

①9



Europäisches Patentamt
European Patent Office
Office européen des brevets

①1

Veröffentlichungsnummer :

0 073 355
B1

①2

EUROPÄISCHE PATENTSCHRIFT

④5

Veröffentlichungstag der Patentschrift :
13.03.85

⑤1

Int. Cl.⁴ : **C 10 G 1/06**

②1

Anmeldenummer : **82107035.6**

②2

Anmeldetag : **04.08.82**

⑤4

Verfahren zur Herstellung flüssiger Kohlenwasserstoffe.

③0

Priorität : **25.08.81 DE 3133562**

④3

Veröffentlichungstag der Anmeldung :
09.03.83 Patentblatt 83/10

④5

Bekanntmachung des Hinweises auf die Patenterteilung : **13.03.85 Patentblatt 85/11**

⑧4

Benannte Vertragsstaaten :
BE FR GB IT

⑤6

Entgegenhaltungen :
DE-A- 2 305 738
DE-A- 2 627 325
DE-B- 1 768 567

Die Akte enthält technische Angaben, die nach dem Eingang der Anmeldung eingereicht wurden und die nicht in dieser Patentschrift enthalten sind.

⑦3

Patentinhaber : **Fried. Krupp Gesellschaft mit beschränkter Haftung**
Altendorfer Strasse 103
D-4300 Essen 1 (DE)

⑦2

Erfinder : **Coenen, Hubert, Dr.**
Wortbergrode 13
D-4300 Essen 1 (DE)
Erfinder : **Hagen, Rainer**
Schäferstrasse 24
D-4300 Essen 1 (DE)
Erfinder : **Krlegel, Ernst, Dr.**
Julstweg 51
D-4300 Essen 1 (DE)

EP 0 073 355 B1

Anmerkung : Innerhalb von neun Monaten nach der Bekanntmachung des Hinweises auf die Erteilung des europäischen Patents im Europäischen Patentblatt 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

Die Erfindung bezieht sich auf ein Verfahren zur Herstellung flüssiger Kohlenwasserstoffe aus Kohle, bei dem die zerkleinerte Kohle gleichzeitig mit Wasser behandelt und mit Wasserstoff in Gegenwart eines Katalysators hydriert wird. Zu den flüssigen Kohlenwasserstoffen, die nach diesem Verfahren hergestellt werden, gehören die Alkane, die Cycloalkane und die Aromaten, welche einen Siedepunkt von 20 bis ca. 350 °C haben und deren Moleküle 5 bis ca. 30 Kohlenstoffatome enthalten. Diese flüssigen Kohlenwasserstoffe werden insbesondere zu Treib- und Schmierstoffen verarbeitet sowie als Heizöl und Chemierohstoff eingesetzt.

Es ist bereits bekannt, daß aus Kohle durch katalytische Hydrierung Kohlenwasserstoffe gewonnen werden können. Nach dem Bergius-Verfahren wird fein vermahlene Kohle mit Schweröl oder Teer unter Zusatz eines molybdänhaltigen Katalysators zu einem Teig verrührt und anschließend bei 200 bis 300 atü und 450 bis 500 °C mit Wasserstoff hydriert. Das nach der Hydrierung anfallende Reaktionsgemisch wird durch Destillation getrennt und liefert Benzin, Gasöl und einen Rücksand, der erneut mit Kohlenstaub vermischt und in den Hydrierungsprozeß zurückgeführt wird. Die nach dem Bergius-Verfahren hergestellten Kohlenwasserstoffe bestehen zum überwiegenden Teil aus Alkanen und Cycloalkanen (siehe H. Beyer, « Lehrbuch der organischen Chemie », S. Hirzel Verlag, Leipzig, 1962, Seiten 63 bis 64).

Aus des US-PS 3 850 738 ist ein Verfahren zur Verflüssigung von Kohle bekannt, bei dem die Kohle während 1 bis 10 Minuten mit überkritischem Wasser und Wasserstoff bei einer Temperatur von 380 bis 650 °C und einem Druck von 230 bis 700 atm behandelt wird. Das Gewichtsverhältnis von Wasser zu Kohle beträgt 1 : 1 bis 10 : 1, und es werden 1 bis 10 Gew.-% Wasserstoff, bezogen auf Kohle, in die Reaktion eingesetzt.

Aus der US-PS 4 019 975 ist ein Verfahren zur Hydrierung von Kohle bekannt, bei dem die Kohle mit Wasserstoff und einem organischen Lösungsmittel, das auch Wasser enthalten kann, in Gegenwart eines Katalysators behandelt wird, der aus einem Salz oder einem Oxid eines unedelen Metalls besteht und der während der Hydrierung flüssig oder fest ist. Dieses bekannte Verfahren arbeitet bei einem Druck von 30 bis 300 atm und einer Temperatur, die größer als die kritische Temperatur des Lösungsmittels und kleiner als 550 °C ist. Als Katalysatoren haben sich insbesondere die Salze des Zinns, Zinks, Arsens, Antimons, Wismuts, Titans, Galliums und Quecksilbers bewährt.

Der Erfindung liegt daher die Aufgabe zugrunde, ein Verfahren zur Gewinnung flüssiger Kohlenwasserstoffe aus Kohle zu schaffen, das eine große Ausbeute erbringt, kostengünstig sowie betriebssicher arbeitet, mit Kohle verschiedener Herkunft betrieben werden kann und lediglich eine kleine Menge Abfallprodukte liefert.

Die der Erfindung zugrundeliegende Aufgabe

wird dadurch gelöst, daß die Kohle, welche eine Teilchengröße von 1 µm bis 5 mm hat, während 10 bis 120 Minuten bei 380 bis 600 °C und 260 bis 450 bar mit 100 bis 1 000 Gew.-% Wasser sowie 2 bis 10 Gew.-% Wasserstoff, beides bezogen auf Kohle, zur Reaktion gebracht wird, wobei NaOH, KOH, Na₄SiO₄, KBO₂ oder NaBO₂ als Katalysator verwendet wird, der im Wasser in einer Menge von 0,001 bis 0,5 Gew.-%, bezogen auf Wasser, gelöst ist, daß die Gasphase danach durch Senkung des Drucks und der Temperatur in ihre Bestandteile zerlegt wird, die in mehreren Fraktionen anfallen, und daß aus dem Kohlerückstand Energie und/oder Gas gewonnen wird. Mit diesem Verfahren können bis zu 50 Gew.-% der Kohle in flüssige Kohlenwasserstoffe umgewandelt werden, wobei Ausbeute und Zusammensetzung der flüssigen Produkte unter anderem von der Herkunft und Zusammensetzung der Kohle abhängig sind. Die nach dem erfindungsgemäßen Verfahren gewonnenen flüssigen Kohlenwasserstoffe bestehen zum überwiegenden Teil aus Paraffinkohlenwasserstoffen und enthalten eine schwankende Menge aromatische Kohlenwasserstoffe, wobei der Anteil der Aromaten in den höher siedenden Fraktionen größer ist als in den niedrig siedenden Fraktionen. Der Gehalt an Aromaten ist von der Herkunft der Kohle, der Zusammensetzung der Kohle und den Reaktionsbedingungen des erfindungsgemäßen Verfahrens abhängig. Das Verfahren nach der Erfindung arbeitet trotz der angewendeten hohen Temperaturen und Drücke kostengünstig, betriebssicher und insbesondere umweltfreundlich. Die kostengünstige und umweltfreundliche Arbeitsweise des Verfahrens beruht vor allem darauf, daß sich der Kohlerückstand, der nach der Wasserbehandlung und Hydrierung anfällt, wegen seiner hohen Porosität sehr gut zur Vergasung eignet und daß das Wasser von den flüssigen Kohlenwasserstoffen einfach abgetrennt werden kann. Außerdem verhindert das Wasser ein Zusammenbacken der Kohleschüttung, was einen gleichmäßigen Reaktionsverlauf begünstigt.

Da sich die in der Kohle vorhandenen Aschebestandteile teilweise in der Gasphase lösen und da in der Gasphase auch der Katalysator in gelöster Form vorliegt, ist nach der Erfindung vorgesehen, daß die Gasphase von der Kohle abgetrennt wird, daß ihr Druck auf 230 bis 250 bar gesenkt wird und daß die dabei in fester Form anfallenden anorganischen Verbindungen in einem Zyklon oder Filter abgetrennt werden. Durch diese erfindungsgemäße Maßnahme wird erreicht, daß die in der Gasphase gelösten anorganischen Verbindungen, bei denen es sich um Aschebestandteile der Kohle und um den Katalysator handelt, in fester Form von der Gasphase abgetrennt werden, wodurch die nachfolgende Auftrennung des Reaktionsgemisches wesentlich erleichtert wird.

Zur Auftrennung des Reaktionsgemisches hat

es sich nach der Erfindung als besonders vorteilhaft erwiesen, wenn aus der von festen anorganischen Verbindungen befreiten Gasphase zunächst durch Senkung ihres Druck und ihrer Temperatur auf 140 bis 160 bar und 350 °C eine Schwerölfraction, dann durch Senkung ihres Drucks und ihrer Temperatur auf 2 bis 10 bar und 150 bis 200 °C eine Mittelölfraction und schließlich durch Senkung ihres Drucks und ihrer Temperatur auf 1 bar und 25 °C eine Wasser-Rohbenzin-Fraktion abgeschieden wird. Dabei ist es besonders zweckmäßig, wenn die Wasser-Rohbenzin-Fraktion durch Dekantieren getrennt und das Wasser erneut zur Behandlung der Kohle verwendet wird. Durch die erfindungsgemäße Auftrennung der Gasphase werden in vorteilhafter Weise drei Fraktionen flüssiger Kohlenwasserstoffe gewonnen, die nach bekannten Methoden weiter aufgetrennt oder für sich weiterverarbeitet werden können.

Alternativ ist nach der Erfindung vorgesehen, daß die Gasphase von der Kohle abgetrennt wird, daß ihr Druck auf 200 bis 220 bar und ihre Temperatur auf 360 bis 370 °C gesenkt wird und daß dabei die festen anorganischen Verbindungen sowie das Wasser aus der Gasphase ausfallen und als Lösung bzw. Suspension abgetrennt werden. Diese Verfahrensführung ist möglich, da unter den genannten Bedingungen sowohl die anorganischen Verbindungen, bei denn es sich um Aschebestandteile und den gelösten Katalysator handelt, als auch das Wasser aus der Gasphase ausfallen. Nach dieser Verfahrensvariante kann das Wasser nur teilweise im Kreislauf geführt werden, aber andererseits erleichtert sie die Auftrennung des Reaktionsgemisches, die nach der Erfindung in der Weise erfolgt, daß die von den festen anorganischen Verbindungen und dem Wasser befreite Gasphase auf einen Druck von 20 bis 25 entspannt und anschließend in einer Rektifizierkolonne bei einer Kopftemperatur von 360 bis 370 °C und einer Sumpftemperatur von 210 bis 335 °C in eine Schweröl-, Mittelöl- und Rohbenzin-Fraktion zerlegt wird. Die Lage der Hochdruckphasengleichgewichte führt dazu, daß nach der Erfindung Rohbenzin als Kopfprodukt und Schweröl als Sumpfprodukt in der Rektifizierkolonne anfällt. Die Mittelölfraction wird der Rektifizierkolonne als Seitenstrom entnommen.

In weiterer Ausgestaltung der Erfindung ist vorgesehen, daß die Schwerölfraction ganz oder teilweise mit der zerkleinerten Kohle gemischt wird, wodurch eine Kreislaufführung der höher siedenden Kohlenwasserstoffe erfolgt. Durch diese Verfahrensführung wird die Ausbeute an niedriger siedenden Kohlenwasserstoffen sowie an Paraffinkohlenwasserstoffen erhöht, und die zerkleinerte Kohle kann bei minimaler Staubentwicklung gelagert und transportiert werden, wobei es durchaus möglich ist, ein pumpfähiges Kohle-Schweröl-Gemisch als Rohstoff in das erfindungsgemäße Verfahren einzusetzen.

Die Wirtschaftlichkeit des erfindungsgemäßen Verfahrens kann dadurch verbessert werden, daß

die nach der Abscheidung der festen anorganischen Verbindungen, der flüssigen Kohlenwasserstoffe und des Wassers zurückbleibenden Gase zunächst von H₂S und/oder NH₃ befreit und dann zur Gewinnung von Energie verbrannt werden.

Der Gegenstand der Erfindung wird nachfolgend anhand der Zeichnung näher erläutert.

Die Kohle wird aus dem Vorratsbunker 1 in die Mühle 2 gefördert, in der sie auf eine Korngröße von ca. 0,2 bis 1 mm vermahlen wird. Während des Mahlvorgangs wird die Kohle mit Wasser gemischt, das über die Leitung 3 in die Mühle 2 gelangt. Die Kohle-Wasser-Suspension wird im Mischer 4 über die Leitung 5 mit Schweröl versetzt. Aus dem Vorratsbehälter 49 wird der Katalysator in den Mischer 4 gefördert. Die dem Mischer 4 zugeführte Katalysatormenge beträgt 0,001 bis 0,5 Gew.-%, bezogen auf das über die Leitung 3 zugeführte Wasser. Das Kohle-Wasser-Öl-Katalysator-Gemisch gelangt über die Leitung 6 und die Druckpumpe 7 in den beheizten Hochdruckreaktor 8. Diesem Gemisch wird vor dem Eintritt in den Hochdruckreaktor 8 aus der Leitung 50 aufgeheizter Wasserstoff zudosiert. Im Hochdruckreaktor 8 laufen bei einem Druck von 350 bis 380 bar und einer Temperatur von 450 bis 550 °C während einer Reaktionszeit von ca. 40 Minuten unter dem Einfluß des Katalysators Extraktionsvorgänge sowie Crackungs- und Hydrierungsreaktionen ab.

Aus dem Hochdruckreaktor 8 wird der Kohlerückstand über die Leitung 51 abgeführt, während die mit organischen Verbindungen beladene überkritische Wasserdampfphase, die auch den Katalysator in gelöster Form enthält, über die Leitung 52 aus dem Hochdruckreaktor 8 austritt. Die überkritische Wasserdampfphase wird im Entspannungsventil 53 auf einen Druck von ca. 210 bar entspannt und im Wärmeaustauscher 54 auf eine Temperatur von 360 °C abgekühlt. Unter diesen Bedingungen fallen im Abscheider 55 die in der überkritischen Gasphase gelösten anorganischen Verbindungen sowie das Wasser aus. Beide Komponenten werden als Suspension bzw. Lösung über die Leitung 56 abgeführt. Aus dem Abscheider 55 gelangt die Gasphase über die Leitung 57 in das Entspannungsventil 58, wo der Druck auf ca. 40 bar gesenkt wird. Die Gasphase wird dann über die Leitung 59 in die beheizte Rektifizierkolonne 60 geführt, an deren Kopf eine Temperatur von 360 °C, in deren Mittelteil eine Temperatur von 280 °C und in deren Sumpf eine Temperatur von 210 °C herrscht. Der Rektifizierkolonne 60 wird am Kopf über die Leitung 61 eine Gasphase, im Mittelteil über die Leitung 62 die Mittelölfraction und aus dem Sumpf über die Leitung 63 die Schwerölfraction entnommen. In den Entspannungsgefäßen 64 und 66 wird die Schwerölfraction bzw. die Mittelölfraction entspannt, wobei die frei werdenden Gase der Leitung 76 zugeführt werden. Nach ihrer Abkühlung wird die Mittelölfraction in den Tank 67 und die Schwerölfraction in den Tank 65 geführt.

Die Gasphase gelangt aus der Leitung 61 in das Entspannungsventil 68 und den Wärmeaustauscher 69, wo eine Senkung des Drucks und der Temperatur auf die in der Umgebung herrschenden Werte erfolgt. Im Abscheider 70 fällt die Rohbenzinfraction aus, die über die Leitung 72 in den Tank 71 abfließt, an dessen Boden sich das restliche Wasser sammelt, das über die Leitung 73 diskontinuierlich entnommen wird. Das aus dem Abscheider 70 austretende Gas besteht aus H₂, CO, CO₂ sowie einer Kohlenwasserstofffraktion (C₁ bis C₄) und ist mit NH₃ und/oder H₂S verunreinigt. Dieses Gas wird in eine Gasreinigungsanlage 34 gefördert, wo H₂S und/oder NH₃ abgeschieden werden. Anschließend erfolgt die Verbrennung des gereinigten Gases in der Kesselanlage 35, wobei Energie gewonnen wird. Aus dem Tank 65 wird die Schwerölfraction dem Mischer 4 über die Leitung 5 ganz oder teilweise zugeführt. Die Mittel- und Rohbenzin-Fraktion werden nach bekannten Destillationsmethoden weiterverarbeitet. Der Kohlerückstand gelangt über die Leitung 51 in den Reaktor 41, wo er mit Luft und Wasser vergast wird. Das im Reaktor 41 hergestellte Gas wird der Konvertierungsanlage 42 über die Leitung 47 ganz oder teilweise zugeführt und dort zu Wasserstoff verarbeitet, der nach Abtrennung des CO₂ im Druckwäscher 46 dem Tank 43 über die Leitung 44 zugeführt wird. Aus dem Teil des Gases, der nicht zu Wasserstoff verarbeitet wird, kann durch Verbrennung in der Kesselanlage 35 Energie gewonnen werden, wobei das Gas der Kesselanlage 35 über die Leitung 48 zugeführt wird. Aus der wässrigen Suspension, die aus der Leitung 56 austritt, werden die Feststoffe im Filter 74 abfiltriert und zusammen mit der im Reaktor 41 anfallenden Asche auf einer Deponie abgelagert. Das aus dem Filter 74 austretende Filtrat wird über die Leitung 75 in eine Abwasserreinigungsanlage eingeleitet.

Das Wasser hat folgende kritische Daten :

$$T_k = 374,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_k = 221,3 \text{ bar.}$$

Ansprüche

1. Verfahren zur Herstellung flüssiger Kohlenwasserstoffe aus Kohle, bei dem die zerkleinerte Kohle gleichzeitig mit Wasser behandelt und mit Wasserstoff in Gegenwart eines Katalysators hydriert wird, dadurch gekennzeichnet, daß die Kohle, welche eine Teilchengröße von 1 µm bis 5 mm hat, während 10 bis 120 Minuten bei 380 bis 600 °C und 260 bis 450 bar mit 100 bis 1 000 Gew.-% Wasser sowie 2 bis 10 Gew.-% Wasserstoff, beides bezogen auf Kohle, zur Reaktion gebracht wird, wobei NaOH, KOH, NaSiO₄, KBO₂ oder NaBO₂ als Katalysator verwendet wird, der im Wasser in einer Menge von 0,001 bis 0,5 Gew.-%, bezogen auf Wasser gelöst ist, daß die Gasphase danach durch Senkung des Drucks und der Temperatur in ihre Bestandteile zerlegt wird, die in mehreren Fraktionen anfallen, und daß aus

dem Kohlerückstand Energie und/oder Gas gewonnen wird.

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß die Gasphase von der Kohle abgetrennt wird, daß ihr Druck auf 230 bis 250 bar gesenkt wird und daß die dabei in fester Form anfallenden anorganischen Verbindungen in einem Zyklon oder Filter abgetrennt werden.

3. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 2, dadurch gekennzeichnet, daß aus der von festen anorganischen Verbindungen befreiten Gasphase zunächst durch Senkung ihres Drucks und ihrer Temperatur auf 140 bis 160 bar und 350 °C eine Schwerölfraction, dann durch Senkung ihres Drucks und ihrer Temperatur auf 2 bis 10 bar und 150 bis 200 °C eine Mittelölfraction und schließlich durch Senkung ihres Drucks und ihrer Temperatur auf 1 bar und 25 °C eine Wasser-Rohbenzin-Fraktion abgeschieden wird.

4. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 3, dadurch gekennzeichnet, daß die Wasser-Rohbenzin-Fraktion durch Dekantieren getrennt und daß das Wasser erneut zur Behandlung der Kohle verwendet wird.

5. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß die Gasphase von der Kohle abgetrennt wird, daß ihr Druck auf 200 bis 220 bar und ihre Temperatur auf 360 bis 370 °C gesenkt wird und daß dabei die festen anorganischen Verbindungen sowie das Wasser aus der Gasphase ausfallen und als Lösung bzw. Suspension abgetrennt werden.

6. Verfahren nach den Ansprüchen 1 und 5, dadurch gekennzeichnet, daß die von den festen anorganischen Verbindungen und dem Wasser befreite Gasphase auf einen Druck von 20 bis 55 bar entspannt und anschließend in einer Rektifizierkolonne bei einer Kopftemperatur von 360 bis 370 °C und einer Sumpftemperatur von 210 bis 335 °C in eine Schweröl-, Mittelöl- und Rohbenzin-Fraktion zerlegt wird.

7. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 6, dadurch gekennzeichnet, daß die Schwerölfraction ganz oder teilweise mit der zerkleinerten Kohle gemischt wird.

8. Verfahren nach den Ansprüchen 1 bis 7, dadurch gekennzeichnet, daß die nach der Abscheidung der festen anorganischen Verbindungen, der flüssigen Kohlenwasserstoffe und des Wassers zurückbleibenden Gase zunächst von H₂S und/oder NH₃ befreit und dann zur Gewinnung von Energie verbrannt werden.

Claims

1. Process for the production of liquid hydrocarbons from coal, in which the comminuted coal is simultaneously treated with water and hydrated with hydrogen in the presence of a catalyst, characterised in that the coal, which has a particle size of 1 µm to 5 mm, is brought to reaction for 10 to 120 minutes at 380 to 600 °C and 260 to 450 bars with 100 to 1,000 % wt. of water and 2 to 10 % wt. of hydrogen, both related to coal, while

NaOH, KOH, Na_4SiO_4 , KBO_2 or NaBO_2 is used as catalyst which is dissolved in the water in a quantity of 0.001 to 0.5 % wt. related to water, in that the gas phase is then dissociated by reduction of the pressure and the temperature into its constituents, which occur in several fractions, and in that energy and/or gas is obtained from the coal residue.

2. Process according to Claim 1, characterised in that the gas phase is separated off from the coal, in that its pressure is reduced to 230 to 250 bars, and in that the inorganic compounds then obtained in solid form are separated off in a cyclone or a filter.

3. Process according to Claims 1 and 2, characterised in that from the gas phase freed of the solid inorganic compounds firstly by reduction of its pressure and its temperature to 140 to 160 bars and 350 °C a heavy oil fraction is precipitated, then by reduction of its pressure and its temperature to 2 to 10 bars and 150 to 200 °C a middle oil fraction is precipitated, and finally by reduction of its pressure and its temperature to 1 bar and 25 °C a water-crude gasoline fraction is precipitated.

4. Process according to Claims 1 to 3, characterised in that the water-crude gasoline fraction is separated by decanting and in that the water is used afresh for the treatment of the coal.

5. Process according to Claim 1, characterised in that the gas phase is separated from the coal, in that its pressure is reduced to 200 to 220 bars and its temperature to 360 to 370 °C and in that then the solid inorganic compounds and the water precipitate out of the gas phase and are separated off as solution and/or suspension.

6. Process according to Claims 1 and 5, characterised in that the gas phase, freed from the solid inorganic compounds and the water, is expanded to a pressure of 20 to 55 bars and then dissociated in a rectification column with a head temperature of 360 to 370 °C and a sump temperature of 210 to 335 °C into a heavy oil fraction, a middle oil fraction and a crude gasoline fraction.

7. Process according to Claims 1 to 6, characterised in that the heavy oil fraction is wholly or partially mixed with the comminuted coal.

8. Process according to Claims 1 to 7, characterised in that the gases remaining behind after the removal of the solid inorganic compounds, the liquid hydrocarbons and the water are firstly freed of H_2S and/or NH_3 and then burned for the obtaining of energy.

Revendications

1. Procédé de fabrication d'hydrocarbures liquides à partir du charbon, dans lequel le charbon broyé est simultanément traité à l'eau et hydrogéné par de l'hydrogène en présence d'un catalyseur, caractérisé en ce que le charbon, qui a une granulométrie de $1 \mu\text{m}$ à 5 mm, est amené

à réagir, pendant 10 à 120 minutes, à une température de 380 à 600 °C et sous une pression de 260 à 450 bars, avec des quantités de 100 à 1 000 % en poids d'eau et de 2 à 10 % en poids d'hydrogène, rapportées toutes deux au charbon, le catalyseur utilisé étant NaOH, KOH, Na_4SiO_4 , KBO_2 , ou NaBO_2 dissous dans l'eau, dans une proportion de 0,001 à 0,5 % en poids, rapportée à l'eau, en ce qu'ensuite, la phase gazeuse est décomposée, par abaissement de la pression et de la température, en ses éléments qui donnent plusieurs fractions, et en ce qu'à partir du résidu, on récupère de l'énergie et/ou du gaz.

2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la phase gazeuse est séparée du charbon, en ce que sa pression est abaissée jusqu'à 230 à 250 bars, et en ce que les composés minéraux qui se séparent alors sous forme solide sont séparés dans un cyclone ou dans un filtre.

3. Procédé selon l'une des revendications 1 ou 2, caractérisé en ce que la phase gazeuse dégagée des composés minéraux solides donne, par séparation, d'abord par abaissement de sa pression et de sa température jusqu'à 140 à 160 bars et jusqu'à 350 °C, une fraction d'huile lourde, ensuite, par abaissement de sa pression et de sa température jusqu'à 2 à 10 bars et jusqu'à 150 à 200 °C, une fraction d'huile moyenne, et enfin, par abaissement de sa pression et de sa température jusqu'à 1 bar et jusqu'à 25 °C, une fraction d'eau et d'essence brute.

4. Procédé selon l'une des revendications 1 à 3, caractérisé en ce que la fraction d'eau et d'essence brute est séparée par décantation, et en ce que l'eau est réutilisée pour le traitement du charbon.

5. Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que la phase gazeuse est séparée du charbon, en ce que sa pression est abaissée jusqu'à 200 à 220 bars et sa température est abaissée jusqu'à 360 à 370 °C, et en ce qu'alors, les composés minéraux solides et l'eau se séparent de la phase gazeuse et sont éliminés sous forme de solution ou de suspension.

6. Procédé selon l'une des revendications 1 à 5, caractérisé en ce que la phase gazeuse débarrassée des composés minéraux solides et de l'eau est détendue jusqu'à une pression de 20 à 25 bars, puis séparée, dans une colonne de rectification où la température est de 360 à 370 °C à la partie supérieure et de 210 à 335 °C à la partie inférieure, en une fraction d'huile lourde, une fraction d'huile moyenne, et une fraction d'essence brute.

7. Procédé selon l'une des revendications 1 à 6, caractérisé en ce que la fraction d'huile lourde est mélangée, en totalité ou en partie, au charbon broyé.

8. Procédé selon l'une des revendications 1 à 7, caractérisé en ce que les gaz restant après la séparation des composés minéraux solides, des hydrocarbures liquides et de l'eau, sont d'abord débarrassés du H_2S et/ou du NH_3 , puis brûlés pour la récupération de l'énergie.

0 073 355

