbenzène envoyé vers l'unité d'isomérisation.

15 Figure 1 à publier

Description

Titre : Dispositif et procédé de conversion de composés aromatiques par alkylation de benzène par de l'éthylène

5

Domaine technique

L'invention porte sur la conversion d'aromatiques dans le cadre de la production d'aromatiques pour la pétrochimie (benzène, toluène, paraxylène, orthoxylène). Plus particulièrement, l'objet de l'invention est de pouvoir contrôler les quantités respectives de benzène et de paraxylène, et en particulier de pouvoir produire uniquement du paraxylène.

Le complexe aromatique (ou dispositif de conversion de composés aromatiques) est alimenté par des charges majoritairement composées de six à dix atomes de carbones ou plus notées charges C6 à C10+. Différentes sources de composés aromatiques peuvent être introduites dans un complexe aromatique, la plus répandue étant le procédé de reformage catalytique des naphthas. Des mélanges de composés aromatiques obtenus par procédé de conversion de la biomasse lignocellulosique peuvent également, après traitement de purification, être introduits dans un complexe aromatique. On peut par exemple considérer le procédé de pyrolyse catalytique de la biomasse lignocellulosique comme source d'aromatiques.

Au sein d'un complexe aromatique, quel qu'en soit la source d'aromatiques, le benzène et les alkyles aromatiques (e.g. toluène, paraxylène, orthoxylène) y sont extraits puis convertis en intermédiaires souhaités. Les produits d'intérêt sont des aromatiques avec 0 (benzène), 1 (toluène) ou 2 (xylènes) groupes méthyles, et en particulier, au sein des xylènes, le paraxylène, ayant la plus forte valeur marchande.

Il convient donc de disposer de groupes méthyles pour que tous les noyaux aromatiques en sortie du complexe aromatique possèdent 2 groupes méthyles (e.g. paraxylène, orthoxylène)

30

Technique antérieure

A ce jour les complexes aromatiques permettent de produire du benzène, éventuellement du toluène, et des xylènes (souvent le paraxylène, quelques fois l'orthoxylène). Un complexe aromatique dispose généralement d'au moins une unité catalytique présentant au moins une des fonctions suivantes :

35

- l'isomérisation des composés aromatiques à 8 atomes de carbone notés composés A8 permettant de convertir l'orthoxyène, le métaoxyène et l'éthylbenzène en paraxyène ;
- la transalkylation permettant de produire des xylènes à partir d'un mélange de toluène (et optionnellement de benzène) et de composés A9+ tels que les triméthylbenzènes et les tétraméthylbenzènes ; et
- la dismutation du toluène, qui permet de produire du benzène et des xylènes.

La boucle aromatique permet de produire du paraxyène haute pureté par séparation par adsorption ou par cristallisation, opération bien connue de l'art antérieur. Cette « boucle C8-aromatique » inclut une étape d'élimination des composés lourds (i.e., C9+) dans une colonne de distillation appelée « colonne des xylènes ». Le flux de tête de cette colonne, qui contient les isomères en C8-aromatiques (i.e., A8), est ensuite envoyé dans le procédé de séparation du paraxyène qui est très généralement un procédé de séparation par adsorption en lit mobile simulé (LMS) pour produire un extrait et un raffinat, ou un procédé de cristallisation dans lequel une fraction de paraxyène est isolée du reste des constituants du mélange sous forme de cristaux.

L'extrait, qui contient le paraxyène est ensuite distillé pour obtenir du paraxyène de haute pureté. Le raffinat, riche en métaoxyène, orthoxyène et éthylbenzène est traité dans une unité catalytique d'isomérisation qui redonne un mélange d'aromatiques en C8, dans lequel la proportion des xylènes (ortho-, méta-, para- xylènes) est pratiquement à l'équilibre thermodynamique et la quantité d'éthylbenzène est amoindrie. Ce mélange est à nouveau envoyé dans la « colonne des xylènes » avec la charge fraîche.

Tous les procédés industriels d'isomérisation des C8-aromatiques permettent d'isomériser les xylènes. La transformation de l'éthylbenzène dépend, en revanche, du type de procédé et de catalyseur choisis. En effet, les complexes pétrochimiques utilisent une unité d'isomérisation dite « isomérisante » (i.e., isomérisation de l'éthylbenzène en un mélange de C8 aromatiques) ou « désalkylante » (i.e., désalkylation de l'éthylbenzène en benzène), afin de privilégier la production (à la sortie de la boucle aromatique) respectivement soit de paraxyène seul, soit de benzène et paraxyène.

Le choix d'une isomérisation « isomérisante » permet, comme indiqué ci-dessus, de maximiser la production de paraxyène, qui est le composé ayant la plus forte valeur ajoutée en sortie du complexe aromatique. L'association au sein d'un complexe aromatique d'une isomérisation « isomérisante » et d'une isomérisation en phase liquide telle que décrite par exemple dans les brevets US8697929, US7371913, US4962258, US6180550, US7915471,

US10035739 et US10029958 permet notamment de maximiser la quantité de paraxylène produite tout en ayant une perte en cycles aromatiques réduite par rapport à un complexe aromatique selon l'art antérieur.

5 Résumé de l'invention

Dans le contexte précédemment décrit, un premier objet de la présente description est de surmonter les problèmes de l'art antérieur et de fournir un dispositif et un procédé de production d'aromatiques pour la pétrochimie permettant, pour tout type de charge alimentant un complexe aromatique, d'ajuster les quantités respectives de benzène et paraxylène, voire de ne produire que du paraxylène. L'objet de l'invention permet également d'augmenter la quantité d'aromatiques produits.

L'invention repose sur l'introduction d'éthylène dans le complexe aromatique, et sur la disposition d'une ou plusieurs unités permettant de convertir l'éthylène et notamment de pouvoir ne produire que du paraxylène. Spécifiquement, l'objet de la présente invention peut se résumer à ajouter une unité catalytique au complexe aromatique, cette unité catalytique permet de convertir le benzène en éthylbenzène par réaction entre du benzène et de l'éthylène. Cette unité comprend une section réactionnelle d'alkylation produisant de l'éthylbenzène. Une section réactionnelle optionnelle de transalkylation peut également permettre de convertir les polyéthylbenzènes, éventuels sous-produits de la réaction d'alkylation du benzène par l'éthylène, en éthylbenzènes. L'éthylbenzène ainsi produit est converti en paraxylène dans la boucle aromatique du complexe aromatique.

Selon un premier aspect, les objets précités, ainsi que d'autres avantages, sont obtenus par un dispositif de conversion d'une charge de composés aromatiques, comprenant :

- un train de fractionnement adapté pour extraire au moins une coupe comprenant du benzène, une coupe comprenant du toluène et une coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène de la charge ;
- une unité de séparation des xylènes adaptée pour traiter la coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène et produire un extrait comprenant du paraxylène et un raffinat comprenant de l'ortho-xylène, du méta-xylène et de l'éthylbenzène ;
- une unité d'isomérisation adaptée pour traiter le raffinat et produire un isomérisat enrichi en paraxylène envoyé vers le train de fractionnement ; et
- une section réactionnelle d'alkylation adaptée pour traiter au moins une partie de la coupe comprenant du benzène avec une source d'éthylène et produire un effluent d'alkylation comprenant de l'éthylbenzène envoyé vers l'unité d'isomérisation.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le dispositif comprend en outre une section réactionnelle de transalkylation adaptée pour transalkyler des polyéthylbenzènes présents dans l'effluent d'alkylation et produire une coupe enrichie en éthylbenzène.

5

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le dispositif comprend en outre une unité de fractionnement adaptée pour traiter l'effluent d'alkylation et produire une pluralité de coupes de fractionnement comprenant au moins une coupe d'éthylbenzène envoyée vers l'unité d'isomérisation et une coupe de benzène.

10

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité de fractionnement est disposée en aval de la section réactionnelle de transalkylation et est adaptée pour traiter la coupe enrichie en éthylbenzène.

15

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité de fractionnement est adaptée pour produire en outre au moins une coupe de polyéthylbenzènes, et la section réactionnelle de transalkylation est disposée en aval de l'unité de fractionnement et est adaptée pour traiter au moins une partie de ladite coupe de polyéthylbenzènes.

20

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le train de fractionnement est adapté pour extraire une coupe de mono-aromatiques en C9-C10 de la charge.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le dispositif comprend en outre une unité de transalkylation adaptée pour traiter la coupe de mono-aromatiques en C9-C10 avec la coupe

25

comprenant du toluène et produire des xylènes envoyés vers le train de fractionnement.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le dispositif comprend en outre une unité de dismutation adaptée pour traiter au moins en partie la coupe comprenant du toluène et produire une coupe enrichie en xylènes recyclé vers l'unité d'isomérisation.

30

Selon un deuxième aspect, les objets précités, ainsi que d'autres avantages, sont obtenus par un procédé de conversion d'une charge de composés aromatiques, comprenant les étapes suivantes :

35

- fractionner la charge dans un train de fractionnement pour extraire au moins une coupe comprenant du benzène, une coupe comprenant du toluène et une coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène ;

- séparer la coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène dans une unité de séparation des xylènes et produire un extrait comprenant du paraxylène et un raffinat comprenant de l'orthoxyène, du métaxyène et de l'éthylbenzène ;
- 5 - isomériser le raffinat dans une unité d'isomérisation et produire un isomérat enrichi en paraxylène ;
- envoyer l'isomérat enrichi en paraxylène vers le train de fractionnement ;
- alkyler au moins une partie de la coupe comprenant du benzène avec une source d'éthylène dans une section réactionnelle d'alkylation et produire un effluent d'alkylation comprenant de l'éthylbenzène ; et
- 10 - envoyer l'effluent d'alkylation comprenant de l'éthylbenzène vers l'unité d'isomérisation.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section réactionnelle d'alkylation comprend au moins un réacteur d'alkylation utilisé dans les conditions opératoires suivantes :

- température comprise entre 20°C et 400°C ;
- 15 - pression comprise entre 1 et 10 MPa ;
- rapport molaire benzène/éthylène compris entre 2 et 10 ;
- PPH comprise entre 0,5 et 50 h⁻¹.

20 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le réacteur d'alkylation est opéré en présence d'un catalyseur comprenant une zéolithe.

25 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité d'isomérisation comprend une zone d'isomérisation en phase gaz et/ou une zone d'isomérisation en phase liquide, dans lequel la zone d'isomérisation en phase gaz est utilisée dans les conditions opératoires suivantes :

- température supérieure à 300°C;
- pression inférieure à 4,0 MPa ;
- vitesse spatiale horaire inférieure à 10 h⁻¹ ;
- rapport molaire hydrogène sur hydrocarbure inférieur à 10 ;
- 30 - en présence d'un catalyseur comportant au moins une zéolithe présentant des canaux dont l'ouverture est définie par un anneau à 10 ou 12 atomes d'oxygène, et au moins un métal du groupe VIII de teneur comprise entre 0,1 et 0,3% poids, bornes incluses, et

35 dans lequel la zone d'isomérisation en phase liquide est utilisée dans les conditions opératoires suivantes :

- température inférieure à 300 C;
- pression inférieure à 4 MPa ;

- vitesse spatiale horaire inférieure à 10h^{-1} ;
 - en présence d'un catalyseur comportant au moins une zéolithe présentant des canaux dont l'ouverture est définie par un anneau à 10 ou 12 atomes d'oxygène.
- 5 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le procédé comprend en outre l'étape suivante :
- transalkyler des polyéthylbenzènes présents dans l'effluent d'alkylation dans une section réactionnelle de transalkylation et produire une coupe enrichie en éthylbenzène, et
 - envoyer la coupe enrichie en éthylbenzène vers l'unité d'isomérisation.
- 10 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section réactionnelle de transalkylation comprend au moins un réacteur de transalkylation utilisé dans les conditions opératoires suivantes :
- température comprise entre 200°C et 400°C ;
 - pression comprise entre 1 et 6 MPa ;
- 15 - PPH comprise entre 0,5 et 5h^{-1} .

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le réacteur de transalkylation est opéré en présence d'un catalyseur comprenant une zéolithe.

- 20 Des modes de réalisation selon le premier aspect et le deuxième aspect ainsi que d'autres caractéristiques et avantages des dispositifs et procédés selon les aspects précités vont apparaître à la lecture de la description qui va suivre, donnée à titre uniquement illustratif et non limitatif, et en référence aux dessins suivants.

25 **Liste des figures**

[Fig 1] La figure 1 représente une vue schématique d'un procédé selon la présente invention permettant d'augmenter la production de paraxylène.

- 30 [Fig 2] La figure 2 représente une vue schématique d'un procédé selon la présente invention permettant d'augmenter la production de paraxylène dans lequel l'unité de transalkylation est remplacée par une unité de dismutation et dans lequel la section réactionnelle de transalkylation est disposée en aval de l'unité de fractionnement.

35

Description des modes de réalisation

Des modes de réalisation du dispositif selon le premier aspect et du procédé selon le deuxième aspect vont maintenant être décrits en détail. Dans la description détaillée suivante, de nombreux détails spécifiques sont exposés afin de fournir une compréhension plus approfondie du dispositif. Cependant, il apparaîtra à l'homme du métier que le dispositif peut être mis 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.

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 ». En outre, dans la présente description, un effluent comprenant essentiellement ou uniquement des composés A correspond à un effluent comprenant au moins 80 ou 90% poids, préférablement au moins 95% poids, très préférablement au moins 99% poids, de composés A.

La présente invention peut se définir comme un dispositif et un procédé comprenant un enchaînement d'opérations unitaires permettant de produire soit exclusivement du paraxylène, soit du paraxylène et du benzène.

Le dispositif et le procédé selon l'invention sont caractérisés en ce qu'ils comprennent et utilisent les unités catalytiques et les unités de séparation connus de l'homme du métier pour produire du benzène et du paraxylène, unités que l'on trouve habituellement dans les complexes aromatiques, et en ce qu'ils comprennent et utilisent une section réactionnelle d'alkylation du benzène par de l'éthylène, et optionnellement une section réactionnelle de transalkylation de sous-produits de type polyéthylbenzènes. Ladite section réactionnelle d'alkylation du benzène par l'éthylène permet d'obtenir de l'éthylbenzène. Une des caractéristiques de la présente invention consiste en la transformation sélective de cet éthylbenzène obtenu par alkylation au sein d'une unité d'isomérisation des composés C8 aromatiques, ladite unité d'isomérisation traitant des composés aromatiques du complexe aromatique auxquels s'ajoute l'éthylbenzène produit par alkylation du benzène avec l'éthylène.

D'une façon surprenante, la combinaison de la section réactionnelle d'alkylation du benzène par l'éthylène, et de l'unité d'isomérisation permet à la fois d'augmenter la quantité d'aromatiques produits et d'avoir la possibilité de n'obtenir que du paraxylène.

En référence à la figure 1, selon un ou plusieurs modes de réalisation, le dispositif de conversion de composés aromatiques comprend :

- une unité optionnelle de séparation de charge 1 pour séparer la charge d'entrée 2 du complexe aromatique en une coupe hydrocarbonée à 7 atomes de carbones ou moins (C7-) et une coupe aromatique à 8 atomes de carbones ou plus (A8+) ;
- une unité optionnelle d'extraction des aromatiques 3 entre l'unité de séparation de charge 1 et un train de fractionnement 4-7 pour séparer les composés aliphatiques du benzène et du toluène de la coupe en C7- de la charge du complexe ;
- le train de fractionnement 4-7 en aval de l'unité optionnelle d'extraction des aromatiques 3 permettant d'extraire du benzène, du toluène et des xylènes des autres aromatiques ;
- une unité optionnelle de transalkylation 8 convertissant en xylènes du toluène (et optionnellement du benzène) et des méthylalkylbenzènes tels que des triméthylbenzènes - avantageusement cette unité peut également traiter des tétraméthylbenzènes ;
- une unité optionnelle d'hydrogénolyse sélective 9 adaptée pour traiter une coupe comprenant des composés aromatiques à 9 et 10 atomes de carbones et produire un effluent d'hydrogénolyse enrichi en composés aromatiques substitués en méthyles ;
- une unité optionnelle de séparation (non montrée) pour séparer l'effluent d'hydrogénolyse disposée (e.g. directement) en aval de l'unité d'hydrogénolyse sélective 9, pour produire une pluralité de coupes d'effluents liquides ;
- une unité de séparation des xylènes 10 (e.g. de type cristallisation ou lit mobile simulé utilisant un tamis moléculaire et un désorbant tel que du toluène) permettant d'isoler le paraxylène des xylènes et de l'éthylbenzène ;
- une unité d'isomérisation 11 du raffinat obtenu comme effluent de l'unité de séparation des xylènes 10 pour convertir notamment l'orthoxylène, le métaxylène et l'éthylbenzène en paraxylène ;
- une colonne optionnelle de stabilisation 12, permettant notamment de retirer les espèces plus volatiles (e.g. C5-) du complexe aromatique, notamment des effluents de l'unité de transalkylation 8 et/ou de l'unité d'isomérisation 11 ;
- une section réactionnelle d'alkylation 13 pour alkyler une fraction comprenant du benzène avec de l'éthylène et produire de l'éthylbenzène ;
- une section optionnelle de transalkylation 14 pour transalkyler les polyéthylbenzènes issus de la section réactionnelle d'alkylation 13 et produire un effluent enrichi en éthylbenzène ;
- une unité de fractionnement 15 pour séparer les produits d'alkylation disposée en aval de la section réactionnelle d'alkylation 13.

35

Avantageusement, la section réactionnelle d'alkylation 13 permet de produire un surplus d'aromatiques par l'ajout d'éthylène (ajout de deux atomes de carbone sur chaque molécule

de benzène) et donne la possibilité de pouvoir convertir l'intégralité du benzène en paraxylène. De plus, la faible quantité de composés lourds issus de la section d'alkylation du benzène par l'éthylène, et qui n'est pas utilisée pour être transalkylée avec du benzène, peut être valorisée en carburant (e.g. kérosène ou gazole).

5

En référence à la figure 1, l'unité de séparation de charge 1 traite la charge d'entrée 2 du complexe aromatique pour séparer une coupe de tête comprenant (e.g. essentiellement) des composés à 7 atomes de carbones ou moins 16 (C7-) contenant notamment du benzène et du toluène, et une coupe de fond comprenant (e.g. essentiellement) des aromatiques à 8
10 atomes de carbones ou plus 17 (A8+) envoyée vers la colonne de xylène 6. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité de séparation de charge 1 sépare également une première coupe de toluène 18 comprenant au moins 90% poids, préférablement au moins 95% poids, très préférablement au moins 99% poids de toluène. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la première coupe de toluène 18 est envoyée vers la première colonne de
15 distillation de composés aromatiques 4, appelée également colonne de benzène, et/ou vers la deuxième colonne de distillation de composés aromatiques 5, appelée également colonne de toluène.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge d'entrée 2 est une coupe hydrocarbonée
20 contenant majoritairement (i.e., > 50% poids) des molécules dont le nombre de carbone s'étend de 6 à 10 atomes de carbone. Cette charge peut également contenir des molécules ayant plus de 10 atomes de carbone et/ou des molécules à 5 atomes de carbone.

La charge d'entrée 2 du complexe aromatique est riche en aromatiques (e.g. > 50% poids) et
25 contient préférablement au moins 1% poids de benzène, préférentiellement au moins 5% poids, très préférablement au moins 10% poids de benzène. La charge d'entrée 2 peut être produite par reformage catalytique d'un naphta ou être un produit d'unité de craquage (e.g. à la vapeur, catalytique) ou tout autre moyen de production d'alkyle aromatiques.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la charge d'entrée 2 comprend moins de 10 ppm
30 poids, préférablement moins de 5 ppm poids, très préférablement moins de 1 ppm poids en azote élémentaire, et/ou moins de 10 ppm poids, préférablement moins de 5 ppm poids, très préférablement moins de 1 ppm poids en soufre élémentaire, et/ou moins de 100 ppm poids, préférablement moins de 50 ppm poids, très préférablement moins de 10 ppm poids en
35 oxygène élémentaire.

La coupe de tête 16 de l'unité de séparation de charge 1, optionnellement mélangée au produit de fond (benzène et toluène) de la colonne de stabilisation 12 qui sera définie ci-après, est envoyée vers l'unité d'extraction des aromatiques 3 afin d'extraire un effluent comprenant des espèces aliphatiques en C6-C7 19 qui est exporté comme co-produit du complexe aromatique.

5 La coupe aromatique 20 (essentiellement du benzène et du toluène) appelée extrait de l'unité d'extraction des aromatiques 3, optionnellement mélangée à la fraction lourde 21 de l'unité de transalkylation 8 qui sera définie ci-après, est envoyée vers la colonne de benzène 4. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la coupe aromatique 20 est une charge hydrocarbonée (e.g. essentiellement) aromatique en C6-C7 (A6-A7).

10

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le train de fractionnement comprend les colonnes de distillation de composés aromatiques 4, 5, 6 et 7 permettant de séparer les 5 coupes suivantes :

- une coupe comprenant (e.g. essentiellement) du benzène 22 ;
- 15 - une coupe comprenant (e.g. essentiellement) du toluène 23 ;
- une coupe comprenant (e.g. essentiellement) des xylènes et de l'éthylbenzène 24 ;
- une coupe comprenant (e.g. essentiellement) des composés aromatiques à 9 et 10 atomes de carbones 25 ;
- une coupe comprenant (e.g. essentiellement) des composés aromatiques dont les
- 20 espèces les plus volatiles sont des aromatiques à 10 atomes de carbones 26.

La colonne de benzène 4 est adaptée pour : traiter la coupe aromatique 20 qui est une charge hydrocarbonée (e.g. essentiellement) aromatique en C6-C10 (A6+) ; produire en tête la coupe comprenant du benzène 22 qui peut être un des produits recherchés en sortie du complexe aromatique ; et produire en fond un effluent (e.g. essentiellement) aromatique en C7-C10 27 (A7+).

La colonne de toluène 5 est adaptée pour : traiter l'effluent aromatique en C7-C10 27 (A7+), produit de fond de la colonne de benzène 4 ; produire en tête la coupe comprenant du toluène 23 qui est dirigée vers l'unité de transalkylation 8 ; et produire en fond un effluent (e.g. essentiellement) aromatique en C8-C10 28 (A8+).

La troisième colonne de distillation de composés aromatiques 6, appelée également colonne de xylène est adaptée pour : traiter la coupe aromatique à 8 atomes de carbones ou plus 17 (A8+) de la charge du complexe aromatique et optionnellement l'effluent de fond de la colonne de toluène 28 ; produire en tête la coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène 24 qui

est dirigée vers l'unité de séparation des xylènes 10 ; et produire en fond un effluent (e.g. essentiellement) comprenant des aromatiques en C9-C10 29 (A9+).

5 La quatrième colonne de distillation de composés aromatiques 7, appelée également colonne des aromatiques lourds est optionnelle et est adaptée pour : traiter l'effluent de fond de la colonne de xylène 29 ; produire en tête la fraction comprenant des mono-aromatiques en C9-C10 25 ; et produire en fond la coupe comprenant (e.g. essentiellement) des composés aromatiques dont les espèces les plus volatiles sont des aromatiques à 10 atomes de carbones 26 (A10+). Préférentiellement, la coupe de fond 26 comprend des composés en C11+.

10

En tête de la colonne de benzène 4 est obtenue la coupe comprenant du benzène 22 qui est envoyée au moins en partie vers la section réactionnelle d'alkylation 13 pour réaction avec une source d'éthylène 30 pour produire un effluent d'alkylation 31 comprenant de l'éthylbenzène et potentiellement du benzène et/ou des polyéthylbenzènes (sous-produits).
 15 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section réactionnelle d'alkylation 13 est alimentée par un mélange constitué (e.g. essentiellement) de benzène et d'éthylène. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'effluent d'alkylation 31 comprend au moins 5% poids, préférentiellement au moins 8% poids, très préférentiellement au moins 10% poids d'éthylbenzène. Le complément à 100 est principalement (e.g. > 50% poids), voire essentiellement, constitué
 20 de benzène car généralement utilisé en excès.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section réactionnelle d'alkylation 13 comprend au moins un réacteur d'alkylation adapté pour être utilisé dans au moins une des conditions opératoires suivantes :

- 25
- température comprise entre 20°C et 400°C, préférentiellement comprise entre 150°C et 400°C, et plus préférentiellement encore comprise entre 220°C et 300°C ;
 - pression comprise entre 1 et 10 MPa, préférentiellement comprise entre 2 et 7 MPa, et plus préférentiellement comprise entre 3 et 5 MPa ;
 - rapport molaire benzène/éthylène compris entre 2 et 10, et préférentiellement compris
 30 entre 4 et 8 ;
 - PPH comprise entre 0,5 et 50 h⁻¹, préférentiellement comprise entre 1 et 10 h⁻¹, et plus préférentiellement comprise entre 1,5 et 3 h⁻¹.

35 Le terme PPH correspond au poids de charge hydrocarbonée horaire injecté rapporté au poids de catalyseur chargé.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le réacteur d'alkylation est opéré en présence d'un catalyseur comprenant une zéolithe. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le catalyseur à base de zéolithe, préférablement à base de zéolithe Y, très préférablement à base de zéolithe Y désaluminée, comprend de 1 à 100 % poids, de préférence 20 à 98 % poids, par exemple 40 à 98 % poids de ladite zéolithe et 0 à 99 % poids, de préférence 2 à 80 % poids, et, par exemple, 2 à 60 % poids d'une matrice. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le catalyseur comprend une zéolithe Y désaluminée de rapport atomique Si/Al global supérieur à 4, de préférence compris entre 8 et 70 et préférablement ne contenant pas d'espèces aluminiques extra-réseau. Ladite zéolithe Y désaluminée peut être employée seule ou en mélange avec un liant ou une matrice généralement choisis dans le groupe formé par les argiles, les alumines, la silice, la magnésie, la zircone, l'oxyde de titane, l'oxyde de bore et toute combinaison d'au moins deux de ces oxydes comme la silice-alumine, la silice-magnésie. Toutes les méthodes connues d'agglomération et de mise en forme sont applicables, telles que, par exemple, l'extrusion, le pastillage ou la coagulation en gouttes. Les zéolithes telles que les zéolithes Y désaluminées et leur préparation sont bien connues. On pourra par exemple se référer au brevet US4738940.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le réacteur d'alkylation est de type lit fixe.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'effluent d'alkylation 31 est transalkylé dans la section optionnelle de transalkylation 14 pour produire une coupe enrichie en éthylbenzène 32. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section réactionnelle de transalkylation 14 est alimentée en benzène, par exemple lorsqu'un excès de groupes éthyles est observé dans l'effluent d'alkylation 31 pour la production d'éthylbenzène.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la coupe enrichie en éthylbenzène 32 est envoyée vers l'unité de fractionnement 15 pour produire une coupe d'éthylbenzène 33, une coupe de benzène 35 qui pourra par exemple être recyclée au moins en partie vers la section réactionnelle d'alkylation 13, et éventuellement une ou plusieurs coupes de polyéthylbenzènes 36 et 37. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la coupe d'éthylbenzène 33 alimente l'unité d'isomérisation 11. De cette façon, tout l'éthylbenzène, initialement présent dans la charge et produit par alkylation dans la section réactionnelle d'alkylation 13, est introduit et converti en paraxylène dans la boucle aromatique contenant l'unité d'isomérisation 11 et l'unité de séparation des xylènes 10.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'effluent d'alkylation 31 est envoyé directement vers l'unité de fractionnement 15.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité de fractionnement 15 comprend une série de colonnes de fractionnement (e.g. série de trois colonnes) adaptée pour extraire la coupe de benzène 35 (par exemple en tête de la première colonne de fractionnement), la coupe d'éthylbenzène 33 (par exemple en tête de la deuxième colonne de fractionnement), une première coupe de polyéthylbenzènes 36 comprenant du diéthylbenzène et optionnellement du triéthylbenzène (par exemple en tête de la troisième colonne de fractionnement), et une deuxième coupe de polyéthylbenzènes 37 comprenant notamment du tétraéthylbenzène (par exemple en fond de la troisième colonne de fractionnement).

10

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la première coupe de polyéthylbenzènes 36 est au moins partiellement recyclée vers la section réactionnelle de transalkylation 14. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la première coupe de polyéthylbenzènes 36 est au moins partiellement recyclée vers l'unité de transalkylation 8. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la deuxième coupe de polyéthylbenzènes 37, dite coupe de goudron ou coupe lourde, est extraite du complexe aromatique. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la deuxième coupe de polyéthylbenzènes 37 est évacuée avec la coupe de fond 26 de la colonne des aromatiques lourds 7.

20 Dans l'unité de transalkylation 8, la fraction comprenant des mono-aromatiques en C9-C10 (et/ou l'effluent d'hydrogénolyse enrichi en composés aromatiques substitués en méthyles décrit ci-après) est mélangée à la coupe comprenant du toluène 23 en provenance de la tête de la colonne de toluène 5, et alimente la section réactionnelle de l'unité de transalkylation 8 pour produire des xylènes par transalkylation d'aromatiques en défaut de groupes méthyles (toluène), et en excès de groupes méthyles (e.g. tri- et tétra-méthylbenzènes). Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité de transalkylation 8 est alimentée en benzène (ligne non représentée sur la figure 1), par exemple lorsqu'un excès de groupes méthyles est observé pour la production de paraxylène.

30 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité de transalkylation 8 comprend au moins un premier réacteur de transalkylation adapté pour être utilisé dans au moins une des conditions opératoires suivantes :

- température comprise entre 200°C et 600°C, préférentiellement comprise entre 350°C et 550°C, et plus préférentiellement encore comprise entre 380°C et 500°C ;
- 35 - pression comprise entre 2 et 10 MPa, préférentiellement comprise entre 2 et 6 MPa, et plus préférentiellement comprise entre 2 et 4 MPa ;

- PPH comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹, préférentiellement comprise entre 1 et 4 h⁻¹, et plus préférentiellement comprise entre 2 et 3 h⁻¹.

5 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le premier réacteur de transalkylation est opéré en présence d'un catalyseur comprenant de la zéolithe, par exemple de la ZSM-5. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le deuxième réacteur de transalkylation est de type lit fixe.

10 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la section réactionnelle de transalkylation 14 comprend au moins un deuxième réacteur de transalkylation adapté pour être utilisé dans au moins une des conditions opératoires suivantes :

- température comprise entre 200°C et 400°C, préférentiellement comprise entre 220°C et 350°C, et plus préférentiellement encore comprise entre 250°C et 310°C ;
- pression comprise entre 1 et 6 MPa, préférentiellement comprise entre 2 et 5 MPa, et plus préférentiellement comprise entre 3 et 5 MPa ;
- 15 - PPH comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹, préférentiellement comprise entre 0,5 et 4 h⁻¹, et plus préférentiellement comprise entre 0,5 et 3 h⁻¹.

20 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le deuxième réacteur de transalkylation est opéré en présence d'un catalyseur comprenant de la zéolithe, par exemple une zéolithe Y désaluminée (par exemple, une zéolithe similaire à celles décrites dans la partie catalyseur d'alkylation) Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le deuxième réacteur de transalkylation est de type lit fixe.

25 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, les effluents de la section réactionnelle de l'unité de transalkylation 8 sont séparés dans une première colonne de séparation (non représentée) en aval de ladite section réactionnelle de l'unité de transalkylation 8. Une coupe comprenant au moins une partie du benzène et les espèces plus volatiles 38 (C6-) est extraite en tête de la première colonne de séparation et est envoyée vers une colonne optionnelle de stabilisation 12, permettant notamment de retirer les espèces plus volatiles (e.g. C5-) du complexe aromatique. La fraction lourde des effluents de la première colonne de séparation comprenant 30 (e.g. essentiellement) des aromatiques au moins 7 atomes de carbone 21 (A7+), est optionnellement recyclée vers le train de fractionnement 4-7, par exemple vers la colonne de benzène 4.

35 La coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène 24 est traitée dans l'unité de séparation des xylènes 10 pour produire une fraction ou un extrait 39 comprenant du paraxylène et un raffinat 40. L'extrait 39 peut être ensuite distillé (e.g. si séparation par adsorption LMS), par

exemple au moyen d'une colonne d'extrait puis d'une colonne de toluène supplémentaire (non montrées) dans le cas où le toluène est utilisé comme désorbant, pour obtenir du paraxylène de haute pureté exporté comme produit principal. Le raffinat 40 de l'unité de séparation des xylènes 10 comprend (e.g. essentiellement) de l'orthoxyène, du métaxylène et de l'éthylbenzène et alimente l'unité d'isomérisation 11.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité de séparation des xylènes 10 sépare également une deuxième coupe de toluène 41 comprenant au moins 90% poids, préférablement au moins 95% poids, très préférablement au moins 99% poids de toluène. La coupe de toluène 41 peut être par exemple une partie du toluène utilisé comme désorbant lorsque l'unité de séparation des xylènes 10 comprend une unité d'adsorption dite à lit mobile simulé. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la deuxième coupe de toluène 41 est envoyée vers l'unité de transalkylation 8.

Dans la section réactionnelle d'isomérisation (non représentée) de l'unité d'isomérisation 11, les isomères du paraxylène sont isomérisés alors que l'éthylbenzène peut être : isomérisé en un mélange de C8 aromatiques, par exemple si on souhaite produire principalement du paraxylène ; et/ou désalkylé pour produire du benzène, par exemple si on souhaite produire à la fois du paraxylène et du benzène. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, les effluents de la section réactionnelle d'isomérisation sont envoyés vers une deuxième colonne de séparation (non représentée) pour produire en fond un isomérat 42 enrichi en paraxylène préférablement recyclé vers la colonne de xylène 6 ; et produire en tête une coupe hydrocarbonée comprenant des composés à 7 atomes de carbone ou moins 43 (C7-) envoyée vers la colonne optionnelle de stabilisation 12, par exemple avec la coupe comprenant au moins une partie du benzène et les espèces plus volatiles 38.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité d'isomérisation 11 comprend une première zone d'isomérisation travaillant en phase liquide, et/ou une deuxième zone d'isomérisation travaillant en phase gaz, comme cela est décrit dans les brevets précédemment répertoriés. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité d'isomérisation 11 comprend une première zone d'isomérisation travaillant en phase liquide, et une deuxième zone d'isomérisation travaillant en phase gaz. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, on envoie dans l'unité d'isomérisation en phase liquide une première partie du raffinat 40, pour obtenir un premier isomérat alimentant directement et au moins en partie l'unité de séparation 10, et on envoie dans l'unité d'isomérisation en phase gaz une seconde partie du raffinat 40 pour obtenir un isomérat qui est envoyé dans la colonne de xylène 6. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, on envoie la coupe d'éthylbenzène 33 majoritairement (i.e., au moins 50%, e.g. au

moins 60%, préférablement au moins 70%) dans la première zone d'isomérisation travaillant en phase gaz pour être préférentiellement isomérisée en paraxylène.

Avantageusement, l'unité d'isomérisation 11 permet de pouvoir convertir avec une très haute sélectivité le surplus d'éthylbenzène pourvu par la section réactionnelle d'alkylation 13.

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la zone d'isomérisation en phase gaz est adaptée pour être utilisée dans au moins une des conditions opératoires suivantes :

- température supérieure à 300°C, de préférence de 350°C à 480°C ;
- 10 - pression inférieure à 4,0 MPa, et de préférence de 0,5 à 2,0 MPa ;
- vitesse spatiale horaire (VVH) inférieure à 10 h⁻¹ (10 litres par litre et par heure), de préférence comprise entre 0,5 h⁻¹ et 6 h⁻¹ ;
- rapport molaire hydrogène sur hydrocarbure inférieur à 10, et de préférence compris entre 3 et 6 ;
- 15 - en présence d'un catalyseur comportant au moins une zéolithe présentant des canaux dont l'ouverture est définie par un anneau à 10 ou 12 atomes d'oxygène (10 MR ou 12 MR), et au moins un métal du groupe VIII de teneur comprise entre 0,1 et 0,3% poids (forme réduite), bornes incluses.

20 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la zone d'isomérisation en phase liquide est adaptée pour être utilisée dans au moins une des conditions opératoires suivantes :

- température inférieure à 300°C, de préférence 200°C à 260°C ;
- pression inférieure à 4 MPa, de préférence 2 à 3 MPa ;
- vitesse spatiale horaire (VVH) inférieure à 10h⁻¹ (10 litres par litre et par heure), de préférence comprise entre 2 et 4 h⁻¹ ;
- 25 - en présence d'un catalyseur comportant au moins une zéolithe présentant des canaux dont l'ouverture est définie par un anneau à 10 ou 12 atomes d'oxygène (10 MR ou 12 MR), préférentiellement un catalyseur comportant au moins une zéolithe présentant des canaux dont l'ouverture est définie par un anneau à 10 atomes d'oxygène (10 MR), et
- 30 de manière encore plus préférée un catalyseur comportant une zéolithe de type ZSM-5.

Le terme VVH correspond au volume de charge hydrocarbonée horaire injecté rapporté au volume de catalyseur chargé.

35 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la colonne optionnelle de stabilisation 12 produit : en fond une coupe stabilisée comprenant (e.g. essentiellement) du benzène et du toluène 44 optionnellement recyclée en entrée de l'unité de séparation de charge 1 et/ou de l'unité

d'extraction des aromatiques 3 ; et en tête une coupe d'espèces plus volatiles 45 (e.g. C5-) retirée du complexe aromatique.

5 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité d'hydrogénolyse sélective 9 est adaptée pour :

- traiter les mono-aromatiques ayant entre 9 et 10 atomes de carbone 25 ; et
- produire un effluent d'hydrogénolyse enrichi en composés aromatiques substitués en méthyles 46.

10 Spécifiquement, l'unité d'hydrogénolyse sélective 9 peut être adaptée pour traiter les aromatiques ayant entre 9 et 10 atomes de carbone 25 en transformant un ou plusieurs groupe(s) alkyle(s) à au moins deux atomes de carbone (groupes éthyle, propyle, butyle, isopropyle, etc..) fixé(s) sur un noyau benzénique, en un ou plusieurs groupe(s) méthyle(s), c'est-à-dire formé(s) d'un seule groupe CH₃. L'intérêt majeur l'unité d'hydrogénolyse sélective 9 est d'augmenter la teneur en groupements CH₃ et baisser la teneur en groupements éthyle, 15 propyle, butyle, isopropyle, etc..., dans la charge de l'unité d'isomérisation 11 pour augmenter le taux de production de xylènes, et notamment de paraxylène, dans ladite unité d'isomérisation 11.

20 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'unité d'hydrogénolyse sélective 9 comprend au moins un réacteur d'hydrogénolyse adapté pour être utilisée dans au moins une des conditions opératoires suivantes :

- température comprise entre 300°C et 550°C, préférentiellement comprise entre 350°C et 500°C, et plus préférentiellement encore comprise entre 370°C et 450° ;
- pression comprise entre 0,1 et 3 MPa, préférentiellement comprise entre 0,2 et 2 MPa, 25 et plus préférentiellement comprise entre 0,2 et 1 MPa ;
- rapport molaire H₂/HC (charge hydrocarbure) compris entre 1 et 10, et préférentiellement compris entre 1,5 et 6 ;
- PPH comprise entre 0,1 et 50 h⁻¹ (e.g. 0,5-50 h⁻¹), préférentiellement comprise entre 0,5 et 30 h⁻¹ (e.g. 1-30 h⁻¹), et plus préférentiellement comprise entre 1 et 20 h⁻¹ (e.g. 2-20 h⁻¹, 30 1, 5-20 h⁻¹).

35 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le réacteur d'hydrogénolyse est opéré en présence d'un catalyseur comportant au moins un métal du groupe VIII de la classification périodique, de préférence le nickel et/ou cobalt, déposé sur un support poreux comprenant au moins un oxyde réfractaire cristallin ou non, à porosité structurée ou non. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le métal du groupe VIII est le nickel. La présence d'un promoteur

(Groupe VIB VIIB VIII IB IIB) est également possible. Le catalyseur est supporté sur un oxyde réfractaire (e.g. alumine, silice), éventuellement traité par une base pour le neutraliser.

5 Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le réacteur d'hydrogénolyse est de type lit fixe, et le support de catalyseur se présente sous la forme d'extrudés. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, le réacteur d'hydrogénolyse est de type lit mobile, et le support de catalyseur se présente sous la forme de billes approximativement sphériques. Un lit mobile peut être défini comme étant un lit à écoulement gravitaire, tels que ceux rencontrés dans le reformage catalytique des essences.

10

La figure 2 représente une vue schématique d'un procédé selon la présente invention permettant d'augmenter la production de paraxylène dans lequel la section réactionnelle de transalkylation 14 est disposée en aval de l'unité de fractionnement 15. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, l'effluent d'alkylation 31 est séparé dans l'unité de fractionnement 15 pour produire la coupe d'éthylbenzène 33, la coupe de benzène 35 qui pourra par exemple être recyclée au moins en partie vers la section réactionnelle d'alkylation 13 et/ou la section réactionnelle de transalkylation 14 et éventuellement une ou plusieurs coupes de polyéthylbenzènes 36 et 37. La coupe d'éthylbenzène 33 alimente l'unité d'isomérisation 11.

20 Toujours en référence à la figure 2, selon un ou plusieurs modes de réalisation, au moins une portion de la première coupe de polyéthylbenzènes 36 est envoyée vers la section réactionnelle de transalkylation 14 pour produire une coupe enrichie en éthylbenzène 47 renvoyée vers l'unité de fractionnement 15. Selon un ou plusieurs modes de réalisation, la zone de transalkylation 14 est au moins en partie alimentée par au moins une portion de la coupe de benzène 35 venant de la section de fractionnement 15.

Le dispositif et le procédé de conversion de composés aromatiques décrit ci-dessus comprennent une unité de transalkylation 8 permettant de convertir en xylènes du toluène et/ou du benzène avec des méthylbenzènes. Il est entendu que le dispositif et le procédé de conversion de composés aromatiques peuvent comprendre une unité de dismutation en combinaison ou en remplacement de l'unité de transalkylation 8, l'unité de dismutation permettant de convertir du toluène en benzène et xylène. Par exemple, en référence à la figure 2, lorsque une unité de dismutation 48 est utilisée à la place de l'unité de transalkylation 8, l'effluent de fond 29 de la colonne de xylène 6 peut être évacué du complexe aromatique (suppression de la colonne des aromatiques lourds 7 et de l'unité d'hydrogénolyse sélective 9 présentes dans la figure 1).

35

Selon un ou plusieurs modes de réalisation, les effluents de la section réactionnelle de l'unité de dismutation 48 sont séparés dans une troisième colonne de séparation (non représentée) en aval de ladite section réactionnelle de l'unité de dismutation 48 pour produire : une coupe enrichie en xylènes (50) préférablement recyclée vers l'unité d'isomérisation 11 ; et produire
5 une coupe de benzène et de toluène 49 envoyée préférablement vers la colonne de benzène 4.

En référence aux figures 1 et 2, le dispositif et le procédé de conversion de composés aromatiques décrits ci-dessus sont adaptés pour envoyer la première coupe de toluène 18
10 vers la colonne de benzène 4, et/ou la colonne de toluène 5 et envoyer la deuxième coupe de toluène 41 vers l'unité de transalkylation 8 ou l'unité de dismutation 48. Il est entendu que le dispositif et le procédé de conversion de composés aromatiques peuvent être adaptés pour envoyer la première coupe de toluène 18 vers l'unité de transalkylation 8 ou l'unité de dismutation 48 et/ou envoyer la deuxième coupe de toluène 41 vers la colonne de benzène 4,
15 et/ou la colonne de toluène 5.

Le dispositif et le procédé selon l'invention permettent ainsi d'obtenir des gains allant jusqu'à 100% en paraxylène quand la totalité du benzène est alkylé par l'éthylène.

20 Dans la présente demande, les groupes d'éléments chimiques sont donnés par défaut selon la classification CAS (CRC Handbook of Chemistry and Physics, éditeur CRC press, rédacteur en chef D.R. Lide, 81ème édition, 2000-2001). Par exemple, le groupe VIII selon la classification CAS correspond aux métaux des colonnes 8, 9 et 10 selon la nouvelle classification IUPAC ; le groupe VIb selon la classification CAS correspond aux métaux de la
25 colonne 6 selon la nouvelle classification IUPAC.

Exemples

Exemple de dispositif de référence

30

On utilise un exemple de dispositif de référence de transformation d'une charge comprenant un mélange de composés aromatiques issus d'un procédé de conversion de la biomasse lignocellulosique à base d'une conversion par pyrolyse catalytique.

35 L'exemple de dispositif de référence est similaire au dispositif représenté sur la figure 1. En revanche, l'exemple de dispositif de référence ne met pas en œuvre les unités suivantes :

- unité d'hydrogénolyse sélective 9 ;

- colonne de stabilisation 12 ;
- section réactionnelle d'alkylation 13 ;
- section réactionnelle de transalkylation 14 ; et
- unité de fractionnement 15.

5

Les débits desdits composés aromatiques de la charge à traiter, en entrée du dispositif de référence sont les suivants :

- benzène : 16,6 t/h ;
- toluène : 62 t/h ;
- 10 - éthylbenzène : 12,5 t/h ; et
- xylènes : 64,7 t/h.
- A9+ : 55,9 t/h

Soit un total de 211,7 t/h de composés aromatiques.

15 Dans le dispositif de référence, la totalité du toluène est converti, par une unité de transalkylation en benzène et en xylènes. Les xylènes de la charge et produits par transalkylation sont isomérisés en paraxylène, lequel est séparé du mélange de xylènes à l'équilibre thermodynamique à la sortie de l'unité d'isomérisation, au moyen d'une unité d'adsorption en lit mobile simulé. Cet ensemble d'opérations unitaires permet, de produire les

20 composés suivants :

- benzène : 53 t/h ;
- paraxylène : 145 t/h
- total aromatique : 198t/h.

25

Exemple de dispositif selon l'invention

L'exemple de dispositif selon l'invention permet d'augmenter à la fois la quantité totale d'aromatiques produite pour le même débit de charge que dans le dispositif de référence et de ne produire que le composé à plus haute valeur ajoutée : le paraxylène.

30

L'exemple de dispositif selon l'invention est similaire au dispositif représenté sur la figure 1. En revanche, l'exemple de dispositif selon l'invention ne met pas en œuvre les unités

35 suivantes :

- unité d'hydrogénolyse sélective 9 ; et
- colonne de stabilisation 12.

- Par rapport au schéma de dispositif de référence, sont notamment ajoutés la section réactionnelle d'alkylation 13 et la section réactionnelle de transalkylation 14 pour alkyler le benzène par de l'éthylène et transalkyler les polyéthylbenzènes en éthylbenzènes. Le produit
- 5 issu de la transalkylation 14, c'est-à-dire l'éthylbenzène est introduit dans la boucle aromatique comprenant l'unité d'isomérisation 11 mise en œuvre avec un réacteur d'isomérisation en phase liquide et un réacteur d'isomérisation en phase gaz, et l'unité de séparation des xylènes 10.
- 10 Selon l'exemple de dispositif selon l'invention, et avec la même charge en entrée du complexe et les mêmes rendements des opérations unitaires que dans l'exemple de dispositif de référence, on obtient sur la table 1 les performances suivantes comparées à celles du dispositif de référence.

[Table 1]

	Exemple de dispositif de référence	Exemple de dispositif selon l'invention
<u>Charge (t/h)</u>	-	-
Ethylène	0	19
Benzène	16,6	16,6
Toluène	62	62
Ethylbenzène	12,5	12,5
Xylènes	64,5	64,5
A9+	55,9	55,9
<u>Produits (t/h)</u>	-	-
Benzène	53	0
p-xylène	145	217
Total aromatiques	198	217

La table 1 montre que la mise en œuvre selon l'invention permet de produire 9,5% poids de plus d'aromatiques (217 t/h au lieu de 198 t/h) et de ne produire que du paraxylène avec une augmentation de production de paraxylène de presque 50%.

5

Revendications

1. Dispositif de conversion d'une charge (2) de composés aromatiques, comprenant :
 - un train de fractionnement (4-7) adapté pour extraire au moins une coupe comprenant du benzène (22), une coupe comprenant du toluène (23) et une coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène (24) de la charge (2) ;
 - une unité de séparation des xylènes (10) adaptée pour traiter la coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène (24) et produire un extrait comprenant du paraxylène (39) et un raffinat (40) comprenant de l'orthoxylène, du métaxylène et de l'éthylbenzène ;
 - une unité d'isomérisation (11) adaptée pour traiter le raffinat (40) et produire un isomérisat (42) enrichi en paraxylène envoyé vers le train de fractionnement (4-7) ; et
 - une section réactionnelle d'alkylation (13) adaptée pour traiter au moins une partie de la coupe comprenant du benzène (22) avec une source d'éthylène (30) et produire un effluent d'alkylation (31) comprenant de l'éthylbenzène envoyé vers l'unité d'isomérisation (11).

2. Dispositif de conversion selon la revendication 1, comprenant en outre une section réactionnelle de transalkylation (14) adaptée pour transalkyler des polyéthylbenzènes présents dans l'effluent d'alkylation (31) et produire une coupe enrichie en éthylbenzène (32 ; 47).

3. Dispositif de conversion selon la revendication 1 ou la revendication 2, comprenant en outre une unité de fractionnement (15) adaptée pour traiter l'effluent d'alkylation (31) et produire une pluralité de coupes de fractionnement comprenant au moins une coupe d'éthylbenzène (33) envoyée vers l'unité d'isomérisation (11) et une coupe de benzène (35).

4. Dispositif de conversion selon la revendication 3 lorsque dépendante de la revendication 2, dans lequel l'unité de fractionnement (15) est disposée en aval de la section réactionnelle de transalkylation (14) et est adaptée pour traiter la coupe enrichie en éthylbenzène (32 ; 47).

5. Dispositif de conversion selon la revendication 3 lorsque dépendante de la revendication 2, dans lequel l'unité de fractionnement (15) est adaptée pour produire en outre au moins une coupe de polyéthylbenzènes (36), et dans lequel la section réactionnelle de transalkylation (14) est disposée en aval de l'unité de fractionnement (15) et est adaptée pour traiter au moins une partie de ladite coupe de polyéthylbenzènes (36).

6. Dispositif de conversion selon l'une quelconque des revendications précédentes, dans lequel le train de fractionnement (4-7) est adapté pour extraire une coupe de mono-aromatiques en C9-C10 (25) de la charge (2).
- 5 7. Dispositif de conversion selon la revendication 6, comprenant en outre une unité de transalkylation (8) adaptée pour traiter la coupe de mono-aromatiques en C9-C10 (25) avec la coupe comprenant du toluène (23) et produire des xylènes envoyés vers le train de fractionnement (4-7).
- 10 8. Dispositif de conversion selon l'une quelconque des revendications précédentes, comprenant en outre une unité de dismutation (48) adaptée pour traiter la coupe comprenant du toluène (23) et produire une coupe enrichie en xylènes (50) recyclée vers l'unité d'isomérisation (11).
- 15 9. Procédé de conversion d'une charge (2) de composés aromatiques, comprenant les étapes suivantes :
- fractionner la charge dans un train de fractionnement (4-7) pour extraire au moins une coupe comprenant du benzène (22), une coupe comprenant du toluène (23) et une coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène (24) ;
 - 20 - séparer la coupe comprenant des xylènes et de l'éthylbenzène (24) dans une unité de séparation des xylènes (10) et produire un extrait comprenant du paraxylène (39) et un raffinat (40) comprenant de l'orthoxylène, du métaxylène et de l'éthylbenzène ;
 - isomériser le raffinat (40) dans une unité d'isomérisation (11) et produire un isomérat (42) enrichi en paraxylène ;
 - 25 - envoyer l'isomérat (42) enrichi en paraxylène vers le train de fractionnement (4-7) ;
 - alkyler au moins une partie de la coupe comprenant du benzène (22) avec une source d'éthylène (30) dans une section réactionnelle d'alkylation (13) et produire un effluent d'alkylation (31) comprenant de l'éthylbenzène ; et
 - envoyer l'effluent d'alkylation (31) comprenant de l'éthylbenzène vers l'unité
 - 30 d'isomérisation (11).
10. Procédé de conversion selon la revendication 9, dans lequel la section réactionnelle d'alkylation (13) comprend au moins un réacteur d'alkylation utilisé dans les conditions opératoires suivantes :
- 35 - température comprise entre 20°C et 400°C ;
 - pression comprise entre 1 et 10 MPa ;
 - rapport molaire benzène/éthylène compris entre 2 et 10 ;
 - PPH comprise entre 0,5 et 50 h⁻¹.

11. Procédé de conversion selon la revendication 10, dans lequel le réacteur d'alkylation est opéré en présence d'un catalyseur comprenant une zéolithe.

12. Procédé de conversion selon l'une quelconque des revendications 9 à 11, dans lequel l'unité d'isomérisation (11) comprend une zone d'isomérisation en phase gaz et/ou une zone d'isomérisation en phase liquide, dans lequel la zone d'isomérisation en phase gaz est utilisée dans les conditions opératoires suivantes :

- température supérieure à 300°C;
- 10 - pression inférieure à 4,0 MPa ;
- vitesse spatiale horaire (VVH) inférieure à 10 h⁻¹ ;
- rapport molaire hydrogène sur hydrocarbure inférieur à 10 ;
- en présence d'un catalyseur comportant au moins une zéolithe présentant des canaux dont l'ouverture est définie par un anneau à 10 ou 12 atomes d'oxygène, et au moins un métal du groupe VIII de teneur comprise entre 0,1 et 0,3% poids, bornes incluses, et

dans lequel la zone d'isomérisation en phase liquide est utilisée dans les conditions opératoires suivantes :

- température inférieure à 300 C;
- 20 - pression inférieure à 4 MPa ;
- vitesse spatiale horaire (VVH) inférieure à 10h⁻¹;
- en présence d'un catalyseur comportant au moins une zéolithe présentant des canaux dont l'ouverture est définie par un anneau à 10 ou 12 atomes d'oxygène.

13. Procédé de conversion selon l'une quelconque des revendications 9 à 12, comprenant en outre l'étape suivante :

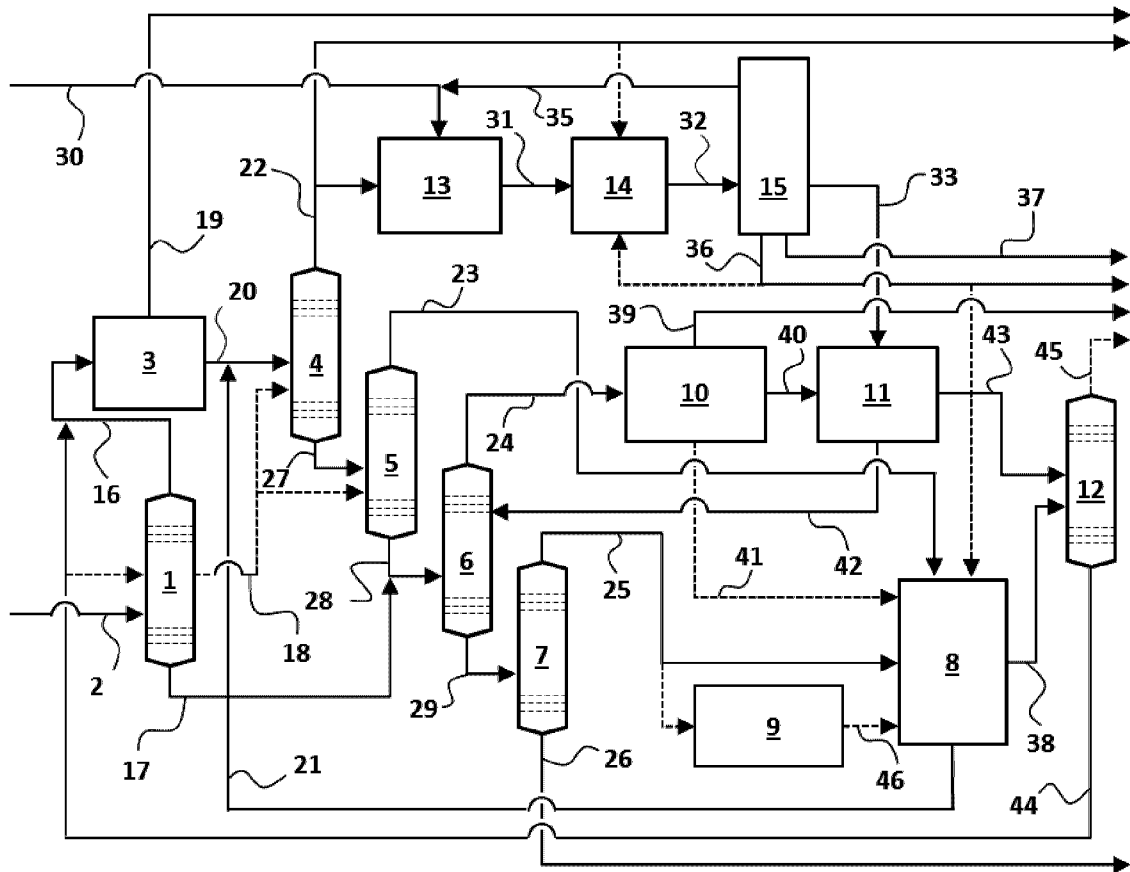
- transalkyler des polyéthylbenzènes présents dans l'effluent d'alkylation (31) dans une section réactionnelle de transalkylation (14) et produire une coupe enrichie en éthylbenzène (32 ; 47), et
- 30 - envoyer la coupe enrichie en éthylbenzène (32 ; 47) vers l'unité d'isomérisation (11).

14. Procédé de conversion selon la revendication 13, dans lequel la section réactionnelle de transalkylation (14) comprend au moins un réacteur de transalkylation utilisé dans les conditions opératoires suivantes :

- 35 - température comprise entre 200°C et 400°C ;
- pression comprise entre 1 et 6 MPa ;
- PPH comprise entre 0,5 et 5 h⁻¹.

15. Procédé de conversion selon la revendication 14, dans lequel le réacteur de transalkylation (14) est opéré en présence d'un catalyseur comprenant une zéolithe.

[Fig 1]



[Fig 2]

