



(11) **EP 2 291 489 B1**

(12) **FASCICULE DE BREVET EUROPEEN**

(45) Date de publication et mention
de la délivrance du brevet:
18.01.2012 Bulletin 2012/03

(51) Int Cl.:
C10G 11/18 ^(2006.01) **C10G 11/05** ^(2006.01)
C10G 51/02 ^(2006.01)

(21) Numéro de dépôt: **09766003.9**

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR2009/000639

(22) Date de dépôt: **03.06.2009**

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2009/153441 (23.12.2009 Gazette 2009/52)

(54) **DISPOSITIF DE CONTROLE DES CONDITIONS OPERATOIRES DANS UNE UNITE DE
CRAQUAGE CATALYTIQUE A DEUX RISERS**

VORRICHTUNG ZUR STEUERUNG DER BETRIEBSZUSTÄNDE IN EINER KATALYTISCHEN
CRACKING-EINHEIT MIT DOPPELTER STEIGUNG

DEVICE FOR CONTROLLING OPERATIONAL CONDITIONS IN A DUAL-RISER CATALYTIC
CRACKING UNIT

(84) Etats contractants désignés:
**AT BE BG CH CY CZ DE DK EE ES FI FR GB GR
HR HU IE IS IT LI LT LU LV MC MK MT NL NO PL
PT RO SE SI SK TR**

(30) Priorité: **17.06.2008 FR 0803384**

(43) Date de publication de la demande:
09.03.2011 Bulletin 2011/10

(73) Titulaire: **IFP Energies nouvelles
92852 Rueil-Malmaison Cedex (FR)**

(72) Inventeurs:
• **FEUGNET Frédéric
F-69001 Lyon (FR)**
• **GAUTHIER Thierry
F-69530 Brignais (FR)**

(56) Documents cités:
EP-A- 0 892 031 WO-A-01/44409
US-A- 4 064 039 US-A- 4 584 090
US-A- 4 591 425 US-A- 4 875 994
US-A- 5 009 769

EP 2 291 489 B1

Il est rappelé que: Dans un délai de neuf mois à compter de la publication de la mention de la délivrance du brevet européen au Bulletin européen des brevets, toute personne peut faire opposition à ce brevet auprès de l'Office européen des brevets, conformément au règlement d'exécution. L'opposition n'est réputée formée qu'après le paiement de la taxe d'opposition. (Art. 99(1) Convention sur le brevet européen).

Description

DOMAINE DE L'INVENTION

- 5 **[0001]** La présente invention se situe dans le domaine du craquage catalytique de coupes pétrolières, plus particulièrement de coupes dites "lourdes".
- [0002]** La charge principale du FCC (abréviation de craquage catalytique en lit fluidisé) de coupes lourdes est généralement un hydrocarbure ou un mélange d'hydrocarbures contenant essentiellement (c'est à dire au moins 80%) des molécules dont le point d'ébullition est supérieur à 340°C. Cette charge contient des quantités de métaux (Ni+V) limitées
- 10 généralement inférieures à 50 ppm, préférentiellement inférieures à 20 ppm, et une teneur en hydrogène en général supérieure à 11 % poids, typiquement comprise entre 11,5% et 14,5% et préférentiellement comprise entre 11,8% et 13%. Il est également préférable de limiter la teneur en azote au dessous de 0,5% poids.
- [0003]** La quantité de carbone conradson (noté CCR en abrégé) de la charge (défini par la norme ASTM D 482) impacte fortement le dimensionnement de l'unité pour satisfaire le bilan thermique. En fonction de la teneur en carbone
- 15 conradson de la charge, le rendement en coke nécessite un dimensionnement spécifique de l'unité pour satisfaire le bilan thermique.
- [0004]** Ces coupes lourdes peuvent notamment provenir de la distillation atmosphérique, de la distillation sous vide, d'unité d'hydrocraquage ou de desasphaltage
- [0005]** L'unité de craquage catalytique d'une raffinerie a pour objectif la production de bases pour essence, c'est à dire de coupes ayant un intervalle de distillation compris entre 35°C et 250°C. De plus en plus cet objectif premier s'accompagne d'un nouvel objectif qui est la co production d'oléfines légères, essentiellement de l'éthylène et du propylène.
- 20 **[0006]** La production d'essence est assurée par le craquage de la charge lourde dans le réacteur principal (appelé riser principal dans la suite du texte en raison de l'écoulement ascendant du catalyseur et de la forme longiligne de ce réacteur, conformément à la terminologie de l'homme du métier)
- 25 **[0007]** La coproduction du propylène est, quant à elle, généralement obtenue par le recyclage dans un réacteur additionnel, dit riser additionnel, d'une partie de la coupe essence produite par l'unité de craquage catalytique ou à partir d'une charge équivalente telle que des oligomères de C5, C6, C7 et C8.
- [0008]** Dans la suite du texte, on parlera de riser principal noté (1) pour désigner le riser orienté vers la production d'essence, et de riser secondaire noté (2) pour désigner le riser dédié à la production de propylène.
- 30 **[0009]** La coproduction de propylène nécessite une modification importante des conditions opératoires du riser secondaire par rapport aux conditions opératoires du riser principal.
- [0010]** Les conditions optimales de production de propylène dans le riser secondaire sont obtenues pour des températures de sortie riser comprises entre 550°C et 650°C, et préférentiellement comprises entre 580°C et 610°C, des
- 35 temps de contact compris entre 20 et 500 ms, préférentiellement entre 50 ms et 200 ms (ms = milliseconde) et des flux de solide comprises entre 150 et 600 kg/s/m², le temps de contact étant défini comme le rapport du volume de catalyseur présent dans le réacteur par rapport au débit volumétrique de fluide traversant le réacteur aux conditions de mise en oeuvre réactionnelle.
- [0011]** L'ensemble de ces conditions conduit à opérer le riser secondaire à des ratios catalyseur sur charge (noté C/O) compris entre 10 et 35, et préférentiellement compris entre 14 et 25. Typiquement, un riser traditionnel fonctionnant
- 40 en conditions de production d'essence fonctionne avec un rapport catalyseur sur charge compris entre 4 et 15, et préférentiellement compris entre 5 et 10, et avec des températures de sortie riser (notée TS) comprises entre 510 et 580°C, et préférentiellement comprises entre 520°C et 570°C.
- [0012]** Pour rassembler l'augmentation du rapport C/O et l'augmentation de la température de sortie TS, on parle de conditions opératoires plus sévères.
- 45 **[0013]** Le riser secondaire fonctionne donc avec des conditions opératoires nettement plus sévères que le riser principal.
- [0014]** Les deux risers sont alimentés en catalyseur régénéré, dont la température résulte de la combustion du coke. Pour une température de craquage souhaitée, la quantité de catalyseur circulant dans l'unité dépend donc de la température de régénération. Un changement dans l'opération du premier riser peut donc modifier la température de régénération et affecter directement le fonctionnement du deuxième riser.
- 50 **[0015]** La présente invention permet de mettre en oeuvre un contrôle indépendant et optimisé des conditions de fonctionnement de chaque riser par un contrôle indépendant des températures d'entrée du catalyseur dans les deux risers.
- 55 **[0016]** Dans la suite du texte, on désignera par "cat cooler" l'échangeur de chaleur externe à la zone de régénération permettant de refroidir le catalyseur prélevé en un point de ladite zone et réintroduit après refroidissement en un autre point de la zone de régénération.
- [0017]** Le ou les "cat cooler" mis en oeuvre dans la présente invention se différencient d'un "cat cooler" selon l'art

antérieur en ce qu'il(s) possède(nt) au moins une sortie spécifique qui ramène le catalyseur refroidi directement vers un des risers.

EXAMEN DE L'ART ANTERIEUR

[0018] L'art antérieur concernant les unités de craquage catalytique à deux risers, l'un conventionnel pour l'obtention d'essence, l'autre travaillant en conditions plus sévères pour l'obtention d'oléfines légères, est notamment décrit dans le brevet FR07/04.672

[0019] Cette demande ne décrit pas les moyens permettant de réaliser le contrôle indépendant et optimisé de la température de chacun des risers.

[0020] La demande internationale WO-A-0144409 décrit également un procédé de craquage catalytique en lit entraîné ou fluidisé associant le craquage d'une charge hydrocarbure dans des conditions classiques de craquage dans un riser avec le craquage d'un recycle de produits du riser dans un dropper travaillant dans des conditions de craquage sévères afin de maximiser la production d'essence tout en maximisant la production d'oléfines et en particulier de propylène en recyclant au dropper l'essence produite au riser.

[0021] La demande US-A-4584090 décrit une unité de craquage catalytique pour la production de carburants liquides comprenant une zone de régénération en deux étapes consécutives ainsi qu'une zone réactionnelle à deux risers servant au craquage parallèle d'une fraction lourde d'un résidu de pétrole brut et d'une fraction légère du résidu de pétrole brut dans lequel la production d'essence est maximisée par recyclage des fractions LCO et HCO provenant de la séparation des produits de craquage.

[0022] C'est l'objet de la présente invention de décrire les moyens permettant de réaliser effectivement le réglage de température du catalyseur à l'entrée de chacun des riser de façon à optimiser simultanément la production d'essence au riser principal et la co production de propylène au riser secondaire.

DESCRIPTION SOMMAIRE DES FIGURES

[0023] La figure 1 représente un schéma de l'unité de craquage catalytique selon l'invention avec deux risers et deux cat cooler, chacun des risers étant alimenté par du catalyseur issu directement du cat cooler dédié au riser correspondant.

DESCRIPTION SOMMAIRE DE L'INVENTION

[0024] L'invention consiste donc en un procédé de production d'essence et de coproduction de propylène faisant appel à une nouvelle configuration de l'unité de craquage catalytique permettant de contrôler de manière indépendante les conditions de température et le temps de contact du riser principal alimenté par une charge conventionnelle dédiée à la production d'essence et travaillant en conditions de sévérité modérées d'une part, et du riser secondaire alimenté par une coupe essence ou équivalente, dédié à la production de propylène et travaillant en conditions de sévérité élevée d'autre part.

[0025] La figure 1 montre un schéma de mise en oeuvre préféré de l'invention

[0026] Le riser principal (1) est alimenté par du catalyseur provenant de la zone de régénération qui a été refroidi dans un "cat cooler" (7), dit "cat cooler" principal, et directement envoyé en sortie dudit "cat cooler" à la base du riser principal (1) via la ligne de transfert (10).

[0027] Le circuit de catalyseur passant par la zone de régénération, le cat cooler (7), la ligne de transfert (10) et le riser principal (1) est dit circuit principal.

[0028] Le riser secondaire (2) est alimenté par du catalyseur provenant de la zone de régénération qui a été refroidi dans un "cat cooler" (6) distinct du "cat cooler" principal (7), dit "cat cooler" secondaire (6), et directement envoyé en sortie dudit "cat cooler" secondaire à la base du riser secondaire (2) via la ligne de transfert (12).

[0029] Le circuit de catalyseur passant par la zone de régénération, le "cat cooler" (6), la ligne de transfert (12), et le riser secondaire (2) est dit circuit secondaire.

[0030] L'existence de deux "cat cooler" distincts, comprenant donc des surfaces d'échanges différentes, alimentés à partir du même catalyseur prélevé dans la zone de régénération, permet de délivrer une fraction de catalyseur refroidi aux conditions optimales permettant d'alimenter le riser principal (1), et une fraction de catalyseur refroidi aux conditions optimales permettant d'alimenter le riser secondaire (2). Le fait de disposer d'un "cat cooler" sur chacun des circuits de catalyseur permet de contrôler de manière indépendante la température du catalyseur envoyé dans chaque riser, et ainsi d'optimiser indépendamment le fonctionnement de chacun des risers.

[0031] Le riser principal (1) est optimisé pour travailler à des conditions de sévérité moyennes, et le riser secondaire (2) à des conditions de sévérité élevées.

[0032] De plus, le fait d'envoyer directement le catalyseur en sortie de chaque "cat cooler" (principal ou secondaire) vers le riser correspondant (respectivement principal ou secondaire) s'accompagne d'une économie d'énergie non

négligeable qui a été chiffrée à environ 10% de la chaleur totale échangée par chacun des "cat cooler" par rapport à un "cat cooler" unique assurant un refroidissement interne à la zone de régénération, c'est à dire avec une sortie du catalyseur refroidi à l'intérieur de la zone de régénération. Ce gain s'explique par le fait que dans la configuration de la présente invention, l'air de combustion n'est pas refroidi contrairement à un agencement traditionnel.

[0033] La présente invention est compatible avec tout type de configuration de la zone de régénération, que cette zone soit à un seul étage ou à deux étages travaillant en série.

[0034] Elle peut donc s'appliquer à des remodelages d'unités existantes sans avoir à modifier la zone de régénération dans laquelle l'air brûle le coke formé pendant la réaction. De façon plus précise, la présente invention peut donc se définir comme une unité de craquage catalytique en lit fluidisé comprenant deux circuits indépendants de catalyseur dont la température est contrôlée de manière dissociée :

- un premier circuit dit "principal", comportant un riser principal travaillant en conditions de sévérité modérée, et comprenant un système de refroidissement du catalyseur ("cat cooler" principal) placé entre la zone de régénération et la zone réactionnelle,
- un second circuit dit "secondaire" comportant un riser secondaire travaillant en conditions de sévérité élevée, et comprenant un système de refroidissement du catalyseur ("cat cooler" secondaire) placé entre la zone de régénération et la zone réactionnelle.

[0035] Le riser secondaire travaille avec un temps de contact compris entre 50 et 500 ms, et avec un flux de catalyseur compris entre 150 kg/m².s et 600 kg/m².s (ms est l'abréviation de milliseconde soit 10⁻³ s).

DESCRIPTION DETAILLEE DE L'INVENTION

[0036] La description qui suit sera mieux comprise au moyen de la figure 1 ci jointe qui correspond au cas de base de la présente invention.

[0037] L'unité de craquage catalytique selon l'invention présente un premier riser dit riser principal (1) traitant une charge conventionnelle de type distillat sous vide ou résidu hydro traité ou non et un second riser dit riser secondaire (2) traitant une charge légère en vue de la production d'oléfines. Cette charge légère est constituée d'une partie de l'essence produite par l'unité de craquage elle même, qui est alors recyclée à la base du riser secondaire (2) et de toute coupe dont l'intervalle de distillation est compris entre 35°C et 250°C, comme par exemple les oligomères de C5, C6, C7 et C8.

[0038] Le riser principal (1) travaille dans des conditions de craquage conventionnelles qu'on peut résumer comme suit:

- Rapport C/O entre 7 et 12.
- Température de sortie du riser comprise entre 520°C et 570°C.

[0039] Le riser secondaire (2) travaille dans des conditions plus sévères qu'on peut résumer comme suit:

- Temps de contact compris entre 50 et 500 ms.
- Rapport C/O compris entre 14 et 25.
- Température de sortie riser comprise entre 580°C et 610°C.
- Flux de catalyseur compris entre 150 et 600 kg/m².s

[0040] L'obtention des conditions de sévérité propre à chaque riser se fait au moyen d'un système de refroidissement spécifique à chaque riser, appelé "cat cooler" principal (7) pour le riser principal (1) et "cat cooler" secondaire (6) pour le riser secondaire (2).

[0041] On entend par "cat cooler" un échangeur externe à la zone de régénération, travaillant en lit fluidisé et permettant de refroidir le catalyseur prélevé en zone de régénération avant de le réintroduire en zone de réaction, via une ligne ramenant le catalyseur refroidi en sortie du "cat cooler" à la base du riser. Cette ligne de transfert est notée (10) pour l'alimentation du riser principal (1) et notée (12) pour l'alimentation du riser secondaire (2).

[0042] Lorsque la zone de régénération comporte deux étages (notés (4) pour le premier étage et (3) pour le second étage sur la figure 1), le catalyseur est en général prélevé au niveau du second étage à une température comprise entre 715 et 800°C, et préférentiellement voisine de 750°C. Lorsque la zone de régénération ne comporte qu'un seul étage, le catalyseur est prélevé audit étage à une température comprise entre 650°C et 780°C, et préférentiellement voisine de 750°C.

[0043] La séparation gaz solide dans la zone réactionnelle peut être réalisée par tout système connu de l'homme du métier tel que ceux décrits dans la demande de brevet FR06/10.982 .

[0044] Le catalyseur récupéré après le système de séparation gaz solide est envoyé dans une zone de stripping (8),

puis dans la zone de régénération via une conduite dite "stand pipe" (5) dans laquelle le catalyseur circule avec une densité comprise entre 450 et 600 kg/m³.

[0045] Le système catalytique mis en oeuvre pour cette invention contient au moins une zéolithe de base habituellement dispersée dans une matrice appropriée telle que par exemple l'alumine, la silice, la silice alumine, à laquelle on peut

ajouter au moins une zéolithe à sélectivité de forme.

[0046] La zéolithe de base la plus couramment utilisée est la zéolithe Y, mais on peut avantageusement utiliser une autre zéolithe, seule ou en mélange avec la zéolithe Y.

[0047] Le catalyseur peut notamment comprendre, dans le procédé selon l'invention, au moins une zéolithe présentant une sélectivité de forme, ladite zéolithe comprenant du silicium et au moins un élément choisi dans le groupe constitué

par l'aluminium, le fer, le gallium, le phosphore, le bore et de préférence l'aluminium.

[0048] La zéolithe ayant une sélectivité de forme peut être de l'un des type structuraux suivants : MEL (par exemple la ZSM-11), MFI (par exemple la ZSM5), NES, EUO, FER, CHA.

[0049] La proportion de zéolithe présentant une sélectivité de forme par rapport à la quantité totale de zéolithe peut varier en fonction des charges utilisées et du spectre des produits recherchés. Dans la présente invention, on utilise de 2% à 60%, préférentiellement de 3% à 40%, et de manière encore préférée de 3% à 30% poids de zéolithe(s) présentant une sélectivité de forme.

EXEMPLE

[0050] Pour illustrer la présente invention on a fait appel à 3 exemples, notés 1, 2 et 3.

[0051] Les exemples 1 et 2 sont selon l'art antérieur, l'exemple 3 est selon l'invention.

[0052] La charge du riser principal est un résidu atmosphérique hydrotraité ayant les propriétés suivantes:

Teneur en H₂ = 12% poids

Carbon Conradson (CCR) = 5,7 %

Teneur en Ni+V = 21 ppm

Densité = 0,935

[0053] Le catalyseur est une zéolithe Y additivée de 10% poids de ZSM5.

[0054] La coupe légère recyclée au riser secondaire est une coupe C6+-220°C provenant du riser principal de conversion de la charge lourde, recyclée à hauteur de 50% de l'ensemble de l'essence produite dans l'unité de craquage à deux risers.

Exemple 1:

[0055] Cet exemple illustre le cas d'une unité de craquage catalytique avec 2 risers et 1 "cat cooler", et une zone de régénération à 2 étages, le riser 1 étant optimisé pour la production d'essence, et le riser 2 non optimisé et alimenté par une partie de l'essence catalytique issue du riser principal.

| | |
|--|--------|
| Débit de charge fraîche riser principal | 294t/h |
| Débit de charge légère recyclée au riser secondaire | 57t/h |
| Température charge fraîche riser principal | 200°C |
| Température charge légère recyclée au riser secondaire | 70°C |
| Température de sortie du riser principal | 560°C |
| Température de sortie du riser secondaire | 580°C |
| Température Régénérateur étage 1 | 671 °C |
| Température Régénérateur étage 2 | 718°C |
| Température catalyseur entrée riser principal | 718°C |
| Température catalyseur entrée riser secondaire | 718°C |
| Rapport C/O riser principal | 8 |
| Rapport C/O riser secondaire | 13 |

Chaleur échangée au "cat cooler" 42000 Mcal/h

EP 2 291 489 B1

[0056] La structure de rendements obtenus est donnée dans le tableau 1 ci dessous :

Tableau 1

| | |
|---|-------|
| gaz secs (avec H ₂ S) | 6,48 |
| C ₂ = | 1,97 |
| C ₃ = | 10,14 |
| LPG (C ₃ t+C ₄ t) | 28,90 |
| C ₅ -220 | 32,82 |
| 220-360 | 12,49 |
| 360+ | 9,09 |
| Coke | 10,22 |

Exemple 2:

[0057] Cet exemple illustre le cas d'une unité de craquage catalytique avec 2 risers et 1 "cat cooler", et une zone de régénération à 2 étages, le riser 1 n'étant pas optimisé, et le riser 2 optimisé pour la production d'oléfines.

| | |
|--|--------------|
| Débit de charge fraîche riser principal | 294t/h |
| Débit de charge légère recyclée au riser secondaire | 57t/h |
| Température charge fraîche riser principal | 200°C |
| Température charge légère recyclée au riser secondaire | 70°C |
| Température de sortie du riser principal | 560°C |
| Température de sortie du riser secondaire | 580°C |
| Température Régénérateur étage 1 | 620°C |
| Température Régénérateur étage 2 | 651°C |
| Température catalyseur entrée riser principal | 651°C |
| Température catalyseur entrée riser secondaire | 651°C |
| Rapport C/O riser principal | 14 |
| Rapport C/O riser secondaire | 25 |
| Chaleur échangée au "cat cooler" | 50500 Mcal/h |

[0058] Cet exemple met en évidence que, dans le cas conventionnel, les conditions optimales pour chaque riser ne peuvent pas être atteintes simultanément. La réalisation des conditions optimales de C/O pour le riser secondaire nécessite un refroidissement plus important entre le reg2 et le reg1 via le "cat cooler". Ce surcroît de refroidissement conduit à une baisse trop importante de la température du reg1 (620°C) et du reg2 (651°C), ce qui ne permet pas d'assurer les conditions optimales de la régénération puisque hors du domaine préférentiel. De plus, l'optimisation du second riser déstabilise le riser principal qui voit son C/O passer de 8 à 14.

[0059] La structure des rendements est donnée dans le tableau 2 ci dessous:

Tableau 2

| | |
|---|-------|
| Gaz secs (avec H ₂ S) | 8,19 |
| C ₂ = | 2,60 |
| C ₃ = | 11,92 |
| LPG (C ₃ t+C ₄ t) | 32,22 |
| C ₅ -220 | 28,40 |
| 220-360 | 11,57 |
| 360+ | 9,04 |

EP 2 291 489 B1

(suite)

| | |
|------|-------|
| Coke | 10,58 |
|------|-------|

- 5 **[0060]** Si les rendements en propylène, éthylène et LPG progressent nettement par la sévénisation des conditions du riser secondaire, le fort C/O du riser principal subit conduit à un rendement en gaz secs excessif de plus de 8% d'où une perte de la sélectivité propylène sur gaz sec (1,45 contre 1,56).
- [0061]** La diminution de ce ratio traduit le fait que le gain en propylène ne compense pas augmentation associée des gaz secs. Les gaz secs ne sont pas des produits valorisables et leur production est à minimiser.
- 10 **[0062]** Enfin, la perte des conditions optimales dans le riser principal se traduit par une forte baisse du rendement en essence de 13,5% (28,4% contre 32,82%)

Exemple 3:

- 15 **[0063]** Cet exemple selon l'invention illustre le cas d'une unité de craquage catalytique avec 2 risers, chacun ayant un "cat cooler" dédié qui lui permet de fonctionner en conditions optimisées. La zone de régénération à 2 étages est la même que dans les exemples 1 et 2.

| | | |
|----|--|--------------|
| | Débit de charge fraîche riser principal | 294t/h |
| 20 | Débit de charge légère recyclée au riser secondaire | 57t/h |
| | Température charge fraîche riser principal | 200°C |
| | Température charge légère recyclée au riser secondaire | 70°C |
| | Température de sortie du riser principal | 560°C |
| 25 | Température de sortie du riser secondaire | 580°C |
| | Température Régénérateur étage 1 | 681°C |
| | Température Régénérateur étage 2 | 732°C |
| | Température catalyseur entrée riser principal | 718°C |
| | Température catalyseur entrée riser secondaire | 652°C |
| 30 | Rapport C/O riser principal | 8 |
| | Rapport C/O riser secondaire | 25 |
| | Chaleur échangée au "cat cooler" principal | 9500 Mcal/h |
| 35 | Chaleur échangée au "cat cooler" secondaire | 32500 Mcal/h |

- [0064]** Ce cas illustre l'invention qui permet de régler indépendamment le C/O de chaque riser.
- [0065]** Un C/O de 25 est atteint pour le riser principal, et un C/O de 8 est maintenu dans le riser principal.
- [0066]** Les températures du reg1 de 681°C et du reg2 de 732°C se retrouvent dans les plages de fonctionnement désirées et permettent d'assurer un régénération optimale du catalyseur.
- 40 **[0067]** Le tableau 3 ci dessous compare les rendements ainsi obtenus avec ceux de l'exemple 1:

Tableau 3

| | | | |
|----|----------------------|----------|----------|
| | Cas | Exemple1 | Exemple3 |
| 45 | gaz secs (avec. H2S) | 6,48 | 6,97 |
| | C2= | 1,97 | 2,16 |
| | C3= | 10,14 | 11,19 |
| 50 | LPG (C3t+C4t) | 28,90 | 30,77 |
| | C5-220 | 32,82 | 30,12 |
| | 220-360 | 12,49 | 12,40 |
| | 360+ | 9,09 | 9,35 |
| 55 | Coke | 10,22 | 10,38 |

[0068] On constate donc une augmentation de 1,05 points de propylène (soit une augmentation de plus de 10%) et de 1,9 points en LPG (soit une augmentation de plus de 6%), ce qui compte tenu des tonnages mis en oeuvre est tout à fait significatif.

[0069] En effet, sur la base d'un débit de charge traité de 294 t/h, ce gain se traduit par une production de propylène supplémentaire par rapport au cas de base (exemple 1) de 3,09t/h

[0070] La sélectivité C3= / gaz secs est conservée voire améliorée avec un ratio de 1,60 contre 1,56 pour le cas conventionnel. L'augmentation des gaz secs dans le cas 3 est donc compensé par le gain en propylène associé.

[0071] Le rendement en essence, bien que plus faible du fait de sa conversion en LPG, reste dans le domaine recherché.

Revendications

1. Procédé de production d'essence et de coproduction de propylène consistant en une unité de craquage catalytique comprenant une zone de régénération du catalyseur en un ou deux étages et une zone réactionnelle à deux risers, l'un dit principal alimenté par une charge ayant une teneur en hydrogène comprise entre 11,5% et 14, 5%, l'autre dit secondaire, fonctionnant en parallèle du riser principal à des conditions de sévérité différentes, ledit riser secondaire étant alimenté par une charge légère ayant un intervalle de distillation compris entre 35°C et 250°C, dont une partie au moins est constituée par l'essence produite par ladite unité de craquage catalytique, le rapport C/O du riser principal étant compris entre 7 et 12, le rapport C/O du riser secondaire étant compris entre 14 et 25, la température de sortie du riser principal étant comprise entre 520°C et 570°C, la température de sortie du riser secondaire étant comprise entre 580°C et 610°C, le temps de contact dans le riser secondaire étant compris entre 50 et 500 ms, avec un flux de solide compris entre 150 et 600 kg/s. m², et le catalyseur circulant entre la zone de régénération et la zone réactionnelle selon deux circuits parallèles, un circuit dit principal comportant le riser principal et un premier système de refroidissement externe du catalyseur, (dit "cat cooler" principal), et un circuit dit secondaire comportant le riser secondaire et un second système de refroidissement externe du catalyseur, (dit "cat cooler" secondaire), le premier système de refroidissement étant alimenté par du catalyseur prélevé dans la zone de régénération et délivrant le catalyseur refroidi qui alimente directement le riser principal, et le second système de refroidissement étant alimenté par du catalyseur prélevé dans la zone de régénération et délivrant le catalyseur refroidi qui alimente directement le riser secondaire.
2. Procédé de production d'essence et de coproduction de propylène faisant appel à l'unité de craquage catalytique selon la revendication 1, dans lequel la charge légère alimentant le riser secondaire est constituée d'oligomères de C5, C6, C7 et C8.
3. Procédé de production d'essence et de coproduction de propylène faisant appel à l'unité selon la revendication 1, dans lequel le catalyseur utilisé pour le craquage catalytique comprend une zéolithe présentant une sélectivité de forme choisie dans le groupe suivant : MEL, NES, EUO, FER, CHA.
4. Procédé de production d'essence et de coproduction de propylène faisant appel à l'unité de craquage catalytique selon la revendication 1, dans lequel la proportion de zéolithe présentant une sélectivité de forme par rapport à la quantité totale de zéolithe varie de 2% à 60%, préférentiellement de 3 % à 40%, et de manière encore préférée de 3% à 30% poids.

Claims

1. A process for producing gasoline and for the co-production of propylene using a catalytic cracking unit comprising a one- or two-stage catalyst regeneration zone and a reaction zone having two risers, one termed the principal riser, supplied by a feed having an hydrogen content in the range 11.5% to 14.5%, the other termed the secondary riser, operating in parallel under different severity conditions, the so called secondary riser being supplied by a light feed having a distillation boiling range between 35°C and 250°C, at least a portion of that light feed being constituted by the gasoline produced in the catalytic cracking unit, the C/O ratio of the principal riser being in the range 7 to 12, the C/O ratio of the secondary riser being in the range 14 to 25, the principal riser outlet temperature being in the range 520°C to 570°C, the secondary riser outlet temperature being in the range 580°C to 610°C, the contact time in the secondary riser being in the range 50 to 500 ms, with a solid flow rate ranging between 150 and 600 kg/s.m², and the catalyst circulating between the regeneration zone and the reaction zone in two parallel circuits, a circuit termed the principal circuit comprising the principal riser and a first external catalyst cooling system (termed the

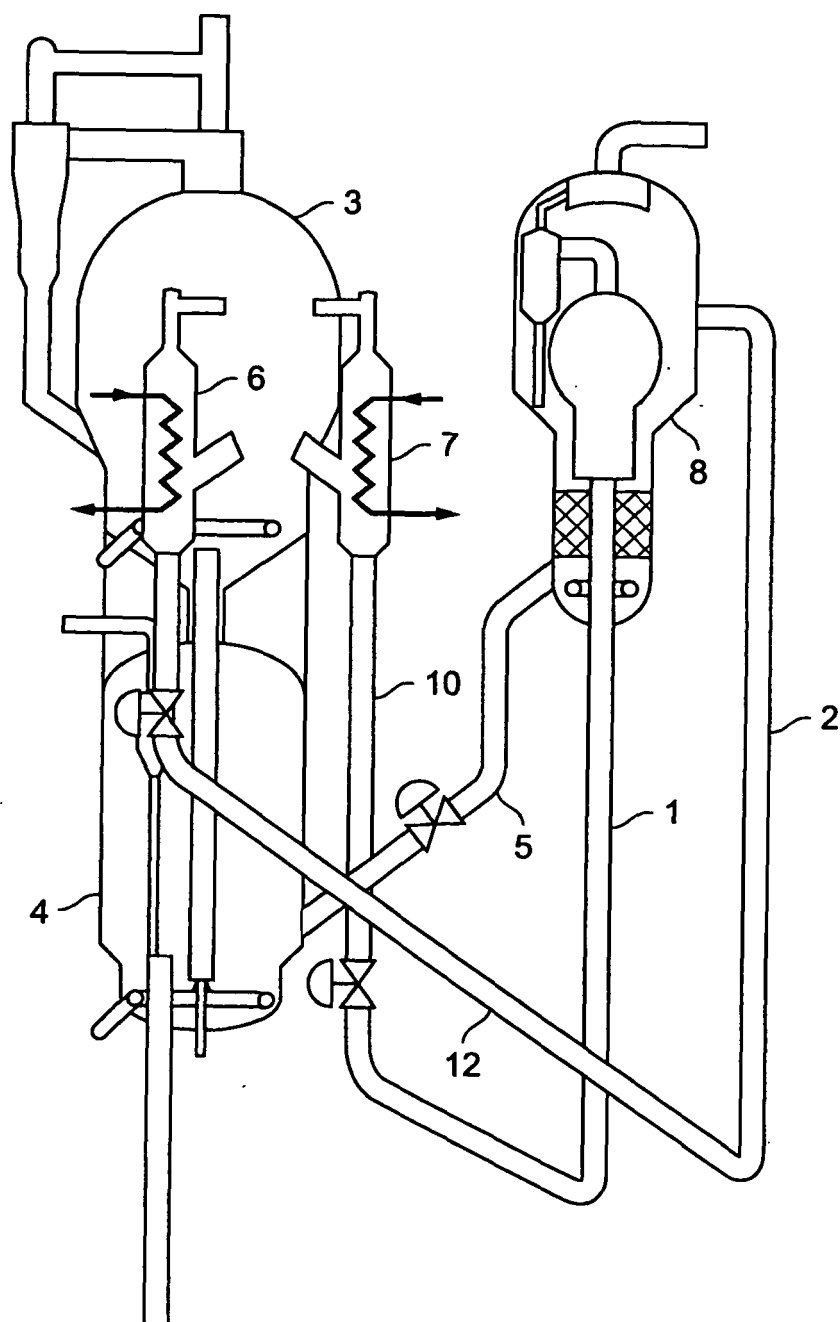
principal cat cooler) and a circuit termed the secondary circuit comprising the secondary riser and a second external catalyst cooling system (termed the secondary cat cooler), the first cooling system being supplied with catalyst removed from the regeneration zone and delivering the cooled catalyst which directly supplies the principal riser, and the second cooling system being supplied with catalyst removed from the regeneration zone and delivering cooled catalyst which directly supplies the secondary riser.

2. A process for producing gasoline and for co-producing propylene using a catalytic cracking unit as claimed in claim 1, in which the light feed supplying the secondary riser is constituted by C5, C6, C7 and C8 oligomers.
3. A process for producing gasoline and for co-producing propylene using a catalytic cracking unit as claimed in claim 1, in which the catalyst used for catalytic cracking comprises a zeolite with a form selectivity selected from the following group: MEL, NES, EUO, FER, CHA.
4. A process for producing gasoline and for co-producing propylene using a catalytic cracking unit as claimed in claim 1, in which the proportion of zeolite with form selectivity with respect to the total quantity of zeolite is from 2% to 60%, preferably 3% to 40%, and more preferably 3% to 30% by weight.

Patentansprüche

1. Verfahren zur Produktion von Benzin und Koproduktion von Propylen, bestehend aus einer katalytischen Krackeinheit, umfassend eine Regenerationszone für den Katalysator mit einer oder zwei Stufen, eine Reaktionszone mit zwei Risern, wovon einer, Hauptriser genannt, mit einer Charge versorgt wird, die einen Wasserstoffgehalt zwischen 11,5% und 14,5% aufweist, und der andere, Sekundärriser genannt, parallel zum Hauptriser unter anderen Bedingungen betrieben wird, wobei dieser Sekundärriser mit einer leichten Charge versorgt wird, die einen Destillationsbereich zwischen 35°C und 250°C aufweist, von der mindestens ein Teil aus dem Benzin besteht, das von der katalytischen Krackeinheit produziert wird, wobei das C/O-Verhältnis des Hauptrisers zwischen 7 und 12 liegt, das C/O-Verhältnis des Sekundärrisers zwischen 14 und 25 liegt, die Ausgangstemperatur des Hauptrisers zwischen 520°C und 570°C liegt, die Ausgangstemperatur des Sekundärrisers zwischen 580°C und 610°C liegt, die Kontaktzeit im Sekundärriser zwischen 50 und 500 ms liegt, bei einem Festkörperfluss, der zwischen 150 und 600 kg/s.m² liegt, und der Katalysator in zwei parallelen Kreisläufen zwischen der Regenerationszone und der Reaktionszone umläuft, wobei ein Kreislauf, Hauptkreislauf genannt, den Hauptriser und ein erstes externes Kühlsystem für den Katalysator (Haupt-"cat cooler" genannt) umfasst, und ein Kreislauf, Nebenkreislauf genannt, den Sekundärriser und ein zweites externes Kühlsystems für den Katalysator (Sekundär-"cat cooler" genannt) umfasst, wobei das erste Kühlsystem mit Katalysator versorgt wird, der in der Regenerationszone entnommen wird, und den gekühlten Katalysator ausgibt, der dem Hauptriser direkt zugeführt wird, und wobei das zweite Kühlsystem mit Katalysator versorgt wird, der in der Regenerationszone entnommen wird, und den Katalysator ausgibt, der dem Sekundärriser direkt zugeführt wird.
2. Verfahren zur Produktion von Benzin und Coproduktion von Propylen mithilfe einer katalytischen Krackeinheit nach Anspruch 1, wobei die leichte Charge, mit der der Nebenriser versorgt wird, aus C5-, C6-, C7- und C8-Oligomeren besteht.
3. Verfahren zur Produktion von Benzin und Coproduktion von Propylen mithilfe einer katalytischen Krackeinheit nach Anspruch 1, wobei der Katalysator, der für das katalytische Cracken verwendet wird, ein Zeolith umfasst, das eine Formselektivität aufweist, die aus der folgenden Gruppe gewählt wird: MEL, NES, EUO, FER, CHA.
4. Verfahren zur Produktion von Benzin und Coproduktion von Propylen mithilfe einer katalytischen Krackeinheit nach Anspruch 1, wobei der Anteil des Zeoliths, der eine Formselektivität aufweist, im Verhältnis zur Gesamtmenge des Zeoliths von 2 bis 60 Gewichts-%, bevorzugt von 3 bis 40 Gewichts-% und noch bevorzugt von 3 bis 30 Gewichts-% variiert.

Figure 1



RÉFÉRENCES CITÉES DANS LA DESCRIPTION

Cette liste de références citées par le demandeur vise uniquement à aider le lecteur et ne fait pas partie du document de brevet européen. Même si le plus grand soin a été accordé à sa conception, des erreurs ou des omissions ne peuvent être exclues et l'OEB décline toute responsabilité à cet égard.

Documents brevets cités dans la description

- FR 0704672 [0018]
- WO 0144409 A [0020]
- US 4584090 A [0021]
- FR 0610982 [0043]