



(22) Date de dépôt/Filing Date: 2006/06/19

(41) Mise à la disp. pub./Open to Public Insp.: 2006/12/23

(45) Date de délivrance/Issue Date: 2013/08/13

(30) Priorité/Priority: 2005/06/23 (FR05/06.395)

(51) Cl.Int./Int.Cl. *C10G 67/00* (2006.01),
C01B 3/34 (2006.01), *E21B 43/24* (2006.01)

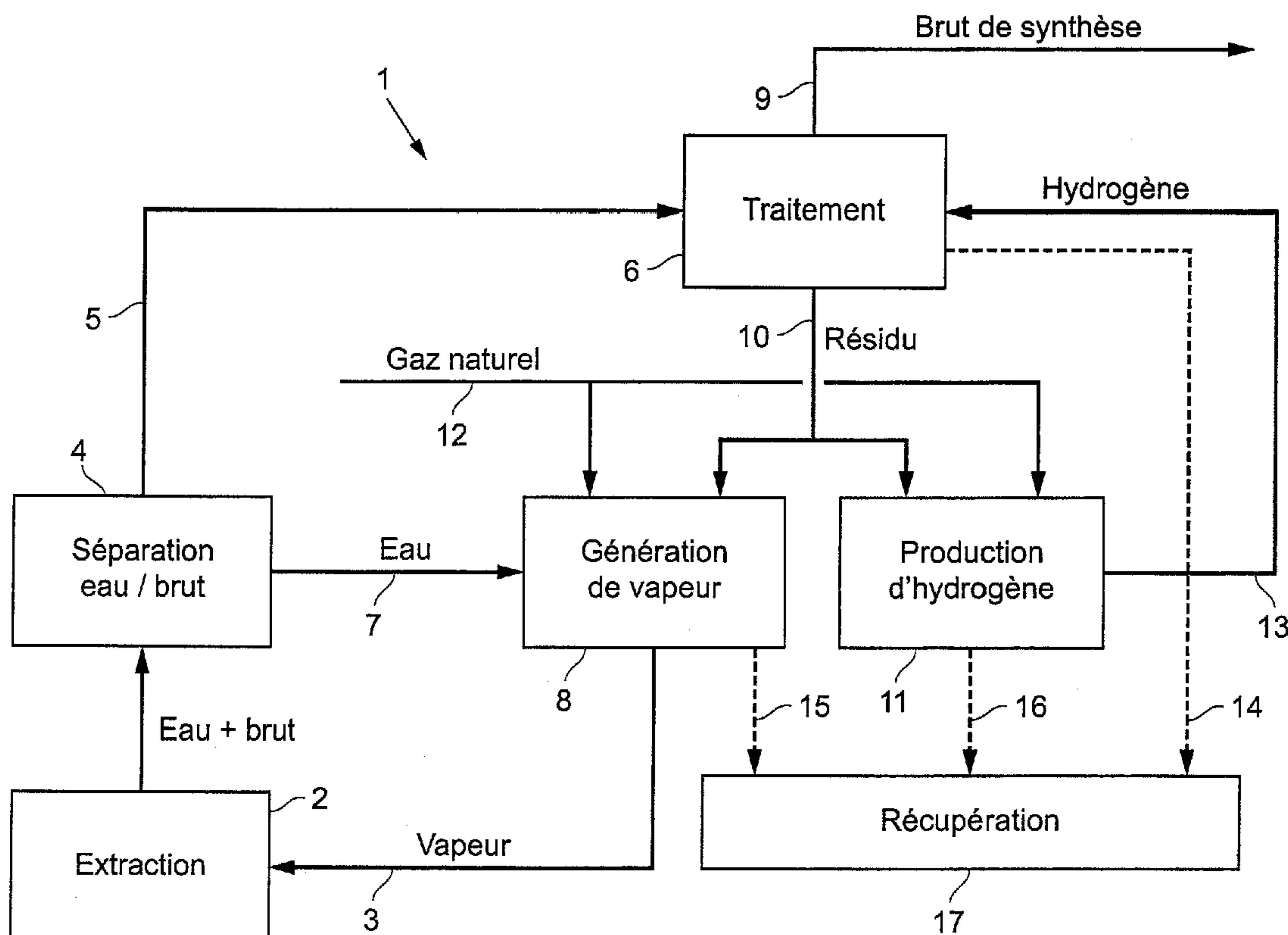
(72) Inventeurs/Inventors:
SELMEN, ARNAULT, FR;
GAUTHIER, THIERRY, FR;
PINAULT, MATHIEU, FR;
BENAZZI, ERIC, FR

(73) Propriétaire/Owner:
IFP ENERGIES NOUVELLES, FR

(74) Agent: ROBIC

(54) Titre : ENCHAINEMENT INTEGRE DE PROCEDES D'EXTRACTION ET DE TRAITEMENT D'UN BRUT EXTRA
LOURD OU BITUMEUX

(54) Title: INTEGRATED SEQUENCING OF EXTRACTION AND TREATMENT PROCESSES FOR EXTRA-HEAVY OR
BITUMINOUS CRUDE OIL



(57) Abrégé/Abstract:

La présente invention porte sur un procédé de préparation de brut de synthèse à partir d'un gisement de brut lourd, comprenant:
(a) l'extraction du brut lourd par une technologie mettant en oeuvre de la vapeur d'eau; (b) la séparation du brut extrait et de l'eau;

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

(c) la séparation du brut en au moins une coupe légère et une coupe lourde; (d) la conversion de la coupe lourde de séparation en un produit plus léger, dit produit converti, et un résidu; (e) éventuellement, l'hydrotraitement partiel ou total du produit converti et/ou de la (ou des) coupe(s) légère(s) obtenue(s) lors de la séparation c), (f) la combustion et/ou gazéification du résidu de conversion; (g) le produit converti et la (ou les) coupe(s) légère(s) de séparation, ayant éventuellement été soumis à un hydrotraitement e), constituant le brut de synthèse ; ladite combustion permettant la génération, de vapeur d'eau et/ou d'électricité, et ladite gazéification permettant la génération d'hydrogène ; la vapeur d'eau et/ou l'électricité ainsi générées étant utilisées pour l'extraction a), et/ou l'électricité et/ou l'hydrogène ainsi générés étant utilisés pour la conversion d) et/ou l'hydrotraitement e).

ABRÉGÉ

La présente invention porte sur un procédé de préparation de brut de synthèse à partir d'un gisement de brut lourd, comprenant:

- (a) l'extraction du brut lourd par une technologie mettant en œuvre de la vapeur d'eau;
- (b) la séparation du brut extrait et de l'eau;
- (c) la séparation du brut en au moins une coupe légère et une coupe lourde;
- (d) la conversion de la coupe lourde de séparation en un produit plus léger, dit produit converti, et un résidu;
- (e) éventuellement, l'hydrotraitement partiel ou total du produit converti et/ou de la (ou des) coupe(s) légère(s) obtenue(s) lors de la séparation c),
- (f) la combustion et/ou gazéification du résidu de conversion;
- (g) le produit converti et la (ou les) coupe(s) légère(s) de séparation, ayant éventuellement été soumis à un hydrotraitement e), constituant le brut de synthèse ;

ladite combustion permettant la génération, de vapeur d'eau et/ou d'électricité, et ladite gazéification permettant la génération d'hydrogène ;

la vapeur d'eau et/ou l'électricité ainsi générées étant utilisées pour l'extraction a), et/ou l'électricité et/ou l'hydrogène ainsi générés étant utilisés pour la conversion d) et/ou l'hydrotraitement e).

ENCHAINEMENT INTEGRE DE PROCEDES D'EXTRACTION ET DE TRAITEMENT D'UN BRUT EXTRA LOURD OU BITUMEUX

L'invention porte sur un procédé de préparation de brut de synthèse à partir d'un gisement de brut lourd ou brut bitumeux. Plus particulièrement, elle porte sur un enchaînement intégré d'un procédé d'extraction de brut lourd et d'un procédé de traitement de ce brut lourd extrait permettant de minimiser l'apport énergétique externe tout en fournissant un brut de synthèse
5 de qualité très satisfaisante.

La présente invention est relative aux bruts extra-lourds ou bitumeux, désignés également dans la présente demande par bruts lourds ou bitumes. Ces bruts extra-lourds représentent des ressources considérables qui de plus en plus sont et seront exploitées. Cependant ces bruts présentent des propriétés physiques notamment une viscosité et une
10 densité très élevées, qui rendent leur extraction, leur production, leur transport et leur traitement difficiles.

De tels bruts ne peuvent donc pas être extraits par des méthodes classiques.

Des méthodes d'extraction spécifiques à ce type de brut se sont donc développées. L'une adaptée aux gisements de surface ou peu profonds, dite méthode d'extraction minière,
15 consiste à mélanger du sable au brut à extraire et à extraire le mélange de sable et de brut de manière mécanique. Ce mélange est alors lavé, séparé et les coupes les plus légères sont ensuite valorisées.

Pour les gisements plus profonds, cette méthode est inadaptée et il est nécessaire d'assister la production sur site afin de les rendre mobiles c'est-à-dire afin de diminuer leur
20 viscosité pour rendre leur extraction possible.

Afin de diminuer la viscosité, le sol est réchauffé par injection de vapeur et le brut ainsi rendu mobile peut être extrait. Ces méthodes dites de production assistée par injection de vapeur (ou selon la terminologie anglo-saxonne "steam assisted gravity drainage (SAGD) ») ou de production assistée par injection cyclique de vapeur (ou selon la
25 terminologie anglo-saxonne "cyclic steam stimulation (CSS)") ont été décrites dans US 4 344 485, US 4 850 429 et US 5 318 124. Ces méthodes bien que largement répandues, présentent l'inconvénient majeur de consommer des quantités très importantes de gaz naturel requis pour produire de la vapeur d'eau injectée. Leur rentabilité est donc fortement dépendante du prix du gaz naturel.

30 Par ailleurs, les bruts ainsi extraits sont fortement chargés en asphaltènes et hétéroatomes (S, N, O, V, Ni, ...). Ils doivent donc être traités pour donner des bruts de synthèse de qualité satisfaisante, c'est-à-dire présentant une viscosité et une densité permettant leur transport par pipeline, et une faible teneur en soufre et autres hétéroatomes. Les étapes de valorisation sont elles aussi très consommatrices de gaz naturel, qui est

notamment nécessaire à la production d'hydrogène par vaporeformage de gaz naturel ou méthane (steam methane reforming selon la terminologie anglo-saxonne).

Afin de minimiser cette dépendance vis-à-vis du gaz naturel, il a été proposé dans le brevet US 4 399 314 une méthode dans laquelle un bitume provenant d'un sable bitumeux subit une hydroconversion, le résidu d'hydroconversion est gazéifié avec de l'oxygène afin de produire un gaz de synthèse à partir duquel de l'hydrogène est produit pour l'étape d'hydroconversion.

10 Le brevet US 6 357 526 propose d'effectuer un désasphaltage pour récupérer un brut désasphalté qui constitue le brut de synthèse et l'asphalte est brûlé pour générer de la vapeur d'eau qui est utilisée dans le procédé d'extraction SAGD. Cependant, le brut de synthèse obtenu n'est pas de bonne qualité car il contient encore beaucoup de contaminants tels que le soufre, l'azote et les métaux.

Il existe donc un réel besoin en un procédé de préparation de brut de synthèse à partir d'un gisement de brut extra-lourd ou bitumeux qui permette l'obtention d'un brut de synthèse de qualité et dont la dépendance vis-à-vis du prix du gaz naturel soit diminuée voire annulée.

Les présents inventeurs ont trouvé qu'il était possible de répondre à un tel besoin grâce à un procédé intégrant les étapes d'extraction et de traitement, la combustion et/ou gazéification du résidu de conversion permettant de générer de l'énergie sous forme de vapeur ou d'électricité et/ou de l'hydrogène, la vapeur d'eau étant alors utilisée pour l'extraction et l'hydrogène pour le traitement.

20 Plus particulièrement, l'invention concerne un procédé de préparation de brut de synthèse à partir d'un gisement de brut lourd, comprenant:

- a) l'extraction du brut lourd par une technologie mettant en œuvre de la vapeur d'eau;
 - b) la séparation du brut extrait et de l'eau;
 - c) la séparation du brut en au moins une coupe légère et une coupe lourde;
 - d) la conversion de la coupe lourde de séparation en un produit plus léger, dit produit converti, et un résidu;
 - e) optionnellement, l'hydrotraitement partiel ou total du produit converti et/ou de la (ou des) coupe(s) légère(s) obtenue(s) lors de la séparation c),
 - f) la combustion et/ou gazéification du résidu de conversion;
- le produit converti et la (ou les) coupe(s) légère(s) de séparation, ayant éventuellement été soumis à un hydrotraitement e), constituant le brut de synthèse ;

ladite combustion permettant la génération, de vapeur d'eau et/ou d'électricité, et ladite gazéification permettant la génération d'hydrogène ;

la vapeur d'eau et/ou l'électricité ainsi générées étant utilisées pour l'extraction a), et/ou l'électricité et/ou l'hydrogène ainsi générés étant utilisés pour la conversion d) et/ou l'hydrotraitement e).

Le procédé de l'invention est illustré par les dessins sur lesquels, la figure 1 est un diagramme schématisant l'enchaînement des différentes étapes du procédé intégré de préparation de brut de synthèse à partir d'un gisement de brut lourd ;

la figure 2 est un diagramme schématisant l'étape de traitement qui comprend la séparation c), la conversion d) et éventuellement l'hydrotraitement e) ;

la figure 3 est un diagramme schématisant l'étape de conversion c) lorsque celle-ci met en œuvre une cokéfaction ;

la figure 4 est un diagramme schématisant l'étape de conversion c) lorsque celle-ci met en œuvre un procédé d'hydroconversion catalytique.

Du fait de la combustion du résidu de conversion, de l'énergie sous forme de vapeur d'eau ou d'électricité est générée dans des quantités adaptées pour répondre en totalité ou en partie aux besoins de la phase d'extraction et/ou également de la phase de conversion et éventuellement d'hydrotraitement, et du fait de la gazéification, de l'hydrogène est généré dans des quantités adaptées pour répondre en totalité ou en partie à la phase de conversion et éventuellement d'hydrotraitement.

Le procédé conforme à l'invention permet donc de diminuer voire de s'affranchir de la consommation de gaz naturel classiquement utilisé pour la génération de vapeur d'eau et d'hydrogène.

Ainsi, selon les conditions locales d'exploitation et le contexte économique, le procédé peut s'affranchir de toute consommation de gaz naturel, et peut minimiser la quantité finale de résidu non valorisable.

Ou bien dans d'autres conditions, il permet de s'affranchir partiellement de la consommation de gaz naturel.

Le procédé selon l'invention autorise ainsi une grande adaptabilité aux conditions géo-économiques.

Le fait d'utiliser le résidu de conversion pour produire de la vapeur d'eau et/ou de l'hydrogène et/ou de l'électricité peut également se traduire par une économie substantielle de l'investissement nécessaire aux installations de conversion. En effet, les capacités des installations de conversion peuvent être limitées d'une part du fait que le résidu de

séparation peut également être utilisé pour générer de la vapeur d'eau et/ou de l'électricité et/ou de l'hydrogène, et d'autre part du fait que le niveau de conversion requis peut être limité, les conditions opératoires de la conversion pouvant alors être moins sévères (notamment, réduction du temps de séjour).

5 Ainsi, selon un mode de réalisation avantageux, du procédé de l'invention, le taux de conversion de la conversion d) est ajusté pour que la combustion et la gazéification f) permettent de générer au moins 50% de la quantité de vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) ou au moins 50% de la quantité d'hydrogène nécessaire à la conversion d) et éventuellement à l'hydrotraitement e), de préférence la totalité de la vapeur d'eau nécessaire
10 à l'extraction a) ou la totalité de l'hydrogène nécessaire à la conversion d) et éventuellement à l'hydrotraitement e), plus préférentiellement encore la totalité de la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) et au moins 50%, de préférence 100% de la quantité d'hydrogène nécessaire à la conversion d) et éventuellement à l'hydrotraitement e), et toujours plus préférentiellement, la totalité de la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a), la
15 totalité d'hydrogène nécessaire à la conversion d) et éventuellement à l'hydrotraitement e) et l'électricité nécessaire à l'extraction a) et à la conversion d) et éventuellement l'hydrotraitement e).

Dans la présente invention, le « taux de conversion brut » est défini comme étant le rapport massique entre (la charge entrant dans l'étape de valorisation - le résidu obtenu) et
20 la charge entrant. La « conversion T540+ » est définie comme [(la quantité de produit de point d'ébullition $\geq 540^{\circ}\text{C}$ entrant dans le réacteur) - (la quantité de produit de point d'ébullition $\geq 540^{\circ}\text{C}$ sortant du réacteur)] / (quantité de produit de point d'ébullition $\geq 540^{\circ}\text{C}$ entrant dans le réacteur), les quantités étant exprimées en masse.

Dans le procédé selon l'invention, l'extraction a) est réalisée selon une technologie de
25 production assistée par injection continue de vapeur ou SAGD (steam assisted gravity drainage) ou une technologie de production assistée par injection cyclique de vapeur ou CSS (cyclic steam stimulation), c'est-à-dire par des technologies nécessitant de très grandes quantités de vapeur d'eau et donc d'énergie.

Dans le procédé conforme à l'invention, la séparation c) met en œuvre au moins un
30 procédé de séparation physique tel que la distillation ou l'extraction par solvant. La distillation peut être une distillation à pression atmosphérique ou bien une distillation à pression atmosphérique suivie d'une distillation sous vide. La distillation atmosphérique peut également être suivie d'un désasphaltage, c'est-à-dire d'une séparation par extraction de solvant.

La fraction lourde résultant de ces opérations de séparation qui contient des asphaltènes est ensuite valorisée pour donner des produits plus légers.

La conversion d) peut être thermique ou catalytique.

Suite à la conversion d), les fraction converties obtenues et/ou les fractions légères
5 issues de la séparation c) peuvent être hydrotraitées e), c'est-à-dire enrichies en hydrogène en présence de catalyseurs, afin de les stabiliser et de retirer une partie des hétéroatomes. Cette opération d'hydrotraitement e) est consommatrice d'hydrogène.

Le procédé général de l'invention est décrit en référence aux figures 1 et 2. Le diagramme global 1 comprend différents cartouches représentatifs d'une unité de
10 transformation du procédé. Le cartouche 2 représente l'extraction qui se fait à l'aide de vapeur d'eau 3. L'injection de vapeur d'eau 3 dans la zone d'extraction produit selon le procédé SAGD ou CSS un mélange d'eau et de brut qui est séparé en 4. Le brut ainsi isolé 5 est transféré dans la zone de valorisation, l'eau 7 est quant à elle recyclée dans la zone de génération de vapeur d'eau 8 où elle est traitée puis vaporisée après apport éventuel d'eau.

15 Dans la zone de traitement 6, le brut est traité par (i) séparation, (ii) hydroconversion et (iii) éventuellement hydrotraitement, permettant ainsi l'obtention d'une part le brut de synthèse 9 qui est acheminé vers d'autres zones d'exploitation par pipeline, et d'autre part un résidu 10 non valorisable qui va être brûlé pour générer de la vapeur d'eau 8 et/ou qui va être gazéifié pour générer de l'hydrogène 11. Cette génération de vapeur d'eau et
20 d'hydrogène se fait ou bien par combustion ou gazéification du résidu 10 ou bien par combustion ou gazéification du résidu 10 et apport de gaz naturel 12.

La vapeur 8 ainsi générée est envoyée via 3 vers la zone d'extraction 2. L'hydrogène produit est envoyé vers la zone de traitement 6 via la ligne 13. Le dioxyde de carbone formé lors du traitement 6, de la génération de vapeur d'eau 8 et de la formation d'hydrogène 11
25 est envoyé via respectivement 14, 15, 16 vers une zone 17 de récupération de dioxyde de carbone contenant par exemple une zone d'absorption/désorption sélective de CO₂ aux amines, puis une section de stockage de CO₂.

La zone de traitement 6 va être décrite plus en détail à l'aide de la figure 2. Le brut lourd définit en 5 sur la figure 1 issu de la production par SAGD ou CSS alimente une unité
30 de séparation 18. En-tête de cette unité 18 de séparation est récupérée au moins une fraction légère 19 et en fond de colonne 21 est récupérée la fraction lourde 21. Une partie de la (ou des) fraction(s) légère(s) peut éventuellement être envoyée vers le site de séparation 4 et être mélangée au brut pour faciliter son transport en amont de la séparation. L'unité de séparation 18 peut être une colonne de distillation atmosphérique, la (ou les) fraction(s)

légère(s) est (ou sont) alors appelée(s) résidu atmosphérique (RAT). Elle peut également être constituée d'une colonne de distillation atmosphérique et d'une colonne de distillation sous vide. Dans ce cas, la fraction lourde issue de la colonne de distillation atmosphérique alimente la colonne de distillation sous vide (non-représentée), la fraction lourde obtenue est
5 appelée résidu sous vide (RSV).

L'unité de séparation 18 peut encore être constituée d'une colonne de distillation atmosphérique suivie d'une unité de désasphaltage. Dans ce cas, les distillats atmosphériques sont récupérés en tête de colonne de distillation via 19, et la fraction lourde de distillation atmosphérique alimente l'unité de désasphaltage (non-représentée). Le résidu
10 de désasphaltage, appelé asphalte, alimente alors la liaison 21 décrite sur la figure 2. L'huile désasphaltée (DAO) alimente la liaison 22 sur la figure 2.

Les fractions légères, ou distillats atmosphériques, sont constituées essentiellement de naphta, kérosène, gasoil.

La fraction lourde 21 issue de la séparation est traitée dans l'unité 24 de conversion
15 des coupes lourdes. Cette unité peut être une unité de conversion thermique (représentée sur la figure 3) ou catalytique (représentée sur la figure 4). Lorsque cette conversion nécessite un apport d'hydrogène (conversion catalytique), l'hydrogène peut être amené par le flux 25 en pointillé.

Cette conversion dans l'unité 24 conduit à produire différentes fractions allant de
20 coupes légères à des fractions dites résidus lourds. Le flux 26 représente la fraction légère contenant essentiellement les produits de type naphta, kérosène et gasoil issus du procédé de conversion 24. Le flux 27 contient une fraction plus lourde représentant le distillat sous vide et le flux 28 contient le résidu issu de l'unité de conversion 24.

Les coupes naphta, kérosène, gasoil des flux 19 et 26 sont mélangées et peuvent
25 alimenter l'unité d'hydrotraitement 20 qui permet d'améliorer la qualité de ces coupes en réduisant la teneur en soufre et en azote tout en stabilisant ces produits. Le flux 29 représente la coupe naphta, kérosène et gasoil hydrotraitée issue de l'unité d'hydrotraitement 20.

La coupe distillat sous vide 27 issu de l'unité de conversion 24 et éventuellement le
30 distillat sous vide 22, (qui existe lorsque la section de séparation comprend une distillation sous vide), alimentent l'unité d'hydrotraitement 23 afin de subir un hydrotraitement poussé et réduire la teneur en hétéroatomes tels que le soufre et l'azote. Le flux 30 représente la coupe distillat sous vide après hydrotraitement dans l'unité 23.

Le flux 29 et le flux 30 sont mélangés. Ils constituent ainsi le brut de synthèse 31.

La vapeur 32, l'électricité 33 et l'hydrogène 34 peuvent être produits à partir du gaz naturel 35. La vapeur 32 est produite par une chaudière à gaz et l'hydrogène 33 par un Steam Methane Reforming.

Pour s'affranchir de tout ou partie du gaz naturel 35 le niveau de conversion de l'unité
5 de conversion 24 est ajusté pour produire suffisamment de résidu 28 afin de produire l'hydrogène 34 et/ou la vapeur 32 et/ou l'électricité 33 en totalité ou en partie.

La vapeur 32 peut être produite par combustion en chaudière ou par gaséification du résidu mais de manière préférée, elle peut être produite par combustion en chaudière. La
vapeur générée pourra en partie alimenter une turbine afin de produire l'électricité 33 ou le
10 gaz de synthèse produit par gaséification pourra en partie alimenter une turbine à gaz afin de produire l'électricité 33.

L'hydrogène 34 peut être produit par gaséification du résidu 28. Une part du gaz de synthèse produit peut alors alimenter une turbine à gaz afin de produire l'électricité 33.

L'hydrogène produit alimente alors les unités 20 et 23 d'hydrotraitement et
15 éventuellement l'unité 24 de conversion si nécessaire via 25.

La vapeur d'eau générée est envoyée vers le gisement pétrolier où elle permettra le réchauffement du brut et ainsi la diminution de sa viscosité.

Selon un mode de réalisation particulier de l'invention, la conversion thermique est une cokéfaction.

20 Une unité de cokéfaction est représentée schématiquement sur la figure 3. La Figure 3 représente un exemple d'unité de conversion 24 de la figure 2. Cette unité de conversion est une unité de cokéfaction 36. Cette unité de cokéfaction 36 comprend au moins une section de fractionnement 37, une section de four de craquage 38 et une section de maturation 39.

25 La section de fractionnement 37 consiste, sur la présente figure 3, en une colonne de distillation. Cependant, cette section de fractionnement peut également être constituée d'une succession de colonnes de distillation successives.

La section de four de craquage 38 consiste sur la présente figure 3 en un unique four de craquage. Cependant, en fonction du flux à traiter, des températures à atteindre et du
30 volume du four, elle peut consister en au moins deux fours disposés en série ou en parallèle.

La section de maturation 39, telle que représentée sur la figure 3, comprend au moins deux réacteurs (appelés maturateurs ou cokers selon la terminologie anglo-saxonne). Ces réacteurs fonctionnent en alternance, pendant que l'un est en phase dite de décokage, c'est-

à-dire de récupération du coke formé lorsqu'il était en fonctionnement, les autres sont en fonctionnement.

L'alimentation de l'unité de cokéfaction 36 est un résidu 40 (qui correspond à 21 sur la figure 2). De préférence ce résidu est un résidu sous vide. La charge 40 est préchauffée dans les échangeurs de chaleur 41 afin de récupérer de l'énergie des flux 42 et 43 issus du fractionnement 37. La charge ainsi préchauffée 44 alimente le fond de colonne de fractionnement 37 avec l'effluent 45 issu de la section de maturation 39. La coupe lourde 46 de cette section de fractionnement 37 contenant entre autre la charge 44 alimente le four de craquage 38.

Le flux 47 sortant du four 38 alimente un ou plusieurs réacteurs de maturation 39. L'effluent 45 récupéré en sortie du ballon de maturation 39, effluent craqué, est envoyé en section de fractionnement 37 pour être séparé en différentes coupes, une coupe gazeuse 48 récupérée en tête de colonne, des coupes liquides 49, 42, 43 de divers points d'ébullition et une coupe lourde 46 recyclée dans le four de craquage 38.

Le coke retiré des ballons de maturation 39 est récupéré en 51 pour être exploité, brûlé ou gazéifié sur site pour générer de l'énergie.

De façon avantageuse, dans le procédé conforme à l'invention, une cokéfaction est mise en œuvre sur la fraction lourde d'un résidu sous vide. Les conditions de cokéfaction sont les suivantes : la température en sortie du four est supérieure à 460°C, de préférence de 480°C à 510°C, la pression absolue dans le four est inférieure à 5 bar, de préférence de 1 à 3 bar, le taux de recyclage, c'est-à-dire la fraction de flux ayant subi la cokéfaction (flux 45 sur la figure 3) retournant dans le four de cokéfaction après fractionnement est inférieur à 20%, de préférence inférieur à 10%. Ces conditions de fonctionnement pourront être dégradées afin de produire un peu plus de coke si nécessaire pour la production de la vapeur pour l'extraction SAGD ou d'hydrogène.

La production de coke correspond à 20% à 35% de la charge entrant dans l'unité de cokéfaction selon la nature de la charge et les conditions opératoires, ce qui correspond à un taux de conversion brut de la cokéfaction de 65 à 80%. Si ce taux de conversion brut est insuffisant pour assurer la totalité des besoins en vapeur d'eau et hydrogène et/ou électricité, une coupe, de préférence une coupe lourde issue du coker peut également être utilisée pour compléter la quantité de combustible.

Cette unité de conversion thermique peut également être une unité de viscoréduction. La viscoréduction peut également être réalisée en présence d'hydrogène afin de favoriser la stabilité des produits. On parle alors d'hydroviscoréduction. Des conversions T540⁺ de 25%

à 45% pourront être obtenues. Cette unité comprend au moins une section de four de craquage et une section de fractionnement des produits craqués. De manière préférée elle comprend également une section de maturation. La charge entrant dans l'unité de viscoréduction, qui peut être un résidu atmosphérique ou un résidu sous vide, passé dans la
5 section four de craquage afin de porter les hydrocarbures à une température comprise entre 430°C et 510°C, de préférence entre 470°C et 500°C. En présence de la section de maturation, cette température en sortie de four peut être abaissée et est comprise entre 440°C et 470°C .

Selon un autre mode de réalisation avantageux du procédé de l'invention, la
10 conversion catalytique est une hydroconversion catalytique.

Le procédé de conversion catalytique peut être un procédé d'hydroconversion en lit bouillonnant ou en slurry. La charge peut être un résidu atmosphérique ou un résidu sous vide. Le taux de conversion T540* de ce type de procédé peut aller de 20% à 95%. Ce procédé d'hydroconversion est de manière préférée constitué d'au moins une section de four
15 pour préchauffer la charge et l'hydrogène, une section réactionnelle dans laquelle la conversion est réalisée et une section de fractionnement dans laquelle l'effluent de la section réactionnelle est séparé en différentes coupes.

Les conditions opératoires de la section réactionnelle de conversion catalytique sont en général une pression totale de 10 à 500 bars, de préférence de 60 à 200 bars; une
20 pression partielle d'hydrogène de 10 à 500 bars, De préférence de 60 à 200 bars; une température de 300°C à 600°C , de préférence 380°C à 450°C; et un temps de séjour allant de 5 min à 20h, de préférence de 1 h à 10 h.

De préférence, la section réactionnelle est constituée d'au moins une enceinte réactionnelle dans laquelle une phase gazeuse, une phase liquide et une phase solide sont
25 mises en contact. La phase gazeuse contient en part variable au moins de l'hydrogène et des hydrocarbures vaporisés dans les conditions du procédé. La phase liquide est constituée des hydrocarbures non vaporisés. La phase solide contenue dans le réacteur a de préférence une action catalytique dans les conditions de la réaction. Le solide se trouve de préférence au sein de la phase liquide.

30 Dans le mode de réalisation en lit bouillonnant, le procédé met en œuvre un catalyseur supporté et contenant au moins un élément métallique. Le catalyseur reste dans le réacteur et est ajouté ou soutiré indépendamment de la charge.

Dans le mode de réalisation en réacteur slurry, le catalyseur est généralement introduit en continu avec la charge fraîche dans le réacteur et est constitué d'éléments

solubles contenant un ou plusieurs métaux pouvant être sulfurés dans les conditions du procédé.

La sulfuration des métaux provoque la précipitation du métal qui séjourne dans le réacteur sous forme de particules fines et dispersées entraînables par le liquide hors de la zone réactionnelle.

De manière très préférée, les particules solides de catalyseur contiennent du molybdène.

10 Dans le cas où le procédé de conversion met en œuvre des particules en mode slurry, la combustion et la gaséification des résidus sont prévues afin de permettre la récupération des métaux du catalyseur dans les cendres ou les fumées. En effet, le catalyseur utilisé dans les hydroconversions en réacteur slurry se retrouve concentré après séparation des effluents dans les dits résidus.

Le taux de conversion T_{540^+} de ce type de procédé peut aller de 20% à 95%. On entend par taux de conversion T_{540^+} : $\left[\frac{\text{(la quantité de produit de point d'ébullition } \geq 540^{\circ}\text{C entrant dans le réacteur}) - \text{(la quantité de produit de point d'ébullition } \geq 540^{\circ}\text{C sortant du réacteur)}}{\text{(la quantité de produit de point d'ébullition } \geq 540^{\circ}\text{C entrant dans le réacteur)}} \right]$, les quantités étant définies en masse.

20 Selon un mode de réalisation avantageux du procédé de l'invention, le taux de conversion en $540^{\circ}\text{C}+$ de l'hydroconversion catalytique est de 65% à 85%, la combustion du résidu peut alors permettre de produire la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) ou l'hydrogène utilisé pour la valorisation d) et éventuellement l'hydrotraitement e). Si le taux de conversion est de 50% à 70%, alors à la fois la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) et l'hydrogène utilisé pour la valorisation d) pourront être produits.

Un exemple d'hydroconversion est illustré sur la figure 4. La Figure 4 correspond à l'unité de conversion 24 de la figure 2, cette unité de conversion étant une unité de conversion catalytique.

Cette unité de conversion catalytique comprend une section de préchauffe 53, une section de réaction 54 et une section de fractionnement 55.

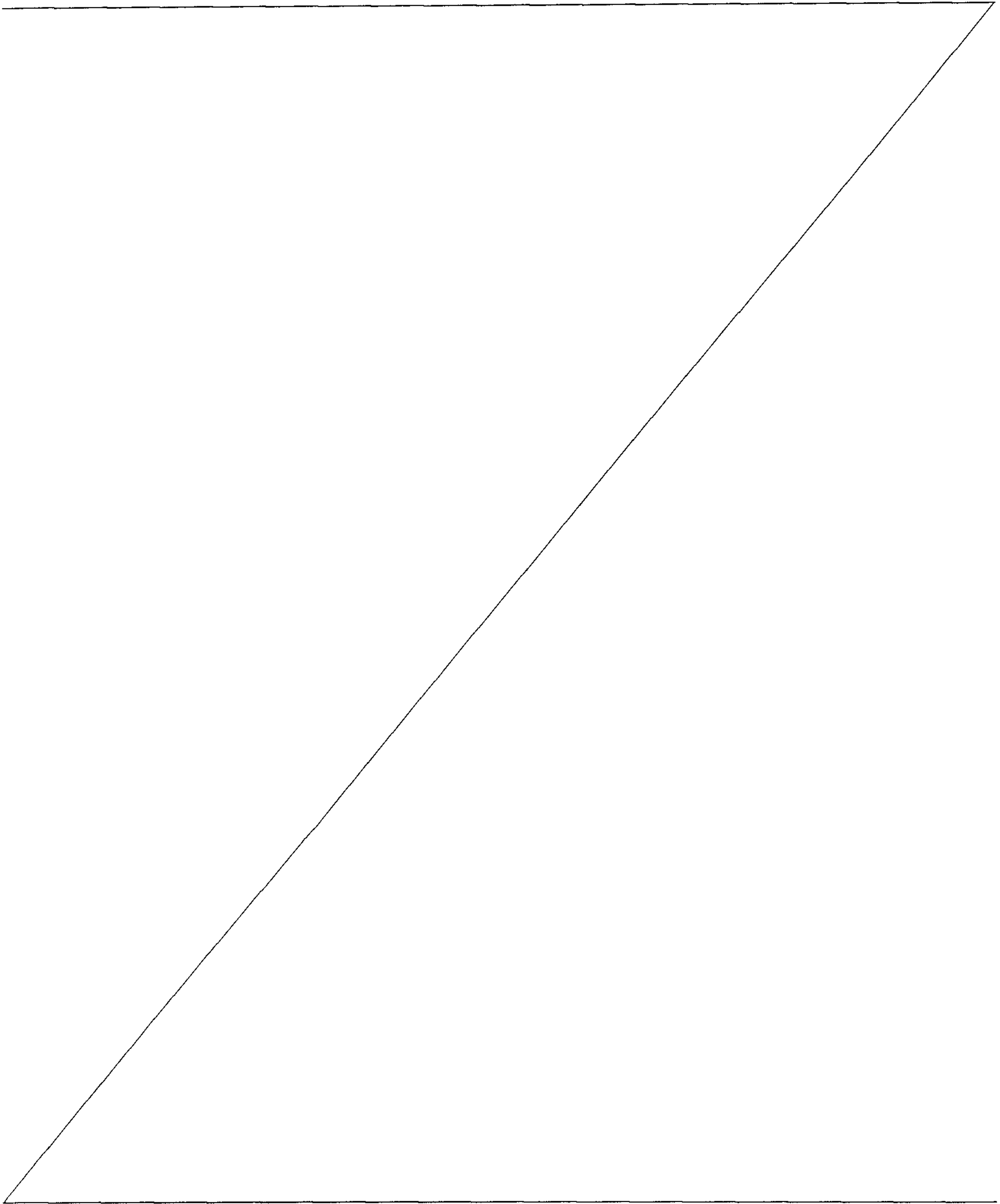
La section de préchauffe 53 peut être constituée d'un ou plusieurs fours.

La section réactionnelle 54 est constituée d'un ou plusieurs réacteurs disposés en série et/ou en parallèle. Dans le cas de réacteurs en série, un ou des séparateurs pourront

10a

être disposés entre les réacteurs afin d'éliminer les vapeurs d'hydrocarbures formées.

La charge 56 est un résidu lourd qui peut être par exemple un résidu atmosphérique ou un résidu sous vide. La charge 56 est préchauffée dans le four 53. L'hydrogène



nécessaire 57 est le mélange entre l'hydrogène d'appoint 58 et l'hydrogène recyclé 59. Ce mélange est préchauffé dans le four 53.

Tout ou partie de l'hydrogène peut être mélangé à la charge avant le four, après le four ou même être injecté directement dans le réacteur 54.

5 L'hydrogène 57 et la charge 56 alimentent la section réactionnelle 54. Dans la section réactionnelle, tout ou une partie de l'hydrogène peut être alimenté dans un seul, dans certains ou dans tous les réacteurs et cela en part variable.

Le flux soutiré 60 de la zone réactionnelle 54, alimente un ballon 61 qui permet de séparer la phase liquide 62 de la phase gaz 63.

10 La phase gaz 63 est dirigée vers la section purification de l'hydrogène 64. L'hydrogène purifié est recyclé via le flux 59, les gaz restants sont évacués via 65. La phase liquide 62 alimente la section de fractionnement 55. la phase liquide est alors fractionnée en diverses coupes de points d'ébullition différents. En tête de colonne 66, les gaz légers sont retirés et condensés en 67 pour donner des gaz 68 qui sont récupérés. D'autres
15 intermédiaires tels que les coupes liquides 69, 70, 71 sont possibles. En fond de colonne, on soutire le résidu 72. Un enchainement de colonnes opérant à pression atmosphérique puis sous vide est possible pour parfaire le fractionnement. Au moins une partie du résidu 72 et éventuellement au moins une partie des coupes 69, 70 ou 71 peut être recyclée soit avant la section four avec la charge 56, soit avant la section réactionnelle ou au cours de la section
20 réactionnelle lorsque celle-ci comporte plusieurs réacteurs. Il est également possible d'injecter des coupes importées contenant des quantités importantes de composés aromatiques ou polyaromatiques dans la zone de préchauffe, la zone réactionnelle ou la zone de fractionnement du procédé d'hydroconversion pour améliorer la stabilité des effluents hydrocarbonés liquides.

25 Le procédé conforme à l'invention est destiné à l'extraction et la valorisation de brut extra-lourd, c'est-à-dire ayant une viscosité supérieure à 100CPo et une densité inférieure à 20°API, de préférence une viscosité supérieure à 1000CPo et une densité inférieure à 15°API et plus préférentiellement de une viscosité supérieure à 10000CPo et une densité inférieure à 12°API.

30 Ce procédé est ainsi particulièrement adapté à des bruts lourds tels que ceux de type Athabasca, Zuata, Cerronegro, Morichal.

Le brut de synthèse obtenu à l'issue du procédé de l'invention a une viscosité et une densité telles qu'il peut être transporté par pipeline, la densité étant au plus de 0,94 dans les

conditions standards et d'au moins 19°API, et la viscosité étant de moins de 350 cst à 4°C.

Par ailleurs il présente des teneurs réduites en hétéroatomes et métaux.

L'invention va être décrite plus en détails à l'aide des exemples et exemple comparatif donnés ci-après à titre d'illustration et qui ne sont pas limitatifs.

5

EXEMPLES

Exemple 1 (comparatif) :

10 Du brut lourd ou bitumineux type Athabasca est soutiré par un procédé de type SAGD à l'aide de 1350 t/h de vapeur d'eau générée à partir de 104t/h de gaz naturel. Après séparation de l'eau et du brut, le brut est soumis à une distillation atmosphérique. Le résidu atmosphérique obtenu (RAT) présente les caractéristiques données dans le tableau 1 ci-après.

15 Ce résidu atmosphérique subit une hydroconversion dans les conditions suivantes :
température moyenne : 426°C
pression partielle en H₂ : 130 bar
conversion à T540 : 0,95

20 L'apport d'hydrogène pour la valorisation est un apport externe d'hydrogène obtenu par Steam Methane reforming de gaz naturel. 28t/h d'hydrogène sont nécessaires ce qui correspond à une consommation de 95t/h de gaz naturel.

Le bilan de matière de l'hydroconversion est le suivant :

	%en poids
25	
RAT	100.0
H ₂	4.08
NH ₃	0.34
H ₂ S	5.53
30	
C ₁ -C ₄	12.05
C ₅ -370	65.35
370-500	15.03
500 ⁺	5.78
Total	104.08
35	
Liquide	86.16

Les caractéristiques du brut obtenu après hydroconversion sont également données dans le Tableau 1.

Le produit ayant subi l'hydroconversion et la fraction légère de la distillation atmosphérique sont mélangés après hydrotraitement pour donner le brut de synthèse dont les caractéristiques sont également rassemblées dans le tableau 1.

Tableau 1

	D4,15	°API	S (en poids)
RAT	1,029	6,0	5,42%
Après hydroconversion	0,84	37,7	0,25%
Brut de synthèse	0,86	39,4	730ppm

107 500 BPSD de brut de synthèse à 39,4 °API ont ainsi été produits avec une consommation globale de gaz naturel de 199 t/h.

Exemple 2

Du brut lourd ou bitumineux type Athabasca est soutiré par un procédé de type SAGD. Après séparation de l'eau et du brut, le brut est soumis à une distillation atmosphérique. Le résidu atmosphérique obtenu (RAT) présente les caractéristiques données dans le tableau 2 ci-après. Ce résidu atmosphérique subit une hydroconversion. Le taux de conversion de l'hydroconversion est ajusté afin de disposer de la quantité nécessaire de résidu (500°C+) afin d'alimenter la chaudière pour produire la vapeur nécessaire à la production du brut lourd ou bitumineux.

Pour produire 100 000 BPSD de brut lourd ou bitume par SAGD, sachant que le rapport vapeur d'eau/brut produit est de 2 barils de vapeur d'eau par baril de brut, alors il faudra injecter dans le sol près de 1350 t/h de vapeur d'eau.

Afin de satisfaire cette demande en vapeur, le niveau de conversion de l'hydroconversion doit conduire à disposer de 123 000 kg/h de résidu pour alimenter la chaudière. Le taux de conversion de l'hydroconversion doit donc être de 77,6%.

Les conditions de l'hydroconversion sont donc les suivantes :

température moyenne : 421°C

pression partielle en H₂ : 130 bar

conversion à T540 : 0,776

L'apport d'hydrogène pour la valorisation est un apport externe d'hydrogène obtenu par Steam Methane reforming de gaz naturel. 19t/h d'hydrogène sont nécessaires ce qui correspond à une consommation de 66t/h de gaz naturel.

Les caractéristiques du brut après hydroconversion sont données dans le tableau 2 ci-dessous.

Le bilan de matière de l'hydroconversion est le suivant :

	%en poids
RAT	100,0
H ₂	2,69
NH ₃	0,19
H ₂ S	5,04
C ₁ -C ₄	5,85
C ₅ -370	49,75
370-500	21,01
500 ⁺	20,85
Total	102,69
Liquide	91,61

La coupe légère issue de la distillation atmosphérique et le produit issu de l'hydroconversion sont rassemblés après hydrotraitement, pour donner le brut de synthèse dont les caractéristiques sont présentées dans le Tableau 2 ci-après.

Tableau 2

	D4,15	°API	S (en poids)
RAT	1,029	6,0	5,42%
Après hydroconversion	0,89	27,7	0,74%
Brut de synthèse	0,83	39,2	380ppm

90 500 BPSD de brut synthétique à 39.2 °API ont été produit avec une consommation de 66 t/h de gaz naturel.

Exemple 3 :

Du brut lourd ou bitumineux type Athabasca est soutiré par un procédé de type SAGD. Après séparation de l'eau et du brut, le brut est soumis à une distillation atmosphérique. Le résidu atmosphérique obtenu (RAT) présente les caractéristiques données dans le tableau 3 ci-après. Ce résidu atmosphérique subit une hydroconversion. Le taux de conversion de l'hydroconversion est ajusté afin de disposer de la quantité nécessaire de résidu (500°C+) afin d'alimenter la chaudière pour produire la vapeur nécessaire à la production du brut lourd ou bitumineux et l'hydrogène nécessaire pour le traitement.

Pour produire 100 000 BPSD de brut lourd ou bitume par SAGD, sachant que le rapport vapeur d'eau/brut produit est de 2 barils de vapeur d'eau par baril de brut, alors il faudra injecter dans le sol près de 1350 t/h de vapeur d'eau.

Afin de satisfaire cette demande en vapeur, le niveau de conversion de l'hydroconversion doit conduire à disposer de 123 t/h de résidu pour alimenter la chaudière. Une part du résidu sert également à produire de l'hydrogène et de l'électricité pour la valorisation. 14t/h d'hydrogène sont utilisés. Il faut donc gazéifier 77t/h de résidu pour produire l'hydrogène et l'électricité nécessaires. Le besoin total en résidu est de 200t/h ce qui conduit à un taux de conversion de l'hydroconversion de 60,5%.

Les conditions de l'hydroconversion sont donc les suivantes :

température moyenne : 415°C

pression partielle en H₂ : 130 bar

conversion à T540⁺ : 0,605

Les caractéristiques du brut après hydroconversion sont données dans le tableau 3 ci-dessous.

Le bilan de matière de l’hydroconversion est le suivant :

		%en poids
	RAT	100,0
5	H ₂	1,88
	NH ₃	0,10
	H ₂ S	4,50
	C ₁ -C ₄	3,56
	C ₅ -370	38,35
10	370-500	21,48
	500 ⁺	33,89
	Total	101,88
	Liquide	93,71

15 La coupe légère issue de la distillation atmosphérique et le produit issu de l’hydroconversion sont rassemblés après hydrotraitement pour donner le brut de synthèse dont les caractéristiques sont présentées dans le Tableau 3 ci-après.

Tableau 3

20

	D4,15	°API	S (en poids)
RAT	1,029	6,0	5,42%
Après hydroconversion	0,93	21,4	1,26%
Brut de synthèse	0,84	37,5	450ppm

77 950 BPSD de brut synthétique à 37,5 °API ont été produit sans consommation de gaz naturel, en complète autonomie.

25

REVENDICATIONS

1. Procédé de préparation de brut de synthèse à partir d'un gisement de brut lourd, comprenant:

a) l'extraction du brut lourd par une technologie mettant en oeuvre de la vapeur d'eau;

b) la séparation du brut extrait et de l'eau;

c) la séparation du brut en au moins une coupe légère et une coupe lourde;

d) la conversion de la coupe lourde de séparation en un produit plus léger, dit produit converti, et un résidu;

10 e) optionnellement, l'hydrotraitement partiel ou total du produit converti et/ou de la (ou des) coupe(s) légère(s) obtenue(s) lors de la séparation c),

f) la combustion et/ou gazéification du résidu de conversion;

le produit converti et la (ou les) coupe(s) légère(s) de séparation constituant le brut de synthèse;

ladite combustion permettant la génération, de vapeur d'eau et/ou d'électricité, et ladite gazéification permettant la génération d'hydrogène;

la vapeur d'eau et/ou l'électricité ainsi générées étant utilisées pour l'extraction a), et/ou l'électricité et/ou l'hydrogène ainsi générés étant utilisés pour la conversion d).

20 2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel une étape e) d'hydrotraitement partiel ou total du produit converti et/ou de la (ou des) coupe(s) légère(s) obtenue(s) lors de la séparation c) est intercalée entre les étapes d) et f), le produit converti et la (ou les) coupe(s) légère(s) de séparation étant optionnellement soumis à ladite étape (e) constituant le brut de synthèse, et dans lequel l'électricité et/ou l'hydrogène générés sont utilisés pour ladite étape e) d'hydrotraitement.

3. Procédé selon la revendication 1, caractérisé par le fait que le taux de conversion du procédé de conversion d) est ajusté pour que la combustion et la gazéification f) permettent de générer au moins 50% de la quantité de vapeur d'eau

nécessaire à l'extraction a) ou au moins 50% de la quantité d'hydrogène nécessaire à la conversion d) et optionnellement à l'hydrotraitement e).

4. Procédé selon la revendication 3, caractérisé par le fait que le taux de conversion du procédé de conversion d) est ajusté pour que la combustion et la gazéification f) permettent de générer la totalité de la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) ou la totalité de l'hydrogène nécessaire à la conversion d) et éventuellement à l'hydrotraitement e).

10 5. Procédé selon la revendication 3, caractérisé par le fait que le taux de conversion du procédé de conversion d) est ajusté pour que la combustion et la gazéification f) permettent de générer la totalité de la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) et au moins 50% de la quantité d'hydrogène nécessaire à la conversion d) et optionnellement à l'hydrotraitement e).

6. Procédé selon la revendication 3, caractérisé par le fait que le taux de conversion du procédé de conversion d) est ajusté pour que la combustion et la gazéification f) permettent de générer la totalité de la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) et 100% de la quantité d'hydrogène nécessaire à la conversion d) et optionnellement à l'hydrotraitement e).

20 7. Procédé selon la revendication 3, caractérisé par le fait que le taux de conversion du procédé de conversion d) est ajusté pour que la combustion et la gazéification f) permettent de générer la totalité de la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a), la totalité d'hydrogène nécessaire à la conversion d) et éventuellement à l'hydrotraitement e) et l'électricité nécessaire à l'extraction a) et à la conversion d) et optionnellement l'hydrotraitement e).

8. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, caractérisé par le fait que l'extraction a) est faite selon un procédé de production assistée par injection

continue de vapeur ou SAGD (steam assisted gravity drainage) ou un procédé de production assistée par injection cyclique de vapeur ou CSS (cyclic steam stimulation).

9. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 8, caractérisé par le fait que la séparation c) est une distillation à pression atmosphérique.

10. Procédé selon la revendication 9, caractérisé par le fait que la distillation à pression atmosphérique est suivie d'une distillation sous vide.

10

11. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 10, caractérisé par le fait que la conversion d) comprend une conversion thermique ou une conversion catalytique.

12. Procédé selon la revendication 11, caractérisé par le fait que la conversion thermique est une cokéfaction.

13. Procédé selon la revendication 12, caractérisé par le fait qu'une coupe lourde issue de la cokéfaction peut être recyclée vers l'étape f).

14. Procédé selon la revendication 11, caractérisé par le fait que la conversion catalytique est une hydroconversion catalytique.

20

15. Procédé selon la revendication 14, caractérisé par le fait que l'on injecte dans la zone de préchauffe, la zone réactionnelle ou la zone de fractionnement du procédé d'hydroconversion une charge incluant des quantités importantes de composés aromatiques ou polyaromatiques pour améliorer la stabilité des effluents hydrocarbonés.

16. Procédé selon la revendication 14 ou 15, caractérisé par le fait que l'hydroconversion catalytique est réalisée dans différents réacteurs en série entre

lesquels sont disposés un ou des séparateurs.

17. Procédé selon la revendication 11, caractérisé par le fait que la conversion thermique est une viscoréduction ou une hydroviscoréduction.

18. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 11 et 14 à 16, caractérisé par le fait que le taux de conversion 540^+ de l'hydroconversion catalytique est de 65% à 85%, la combustion du résidu peut alors permettre de produire la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) ou l'hydrogène utilisé pour la conversion d) et optionnellement l'hydrotraitement e).

10

19. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 11 et 14 à 16, caractérisé par le fait que le taux de conversion en 540^+ de l'hydroconversion catalytique est de 50% à 70%, la combustion du résidu peut alors permettre de produire à la fois la vapeur d'eau nécessaire à l'extraction a) et l'hydrogène utilisé pour la conversion d) pourront être produits.

20. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 13 caractérisé par le fait que le taux de conversion brut de la cokéfaction est de 65 à 80%, et permet la production de la vapeur d'eau et/ou l'hydrogène nécessaires à l'extraction a) et à la valorisation d) et optionnellement à l'hydrotraitement e).

20

21. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 20, caractérisé par le fait que le brut lourd à une viscosité supérieure à 100CPO et une densité inférieure à 20°API.

22. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 21, caractérisé par le fait que brut de synthèse obtenu présente une densité d'au plus 0,94 dans les conditions standards et d'au moins 19°API, et la viscosité étant de moins de 350 cst à 4°C.

Figure 1

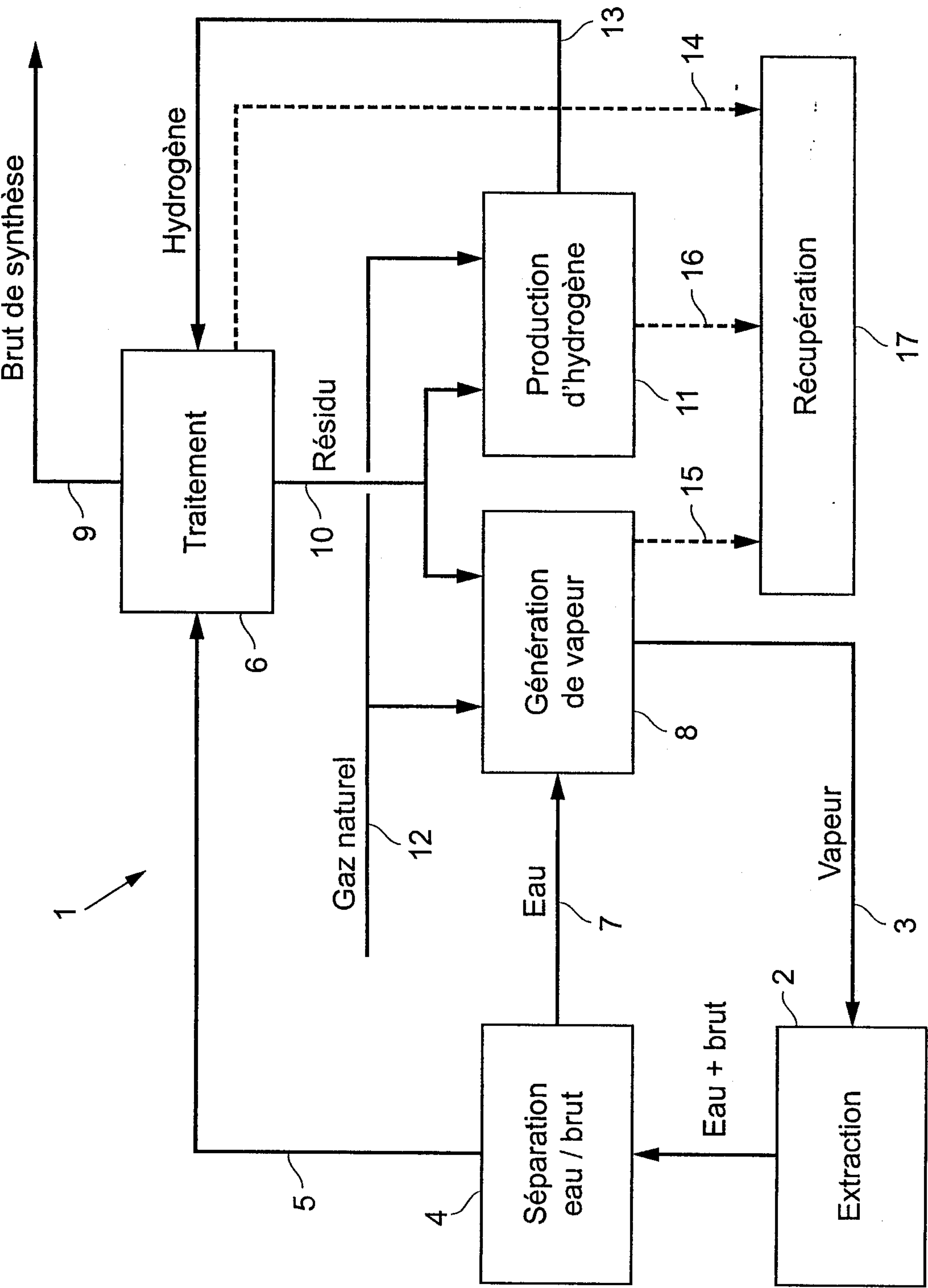


Figure 2

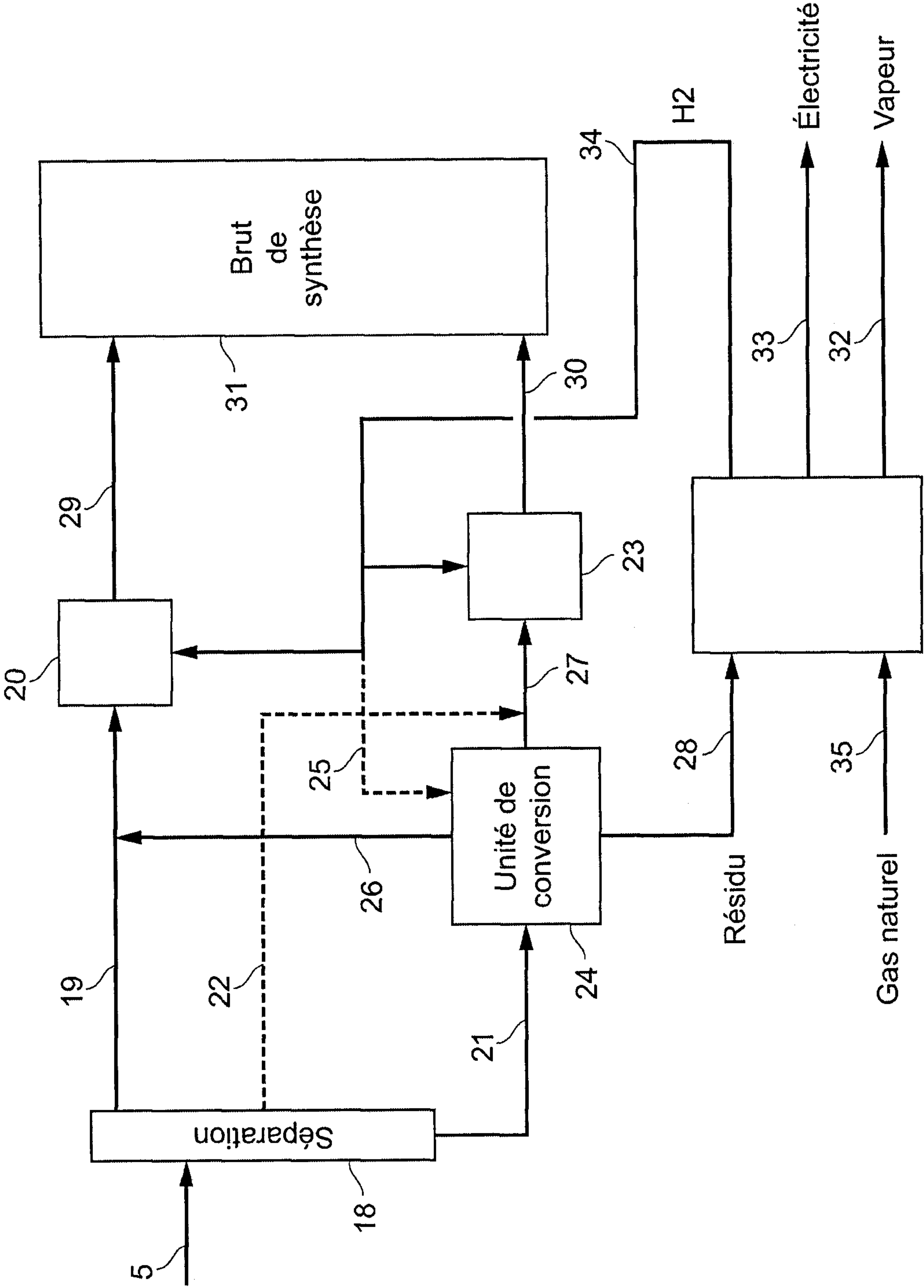


Figure 3

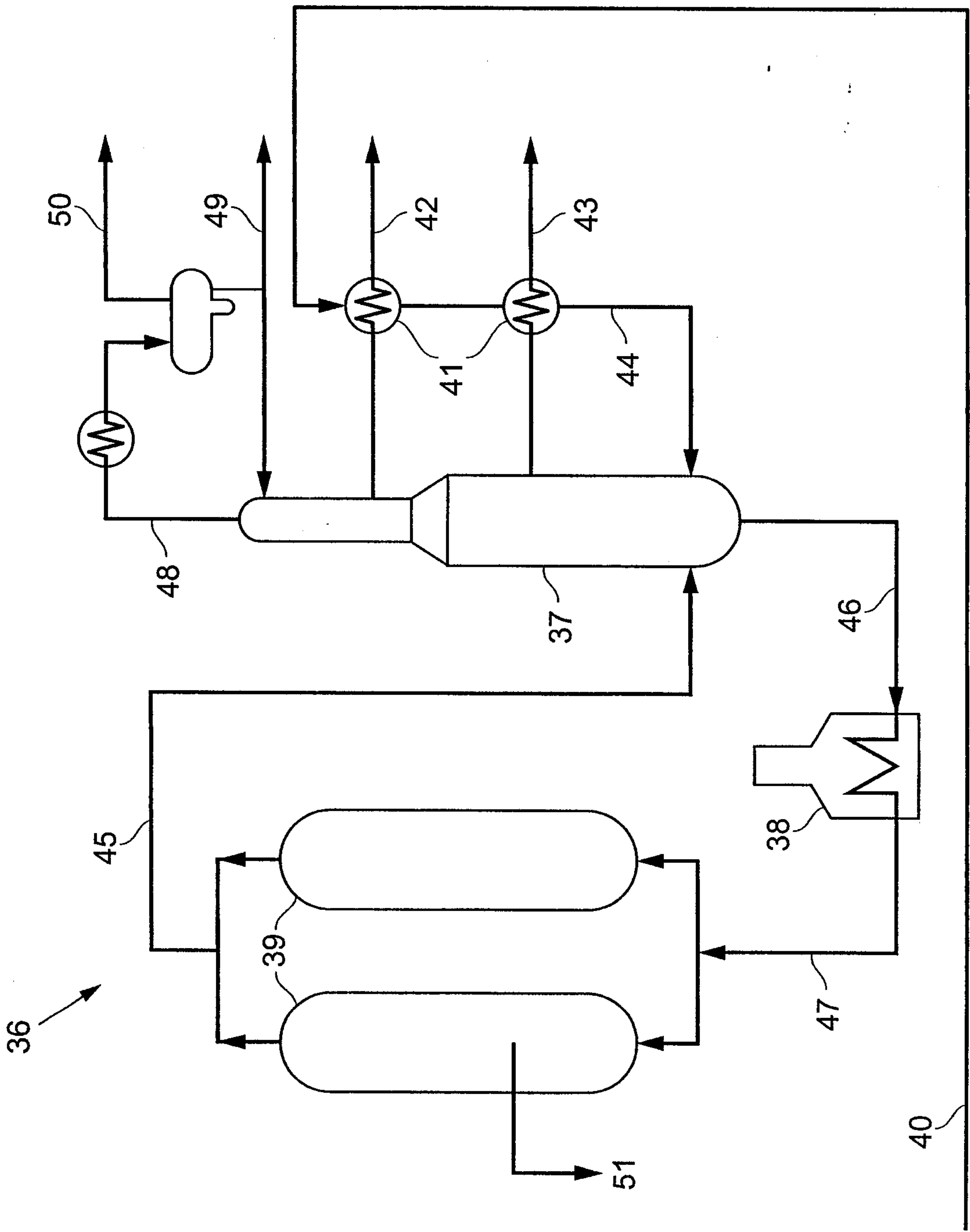


Figure 4

