



(22) Date de dépôt/Filing Date: 1999/04/01

(41) Mise à la disp. pub./Open to Public Insp.: 1999/10/06

(45) Date de délivrance/Issue Date: 2009/06/23

(30) Priorité/Priority: 1998/04/06 (FR98 04 351)

(51) Cl.Int./Int.Cl. *C10G 45/44* (2006.01)

(72) Inventeurs/Inventors:

AMBROSINO, JEAN-LOUIS, FR;  
DIDILLON, BLAISE, FR;  
MARACHE, PIERRE, FR;  
VILTARD, JEAN-CHARLES, FR;  
WITTE, GERALD, FR

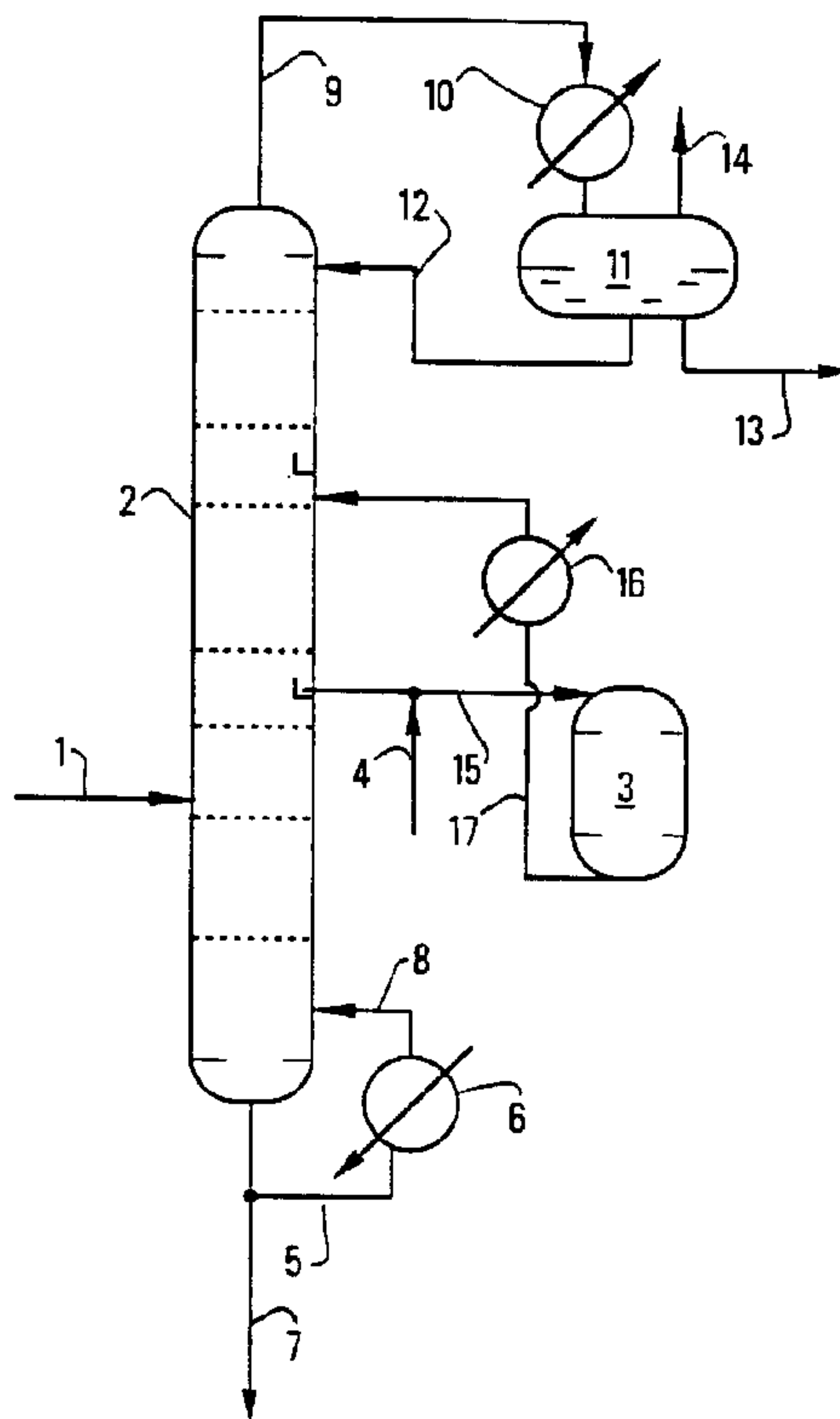
(73) Propriétaire/Owner:

INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE, FR

(74) Agent: ROBIC

(54) Titre : PROCÉDE DE CONVERSION D'HYDROCARBURES PAR TRAITEMENT DANS UNE ZONE DE DISTILLATION ASSOCIEE A UNE ZONE REACTIONNELLE ET SON UTILISATION EN HYDROGENATION DU BENZENE

(54) Title: CONVERSION PROCESS OF HYDROCARBONS BY TREATMENT IN A DISTILLATION AREA COMPRISING A CIRCULATING REFLUX, COMBINED WITH A REACTION ZONE, AND ITS USE IN BENZENE HYDROGENATION



(57) Abrégé/Abstract:

L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge d'hydrocarbures, tel que l'on traite ladite charge dans une zone de distillation produisant en tête un distillat vapeur et un effluent de fond, associée à une zone réactionnelle au moins en partie

**(57) Abrégé(suite)/Abstract(continued):**

externe, comprenant au moins un lit catalytique, dans laquelle on réalise au moins une réaction de conversion d'au moins une partie d'au moins un hydrocarbure, en présence d'un catalyseur et d'un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, la charge de la zone réactionnelle étant prélevée à la hauteur d'au moins un niveau de prélèvement et représentant au moins une partie du liquide coulant dans la zone de distillation, l'effluent de la zone réactionnelle étant au moins en partie réintroduit dans la zone de distillation à la hauteur d'au moins un niveau de réintroduction, de manière à assurer la continuité de la distillation, ledit procédé étant caractérisé en ce qu'on soutire de la zone de distillation un distillat liquide à la hauteur d'au moins un niveau de soutirage, ledit niveau étant situé en-dessous du niveau de soutirage du distillat vapeur. Ce procédé peut être utilisé pour la réduction de la teneur en benzène d'une coupe d'hydrocarbures.

Précis de la divulgation :

L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge d'hydrocarbures, tel que l'on traite ladite charge dans une zone de distillation produisant en tête un distillat vapeur et un effluent de fond, associée à une zone réactionnelle au moins en partie externe, comprenant au moins un lit catalytique, dans laquelle on réalise au moins une réaction de conversion d'au moins une partie d'au moins un hydrocarbure, en présence d'un catalyseur et d'un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, la charge de la zone réactionnelle étant prélevée à la hauteur d'au moins un niveau de prélèvement et représentant au moins une partie du liquide coulant dans la zone de distillation, l'effluent de la zone réactionnelle étant au moins en partie réintroduit dans la zone de distillation à la hauteur d'au moins un niveau de réintroduction, de manière à assurer la continuité de la distillation, ledit procédé étant caractérisé en ce qu'on soutire de la zone de distillation un distillat liquide à la hauteur d'au moins un niveau de soutirage, ledit niveau étant situé en-dessous du niveau de soutirage du distillat vapeur. Ce procédé peut être utilisé pour la réduction de la teneur en benzène d'une coupe d'hydrocarbures.

**PROCEDE DE CONVERSION D'HYDROCARBURES PAR**  
**TRAITEMENT DANS UNE ZONE DE DISTILLATION**  
**ASSOCIEE A UNE ZONE REACTIONNELLE ET SON**  
**UTILISATION EN HYDROGENATION DU BENZENE**

10 L'invention concerne un procédé de conversion d'hydrocarbures. Le procédé selon l'invention associe une zone de distillation à une zone réactionnelle de conversion d'hydrocarbures au moins en partie externe à la zone de distillation. Ainsi ce procédé permet de convertir sélectivement des hydrocarbures séparés d'une charge d'hydrocarbures grâce à la zone de distillation.

Plus particulièrement, le procédé selon l'invention s'applique à la réduction sélective de la teneur en composés insaturés légers (c'est-à-dire contenant au plus six atomes de carbone par molécule) comportant des oléfines éventuelles et du benzène, d'une coupe d'hydrocarbures comportant essentiellement au moins 5 atomes de carbone par molécule, sans perte sensible de l'indice d'octane.

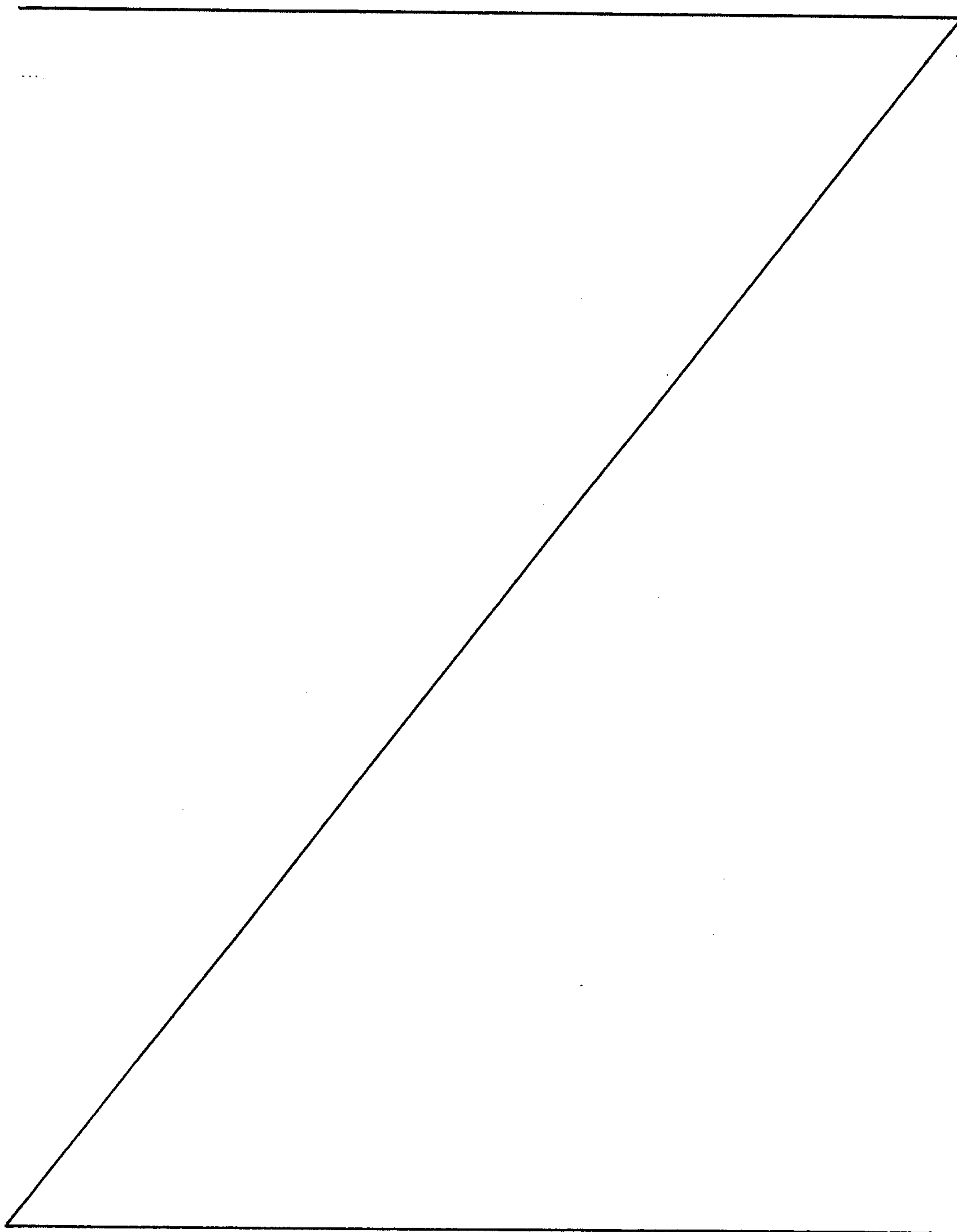
20 En effet, compte tenu de la nocivité reconnue du benzène et des oléfines, composés insaturés, la tendance générale est de réduire la teneur de ces constituants dans les essences.

Le benzène a des propriétés cancérigènes et il est par conséquent exigé de limiter au maximum toute possibilité de polluer l'air ambiant, notamment en l'excluant pratiquement des carburants automobiles. Aux Etats-Unis les carburants reformulés ne doivent pas contenir plus de 1% en volume de benzène; en Europe, il est préconisé de tendre progressivement vers cette valeur.

30 Les oléfines ont été reconnues comme étant parmi les hydrocarbures les plus réactifs dans le cycle de réactions photochimiques avec les oxydes d'azote, qui se produit dans l'atmosphère et qui conduit à la formation d'ozone. Une élévation de la concentration d'ozone dans l'air peut être source de troubles respiratoires. La diminution de la teneur en oléfines des essences, et plus particulièrement des oléfines les plus légères qui ont le plus tendance à se volatiliser lors des manipulations du carburant, est par conséquent souhaitable.

1a

La teneur en benzène d'une essence est très largement dépendante de celle de la composante réformat de cette essence. Le réformat résulte d'un traitement catalytique de naphta destiné à produire des hydrocarbures aromatiques, comprenant principalement de 6 à 9 atomes de carbone dans leur molécule et dont l'indice d'octane très élevé confère à l'essence ses propriétés antidétonantes.



Pour les raisons de nocivité décrites ci-dessus, il est donc nécessaire de réduire au maximum la teneur en benzène du réformat.

Le benzène d'un réformat peut être hydrogéné en cyclohexane. Comme il est impossible d'hydrogéner sélectivement le benzène d'un mélange d'hydrocarbures contenant également du toluène et des xylènes, il est donc nécessaire de fractionner préalablement ce mélange de manière à isoler une coupe ne contenant que le benzène, qui peut alors être hydrogéné.

La demande de brevet WO 95/15934 décrit une distillation réactive qui a pour but d'hydrogéner sélectivement les dioléfines et les composés acétyléniques C2-C5. Le distillat peut être récupéré séparément des légers. La zone catalytique d'hydrogénation est totalement interne à la colonne de distillation, ce qui ne permet pas une bonne dissolution de l'hydrogène dans la charge ni de pouvoir augmenter la pression.

Il a été décrit un procédé dans lequel la zone catalytique d'hydrogénation du benzène est interne à la colonne de distillation qui sépare le benzène des autres composés aromatiques (Benzene Reduction - Kerry Rock and Gary Gildert CDTECH - 1994 Conference on Clean Air Act Implementation and Reformulated Gasoline - Oct. 94), ce qui permet de réaliser une économie d'appareillage. Il est apparu que la perte de charge au travers du ou des lit(s) catalytique(s) selon ledit procédé ne permet pas l'obtention d'un mélange intime entre la phase liquide et le flux gazeux contenant de l'hydrogène. En effet, selon ce type de technologie où la réaction et la distillation procèdent simultanément dans le même espace physique, la phase liquide descend à travers tout lit catalytique de la zone réactionnelle en écoulement ruisselant, donc en filets de liquide. La fraction gazeuse contenant la fraction de charge vaporisée et le flux gazeux contenant de l'hydrogène monte au travers dudit lit catalytique dans des colonnes de gaz. Par cette disposition, l'entropie du système est forte et la perte de charge à travers le (ou les) lit(s) catalytique(s) est faible. Par suite la façon d'opérer selon ce type de technologie ne permet pas facilement de promouvoir la dissolution de l'hydrogène dans la phase liquide comprenant le ou les composé(s) insaturé(s).

La demande de brevet de la demanderesse EP 0 781 830 A1 décrit un procédé d'hydrogénation du benzène dans lequel on utilise une colonne de distillation

## 3

associée à une zone réactionnelle au moins en partie externe. L'effluent est récupéré en tête de colonne, puis par un condenseur, arrive dans un ballon à partir duquel une nouvelle opération de séparation est nécessaire pour récupérer le produit souhaité. En effet, l'effluent tête de colonne comprend les gaz légers tel que l'hydrogène en excès mélangé au réformat appauvri en benzène et le distillat liquide contient beaucoup de gaz dissous ce qui risque d'imposer une étape supplémentaire de séparation.

Le procédé selon la présente invention est un perfectionnement de la demande de brevet EP 0 781 830 A1 de la demanderesse.

10

L'invention concerne un procédé de conversion d'une charge d'hydrocarbures associant une zone de distillation produisant un distillat vapeur et un effluent de fond, et une zone réactionnelle au moins en partie externe à la zone de distillation. Au moins une réaction de conversion d'au moins une partie d'au moins un hydrocarbure a lieu dans une zone réactionnelle comprenant au moins un lit catalytique, en présence d'un catalyseur et d'un flux gazeux comprenant de l'hydrogène. La charge de la zone réactionnelle est prélevée à la hauteur d'un niveau de prélèvement et représente au moins une partie du liquide coulant dans la zone de distillation, et l'effluent de la zone réactionnelle est au moins en partie réintroduit dans la zone de distillation à la hauteur d'au moins un niveau de

20

réintroduction, de manière à assurer la continuité de la distillation. L'invention est caractérisée en ce qu'on soutire, latéralement, de la zone de distillation un distillat liquide stabilisé à la hauteur d'au moins un niveau de soutirage, ledit niveau étant situé en dessous du niveau de soutirage du distillat vapeur, ledit distillat liquide stabilisé étant débarrassé de la majeure partie de l'hydrogène en excès et éventuellement de gaz légers.

On entend par distillat liquide au sens de la présente description une fraction liquide soutirée de la zone de distillation distincte de la charge de la zone réactionnelle.

30

L'application particulière du procédé selon l'invention à un procédé de réduction de la teneur en benzène d'une charge d'hydrocarbures permet de produire à partir d'un réformat brut, un réformat appauvri en benzène ou, si nécessaire, quasi totalement épuré de benzène ainsi que d'autres hydrocarbures insaturés contenant au plus

six atomes de carbone par molécule tels que les oléfines légères, en récupérant directement un distillat liquide stabilisé, sans perte significative de rendement.

Le procédé selon l'invention est caractérisé par la dissociation du niveau de  
5 prélèvement du distillat liquide d'avec le niveau de prélèvement du distillat gazeux, le distillat liquide étant prélevé à un niveau de récupération en-dessous du niveau de récupération du distillat vapeur. Ainsi le produit recherché est récupéré comme distillat liquide stabilisé, c'est-à-dire débarrassé de la majeure partie de l'hydrogène en excès et éventuellement des gaz légers. De plus cette récupération  
10 du distillat vapeur distincte permet d'éliminer par le distillat gazeux les gaz autres que l'hydrogène présents dans le flux gazeux comprenant en majeure partie de l'hydrogène introduit pour effectuer la réaction de conversion.

Ainsi, par exemple, le procédé selon l'invention, dans son application particulière,  
15 permet de récupérer directement par soutirage de la zone de distillation un distillat liquide stabilisé dans lequel on a réalisé au moins partiellement l'hydrogénation sélective du benzène et de tout composé insaturé comprenant au plus six atomes de carbone par molécule et différent du benzène, éventuellement présent dans la charge tout en limitant l'hydrogénation des composés  $C_7^+$  (c'est-à-dire ayant au  
20 moins sept atomes de carbone par molécule)

Le procédé selon l'invention est par exemple un procédé de traitement d'une charge, constituée en majeure partie par des hydrocarbures comportant au moins 5, de préférence entre 5 et 9 atomes de carbone par molécule, et comprenant au  
25 moins un composé insaturé, comportant des oléfines éventuelles et du benzène, tel que l'on traite ladite charge dans une zone de distillation, associée à une zone réactionnelle d'hydrogénation au moins en partie externe, comprenant au moins un lit catalytique, dans laquelle on réalise l'hydrogénation d'au moins une partie des composés insaturés comprenant au plus six atomes de carbone par molécule,  
30 c'est-à-dire comprenant jusqu'à six (inclus) atomes de carbone par molécule, et contenus dans la charge, en présence d'un catalyseur d'hydrogénation et d'un flux gazeux comprenant, de préférence en majeure partie, de l'hydrogène, la charge de la zone réactionnelle étant prélevée à la hauteur d'un niveau de prélèvement et représentant au moins une partie, de préférence la majeure partie, du liquide  
35 coulant dans la zone de distillation, l'effluent de la zone réactionnelle étant au moins en partie, de préférence en majeure partie, réintroduit dans la zone de distillation à la hauteur d'au moins un niveau de réintroduction, de manière à

assurer la continuité de la distillation, et de façon à sortir finalement un distillat très appauvri en composés insaturés, ledit procédé étant caractérisé en ce que le distillat est soutiré sous forme liquide et stabilisé à au moins un niveau de récupération qui est situé en-dessous du niveau de récupération du distillat vapeur contenant l'hydrogène et les gaz légers.

Le distillat liquide récupéré est stabilisé. En effet, on soutire le distillat liquide à un niveau de prélèvement au-dessous du niveau de récupération des gaz légers contenant l'hydrogène en excès. Les gaz légers passent dans un condenseur puis dans un ballon de reflux d'où au moins une partie de la fraction liquide est recyclée dans la zone de distillation et au moins une partie de la fraction liquide peut éventuellement être récupérée.

Dans le cas de l'hydrogénation du benzène, le distillat liquide stabilisé contient essentiellement des composés liquides ayant au moins 5 atomes de carbones et utilisables directement comme carburants.

Le niveau de réintroduction de la charge convertie au moins en partie dans la zone externe de réaction est généralement situé sensiblement au-dessous ou sensiblement au-dessus ou sensiblement à la même hauteur d'au moins un niveau de prélèvement, de préférence dudit niveau de prélèvement de la charge de la zone de distillation. De manière préférée, le niveau de réintroduction est situé au dessus du niveau de prélèvement.

Le niveau de récupération du distillat liquide stabilisé est généralement situé au-dessus ou au-dessous ou sensiblement à la même hauteur d'au moins un niveau de réintroduction de la charge convertie au moins en partie dans la zone externe de réaction.

Dans une mise en forme préférée, le niveau de récupération du distillat liquide stabilisé est situé au-dessus d'au moins un niveau de prélèvement de la charge de la zone de distillation.

La zone de distillation comprend généralement au moins une colonne munie d'au moins un interne de distillation choisi dans le groupe formé par les plateaux, les garnissages en vrac et les garnissages structurés, ainsi qu'il est connu de l'homme

du métier, tel que l'efficacité globale totale est au moins égale à cinq étages théoriques. Dans les cas connus de l'homme du métier où la mise en oeuvre d'une seule colonne peut poser des problèmes, on préfère alors scinder ladite zone de façon à utiliser finalement au moins deux colonnes qui, mises bout à bout, réalisent ladite zone.

La charge de la zone de distillation est introduite à au moins un niveau d'introduction situé en-dessous du niveau de soutirage du liquide vers la zone réactionnelle, généralement à un niveau de 10 à 40 plateaux théoriques et de préférence de 15 à 25 plateaux théoriques en-dessous du niveau de soutirage du liquide vers ladite zone réactionnelle, ledit niveau de soutirage considéré étant le plus bas.

La zone réactionnelle comprend généralement au moins un lit catalytique, de préférence de 1 à 4 lit(s) catalytique(s) ; dans le cas où au moins deux lits catalytiques se trouvent incorporés dans la zone de distillation, ces deux lits sont éventuellement séparés par au moins un interne de distillation.

Dans l'application particulière du procédé selon l'invention à la réduction sélective de la teneur en composés insaturés légers, comportant des oléfines éventuelles et du benzène d'une coupe d'hydrocarbures, la zone réactionnelle est une zone d'hydrogénation. Dans ce cas, la zone réactionnelle d'hydrogénation réalise au moins partiellement l'hydrogénation du benzène présent dans la charge, généralement de telle façon que la teneur en benzène du distillat liquide stabilisé soit au maximum égale à une certaine teneur, et ladite zone réactionnelle réalise au moins en partie, de préférence en majeure partie, l'hydrogénation de tout composé insaturé comprenant au plus six atomes de carbone par molécule et différent du benzène, éventuellement présent dans la charge.

La zone réactionnelle est au moins en partie externe à la zone de distillation. Généralement, le procédé selon l'invention comprend de 1 à 6, de préférence de 1 à 4 niveau(x) de prélèvement qui alimente(nt) la partie externe de la zone. Une partie de la partie externe de la zone réactionnelle qui est alimentée par un niveau de prélèvement donné, si la partie externe de la zone réactionnelle comprend au moins deux niveaux de prélèvement, comprend généralement au moins un réacteur, de préférence un seul réacteur.

Le réacteur étant au moins en partie externe on prélève de la colonne un débit de liquide égal, supérieur ou inférieur au trafic liquide de la zone de distillation située en-dessous du niveau de soutirage de la charge à convertir.

- 5 Dans l'application particulière de la conversion de charges à teneur en benzène plutôt élevée, par exemple à une teneur supérieure à environ 3 % en volume, le débit de liquide prélevé est de préférence égal ou supérieur au trafic liquide de la zone de distillation située en-dessous du niveau de soutirage.
- 10 Dans l'application particulière de la conversion de charges à teneur en benzène plutôt faible par exemple à une teneur inférieure à environ 3 % en volume, le débit de liquide prélevé est de préférence égal ou inférieur au trafic liquide de la zone de distillation située en-dessous du niveau de soutirage.

15 Le procédé selon l'invention permet de convertir une grande partie du (ou des) composé(s) à convertir à l'extérieur de la zone de distillation éventuellement sous des conditions de pression et/ou de température différente à celle utilisées dans la zone de distillation.

20 Le procédé selon l'invention est tel que l'écoulement du liquide à convertir est généralement co-courant à l'écoulement du flux gazeux comprenant de l'hydrogène, pour tout lit catalytique de la partie externe de la zone réactionnelle.

25 Selon un mode de réalisation préféré du procédé selon l'invention, la zone réactionnelle est en totalité externe à la zone de distillation. Dans le cas où la partie externe de la zone réactionnelle comporte au moins deux lits catalytiques, chaque lit catalytique est alimenté par un seul niveau de prélèvement, de préférence associé à un seul niveau de réintroduction, ledit niveau de prélèvement étant distinct du niveau de prélèvement qui alimente l'(es) autre(s) lit(s)  
30 catalytique(s).

Selon un mode de réalisation préféré du procédé selon l'invention, la charge à convertir soutirée de la zone de distillation vers la zone réactionnelle est refroidie avant son entrée dans le réacteur. De même, la charge convertie sortant du  
35 réacteur peut être refroidie avant sa réintroduction dans la zone de distillation,. Ce refroidissement permet de créer un reflux circulant. De fait, au sens de la présente

description, on désigne par reflux circulant, une circulation d'un liquide soutiré de la zone de distillation à un niveau et ré-introduit à un niveau au-dessus à une température inférieure à la température du liquide au niveau du soutirage.

5 Dans le cas particulier du procédé de réduction de la teneur en benzène d'une coupe d'hydrocarbures, un des modes de réalisation préférés de l'invention est tel que le niveau de réintroduction de la charge hydrogénée dans la colonne est situé au-dessus du niveau de prélèvement de la charge à hydrogéner dans une zone où la teneur en benzène est la plus faible. De manière encore plus préférée le niveau  
10 de réintroduction est situé au moins 2 plateaux théoriques au-dessus du niveau de prélèvement et de manière encore plus préférée, le niveau de réintroduction de la charge est situé à au moins 4 plateaux théoriques au dessus du niveau de soutirage de ladite charge.

15 La mise en oeuvre préférée décrite ci-dessus permet de diminuer fortement la quantité de catalyseur nécessaire. En effet, cette mise en oeuvre permet de soutirer une quantité supérieure de liquide de la zone de distillation afin de convertir une quantité plus importante de benzène dans le réacteur sans perturber le trafic de la colonne en dehors de la zone où on soutire et sans perturber le profil  
20 de concentration de la colonne. La réintroduction à un niveau situé au-dessus permet donc de diminuer fortement la quantité de catalyseur nécessaire pour obtenir une quantité de benzène dans l'effluent final aussi faible voir plus faible que dans les procédés selon l'art antérieur.

25 De plus, ce mode préféré de réalisation de l'invention permet en général de diminuer la puissance de rebouillage nécessaire à la continuité de la distillation.

Pour la réalisation de l'hydrogénation selon une application particulière du procédé de l'invention, le rapport molaire théorique d'hydrogène nécessaire pour la  
30 conversion désirée du benzène est de 3. La quantité d'hydrogène distribuée avant ou dans la zone d'hydrogénation est éventuellement en excès par rapport à cette stoechiométrie, et ce d'autant plus que l'on doit hydrogéner, en plus du benzène présent dans la charge, au moins partiellement tout composé insaturé comprenant au plus six atomes de carbone par molécule et présent dans ladite charge.

35

De manière générale, l'hydrogène en excès, si il en existe, peut être avantageusement récupéré par exemple selon l'une des techniques décrites ci-après. Selon une première technique, l'hydrogène en excès qui sort de la zone réactionnelle est récupéré soit directement au niveau de l'effluent à la sortie de la zone réactionnelle, soit dans le distillat gazeux de la zone de distillation, puis comprimé et réutilisé dans ladite zone réactionnelle afin de créer un reflux. Selon une seconde technique, l'hydrogène en excès qui sort de la zone réactionnelle est récupéré, puis injecté en amont des étapes de compression associées à une unité de réformage catalytique, en mélange avec de l'hydrogène provenant de ladite unité, ladite unité opérant de préférence à basse pression, c'est-à-dire généralement une pression absolue inférieure à 0,8 MPa.

L'hydrogène, compris dans le flux gazeux, utilisé par exemple dans le procédé particulier de l'invention pour l'hydrogénation des composés insaturés comprenant au plus six atomes de carbone par molécule peut provenir de toutes sources produisant de l'hydrogène à au moins 50 % volume de pureté, de préférence au moins 80 % volume de pureté et de façon encore plus préférée au moins 90 % volume de pureté. Par exemple, on peut citer l'hydrogène provenant des procédés de réformage catalytique, de méthanation, de P.S.A. (adsorption par alternance de pression), de génération électrochimique ou de vapocraquage.

Un des modes de réalisation préférés du procédé selon l'invention, indépendant ou non des modes de réalisation précédents, est tel que l'effluent de fond de la zone de distillation est mélangé au moins en partie au distillat liquide stabilisé récupéré à un niveau de récupération situé en-dessous du niveau de récupération du distillat vapeur. Dans le cas particulier du procédé de réduction de la teneur en benzène, le mélange ainsi obtenu peut être utilisé comme carburant soit directement, soit par incorporation aux fractions carburants.

Lorsque la zone réactionnelle est en partie interne à la zone de distillation, les conditions opératoires de la partie de la zone réactionnelle interne à la zone de distillation sont liées aux conditions opératoires de la distillation. La distillation est réalisée sous une pression absolue généralement comprise entre 0,1MPa et 2,5 MPa avec un taux de reflux compris entre 0,1 et 20. La température de la zone de distillation est comprise entre 10 et 300°C. De manière générale, le liquide

soumis à la conversion est mélangé à un flux gazeux comprenant de l'hydrogène dont le débit est au moins égal à la stoechiométrie des réactions de conversion réalisées et au plus égal au débit correspondant à 10 fois la stoechiométrie. Dans la partie externe de la zone réactionnelle, le catalyseur est disposé dans tout lit catalytique suivant toute technologie connue de l'homme du métier dans des conditions opératoires (température, pression...) indépendantes ou non, de préférence indépendantes, des conditions opératoires de la zone de distillation. Dans la partie de la zone réactionnelle externe à la zone de distillation, les conditions opératoires sont généralement les suivantes. La pression absolue requise est généralement comprise entre 0,1 et 6 MPa. La température opératoire est généralement comprise entre 30 et 400°C. La vitesse spatiale au sein de ladite zone réactionnelle, calculée par rapport au catalyseur, est généralement comprise entre 0,5 et 60 h<sup>-1</sup>. Le débit d'hydrogène correspondant à la stoechiométrie des réactions de conversion réalisées est compris entre 1 et 10 fois ladite stoechiométrie.

Dans le cas particulier de l'hydrogénation du benzène et autres composés insaturés, les conditions opératoires sont les suivantes. Lorsque la zone d'hydrogénation est en partie interne à la zone de distillation, les conditions opératoires de la partie de la zone d'hydrogénation interne à la zone de distillation sont liées aux conditions opératoires de la distillation. La distillation est réalisée sous une pression absolue généralement comprise entre 0,2 et 2 MPa, de préférence entre 0,4 et 1 MPa, avec un taux de reflux compris entre 0,1 et 10, et de préférence compris entre 0,2 et 1. La température de tête de zone est comprise généralement entre 30 et 180°C et la température de fond de zone est comprise généralement entre 120 et 280°C. La réaction d'hydrogénation est conduite dans des conditions qui sont le plus généralement intermédiaires entre celles établies en tête et en fond de zone de distillation, à une température comprise entre 100 et 200°C, et de préférence comprise entre 120 et 180°C, et à une pression absolue comprise entre 0,2 et 3 MPa, de préférence entre 0,4 et 2 MPa. Le liquide soumis à l'hydrogénation est mélangé à un flux gazeux comprenant de l'hydrogène dont le débit dépend de la concentration en benzène dans ledit liquide et, plus généralement, des composés insaturés comportant au plus six atomes de carbone par molécule de la charge de la zone de distillation. Le débit d'hydrogène est

généralement au moins égal au débit correspondant à la stoechiométrie des réactions d'hydrogénation réalisées (hydrogénation du benzène et des autres composés insaturés comportant au plus six atomes de carbone par molécule, compris dans la charge d'hydrogénation) et au plus égal au débit correspondant à 10 fois la stoechiométrie, de préférence compris entre 1 et 6 fois la stoechiométrie, de manière encore plus préférée compris entre 1 et 3 fois la stoechiométrie. Dans la partie de la zone d'hydrogénation externe à la zone de distillation, les conditions opératoires sont généralement les suivantes. La pression absolue requise pour cette étape d'hydrogénation est généralement comprise entre 0,1 et 6 MPa absolus, de préférence entre 0,2 et 5 MPa et de façon encore plus préférée entre 0,5 et 3,5 MPa. La température opératoire de la zone d'hydrogénation est généralement comprise entre 100 et 400 °C, de préférence entre 120 et 350 °C et de façon préférée entre 140 et 320 °C. La vitesse spatiale au sein de ladite zone d'hydrogénation, calculée par rapport au catalyseur, est généralement comprise entre 1 et 60 et plus particulièrement entre 1 et 40 h<sup>-1</sup> (débit volumique de charge par volume de catalyseur). Le débit d'hydrogène correspondant à la stoechiométrie des réactions d'hydrogénation réalisées est compris entre 1 et 10 fois ladite stoechiométrie, de préférence entre 1 et 6 fois ladite stoechiométrie et de façon encore plus préférée entre 1 et 3 fois ladite stoechiométrie. Mais les conditions de température et de pression peuvent aussi, dans le cadre du procédé de la présente invention, être comprises entre celles qui sont établies en tête et en fond de zone de distillation.

On désigne par taux de reflux au sens de la présente description, le rapport du débit massique du reflux sur le débit massique d'alimentation de la colonne.

Dans le cas particulier où la zone réactionnelle est une zone d'hydrogénation du benzène et éventuellement des oléfines, le catalyseur utilisé dans la zone d'hydrogénation comprend généralement au moins un métal choisi dans le groupe VIII, choisi de préférence dans le groupe formé par le nickel et le platine, utilisé tel quel ou de préférence déposé sur un support. Le métal doit généralement se trouver sous forme réduite au moins pour 50 % en poids de sa totalité. Mais tout autre catalyseur d'hydrogénation connu de l'homme du métier peut également être choisi.

Dans le cas de l'utilisation du nickel, la proportion de nickel par rapport au poids total de catalyseur est comprise entre 5 et 70 %, plus particulièrement entre 10 et 70 % et de façon préférée entre 15 et 65 %. De plus, on utilise généralement un catalyseur tel que la taille moyenne des cristallites de nickel est inférieure à 100.10<sup>-10</sup> m, de préférence inférieure à 80.10<sup>-10</sup> m, de façon encore plus préférée inférieure à 60.10<sup>-10</sup> m.

Le support est généralement choisi dans le groupe formé par l'alumine, les silice-alumines, la silice, les zéolithes, le charbon actif, les argiles, les ciments alumineux, les oxydes de terres rares et les oxydes alcalino-terreux, seuls ou en mélange. On utilise de préférence un support à base d'alumine ou de silice, de surface spécifique comprise entre 30 et 300 m<sup>2</sup>/g, de préférence entre 90 et 260 m<sup>2</sup>/g.

Les figures 1 et 2 constituent chacune une illustration d'une possibilité de réalisation du procédé selon l'invention. Les dispositifs similaires sont représentés par les mêmes chiffres sur toutes les figures.

Une première réalisation du procédé est représentée sur la figure 1. La charge d'hydrocarbures est envoyée dans une colonne 2 par la ligne 1. Ladite colonne contient des internes de distillation, qui sont par exemple dans le cas représenté sur la figure 1 des plateaux ou du garnissage, représentés en partie par des traits pointillés sur ladite figure.

En pied de colonne, la fraction la moins volatile du réformat est récupérée par la ligne 5, une partie est rebouillie dans l'échangeur 6 et une partie est évacuée par la ligne 7. La vapeur de rebouillage est réintroduite dans la colonne par la ligne 8. Le distillat liquide stabilisé est extrait par la ligne 18, l'hydrogène et les hydrocarbures légers sont envoyés par la ligne 9 dans un condenseur 10 puis dans un ballon 11 d'où ils sont extraits par la ligne 14 sous la forme d'une purge vapeur. La phase liquide du ballon 11 est renvoyée pour partie, par la ligne 12, en tête de colonne pour en assurer le reflux, et une autre partie de la phase liquide peut être récupérée par la ligne 13.

Au moyen d'un plateau de soutirage disposé dans la zone de distillation, on soutire par la ligne 15 un liquide que l'on envoie en tête d'un réacteur 3, après adjonction

d'hydrogène par la ligne 4. L'effluent du réacteur est refroidi dans l'échangeur 16 puis recyclé à la colonne par la ligne 17.

Selon un second mode de réalisation du procédé, représenté sur la figure 2, le procédé est le même que celui décrit dans la figure 1 à la différence que l'on extrait le distillat liquide par la ligne 18 à un niveau de la colonne en-dessous du niveau de réintroduction de la charge hydrocarbonée dans la colonne par la ligne 17.

## 10 **EXEMPLES**

Les exemples qui suivent illustrent une application particulière de l'invention, c'est-à-dire la réduction sélective en composés insaturés et en benzène d'une coupe d'hydrocarbures. Ils sont réalisés par simulation numérique à l'aide du logiciel  
15 PRO/II<sup>®</sup> de la société Simulation Sciences Incorporated.

### Exemple 1 : (comparatif)

Cet exemple met en oeuvre le procédé tel que décrit dans la demande de brevet  
20 de la demanderesse EP 0.781.830 A1, et fait référence à la figure 1 de ladite demande de brevet à laquelle on ajoute un troisième réacteur 3c.

On utilise une colonne de distillation métallique de diamètre 2,90 m, la colonne comporte de la tête vers le pied 45 plateaux théoriques qui sont numérotés de  
25 haut en bas (y compris le condenseur et le rebouilleur). La puissance de rebouillage est alors de 8900 kw.

On utilise trois réacteurs d'hydrogénation situés à l'extérieur de la colonne de distillation qui contiennent ensemble 37,4 m<sup>3</sup> de catalyseur.

30

On utilise une charge industrielle de réformat. La simulation de fonctionnement du procédé est réalisée pour un débit de 305,9 kmol/h de réformat ayant la composition indiquée dans le tableau 1.

35 La charge pour la colonne est injectée par la ligne 1 au plateau 33. Les charges pour les trois réacteurs 3a, 3b et 3c sont soutirées des plateaux 6, 8 et 10

respectivement via les lignes 15a, 15b et 15c. L'hydrogène est introduit par les lignes 4a, 4b et 4c avant d'entrer dans les réacteurs fonctionnant en écoulement descendant et sous 1,5 MPa de pression absolue. Les réacteurs sont chargés respectivement de 4,4, 13,4 et 16,6 m<sup>3</sup> de catalyseur au nickel vendu par la Société PROCATALYSE sous la référence LD746. Le réacteur positionné dans le bas de la colonne, contient le moins de catalyseur. Le rapport molaire hydrogène/benzène est de 3,1. Les effluents des réacteurs 3a, 3b et 3c sont ré-injectés respectivement dans la colonne via les lignes 16a, 16b et 16c aux plateaux 5, 7 et 9. L'effluent appauvri en composés insaturés est soutiré en tête de colonne.

La pression absolue du ballon de reflux est de 0,5 MPa, la température de reflux est de 50°C. La température du liquide avant mélange avec l'hydrogène est entre 120 et 150°C et celle de l'hydrogène est de 25°C. Le rapport en poids reflux/charge est de 1,72.

Les compositions simulées des fractions réformat léger (13), vapeur de purge (14) et réformat lourd (7) sont indiquées dans le tableau 1.

#### 20 Exemple 2 : (selon l'invention)

L'unité de l'exemple 2 est représentée à la figure 2 annexée au texte de la présente demande.

25 On utilise une colonne de distillation ayant un diamètre de 1,83 m.

On utilise le même catalyseur, la même charge que dans l'exemple 1, mais on fonctionne ici avec un seul réacteur d'hydrogénation situé à l'extérieur de la colonne de distillation. La charge pour la colonne est injectée par la ligne 1 au plateau 33. La charge pour le réacteur 3 est soutirée du plateau 12 via la ligne 15. L'hydrogène est introduit par la ligne 4 avant d'entrer dans le réacteur fonctionnant en écoulement descendant et sous 1,5 MPa. Le réacteur est chargé de 8 m<sup>3</sup> de catalyseur LD746. Le rapport molaire hydrogène/benzène est de 3,1. L'effluent du réacteur 3 est refroidi puis ré-injecté dans la colonne via la ligne 17 au plateau 8. Le distillat liquide (18) est extrait du plateau numéro 5, l'hydrogène et les hydrocarbures légers sont extraits du ballon de reflux de la colonne (11) sous la

forme d'un distillat vapeur (14). La pression absolue au ballon de reflux est de 0,5 MPa. Les compositions simulées des fractions réformat léger (18), vapeur de purge (14) et réformat lourd (7) sont indiquées dans le tableau 2.

### 5 Exemple 3 : Performances des procédés

Le tableau 3 résume les valeurs de la tension de vapeur RVP, de la quantité de benzène présente dans l'effluent final constitué du distillat liquide stabilisé et de l'effluent de fond de colonne, de la puissance de rebouillage, du volume total de  
10 catalyseur utilisé et du diamètre de la colonne dans le procédé selon l'exemple 1 et dans le procédé selon l'exemple 2.

Le trafic de la partie supérieure de la colonne permet d'obtenir un réformat léger à une tension de vapeur RVP (Reid Vapor Pressure) inférieure à 0,1 MPa. La  
15 puissance de rebouillage est 2,7 fois plus faible dans le procédé selon la présente invention par rapport au procédé selon l'art antérieur tel que décrit dans l'exemple 1. De plus le taux reflux est dans le procédé selon la présente invention de 0,6 alors qu'il est de 1,7 dans l'exemple 1. Un autre avantage du procédé selon la présente invention est que pour des performances supérieures, on utilise  
20 seulement 8 m<sup>3</sup> de catalyseur contre 37,4 m<sup>3</sup> dans l'exemple 1. Enfin, le procédé selon la présente invention permet de diminuer le diamètre de la colonne.

Les exemples 4, 5 et 6 décrivent un procédé avec une charge de colonne différente de la charge utilisée dans les exemples 1 et 2, la charge contenant trois  
25 fois plus de réformat lourd.

### Exemple 4 : (comparatif)

Cet exemple décrit un procédé sans stabilisation du distillat avec un seul réacteur  
30 d'hydrogénation situé à l'extérieur de la colonne de distillation et avec réintroduction de la charge hydrogénée 4 plateaux au-dessus du niveau de soutirage.

La simulation de fonctionnement du procédé est réalisée pour un débit de 1318,64 kmol/h de réformat avec une composition telle que définie dans le tableau 4.

- 5 La colonne comprend 45 plateaux théoriques (y compris condenseur et rebouilleur) et à un diamètre de 3,50 m.

L'effluent appauvri en oléfines recherché est soutiré en tête de colonne avec les gaz légers. Le niveau de réintroduction dans la colonne est supérieur de  
10 4 plateaux au niveau de prélèvement. L'unité est semblable à celle de la figure 1 annexée au texte de la présente demande mais sans soutirage en 18. La charge pour la colonne est injectée par la ligne 1 au plateau 33. La charge pour le réacteur 3 est soutirée du plateau 12 via la ligne 15. L'hydrogène est introduit par la ligne 4 avant d'entrer dans le réacteur fonctionnant en écoulement descendant  
15 et sous 1,5 MPa de pression absolue. Le réacteur est chargé de 12 m<sup>3</sup> de catalyseur LD746. Le rapport molaire hydrogène/benzène est de 2,8. L'effluent du réacteur 3 est refroidi par un échangeur puis est ré-injecté dans la colonne via la ligne 17 au plateau 8. La pression absolue au ballon de reflux est de 0,5 MPa. Les compositions simulées des fractions réformat léger (13), vapeur de purge (14) et  
20 réformat lourd (7) sont indiquées dans le tableau 4. Les performances sont indiquées dans le tableau 7.

Le taux de reflux est de 0,40. La puissance de rebouillage est de 15.660 kw.

25 Exemple 5 : (selon l'invention)

Le procédé possède une configuration conforme à l'invention avec soutirage d'un distillat liquide stabilisé en dessous du soutirage d'un distillat vapeur et avec un niveau de réintroduction de la charge hydrogénée 4 plateaux au dessus du  
30 plateau de soutirage. L'unité est représentée sur la figure 2.

La colonne comprend 45 plateaux théoriques (y compris condenseur et rebouilleur) et possède un diamètre de 3,20 m.

Le taux de reflux par rapport à l'alimentation est de 0,51. La puissance de rebouillage est de 13.370 kw.

Le procédé est mis en oeuvre avec un réacteur d'hydrogénation externe contenant  
5 12 m<sup>3</sup> de catalyseur et fonctionnant à une pression absolue de 1,5 MPa.

On utilise le même catalyseur, la même charge que ceux qui sont décrits dans l'exemple 4, mais on procède selon la présente invention, c'est-à-dire qu'on récupère le distillat liquide stabilisé (réformat léger) au plateau 5 et le distillat  
10 vapeur en tête de colonne. La charge pour la colonne est injectée par la ligne 1 au plateau 33. La charge pour le réacteur 3 est soutirée du plateau 12 via la ligne 15. L'hydrogène est introduit par la ligne 4 avant d'entrer dans le réacteur fonctionnant en écoulement descendant et sous 1,5 MPa de pression absolue. Le réacteur est chargé de 12 m<sup>3</sup> de catalyseur LD746. Le rapport molaire hydrogène/benzène est  
15 de 3,0. L'effluent du réacteur 3 est refroidi puis ré-injecté dans la colonne via la ligne 17 au plateau 8. La pression absolue au ballon de reflux est de 0,5 MPa.

Les compositions simulées des fractions distillat liquide stabilisé (réformat léger) (18), vapeur de purge (14) et réformat lourd (7) sont indiquées dans le tableau 5.  
20 Les performances sont indiquées dans le tableau 7.

On constate que le procédé selon la présente invention, où il y a un seul réacteur d'hydrogénation du benzène et des composés oléfiniques de la charge situé à l'extérieur de la zone de distillation, un échangeur de refroidissement de l'effluent,  
25 un retour à un niveau supérieur dans la colonne (+ 4 plateaux dans cet exemple), un soutirage du distillat liquide au plateau 5 permet d'obtenir un distillat liquide « stabilisé » avec une puissance de rebouillage inférieure à celle de l'exemple 4, et avec une meilleure conversion du benzène.

30 L'adjonction de la zone de pasteurisation par rapport au mode de fonctionnement décrit dans l'exemple 4 améliore la qualité du réformat mais également les performances en termes d'élimination du benzène et de puissance de rebouillage.

Cette configuration permet d'obtenir un distillat « stabilisé » c'est à dire une R.V.P inférieure à une valeur requise, dans cet exemple on obtient une RVP de 0,08 MPa bien plus performante que la RVP de l'exemple 4 (0,41 MPa).

- 5 De plus, elle permet d'atteindre des performances en conversion supérieures à celles décrites dans l'exemple 4, on obtient ici 0,46% volume de benzène dans le produit formé par le mélange de reformat léger et de reformat lourd au lieu de 0,59%vol. dans l'exemple 4 alors que dans l'exemple 4 on a augmenté de l'ordre de 20 % la puissance de rebouillage par rapport à celle utilisé dans le présent  
10 exemple.

Exemple 6 : (selon l'invention)

L'unité est représentée par la figure 2.

15

- On utilise le même schéma, le même réacteur d'hydrogénation situé à l'extérieur de la colonne, le même catalyseur, la même charge que dans l'exemple 5 mais la position de ré-injection de l'effluent du réacteur se situe 7 plateaux au-dessus du plateau de soutirage et le soutirage de distillat liquide a lieu au plateau 6. Le taux  
20 de reflux (reflux / alimentation ) est de 0,23. Ce rebouillage est de 12.350 kw.

Dans cet exemple un refroidissement supplémentaire est effectué sur l'effluent du réacteur.

- 25 La colonne comprend 45 plateaux théoriques (y compris condenseur et rebouilleur) et possède un diamètre de 3,05 m.

- La charge pour la colonne est injectée par la ligne 1 au plateau 33. La charge pour le réacteur 3 est soutirée du plateau 12 via la ligne 15. L'hydrogène est  
30 introduit par la ligne 4 avant d'entrer dans le réacteur fonctionnant en écoulement descendant et sous 1,5 MPa de pression absolue. Le réacteur est chargé de 20,4 m<sup>3</sup> de catalyseur LD746. Le rapport molaire hydrogène/benzène est de 2,9. L'effluent du réacteur 3 est refroidi puis ré-injecté dans la colonne via la ligne 17 au plateau 5. Le distillat liquide (18) est soutiré au plateau 6 sous le retour de la

ligne 17. La pression absolue au ballon de reflux est de 0,5 MPa. Les compositions simulées des fractions réformat léger (13), vapeur de purge (14) et réformat lourd (effluent de fond de colonne) (7) sont indiquées dans le tableau 6. Les performances sont indiquées dans le tableau 7.

5

Le procédé selon cette mise en oeuvre permet de travailler avec une faible puissance de rebouillage pour une conversion en benzène aussi bonne que selon les procédés connus.

#### 10 Exemple 7 : Performances des procédés

Le tableau 7 résume les valeurs de la tension de vapeur RVP, de la quantité de benzène présente dans l'effluent final constitué du distillat liquide stabilisé et de l'effluent de fond de colonne, de la puissance de rebouillage et du volume total de catalyseur utilisé.

15

Dans le procédé selon la présente invention, c'est à dire tel que décrit par exemple dans les exemples 5 et 6, on obtient un distillat liquide avec une tension de vapeur nettement plus faible que la tension de vapeur de l'effluent de tête de l'exemple 4, ce qui montre que le distillat liquide selon l'exemple 5 et selon l'exemple 2 contient essentiellement des composés liquide ayant au moins 5 atomes de carbone et débarrassé des composants gazeux légers.

20

De plus, le procédé selon l'invention permet d'opérer avec un dispositif de distillation de circonférence inférieure.

25

Enfin, une des mises en oeuvre du procédé selon la présente invention dans laquelle le réacteur est totalement externe permet d'avoir une puissance de rebouillage plus faible, c'est-à-dire qu'il y a économie d'énergie dépensée dans l'échangeur 6 pour vaporiser une partie de la fraction la moins volatile du réformat récupérée en fond de colonne et réintroduite dans la colonne.

30

Tableau 1 Composition et débit de la charge et des effluents pour l'exemple 1.

Corps/Kmoles/h	Charge	H2	Purge Vapeur	Réformat Léger	Réformat Lourd
H2	0,00	60,05	5,13	0,39	0,00
methane	0,00	2,30	1,74	0,57	0,00
ethane	0,00	1,84	0,83	1,01	0,00
propane	0,00	1,05	0,18	0,87	0,00
butanes	17,20	0,53	1,34	16,39	0,00
iso pentanes	15,14		0,54	14,60	0,00
normal pentanes	24,61		0,70	23,91	0,00
diméthylbutanes	24,24		0,38	23,86	0,00
hexanes	16,15		0,14	16,21	0,02
paraffines C7	21,39		0,00	0,00	21,39
paraffines C8	1,37		0,00	0,00	1,37
méthylcyclopentane	26,24		0,23	25,69	0,31
Cyclohexane	0,00		0,02	4,04	14,03
méthylcyclohexane	0,00		0,00	0,00	0,00
hexènes	0,22		0,00	0,00	0,00
Benzène	19,42		0,00	0,11	1,21
Toluène	40,72		0,00	0,00	40,72
Aromatiques C8	40,20		0,00	0,00	40,20
Aromatiques C9	24,98		0,00	0,00	24,98
aromatiques C10	34,02		0,00	0,00	34,02
	305,90	65,77	11,23	127,66	178,26

Tableau 2 Composition et débit de la charge et des effluents pour l'exemple 2.

Corps/Kmoles/h	Charge	H2	Purge Vapeur	Réformat Léger	Réformat Lourd
H2	0,00	59,80	5,20	0,02	0,00
methane	0,00	2,29	2,26	0,03	0,00
ethane	0,00	1,83	1,79	0,04	0,00
propane	0,00	1,05	0,97	0,07	0,00
butanes	17,20	0,52	11,87	5,85	0,00
iso pentanes	15,14		0,93	14,21	0,00
normal pentanes	24,61		0,88	23,74	0,00
diméthylbutanes	24,24		0,04	24,20	0,00
hexanes	16,15		0,00	16,35	0,02
paraffines C7	21,39		0,00	0,01	21,38
paraffines C8	1,37		0,00	0,00	1,37
méthylcyclopentane	26,24		0,00	26,06	0,18
Cyclohexane	0,00		0,00	17,97	0,15
méthylcyclohexane	0,00		0,00	0,00	0,00
hexènes	0,22		0,00	0,00	0,00
Benzène	19,42		0,00	0,17	1,13
Toluène	40,72		0,00	0,00	40,72
Aromatiques C8	40,20		0,00	0,00	40,20
Aromatiques C9	24,98		0,00	0,00	24,98
aromatiques C10	34,02		0,00	0,00	34,02
	305,90	65,49	23,95	128,71	164,15

Tableau 3

exemple	1	2
RVP MPa	0,41	0,09
Benzene % vol.	0,31	0,31
Q rebouillage 1.E6 kcal/h	8.900	3.340
volume total catalyseur m <sup>3</sup>	37,4	8
Diamètre colonne m	2,90	1,83

Tableau 4 Composition et débit de la charge et des effluents pour l'exemple 4

Corps/Kmoles/h	Charge	H2	Purge Vapeur	Réformat Léger	Réformat Lourd
H2	0,00	218,24	10,41	1,02	0,00
methane	0,00	8,37	5,71	2,66	0,00
ethane	0,00	6,69	2,38	4,31	0,00
propane	0,00	3,82	0,51	3,32	0,00
butanes	18,00	1,91	1,00	18,91	0,00
iso pentanes	63,54		1,63	61,91	0,00
normal pentanes	46,43		0,97	46,32	0,00
diméthylbutanes	18,50		0,21	18,29	0,00
autres paraffines C6	109,27		0,90	111,17	0,02
paraffines C7	60,75		0,11	34,24	26,80
paraffines C8	7,46		0,00	0,00	7,46
paraffines C9+	3,47		0,00	0,00	3,47
cyclopentane	2,99		0,04	2,95	0,00
méthylcyclopentane	5,00		0,03	4,95	0,03
Cyclohexane	0,83		0,31	66,42	0,19
méthylcyclohexane	4,50		0,00	0,06	5,93
naphtènes C8	0,62		0,00	0,00	0,62
Pentènes	2,37		0,04	1,46	0,00
hexènes	3,32		0,00	0,49	0,00
heptènes	1,60		0,00	0,00	1,17
Benzène	76,77		0,05	7,15	3,5
Toluène	331,01		0,00	0,00	329,52
Aromatiques C8	371,99		0,00	0,00	371,99
Aromatiques C9	165,74		0,00	0,00	165,74
Aromatiques C10	24,49		0,00	0,00	24,49
TOTAL	1318,64	239,04	24,32	385,62	940,93

Tableau 5 Composition et débit de la charge et des effluents pour l'exemple 5

Corps/Kmoles/h	Charge	H2	Purge Vapeur	Réformat Léger	Réformat Lourd
H2	0,00	230,20	14,23	0,04	0,00
methane	0,00	8,82	8,74	0,09	0,00
ethane	0,00	7,06	6,94	0,12	0,00
propane	0,00	4,03	3,84	0,20	0,00
butanes	18,00	2,02	14,90	5,12	0,00
iso pentanes	63,54		6,69	56,85	0,00
normal pentanes	46,43		2,30	45,24	0,00
diméthylbutanes	18,50		0,06	18,43	0,00
autres paraffines C6	109,27		0,09	112,24	0,01
paraffines C7	60,75		0,00	44,27	17,26
paraffines C8	7,46		0,00	0,00	7,46
paraffines C9+	3,47		0,00	0,00	3,47
cyclopentane	2,99		0,02	2,97	0,00
méthylcyclopentane	5,00		0,00	4,98	0,02
Cyclohexane	0,83		0,00	69,35	0,07
méthylcyclohexane	4,50		0,00	0,36	5,87
naphtènes C8	0,62		0,00	0,00	0,62
Pentènes	2,37		0,15	1,11	0,00
hexènes	3,32		0,00	0,24	0,00
heptènes	1,60		0,00	0,01	0,80
Benzène	76,77		0,00	4,20	4,00
Toluène	331,01		0,00	0,00	329,27
Aromatiques C8	371,99		0,00	0,00	371,99
Aromatiques C9	165,74		0,00	0,00	165,74
Aromatiques C10	24,49		0,00	0,00	24,49
TOTAL	1318,64	252,14	57,96	365,82	931,07

Tableau 6 Composition et débit de la charge et des effluents pour l'exemple 6

Corps/Kmoles/h	Charge	H2	Purge Vapeur	Réformat Léger	Réformat Lourd
H2	0,00	223,67	9,94	0,00	0,00
methane	0,00	8,57	8,56	0,01	0,00
ethane	0,00	6,86	6,83	0,03	0,00
propane	0,00	3,92	3,80	0,12	0,00
butanes	18,00	1,96	14,04	5,92	0,00
iso pentanes	63,54		5,71	57,83	0,00
normal pentanes	46,43		1,94	46,35	0,00
diméthylbutanes	18,50		0,05	18,45	0,00
autres paraffines C6	109,27		0,08	112,46	0,03
paraffines C7	60,75		0,00	41,93	19,36
paraffines C8	7,46		0,00	0,00	7,46
paraffines C9+	3,47		0,00	0,00	3,47
cyclopentane	2,99		0,02	2,97	0,00
méthylcyclopentane	5,00		0,00	4,96	0,04
Cyclohexane	0,83		0,00	69,27	0,12
méthylcyclohexane	4,50		0,00	0,44	4,84
naphtènes C8	0,62		0,00	0,00	0,62
Pentènes	2,37		0,04	0,46	0,00
hexènes	3,32		0,00	0,01	0,00
heptènes	1,60		0,00	0,01	1,05
Benzène	76,77		0,00	1,13	7,09
Toluène	331,01		0,00	0,01	330,22
Aromatiques C8	371,99		0,00	0,00	371,99
Aromatiques C9	165,74		0,00	0,00	165,74
Aromatiques C10	24,49		0,00	0,00	24,49
<b>TOTAL</b>	<b>1318,64</b>	<b>244,99</b>	<b>51,01</b>	<b>362,35</b>	<b>936,53</b>

Tableau 7

exemple	4	5	6
RVP MPa	0,41	0,08	0,06
Benzene % vol.	0,56	0,46	0,46
Q rebouillage 1.E6 kcal/h	15.660	13.370	12.350
volume total catalyseur m <sup>3</sup>	12	12	20,4
Diamètre colonne m	0,50	3,20	3,050

**REVENDEICATIONS**

1. Procédé de conversion d'une charge d'hydrocarbures, tel que l'on traite ladite charge dans une zone de distillation produisant en tête un distillat vapeur et un effluent de fond, associée à une zone réactionnelle au moins en partie externe, comprenant au moins un lit catalytique, dans laquelle on réalise au moins une réaction de conversion d'au moins une partie d'au moins un hydrocarbure, en présence d'un catalyseur et d'un flux gazeux comprenant de l'hydrogène, la charge de la zone réactionnelle étant prélevée à la hauteur d'au moins un niveau de prélèvement et représentant au moins une partie du liquide coulant dans la zone de distillation, l'effluent de la zone réactionnelle étant au moins en partie réintroduit dans la zone de distillation à la hauteur d'au moins un niveau de réintroduction, de manière à assurer la continuité de la distillation, ledit procédé étant caractérisé en ce qu'on soutire, latéralement, de la zone de distillation un distillat liquide stabilisé à la hauteur d'au moins un niveau de soutirage, ledit niveau étant situé en dessous du niveau de soutirage du distillat vapeur, ledit distillat liquide stabilisé étant débarrassé de la majeure partie de l'hydrogène en excès et éventuellement de gaz légers.
- 10
- 20 2 - Procédé selon la revendication 1 comprenant un seul niveau de prélèvement de la charge de la zone réactionnelle.
- 3 - Procédé selon l'une des revendications 1 et 2 dans lequel le niveau de soutirage du distillat liquide est situé au-dessus du niveau de prélèvement de la charge de la zone réactionnelle.
- 4 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 3 dans lequel le niveau de réintroduction de l'effluent de la zone réactionnelle est situé au-dessus du niveau de prélèvement de la charge de la zone réactionnelle.
- 30 5 - Procédé selon la revendication 4 dans lequel le niveau de réintroduction de l'effluent de la zone réactionnelle est au moins le deuxième plateau théorique au-dessus du niveau de prélèvement de la charge de la zone réactionnelle.
- 6 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 5 dans lequel la zone réactionnelle est en totalité externe à la zone de distillation.

- 7 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 6 tel que la distillation est réalisée sous une pression absolue comprise entre 0,1 et 2,5 MPa, avec un taux de reflux compris entre 0,1 et 20 et à une température comprise entre 10 et 300°C.
- 5 8 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 7 tel que, pour la partie de la réaction de conversion externe à la zone de distillation, la pression absolue requise pour cette étape de conversion est comprise entre 0,1 et 6 MPa, la température est comprise entre 30 et 400°C, la vitesse spatiale au sein de la zone de conversion, calculée par rapport au catalyseur, est généralement comprise  
10 entre 0,5 et 60 h<sup>-1</sup> (volume de charge par volume de catalyseur et par heure), et le débit d'hydrogène est compris entre une et 10 fois le débit correspondant à la stoechiométrie des réactions de conversion mises en jeu.
- 9 - Procédé selon l'une des revendications 1 à 8 tel que l'on traite une charge  
15 constituée en majeure partie par des hydrocarbures comportant au moins 5 atomes de carbone par molécule et comprenant au moins un composé insaturé, comportant au moins une oléfine éventuelle et du benzène.
- 10 - Procédé selon la revendication 9 tel que la zone réactionnelle est une zone  
20 d'hydrogénation, dans laquelle on réalise l'hydrogénation d'au moins une partie des composés insaturés comprenant au plus six atomes de carbone par molécule et contenus dans la charge, en présence d'un catalyseur d'hydrogénation
- 11 - Procédé selon l'une des revendications 9 et 10 tel que la distillation est  
25 réalisée sous une pression absolue comprise entre 0,2 et 2 MPa, avec un taux de reflux compris entre 0,1 et 10, la température de tête de zone de distillation étant comprise entre 30 et 180°C et la température de fond de zone de distillation étant comprise entre 120 et 280°C.
- 30 12 - Procédé selon l'une des revendications 9 à 11 tel que, pour la partie de la réaction d'hydrogénation externe à la zone de distillation, la pression absolue requise pour cette étape d'hydrogénation est comprise entre 0,1 et 6 MPa, la température est comprise entre 100 et 400°C, la vitesse spatiale au sein de la zone d'hydrogénation, calculée par rapport au catalyseur, est généralement  
35 comprise entre 1 et 60 h<sup>-1</sup> (volume de charge par volume de catalyseur et par

heure), et le débit d'hydrogène est compris entre une et 10 fois le débit correspondant à la stoechiométrie des réactions d'hydrogénation mises en jeu.

13 - Procédé selon l'une des revendications 9 à 12 tel que, pour la partie de la  
5 réaction d'hydrogénation interne à la zone de distillation, la réaction d'hydrogénation est conduite à une température comprise entre 100 et 200°C, à une pression absolue comprise entre 0,2 et 3 MPa, et le débit de l'hydrogène alimentant la zone d'hydrogénation est compris entre une fois et 10 fois le débit correspondant à la stoechiométrie des réactions d'hydrogénation mises en jeu.

10

14 - Procédé selon l'une des revendications 9 à 13 tel que le catalyseur utilisé dans la zone réactionnelle d'hydrogénation comprend au moins un métal choisi dans le groupe formé par le nickel et le platine.

FIG.1

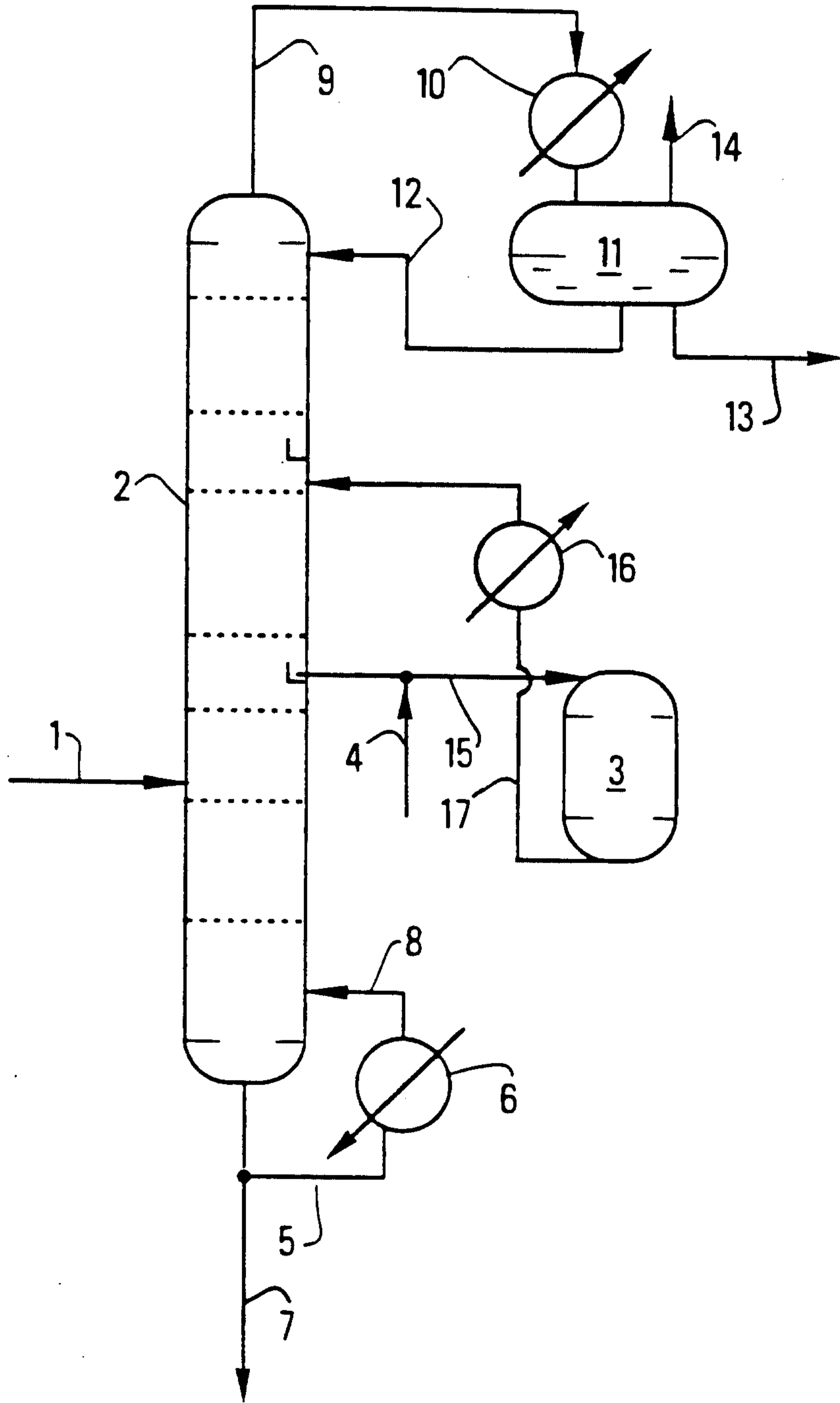


FIG. 2

