



Europäisches
Patentamt
European
Patent Office
Office européen
des brevets



(11)

EP 1 590 423 B1

(12)

EUROPÄISCHE PATENTSCHRIFT

(45) Veröffentlichungstag und Bekanntmachung des
Hinweises auf die Patenterteilung:
21.02.2007 Patentblatt 2007/08

(21) Anmeldenummer: **03813544.8**

(22) Anmeldetag: **09.07.2003**

(51) Int Cl.:
C10G 9/28 (2006.01) **C10G 70/04 (2006.01)**

(86) Internationale Anmeldenummer:
PCT/EP2003/007377

(87) Internationale Veröffentlichungsnummer:
WO 2004/056942 (08.07.2004 Gazette 2004/28)

(54) VERFAHREN ZUR HOCHTEMPERATUR-KURZZEIT-DESTILLATION VON RÜCKSTANDSÖL METHOD FOR HIGH-TEMPERATURE DISTILLATION OF RESIDUAL OIL IN A LIMITED TIME PROCEDE DE DISTILLATION A HAUTE TEMPERATURE EN UN TEMPS LIMITE D'HUILE RESIDUELLE

(84) Benannte Vertragsstaaten:
AT DE ES FR GB NL

(30) Priorität: **19.12.2002 DE 10259450**

(43) Veröffentlichungstag der Anmeldung:
02.11.2005 Patentblatt 2005/44

(73) Patentinhaber: **Lurgi Lentjes AG
40549 Düsseldorf (DE)**

(72) Erfinder:
• **WEISS, Hans-Jürgen
61440 Oberursel (DE)**
• **ZENTNER, Udo
64347 Griesheim (DE)**

• **HEURICH, Helmut
61352 Bad Homburg (DE)**

(74) Vertreter: **Stenger, Watzke & Ring
Kaiser-Friedrich-Ring 70
40547 Düsseldorf (DE)**

(56) Entgegenhaltungen:
**EP-A- 0 832 962 DE-A- 19 959 587
US-B1- 6 413 415**

• **WEISS H ET AL: "COKING OF RESIDUE OILS BY
THE LR-PROCESS" ERDOL UND KOHLE
ERDGAS PETROCHEMIE, INDUSTRIEVERLAG
VON HERNHAUSSEN. LEINFELDEN, DE, Bd. 42,
Nr. 6, 1. Juni 1989 (1989-06-01), Seiten 235-237,
XP002051645 ISSN: 0014-0058**

EP 1 590 423 B1

Anmerkung: Innerhalb von neun Monaten nach der Bekanntmachung des Hinweises auf die Erteilung des europäischen Patents kann jedermann beim Europäischen Patentamt gegen das erteilte europäische Patent Einspruch einlegen. Der Einspruch ist schriftlich einzureichen und zu begründen. Er gilt erst als eingelegt, wenn die Einspruchsgebühr entrichtet worden ist. (Art. 99(1) Europäisches Patentübereinkommen).

Beschreibung

[0001] Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Hochtemperatur-Kurzzeit-Destillation eines Rückstandöls aus der Verarbeitung von Erdöl, natürlichem Bitumen oder Ölsand, wobei man das Rückstandöl mit körnigem, heißem Koks als Wärmeträger in einem Mischwerk mischt, zu Oldampf, Gas und Koks konvertiert und Gase und Dämpfe aus dem Mischwerk weitgehend getrennt vom körnigen Koks abzieht, Gase und Dämpfe abkühlt und ein Produktöl als Kondensat sowie Gas erzeugt, und dass man aus dem Mischwerk abgezogenen Koks wieder erhitzt und als Wärmeträger in das Mischwerk zurückführt.

[0002] Verfahren dieser Art sind in der DE-C-19724074 sowie der DE-A-19959587 beschrieben. Diese Verfahren haben die Eigenschaft, dass das erzeugte Produktöl Schadstoffe wie Schwermetalle (Nickel, Vanadium), Conradson Carbon Rückstand (CCR) sowie Asphaltene im Vergleich zum eingesetzten Rückstandsöl nur noch in stark abgereicherter Konzentration enthält. Dies ist für eine nachfolgende katalytische Konversion der oberhalb von ca. 360 °C siedenden Produktöl-Fraktion in einem Fluidized Catalytic Cracker (FCC) zu Benzin und Gasöl von großem Vorteil. Soll die katalytische Konversion dieser schweren Produktölfractionen aber in einem Hydrocracker erfolgen, so muss der Katalysator-Schadstoffgehalt wegen dessen höheren Anforderungen weiter reduziert werden.

Erfahrungsgemäß sind die verbleibenden Schadstoffe in der höchstsiedenden Fraktion des Produktöls angereichert. Eine Reduzierung der Schadstoffe kann somit grundsätzlich durch eine nachfolgende Vakuumdestillation des über 360°C siedenden Produktöles erfolgen, bei der ein schadstoffhaltiger Vakuumrückstand (VR) und ein weitgehend schadstofffreies Vakuumgasöl (VGO) gewonnen wird. Nachteilig an dieser Methode ist, dass eine Vakuumdestillation technisch aufwendig und nur bis zu gewissen Siedeschnitteperaturen zwischen VGO und VR im Bereich von etwa 500 bis 560 °C möglich ist. Hierdurch ergibt sich eine große Menge an schadstoffhaltigem VR, der zwar in der FCC-Anlage, nicht jedoch in einem Hydrocracker konvertiert werden kann.

[0003] Ausgehend von diesem Stand der Technik liegt der Erfindung die Aufgabe zugrunde, das Verfahren zur Hochtemperatur-Kurzzeit-Destillation von Rückstandsölen dahingehend zu verbessern, dass aus dem Produktöl eine möglichst kleine Rückstandsfraktion auf technisch einfache Weise gewonnen werden kann, in der die unerwünschten Katalysator-Schadstoffe weitgehend aufkonzentriert sind.

[0004] Erfindungsgemäß wird die Aufgabe dadurch gelöst, dass eine schadstoffreiche Rückstandsfraktion des dampfförmigen Produktöls aus dem Mischwerk nach Zumischung von Wasserdampf oder Gas zur Absenkung des Partialdruckes bei Temperaturen unter 450°C in einer Kolonne kondensiert und getrennt von dem restlichen Produktöl abgezogen wird. Anschließend können die

nicht kondensierten Produktöldämpfe aus der Kolonne einer Fraktionier-Kolonne zugeführt werden, in der das verbleibende schadstoffarme Produktöl in eine VGO und eine Benzin/Gasöl-Fraktion zerlegt wird.

[0005] Die Erfindung macht sich die Tatsache zu nutze, dass das gesamte Produktöl am Austritt des Mischwerkes in dampfförmiger Form vorliegt und durch eine fraktionierende Kondensation in die gewünschten Fraktionen zerlegt werden kann. Zur Reduktion des Anteils an schadstoffreichem VR muss der Siedeschnitt zwischen VGO und VR möglichst hoch im Bereich zwischen 450°C und 650°C eingestellt werden, sodass die abgetrennte VR-Fraktion mehr als 60% des in den Produktöldämpfen noch enthaltenen Conradson Carbon Rückstandes (CCR), mehr als 70% der in den Produktöldämpfen noch enthaltenen Schwermetalle Nickel (Ni) und Vanadium (V) sowie mehr als 80% der in den Produktöldämpfen noch enthaltenen Asphaltene enthält. Da sich kondensierte Ölfraktionen bei Temperaturen über 450°C schnell zersetzen bzw. verkoken würden, wird der Partialdruck der zu trennenden Ölfraktionen durch Aufgabe von Wasserdampf oder Gas in die Kolonne herabgesetzt, sodass dort bei unter 450°C ein schweres Kondensat mit einem Siedebeginn über 450°C kondensiert. Die Kondensation des schadstoffarmen VGO (Siedebeginn ca. 360; Siedeende 450 bis 650°C) und der Benzin/Gasöl-Fraktion (Siedebereich C₅- bis ca. 360°C) kann dann in einer zweiten Kondensationsstufe bei entsprechend niedrigeren Temperaturen erfolgen. Das so gewonnene schadstoffarme VGO kann anschließend in einem Hydrocracker katalytisch zu Benzin und Gasöl konvertiert und das schwere Kondensat entweder in den Mischreaktor zurückgeführt oder anderweitig, z.B. als schweres Heizöl, verwendet werden.

[0006] Ausgestaltungsmöglichkeiten des Verfahrens werden mit Hilfe der Zeichnung beispielhaft erläutert. Dabei zeigt

Fig. 1 ein Fließschema des Verfahrens.

[0007] In Fig. 1 wird einem Mischreaktor (1) durch die Leitung (3) 500 °C bis 700 °C heißer Wärmeträger-Koks aus dem Sammelbunker (2) zugeführt. Gleichzeitig wird dem Mischreaktor (1) durch Leitung (4) Rückstandsöl mit einer Temperatur von 100 °C bis 400 °C zugeführt. Während des Mischens stellt sich eine Konversionstemperatur des Gemisches von 450 °C bis 600 °C ein. Der Wärmeträger-Koks im Mischreaktor (1) hat üblicherweise eine Korngröße im Bereich von 0,1 bis 4 mm, so dass am Mischeraustritt eine weitgehende Trennung des Kokses von den im Mischwerk gebildeten Gasen und Oldämpfen stattfindet. Das Mischwerk (1) weist mindestens zwei ineinander greifende, gleichsinnig rotierende Schnecken auf. Die Schnecken sind in Art eines Schraubenförderers ausgebildet und mit gewendelten Förderschaufeln ausgebildet. Der heiße, weitgehend ölfreie, körnige Koks verlässt den Mischreaktor (1) am Mischeraustritt mit einer Temperatur

von 450 bis 600 °C und fällt durch einen Kanal (7) in einen Nachentgasungsbunker (8), dem im unteren Teil ein Stripgas (9) zugeführt werden kann. Restliche Gase und Dämpfe können aus dem Nachentgasungsbunker (8) durch den Kanal (7) nach oben abziehen. Überschüssiger Koks wird über Leitung (2a) abgezogen, wobei ein Teil des Kokses alternativ auch über die Leitungen (12a) abgezogen werden kann. Der Koks aus Leitung (12) gelangt über eine pneumatische Förderstrecke (10), der über Leitung (5) Verbrennungsluft und über Leitung (6) Brennstoff zugeführt wird, in den Sammelbunker (2). Mit der Förderung durch die pneumatische Förderstrecke (10) nach oben wird gleichzeitig ein Teil des Kokses und/oder des zugeforderten Brennstoffes verbrannt. Der in der pneumatischen Förderstrecke (10) erhitzte Koks gelangt in den Sammelbunker (2), aus dem durch Leitung (11) Abgas entfernt wird. Der Koks im Sammelbunker (2) hat Temperaturen im Bereich von 500 bis 700 °C.

Die gas- und dampfförmigen Produkte des Mischreaktors (1) werden durch die Leitung (13) in einen Zyklon (14) geleitet. Hier findet eine Abtrennung der feinen Koks Partikel statt, welche durch Leitung (15) in den Nachentgasungsbunker (8) geleitet werden.

Die gas und dampfförmigen Produkte werden aus dem Zyklon (14) über Leitung (16) in einer Kolonne (17) gequencht und dabei von 450 bis 600 °C auf 350 bis 450 °C abgekühlt.

In den Kopf der Kolonne (17) wird über Leitung (24a) rückgeführtes C₄-Produktgas aus dem Behälter (23) oder Wasserdampf eingeführt. Damit wird der Partialdruck des dampfförmigen Produktöls soweit gesenkt, dass dort bei 350 - 450 °C ein Schwerölfraction mit einem Siedebeginn zwischen 450 und 650°C kondensiert, in der fast sämtliche Schadstoffe aufkonzentriert sind. Ein Zersetzen oder Verkoken des kondensierten Öls wird damit vermieden. Bei der Kolonne (17) handelt es sich bevorzugt um einen Quenckühler mit nachgeschaltetem Multiventuriwäscher, bei dem die aus dem Mischreaktor (1) stammenden Gase und Dämpfe im Gleichstromverfahren sehr effizient gekühlt und restlicher Koksstaub mit eigenem Kondensat ausgewaschen wird. Es können aber auch andere Apparate für diesen Zweck verwendet werden.

Zur Reduzierung des Anteils an schadstoffreichem Schweröl wird der Siedeschnitt zwischen VGO und VR auf eine möglichst hohe Temperatur im Bereich von 450 bis 650 °C eingestellt. Dies erfolgt durch die Aufgabe von Gas oder Wasserdampf auf den Kopf der Kolonne (17) über Leitung (24a) und durch die Kühlung der Gase und Dämpfe mittels gekühltem Schweröl-Kondensat aus Leitung (27a). Das Schweröl-Kondensat wird mit einer Temperatur von 350 - 450°C aus dem Sumpf der Kolonne (17) durch Leitung (27) abgezogen, in einem Wärmetauscher (25) auf die erforderliche Temperatur gekühlt und teilweise als Kühl / Waschmedium dem Kopf der Kolonne (17) wieder zugeführt. Der übrige Teil des Schweröl-Kondensates wird über Leitung (27b) als Produkt abgezogen. Das Schweröl-Kondensat aus Leitung (27b) kann

anschließend entweder in den Mischreaktor (1) zurückgeführt oder anderweitig, z.B. als schweres Heizöl, verwendet werden.

Aus dem unteren Teil der Kolonne (17) wird das nicht kondensierte Gas-/Öldampfgemisch über Leitung (18) abgezogen. Nach einer weiteren Ausbildung der Erfindung kann es in eine Fraktionier-Kolonne (19) geleitet werden. Dort wird das verbleibende Produktöl in schadstoffarmes VGO und eine schadstofffreie Benzin-/Gasöl-Faktion getrennt. Das VGO mit einem Siedeende von 450 - 650°C wird über Leitung (21) aus dem Boden der Fraktionier-Kolonne (19) abgezogen. Das so gewonnene VGO kann anschließend in einem nicht dargestellten Hydrocracker katalytisch zu Benzin und Gasöl konvertiert werden. Aus dem Kopf der Fraktionier-Kolonne (19) wird das verbleibende Gas-/Öldampfgemisch über Leitung (20) im Kondensator (22) gekühlt und im Behälter (23) in eine Benzin-/Gasöl-Faktion mit einem Siedebereich von z.B. C₅- 360°C und ein C₄-Gas getrennt. Die Benzin-/Gasöl-Faktion wird über Leitung (26) abgezogen und teilweise über Leitung (26b) zum Kopf der Fraktionier-Kolonne (19) zurückgeführt. Das restliche Benzin-/Gasöl-Gemisch wird über Leitung (26a) als Produkt abgeführt.

Das nicht kondensierte C₄-Gas wird aus dem Behälter (23) über Leitung (24) nach oben abgeführt und teils über Leitung (24a) in die Kolonne (17) zurückgeführt teils als Produkt über Leitung (24b) abgezogen.

30 Beispiel

[0008] Dem Mischreaktor (1) werden durch Leitung (4) 100 t/h Rückstandsöl mit einer Temperatur von 300°C zugeführt. Aus dem Mischreaktor (1) werden 75 t/h Gas/Öldampf-Gemisch mit 550°C durch Leitung (13) in einen Zyklon (14) zur Entstaubung geleitet. Die verbleibenden 25 t/h Koks werden durch Leitung (7) gemeinsam mit dem Wärmeträger-Koks in den Nachentgasungsbunker (8) geleitet.

Das Gas/Öldampf-Gemisch wird aus dem Zyklon (14) über Leitung (16) in eine Kolonne (17) geleitet, dort mit Gas verdünnt und von 550°C auf 425°C gekühlt. Hierzu werden der Kolonne (17) 43 t/h C₄-Gas aus Leitung (24a) und 55 t/h gekühltes Schweröl-Kondensat aus Leitung (27a) mit einer Temperatur von 380 °C zugeführt. Aus dem Boden der Kolonne (17) werden 65 t/h Schweröl-Kondensat mit einem Siedebeginn von 600°C über Leitung (27) abgezogen und in einem Wärmetauscher (25) von 425 °C auf 380 °C gekühlt. Anschließend werden 55 t/h gekühltes Schweröl-Kondensat über Leitung (27a) dem Kopf der Kolonne (17) wieder zugeführt und 10 t/h über Leitung (27b) als Produkt abgezogen.

Aus dem unteren Teil der Kolonne (17) werden 108 t/h nicht kondensierte Gas/Öldampf Gemisch über Leitung (18) in eine Fraktionier-Kolonne (19) geleitet. Aus dem Boden der Fraktionier-Kolonne (19) werden 40 t/h schadstoffarmes VGO mit einer Temperatur von 350°C über Leitung (21) abgezogen. Die verbleibenden 68 t/h Gas/

Öldampf-Gemisch werden aus dem Kopf der Fraktionier-Kolonne (19) über Leitung (20) abgezogen, in einem Kondensator (22) auf 43°C gekühlt, in den Behälter (23) geleitet und dort in eine flüssige Benzin/Gasöl Fraktion mit einem Siedebereich von C₅- 360°C und ein C₄- -Gas getrennt. Über Leitung (24) werden 53 t/h C₄- -Gas abgezogen und davon 43 t/h über Leitung (24a) in den Kopf der Kolonne (17) zurückgeführt. Die verbleibenden 10 t/h C₄- -Gas werden über Leitung (24b) als Produkt abgezogen. Aus dem Behälter (23) werden weiterhin 15 t/h Benzin/Gasöl Gemisch über Leitung (26a) als Produkt abgezogen.

[0009] Bei einer einstufigen Kondensation nach dem Stand der Technik, würden statt 10 t/h Schweröl-Kondensat mit einem Siedebeginn von 600°C, 50 t/h Rückstand mit einem Siedebeginn von 360°C gewonnen. Aus diesem Rückstand sind selbst mit einer aufwendigen VakuumDestillation nur 20 t/h schadstoffarmes VGO mit einem Siedebereich von 360 - 510°C gewinnbar. Nach dieser Erfindung können jedoch auf technisch einfachere Weise 40 t/h schadstoffarmes VGO mit einem Siedebereich von 360 - 600°, d.h. die doppelte Menge, gewonnen werden.

Patentansprüche

1. Verfahren zur Hochtemperatur-Kurzzeit-Destillation eines Rückstandöls aus der Verarbeitung von Erdöl, natürlichem Bitumen oder Ölsand, wobei man das Rückstandöl mit körnigem, heißem Koks als Wärmeträger in einem Mischwerk (1) mischt, zu Öldampf, Gas und Koks konvertiert und Gase und Dämpfe aus dem Mischwerk (1) weitgehend getrennt vom körnigen Koks abzieht, Gase und Dämpfe abkühlt und ein Produktöl als Kondensat sowie Gas erzeugt, und dass man aus dem Mischwerk (1) abgezogenen Koks wieder erhitzt und als Wärmeträger in das Mischwerk (1) zurückführt, **dadurch gekennzeichnet, dass** das verdampfte Produktöl in einer Kolonne (17) unter Zusatz von Gas oder Wasserdampf zur Absenkung des Partialdruckes bei Temperaturen unter 450°C teilweise kondensiert wird, aus dieser Kolonne (17) eine schwer siedende Fraktion abgezogen und die nicht kondensierten Gase und Öldämpfe abgeleitet werden.
2. Verfahren nach Anspruch 1, **dadurch gekennzeichnet, dass** die nicht kondensierten Gase und Öldämpfe aus der Kolonne (17) einer zweiten Fraktionier-Kolonne (19) zugeführt werden, in der das in der ersten Kolonne (17) nicht kondensierte Produktöl in schadstoffarmes Vakuum-Gasöl sowie in eine Benzin/Gasöl-Faktion zerlegt wird.
3. Verfahren nach Anspruch 1 bis 2, **dadurch gekennzeichnet, dass** selbsterzeugtes rückgeführtes Produktgas in die Kolonne (17) als Gas eingeführt wird.

5 4. Verfahren nach Anspruch 1 bis 3, **dadurch gekennzeichnet, dass** der Partialdruck des Produktöls in der Kolonne (17) soweit abgesenkt wird, dass bei Temperaturen unter 450°C eine schwer siedende Fraktion mit einem Siedebeginn zwischen 450 und 650°C kondensiert und getrennt von den übrigen Produktölfaktionen abgezogen werden kann.

10 5. Verfahren nach Anspruch 1 bis 4, **dadurch gekennzeichnet, dass** die abgetrennte schwer siedende Fraktion mehr als 60% des in den Produktöldämpfen noch enthaltenen Conradson Carbon Rückstandes (CCR), mehr als 70% der in den Produktöldämpfen noch enthaltenen Schwermetalle Nickel (Ni) und Vanadium (V) sowie mehr als 80% der in den Produktöldämpfen noch enthaltenen Asphaltene enthält.

15 6. Verfahren nach Anspruch 1 bis 5, **dadurch gekennzeichnet, dass** vor der Einleitung in die Kolonne (17) das Gas/Öldampfgemisch aus dem Mischwerk (1) in einem Zyklon (14) entstaubt wird.

20 7. Verfahren nach Anspruch 1 bis 6, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Kolonne (17) als Quenchkühler mit nachgeschaltetem Multiventuriwäscher ausgebildet ist, in welchem die aus dem Mischer stammenden Gase und Dämpfe gekühlt und restlicher Koksstaub ausgewaschen wird.

25 8. Verfahren nach Anspruch 1 bis 7, **dadurch gekennzeichnet, dass** die in der Kolonne (17) abgetrennte schwer siedende Fraktion in das Mischwerk (1) zurückgeführt wird.

Claims

1. A method of high temperature distillation in a limited time of a residual oil from the processing of crude oil, natural bitumen or oil sand, in which the residual oil is mixed in a mixer (1) with granular hot coke, constituting a thermal carrier, and is converted into oil vapour, gas and coke and gases and vapours from the mixer (1) are substantially separated from the granular coke, the gases and vapours are cooled and a product oil in the form of a condensate and gas are produced and that coke withdrawn from the mixer(1) is reheated and fed back into the mixer (1) as a thermal carrier, **characterised in that** the vapourised product oil is partially condensed at temperatures below 450°C in a column (17) with the addition of gas or steam to reduce the partial pressure, a heavy boiling fraction is withdrawn from the column (17) and the gases and oil vapours which have not condensed are conducted away.
2. The method as claimed in claim 1, **characterised in that** the gases and oil vapours which have not

- condensed are fed from the column (17) to a second fractionating column (19), in which the product oil, which has not condensed in the first column (17), is separated into low-contaminant vacuum gas oil and into a petroleum/gas oil fraction. 5
3. The method as claimed in claims 1 to 2, **characterised in that** the self-produced recycled product gas is introduced into the column (17) in the form of a gas. 10
4. The method as claimed in claims 1 to 3, **characterised in that** the partial pressure of the product oil in the column (17) is reduced so far that, at temperatures below 450°C, a heavy boiling fraction with an initial boiling point between 450-650°C condenses and can be withdrawn, separated from the other product oil fraction. 15
5. The method as claimed in claims 1 to 4, **characterised in that** the separated heavy boiling fraction contains more than 60% of the Conradson Carbon Residue (CCR) still contained in the product oil vapours, more than 70% of the heavy metals ' Nickel (Ni) and Vanadium (V) still contained in the product oil vapours and more than 80% of the Asphaltene still contained in the product oil vapours. 20
6. The method as claimed in claims 1 to 5, **characterised in that** before introduction into the column (17) the gas/oil vapour mixture from the mixer (1) is subjected to a dust removal process in a cyclone (14). 25
7. The method as claimed in claims 1 to 6, **characterised in that** the column (17) is constructed in the form of a quench cooler with a downstream multi-venturi washer, in which the gases and vapours emanating from the mixer are cooled and remaining coke dust is washed out. 30
8. The method as claimed in claims 1 to 7, **characterised in that** the heavy boiling fraction separated in the column (17) is fed back into the mixer (1). 40
- Revendications** 45
1. Procédé pour la distillation à haute température en un temps limité d'un résidu d'huile issu du traitement de pétrole, de bitume naturel ou de sable pétrolifère, dans lequel l'huile résiduelle est mélangée à du coke granulé chaud servant de caloporeur dans un mélangeur (1), convertie en vapeur d'huile, en gaz et en coke, et les gaz et vapeur sortant du mélangeur (1) sont extraits séparément du coke granulé, les gaz et vapeurs sont refroidis et de l'huile est produite sous forme de condensé ainsi que du gaz, et le coke retiré du mélangeur (1) est à nouveau chauffé et ramené au mélangeur (1) pour servir de caloporeur, 50
2. Procédé selon la revendication 1, **caractérisé en ce que** l'huile produite évaporée est partiellement condensée à une température inférieure à 450°C dans une colonne (17) avec apport de gaz ou de vapeur d'eau pour abaisser la pression partielle une fraction à point d'ébullition élevé est extraite de cette colonne (17) et les gaz et vapeurs d'huile non condensés sont évacués. 55
3. Procédé selon la revendication 1, **caractérisé en ce que** les gaz et vapeurs d'huile non condensés sortant de la colonne (17) sont amenés à une deuxième colonne de fractionnement (19), dans laquelle l'huile produite non condensée dans la première colonne (17) est fractionnée en gas-oil sous vide à faible concentration de polluants et en une fraction d'essence et gas-oil.
4. Procédé selon les revendications 1 à 3, **caractérisé en ce que** la pression partielle de l'huile produite est abaissée dans la colonne (17) jusqu'à ce qu'une fraction à point d'ébullition élevé, commençant à bouillir entre 450°C et 650°C, soit condensée à une température inférieure à 450°C et puisse être extraite séparément des autres fractions de l'huile produite.
5. Procédé selon les revendications 1 à 4, **caractérisé en ce que** la fraction à point d'ébullition élevé séparée contient plus de 60 % des résidus de carbone Conradson (CCR) encore contenus dans les vapeurs d'huile produite, plus de 70 % des métaux lourds, nickel (Ni) et vanadium (V), encore contenus dans les vapeurs d'huile produite, et plus de 80 % des asphaltènes encore contenus dans les vapeurs d'huile produite.
6. Procédé selon les revendications 1 à 5, **caractérisé en ce qu'avant l'introduction dans la colonne (17), le mélange de gaz et de vapeurs d'huile issu du mélangeur (1) est dépoussiéré dans un cyclone (14).**
7. Procédé selon les revendications 1 à 6, **caractérisé en ce que** la colonne (17) est conçue comme un refroidisseur à extinction suivi d'un laveur multi-venturi, dans lequel les gaz et vapeurs provenant du mélangeur sont refroidis et lavés de la poussière de coke restante.
8. Procédé selon les revendications 1 à 7, **caractérisé en ce que** la fraction à point d'ébullition élevé séparée dans la colonne (17) est ramenée au mélangeur (1).

Fig. 1

