(19) Europäisches Patentamt
European Patent Office
Office européen des brevets

(11) Numéro de publication: **0 432 235 B1**

(12) # FASCICULE DE BREVET EUROPEEN

(45) Date de publication de fascicule du brevet: **14.09.94** (51) Int. Cl.[5]: **C10G 69/04**

(21) Numéro de dépôt: **90908440.2**

(22) Date de dépôt: **08.06.90**

(86) Numéro de dépôt internationale :
PCT/BE90/00028

(87) Numéro de publication internationale :
WO 90/15121 (13.12.90 90/28)

(54) **PROCEDE DE PRODUCTION D'ESSENCES A INDICES D'OCTANE AMELIORES.**

(30) Priorité: **09.06.89 BE 8900630**

(43) Date de publication de la demande:
19.06.91 Bulletin 91/25

(45) Mention de la délivrance du brevet:
14.09.94 Bulletin 94/37

(84) Etats contractants désignés:
AT BE CH DE DK ES FR GB IT LI LU NL SE

(73) Titulaire: **FINA RESEARCH S.A.**
Zone Industrielle C
B-7181 Seneffe (Feluy) (BE)

(72) Inventeur: **MELIN, Michel**
Pré St.-Jean 6
B-6198 Seneffe (BE)
Inventeur: **GROOTJANS, Jacques, François**
Neerijresteenweg 39
B-3061 Leefdaal (BE)

(74) Mandataire: **Leyder, Francis**
c/o Fina Research S.A.
Dépt. Brevets
Zone Industrielle C
B-7181 Feluy (BE)

Il est rappelé que: Dans un délai de neuf mois à compter de la date de publication de la mention de la délivrance du brevet européen, toute personne peut faire opposition au brevet européen délivré, auprès de l'Office européen des brevets. L'opposition doit être formée par écrit et motivée. Elle n'est réputée formée qu'après paiement de la taxe d'opposition (art. 99(1) Convention sur le brevet européen).

EP 0 432 235 B1

Description

La présente invention se rapporte à un procédé de production d'essences à indice d'octane élevé. En particulier, la présente invention se rapporte à la production d'essence ayant un RON et un MON améliorés, au départ de charges d'hydrocarbures plus lourds, provenant du craquage catalytique en lit fluidisé des gasoiles sous-vide, huiles désasphaltées et résidus.

Le procédé de craquage catalytique en lit fluidisé de charges hydrocarbures lourds comme les gasoils sous-vide, est un procédé bien connu pour notamment produire des essences. Il est en outre essentiel de produire des essences ayant un indice d'octane élevé du fait de l'enlèvement prochain des additifs au plomb. Il existe dès lors, un besoin croissant pour obtenir au départ de ces mêmes charges, des essences ayant un indice d'octane ou des indices RON (indice d'octane "Recherche") et particulièrement MON (indice d'octane "Moteur") améliorés.

Il est bien connu de soumettre des charges d'hydrocarbures lourds comme les gasoils, les gasoils sous-vide ou autres analogues à un craquage catalytique en lit fluidisé (FCC), de manière à former des produits légers riches en oléfines et des hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences. On forme d'ailleurs également des produits plus lourds notamment des "cycle oil" légères (LCO) bouillant entre 221 et 350 °C, des "cycle oil" lourdes (HCO) bouillant entre 350 et environ 400 °C et des huiles clarifiées (CLO) bouillant à une température supérieure à 400 °C. Le plus souvent les HCO et CLO sont utilisés comme composants du fuel, tandis que l'on soumet le LCO à un traitement d'hydrogénation pour en améliorer ses caractéristiques en vue de l'utiliser comme composant du diesel par exemple.
On a également décrit qu'il était avantageux de soumettre uniquement les LCO ainsi hydrogénés à un traitement de FCC en présence d'un catalyseur de FCC partiellement désactivé, ce qui nécessite bien sûr des aménagements compliqués du craqueur catalytique qui doit être utilisé.

Le brevet EP 184669 décrit un procédé de production d'essence à haute teneur en octane dans lequel on effectue un craquage catalytique d'une huile lourde carbo-métallique, on récupère une fraction LCO que l'on soumet à une étape d'hydrogénation et on introduit l'entièreté de cette fraction hydrogénée dans une unité de FCC.

Le brevet US 4,426,276 décrit de nombreux procédés pour convertir ou valoriser du pétrole brut; ces procédés sont caractérisés en ce qu'une fraction d'huile résiduelle est craquée catalytiquement et que la fraction à haut point d'ébullition résultante est ensuite hydrocraquée. Selon un mode particulier d'exécution, après l'étape d'hydrocraquage, on décrit la possibilité de recycler les produits liquides ayant une température d'ébullition comprise entre 204 et 315 °C en les réintroduisant successivement aux étapes de séparation flash et de craquage catalytique.

La Demanderesse a maintenant trouvé qu'il y avait moyen d'améliorer considérablement le RON et MON des essences produites par craquage catalytique d'hydocarbures lourds.

La présente invention a pour but un procédé qui permette de produire des essences ayant des RON et MON améliorés au départ de charges d'hydrocarbures lourds.

La présente invention a également pour but un procédé pour produire des essences ayant des RON et MON améliorés, à partir de LCO, HCO et CLO hydrogénés.

Le procédé de la présente invention pour produire des essences ayant des RON et MON améliorés est caractérisé en ce qu'il comprend les étapes qui consistent à :

a. Soumettre à un craquage catalytique en lit fluidisé, une charge d'hydrocarbures lourds, par mise en contact avec un catalyseur fluide de craquage catalytique, pour former des produits gazeux, des hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences, des LCO, des HCO et des CLO;

b. Séparer le catalyseur des produits formés;

c. Séparer et envoyer les LCO, HCO et CLO formés, dans un autre réacteur dans lequel on les soumet à une hydrogénation à une température comprise entre 320 et 420 °C, à une pression comprise entre 30 et 200 bar et en présence d'un catalyseur d'hydrogénation pour former des hydrocarbures gazeux, des hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences et des hydrocarbures bouillant à une température supérieure à environ 221 °C;

d. Séparer les hydrocarbures bouillant à une température supérieure à environ 221 °C, formés à l'étape (c);

e. Soumettre les hydrocarbures bouillant à une température supérieure à environ 221 °C, formés à l'étape (d) à un craquage catalytique en lit fluidisé, le réacteur étant de préférence différent de celui de l'étape (a).

f. Récupérer les hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences formés à l'étape (e), ayant des meilleurs RON et MON.

La présente invention est également décrite à l'aide du dessin annexé, dans lequel la figure 1 représente un diagramme schématique du procédé de l'invention.

En se référant à la Figure 1, on introduit par la conduite 10 une charge d'hydrocarbures lourds, qui peut être constituée par du gasoil, du gasoil sous-vide ou autres charges analogues. Cette charge est introduite dans le réacteur FCC 20 dans lequel elle est mise en contact avec un catalyseur fluide de craquage catalytique introduit par la conduite 22. La charge et le catalyseur sont mélangés et entrainés vers le haut. Le catalyseur est constitué de fines particules de manière à ce qu'il agisse sous forme d'un lit fluidisé. La réaction a lieu dans le réacteur 20, le catalyseur retombe par gravité et est récupéré pour régénération par la conduite 18 et est régénéré dans le réacteur 16, tandis que les divers produits de la réaction catalytique qui comprennent des hydrocarbures gazeux, des hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences, des LCO, des HCO et des CLO sont récupérés par la conduite 24, pour être envoyés dans un séparateur (25) pour séparer les produits gazeux et légers sortant par la conduite 26, des produits plus lourds sortant par la conduite 28. Les produits légers récupérés par la conduite 26 sont constitués d'hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences.

Les produits lourds sortant par la conduite 28 sont constitués de LCO bouillant entre 221 et 350 °C, de HCO bouillant entre 350 et 400 °C ainsi que de CLO bouillant à une température supérieure à 400 °C.

Selon un mode d'exécution du procédé de l'invention, on sépare successivement le LCO, le HCO et le CLO et on les soumet séparément par après à un traitement d'hydrogénation. Selon un autre mode d'exécution du procédé de l'invention, on soumet les LCO, le HCO et le CLO ensemble à un traitement d'hydrogénation. Quel que soit le mode d'exécution choisi, le courant sortant par la conduite 28 est mélangé avec de l'hydrogène provenant de l'une ou l'autre source définie ci-après et l'on introduit le mélange de charge et d'hydrogène par la conduite 29 dans la zone de réaction d'hydrogénation 30 en présence d'un catalyseur d'hydrogènation à une température comprise entre 320 et 420 °C et sous une pression comprise entre 30 et 200 bar. Généralement, le catalyseur d'hydrogénation se présente sous forme d'un lit fixe, dans la zone de réaction 30. La charge à hydrogéner passe à travers le lit catalytique maintenu dans des conditions d'hydrogénation telles qu'énoncées ci-dessus. On soutire du réacteur 30 le produit effluent par la conduite 31 et on l'introduit dans le séparateur 32, dans lequel on sépare d'une part par la conduite 33 les produits gazeux et des produits bouillant dans la gamme des essences, c'est-à-dire à une température inférieure à 221 °C, et d'autre part par la conduite 34, les produits hydrogénés bouillant à une température supérieure à 221 °C. On soumet ces hydrocarbures bouillant à une température supérieure à 221 °C, à un nouveau craquage catalytique en lit fluidisé, dans un réacteur (36) de préférence différent du premier réacteur (20). On récupère les hydrocarbures traités par la conduite (38) et on les sépare dans le séparateur (40) entre produits bouillant dans la gamme des essences et produits plus lourds, contitués de LCO, de HCO et CLO que l'on recycle au réacteur d'hydrogénation 30 par la conduite (42), alors que l'on récupère des essences ayant un RON et MON améliorés par la conduite (44).

La Demanderesse a trouvé d'une manière inattendue qu'en soumettant la totalité des produits hydrogénés ayant un point d'ébullition supérieur à 221 °C pris ensemble ou séparément à un FCC, on accroissait la quantité totale d'essences formées par le procédé et on augmentait considérablement les RON et MON des essences formées.

Il est entendu que le procédé de l'invention peut être adapté aux nombreux modes d'exécution d'un craquage catalytique en lit fluidisé, l'essentiel étant de resoumettre les hydrocarbures hydrogénés et bouillant au-dessus de 221 °C, à un traitement de FCC.

La demanderesse a d'ailleurs remarqué que le fait de soumettre les LCO, HCO et/ou CLO hydrogénés à un nouveau FCC, permet d'obtenir des essences à meilleures RON et MON. Contrairement à ce qui est enseigné dans l'état de la technique, il n'est pas essentiel de limiter la réaction de FCC des LCO, HCO et/ou CLO avec des catalyseurs partiellement désactivés, pour obtenir les bons rendement en essence, mais, et cela constitue un élément essentiel de l'invention, il faut absolument la contacter avec un catalyseur FCC frais pour obtenir des essences ayant un meilleurs RON et MON. Dans le cas où il n'y a pas disponibilité d'un second réacteur FCC, on peut recycler les hydrocarbures sortant par la conduite 34 au premier réacteur FCC (20) en mélange avec la charge de VGO (gasoiles sous-vide), mais les résultats du point de vue RON et MON des essences obtenues sont légèrement inférieurs à ceux obtenus avec le mode d'exécution du procédé présenté ci-avant.

Il est également envisageable d'introduire les LCO, HCO et/ou CLO hydrogénés dans un deuxième réacteur à transport ("viser") monté en parallèle avec le réacteur réservé à la charge normale du FCC (20). Suivant un autre mode de fonctionnement, on peut utiliser le FCC (20) pour craquer par campagne les charges (lourdes normales et les LCO, HCO et/ou CLO hydrogénés). Les deux exemples précédents sont uniquement à considérer comme exemple de réalisation en pratique, l'essentiel restant de contacter les charges LCO, HCO et/ou CLO hydrogénés avec un catalyseur pleinement actif.

Il n'est évidemment pas nécessaire de traiter les hydrocarbures ayant une température d'ébullition plus basse, vu qu'ils sont récupérés comme essence soit par la conduite 33, soit par la conduite 26.

Il existe un grand nombre de catalyseurs appropriés pour être utilisés dans des procédés de craquage catalytique, notamment des silices-alumine amorphes, des silices-magnésie, des catalyseurs du type zeolites crystallines comme les faujasite ou autres analogues, comme les zeolites Y dispersées dans une matrice de silice et d'un autre oxyde inorganique ou dans une matrice d'alumine. Les zeolites peuvent également être utilisées pures avec ou sans promoteurs zeolitiques du type ZSM-5 ou silicalite.

Généralement les matrices sont constituées de silice-alumine dans un rapport 90-40/10-60, dans lesquelles on disperse les zeolites. Les zeolites sont générallement du type zeolites Y échangées aux terres rares ou de type ultrastable (le mode de dealumination étant variable).

On peut également ajouter des promoteurs à raison de 5 à 15% en poids de la zeolite utilisée. Le craquage catalytique s'effectue généralement à des températures comprises entre 480 et 550 °C et de préférence entre 510 et 530 °C; à des pressions comprises entre 1 et 4 bar et de préférence entre 1 et 2 bar.

Le catalyseur d'hydrotraitement est de préférence résistant au soufre. La plupart sont des catalyseurs de métaux du Groupe VI et du Groupe VIII déposés sur un support d'alumine ou silice-alumine et autres supports analogues. La plupart du temps, on utilise un catalyseur Nickel-Molybdène déposé sur alumine ou silice-alumine.

Les conditions opératoires d'hydrogénation sont une température comprise entre 270 et 500 °C, une pression comprise entre 30 et 200 bars et de préférence entre 60 et 120 bars, une LHSV comprise entre 0,5 et 5 et un rapport H_2/HC compris entre 500 et 50.000 NL/L.

Les exemples suivants sont donnés afin de mieux illustrer la présente invention, mais sans pour autant en limiter la portée.

Exemples 1 à 3.

On a soumis une charge constituée de VGO dont les caractéristiques sont données dans le Tableau suivant à un craquage catalytique dans les conditions opératoires suivantes :

T °	520 °C
Pression	atmosphérique
Alimentation	600 gr/heure
Catalyseur/charge (wt/wt)	6

	100% VGO Charge de base
Densité	0.9240
Soufre (%)	1.8375
Point d'aniline (°C)	79.2
Indice de réfraction à 50 °C	1.5024
Aromatiques (UV) (millémoles/100 gr)	
MONO	55
DI	19
TRI	18
TETRA	15
PENTA +	1

A la sortie du réacteur de craquage catalytique, on a séparé les produits bouillant dans la gamme des essences, des LCO et HCO et CLO. On a soumis séparément les LCO, HCO et CLO à une hydrogénation en présence d'un catalyseur Ni-Mo et dans des conditions indiquées au tableau 1. A la sortie du réacteur d'hydrogénation on a séparé les produits bouillant dans la gamme des essences et ceux ayant un point d'ébullition supérieur à 221 °C. On a envoyé les produits ayant un point d'ébullition supérieur à 221 °C directement dans un second réacteur de craquage catalytique dans des conditions indiquées au tableau 1. Les propriétés des essences produites à la sortie de ce dernier réacteur de craquage catalytique sont indiquées dans le Tableau 1.

A titre de comparaison, on a soumis la même charge de VGO à un FCC dans les mêmes conditions que celles ci-dessus. Les essences obtenues avec ce procédé avaient un RON de 91.7 et un MON de 78.6. On constate que le procédé de l'invention permet un gain de 3 points en MON ce qui est très avantageux.

Exemple 4.

On a soumis séparément une charge constituée de VGO dont les caractéristiques sont données au Tableau 1 et d'un courant recyclé formé de LCO hydrogéné à un craquage catalytique dans les conditions opératoires suivantes :

T °	520 ° C
Pression	atmosphérique
Alimentation	600 gr/heure
Catalyseur/charge (wt/wt)	6

A la sortie du réacteur de craquage catalytique, on a séparé les produits bouillant dans la gamme des essences, des LCO et HCO et CLO. On a soumis les HCO à une hydrogénation à une température de 390 ° C et sous une pression de 120 bar, à une LHSV de 0,6. A la sortie du réacteur d'hydrogénation on a séparé les produits bouillant dans la gamme des essences et ceux ayant un point d'ébullition supérieur à 221 ° C et on les a envoyé directement dans un second réacteur de craquage catalytique. Les propriétés des essences produites à la sortie de ce dernier réacteur de craquage catalytique sont indiquées au Tableau 1.

Tableau 1

	Ex 1	Ex 2	Ex 3	Ex Comparatif	Ex 4
Analyse de la charge d'hydrotraitement	(LCO)	(HCO)	(CLO)		
Densité	0,909	1.000	1.033		
Soufre (%)	1.725	2.536	0.9702	-	-
Azote basique (ppm)	16	122	409		
Azote total (ppm)	448	1.640	1.290		
Carbone conradson (%)	-	-	-		
Conditions d'hydrotraitement					
Pression (bar g)	60	120	120		
Température (°C)	360	340	360		identique
LHSV (Hr^{-1})	2	0.6	0.6		à l'exemple
gas recyclé (Nl/l)	1.000	1.000	1.000		1 pour le
catalyseur	Ni-Mo sur alumine	Ni-Mo sur alumine	Ni-Mo sur alumine		LCO
Bilan matière d'hydrotraitement					
Fuel gas	3.19	1.80	1.18		
C3	0.89	0.06	0.06		
I-C4	0.14	0.56	0.01		
N-C4	0.40	2.82	0.04		
C5-221°C	21.52	4.82	1.54		
221^{+}C	75.37	92.37	100.18		

Analyse de la coupe 221^{+}C produite par hydrotraitment (ou de la charge du FCC)	(100% LCO hydrot.)	(100% HCO hydrot.)	(100% CLO hydrot.)	(100 % VGO charge de base)	(75% VGO 25% LCO hydrot.)
Densité	0.880	0.9447	0.971	0.9240	0.9122
Soufre (%)	0.0336	0.2427	0.0376	1.8375	1.4044
Point d'aniline (°C)	44.2	43.4	55.5	79.2	70.6
Indice de réfraction à 50°C	1.4798	1.5120	-	1.5024	1.4971
Poids moléculaire	172	261	370	-	-
Aromatiques (UV) (millémoles/100 gr)					
MONO	84	113	90	55	49
DI	24	13	21	19	21
TRI	4	13	16	18	14
TETRA	3	7	26	15	11
PENTA +	0	0	3	1	1

Rendement du cracking catalytique (% pds)					
GAS	19.24	18.82	13.22		
MCCS (C_5-100°C)	19.18	17.95	14.85	21.71	20.49
HCCS (100-221°C)	23.79	24.54	20.74	25.26	23.51
LCO (221-350°C)	33.69	23.69	22.51	18.69	25.85
HCO/MCB (350^{+c})	2.78	13.09	24.43	12.40	8.66
COKE	1.32	1.91	4.26	2.82	2.43
CONVERSION (221°C)	63.53	63.22	53.07	68.91	65.49
Analyse de l'essence produite (C_5-221°C)					
FIA % vol. Arom.	51	54	46	34	34
Olif.	9	9	11	38	33
Satur.	40	37	43	28	33
RON (GC)	93.7	96.4	94.8	91.7	92.2
MON	81.6	82.7	79.4	78.6	80.3

Revendications

1. Procédé pour produire des essences ayant des RON et MON améliorés, caractérisé en ce qu'il comprend les étapes qui consistent à :
   a. Soumettre à un craquage catalytique en lit fluidisé, une charge d'hydrocarbures lourds, par mise en contact avec un catalyseur fluide de craquage catalytique, pour former des produits gazeux, des hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences, des LCO, des HCO et des CLO;
   b. Séparer le catalyseur des produits formés;
   c. Séparer et envoyer les LCO, HCO et CLO formés, dans un autre réacteur dans lequel on les soumet à une hydrogénation à une température comprise entre 270 et 500 °C, à une pression comprise entre 30 et 200 bars et en présence d'un catalyseur d'hydrogénation pour former des hydrocarbures gazeux, des hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences et des hydrocarbures bouillant à une température supérieure à environ 221 °C;
   d. Séparer les hydrocarbures bouillant à une température supérieure à environ 221 °C, formés à l'étape (c);
   e. Soumettre les hydrocarbures bouillant à une température supérieure à environ 221 °C, formés à l'étape (d) à un craquage catalytique en lit fluidisé, le réacteur étant de préférence différent de celui de l'étape (a).
   f. Récupérer les hydrocarbures bouillant dans la gamme des essences formés à l'étape (e), ceux-ci ayant des meilleurs RON et MON.

2. Procédé selon la revendication 1 caractérisé en ce que l'on soumet le LCO hydrogéné formé à l'étape (c) à un FCC.

3. Procédé selon la revendication 1 caractérisé en ce que l'on soumet le HCO hydrogéné formé à l'étape (c) à un FCC.

4. Procédé selon la revendication 1 caractérisé en ce que l'on soumet le CLO hydrogéné formé à l'étape (c) à un FCC.

5. Procédé selon la revendication 1 caractérisé en ce que l'on soumet le mélange LCO, HCO et CLO de l'étape (c) à un FCC.

6. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5 caractérisé en ce que l'on soumet les LCO, CLO, HCO récupérés à l'étape (c) ensemble ou séparément à un traitement d'hydrogénation à une température comprise entre 320 et 420 °C.

7. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 6 caractérisé en ce que l'on soumet les LCO, CLO, HCO récupérés à l'étape (c) ensemble ou séparément à un traitement d'hydrogénation à une

pression comprise entre 60 et 120 bars à une LHSV comprise entre 0,5 et 5 et selon un rapport H_2/HC compris entre 500 et 50.000 NL/L.

Claims

1. Process for producing improved RON and MON gasolines characterized in the following steps:
   a. A heavy hydrocarbon feedstock is subjected to a fluidized bed catalytic cracking by contacting it with a fluid catalyst of catalytic cracking in order to produce gaseous products, hydrocarbons boiling in the range of gasolines, LCO, HCO and CLO;
   b. The catalyst is separated from the generated products;
   c. LCO, HCO and CLO are separated ans sent into another reactor where they are subjected to a hydrogenation step at a temperature comprised between 270 and 500 °C, at a pressure comprised between 30 and 200 bars and in the presence of a hydrogenation catalyst in order to produce gazeous hydrocarbons, hydrocarbons boiling in the range of gasolines and hydrocarbons boiling at a temperature higher than about 221 °C;
   d. Hydrocarbons from step (c) boiling at a temperature higher than about 221 °C are separated;
   e. Hydrocarbons from step (d) boiling at a temperature higher than about 221 °C are subjected to a fluidized bed catalytic cracking in a reactor which is preferentially different from step (a);
   f. Hydrocarbons from step (e) boiling in the range of gasolines with improved RON and MON are recovered.

2. Process according to Claim 1 characterized in that the hydrogenated LCO produced at step (c) is subjected to a FCC.

3. Process according to Claim 1 characterized in that the hydrogenated HCO produced at step (c) is subjected to a FCC.

4. Process according to Claim 1 characterized in that the hydrogenated CLO produced at step (c) is subjected to a FCC.

5. Process according to Claim 1 characterized in that the mixture LCO, HCO and CLO from step (c) are subjected to a FCC.

6. Process according to any one of Claims 1 to 5 characterized in that the LCO, CLO, HCO recovered from step (c) are subjected together or separately to a hydrogenation treatment at a temperature comprised between 320 and 420 °C.

7. Process according to any one of Claims 1 to 6 characterized in that the LCO, CLO, HCO recovered from step (c) are subjected together or separately to a hydrogenation treatment under a pressure comprised between 60 and 120 bars, at a LHSV comprised between 0.5 and 5 and with a ratio H_2/HC comprised between 500 and 50,000 NL/L.

Patentansprüche

1. Verfahren zum Herstellen von Benzinen mit verbesserten ROZ und MOZ, dadurch gekennzeichnet, daß es die folgenden Stufen umfaßt:
   a. katalytisches Cracken einer Charge schwerer Kohlenwasserstoffe im Fließbett durch in Berührung bringen mit einem flüssigen Crack-Katalysator, um gasförmige Produkte, Kohlenwasserstoffe, die im Bereich der Benzine sieden, leichte Kreislauföle, schwere Kreislauföle, und geklärte Öle zu bilden;
   b. Abtrennen des Katalysators von den gebildeten Produkten;
   c. Abtrennen und Überführen der gebildeten leichten Kreislauföle, schweren Kreislauföle und geklärten Öle in einen anderen Reaktor, in dem sie bei einer Temperatur zwischen 270 und 500 °C, einem Druck zwischen 30 und 200 bar und in Gegenwart eines Hydrierungskatalysators einer Hydrierung unterworfen werden, um gasförmige Kohlenwasserstoffe, Kohlenwasserstoffe, die im Bereich der Benzine sieden und Kohlenwasserstoffe zu bilden, die bei einer Temperatur von mehr als etwa 221 °C sieden;
   d. Abtrennen der in Stufe (c) gebildeten Kohlenwasserstoffe, die bei einer Temperatur von mehr als etwa 221 °C sieden;

e. katalytisches Cracken der in Stufe (d) gebildeten Kohlenwasserstoffe, die bei einer Temperatur von mehr als etwa 221 °C sieden, im Fließbett, wobei sich der Reaktor vorzugsweise von dem der Stufe (a) unterscheidet;
f. Gewinnen der in Stufe (e) gebildeten Kohlenwasserstoffe, die im Bereich der Benzine sieden und bessere ROZ und MOZ aufweisen.

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß man das in Stufe (c) gebildete hydrierte leichte Kreislauföl einem katalytischen Cracken im Fließbett unterwirft.

3. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß man das in Stufe (c) gebildete hydrierte schwere Kreislauföl einem katalytischen Cracken im Fließbett unterwirft.

4. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß man das in Stufe (c) gebildete hydrierte geklärte Öl einem katalytischen Cracken im Fließbett unterwirft.

5. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß man die Mischung aus leichtem Kreislauföl, schwerem Kreislauföl und geklärtem Öl der Stufe (c) einem katalytischen Cracken im Fließbett unterwirft.

6. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 5, dadurch gekennzeichnet, daß man das in Stufe (c) gewonnene leichte Kreislauföl, geklärte Öl, schwere Kreislauföl zusammen oder getrennt einer Hydrierungsbehandlung bei einer Temperatur zwischen 320 und 420 °C unterwirft.

7. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 6, dadurch gekennzeichnet, daß man das in Stufe (c) gewonnene leichte Kreislauföl, geklärte Öl, schwere Kreislauföl gemeinsam oder getrennt einer Hydrierungsbehandlung bei einem Druck zwischen 60 und 120 bar, bei einer Raumgeschwindigkeit/h der Flüssigkeit zwischen 0,5 und 5 und einem Verhältnis von H_2/Kohlenwasserstoff zwischen 500 und 50.000 Litern unter Normalbedingungen/Liter unterwirft.

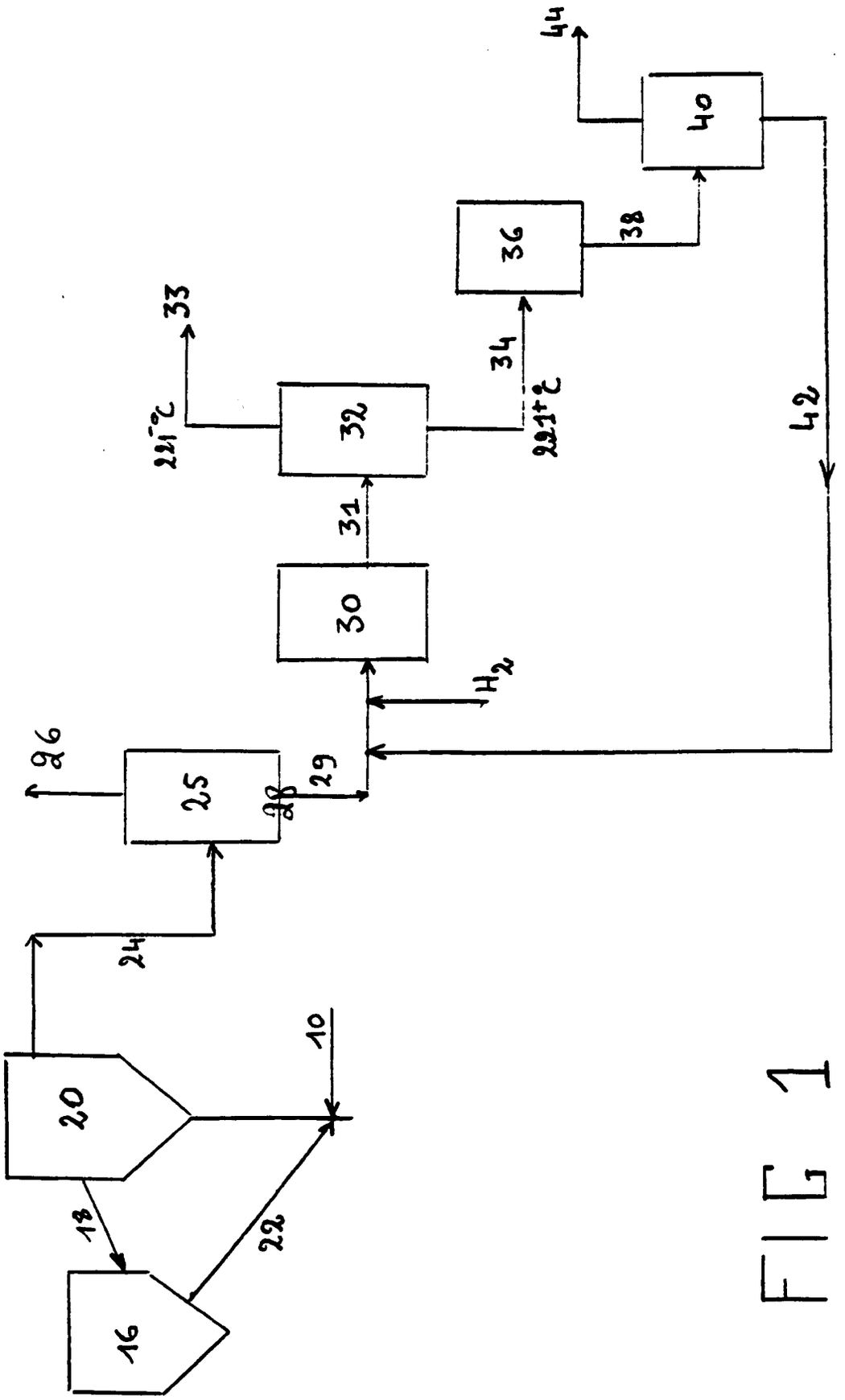

16
18
20
22
10
24
25
26
28
29
30
31
32
33
34
36
38
40
42
44
H_2
221°C
221+°C

FIG 1