

4.2.5 "COED-Verfahren" der FMC Corporation

4.2.5.1 Allgemeines

Nach dem COED-Verfahren (Char Oil Energy Development) wird eine hochflüchtige Kohle durch ein geeignetes Schwelverfahren zu einem "Rohöl", Wasserstoff, Heizgas mit hohem Heizwert und Koks umgewandelt. Die Kohle wird in mehreren Stufen (vier bis fünf) in Wirbelbett-Reaktoren pyrolysiert. Die Pyrolysetemperatur wird dabei für jede Stufe so gewählt, daß ein Backen der Kohle verhindert wird. Bei Laborversuchen wurde festgestellt, daß bei der mehrstufigen Wirbelbett-Schwelung mehr als 20% Ausbeute an Öl erzielt werden kann, was ein Minimum für die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens bedeutet. Im Jahre 1965 wurde eine Versuchsanlage mit einem Durchsatz von 45 kg Kohle pro Stunde gebaut¹³⁾. Mit dieser Anlage wurden Versuche unter Verwendung verschiedener Kohlen durchgeführt¹⁴⁾. Eine halbertechnische Versuchsanlage mit einem Durchsatz von ca. 33 Tonnen Kohle pro Tag wurde im Oktober 1970 in Betrieb genommen^{15,16)}. Ein Entwurf für eine großtechnische Anlage mit einem Durchsatz von 3,2 Mio t Kohle pro Jahr wurde ausgearbeitet¹⁷⁾.

4.2.5.2 Einsatzmaterial

Als Einsatzmaterial für die Laborversuche dienten "Illinois Nr. 6-Seam"-Kohle, "Utah A-Seam"-Kohle und "Pittsburgh-Seam"-Kohle. In Tabelle 4-20 sind die Analysenwerte der Kohlen wiedergegeben.

Für die Pittsburgh-Kohle war wegen ihrer Backeigenschaft eine fünfstufige Schwelung notwendig. Die Öl-Ausbeute der drei Kohlen betrug zwischen 24 und 27% bezogen auf trockene Kohle. In der Versuchsanlage konnten mit der Illinois- und der Utah-Kohle die Ergebnisse der Laborversuche bestätigt werden. Weiterhin wurden in der Versuchsanlage mit folgenden Kohlen Versuche durchgeführt:

Rocksprings Nr. 7, Illinois Crown, Indiana Nr. 5 Wright, Indiana Nr. 6 Lynnville, New Mexico-McKinley, Colorado-Bear, Kentucky Nr. 11 und 12 Paradise, Kentucky Dekoven Nr. 9 und West Virginia Federal Nr. 1.

Die flüchtigen Anteile dieser Kohlen lagen zwischen 33 und 42 Gew.%, Kohlenstoff (i.wf) 69-77 Gew.%, Wasserstoff (i.wf) 4,5-5,5 Gew.%, Stickstoff (i.wf) 1,2-1,7 Gew.%, Schwefel (i.wf) 0,5-4,7 Gew.%, Sauerstoff (i.wf) 6,2-13,0 Gew.%, Asche (i.wf) 3,0-12,3 Gew.%.

Mit der Federal-Kohle konnten keine einwandfreien Versuche durchgeführt werden, da sie zu starke Backeigenschaften zeigte.

Tabelle 4-20: Analyse verschiedener für Laborversuche verwendeter Kohlen

	Illinois-Nr.6-Seam	Utah A-Seam	Pittsburgh-Seam
Wassergehalt, Gew.%	4,2	2,3	1,4
Flüchtige Bestandteile, Gew.%	33,8	42,7	36,7
Elementaranalyse, Gew.% (i.wf)			
Kohlenstoff	74,8	75,3	78,9
Wasserstoff	5,0	5,8	5,2
Stickstoff	1,8	0,9	1,4
Schwefel	1,1	0,3	1,9
Sauerstoff	10,8	9,7	7,3
Asche	6,5	8,0	5,3

4.2.5.3 Verfahren

Abb. 4-12 gibt ein vereinfachtes Schema der Versuchsanlage wieder. Die Kohle wird in einer Walzmühle zu Korngrößen kleiner als 1 mm pulverisiert und bei ca. 50°C partiell getrocknet (Wassergehalt 2-3%). Sie wird dann pneumatisch zur ersten Schwelstufe gefördert und hier zunächst mit Dampf und Verbrennungs-Abgas (frei von Sauerstoff) getrocknet und gleichzeitig bis auf ca. 315°C erwärmt. Die Abgase dieser ersten Stufe werden zur Abscheidung von Kohlestaub durch Zyklone geleitet.

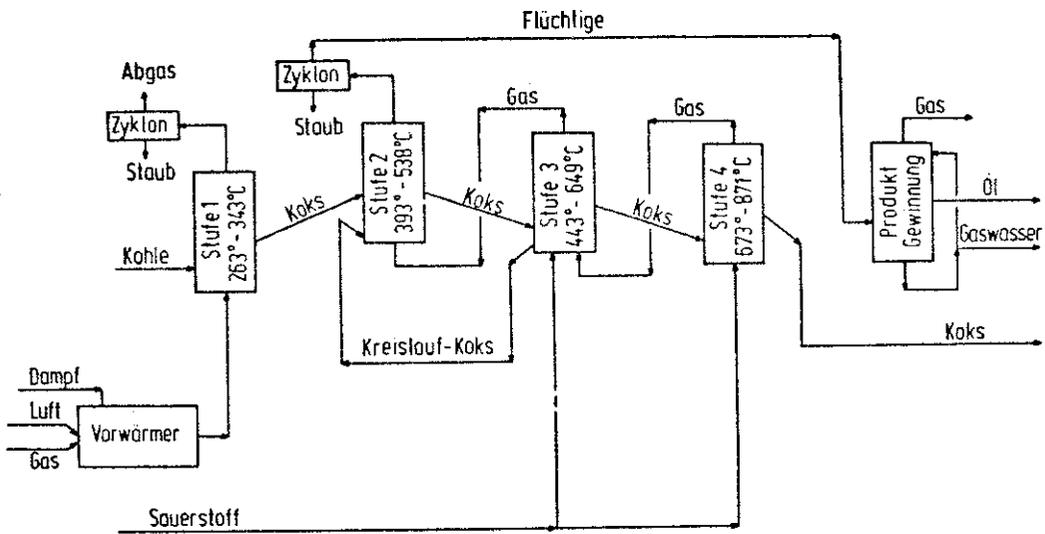


Abb. 4-12: Fließschema der Versuchsanlage des COED-Verfahrens

In der vorgeschlagenen großtechnischen Anlage (s. Abb. 4-13) sollen die Trocknung der Kohle und ihre Aufheizung (Stufe 1) getrennt durchgeführt werden. Die Kohle soll in Schlagmühlen auf eine Korngröße von weniger als 3 mm zerkleinert werden. Die Gase der ersten Stufe (Abb. 4-13) sollen im Kreislauf, nach Abtrennung von kleinen Mengen Öl, die in der ersten Stufe entstehen, zusammen mit den Abgasen der direkten Verbrennung zum Kohletrockner und zur ersten Stufe zurückgeleitet werden.

Die Kohle fließt von der ersten Stufe zur zweiten Stufe. Die Gase der dritten Stufe strömen durch die zweite Stufe und erzeugen ein Wirbelbett; gleichzeitig wird die Kohle bis auf ca. 500°C aufgeheizt. Der Hauptanteil der flüchtigen Produkte der Kohle wird in der zweiten Stufe gebildet. Der Koks der zweiten Stufe wird weiter zu der dritten und vierten Stufe gefördert, wobei die Temperatur von 500°C auf ca. 650°C und weiter auf ca. 870°C erhöht wird. Die Wärme für die Aufheizung wird durch Verbrennung eines Teils des Koks mit Sauerstoff in der vierten Stufe oder auch in der dritten Stufe erzeugt und dabei die Temperatur der verschiedenen Stufen geregelt. Ein Teil des Koks der dritten Stufe wird als Kreislaufkoks der zweiten Stufe zugeführt. Je nach Art der Kohle beträgt die Temperatur

in der zweiten Stufe zwischen 393-537°C, in der dritten Stufe zwischen 443-649°C und in der vierten Stufe zwischen 673-871°C.

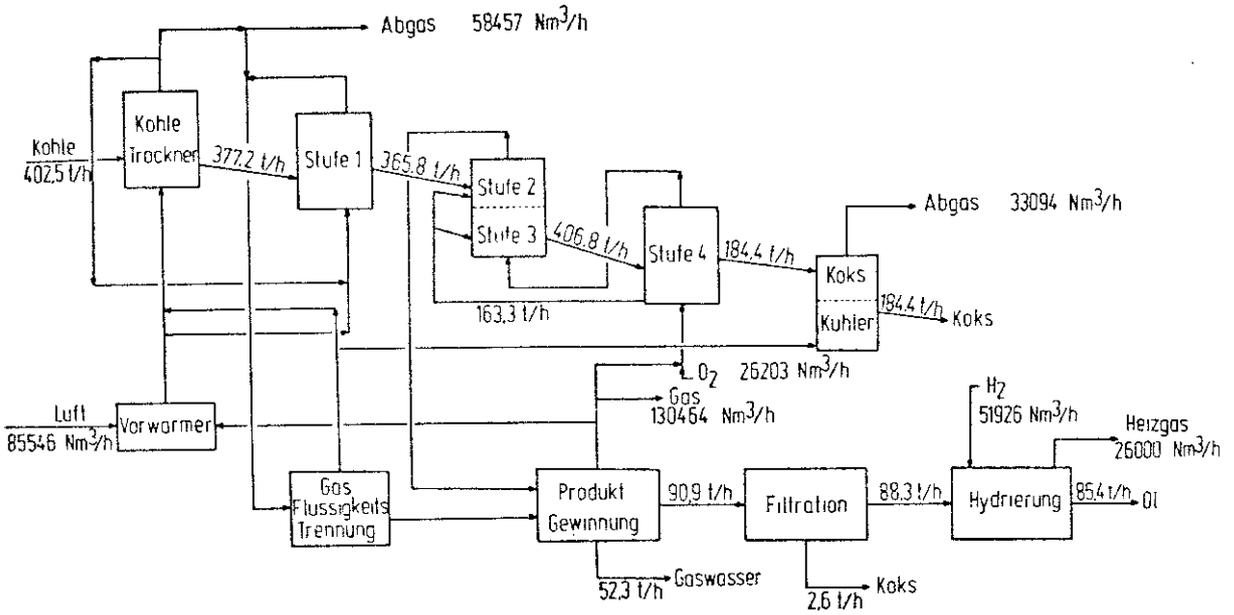


Abb. 4-13: Fließschema der projektierten großtechnischen Anlage des COED-Verfahrens

In der geplanten großtechnischen Anlage (Abb. 4-13) befindet sich die zweite und dritte Stufe in einem Behälter; ein Teil des Kokes von der vierten Stufe fließt als Kreislaufkoks in die zweite und dritte Stufe. Die Temperatur in den verschiedenen Stufen wird durch die Menge von Sauerstoff und Kreislaufgas, die nur in der vierten Stufe eingeführt werden soll, geregelt. Der Koks der vierten Stufe soll in zwei Wirbelbett-Kokskühlern, die übereinander stehen, gekühlt werden. Die Kokskühler enthalten Wärmeaustauscher mit Kühlwasser in den Rohren. Ein Teil des Gases der ersten Stufe dient zur Erzeugung des Wirbelbetts in den Kokskühlern.

Alle Gase der letzten drei Stufen werden schließlich gemeinsam aus der zweiten Stufe entnommen. Sie werden von ca. 455°C auf 76°C gekühlt, wobei praktisch sämtliche Öl-Anteile konden-

sieren. Das Gas wird durch ein Elektrofilter geleitet und in einem Berieselungsturm vom restlichen Öl befreit. Ein Teil des Gases wird als Kreislaufgas der ersten und vierten Stufe der Schwelung zugeführt; der Rest kann zur Herstellung von Wasserstoff oder auch als Brenngas mit hohem Heizwert verwendet werden.

Das in der Waschanlage anfallende Öl wird in Dekantiergefäßen von der wässrigen Phase getrennt und bei ca. 104°C entwässert. Das getrocknete Öl enthält ca. 2% Koks. Es wird bei ca. 150°C und 2 atü in Trommeldrehfiltern filtriert.

Das filtrierte Öl soll bei Drucken von ca. 240 at und Temperaturen von ca. 450°C in Festbettreaktoren an einem Nickel-Molybdän-Katalysator hydrierend behandelt werden. Bei Labor-Autoklavversuchen wurden verschiedene Katalysatoren, z.B. Kobalt-Molybdän, Nickel-Wolfram-Schwefel, 1% Jod, untersucht. Mit dem Nickel-Molybdän-Katalysator wurden mehr als 90% des Schwefels und mehr als 50% des Sauerstoffs und Stickstoffs entfernt.

Kontinuierliche Laborversuche, mit jeweils einer Woche Versuchsdauer, für die hydrierende Nachbehandlung des COED-Pyrolyseöls wurden 1966 bei der Atlantic Richfield Company durchgeführt (Tabelle 4-21).

Tabelle 4-21: Bedingungen und Ergebnisse von Laborversuchen zur hydrierenden Behandlung von COED-Pyrolyseöl¹⁴⁾

Katalysator		Ni-Mo-Al ₂ O ₃
Temperatur	°C	315-413
Druck	at	69-341
Raumgeschw.	Vol. Öl/Vol. Kat. · h	0,5-2,0
Kreislauf-H ₂	Nm ³ /Liter Öl	1,7-5,1
Ausbeute an "Rohöl"	Vol. %	110-120
Entfernung von Verunreinigungen		
Schwefel	%	90-100
Sauerstoff	%	50- 97
Stickstoff	%	50- 95
Wasserstoffverbrauch	Nm ³ /Liter Öl	0,17-0,51
Dichte des Produkts	g/cm ³	0,96-0,89

Im Jahre 1968 wurde die hydrierende Behandlung in zwei Stufen vorgenommen und damit eine merkliche Qualitätsverbesserung des gewonnenen "Rohöls" erzielt. Durch Optimierung der Versuchsbedingungen gelang es schließlich 1968/69 der Atlantic Richfield Co. auch mit nur einer Hydrierstufe ein "Rohöl" vergleichbarer Qualität herzustellen. Eine Natronlaugewäsche zur Entfernung der Phenole soll beim zweistufigen und beim zuletzt angewandten einstufigen Hydrierverfahren nicht mehr notwendig sein (vergl. Kap. 5.2.5). - Elementaranalysen von "Rohölen", die aus Pyrolyseölen von Utah-Kohle durch die im Laufe der Zeit verbesserte Hydrierende Behandlung gewonnen werden, gibt Tabelle 4-22:

Tabelle 4-22: Elementaranalysen von "Rohölen" aus COED-Pyrolyseölen nach hydrierender Behandlung¹⁷⁾

Verfahren		einstufig	zweistufig	einstufig
Jahr		1966	1968	1968/69
<u>Produkt</u>				
Dichte	g/cm ³	0,911	0,882	0,887
Zusammensetzung, Gew. %				
C		85,8	87,1	88,0
H		11,8	12,7	11,8
O		2,0	0,13	0,24
N		0,32	0,05	0,02
S		0,02	0,005	0,004

Die Ergebnisse der einstufigen hydrierenden Behandlung aus dem Versuchszeitraum 1968/69 wurden als Berechnungsgrundlage für die projektierte Großanlage benutzt.

Das Produktöl der hydrierenden Behandlung ist ein "Rohöl", das in einer Raffinerie weiterverarbeitet werden soll. Das Restgas wird als Heizgas in der Anlage verwendet.

4.2.5.4 Produkte

Die Hauptprodukte des COED-Verfahrens bestehen aus "Rohöl", Koks und Wasserstoff oder Heizgas. Die Produktausbeuten sind von der Ausgangskohle abhängig. Optimale Bedingungen und Ausbeuten bei verschiedenen Einsatzkohlen wurden in der Versuchsanlage ermittelt. Die Ausbeuten, bezogen auf trockene Kohle, betragen an "Rohöl" zwischen 19 und 24 Gew.%, an Koks zwischen 57 und 60 Gew.% und an Gas zwischen 10 und 15 Gew.%.

Tabelle 4-23 gibt die Analyse der Utah-Einsatzkohle für die projektierte großtechnische Anlage; in Tabelle 4-24 sind Einsatzstoffe und erwartete Ausbeuten für diese Anlage aufgeführt.

Tabelle 4-23: Analyse der Einsatzkohle (Utah A-Seam) für das COED-Verfahren¹⁷⁾

	Gew. % (i.wf)
Kohlenstoff	74,8
Wasserstoff	5,5
Stickstoff	1,4
Schwefel	0,5
Sauerstoff	11,7
Asche	6,1

Tabelle 4-24: Einsatzstoffe und Ausbeuten der projektierten Großanlage des COED-Verfahrens¹⁷⁾

	t	Gew. %
Einsatz: Kohle (Wassergehalt 6%)	100,00	72,34
Luft	27,33	19,77
Wasserstoff (71,2 Gew.%)	1,55	1,12
Sauerstoff (100%)	<u>9,35</u>	<u>6,77</u>
	138,23	100,00
Produkte: Abgas (CO ₂ , N ₂)	29,66	21,46
Heizgas	2,28	1,65
Produktgas	25,61	18,53
Öl	21,22	15,35
Koks	46,48	33,62
Gaswasser	<u>12,98</u>	<u>9,39</u>
	138,23	100,00

Hiernach beträgt die Ausbeute an "Rohöl" 22,6%, an Koks 49,4% und an Gas 17,3% bez. auf trockene Kohle. Das trockene Produktgas (Feuchtigkeit 3,0 Vol.%) enthält 14,9 Vol.% CO₂, 20,0 Vol.% CO, 43,3 Vol.% H₂, 16,3 Vol.% CH₄ und 5,5 Vol.% C₂-C₄ Kohlenwasserstoffe. Aus dem Produktgas wird durch herkömmliche Methoden (Reformieren, Konvertieren und Methanisierung) Wasserstoff hergestellt, der an die Raffinerie abgegeben werden kann. Das Produktöl wurde bei ARCO Chemical Company untersucht und als geeignet zur Verarbeitung in einer Raffinerie befunden. Der Koks hat etwa den gleichen Heizwert wie die Einsatzkohle und könnte in Kraftwerken verwendet werden.

4.2.5.5. Wasserstoffherzeugung

Der Wasserstoffbedarf für das COED-Verfahren ist verhältnismäßig niedrig, da im Vergleich zu den anderen hier diskutierten Verfahren nur ein "Rohöl" mit relativ hohem C/H-Verhältnis erzeugt wird. Er beträgt 1,55 t (H₂:71,2 Gew.%) oder 12870 Nm³ (H₂:95,2 Vol.%) pro 100 t Kohle. Der notwendige Wasserstoff fällt beim Verfahren an.

4.2.5.6 Kosten

Nach dem neuesten Kostenvoranschlag von 1970 betragen die Investitionskosten für eine Anlage mit einer Kapazität von 3,2 Mio jato Kohle 41 Mio Dollar. Die Herstellungskosten ohne Erlös aus Nebenprodukten (Wasserstoff und Koks) betragen 40,37 \$ pro Tonne "Rohöl" bei einem Kohlepreis von 3,31 \$ pro Tonne bzw. 23,61 \$ pro Tonne "Rohöl" bei einem Erlös von 3,03 \$ pro Tonne Koks und 0,94 cents pro Nm³ Wasserstoff (s. Tabelle 4-25).

Tabelle 4-25: Kostenbilanz zur COED-Projektstudie

	Menge	Preis pro Einheit	Kosten je t rohes Öl	
			₰	%
<u>Einsatz- und Betriebsstoffe</u>				
Kohle (6,0 % Wasser- gehalt)	4,71 t	3,31 ₰/t		
(wf)	4,43 t	3,52 ₰/t	15,59	38,6
Sauerstoff	0,44 t	6,61 ₰/t	2,91	7,2
Chemikalien				
Katalysator			0,58	1,4
Wasser				
Elektrische Energie			2,82	7,0
<u>Personalkosten, Unterhaltungsaufwand, Versicherungen etc.</u>				
Löhne und Gehälter			1,60	4,0
Unterhaltungsaufwand - Löhne			3,03	7,5
- Material				
Grundsteuer und Versicherung			<u>1,21</u>	<u>3,0</u>
Zwischensumme I			27,74	68,7
<u>Kapitaldienst</u>				
Abschreibung (5 % v. Anlagekosten)			3,03	7,5
Einkommensteuer (50 % v. Gewinn)			4,80	11,9
Nettogewinn			<u>4,80</u>	<u>11,9</u>
Zwischensumme II			40,37	100,0
<u>Erlöse (abzügl. 5 % Steuer)</u>				
Koks	2,19 t	3,03 ₰/t	6,30	
Wasserstoff	1125 Nm ³	0,93 ₰/Nm ³	10,46	
			<u>-16,76</u>	<u>-41,5</u>
Herstellungskosten je t rohes Öl			23,61	58,5

4.2.6 "Seacoke-Verfahren" der ARCO Chemical Company

Ziel des Seacoke-Verfahrens war die Herstellung von Koks, Gas und "Rohöl" durch Tieftemperaturverkokung von Kohle und Erdölrückständen im Wirbelbett. Die Arbeit wurde zwischen 1963 und 1966 von der ARCO Chemical Company durchgeführt.

Da Schwierigkeiten bei der Verarbeitung des erzeugten Öls wegen seines hohen Gehaltes an kondensierten aromatischen Verbindungen, sowie an Sauerstoff-, Stickstoff- und Schwefelverbindungen zu erwarten waren, wurden Versuche zur Hydrierung derartiger aus Kohle erzeugter Produkte durchgeführt¹⁸⁾.

Die Aktivität von Kobaltcarbonyl und von Kobalt-Molybdän auf Aluminiumoxid (3,5% CoO und 12,5% MoO₃) als Katalysatoren wurde in Autoklaven mit verschiedenen Einsatzmaterialien, reinen Verbindungen und Produkten aus Kohle, untersucht. Es wurde bei Verwendung von Kobaltcarbonyl-Katalysatoren als Vorteil bezeichnet, daß zur Hydrierung ein billigeres Gemisch aus Kohlenoxid und Wasserstoff an Stelle von reinem Wasserstoff verwendet werden konnte.

Bei der Hydrierung von reinen Verbindungen (z.B. Anthrazen, Akridin, Naphthol und heterocyclischen Verbindungen) wurde festgestellt, daß das Kobaltcarbonyl bei tiefen Temperaturen für das hydrierende Spalten von kondensierten aromatischen Verbindungen aktiver war als der Kobalt-Molybdän-Katalysator.

Für die Hydrierung flüssiger Verkokungsprodukte hätten eigentlich Produkte des Seacoke-Verfahrens benutzt werden sollen. Wegen verschiedener Schwierigkeiten bei der Durchführung dieses Verfahrens konnte aber keine genügende Menge Seacoke-Produkt hergestellt werden. Weitere Untersuchungen wurden daher durchgeführt mit einem Kohleextrakt des "Deashed Coal Project" und besonders mit Teer, der nach dem COED-Verfahren aus Illinois Nr. 6-Kohle erzeugt worden war.

Bei der Hydrierung des Kohleextrakts (Aschegehalt 0,22 Gew.%) an einem Kobalt-Molybdän-Katalysator (Temperatur 393°C, Anfangswasserstoffdruck 103 at, Reaktionszeit 17,5 h) wurde eine vollständige Entfernung des Schwefels und eine Entfernung von 80% des Sauerstoffs, aber keine Entfernung von Stickstoff erreicht. Die Hydrierung des Teers aus dem COED-Verfahren führte zu einer vollständigen Entschwefelung, zu einer 91,3%igen Entfernung des Sauerstoffs und 29%igen Entfernung des Stickstoffs. Seit 1966 wird nicht mehr am Seacoke-Verfahren gearbeitet.

4.2.7 Weitere Laborversuche zur Kohleverflüssigung

Die Möglichkeit einer Kohlehydrierung ohne Kreislauföl unter Anwendung des Prinzips eines Flugstaubverfahrens wurde von G.R. Hill und Mitarbeitern untersucht¹⁹⁾. Hochflüchtige, backende Spring-Canyon-Kohle aus Utah (Flüchtige Bestandteile 45,7%, Aschegehalt 8,4%, Korngröße 0,18-0,42 mm) wurde mit Katalysator (15 Gew.%) imprägniert und mit Hochtemperaturkoks im Verhältnis 1:1 gemischt. Im Flugstaubverfahren wurde dieses Gemisch unter optimalen Bedingungen von 515°C und 136 at hydriert. Es wurden verschiedene Katalysatoren verwendet. Zinnchlorid (SnCl_2) erwies sich als bester Katalysator. Der Kohleumsatz betrug 75% (Ölausbeute 43%, Gasausbeute 32%). Unter diesen Bedingungen findet keine nennenswerte Umsetzung des zugesetzten Kokes statt. Er kann wieder zur Zumischung Verwendung finden. Nur ein Teil des eingesetzten Katalysators kann durch Waschen des Rückstandes mit Wasser zurückgewonnen werden. Das flüssige Produkt wurde bei 420°C und 102 at mit Kobalt-Molybdän auf Aluminiumoxid als Katalysator hydrierend behandelt und hierauf bei 490°C und 136 at mit Nickelsulfid-Wolframsulfid auf Siliciumoxid und Aluminiumoxid hydrierend gespalten. Man erhielt Benzin mit einer Research-Oktanzahl 89 und Dieselöl mit einem Diesel-Index 50 nach Extraktion mit einem Gemisch von Dimethylformamid und n-Heptan.

Eine Hydrierung der Kohle bei niedrigen Drucken (136 at) wurde von C.O. Hawk und Mitarbeitern untersucht²⁰⁾. Üblicherweise ist es notwendig, bei Verwendung niedriger Drucke mit langen Verweilzeiten (d.h. kleinen Durchsätzen) zu arbeiten. Bei Anwendung eines aktiven Molybdän-Katalysators konnte aber auch bei hohem Durchsatz ein geeignetes Produkt erzeugt werden. Die Rockspring-Kohle wurde mit Kreislauföl im Verhältnis 1:1,5 gemischt und bei 465°C und 136 at hydriert. Mit 0,5 Gew.% Molybdän, bezogen auf Kohle (i.waf), und einem Durchsatz von 344 kg Kohle (i.waf) pro Stunde und m³ Reaktorvolumen konnte ein Kohle-Umsatz von ca. 95% erzielt werden. Die Ausbeute an unterhalb 325°C siedendem Öl betrug 41%. Die Fraktion oberhalb 325°C wurde als Kreislauföl verwendet. Mit Eisen als Katalysator (2 Gew.% bez. auf Kohle (i.waf)) konnten nur bei einem Durchsatz von 281 kg Kohle (i.waf) pro Stunde und m³ Reaktorvolumen ähnliche Ergebnisse erzielt werden.

4.2.8 Literatur

- (1) C.O. Hawk und R.W. Hiteshue: Hydrogenation of coal in the batch autoclave. Bulletin 622, Bureau of Mines (1965)
- (2) M.L. Kastens, L.L. Hirst und C.C. Chaffee, Ind. Eng. Chem., 41, 870-885 (1949)
Anon: Coke and Gas, 12, 9-17 (Jan. 1950)
- (3) L.L. Hirst, J.A. Markovits, L.C. Skinner, R.W. Dougherty und E.E. Donath, Estimated plant and operating cost for producing gasoline by coal hydrogenation. R.I. 4564, Bureau of Mines (1949)
- (4) H. Pichler, M. Chervenak, C.A. Johnson, M.C. Sze und J.F. Campagnolo, Petroleum Refiner, 36, Nr. 9, 201-204 (1957)
- (5) Office of Coal Research, Research and Development Report Nr. 26; Project H-Coal Report on Process Development
 - S.B. Alpert, E.S. Johanson und S.C. Schuman, Chemical Eng. Progress, 60, Nr. 6, 35-40 (1964)
 - S.B. Alpert, E.S. Johanson und S.C. Schuman, Hydrocarbon Processing, 43, Nr. 11, 193-197 (1964)
 - K.C. Hellwig, E.S. Johanson, C.A. Johnson und S.C. Schuman, Hydrocarbon Processing, 45, Nr. 5, 165-169 (1966)
 - K.C. Hellwig, E.S. Johanson, C.A. Johnson, S.C. Schuman und H.H. Stotler, 31-st Midyear Meeting of American Petroleum Institute, Division of Refining, Preprint Nr. 55-66, Mai 11, 1966
 - K.C. Hellwig, M.C. Chervenak, E.S. Johanson, H.H. Stotler und R.H. Wolk, Chemical Eng. Progr. Symposium Series Nr. 85, 64, 98-103 (1968)
 - K.C. Hellwig, S.B. Alpert, E.S. Johanson und R.H. Wolk, Brennstoff-Chemie, 50, 263-268 (1969)
- (6) Office of Coal Research, Commercial Process Evaluation of H-Coal Hydrogenation Process, PB 174696 (1965)
- (7) Office of Coal Research, Evaluation of Project H-Coal, PB 177068 (1967)
- (8) Office of Coal Research, Research and Development Report Nr. 39, Vol. II, Part I and II
- (9) Office of Coal Research, Research and Development Report Nr. 39, Vol. IV, Book 1
- (10) Office of Coal Research, Research and Development Report Nr. 45, 1968 Feasibility Report Consol Synthetic Process

- (11) Office of Coal Research, Research and Development
Report Nr. 39, Vol. III, Book 1
- C.W. Zielke, R.T. Struck, J.M. Evans, C.P. Costanza und E. Gorin, Ind. Eng. Chem. Process Design and Development, 5, 151-157, 158-164 (1966)
 - R.T. Struck, E.W. Clark, J.P. Dudt, W.A. Rosenhoover, C.W. Zielke und E. Gorin, American Chemical Society, Division of Fuel Chemistry, Preprint 12 (4), 195-206 (1968)
- (12) Office of Coal Research, Research and Development
Report Nr. 39, Vol. III, Book 2
- C.W. Zielke, R.T. Struck und E. Gorin, American Chemical Society, Division of Fuel Chemistry Preprint 9 (4), 114-131 (1965)
- (13) Office of Coal Research, Research and Development
Report PB 169562, Char Oil Energy Development (1965)
- J.F. Jones, M.R. Schmid und R.T. Eddinger, Chemical Engineering Progress, 60, Nr. 6, 69-73 (1964)
- (14) Office of Coal Research, Research and Development
Report PB 173916, Char Oil Energy Development, 1967
- J.F. Jones, R.T. Eddinger und L. Seglin, Chemical Engineering Progress, 62, Nr. 2, 73-79 (1966)
 - R.T. Eddinger, J.F. Jones und F.E. Blanc: *ibid*, 64, Nr. 10, 33-38 (1968)
- (15) A.H. Strom und R.T. Eddinger, Paper presented at Third Joint Meeting American Institute of Chemical Engineers and Instituto Mexicano De Ingenieros Quimicos, Aug. 30-Sept. 2, (1970)
- (16) Anon., Chemical Week, S. 88, Oct. 21 (1970)
- (17) Office of Coal Research, Research and Development
Report, Interim Report, Char Oil Energy Development (1970)
- (18) Office of Coal Research, Research and Development
Report PB 174926, Catalytic Hydrotreating of Coal Derived Liquids Project Seacoal, Phase II (1966)
- (19) S.A. Qader, R.A. Haddadin, L.L. Anderson und G.R. Hill, 156 th National Meeting, American Chemical Society, Division of Fuel Chemistry, Preprints, 12, Nr. 3, 164-180 (1968)
- G.R. Hill und S.A. Qader: Paper presented at a Symposium on Chemicals and Oil from Coal, Dhanbad, India (1969)
- (20) R.W. Hiteshue, W. Kaw und C.O. Hawk: Papier presented at a Symposium on Chemicals and Oil from Coal, Dhanbad, India (1969)

4.3 Synthese

- 4.3.1 Allgemeines
- 4.3.2 Technische Verfahrensentwicklungen, die bisher nicht zu einer wirtschaftlichen Verwendung geführt haben
 - 4.3.2.1 Ölumlaufverfahren, US Bureau of Mines
 - 4.3.2.2 Flüssigphase-Synthese (Rheinpreußen-Koppers)
 - 4.3.2.3 Hydrocol-Wirbelschichtverfahren
- 4.3.3 Technisch-wirtschaftlich durchgeführte Verfahren der Kohlenwasserstoffsynthese
 - 4.3.3.1 Eisen-Festbett-Mitteldrucksynthese
 - 4.3.3.1.1 Durchführung der Festbettsynthese
 - 4.3.3.1.2 Aufarbeitung der Reaktionsprodukte
 - 4.3.3.1.3 Produkte der Festbettsynthese
 - 4.3.3.2 Eisen-Flugstaub-Mitteldrucksynthese
 - 4.3.3.2.1 Durchführung der Flugstaubsynthese
 - 4.3.3.2.2 Produkte der Flugstaubsynthese
 - 4.3.3.2.3 Planung einer Flugstaubsyntheseanlage mit einer Kapazität von 1 060 000 jato primärer Syntheseprodukte
 - 4.3.3.3 Kombinierte Verwendung von Festbett- und Flugstaubverfahren
- 4.3.4 Literatur