



(11) **EP 1 242 569 B1**

(12) **FASCICULE DE BREVET EUROPEEN**

(45) Date de publication et mention
de la délivrance du brevet:
02.02.2011 Bulletin 2011/05

(51) Int Cl.:
C10G 51/06 (2006.01) C10G 11/18 (2006.01)

(21) Numéro de dépôt: **00983393.0**

(86) Numéro de dépôt international:
PCT/FR2000/003315

(22) Date de dépôt: **28.11.2000**

(87) Numéro de publication internationale:
WO 2001/044409 (21.06.2001 Gazette 2001/25)

(54) **PROCEDE ET DISPOSITIF DE CRAQUAGE CATALYTIQUE COMPRENANT EN PARALLELE AU MOINS UN REACTEUR A ECOULEMENT ASCENDANT ET AU MOINS UN REACTEUR A ECOULEMENT DESCENDANT**

VERFAHREN UND VORRICHTUNG ZUR KATALYTISCHEN SPALTUNG MIT AUFWÄRTS- UND ABWÄRTSBETRIEBENEN PARALLELEN REAKTOREN

METHOD AND DEVICE FOR CATALYTIC CRACKING COMPRISING IN PARALLEL AT LEAST AN UPFLOW REACTOR AND AT LEAST A DOWNFLOW REACTOR

(84) Etats contractants désignés:
**AT BE CH CY DE DK ES FI FR GB GR IE IT LI LU
MC NL PT SE TR**

(30) Priorité: **14.12.1999 FR 9915747**

(43) Date de publication de la demande:
25.09.2002 Bulletin 2002/39

(73) Titulaire: **Institut Français du Pétrole
92852 Rueil-Malmaison Cedex (FR)**

(72) Inventeurs:
• **PONTIER, Renaud
F-38200 Vienne (FR)**
• **LEROY, Patrick
F-69005 Lyon (FR)**
• **LEPAGE, Jean-Paul
F-92500 Rueil Malmaison Cedex (FR)**
• **ESPEILLAC, Marcellin
F-78220 Viroflay (FR)**

(56) Documents cités:
**FR-A- 2 785 907 US-A- 4 116 814
US-A- 5 009 769**

EP 1 242 569 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

[0001] La présente invention concerne un procédé et un dispositif de craquage catalytique (FCC) en lit entraîné comprenant des réacteurs en parallèle comprenant au moins un réacteur à écoulement descendant (dropper) et au moins un réacteur à écoulement ascendant de catalyseur (communément appelé riser) provenant d'au moins une zone de régénération.

[0002] L'évolution du raffinage est marquée de plus en plus par la flexibilité requise des unités du point de vue des charges à traiter mais aussi par la polyvalence des effluents produits.

[0003] C'est ainsi que le FCC a dû évoluer pour accepter des charges de plus en plus lourdes (carbone conradson jusqu'à 10 et $d_{4,15}$ jusqu'à 1,0 par exemple) et que dans le même temps il lui était demandé d'accroître son rendement en coupe essence, mais aussi en propylène dont le besoin augmentait en pétrochimie.

[0004] Les caractéristiques spécifiques d'unités de craquage catalytique comportant une double régénération avec injection de la charge sous forme de fines gouttelettes répondaient au besoin de travailler sur des coupes lourdes.

[0005] Plus récemment, et dans le même sens, a été ajouté à cette unité un module d'extraction de chaleur (échangeur catcooler), permettant par son extraction de calories de traiter des charges sans limite haute du carbone conradson. Toujours dans la même optique de traitement de charge lourde, a été développé et breveté le concept de réacteur descendant à temps de séjour court (0,1 à 1 seconde) permettant d'atteindre des conditions de craquage sévères (par exemple température élevée jusqu'à 650 °C et circulation de catalyseur importante - rapport massique de catalyseur sur charge ou C/O de 10 à 20 -). Les conditions de craquage sévères permettent de maximiser la conversion. Cependant, afin d'obtenir une bonne sélectivité, il devient primordial de contrôler et limiter le temps de séjour des hydrocarbures dans le réacteur pour éviter que les réactions de dégradation thermique ne deviennent prépondérantes (production excessive de coke, perte des produits valorisables par surcraquage). La mise en contact des hydrocarbures avec le catalyseur doit être effectuée correctement avec un temps de contact entre le catalyseur et les hydrocarbures limité. Le réacteur descendant, combiné à un système de mélange approprié, tel que décrit dans le brevet PCT/FR97/01627, permet d'optimiser des sélectivités en produits valorisables (LPG, essences) en minimisant les produits non valorisables tels que le coke et les gaz secs par rapport à une technologie conventionnelle.

[0006] Pour répondre à l'objectif de flexibilité, l'idée est alors apparue de combiner un riser traditionnel avec un dropper à temps de séjour court. La demande de brevet FT98/14319 décrit un enchaînement d'un dropper et d'un riser en série. On y décrit en détail les avantages d'un deuxième réacteur qui est opéré dans des conditions très différentes en température et en C/O du riser principal : en particulier, ce deuxième réacteur représente avantageusement une capacité additionnelle de traitement d'une charge lourde en produisant une quantité de coke minime par rapport à un réacteur conventionnel ; il devient également possible de craquer certaines coupes (appelées recycles) issues du riser principal non désirables (valorisation faible ou coupes ne respectant pas certaines spécifications comme les teneurs en soufre ou en aromatiques) afin de maximiser le rendement des coupes valorisables (LPG, essence).

[0007] Dans un exemple de ce brevet, la charge fraîche est introduite au bas du riser et c'est le LCO produit du riser qui est introduit comme charge du dropper. Une telle configuration permet de maximiser le rendement en essence par épuisement du LCO dans des conditions de craquage relativement sévères. Mais l'inconvénient de ce système avec un dropper et un riser en série est que pour une capacité de charge importante au dropper, le réacteur ascendant travaille avec une quantité non négligeable de catalyseur partiellement désactivé par son passage dans le dropper (la désactivation provenant du dépôt de coke sur le catalyseur). Il en résulte une efficacité diminuée qui ne permet pas de tirer tout le potentiel de cette association. L'autre configuration brevetée par Stone et Webster est celle consistant à implanter deux risers en parallèle en travaillant à partir de catalyseur régénéré dans une zone de régénération commune. Plusieurs types d'interconnexions de recycles sont possibles entre les deux risers, mais ce sont ici des conditions de craquage sensiblement voisines (C/O, température de sortie et temps de séjour) qui ne permettent pas de traiter dans l'un des risers une coupe réellement réfractaire et justiciable d'un craquage en conditions sévère (par exemple, le HCO).

[0008] C'est ainsi que, selon le brevet US 5009769 il est décrit une unité comprenant deux réacteurs catalytiques à écoulement ascendant fonctionnant en parallèle, dans lesquels circule du catalyseur régénéré dans une zone de régénération comprenant deux régénérateurs. Cette unité serait adaptée à traiter une grande variété de charges mais elle fonctionne dans des conditions de circulation du catalyseur sensiblement identiques (C/O = 5 à 10 et temps de séjour 1 à 4 s pour le premier réacteur et C/O = 3 à 12 et temps de séjour 1 à 5 s pour le second réacteur). Dans ces conditions, l'éventail de produits obtenus par chacun des deux réacteurs est sensiblement le même.

[0009] Le brevet US 4116814 illustre le cas également des deux réacteurs à écoulement ascendant en parallèle, connectés à un régénérateur de particules. US-A-500976 décrit des procédés d'hydrocraquage dans des réacteurs ascendants.

[0010] L'idée qui est présentée dans le présent brevet est de tirer tout le potentiel d'une association en parallèle d'un riser travaillant dans des conditions classiques de craquage (par exemple, C/O de 5 à 7 ; température de sortie de 510 à 530 °C ; temps de séjour de 1 à 2 s) et d'un dropper travaillant dans des conditions de craquage sévères (par exemple, C/O de 10 à 20 ; température de sortie de 560 à 620°C ; temps de séjour de 0,2 à 0,5 s). Cette association permet de

recycler au dropper le HCO ou le LCO produit au riser qui sont des charges réfractaires difficiles à craquer en vue de maximiser la production d'essence. Mais elle permet également de maximiser la production d'oléfinas et en particulier de propylène en recyclant au dropper l'essence ou encore seulement une fraction de l'essence (lourde ou légère) produite au riser.

[0011] Un objet de l'invention est de remédier aux inconvénients de l'art antérieur. L'objet de l'invention est décrit dans les libellés des revendications indépendants 1 et 12. Des caractéristiques optionnelles de l'invention sont décrites dans les libellés des revendications dépendants 2-11 et 13-16.

[0012] Un autre objet est de craquer aussi bien des hydrocarbures lourds que des hydrocarbures légers dans des conditions de réactions qui soient sévères, dans un réacteur adapté à ce type de conditions, le dropper ou réacteur à écoulement descendant et beaucoup moins sévères dans un riser ou réacteur à écoulement ascendant de façon à favoriser la formation de produits très différents répondant aux spécificités de chaque type de réacteur.

[0013] On a constaté qu'on pouvait ainsi obtenir simultanément, par exemple plus de propylène grâce à un réacteur à écoulement descendant opérant dans des conditions sévères de craquage catalytique et plus d'essence grâce à un réacteur à écoulement ascendant opérant dans des conditions de craquage moins sévères, de manière économique, à partir d'une unité de craquage comportant au moins une étape de régénération de catalyseur et la combinaison desdits réacteurs mis en oeuvre en parallèle sur au moins un régénérateur.

[0014] Plus précisément, l'invention concerne un procédé de craquage catalytique en lit entraîné ou fluidisé d'au moins une charge d'hydrocarbures dans au moins deux zones réactionnelles, l'une au moins étant à écoulement ascendant, dans lequel on introduit la charge et du catalyseur provenant d'au moins une zone de régénération dans la partie inférieure de la zone réactionnelle à écoulement ascendant, on fait circuler la charge et le catalyseur de bas en haut dans ladite zone, on sépare les premiers gaz produits du catalyseur coké dans une première zone de séparation, on strippe le catalyseur au moyen d'un gaz de stripage, on récupère un premier effluent de craquage et de stripage et on recycle le catalyseur coké dans la zone de régénération et on le régénère au moins en partie au moyen d'un gaz contenant de l'oxygène, le procédé étant caractérisé en ce qu'on introduit du catalyseur provenant d'au moins une zone de régénération et une charge hydrocarbonée dans la partie supérieure d'au moins une zone réactionnelle à écoulement descendant, on y fait circuler de haut en bas le catalyseur et ladite charge dans des conditions appropriées, on sépare le catalyseur coké des seconds gaz produits dans une deuxième zone de séparation, on récupère les seconds gaz produits et on recycle le catalyseur coké dans la zone de régénération.

[0015] Selon une caractéristique du procédé, la température du catalyseur en sortie du réacteur descendant peut être supérieure à celle en sortie du réacteur ascendant.

[0016] Selon une autre caractéristique avantageuse, on peut stripper le catalyseur provenant de la seconde zone de séparation au moyen d'un gaz de recyclage qui est habituellement de la vapeur et les hydrocarbures en résultant sont récupérés en général avec les gaz de craquage.

[0017] Il est préférable de régénérer le catalyseur coké dans deux zones de régénération consécutives, chacune d'elle ayant sa propre évacuation de gaz de combustion résultant de la régénération du catalyseur coke. Le catalyseur à régénérer provenant de la première zone de séparation est introduit dans une première zone de régénération fonctionnant à une température appropriée, le catalyseur ainsi au moins en partie régénéré étant envoyé dans la deuxième zone de régénération fonctionnant à une température plus élevée et le catalyseur régénéré provenant de la deuxième zone de régénération est introduit dans la zone réactionnelle d'écoulement ascendant et dans la zone réactionnelle d'écoulement descendant.

[0018] Le catalyseur coké provenant de la seconde zone de séparation peut être recyclé dans la première zone de régénération soit par écoulement gravitaire, généralement dans la zone dense, soit par écoulement au moyen d'une colonne montante comprenant de l'air de fluidisation comme moteur (lift), généralement dans la zone diluée de la première zone de régénération.

[0019] Il peut être avantageux de recycler le catalyseur provenant de la seconde zone de séparation dans la seconde zone de régénération au moyen d'un lift, soit dans sa zone dense soit dans sa zone diluée.

[0020] On peut introduire la charge hydrocarbonée ou chacune des charges, si elles sont différentes, dans la zone réactionnelle ascendante et dans la zone réactionnelle descendante par une injection à co-courant de l'écoulement du catalyseur ou à contre-courant, ou à contre-courant pour l'un et à co-courant pour l'autre. Néanmoins, une injection à contre-courant dans les deux zones paraît préférable pour une meilleure vaporisation des gouttelettes introduites.

[0021] Les conditions opératoires de craquage catalytique des charges sont habituellement les suivantes :

- Dans la zone réactionnelle ascendante (RA) :

- température du catalyseur (sortie RA) : 500-550 °C.
- catalyseur/charge (C/O) : 4-9 et de préférence 5-7.
- temps de séjour : 0,5-4 s, de préférence 1-2 s

- Dans la zone réactionnelle descendante (RD) :

- température du catalyseur (sortie RD) = 560-620 °C ;
- C/O : 8-20, de préférence 10-15 ;
- temps de séjour ; 0,1-2 s, de préférence 0,2-1 s

[0022] La charge alimentant chacune des zones réactionnelles peut être une charge non craquée dite fraîche, un recycle d'une partie des produits issus d'un fractionnement en aval ou un mélange des deux.

[0023] La charge de l'une des zones réactionnelles peut être soit plus lourde, soit plus légère que celle circulant dans l'autre zone. Plus particulièrement, la charge de la zone réactionnelle à écoulement ascendant peut être un distillat sous vide ou un résidu atmosphérique ou un recycle d'une partie des produits issus de la zone réactionnelle descendante et la charge de la zone à écoulement descendant est une charge non craquée ou un recycle d'une partie des produits issus de la zone réactionnelle ascendante et de préférence une coupe essence ou une coupe LCO.

[0024] Selon une caractéristique du procédé, le débit de charge et par exemple de recycle (coupe LCO, HCO ou essence) circulant dans le réacteur descendant peut représenter moins de 50 % en poids du débit de charge à convertir dans la zone réactionnelle ascendante.

[0025] Les avantages de la configuration selon la présente invention sont les suivants :

- La possibilité de traiter par la boucle dropper n'importe quelle charge fraîche ou recyclée dans des conditions de craquage sévères indépendantes des conditions de craquage du riser.
- La simplicité opératoire de la boucle dropper puisqu'elle est indépendante de la boucle riser.
- La simplicité de mise en oeuvre de la boucle dropper puisque celle-ci peut être placée n'importe où autour du régénérateur, à condition de satisfaire le bilan pression. Ceci serait pratiquement impossible à réaliser avec un second riser, parallèle au premier car le bilan pression impose dans ce cas une hauteur minimale, donc un temps de séjour qui ne peut descendre aux valeurs typiques d'un dropper (inférieur à la seconde). En d'autres termes, il est très difficile en pratique de réellement différencier les conditions de craquage de deux risers fonctionnant en parallèle.
- La boucle dropper peut être adaptée à la plupart des unités de craquage existantes, à un ou deux régénérateurs et/ou avec une technologie de séparation, de stripage et de transfert du catalyseur la mieux adaptée aux exigences du client.
- Optimisation des sélectivités en produits valorisables (LPG, essences) grâce à la technologie du réacteur descendant en minimisant les sélectivités en produits non valorisables tels que le coke et les gaz secs par rapport à une technologie conventionnelle tout en maximisant la conversion grâce à l'obtention de conditions de sévérité très importante au dropper.
- Chaque réacteur (dropper, riser) travaille avec du catalyseur fraîchement régénéré.
- Il y a indépendance des conditions opératoires de chaque réacteur, en particulier en terme de C/O, ce qui n'est pas le cas dans la configuration série.
- Il n'y a aucun problème de régulation des conditions de craquage propres à chaque réacteur en terme de température de sortie du réacteur puisqu'il n'y a plus de couplage comme dans la configuration réacteurs en série.
- La production d'un effet de refroidissement du catalyseur due à la boucle dropper. En effet, pour une charge donnée, il existe à partir d'un certain niveau de circulation dans le dropper (C/O) un effet d'extraction de chaleur, c'est-à-dire une diminution des températures au régénérateur, ou au premier ou au second régénérateur s'il s'agit d'une structure à double étage de régénération suivant le régénérateur vers lequel s'effectue le retour du catalyseur coké issu du dropper.

[0026] En effet, la technologie du réacteur descendant permet de minimiser la quantité de coke formée. Il en résulte donc une teneur en coke sur le catalyseur beaucoup plus faible que dans un réacteur ascendant équivalent. Combinée à des conditions opératoires adaptées où la circulation de catalyseur est plus élevée par rapport à une même quantité de charge (C/O élevé), on réduit donc la teneur en coke de manière très significative de telle sorte que la quantité de chaleur dégagée par la combustion de ce coke additionnel dans le(s) régénérateur(s) est nettement inférieure à la quantité de chaleur consommée par la vaporisation de la charge et la chaleur de réaction au réacteur dropper. Globalement, le catalyseur côté régénération est refroidi par rapport à la situation antérieure ne comprenant qu'un seul riser traditionnel.

[0027] Cet effet d'extraction de chaleur, qui peut être obtenu de manière équivalente par un échangeur de chaleur côté régénération (catcooler) ou encore par la vaporisation d'un recycle presque inerte chimiquement (MTC) en aval de l'injection de charge dans le sens de l'écoulement du catalyseur dans un réacteur riser ou dropper, permet soit de traiter des charges à plus fort carbone conradson, soit d'augmenter le débit de charge, soit de profiter de la diminution de température au(x) régénérateur(s) pour augmenter la circulation de catalyseur (C/O) au riser et au dropper. En effet,

la chaleur nécessaire à la réaction et à la vaporisation côté réaction est fournie par le catalyseur régénéré, chauffé par combustion du coke au(x) régénérateur(s). Afin de maintenir une température de sortie réacteur constante, l'effet d'extraction de chaleur impose d'augmenter la circulation de catalyseur à débit de charge constant et donc de bénéficier ainsi d'une meilleure activité catalytique (plus de sites actifs). On peut aussi traiter des charges plus réfractaires dans le dropper.

[0028] Pour toutes ces raisons, la combinaison d'un riser et d'un dropper en parallèle sur un dispositif de régénération commun est très intéressante, aussi bien en rénovation d'unités existantes (revamping) qu'en construction d'unités neuves.

[0029] L'invention concerne aussi un dispositif de craquage catalytique en lit entraîné ou fluidisé d'une charge hydrocarbonée comportant :

- Au moins un réacteur ascendant sensiblement vertical ayant une entrée inférieure et une sortie supérieure ;
- un premier moyen d'alimentation en catalyseur régénéré connecté à au moins un régénérateur de catalyseur coké et raccordé à ladite entrée inférieure ;
- un premier moyen d'alimentation en la charge disposé au dessus de l'entrée inférieure du réacteur ascendant ;
- une première enceinte de séparation de catalyseur coké et d'une première phase gazeuse raccordée à la sortie supérieure du réacteur ascendant, ladite enceinte de séparation comportant une chambre de stripage du catalyseur et ayant une sortie supérieure d'une phase gazeuse et une sortie inférieure de catalyseur coké et strippé, ladite sortie inférieure étant connectée au régénérateur de catalyseur via des premiers moyens de recyclage du catalyseur;

[0030] le dispositif étant caractérisé en ce qu'il comporte au moins un réacteur descendant sensiblement vertical ayant une entrée supérieure et une sortie inférieure ;

- un second moyen d'alimentation en catalyseur régénéré connecté au dit régénérateur de catalyseur coké et raccordé à ladite entrée supérieure du réacteur descendant ;
- un second moyen d'alimentation en la charge disposé au-dessous du second moyen d'alimentation ;
- une deuxième enceinte de séparation du catalyseur coké d'une seconde phase gazeuse raccordée à la sortie inférieure du réacteur descendant et ayant une sortie de la seconde phase gazeuse et une sortie de catalyseur coké, et des seconds moyens de recyclage du catalyseur coké raccordés à ladite sortie de catalyseur de la deuxième enceinte de séparation et connectés au régénérateur.

[0031] Selon une variante du dispositif, la seconde enceinte de séparation du catalyseur des effluents de craquage peut ne pas comporter de chambre de stripage. Dans ce cas, des moyens de préstripage par exemple par de la vapeur d'eau peuvent être introduits dans l'enceinte de séparation et l'évacuation de la vapeur peut être réalisée avec les effluents de craquage et de préstripage.

[0032] Selon une autre variante, la deuxième enceinte de séparation comporte une chambre de stripage du catalyseur avec injection de vapeur de stripage, en communication avec celle-ci, comme celle décrite par exemple dans la demande de brevet de la Demanderesse FR 98/09.672. Les effluents de craquage et de stripage sont en général évacués par des moyens communs.

[0033] Selon une autre caractéristique avantageuse du dispositif, celui-ci peut comprendre deux régénérateurs superposés de catalyseur coké, le second étant situé au-dessus du premier, des moyens de circulation du catalyseur du premier régénérateur vers le second régénérateur. Lesdits premiers et seconds moyens d'alimentation en catalyseur sont connectés au second régénérateur et la sortie inférieure de la première enceinte de séparation est connectée au premier régénérateur via les premiers moyens de recyclage.

[0034] L'invention sera mieux comprise au vu de la figure jointe qui illustre un mode de réalisation particulièrement avantageux du dispositif comprenant deux régénérateurs de catalyseur coké superposés, connectés en parallèle à deux réacteurs de craquage catalytique, un à écoulement ascendant (riser) et l'autre à écoulement descendant de catalyseur (dropper).

[0035] Selon la figure, une zone de régénération (1) du catalyseur coké comporte deux enceintes de régénération (2) et (3) superposées dans lesquelles le catalyseur est régénéré en lit fluidisé, de l'air étant introduit à la base de chaque enceinte par des moyens non représentés sur la figure. Chaque enceinte comporte ses propres moyens de dépoussiérage (4, 5) (cyclones) et d'évacuation (9, 10) des effluents de combustion du coke. La pression dans chaque enceinte (2) et (3) peut être contrôlée par des vannes situées sur les lignes permettant l'évacuation des effluents de combustion au moins partiellement dépoussiérés. Le catalyseur est transporté entre les deux enceintes au moyen d'une colonne (6) ascendante (lift). De l'air, en général introduit à la base par un injecteur (7), à une vitesse suffisante permet de transporter le catalyseur entre les deux enceintes. Typiquement, la proportion d'air nécessaire à la régénération est de 30 à 70 % dans l'enceinte inférieure (2) fonctionnant à température plus basse (670 °C par exemple) et de 15 à 40 % dans l'enceinte supérieure (3) fonctionnant à température plus élevée (770 °C par exemple), 5 à 20 % d'air circulant dans le lift pour

transporter le catalyseur. Une vanne sur solide (8), de type vanne à bouchon permet de contrôler le débit de circulation entre les enceintes (2) et (3).

[0036] Le catalyseur sensiblement régénéré provenant du second régénérateur situé au dessus du premier (3) est envoyé à partir d'un lit dense (11) dans un puits de désengagement (13) par un conduit (12) incliné d'un angle compris habituellement entre 30 et 70 degrés par rapport à l'horizontale. Dans le puits (13), la circulation du catalyseur est ralentie pour permettre d'évacuer d'éventuelles bulles de gaz vers la deuxième enceinte de régénération (3) à travers une ligne d'équilibrage de pression (14). Le catalyseur est ensuite accéléré et descend à travers un tube de transfert (15) jusqu'à l'entrée d'un réacteur (16) à écoulement descendant (dropper). Durant tout son trajet depuis l'enceinte de régénération, le catalyseur est maintenu dans l'état fluidisé grâce à l'ajout de petites quantités de gaz tout le long du transport. Si le catalyseur est maintenu ainsi à l'état fluidisé, cela permet d'obtenir à l'entrée du dropper une pression supérieure à celle des fumées issues des cyclones externes (5).

[0037] Le dropper (16) comprend des moyens d'introduction du catalyseur régénéré (17) qui peuvent être une vanne sur solide, un orifice ou simplement l'ouverture d'un conduit, dans une zone de mise en contact (18) située sous la vanne (17), où le catalyseur rencontre à contre courant par exemple, la charge d'hydrocarbures, introduite par des injecteurs (19), généralement constitués d'atomiseurs où la charge est divisée finement en gouttelettes grâce à l'introduction de fluides auxiliaires tels que la vapeur d'eau. Les moyens d'introduction du catalyseur sont situés au-dessus des moyens d'introduction de la charge. Entre la zone de mise en contact (18) et des moyens de séparation des hydrocarbures du catalyseur (20), on peut éventuellement disposer une zone de réaction (21), de forme sensiblement allongée, représentée de manière verticale sur la figure mais cette condition n'est pas exclusive. Le temps de séjour moyen des hydrocarbures dans les zones (18) et (21) sera par exemple inférieur à 650 ms, préférentiellement compris entre 50 et 500 ms. Les effluents du dropper sont ensuite séparés dans le séparateur (20), par exemple tel que décrit dans la demande FR98/09672 où le temps de séjour doit être limité au maximum. Les effluents gazeux (gaz craqués) du séparateur peuvent alors subir une étape supplémentaire de dépoussiérage à travers des cyclones par exemple externes (22) disposés en aval sur une ligne (23). Ces effluents gazeux (gaz craqués) sont évacués par une ligne (24). Il est également possible de refroidir les effluents gazeux, afin de limiter la dégradation thermique des produits, en injectant par exemple des hydrocarbures liquides dans l'effluent sortant par exemple des cyclones (22) par la ligne (24) ou directement à la sortie des gaz craqués du séparateur (20) en amont desdits cyclones. Le catalyseur séparé dans le séparateur (20) est alors soit réinjecté directement à la base d'une colonne montante (25) à travers un conduit (26) dont une vanne (27) contrôle le débit en relation avec la température de sortie du dropper, soit introduit dans un lit fluidisé (28) de stripage à travers un conduit ou une ouverture (30). Le catalyseur dans le lit fluidisé (28) subit alors un stripage (contactage avec un gaz léger tel que la vapeur d'eau, l'azote, l'ammoniac, l'hydrogène ou même des hydrocarbures dont le nombre d'atomes de carbone est inférieur à 3) par des moyens qui sont bien décrits dans l'art antérieur avant d'être transféré vers la colonne montante (25) à travers le conduit (26). Les effluents gazeux de stripage sont généralement évacués du lit fluidisé (28) à travers les mêmes moyens (23, 22) qui permettent l'évacuation des effluents gazeux du dropper (16) par la ligne (24). Le catalyseur coké est remonté par un gaz de fluidisation (29) dans le lit fluidisé dense du second régénérateur (3).

[0038] La zone réactionnelle (30) ascendante (riser) est une zone tubulaire sensiblement allongée, dont de nombreux exemples sont décrits dans l'art antérieur. Dans l'exemple donné sur la figure, la charge d'hydrocarbures est introduite par des moyens (31), généralement constitués d'atomiseurs où la charge est divisée finement en gouttelettes, à l'aide généralement de l'introduction de fluides auxiliaires tels que la vapeur d'eau, introduits à travers les moyens (31). Les moyens d'introduction du catalyseur sont situés au-dessous des moyens d'introduction de la charge. L'introduction de la charge est située au-dessus de l'entrée du catalyseur.

[0039] Ces moyens d'introduction du catalyseur dans le riser (30) comprennent un puits de soutirage (32) conforme à celui (13) qui alimente le dropper, raccordé au lit dense du second régénérateur (3) de catalyseur par un conduit (33) incliné selon sensiblement le même angle que celui du conduit (12). Le puits (32) est par ailleurs raccordé au lit fluidisé dilué par une ligne (34) d'équilibrage de pression. A la base du puits, une ligne (35) d'abord verticale puis inclinée est connectée à la partie inférieure du riser. Une vanne de contrôle (36) disposée sur la ligne (35) régule le débit de catalyseur régénéré à l'entrée du riser en fonction de la température de sortie de catalyseur et des effluents à la partie supérieure du riser. Du gaz de fluidisation introduit à la base du riser par des moyens d'injection (37) font circuler le catalyseur à co-courant avec la charge dans le riser. Selon une variante non représentée, la charge aurait pu être injectée à contre-courant de l'écoulement vers le bas du riser. Au-dessus des injecteurs de charge, une injection d'une coupe légère d'hydrocarbures ou d'une coupe plus lourde (LCO ou HCO par exemple), provenant d'une distillation en aval des effluents de craquage du riser, peut être réalisée dans ce riser. La coupe introduite peut représenter 10 à 50 % en poids de la charge introduite dans le riser et peut contribuer à maximiser la production d'essence.

[0040] La réaction de craquage s'effectue dans le riser. Les effluents de craquage sont ensuite séparés dans un séparateur (38), par exemple tel que décrit dans la demande PCT FR 98/01866. Le catalyseur issu de la séparation est alors introduit dans un lit fluidisé (39) d'une chambre de stripage (40) située au-dessous du séparateur, à travers des conduits (41) ou des ouvertures. Le catalyseur dans la chambre (39, 40) subit alors un stripage (contactage avec un

gaz léger tel que vapeur d'eau, azote, ammoniac, hydrogène ou même des hydrocarbures de nombre d'atomes de carbone inférieur à 3) par des moyens non représentés sur la figure.

[0041] Le catalyseur strippé est ensuite transféré vers le lit dense de la première enceinte de régénération (2) par un conduit (45). Les effluents gazeux de craquage et de stripage séparés dans le séparateur (38) sont évacués à travers un conduit (42) vers un séparateur secondaire (43) tel qu'un cyclone par exemple interne à la chambre (39, 40) avant d'être dirigés vers la section de fractionnement aval par un conduit (44).

[0042] A titre d'exemple et pour illustrer l'invention, on a comparé les résultats obtenus par une unité industrielle munie d'un réacteur ascendant classique traitant une charge lourde et équipée d'un système de double régénération tel que décrit sur la figure avec les résultats que l'on obtient en insérant un réacteur descendant en parallèle, ce nouveau réacteur étant alors alimenté par deux coupes, différentes dans chaque exemple, produites par le réacteur ascendant.

[0043] Les résultats de cette comparaison sont basés sur les résultats industriels obtenus avec l'unité munie du réacteur ascendant et des tests en pilote de craquage de la coupe considérée. Les nouvelles conditions permettant de satisfaire le bilan thermique de l'unité dans son ensemble sont recalculées avec un modèle de procédé.

[0044] La charge fraîche (distillat sous vide) possède les caractéristiques les suivantes :

- Densité d¹⁵ : 0,937
- Teneur en soufre : 0,5 %
- Carbone conradson : 5,8 %

[0045] Elle est injectée à la base d'un riser qui est alimenté en catalyseur à partir d'un dispositif à double régénération, conformément à la figure présentée dans la présente invention. Ce catalyseur, à base de zéolithe Y a les caractéristiques suivantes :

- Granulométrie : 70 micromètres
- Surface BET(m²/g) : 146
- Surface zéolitique Y (m²/g) : 111
- Surface de la matrice (m²/g) : 35

[0046] Le catalyseur provient du second régénérateur.

[0047] Les effluents de craquage sont distillés et une partie de la coupe HCO obtenue ainsi que la totalité d'une coupe essence lourde (170°C-200°C) sont recyclées dans le riser. Ce recycle, constitué par 49,3% de HCO et 50,7% de coupe essence lourde, représente 27,1 % poids de la charge fraîche au riser. Une coupe supplémentaire est recyclée en tant que charge dans le dropper qui est alimenté, à son tour, par du catalyseur en provenance du second régénérateur.

[0048] Le catalyseur coké en provenance du stripeur connecté au riser est recyclé dans la phase dense du premier régénérateur tandis que celui en provenance du stripeur connecté au dropper est recyclé grâce à un lift dans la phase dense du second régénérateur.

Exemple 1 :

[0049] Dans ce premier exemple, 23,4 % poids de la coupe essence produite au riser, soit 10% poids par rapport à la charge fraîche au riser, est recyclée en tant que charge dans le dropper.

[0050] On maintient les conditions au riser (ROT et recycle) en augmentant le C/O du riser.

[0051] On note :

RA = réacteur ascendant (temps de séjour : 1 s)
RD = réacteur descendant (temps de séjour : 0,4s)
REG1 = première enceinte de régénération
REG2 = deuxième enceinte de régénération

		RA seul	RA + RD
Charge unité FCC (CU FCC)	kg/s	48,08	48,08
Recycle d'hydrocarbures RA	% charge fraîche	27,14	27,14
C/O RA	-	6,33	6,87
T sortie RA (ROT)	°C	516	516

EP 1 242 569 B1

(suite)

		RA seul	RA + RD
T charge fraîche RA	°C	174	174
Trecyle RA	°C	178	178
T REG1	°C	692	686
T REG2	°C	778	757
air utilisé pour la régénération	t/h	173,5	194,1
Proportion (air regl)/(air total)	%	65,7	61,2
C/O RD	-	-	14,95
T sortie RD	°C	-	620
T charge RD	°C	-	35
Rendements			
gaz secs	% CU FCC	4,77	4,94
Propane	% CU FCC	0,95	1,25
Propylene	% CU FCC	4,31	6,61
coupe C3 (propane + propylène)	% CU FCC	5,26	7,86
coupe C4	% CU FCC	6,61	8,08
Essence	% CU FCC	42,72	39,51
LCO	% CU FCC	22,48	21,38
Slurry	% CU FCC	10,03	9,24
Coke	% CU FCC	8,13	8,99
	% CU FCC	100,0	100,0
<i>Conversion</i>	%	67,49	69,38

[0052] On constate que l'on peut produire du propylène en quantité substantielle (53% en plus) par un craquage vraiment sévère au dropper, tout en maintenant un rendement en essence satisfaisant. En outre, la température du deuxième régénérateur a chuté de 21°C (effet catcooler). On obtient un gain en conversion de la charge fraîche de 1,9% par épuisement du LCO et slurry.

Exemple 2 :

[0053] Dans ce deuxième exemple, 99,7 % poids de la coupe HCO (ou slurry), soit 10% poids par rapport à la charge fraîche, est recyclée en tant que charge dans le dropper.

[0054] On maintient les conditions au riser (ROT et recycle) en augmentant le C/O du riser.

[0055] On note :

RA = réacteur ascendant

RD = réacteur descendant

REG1 = première enceinte de régénération

REG2 = deuxième enceinte de régénération

		RA	RA + RD
Charge unité FCC (CU FCC)	kg/s	48,08	48,08
Recycle d'hydrocarbures RA	% charge fraîche	27,14	27,14
C/O RA	-	6,33	6,60
T sortie RA (ROT)	°C	516	516

EP 1 242 569 B1

(suite)

		RA	RA + RD
5	T charge fraîche RA	°C	174
	Trecycle RA	°C	178
	T REG 1	°C	692
	T REG2	°C	778
10	air utilisé pour la régénération	t/h	173,5
	Proportion (air regl)/(air	%	65,7
	total)		
15	C/O RD	-	9,7
	T sortie RD	°C	603
	T charge RD	°C	180
	Rendements		
20	gaz secs	% CU FCC	4,77
	Propane	% CU FCC	0,95
	Propylene	% CU FCC	4,31
25	coupe C3 (propane + propylène)	% CU FCC	5,26
	coupe C4	% CU FCC	6,61
	Essence	% CU FCC	42,72
	LCO	% CU FCC	22,48
30	Slurry	% CU FCC	10,03
	Coke	% CU FCC	8,13
		% CU FCC	100,0
35	<i>Conversion</i>	%	67,49
			72,29

[0056] On constate que l'on peut convertir le HCO (slurry) de manière substantielle (57% de conversion) par un craquage vraiment sévère au dropper, tout en maintenant un rendement en coke global de l'unité assez bas, En outre, la température du deuxième régénérateur a chuté de 11°C (effet catcooler), On obtient un gain en conversion de la charge fraîche de 4,8% par épuisement du slurry, conduisant à de meilleurs rendements en produits valorisables (plus de 1,5% de LPG et 2,3% d'essence en plus),

Revendications

1. Procédé de craquage catalytique en lit entraîné ou fluidisé d'au moins une charge d'hydrocarbures dans au moins deux zones réactionnelles, l'une (30) au moins étant à écoulement ascendant avec les conditions opératoires suivantes :

- température de sortie : 500-550 °C,
- catalyseur/charge (C/O) : 4-9 ,
- temps de séjour : 0,5-4 s,

dans lequel on introduit la charge (31) et du catalyseur (35) provenant d'au moins une zone (3) de régénération dans la partie inférieure de la zone réactionnelle à écoulement ascendant, on fait circuler la charge et le catalyseur de bas en haut dans ladite zone, on sépare les premiers gaz produits du catalyseur coké dans une première zone (38) de séparation, on strippe (40) le catalyseur au moyen d'un gaz de stripage, on récupère un premier effluent (42) de craquage et de stripage et on recycle (45) le catalyseur coké dans la zone de régénération et on le régénère

au moins en partie au moyen d'un gaz contenant de l'oxygène, le procédé étant **caractérisé en ce qu'on** introduit du catalyseur (12) provenant d'au moins une zone (3) de régénération et une charge (19) hydrocarbonée dans la partie supérieure d'au moins une zone réactionnelle (16) à écoulement descendant avec les conditions opératoires suivantes :

- température de sortie : 560-620 °C.
- catalyseur/charge (C/O) : 8-20,
- temps de séjour : 0,1-2 s,

on y fait circuler de haut en bas le catalyseur et ladite charge et on sépare le catalyseur coké de seconds gaz produits, dans une deuxième zone (20) de séparation, on récupère les seconds gaz (24) produits et on recycle (25) le catalyseur coké dans la zone de régénération,

2. Procédé selon la revendication 1, dans lequel les conditions opératoires sont les suivantes :

- dans la zone réactionnelle ascendante (RA) :

- catalyseur/charge (C/O) : 5-7,

- dans la zone réactionnelle descendante (RD) :

- C/O: 10-15;

3. Procédé selon l'une des revendications 1 et 2 dans lequel on strippe le catalyseur provenant de la seconde zone de séparation au moyen d'un gaz de stripping,

4. Procédé selon l'une des revendications 1 à 2, dans lequel le catalyseur est régénéré dans deux zones de régénération consécutives, le catalyseur à régénérer provenant de la première zone de séparation est introduit dans une première zone de régénération fonctionnant à une température appropriée, le catalyseur ainsi au moins en partie régénéré étant envoyé dans la deuxième zone de régénération fonctionnant à une température plus élevée et le catalyseur régénéré provenant de la deuxième zone de régénération est introduit dans la zone réactionnelle d'écoulement ascendant et dans la zone réactionnelle d'écoulement descendant,

5. Procédé selon la revendication 4 dans lequel on recycle le catalyseur provenant de la seconde zone de séparation dans la première zone de régénération,

6. Procédé selon la revendication 5 dans lequel le catalyseur est recyclé dans la zone dense de la première zone de régénération,

7. Procédé selon la revendication 5, dans lequel le catalyseur est recyclé dans la zone diluée de la première zone de régénération au moyen d'un lift,

8. Procédé selon la revendication 4, dans lequel on recycle le catalyseur provenant de la seconde zone de séparation dans la seconde zone de régénération au moyen d'un lift,

9. Procédé selon l'une des revendications 1 à 8, dans lequel on introduit les charges dans la zone réactionnelle ascendante et dans la zone réactionnelle descendante par une injection à contre courant de l'écoulement du catalyseur,

10. Procédé selon l'une des revendications 1 à 9, dans lequel la charge alimentant chacune des zones réactionnelles est une charge non craquée dite fraîche, un recycle d'une partie des produits issus d'un fractionnement en aval ou un mélange des deux,

11. Procédé selon la revendication 10 dans lequel la charge de la zone réactionnelle à écoulement ascendant est un distillat sous vide ou un résidu atmosphérique ou un recycle d'une partie des produits issus d'un fractionnement en aval et dans lequel la charge de la zone à écoulement descendant est une charge non craquée ou un recycle d'une partie des produits issus d'un fractionnement en aval et de préférence une coupe essence ou une coupe LCO,

12. Dispositif de craquage catalytique en lit entraîné ou fluidisé d'une charge hydrocarbonée pour la mise en oeuvre du procédé selon l'une des revendications précédentes comportant :

- au moins un réacteur ascendant (30) sensiblement vertical ayant une entrée inférieure et une sortie supérieure ;
- un premier moyen (35) d'alimentation en catalyseur régénéré connecté à au moins un régénérateur (3) de catalyseur coké et raccordé à ladite entrée inférieure ;
- un premier moyen (31) d'alimentation en la charge disposé au dessus de l'entrée inférieure du réacteur ascendant ;
- une première enceinte (38) de séparation de catalyseur coké et d'une première phase gazeuse raccordée à la sortie supérieure du réacteur (30) ascendant, ladite enceinte de séparation comportant une chambre (40) de stripage du catalyseur et ayant une sortie supérieure d'une phase gazeuse et une sortie inférieure de catalyseur coké et strippé, ladite sortie inférieure étant connectée au régénérateur de catalyseur via des premiers moyens (45) de recyclage du catalyseur,

le dispositif étant **caractérisé en ce qu'il** comporte :

- au moins un réacteur (16) descendant sensiblement vertical ayant une entrée supérieure et une sortie inférieure ;
- un second moyen (12) d'alimentation en catalyseur régénéré connecté au dit régénérateur (3) de catalyseur coké et raccordé à ladite entrée supérieure du réacteur descendant;
- un second moyen (19) d'alimentation en la charge disposé au-dessous du second moyen (12) d'alimentation ;
- une deuxième enceinte (20) de séparation du catalyseur coké d'une seconde phase gazeuse raccordée à la sortie inférieure du réacteur descendant et ayant une sortie de la seconde phase gazeuse et une sortie de catalyseur coké;
- et des seconds moyens (25) de recyclage du catalyseur coké raccordés à ladite sortie de catalyseur de la deuxième enceinte de séparation et connectés au régénérateur,

13. Dispositif selon la revendication 12, dans lequel la deuxième enceinte de séparation comporte une chambre de stripage du catalyseur en communication avec celle-ci,

14. Dispositif selon l'une des revendications 12 et 13 comprenant deux régénérateurs (2, 3) de catalyseur coké consécutifs, des moyens de circulation du catalyseur du premier régénérateur (2) vers le second régénérateur (3) **caractérisé en ce que** lesdits premiers et seconds moyens d'alimentation (35, 12) en catalyseur sont connectés au second régénérateur (3) et **en ce que** ladite sortie inférieure de la première enceinte de séparation est connectée au premier régénérateur via les premiers moyens (45) de recyclage,

15. Dispositif selon la revendication 15, dans lequel les seconds moyens (2, 5) de recyclage comprennent un lift (29) raccordé au second régénérateur,

16. Dispositif selon l'une des revendications 12 à 15, dans lequel les premiers et les seconds moyens de recyclage du catalyseur comprennent chacun une vanne (27, 36) de réglage de débit asservie à des moyens de mesure de la température du catalyseur en sortie du réacteur ascendant et du réacteur descendant.

Claims

1. A process for entrained bed or fluidised bed catalytic cracking of at least one hydrocarbon feed in at least two reaction zones, at least one (30) being a riser, with the following operating conditions:

outlet temperature: 500-550°C

catalyst/feed ratio (C/O) 4-9

residence time: 0.5-4s

into which the feed (31) and catalyst (35) from at least one regeneration zone (3) are introduced into the lower portion of the riser reaction zone, the feed and catalyst are circulated from bottom to top in said zone, the first gases produced are separated from the coked catalyst in a first separation zone (38), the catalyst is stripped (40) using a stripping gas, a first cracking and stripping effluent (42) is recovered and the coked catalyst is recycled to the regeneration zone and at least a portion thereof is regenerated using an oxygen-containing gas,

the process being **characterized in that** catalyst (12) from at least one regeneration zone (13) and a hydrocarbon feed (19) are introduced into the upper portion of at least one dropper reaction zone (16), with the following operating conditions:

outlet temperature: 560°C-620°C

catalyst/feed (C/O) ratio: 8-20

residence time: 0.1-2s

the catalyst and said feed are circulated from top to bottom under suitable conditions, the coked catalyst is separated from the second gases produced in a second separation zone (20), the second gases produced (24) are recovered and the coked catalyst is recycled (25) to the regeneration zone.

2. A process according to claim 1, in which the operating conditions are the following:

in the rising zone (RA): catalyst/feed (C/O) ratio: 5-7

in the dropping zone (RD): catalyst/feed (C/O) ratio: 10-15

3. A process according to claim 1 or claim 2, in which the catalyst from the second separation zone is stripped using a stripping gas.

4. A process according to claim 1 or claim 2, in which the catalyst is regenerated in two consecutive regeneration zones, the catalyst to be regenerated from the first separation zone is introduced into a first regeneration zone operating at a suitable temperature, the at least partially regenerated catalyst then being sent to the second regeneration zone operating at a higher temperature and the regenerated catalyst from the second regeneration zone is introduced into the riser reaction zone and into the dropper reaction zone.

5. A process according to claim 4, in which the catalyst from the second separation zone is recycled to the first regeneration zone.

6. A process according to claim 5, in which the catalyst is recycled into the dense zone of the first regeneration zone.

7. A process according to claim 5, in which the catalyst is recycled into the dilute zone of the first regeneration zone using a lift.

8. A process according to claim 4, in which the catalyst from the second separation zone is recycled into the second regeneration zone using a lift.

9. A process according to any one of claims 1 to 8, in which the feeds are introduced into the riser reaction zone and into the dropper reaction zone by injection counter-current to the catalyst flow.

10. A process according to any one of claims 1 to 9, in which the feed supplying each of the reaction zones is an uncracked feed termed a fresh feed, a recycle of a portion of the products from downstream fractionation, or a mixture of the two.

11. A process according to claim 10, in which the feed for the riser reaction zone is a vacuum distillate or an atmospheric residue or a recycle of a portion of the products from downstream fractionation and in which the feed for the dropper zone is an uncracked feed or a recycle of a portion of the products from downstream fractionation, preferably of a gasoline cut or an LCO cut.

12. An apparatus for carrying on the process according to any one of the preceding claims said apparatus being in entrained or fluidized bed, comprising:

- at least one substantially vertical riser reactor (30) having a lower inlet and an upper outlet;
- a first means (35) for supplying regenerated catalyst connected to at least one regenerator (3) for coked catalyst and connected to said lower inlet;
- a first means (31) for supplying feed located above the lower inlet of the riser reactor;
- a first chamber (38) for separating coked catalyst from a first gas phase connected to the upper outlet from the riser reactor (30), said separation chamber comprising a chamber (40) for stripping catalyst and having an upper outlet for a gas phase and a lower outlet for coked and stripped catalyst, said lower outlet being connected

to the catalyst regenerator via first catalyst recycling means (45);

the apparatus being **characterized in that** it comprises:

- at least one substantially vertical dropper reactor (16) having an upper inlet and a lower outlet;
- a second means (12) for supplying regenerated catalyst connected to said coked catalyst regenerator (3) and connected to said upper inlet of the dropper reactor;
- a second means (19) for supplying feed disposed below the second supply means (12);
- a second chamber (20) for separating coked catalyst from a second gas phase connected to the lower outlet from the dropper reactor and having an outlet for the second gas phase and an outlet for coked catalyst;
- and second means (25) for recycling coked catalyst connected to said catalyst outlet from the second separation means and connected to the regenerator.

13. An apparatus according to claim 12, in which the second separation chamber comprises a catalyst stripping chamber communicating therewith.

14. An apparatus according to claim 12 or claim 13, comprising two consecutive coked catalyst regenerators (2,3), and means for circulating the catalyst from the first regenerator (2) to the second regenerator (3), **characterized in that** said first and second catalyst supply means (35, 12) are connected to the second regenerator (3) and **in that** said lower outlet from the first separation chamber is connected to the first regenerator via first recycling means (45).

15. An apparatus according to claim 14, in which the second recycling means (2, 5) comprise a lift (29) connected to the second regenerator.

16. An apparatus according to any one of claims 12 to 15, in which the first and second catalyst recycling means each comprise a flow regulating valve (27, 36) controlled by means for measuring the temperature of the catalyst at the outlet of the riser reactor and of the dropper reactor.

Patentansprüche

1. Verfahren zur katalytischen Spaltung, im Wirbel- oder Fließbett, mindestens einer Kohlenwasserstoffcharge in mindestens zwei Reaktionszonen, wobei mindestens eine (30) mit Aufwärtsströmung ist und die folgenden Betriebsbedingungen aufweist:

- Austrittstemperatur: 500-550°C,
- Katalysator/Charge (C/O): 4-9,
- Aufenthaltsdauer: 0,5-4 Sek.,

wobei die Charge (31) und ein aus mindestens einer Regenerationszone (3) kommender Katalysator (35) in den unteren Abschnitt der Reaktionszone mit Aufwärtsströmung eingeleitet wird, die Charge und der Katalysator in dieser Zone von unten nach oben umlaufen, die ersten Gase, die vom verkokten Katalysator erzeugt werden, in einer ersten Trennungszone (38) getrennt werden, der Katalysator mithilfe eines Strippgases gestrippt wird (40), ein erstes Spalt- und Strippabgas (42) zurückgewonnen wird und der verkokte Katalysator in die Regenerationszone zurückgeführt (45) und mindestens teilweise mithilfe eines sauerstoffhaltigen Gases regeneriert wird, wobei dieses Verfahren **dadurch gekennzeichnet ist, dass** ein aus mindestens einer Regenerationszone (3) kommender Katalysator (12) und eine kohlenwasserstoffhaltige Charge (19) in den oberen Abschnitt mindestens einer Reaktionszone (16) mit Abwärtsströmung und den folgenden Betriebsbedingungen eingeleitet wird:

- Austrittstemperatur: 560-620°C,
- Katalysator/Charge (C/O): 8-20,
- Aufenthaltsdauer: 0,1-2 Sek.,

wobei der Katalysator und diese Charge von oben nach unten umlaufen und der verkokte Katalysator in einer zweiten Trennungszone (20) von zweiten erzeugten Gasen getrennt wird, die erzeugten Gase zurückgewonnen werden (24) und der verkokte Katalysator in die Regenerationszone zurückgeführt wird (25).

2. Verfahren nach Anspruch 1, wobei die Betriebsbedingungen die folgenden sind:

- in der Reaktionszone mit Aufwärtsströmung (RA)
- Katalysator/Charge (C/O): 5-7,

- in der Reaktionszone mit Abwärtsströmung (RD)

- Katalysator/Charge (C/O): 10-15.

- 5 **3.** Verfahren nach einem der Ansprüche 1 und 2, wobei der von der zweiten Trennungszone kommende Katalysator mithilfe eines Strippgases gestrippt wird.
- 10 **4.** Verfahren nach einem der Ansprüche 1 und 2, wobei der Katalysator in zwei aufeinanderfolgenden Regenerationszonen regeneriert wird, der zu regenerierende Katalysator, der aus der ersten Trennungszone kommt, in eine erste Regenerationszone eingeleitet wird, die bei einer geeigneten Temperatur betrieben wird, der auf diese Weise mindestens teilweise regenerierte Katalysator in eine zweite Regenerationszone geleitet wird, die bei einer höheren Temperatur betrieben wird, und der aus der zweiten Regenerationszone kommende regenerierte Katalysator in die Reaktionszone mit Aufwärtsströmung und in die Reaktionszone mit Abwärtsströmung eingeleitet wird.
- 15 **5.** Verfahren nach Anspruch 4, wobei der aus der zweiten Trennungszone kommende Katalysator in die erste Regenerationszone zurückgeführt wird.
- 20 **6.** Verfahren nach Anspruch 5, wobei der Katalysator in die verdichtete Zone der ersten Regenerationszone zurückgeführt wird.
- 25 **7.** Verfahren nach Anspruch 5, wobei der Katalysator mithilfe eines Lifts in die verdünnte Zone der ersten Regenerationszone zurückgeführt wird.
- 30 **8.** Verfahren nach Anspruch 4, wobei der aus der zweiten Trennungszone kommende Katalysator mithilfe eines Lifts in die zweite Regenerationszone zurückgeführt wird.
- 35 **9.** Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 8, wobei die Chargen durch eine Einspritzung im Gegenstrom zur Strömung des Katalysators in die Reaktionszone mit Aufwärtsströmung und in die Reaktionszone mit Abwärtsströmung eingeleitet wird.
- 40 **10.** Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 9, wobei die Charge, mit welcher jede der Reaktionszonen versorgt wird, eine ungespaltene, sogenannte frische Charge, ein Recyclat eines Teils der Produkte aus einer nachgelagerten Fraktionierung oder eine Mischung aus beiden ist.
- 45 **11.** Verfahren nach Anspruch 10, wobei die Charge der Reaktionszone mit Aufwärtsströmung ein Vakuumdestillat oder ein atmosphärischer Rückstand oder ein Recyclat eines Teils der Produkte aus einer nachgelagerten Fraktionierung ist und wobei die Charge der Zone mit Abwärtsströmung eine ungespaltene Charge oder ein Recyclat eines Teils der Produkte aus einer nachgelagerten Fraktionierung und bevorzugt ein Benzinschnitt oder ein LCO-Schnitt ist.
- 50 **12.** Vorrichtung zur katalytischen Spaltung, im Wirbel- oder Fließbett, einer kohlenwasserstoffhaltigen Charge zur Durchführung des Verfahrens nach einem der vorherigen Ansprüche, umfassend:
 - mindestens einen Reaktor mit Aufwärtsströmung (30), der im Wesentlichen vertikal ist und einen unteren Einlauf und einen oberen Auslauf aufweist;
 - ein erstes Mittel (35) zur Versorgung mit regeneriertem Katalysator, das mit mindestens einem Regenerator (3) für verkokten Katalysator verbunden ist und an diesen unteren Einlauf angeschlossen ist;
 - ein erstes Mittel (31) zur Versorgung mit der Charge, das über dem unteren Einlauf des Reaktors mit Aufwärtsströmung angeordnet ist;
 - einen ersten Raum (38) zur Trennung des verkokten Katalysators und einer ersten Gasphase, der mit dem oberen Auslauf des Reaktors (30) mit Aufwärtsströmung verbunden ist, wobei dieser Trennungsraum eine Kammer (40) zum Strippen des Katalysators umfasst und einen oberen Auslauf für eine Gasphase und einen unteren Auslauf für den verkokten und gestrippten Katalysator aufweist, wobei dieser untere Auslauf über die ersten Mittel (45) zur Rückführung des Katalysators mit dem Katalysator-Regenerator verbunden ist, wobei die Vorrichtung **dadurch gekennzeichnet ist, dass** sie umfasst:
 - mindestens einen Reaktor (16) mit Abwärtsströmung, der im Wesentlichen vertikal ist und einen oberen Einlauf und einen unteren Auslauf aufweist;
 - ein zweites Mittel (12) zur Versorgung mit regeneriertem Katalysator, das mit dem Regenerator (3) für verkokten Katalysator verbunden ist und an diesen oberen Einlauf des Reaktors mit Abwärtsströmung angeschlossen ist;

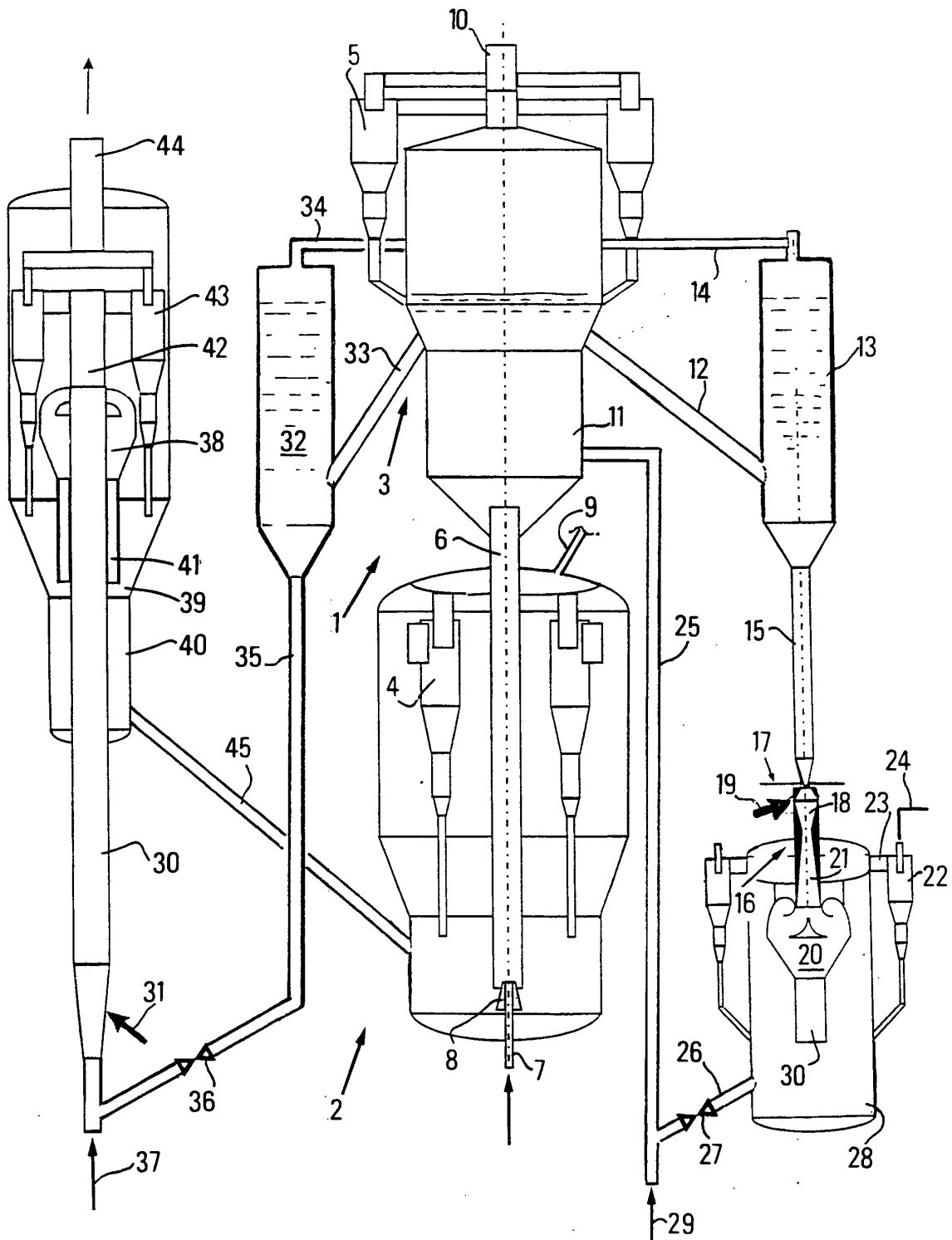
- ein zweites Mittel (19) zur Versorgung mit der Charge, das unter dem zweiten Versorgungsmittel (12) angeordnet ist;
- einen zweiten Raum (20) zur Trennung des verkokten Katalysators von einer zweiten Gasphase, der mit dem unteren Auslauf des Reaktors mit Abwärtsströmung verbunden ist und einen Auslauf für die zweite Gasphase und einen Auslauf für den verkokten Katalysator aufweist;
- und zweite Mittel (25) zur Rückführung des verkokten Katalysators, die an den Auslauf für den Katalysator des zweiten Trennungsraums angeschlossen sind und mit dem Regenerator verbunden sind.

13. Vorrichtung nach Anspruch 12, wobei der zweite Trennungsraum eine Kammer zum Strippen des Katalysators umfasst, die mit diesem in Verbindung steht.

14. Vorrichtung nach einem der Ansprüche 12 und 13, umfassend zwei aufeinanderfolgende Regeneratoren (2, 3) für verkokten Katalysator, Mittel, um den Katalysator vom ersten Regenerator (2) zum zweiten Regenerator (3) umlaufen zu lassen, **dadurch gekennzeichnet, dass** die ersten und zweiten Mittel (35, 12) zur Versorgung mit Katalysator mit dem zweiten Regenerator (3) verbunden sind, und **dadurch**, dass der untere Auslauf des ersten Trennungsraums über die ersten Rückführungsmittel (45) mit dem ersten Regenerator verbunden ist.

15. Vorrichtung nach Anspruch 15, **dadurch gekennzeichnet, dass** die zweiten Rückführungsmittel (2, 5) einen Lift (29) umfassen, der mit dem zweiten Regenerator verbunden ist.

16. Vorrichtung nach einem der Ansprüche 12 bis 15, wobei die ersten und zweiten Rückführungsmittel des Katalysators jedes ein Ventil (27, 36) zur Durchflussregelung umfassen, das von Mitteln zur Messung der Katalysatortemperatur am Auslauf des Reaktors mit Aufwärtsströmung und des Reaktors mit Abwärtsströmung geregelt wird.



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 9701627 W [0005]
- US 5009769 A [0008]
- US 4116814 A [0009]
- US 500976 A [0009]
- FR 9809672 [0032] [0037]
- FR 9801866 W [0040]