

4.2.3.4 Katalysatoren

Bei Laborversuchen wurde hauptsächlich Kobalt/Molybdän auf Aluminiumoxid (15% MoO₃, 3% CoO) als Katalysator für die Hydrierung der Kohle verwendet. Nickel/Molybdän auf Aluminiumoxid (3,1% NiO, 15% MoO₃) erwies sich in Bezug auf Lebensdauer und Selektivität als weniger geeignet.

4.2.3.5 Produkte

Die Produkte des H-Coal-Verfahrens sind nach der notwendigen Behandlung hauptsächlich gasförmige Kohlenwasserstoffe, Benzin und leichtes Heizöl. Durch geeignete Änderung der Aufarbeitung der Produkte könnten gegebenenfalls nur Benzin und gasförmige Kohlenwasserstoffe erzeugt werden.

Tabelle 4-13: Einsatz und Produkt-Ausbeute beim H-Coal-Verfahren (Versuchsanlage)

	t	Gew. %
Einsatz: Kohle (i.wf)	100,00	90,85
*Wasserstoff	7,09	6,44
{ C ₁	2,98	2,71
	<u>110,07</u>	<u>100,00</u>
*(Hydrier-Wasserstoff: 95 Vol.% H ₂ , 70,4 Gew.% H ₂)		
Produkte: H ₂	0,74	0,67
leichte KW (C ₁ -C ₃)	14,74	13,39
LPG (C ₄ + Naphta)	3,69	3,35
Benzin	30,11	27,36
leichtes Heizöl	17,78	16,15
schweres Heizöl	1,45	1,32
Koks (Aschegehalt 44%)	26,39	23,98
NH ₃ , H ₂ S, H ₂ O	13,33	12,11
Abgas und Verlust	1,84	1,67
	<u>110,07</u>	<u>100,00</u>

In Tabelle 4-13 sind die Einsatzmaterialien und die Produkte wiedergegeben. Es ist zu erkennen, daß ca. 48% der eingesetzten Kohle zu Benzin und leichtem Heizöl umgewandelt

werden können. Weiterhin ist es möglich, aus den Nebenprodukten NH_3 und H_2S Ammoniumsulfat und Schwefelsäure zu gewinnen.

4.2.3.6 Wasserstoffherzeugung

Der Wasserstoffbedarf für das H-Coal-Verfahren beträgt gemäß Auslegung 7,02 t oder 78898 Nm^3 (100%iger H_2) pro 100 t trockene Kohle; d.h. pro 100 t trockene Kohle, die bei dem H-Coal-Verfahren verarbeitet werden, ist es notwendig, 83050 Nm^3 95%igen Wasserstoff herzustellen. Ca. 85% des Hydrier-Wasserstoffs werden nach der zugrundeliegenden Anlagenprojektierung durch Reformieren der leichten Produkt-Kohlenwasserstoffe und der Rest durch Reformieren von Erdgas erzeugt. Es wäre auch möglich, die ganze Wasserstoffmenge durch Reformieren der Kohlenwasserstoffgase herzustellen, wobei dann die Anteile der leichten Kohlenwasserstoffe, die als Heizgas Verwendung finden, durch andere Energiequellen, z.B. Koks, ersetzt werden müßten.

4.2.3.7 Kosten

Die Investitionskosten für eine Anlage mit einer Jahreskapazität von 1,3 Mio t an Benzin und Heizöl sind 1965 von Hydrocarbon Research Inc. mit 115 Mio \$ angegeben worden. Nach der American Oil Co. sollten 1967 die Investitionskosten 136 Mio \$, d.h. 105 \$/jato Produkt betragen. Die Herstellungskosten belaufen sich nach American Oil Co. bei einem Kohlepreis von 3,98 \$/t trockene Kohle und einem Erdgaspreis von $0,001 \text{ $/}10^3 \text{ kcal}$, das hauptsächlich in der Reformieranlage zur Wärmeerzeugung benutzt wird, auf 48,54 \$ pro Tonne Benzin und 34,01 \$ pro Tonne Heizöl (s. Tabelle 4-14).

Die Weiterentwicklung des H-Coal-Verfahrens wird nicht mehr vom Office of Coal Research, sondern von der Industrie finanziert.

Tabelle 4-14: Kostenbilanz zur H-Coal-Projektstudie,
bezogen auf eine Tonne Produkt
(0,64 t Benzin und 0,36 t leichtes Heizöl)

	Menge	Preis pro Einheit	Kosten je Tonne Produkt	
			§	%
<u>Einsatz- und Hilfsstoffe</u>				
Kohle (i.wf)	2,03 t	3,98 §/t		
(i.waf)	1,80 t	4,50 §/t	8,10	17,2
Erdgas	328 Nm ³	0,12 §/10 ³ kcal	4,10	8,7
Chemikalien	}		3,63	7,7
Katalysatoren				
Elektrische Energie			2,13	4,6
<u>Personalkosten, Steuern, Versicherungen etc.</u>				
Löhne und Gehälter			4,65	9,9
Unterhaltungsaufwand - Löhne			1,26	2,7
- Material			1,50	3,2
Grundsteuer und Versicherungen			2,13	4,5
Zinsen für Betriebskapital (5%)			<u>0,39</u>	<u>0,8</u>
Zwischensumme I			27,89	59,3
Kapitaldienst (18% v. Anlagekosten)			<u>19,16</u>	<u>40,7</u>
Zwischensumme II			47,05	100,0
<u>Erlöse:</u>				
Schwefelsäure				
(ca. 78%)	0,085 t	19,51 §/t	1,66	
Ammonsulfat	0,083 t	19,84 §/t		
als N	0,018 t	93,53 §/t	1,68	
Rückstand	0,35 t	1,14 §/t	0,40	
Herstellungskosten je t Produkt			<u>-3,74</u>	<u>-7,9</u>
(0,64 t Benzin + 0,36 t leichtes Heizöl)			43,31	92,1

4.2.4 "Consol-Verfahren" der Consolidation Coal Company

4.2.4.1 Allgemeines

Das "Consol-Verfahren" der Consolidation Coal Company ist im Prinzip ähnlich dem Pott-Broche-Verfahren, für welches in Deutschland in Welheim eine technische Anlage errichtet wurde, die allerdings nicht befriedigend betrieben werden konnte. Bei diesem Verfahren wird die Kohle unter schwach hydrierenden Bedingungen mit Lösungsmittel extrahiert. Der von Asche befreite Extrakt wird hydriert, wobei ein "Rohöl" erzeugt wird, das in Raffinerien als Ersatz für natürliches Rohöl eingesetzt werden soll.

Laborversuche zur Durchführung der Extraktion und der Hydrierung wurden in USA seit 1958 durchgeführt⁸⁾. Im Jahre 1967 wurde in Cresap, West Virginia, eine Versuchsanlage mit einem Tagesdurchsatz von ca. 18 t Kohle gebaut⁹⁾. Die wirtschaftlichen Möglichkeiten einer großtechnischen Anlage wurden im Jahre 1968 von der Firma The Ralph M. Parsons Company geprüft¹⁰⁾.

4.2.4.2 Einsatzmaterial

Bei Laborversuchen wurde hauptsächlich hochflüchtige Gasflamkohle der Ireland Mine in West Virginia benutzt. Auch mit anderen Kohlen wurden Versuche durchgeführt, um den Einfluß der Art der Kohle zu bestimmen. Es wurde festgestellt, daß Kohle der Pittsburgh-Lagerstätte sich am besten für die Extraktion eignet. Die Analyse einer wasserfreien Kohle der Ireland Mine ist in Tabelle 4-15 wiedergegeben.

4.2.4.3 Verfahren

Abb. 4-10 zeigt das Schema des geplanten Verfahrens. Die Mengen der Hauptströme für eine Anlage mit einer Kapazität von 1,97 Mio gato (50% Super-Benzin, O.Z. 100 und 50% Normal-Benzin O.Z. 93) sind im Schema angegeben. Ähnlich wie beim

H-Coal-Verfahren stammt auch hier ein Teil der Angaben für die Produktströmmen aus im Labor oder in der Versuchsanlage experimentell ermittelten Werten, zum Teil beruhen sie auf Analogiebetrachtungen zu Erdölverarbeitungsverfahren.

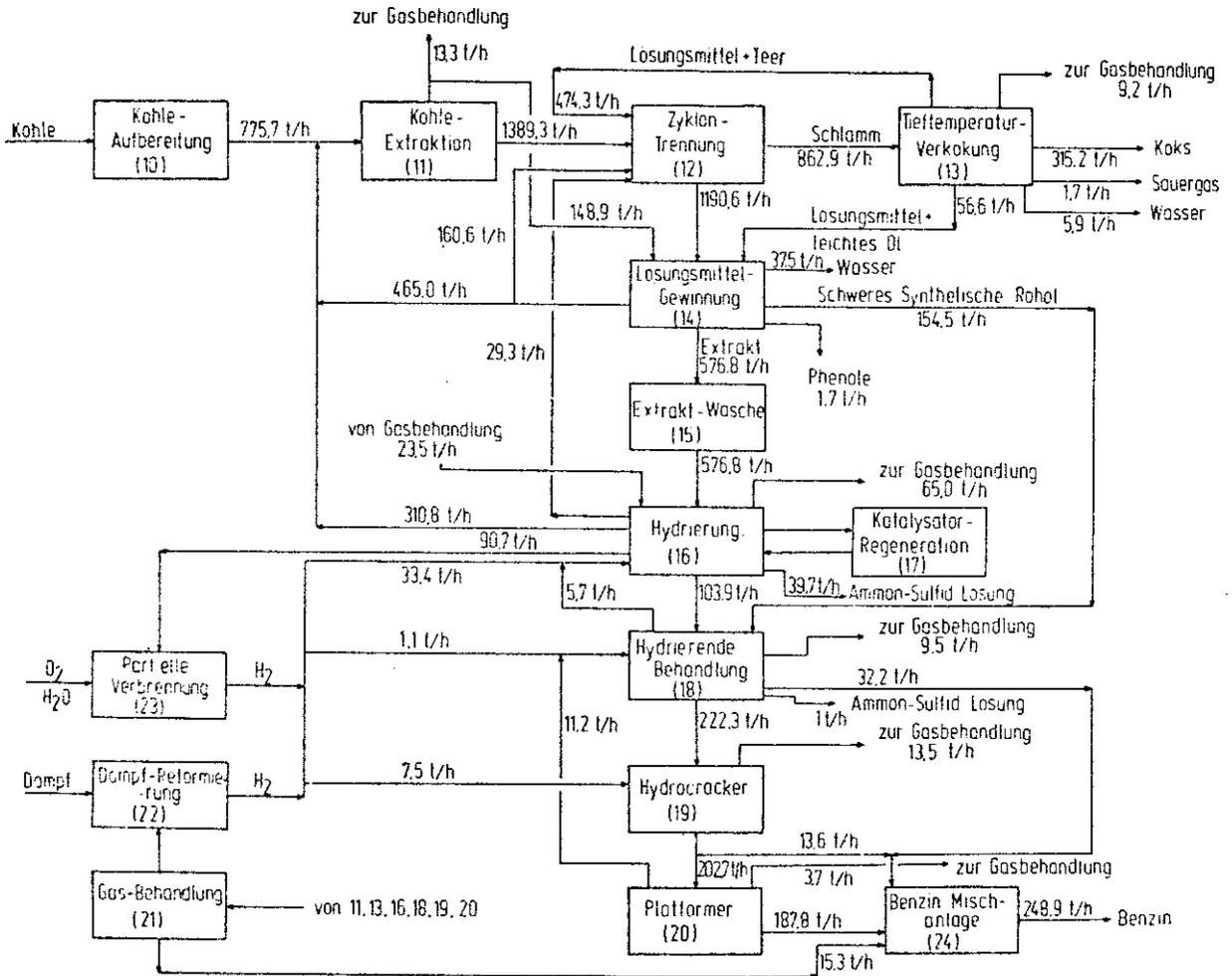


Abb. 4-10: Fließschema des geplanten Consol-Verfahrens der Consolidation Coal Company

Tabelle 4-15: Typische Analyse der trockenen Gasflammkohle der Ireland Mine

	Gew. %
Kohlenstoff	69,9
Wasserstoff	4,8
Stickstoff	1,2
Schwefel	4,3
Asche	12,3
Sauerstoff	7,5

Nach der in Abb. 4-10 wiedergegebenen Planung soll die Einsatzkohle (Wassergehalt ca. 12%) in der Kohleaufbereitungsanlage (Anlage 10) auf weniger als 2,5 mm zerkleinert, gewaschen und in zwei Wirbelbett-Trocknern mit durch Verbrennen von Koks erzeugtem Abgas getrocknet werden. Die trockene Kohle wird dann auf ca. 2 mm zerkleinert und gelangt zur Extraktionsanlage.

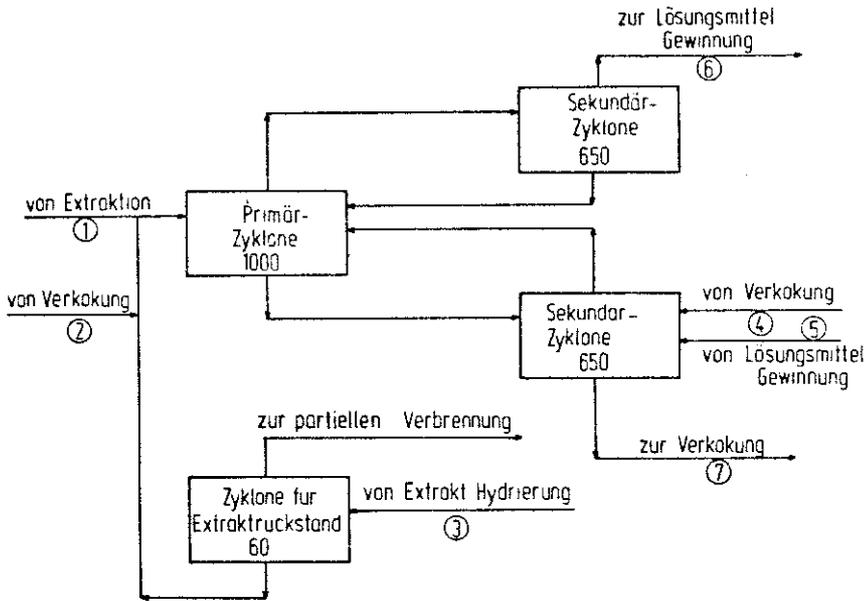
In der Kohleextraktionsanlage (Anlage 11) wird die Kohle mit Lösungsmittel, das von der Hydrieranlage und der Lösungsmittel-Gewinnungsanlage erhalten wird, im Verhältnis 1:1 gemischt. Der Kohle/Lösungsmittel-Brei wird auf 380°C erhitzt. Der Grad der Extraktion ist von der Temperatur und der Extraktionszeit abhängig. Aus den Daten der Laborversuche ist zu ersehen, daß bei einer Temperatur von 380°C und einem Druck von ca. 16 at, sowie einer Verweilzeit von 0,5 Stunden 70% der wasser- und aschefreien Kohle extrahiert werden und daß die Wasserstoff-Übertragung ca. 0,4 Gew.% der trockenen Kohle beträgt. In Tabelle 4-16 sind die Produkte der Extraktion wiedergegeben.

Tabelle 4-16: Produkte der Extraktionsanlage
(Consol-Verfahren)

Fraktion	Menge, t/100 t trockene Kohle
Gas (H ₂ , C ₁ -C ₄ , H ₂ S, CO, CO ₂)	3,3
leichtes Öl	0,5
Extrakt	55,1
Rückstand (Kohle und Asche)	38,5
Wasser	3,0

Es sind 6 Extraktoren mit einem Rauminhalt von insgesamt ca. 1000 m³ vorgesehen. Die gasförmigen Produkte sollen in einer Kolonne unter Druck in Gas, Wasser, Benzin, Teersäuren, "Rohöl" und schweres Lösungsmittel zerlegt werden. Das Gas soll gemeinsam mit dem Gas der Tieftemperaturverkokung durch eine Behandlung mit Diäthanolamin gereinigt werden.

Der Schlamm aus dem Extraktor wird in einer Z y k l o n - t r e n n a n l a g e (Anlage 12) mit Lösungsmittel und Teer von der Tieftemperaturverkokungsanlage sowie anderen Strömen, die noch Festmaterial enthalten, in flüssige und feste Produkte getrennt (s. Abb. 4-11).



	Strömung, t/h							
	1	2	3	4	5	6	7	8
Lösungsmittel	663,4	12,1	-	403,7	160,6	769,5	470,3	-
Extrakt und Teer	427,3	51,3	107,0	-	-	407,0	90,6	88,0
Feststoffe	298,6	6,1	13,2	-	-	13,2	302,0	2,7

Abb. 4-11: Fließschema der Zyklontrennanlage beim Consol-Verfahren

Diese Trennung des Festmaterials vom Extrakt ist eine der schwierigsten Stufen des geplanten Verfahrens. Bei Laborversuchen wurde hauptsächlich mit Filteranlagen gearbeitet. In der Versuchsanlage wurden zu Anfang auch Filter verwendet.

Gleichzeitig wurden auch Versuche mit Zyklonen durchgeführt. Bei der Auslegung einer Großanlage wurde davon ausgegangen, daß der Überlauf der Zykzone ca. 1% Asche enthält, das sind ca. 3,1% Festmaterial bezogen auf den Extrakt. In der großtechnischen Anlage sind insgesamt 2300 Zykzone zur Ascheabtrennung vorgesehen.

Das als Ablauf der Zykzone erhaltene Produkt aus Restkohle und anhaftendem Extrakt wird in der T i e f t e m p e r a t u r - v e r k o k u n g s a n l a g e (Anlage 13) bei einer Temperatur von ca. 580°C zu Gas, Wasser, leichtem Öl, Teer und Koks umgewandelt. Der Wärmebedarf für die Verkokung wird durch Verbrennung eines Teils des Koks gedeckt. Die flüssigen Produkte der Verkokungsanlage werden der Zykzontrennanlage zugeführt.

Der Überlauf der Zykzone wird destillativ in Anteile zerlegt (Anlage 14), die zur Aufbereitung auf Benzin und als Kohlelösungsmittel, entweder direkt oder nach Hydrierung, Verwendung finden.

Eine E x t r a k t w ä s c h e mit Wasser (Anlage 15) ist zur Entfernung von Alkali-Komponenten vorgesehen, die aus der Asche in den Extrakt gelangt sind. Ob in einer großtechnischen Anlage eine derartige Behandlung zweckmäßig ist, ist noch unbekannt.

Eine H y d r i e r u n g d e s E x t r a k t e s (Anlage 16) ist als weitere maßgebende Stufe des Verfahrens geplant. Das Lösungsmittel nimmt hierbei Wasserstoff auf, der während der Kohleextraktion auf die Kohle übertragen werden kann. Bei Laborversuchen wurden verschiedene Katalysatoren auf Wirksamkeit und Lebensdauer untersucht¹¹⁾. Hierbei bestand die Hauptschwierigkeit darin, einen Katalysator zu finden, der auch in Anwesenheit der Feststoffe des Einsatzmaterials einen höheren Umsatz bei langer Lebensdauer ermöglicht. Nickel-Molybdän auf Aluminiumoxid, fluoriertes Nickel-Molybdän auf Aluminiumoxid, Nickel-Molybdän auf Siliciumoxid-Aluminiumoxid,

Zinkchlorid, Zinnchlorid, Zinkchlorid auf Aluminiumoxid, Aluminiumbromid, Nickel-Molybdän imprägniert mit Zinkchlorid und Kobalt-Molybdän-Nickel wurden als Katalysatoren unter Verwendung verschiedener Einsatzmaterialien untersucht. Tabelle 4-17 bringt Laborergebnisse, welche bei der Hydrierung von Extraktückständen in Gegenwart von drei Katalysatoren erhalten wurden.

Tabelle 4-17: Vergleich der Katalysatoraktivität bei Hydrierung eines Extraktückstands (29% d. Extrakts) nach dem Consol-Verfahren

Katalysator	Co-Mo-Ni	geschwefeltes Ni-Mo	ZnCl ₂
Temperatur, °C	441	441	427
Druck, at	286	286	286
Katalysator/Einsatzmaterial (Gew.)	0,3	0,3	1,0
Reaktionszeit, min	60	60	60
Ausbeute, Gew.% von Einsatz (i.waf)			
CH ₄	1,1	1,1	1,2
C ₂ H ₆	1,2	1,2	1,5
C ₃ H ₈	1,6	1,6	4,6
i-C ₄ H ₁₀	0,2	0,1	5,0
n-C ₄ H ₁₀	1,0	1,2	0,8
C ₅ - 150°C	7,0	9,1	52,5
150° - 200°C	1,7	8,4	10,4
200° - 400°C	16,9	16,1	6,3
> 400°C (löslich in Methyl-Äthyl-Keton)	67,5	60,2	19,0
> 400°C (unlöslich in Methyl-Äthyl-Keton)	2,9	2,4	3,4
Umsatz, Gew.% von Einsatz	29,6	37,4	77,6
Wasserstoffverbrauch Gew.% von Einsatz	2,64	3,14	6,85
<u>(C₁ - C₃) · 100</u>	13,4	10,5	9,5
Umsatz			

Mit einem $ZnCl_2$ -Katalysator war der Umsatz bei niedriger Temperatur doppelt so groß wie bei anderen Katalysatoren. Es wurden Methoden zur Anwendung und Regenerierung von $ZnCl_2$ -Katalysatoren ausgearbeitet¹²⁾. Im Hinblick auf Schwierigkeiten bzgl. Korrosion usw. ist jedoch für die technische Anlage die Verwendung eines konventionellen Katalysators (Nickel-Kobalt-Molybdän UOP-S-6) vorgesehen.

Die Hydrierung des Extrakts soll in fünf hintereinandergeschalteten Reaktoren mit "Wallendem Katalysatorbett" durchgeführt werden. Da die Umsetzungen stark exotherm sind, erhöht sich die Temperatur von Reaktor zu Reaktor. Sie soll durch die Temperatur des zugesetzten Wasserstoffs gesteuert werden. Zusätzlich kann eine unvorhergesehene Erhöhung der Temperatur im Reaktor durch Zugabe von kaltem Extrakt kontrolliert werden. Die durchschnittliche Reaktionstemperatur beträgt ca. $426^{\circ}C$ und der Druck 290 at. Der Rückstand der Extrakthydrierung wird zur Herstellung von Wasserstoff durch partielle Verbrennung verwendet. Die flüssigen Produkte der Extrakthydrierung werden in zwei Fraktionen (bis $260^{\circ}C$ und höher) zerlegt. Die Fraktion bis $260^{\circ}C$ Siedepunkt wird als leichtes "Rohöl" im Hydrotreater behandelt, während die Fraktion mit über $260^{\circ}C$ Siedepunkt zur Kohleextraktionsanlage geleitet wird. Die gasförmigen Produkte der Extrakthydrierung werden zur Kohlenwasserstoff-Gewinnung mit Öl gewaschen und weiter durch eine Tieftemperaturwäsche von Stickstoff, Argon und Methan befreit. Das Restgas wird als Kreislaufgas den Reaktoren zugeführt. Bei der Hydrierung des Extraktes werden große Mengen von NH_3 und H_2S gebildet, die als Ammoniumsulfid-Lösung anfallen.

Für die vorgeschlagene Anlage zur Hydrierung von ca. 580 t/h Extrakt sind 40 Reaktoren (8 Reihen mit 5 Reaktoren je Reihe) mit einem Rauminhalt von insgesamt ca. $1500\ m^3$ vorgesehen.

Der Katalysator der Extrakthydrierung wird von Zeit zu Zeit regeneriert (Anlage 17). Diese Behandlung ist notwendig, da

mit der Zeit die Asche des Extrakts eine Schicht auf der Katalysatoroberfläche bildet. Die Aktivierung des Katalysators soll durch Waschen mit einem Gemisch von Benzol, Toluol und Xylol unter Wirbelschicht-Bedingungen und weiteren Abrieb im Lösungsmittelstrahl erreicht werden. Auch eine Regenerierung des Katalysators durch Abbrennen des Kohlenstoffrückstandes wird erwogen. Es wird angenommen, daß eine Regenerierung des Katalysators einmal je Woche notwendig ist.

In der **Hydrotreateranlage** (Anlage 18) wird das "Rohöl" von der Extrakt-Hydrieranlage und der Lösungsmittel-Gewinnungsanlage in Festbettreaktoren bei ca. 398°C und ca. 116 at hydrierend behandelt. Nach Abkühlen des Reaktionsproduktes werden die nicht kondensierbaren Gase in zwei Ströme geteilt, ein wasserstoffreiches Kreislaufgas und ein wasserstoffarmes Gas, das nach Reinigung in der Extrakthydrieranlage benutzt wird. Die Hauptmenge des flüssigen Produktes soll durch Hydrocracken weiter verarbeitet werden. Nur ein kleiner Teil wird als leichtes Benzin direkt der Benzinmischanlage (Anlage 23) zugeleitet. In der geplanten **Hydrocrackanlage** (Anlage 19) erfolgt ein Spalten zu Benzin und leichten Kohlenwasserstoffen. Die wasserstoffreichen gasförmigen Produkte finden im wesentlichen als Kreislaufgas Verwendung; der Rest wird zur Gasbehandlungsanlage geleitet. Das flüssige Produkt wird in Benzin, Schwerbenzin, Einsatzmaterial für den Reformier und nicht umgesetztes Einsatzmaterial zerlegt. Benzin und Schwerbenzin werden der Benzinmischanlage und das nicht umgesetzte Einsatzmaterial wieder dem Hydrocracker zugeführt.

Im **Reformier** (Anlage 20) soll dann die geeignete Fraktion des Hydrocrackens zur Erzeugung von hochwertigem Benzin weiter behandelt werden. Der freiwerdende Wasserstoff wird im Hydrotreater benutzt.

In einer **Gasbehandlungsanlage** (Anlage 21) sollen die verschiedenen Restgase in ein stickstoffreiches Gas, das als Heizgas benutzt wird und ein stickstoffarmes Gas, das zur Herstellung von Wasserstoff durch Dampf-Reformierung benutzt wird, getrennt werden.

4.2.4.4 Produkte

Die Produkte des Consol-Verfahrens sind hauptsächlich gasförmige Kohlenwasserstoffe und Benzin. Als Nebenprodukte werden Teersäuren (Phenole, Kresole), Schwefel und Ammoniak erhalten. Tabelle 4-18 bringt Einsatzstoffe und Reaktionsprodukte.

Tabelle 4-18: Einsatzstoffe und Reaktionsprodukte des Consol-Verfahrens

	t	Gew. %
Einsatz: Kohle (wf)	100,00	94,85
* Wasserstoff	3,97	3,77
{ Stickstoff	0,34	0,32
{ Methan	<u>1,12</u>	<u>1,06</u>
	105,43	100,00
* (Wasserstoff: 73,06 Gew.% H ₂ , 96,0 Vol.% H ₂)		
Produkte: H ₂	0,12	0,11
CO	0,15	0,14
CO ₂	0,63	0,60
N ₂	0,34	0,32
C ₁	3,91	3,71
C ₂	2,26	2,14
C ₃	2,45	2,32
C ₄	0,62	0,59
Benzin	32,09	30,44
Teersäuren	0,22	0,21
H ₂ S, NH ₃ , H ₂ O	10,31	9,78
Koks (Aschegehalt 30%)	40,63	38,54
Nichtreagierter Extrakt	<u>11,70</u>	<u>11,10</u>
	105,43	100,00

Es werden ca. 32 t Benzin je 100 t Kohle erhalten, während ca. 40 t Koks mit einem Aschegehalt von 30% als Nebenprodukt anfallen.

4.2.4.5 Wasserstoffherzeugung

Der Wasserstoffbedarf beträgt beim Consol-Verfahren 3,97 t oder 44178 Nm³ (100%igen H₂) je 100 t trockene Kohle; d.h. pro 100 t trockene Kohle, die bei dem Consol-Verfahren verarbeitet werden, ist es notwendig, 46019 Nm³ 96%igen Wasserstoff herzustellen.

Durch Reformieren (Anlage 22) der gasförmigen Kohlenwasserstoffe (C₁ und C₂), die als Nebenprodukt anfallen, können ca. 32% des Wasserstoffbedarfs gedeckt werden. Die Olefine im Gas von der Gasbehandlungsanlage werden bei 398°C hydriert. Das Gas wird anschließend über Zinkoxid geleitet, um restliche Schwefelverbindungen zu entfernen, dann mit Wasserdampf vermischt und bei ca. 850°C über einen Nickelkatalysator zu Kohlenoxid, Kohlendioxid und Wasserstoff umgesetzt. In einem zweiten Reaktor wird Kohlenoxid mit Wasserdampf zu Kohlendioxid und Wasserstoff konvertiert. Die Hauptmenge des Kohlendioxid wird nach dem Lurgi-Purisol-Verfahren entfernt. Restliches Kohlenoxid wird an Nickel bei einer Temperatur von ca. 300°C zu Methan umgesetzt.

Der weitere Wasserstoffbedarf (ca. 68%) wird gedeckt durch p a r t i e l l e V e r b r e n n u n g (Anlage 23) von nicht umgesetztem Extrakt mit Sauerstoff und Wasserdampf nach Texaco zu einem Gemisch von Wasserstoff, Kohlenoxid und Kohlendioxid. Dieses Gasgemisch wird durch CO-Konvertierung, CO₂-Wäsche und Methanisierung in 96%igen Wasserstoff umgewandelt.

4.2.4.6 Kosten

Nach dem Bericht der Ralph M. Parsons Company belaufen sich die Investitionskosten für eine Anlage mit einer Kapazität von 1,97 Mio jato Benzin auf 244,4 Mio Dollar, d.h. 124 \$ pro jato Produkt. Die Herstellungskosten liegen bei einem Kohlepreis

von 4,13  pro Tonne trockene Kohle bei 58,19  pro Tonne Benzin (ohne Erlös aus Nebenprodukten: Koks, Teersäure, Schwefel und Ammoniak), bzw. bei 52,27  pro Tonne Benzin (mit Erlös aus Nebenprodukten) (s. Tabelle 4-19).

Die Versuchsanlage in Cresap wurde vor einiger Zeit stillgelegt. Der Prozeß wird durch eine Ingenieurfirma überprüft.

Tabelle 4-19: Kostenbilanz zur Consol-Projektstudie, bezogen auf eine Tonne Benzin als Produkt

	Menge	Preis pro Einheit	Kosten je t Benzin	
				%
<u>Einsatz- und Betriebsstoffe</u>				
Kohle (i.wf)	3,12 t	4,13 /t		
(i.waf)	2,74 t	4,71 //t	12,91	22,2
Sauerstoff	0,34 t	6,89 //t	2,34	4,0
TEL-Zusatz			2,08	3,6
Chemikalien			0,32	0,5
Katalysatoren			2,59	4,5
Elektrische Energie			1,67	2,9
<u>Personal</u>				
Löhne und Gehälter				
- Schichtpersonal 48 M/Schicht			0,77	1,3
- Aufsichtspersonal			0,42	0,7
- Allg. Personalkosten			0,42	0,7
- Sozialkosten			0,54	0,9
Unterhaltungsaufwand - Löhne				
- Material			1,98	3,4
			2,98	5,1
Lizenzgebühren, Versicherungen etc.			3,10	5,4
Zinsen für Betriebskapital (6 1/2 %)			0,99	1,7
Zwischensumme I			<u>33,11</u>	<u>56,9</u>
<u>Kapitaldienst</u>				
Abschreibung 6 2/3 % v. Anlagekosten			8,27	14,2
Einkommensteuer (52,8 % v. Bruttogewinn)			8,87	15,3
Nettoverzinsung 6,4 % v. A.K.			7,94	13,6
Zwischensumme II			<u>58,19</u>	<u>100,0</u>
<u>Erlöse:</u>				
Ammoniak	0,018 t	38,58 /t	0,69	
Schwefel	0,069 t	34,45 /t	2,38	
Phenole	0,007 t	38,19 /t	0,68	
Koksrückstand	0,8 t	2,71 /t	2,17	
Herstellungskosten je t Benzin			- 5,92	- 10,0
			<u>52,27</u>	<u>90,0</u>