

①9 RÉPUBLIQUE FRANÇAISE
INSTITUT NATIONAL
DE LA PROPRIÉTÉ INDUSTRIELLE
COURBEVOIE

①1 N° de publication :
(à n'utiliser que pour les
commandes de reproduction)

3 058 713

②1 N° d'enregistrement national : **16 60988**

⑤1 Int Cl⁸ : **C 01 B 3/34** (2017.01), F 25 J 1/02, 5/00

⑫

DEMANDE DE BREVET D'INVENTION

A1

②2 Date de dépôt : 14.11.16.

③0 Priorité :

④3 Date de mise à la disposition du public de la demande : 18.05.18 Bulletin 18/20.

⑤6 Liste des documents cités dans le rapport de recherche préliminaire : *Se reporter à la fin du présent fascicule*

⑥0 Références à d'autres documents nationaux apparentés :

Demande(s) d'extension :

⑦1 Demandeur(s) : L'AIR LIQUIDE, SOCIETE ANONYME POUR L'ETUDE ET L'EXPLOITATION DES PROCEDES GEORGES CLAUDE Société anonyme — FR.

⑦2 Inventeur(s) : COSTA DE BEAUREGARD PIERRE, MARTY PASCAL et MOREL THOMAS.

⑦3 Titulaire(s) : L'AIR LIQUIDE, SOCIETE ANONYME POUR L'ETUDE ET L'EXPLOITATION DES PROCEDES GEORGES CLAUDE Société anonyme.

⑦4 Mandataire(s) : L'AIR LIQUIDE.

⑤4 MISE EN OEUVRE DE LA VAPEUR D'UN PROCEDE DE PRODUCTION DE GAZ DE SYNTHESE POUR RECHAUFFER DES VAPEURS DE GAZ NATUREL.

⑤7 Procédé de liquéfaction de gaz naturel en combinaison d'un procédé de production de gaz de synthèse, caractérisé en ce que la vapeur d'eau issue du procédé de production de gaz de synthèse est utilisée comme source de chaleur pour réchauffer les vapeurs de gaz naturel générées au niveau de la détente finale en sortie du liquéfacteur de gaz naturel et/ou dudit stockage du gaz naturel liquéfié et/ou dudit chargement du gaz naturel liquéfié.

FR 3 058 713 - A1



5 La présente invention concerne un procédé de liquéfaction d'un courant d'hydrocarbures tel que le gaz naturel en combinaison d'un procédé de production de gaz de synthèse.

L'invention concerne une intégration d'un procédé de liquéfaction de gaz naturel dans un procédé de production de gaz de synthèse par réformage à la
10 vapeur d'eau surchauffée, oxydation partielle ou réformage autothermique.

Ces technologies de production de gaz de synthèse nécessitent parfois l'utilisation de grandes quantités de gaz naturel utilisées comme courant d'alimentation mais aussi comme source de chauffe du procédé.

15 Il est aussi souhaitable de liquéfier le gaz naturel pour un certain nombre de raisons.

A titre d'exemple, le gaz naturel peut être stocké et transporté sur de longues distances plus facilement à l'état liquide que sous forme gazeuse, car il occupe un volume plus petit pour une masse donnée et n'a pas besoin d'être stocké à une pression élevée.

20 Les procédés de génération de gaz de synthèse ont en général comme produits finis l'hydrogène, le monoxyde de carbone ou un mélange des deux (appelé « oxogas », voire un mélange $H_2/CO/CO_2$ (production de méthanol) ou un mélange N_2/H_2 (production d'ammoniaque). Chacun de ces procédés co-génère en outre de la vapeur plus ou moins surchauffée.

25 Après une unité de comptage et éventuellement de compression ou décompression, la production de gaz de synthèse inclut généralement les étapes suivantes:

- Une étape de désulfuration à chaud: après une pré-chauffe (350-400°C), tous les dérivés soufrés contenus dans le gaz naturel sont
30 transformés en H_2S par catalyse dans un réacteur d'hydrogénation (CoMox). Puis l' H_2S est retiré par catalyse (sur lit de ZnO par exemple).

- Une étape de pré-reformage éventuelle (étape principalement présente dans les unités de réformage à la vapeur): à haute température (500-550°C environ) avec excès de vapeur. Puis en présence de catalyseur : conversion des

chaines hydrocarbonées contenant au moins deux atomes de carbone en méthane avec co-production de monoxyde de carbone, de dioxyde de carbone (CO₂) et d'hydrogène.

- Etape de reformage qui consiste à faire réagir à haute température (850-950°C) les hydrocarbures avec de la vapeur d'eau pour produire de l'hydrogène, du CO et du CO₂.

En aval des unités de production de gaz de synthèse, les produits généralement valorisés sont le monoxyde de carbone (CO), l'hydrogène (H₂) ou un mélange H₂/CO

Le cas échéant, la dernière étape du procédé de production de gaz de synthèse peut également être une :

- Etape d'oxydation partielle sur lit catalytique (réformeur autothermique) qui consiste à faire réagir l'oxygène avec les hydrocarbures à haute température (800-1200°C) pour produire davantage de CO ;

- Une étape de conversion du CO en H₂ dans un réacteur catalytique dans le cas d'une production poussée d'hydrogène ;

La purification du gaz de synthèse produit peut alors être faite soit par:

- Une mise en œuvre d'un PSA pour purifier le flux riche en hydrogène produit ; ou

- Un lavage aux amines pour extraire le CO₂ du gaz de synthèse dans les cas de production de CO ou d'oxogas ; et

- Une purification dans une boîte froide du flux riche en CO produit ; ou

- Le passage du gaz produit à travers une membrane pour ajuster le ratio H₂/CO requis pour la qualité de l'oxogas à produire.

Par ailleurs, de manière générale, les unités de liquéfaction de gaz naturel permettent de mettre en œuvre un procédé de liquéfaction comprenant généralement les trois étapes suivantes :

- Un « prétraitement » qui élimine du gaz naturel à liquéfier les impuretés susceptibles de geler (H₂O, CO₂, dérivés soufrés, mercure etc...) ;

- Extraction des hydrocarbures lourds et des dérivés aromatiques pouvant geler lors de la liquéfaction. Cette étape peut avoir lieu en amont ou en parallèle de la liquéfaction ;

- Liquéfaction par refroidissement du gaz naturel à une température cryogénique (typiquement -160°C) grâce à un cycle réfrigérant et éventuellement accompagnée également d'un retrait des hydrocarbures lourds / dérivés aromatiques susceptibles de geler.

5 Les inventeurs de la présente invention ont mis au point une solution permettant une valorisation de la vapeur produite et disponible en excès dans les procédés de génération de gaz de synthèse au sein du procédé de liquéfaction du gaz naturel. Cette intégration entre les deux procédés présente de nombreux avantages de synergies.

10 La présente invention a pour objet un procédé de liquéfaction de gaz naturel en combinaison d'un procédé de production de gaz de synthèse, le procédé de liquéfaction comprenant les étapes suivantes :

Etape a) : prétraitement d'un gaz naturel d'alimentation afin d'éliminer les impuretés susceptibles de geler au cours du procédé de liquéfaction;

15 Etape b) : extraction, à partir du courant gazeux issu de l'étape a), d'un courant enrichi en hydrocarbures ayant plus de deux atomes de carbone;

Etape c) : liquéfaction du courant gazeux appauvri en hydrocarbures ayant plus de deux atomes de carbone issu de l'étape b);

20 Etape d) : introduction, après détente, du gaz naturel liquéfié issu de l'étape c), dans un moyen de stockage et/ou de chargement ;

le procédé de production de gaz de synthèse comprenant les étapes suivantes :

Etape a') : désulfurisation à une température supérieure à 350°C d'un courant d'alimentation de gaz naturel ;

25 Etape b') : pré-réformage facultatif, à une température supérieure à 500°C afin de convertir les chaînes hydrocarbures contenant au moins deux atomes de carbone du courant gazeux issu de l'étape a') en méthane ;

30 Etape c') : réformage consistant à faire réagir à une température supérieure à 800°C le courant gazeux issu de l'étape a') ou b') avec de la vapeur d'eau pour produire de l'hydrogène, du dioxyde de carbone et du monoxyde de carbone ;
caractérisé en ce que la vapeur d'eau issue du procédé de production de gaz de synthèse est utilisée comme source de chaleur pour réchauffer les vapeurs de gaz naturel générées au niveau de la détente finale de l'étape d) en sortie du liquéfacteur de gaz naturel et/ou dudit stockage du gaz naturel liquéfié et/ou dudit chargement du gaz naturel liquéfié.

Selon d'autres modes de réalisation, l'invention a aussi pour objet :

Un procédé tel que défini précédemment, caractérisé en ce que l'étape a) consiste en un prétraitement par adsorption au moyen d'un système d'adsorption comprenant entre deux et cinq contenants d'au moins une couche d'adsorbant et
5 au moins un dispositif de chauffage et/ou de refroidissement d'un courant d'adsorption et/ou de régénération circulant dans ledit système d'adsorption.

Un procédé tel que défini précédemment, caractérisé en ce que l'étape a) consiste en un prétraitement par lavage aux amines au moyen d'un dispositif comprenant au moins une colonne d'adsorption et au moins une colonne de
10 régénération.

Un procédé tel que défini précédemment, caractérisé en ce qu'au cours de l'étape a'), tous les dérivés soufrés contenus dans le gaz d'alimentation sont transformés en H₂S par catalyse dans un réacteur.

Un procédé tel que défini précédemment, caractérisé en ce que le produit
15 H₂S est extrait par catalyse.

Un procédé tel que défini précédemment, caractérisé en ce que les impuretés susceptibles de geler au cours du procédé de liquéfaction éliminées au cours de l'étape a) comprennent l'eau, le dioxyde de carbone et les dérivés soufrés contenus dans le gaz d'alimentation mis en œuvre au cours de l'étape a)

Un procédé tel que défini précédemment, caractérisé en ce qu'au cours de
20 l'étape c), le courant de gaz naturel appauvri en hydrocarbures ayant plus de deux atomes de carbone issu de l'étape b) est liquéfié à une température inférieure à -140°C au moyen d'unité de liquéfaction de gaz naturel comprenant au moins un échangeur de chaleur principal et un système de production de frigories.

Un procédé tel que défini précédemment, caractérisé en ce que le courant
25 d'alimentation de gaz naturel mis en œuvre à l'étape a) et le courant d'alimentation de gaz naturel mis en œuvre à l'étape a') proviennent d'un même courant d'alimentation de gaz naturel.

Le courant d'hydrocarbures à liquéfier est généralement un flux de gaz
30 naturel obtenu à partir d'un réseau de gaz domestique distribué via des pipelines.

L'expression "gaz naturel" telle qu'utilisée dans la présente demande se rapporte à toute composition contenant des hydrocarbures dont au moins du méthane. Cela comprend une composition « brute » (préalablement à tout traitement ou lavage), ainsi que toute composition ayant été partiellement,

substantiellement ou entièrement traitée pour la réduction et/ou élimination d'un ou plusieurs composés, y compris, mais sans s'y limiter, le soufre, le dioxyde de carbone, l'eau, le mercure et certains hydrocarbures lourds et aromatiques.

5 L'échangeur de chaleur peut être tout échangeur thermique, toute unité ou autre agencement adapté pour permettre le passage d'un certain nombre de flux, et ainsi permettre un échange de chaleur direct ou indirect entre une ou plusieurs lignes de fluide réfrigérant, et un ou plusieurs flux d'alimentation.

Habituellement, le flux de gaz naturel est composé essentiellement de méthane. De préférence, le courant d'alimentation comprend au moins 80% mol
10 de méthane. En fonction de la source, le gaz naturel contient des quantités d'hydrocarbures plus lourds que le méthane, tels que par exemple l'éthane, le propane, le butane et le pentane ainsi que certains hydrocarbures aromatiques. Le flux de gaz naturel contient également des produits non-hydrocarbures tels que l'azote (teneur variable mais de l'ordre de 5% mol par exemple) ou d'autres
15 impuretés H₂O, CO₂, H₂S et d'autres composés soufrés, le mercure et autres (0,5% à 5% mol environ).

Le flux d'alimentation contenant le gaz naturel est donc prétraité avant d'être l'introduit dans l'échangeur de chaleur. Ce prétraitement comprend la réduction et/ou l'élimination des composants indésirables tels que généralement le CO₂ et le
20 H₂O mais aussi H₂S et d'autres composés soufrés ou le mercure.

Afin d'éviter le gel de ces derniers au cours de la liquéfaction du gaz naturel et/ou le risque d'endommagement des équipements situés en aval (par des phénomènes de corrosion par exemple), il convient de les retirer.

Un moyen permettant de retirer le CO₂ du courant de gaz naturel est par
25 exemple un lavage aux amines situé en amont d'un cycle de liquéfaction.

Le lavage aux amines sépare le CO₂ du gaz d'alimentation par un lavage du courant de gaz naturel par une solution d'amines dans une colonne d'absorption. La solution d'amines enrichie en CO₂ est récupérée en cuve de cette colonne d'absorption et est régénérée à basse pression dans une colonne de régénération
30 de l'amine (ou stripping en anglais).

Une alternative au traitement par lavage aux amines peut être l'adsorption par inversion de pression et/ou de température. Les avantages d'un tel procédé sont décrits ci-après.

Ce procédé de séparation exploite le fait que sous certaines conditions de pression et de température certains constituants du gaz (CO₂, H₂O en particulier) ont des affinités particulières vis-à-vis d'un matériau solide, l'adsorbant (des tamis moléculaires par exemple).

5 L'adsorption est un processus réversible et il est possible de régénérer l'adsorbant en abaissant la pression et/ou élevant la température de l'adsorbant pour libérer les constituants du gaz adsorbés.

Ainsi, en pratique, un système de séparation par adsorption est constitué de plusieurs (entre deux et cinq) « bouteilles » contenant une ou plusieurs couches
10 d'adsorbants ainsi que des appareils dédiés au chauffage/refroidissement du courant d'adsorption et/ou de régénération.

Par rapport à un lavage aux amines classique, le pré-traitement présente un certain nombre d'avantages :

- son coût;
- 15 • sa simplicité d'opération;
- la possibilité d'éviter un certain nombre d'utilités (l'appoint en amine ou en eau déminéralisée).

Ces avantages sont particulièrement importants pour des unités de liquéfaction de gaz naturel de petites tailles (produisant par exemple moins de
20 50 000 tonnes de gaz naturel liquéfié par an).

Son principal inconvénient est de trouver le courant nécessaire à la régénération (15% du débit traité environ). Grâce à l'intégration avec l'unité de production d'hydrogène, il est possible de régénérer les bouteilles par le courant de gaz traité et de le renvoyer à l'unité de production d'hydrogène (système de
25 fuel ou courant d'alimentation).

Cette option n'aurait pas été possible sans intégration car elle aurait signifié une perte importante de gaz naturel.

Un exemple de mise en œuvre est illustré par l'exemple suivant.

Une unité de reformage à la vapeur d'une capacité nominale de production
30 d'hydrogène de 130 000 Nm³/h environ est mise en œuvre.

Cette unité, alimentée par du gaz naturel, exporte de la vapeur à deux niveaux de pression :

A. 55 tonnes par heure de vapeur surchauffée à haute pression (45 bara environ) pour une température de l'ordre de 300°C (issue de l'étape de reformage du gaz de synthèse).

5 B. 35 tonnes par heure de vapeur à moyenne pression (12 bara environ) (issue de l'étape de pré-reformage du gaz de synthèse).

Habituellement la vapeur générée est renvoyée dans un/des réseau(x) dédié(s) pour divers utilisateurs.

10 En plaçant une petite unité de production de gaz naturel liquéfié d'une capacité de 40 000 tonnes de gaz naturel liquéfié produit par année à proximité de l'unité de production d'hydrogène, il est possible de valoriser tout ou partie de la vapeur à haute pression dans cette unité puis de renvoyer la vapeur utilisée dans le réseau moyenne pression

Dans ce cas, il faudrait par exemple :

15 - Environ 6 tonnes par heure de vapeur comme source de chauffe pour le prétraitement du gaz naturel (adsorption par exemple), situé en amont du liquéfacteur ;

- Environ 45 tonnes par heure pour entrainer les compresseurs du cycle de production de frigories via des turbines à vapeur à contre-pression.

20 - Le reliquat de vapeur est utilisé pour vaporiser les hydrocarbures lourds extraits du liquéfacteur de gaz naturel (quantité de vapeur nécessaire inférieure à 1 tonne par heure) ou pour réchauffer les vapeurs de gaz naturel générées au niveau du stockage de gaz naturel liquéfié et/ou de la baie de chargement (quantité de vapeur nécessaire inférieure à 1 tonne par heure) avant leur envoi dans le réseau fuel.

25 Cette intégration permet de limiter le nombre d'équipements nécessaires à l'unité de liquéfaction de gaz naturel (et donc de gagner en compétitivité). Dans les cas où la vapeur exportée est faiblement valorisée, le gain sur l'énergie électrique économisée par le remplacement des moteurs électriques par des turbines à vapeur peut être estimé à plusieurs millions d'euros sur l'énergie
30 électrique ainsi économisée par année.

En outre, le/les niveaux de pression et de température de la vapeur disponible varient d'une unité de production à l'autre.

Il est possible d'ajuster les quantités de vapeur générées par l'unité de production d'hydrogène en modifiant les conditions opératoire ou de condenser la

vapeur exportée pour récupérer de l'énergie pouvant par exemple permettre de produire de l'électricité dans une turbine.

Il est alors possible que les unités de production de gaz de synthèse et de liquéfaction de gaz naturel aient en commun l'ensemble des commodités du site

5 en particulier :

- La connexion au réseau de gaz naturel ;
- La station de comptage et éventuellement détente/compression ;
- Un réseau de torche chaude et éventuellement de liquides froids ;
- L'ensemble des utilités du site (électricité, circuit de refroidissement, air

10 instrumentation, azote...) ;

- Le réseau d'alimentation.

De plus, dans le cas où l'unité de production de gaz de synthèse produit de l'hydrogène, il est parfois demandé de liquéfier tout ou partie de l'hydrogène pour faciliter son transport ou son stockage par exemple. Dans ce cas, il est possible

15 de « pré-refroidir » l'hydrogène produit dans le liquéfacteur de gaz naturel jusqu'à une température de -160°C par exemple, puis d'achever de le liquéfier dans une unité dédiée.

REVENDICATIONS

5 1. Procédé de liquéfaction de gaz naturel en combinaison d'un procédé de production de gaz de synthèse, le procédé de liquéfaction comprenant les étapes suivantes :

Etape a) : prétraitement d'un gaz naturel d'alimentation afin d'éliminer les impuretés susceptibles de geler au cours du procédé de liquéfaction;

10 Etape b) : extraction, à partir du courant gazeux issu de l'étape a), d'un courant enrichi en hydrocarbures ayant plus de deux atomes de carbone ;

Etape c) : liquéfaction du courant gazeux appauvri en hydrocarbures ayant plus de deux atomes de carbone issu de l'étape b) ;

15 Etape d) : introduction, après détente, du gaz naturel liquéfié issu de l'étape c), dans un moyen de stockage et/ou de chargement ;

le procédé de production de gaz de synthèse comprenant les étapes suivantes :

Etape a') : désulfurisation à une température supérieure à 350°C d'un courant d'alimentation de gaz naturel ;

20 Etape b') : pré-réformage facultatif, à une température supérieure à 500°C afin de convertir les chaînes hydrocarbures contenant au moins deux atomes de carbone du courant gazeux issu de l'étape a') en méthane ;

25 Etape c') : réformage consistant à faire réagir à une température supérieure à 800°C le courant gazeux issu de l'étape a') ou b') avec de la vapeur d'eau pour produire de l'hydrogène, du dioxyde de carbone et du monoxyde de carbone ; caractérisé en ce que la vapeur d'eau issue du procédé de production de gaz de synthèse est utilisée comme source de chaleur pour réchauffer les vapeurs de gaz naturel générées au niveau de la détente finale de l'étape d) en sortie du liquéfacteur de gaz naturel et/ou dudit stockage du gaz naturel liquéfié et/ou dudit chargement du gaz naturel liquéfié.

30

2. Procédé selon la revendication précédente caractérisé en ce que l'étape a) consiste en un prétraitement par adsorption au moyen d'un système d'adsorption comprenant entre deux et cinq contenants d'au moins une couche d'adsorbant et au moins un dispositif de chauffage et/ou de refroidissement d'un

courant d'adsorption et/ou de régénération circulant dans ledit système d'adsorption.

3. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que l'étape a)
5 consiste en un prétraitement par lavage aux amines au moyen d'un dispositif comprenant au moins une colonne d'adsorption et au moins une colonne de régénération.

4. Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en
10 ce qu'au cours de l'étape a'), tous les dérivés soufrés contenus dans le gaz d'alimentation sont transformés en H₂S par catalyse dans un réacteur.

5. Procédé selon la revendication 4, caractérisé en ce que le produit H₂S
est extrait par catalyse.
15

6. Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce
que les impuretés susceptibles de geler au cours du procédé de liquéfaction
éliminées au cours de l'étape a) comprennent l'eau, le dioxyde de carbone et les
dérivés soufrés contenus dans le gaz d'alimentation mis en œuvre au cours de
20 l'étape a).

7. Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce
qu'au cours de l'étape c), le courant de gaz naturel appauvri en hydrocarbures
ayant plus de deux atomes de carbone issu de l'étape b) est liquéfié à une
25 température inférieure à -140°C au moyen d'unité de liquéfaction de gaz naturel
comprenant au moins un échangeur de chaleur principal et un système de
production de frigories.

8. Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce
30 que le courant d'alimentation de gaz naturel mis en œuvre à l'étape a) et le
courant d'alimentation de gaz naturel mis en œuvre à l'étape a') proviennent d'un
même courant d'alimentation de gaz naturel.

9. Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que l'unité de production de gaz de synthèse est une unité de production d'hydrogène par reformage à la vapeur pour une capacité de production d'hydrogène d'au moins 20,000 Nm³/h.

5

10



**RAPPORT DE RECHERCHE
PRÉLIMINAIRE**

N° d'enregistrement
national

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

FA 831510
FR 1660988

DOCUMENTS CONSIDÉRÉS COMME PERTINENTS		Revendication(s) concernée(s)	Classement attribué à l'invention par l'INPI
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes		
Y	WO 01/10979 A1 (ATLANTIC RICHFIELD CO [US]) 15 février 2001 (2001-02-15)	1,4-9	C01B3/34 F25J1/02 F25J5/00
A	* page 4, ligne 20 - page 11, ligne 19 * * figure 3 *	2,3	
Y	----- SAWCHUK J ET AL: "ENHANCED PROCESS INTEGRATION BETWEEN LNG AND GTP PLANTS", INTERNATIONAL CONFERENCE ON LNG, , vol. 14TH 1 mars 2006 (2006-03-01), pages P0-41/1, XP009108045, Extrait de l'Internet: URL:http://www.kgu.or.kr/admin/data/P-000/ 8-P0-41-Sawchuk.pdf	1,4-9	
A	* section "LNG PROCESS OVERVIEW"; figure 2 * * section "GTP PROCESS OVERVIEW"; figure 5 * * section "PROGRESS INTEGRATION BENEFITS" *	2,3	DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHÉS (IPC)
A	----- GEIJSEL J I ET AL: "SYNERGIES BETWEEN LNG AND GAS TO LIQUIDS CONVERSION//SYNERGIES ENTRE LE GNL ET LA CONVERSION DU GAZ EN LIQUIDES", INTERNATIONAL CONFERENCE AND EXHIBITION ON LIQUEFIED NATURAL GAS, XX, XX, 1 janvier 2001 (2001-01-01), pages PS2-5.01, XP001146430, * section "Heat integration" * ----- -/--	1-9	C01B F25J
Date d'achèvement de la recherche		Examineur	
22 février 2017		Harf-Bapin, E	
CATÉGORIE DES DOCUMENTS CITÉS		T : théorie ou principe à la base de l'invention	
X : particulièrement pertinent à lui seul		E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure	
Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un		à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date	
autre document de la même catégorie		de dépôt ou qu'à une date postérieure.	
A : arrière-plan technologique		D : cité dans la demande	
O : divulgation non-écrite		L : cité pour d'autres raisons	
P : document intercalaire		
		& : membre de la même famille, document correspondant	



**RAPPORT DE RECHERCHE
PRÉLIMINAIRE**

N° d'enregistrement national

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

FA 831510
FR 1660988

DOCUMENTS CONSIDÉRÉS COMME PERTINENTS		Revendication(s) concernée(s)	Classement attribué à l'invention par l'INPI
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes		
A	Peter Häussinger ET AL: "Hydrogen, 2. Production" In: "Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry", 15 octobre 2011 (2011-10-15), Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Germany, XP055097269, ISBN: 978-3-52-730673-2 page 1,43,44,306, DOI: 10.1002/14356007.o13_o03, * page 260, section I.3.2 "Tubular Reformer" * * page 267, section "Feed Preheating and Desulfurization" * * page 269, section 1.3.5 "Autothermal Reactors" * -----	1-9	DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHÉS (IPC)
A	WO 98/36038 A1 (NORSKE STATS OLJESELSKAP [NO]; HALMOE TERJE M [NO]; MARTINSEN ALF S [N]) 20 août 1998 (1998-08-20) * le document en entier * -----	1-9	
A	WO 2008/079802 A1 (CHEVRON USA INC [US]; O'REAR DENNIS J [US]; HAWKER LISA PAIGE [US]) 3 juillet 2008 (2008-07-03) * le document en entier * -----	1-9	
Date d'achèvement de la recherche		Examineur	
22 février 2017		Harf-Bapin, E	
<p>CATÉGORIE DES DOCUMENTS CITÉS</p> <p>X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire</p> <p>T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet bénéficiant d'une date antérieure à la date de dépôt et qui n'a été publié qu'à cette date de dépôt ou qu'à une date postérieure. D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons & : membre de la même famille, document correspondant</p>			

EPO FORM 1503 12.99 (P04C14) 2

**ANNEXE AU RAPPORT DE RECHERCHE PRÉLIMINAIRE
RELATIF A LA DEMANDE DE BREVET FRANÇAIS NO. FR 1660988 FA 831510**

La présente annexe indique les membres de la famille de brevets relatifs aux documents brevets cités dans le rapport de recherche préliminaire visé ci-dessus.

Les dits membres sont contenus au fichier informatique de l'Office européen des brevets à la date du **22-02-2017**

Les renseignements fournis sont donnés à titre indicatif et n'engagent pas la responsabilité de l'Office européen des brevets, ni de l'Administration française

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)	Date de publication
WO 0110979	A1	15-02-2001	AU 774815 B2	08-07-2004
			EG 22777 A	31-08-2003
			EP 1204717 A1	15-05-2002
			MY 118933 A	28-02-2005
			US 6248794 B1	19-06-2001
			WO 0110979 A1	15-02-2001

WO 9836038	A1	20-08-1998	AU 5886598 A	08-09-1998
			NO 970322 A	27-07-1998
			WO 9836038 A1	20-08-1998

WO 2008079802	A1	03-07-2008	AU 2007337078 A1	03-07-2008
			CN 101563147 A	21-10-2009
			GB 2457858 A	02-09-2009
			JP 2010514853 A	06-05-2010
			US 2008172942 A1	24-07-2008
			WO 2008079802 A1	03-07-2008
			ZA 200904450 B	25-08-2010
