

Der Sauerstoff wird nach der Vorwärmung über getrennte Düsen zugeführt. Die Schlacke wird flüssig aus dem Reaktor abgezogen. Insbesondere bei der Verwendung von Sauerstoff sind eine stets gleichbleibende und gute Mischung von Kohle, Dampf und Sauerstoff und gleichbleibende Vorheiztemperaturen wesentlich für den störungsfreien Betrieb des Reaktors (Betriebsergebnisse siehe Tabelle 4-4).

4.1.4.1.5 US Bureau of Mines-(Morgantown-)Verfahren^{1,5,13)} _ _ _

Dieses Verfahren wurde in einer Versuchsanlage gleichfalls in Morgantown erprobt. Der Reaktor ist im Prinzip ähnlich aufgebaut wie beim Texaco-Verfahren. Die Wände des zylindrischen Reaktors werden durch ein von Wasser durchflossenes Röhrensystem gekühlt. Die Zuführung der Reaktanten erfolgt von oben, die Vergasung im abwärtsgerichteten Strom. Der Gasaustritt und der Schlackenabfluß liegen im unteren Teil des Reaktors. Im Gegensatz zum Texaco-Verfahren werden Staubkohle, Dampf und Sauerstoff dem Reaktor vollkommen vorgemischt zugeführt. Etwa in halber Höhe der zylindrischen Reaktionskammer wird das Reaktionsgas durch Eindüsen von Wasser abgeschreckt.

4.1.4.1.6 Vergasung mittels Fremdwärme^{14,15,16)} _ _ _ _

Die Wärmebilanz der Kohlevergasung zeigt, daß etwa ein Drittel des im Brennstoff eingebrachten Heizwertes notwendig ist, um den Wärmebedarf der Vergasung zu decken. Allen bisher behandelten Verfahren gemeinsam ist die Erzeugung dieser Wärme *i n n e r h a l b* des Reaktionsraumes durch partielle Verbrennung von Einsatzkohle mit Sauerstoff. Die direkte Verwendung von Luft als Sauerstoffträger scheidet aus, da das Produktionsgas dabei zwangsläufig auch den Stickstoff aus der Luft enthalten würde und dieser sowohl bei der Hydrierung als auch bei der Synthese stört.

Eine Einsparung der Sauerstoffanlage ist möglich, wenn die notwendige Reaktionswärme dem Vergaser indirekt - durch Außenbeheizung oder mittels umlaufender Wärmeträger - zugeführt

wird. In diesem Fall kann die Wärme aus der Kohle auch durch Umsetzung mit Luft erzeugt werden, da die Verbrennungsgase infolge räumlicher Trennung von Wärmeerzeugung und Vergasung nicht in das Produktionsgas gelangen. An die Stelle der o.g. Sauerstofferzeugung treten dann als Kostenfaktoren der komplizierte Vergaseraufbau bei gleichzeitig geringerer spezifischer Leistung und die zusätzlichen Übertragungsverluste bei der Wärmezufuhr zum Vergasungsreaktor. Insbesondere bei den hohen Wärmepreisen der Kohle in der BRD erwies sich daher die direkte Erzeugung der Wärme im Reaktionsraum trotz der hohen Nebenkosten für den Sauerstoff als günstiger.

Andererseits ergaben sich aus dieser Tatsache Überlegungen, die Reaktionswärme durch Abwärme aus Kernreaktoren zu decken. Voraussetzung ist, daß die Wärme bei einem für die Vergasung hinreichenden Temperaturniveau zur Verfügung steht. Würde bei einem Kernreaktor (nach Schulten) mit Heliumkühlkreislauf eine Austrittstemperatur von ca. 1100°C erreichbar sein, dann wäre die Vergasung von Kohle technisch möglich, sofern betriebssichere Einrichtungen zur Übertragung der Wärme in den Vergasungsreaktor geschaffen werden können. Bei den bislang erreichbaren Temperaturen von weniger als 950°C ist die direkte Vergasung von Steinkohle mit Wasserdampf ausgeschlossen, die Vergasung von Braunkohle wahrscheinlich und die katalytische Umsetzung von Kohlenwasserstoffen (Methan) mit Sicherheit möglich. Der wirtschaftliche Nutzen einer solchen Kombination von Kernreaktor und Kohlevergasung wird entscheidend vom Verrechnungspreis für die übertragene Wärme bestimmt.

In den USA wird als weitere Möglichkeit eine elektrische Beheizung des Reaktionsraumes diskutiert. In diesem Fall ist der Wärmepreis der elektrischen Energie maßgebend für den wirtschaftlichen Erfolg.

4.1.4.2 Umsetzung von Restgasen aus Hydrierung und Synthese oder von Erdgas-----

Gegenüber der Vergasung fester Brennstoffe sind die Anlagen zur Erzeugung von Hydrierwasserstoff bzw. Synthesegas aus Restgasen oder Erdgas weitaus einfacher in Aufbau und Betrieb (siehe Abb. 4-4). Als Reaktionspartner werden Sauerstoff, Sauerstoff/Wasserdampf-Gemische oder nur Wasserdampf angewendet.

4.1.4.2.1 Nichtkatalytische partielle Verbrennung von Kohlenwasserstoffen¹⁷⁻²⁰⁾-----

Anlagen nach Texaco bzw. Shell haben sich in zahlreichen Werken zur Erzeugung der Ausgangsgase für die Ammoniak- bzw. Methanolsynthese bewährt. Der Verfahrensdruck liegt in den meisten Fällen um 25 at bei einer stündlichen Gaserzeugung von 20 000-40 000 Nm³ (CO+H₂)/h und Reaktor. Ein von Texaco in Zusammenarbeit mit der BASF in Ludwigshafen errichteter Reaktor hat bei einem auf 80 at gesteigerten Verfahrensdruck die etwa dreifache Leistung (ca. 120 000 Nm³/h) eines bei 25-30 at betriebenen Reaktors gleicher Größe. Diese Prozeßführung könnte für die Erzeugung von Hydrierwasserstoff von Interesse sein. Bei der Synthese liegt der Verfahrensdruck nur um 25 at.

Typisches Kennzeichen dieser Verfahren ist der zylindrische, einbautenlose Schachtreaktor, dem Kohlenwasserstoff, Wasserdampf und Sauerstoff nach zumeist getrennter Vorwärmung gut vorgemischt von oben durch einen zentralen Brenner zugeführt werden. Das Verfahren stellt keine besonderen Anforderungen an die Art und Reinheit der Einsatzstoffe, auch Rückstandsöle können störungsfrei vergast werden. Die zugehörige Sauerstoffanlage ist ein kostensteigernder Faktor, sowohl in den Investitions- als auch in den Betriebskosten.

Die Reaktionstemperatur liegt bei Verwendung von Methan als Einsatzprodukt bei etwa 1500°C. Das Produktgas besteht aus Wasserstoff, Kohlenoxid, Kohlendioxid und unbedeutenden Mengen an Methan. Außerdem enthält es geringe Anteile an festem Kohlen-

stoff (Ruß), dessen Menge vom Einsatzgemisch und von der Pro-
 zessführung abhängig ist. Schwefel aus dem Einsatzprodukt liegt
 im Produktionsgas fast ausschließlich als H_2S vor.

Das Gas wird am Fuße des Reaktors abgezogen, durch Quenchküh-
 lung oder in einem Abhitzeessel teilweise abgekühlt und nach
 der Rußabscheidung der üblichen Gasaufbereitung bis zur erfor-
 derlichen Reinheit unterworfen. Tabelle 4-5 bringt einige Er-
 gebnisse aus dem Betrieb von Großanlagen dieses Typs.

Tabelle 4-5: Betriebsergebnisse Shell- bzw. Texaco-
 Verfahren

Einsatzstoff C/H-Verhältnis, Gew.%	Schweröl		Benzin	Erdgas
	8,8	7,1	5,2	3
Verfahrensdruck, at	31,5	80	31,5	31,5
O_2 /C-Verhältnis, Mol	0,46	0,44	0,63	0,67
H_2O /C-Verhältnis, Mol	0,32	0,39	0,27	-
Rohgasanalyse				
CO ₂ %	4,3	5,2	4,8	2,6
CO %	46,9	44,9	41,8	34,5
H ₂ %	46,2	48,3	51,7	61,4
CH ₄ %	0,3	0,7	0,3	0,3
N ₂ %	1,4	0,7	1,4	1,4
H ₂ S %	0,9	0,2	sp.	-
Verbrauch je 1000 Nm ³ (CO+H ₂)				
Kohlenwasserstoff, kg	365	345	323	277
Sauerstoff, Nm ³	260	244	254	269
Dampf, kg	140	170	115	-

4.1.4.2.2 Autotherme Umsetzung mit H_2O und O_2 an
Nickelkatalysatoren^{1,3,21)} - - - - -

Anlagen dieser Art sind zur Herstellung von Synthesegas oder
 von Ferngas aus Raffineriegasen in verschiedenen Werken in Be-
 trieb. Vorteile gegenüber der nichtkatalytischen partiellen
 Verbrennung sind der um etwa 30% geringere Sauerstoffbedarf
 und die niedrigere Reaktionstemperatur von ca. 850°C, so daß
 auch die Anforderungen an die Werkstoffe geringer sind. Die

Verfahren dieser Gruppe sind auf niedrigsiedende bzw. gasförmige Einsatzprodukte beschränkt und es ist zuvor eine Entschwefelung bis auf einen Gehalt von weniger als 5 ppm erforderlich.

Die Anlagen von Didier bzw. Lurgi in den Raffinerien bei Karlsruhe sind im Prinzip sehr ähnlich. Der Unterschied liegt in der Strömungsrichtung im Reaktor, die jedoch keinen entscheidenden Einfluß auf die Betriebsergebnisse hat. In Tabelle 4-6 sind einige Betriebszahlen wiedergegeben.

Tabelle 4-6: Betriebsergebnisse der katalytischen Umsetzung von Raffineriegasen bzw. Erdgas mit (Sauerstoff und) Wasserdampf

Umsetzung mit Einsatzstoff		O ₂ +H ₂ O Raffineriegas	H ₂ O Erdgas
Verfahrensdruck	at	18	25
Analyse des Einsatzgases			
H ₂	%	9,8	-
CH ₄	%	30,2	96,0
C ₂ H ₆	%	33,5	0,5
C ₃ H ₈	%	20,9	0,2
C ₄ H ₁₀	%	4,1	-
C ₅ +	%	0,5	-
N ₂	%	1,0	2,8
CO ₂	%	-	0,5
		<u>100,0</u>	<u>100,0</u>
Verbrauch je 1000 Nm ³ (CO+H ₂)			
Kohlenwasserstoff	Nm ³	240	280
Sauerstoff	Nm ³	250	-
Dampf (Sp.Wasser)	kg	870	400
Strom	kWh	104	21
Kühlwasser	m ³	7	3
Analyse des Spaltgases			
CO ₂	%	21,8	8,9
CO	%	23,6	13,6
H ₂	%	53,1	74,8
CH ₄	%	1,2	1,4
N ₂	%	0,3	1,4
		<u>100,0</u>	<u>100,0</u>

4.1.4.2.3 Umsetzung mit Wasserdampf an Nickel- katalysatoren im Röhrenspaltofen^{22,23)}

Röhrenspaltöfen sind sowohl in der chemischen Großindustrie als auch in der öffentlichen Gasversorgung seit langem zur Gaserzeugung aus Erdgas oder niedrigsiedenden Kohlenwasserstoffen in Betrieb. Die Umsetzung mit Wasserdampf erfolgt bei ca. 800°C in außenbeheizten Rohren am Nickelkatalysator. Der Verfahrensdruck beträgt bis zu 25 at. Da der Einsatzkohlenwasserstoff nicht mehr als 0,5-1,0 ppm Schwefel enthalten darf, hat der Spaltung zumeist eine hydrierende Entschwefelung an Kobalt-Molybdän-Katalysatoren vorauszugehen. Es entfällt jedoch die Sauerstoffanlage. Die Anlagekosten sind im allgemeinen um 1/3-1/4 niedriger als bei Anlagen zur partiellen Verbrennung. Über einige charakteristische Betriebszahlen gibt Tabelle 4-6 Aufschluß.

4.1.5 Nachbehandlung des Rohgases und Gasreinigung

Je nach der Ausgangsbasis und dem Verfahren der Gaserzeugung müssen die erzeugten Rohgase einer mehr oder weniger umfangreichen Nachbehandlung und Reinigung unterworfen werden, um die für die Hydrierung bzw. Synthese notwendige Zusammensetzung und Reinheit zu erzielen.

Staub und Ruß, Teer, Phenole usw. werden - sofern vorhanden - vor bzw. in der sog. Kondensation abgeschieden.

Zur Herstellung von Synthesegas mit vorgegebenem CO/H₂-Verhältnis erfolgt eine teilweise Konvertierung des Kohlenoxids mit Wasserdampf an Eisen-Chrom-Katalysatoren bei 380-420°C. In Einzelfällen und unter der Voraussetzung schwefelfreien Gases kann an Kupfer-Chrom-Katalysatoren bei Temperaturen von 220-260°C und entsprechend geringem Wasserdampfbedarf gearbeitet werden. Im Falle der Wasserstofferzeugung folgt zur vollständigen Entfernung des Kohlenoxids nach der zumeist mehrstufigen CO-Konvertierung eine Wäsche mit Kupferlauge oder eine Methanisierungsstufe.

Für die weitere Gasreinigung kommen die früher angewendeten Trockenreinigungsverfahren nicht mehr in Betracht. Physikalische bzw. chemische Wäschen mit umlaufenden Waschlösungen führen bei geringerem Aufwand zu besseren Ergebnissen.

In Großanlagen bewährt hat sich das Rectisol-Verfahren, bei dem durch mehrstufige Wäsche mit Methanol bei ca. -60°C aus dem Rohgas einer Kohle-Druckvergasung nach Lurgi ein Reingas erzeugt wird, das frei von Harzbildnern, Metallcarbonylen und Cyanwasserstoff ist und weniger als 10 ppm CO_2 , 1 ppm NH_3 und 0,02 ppm S enthält. Für die Haltbarkeit und Aktivität der Synthesekatalysatoren ist diese hohe Reinheit des Gases ein wichtiger Faktor.

In jüngster Zeit werden zwei weitere Verfahren zur Gasreinigung genannt, das Purisol- und das Sulfinol-Verfahren. Beide arbeiten selektiv auf Kohlendioxid, Schwefelwasserstoff, Kohlenoxisulfid, Mercaptane etc. Beim Purisol-Verfahren dient Methylpyrrolidon als Lösungsmittel, beim Sulfinol-Verfahren eine wässrige Lösung von Tetrahydrothiophendioxid (Sulfolan) und Diisopropanolamin (Adip). Vorteil dieser Verfahren gegenüber dem Rectisol-Prozeß wäre das Arbeiten bei normalen Temperaturen. Die erzielbare Reinheit des Gases ist jedoch geringer als beim Rectisol-Verfahren. Gleichfalls weniger gut zur Reinigung von Synthesegas anwendbar ist eine Reihe weiterer Verfahren, wie z.B. Alkazid-, Äthanolamin-, Arsenoxid-, Heißpottasche-Wäschen. Sie können in Betracht kommen, wenn - wie bei der Erzeugung von Hydrierwasserstoff - die Reinheitsforderungen geringer und vorwiegend Kohlendioxid und Schwefelwasserstoff auszuwaschen sind.

4.1.6 Wirtschaftliches

Bei der Berechnung der Gaserzeugungskosten sind folgende Faktoren zu berücksichtigen:

- | | | |
|---------------------------------------|---|----------------------|
| - Kapitaldienst für die Investitionen | } | feste Kosten |
| - Unterhaltungsaufwand für die Anlage | | |
| - Personalkosten | } | bewegliche
Kosten |
| - Kosten der Einsatzstoffe | | |
| - Kosten der Betriebsstoffe | | |
| - Erlös für anfallende Nebenprodukte | | |

4.1.6.1 Feste Kosten

Der Kapitaldienst ergibt sich bei einer Abschreibungsdauer von 10 Jahren und einem Zinssatz von $7 \frac{3}{4}\%$ zu 14% der Anlagekosten. Die Anlagekosten sind u.a. abhängig von der Rohstoffbasis, der erforderlichen Leistung und Reservekapazität der Anlage und von der geforderten Endgasqualität. Eine Vergrößerung der Anlage führt zu abnehmenden spezifischen Anlagekosten, solange die Mehrleistung durch Einsatz größerer Einheiten erzielt bzw. bei einer vorgegebenen Anzahl von Betriebseinheiten die Zahl der Reserveeinheiten verringert werden kann.

Die Kohlevergasung erfordert gegenüber der Verarbeitung von Restgasen wegen der schwierigeren Verfahrenstechnik und des höheren Aufwandes - beispielsweise für Aufbereitung und Zuführung des Brennstoffes, Abführung der festen Vergasungsrückstände, Abtrennung und Aufbereitung der zusätzlichen Nebenprodukte und für die größere Sauerstoffanlage - den höchsten Investitionsaufwand. Vergleichbare Unterlagen existieren nicht für alle im Abschnitt 4.1.4.1 diskutierten Vergasungsverfahren, da bislang nur einige der Verfahren effektiv in Großanlagen Anwendung fanden bzw. als ausführungsfähig zu bezeichnen sind. Für die Wasserstoff- bzw. Synthesegaserzeugung aus Restgasen oder aus Erdgas werden die partielle Verbrennung und die Umsetzung im Röhrenspaltofen getrennt betrachtet. Die Einzelwerte streuen z.T. erheblich, da es sich nicht in allen Fällen um Anlagen gleicher Größe und Ausstattung handelt. Aus vorliegenden Unterlagen ergibt sich die in Tabelle 4-7 wiedergegebene Zusammen-

stellung. Für die Berechnung in Abschnitt 4.1.6.3 werden die in () gesetzten Werte verwendet.

Tabelle 4-7: Spezifische Anlagekosten von Gaserzeugungsanlagen verschiedenen Typs zur Herstellung von Hydrierwasserstoff bzw. Synthesegas (Leistung ca. 250 000 Nm³/h)

Einsatzstoff	Verfahren	Prod.-Gas	Spez. Kosten DM/Nm ³ ·h
Kohle	Druckvergasung	H ₂ (97%)	900,- bis 1200,- (1000,-)
		Synth.Gas	700,- bis 1000,- (800,-)
Restgase bzw.	Part. Verbrennung	H ₂ (97%)	550,- bis 700,- (600,-)
		Synth.Gas	400,- bis 550,- (450,-)
Erdgas	katalytisch mit H ₂ O	H ₂ (97%)	250,- bis 400,- (350,-)
		Synth.Gas	175,- bis 300,- (225,-)

Der U n t e r h a l t u n g s a u f w a n d wird für alle Verfahren gleichmäßig mit 4% der Gesamtkosten angesetzt.

Eine Änderung der spezifischen Anlagekosten um $\pm 50,-$ DM hat eine Änderung der Gaserzeugungskosten um $\pm 0,12$ Pf/Nm³ für Kapitaldienst und Unterhaltungsaufwand zur Folge.

Die P e r s o n a l k o s t e n sind abhängig von der Größe und technischen Ausstattung der Anlage sowie vom Einsatzstoff. Für die Gaserzeugung aus Kohle wird aufgrund früherer Arbeiten mit 0,10 Pf/Nm³ Gas und für die Umwandlung von Restgasen oder Erdgas mit 0,05 Pf/Nm³ Gas gerechnet. Diese Werte gelten für Anlagen mit einer Leistung von mehr als 250 000 Nm³/h.

4.1.6.2 Bewegliche Kosten

Die E i n s a t z s t o f f e werden mit ihrem Wärmepreis als Parameter in die Rechnung einbezogen. Den derzeitigen Marktverhältnissen entsprechend wird mit einem Bereich von

0,5-1,50 Pf/10³ kcal gerechnet. Ein Wärmepreis von 1 Pf/10³ kcal ist gleichbedeutend mit

- einem Kohlepreis von 70,- DM/t ($H_u = 7000$ kcal/kg)
- einem Erdgaspreis von 7,5 Pf/Nm³ ($H_u = 7500$ kcal/Nm³).

Die Kosten für B e t r i e b s s t o f f e (Speisewasser, Kühlwasser, elektrische Energie) sind bei der Kohlevergasung höher als bei der Umsetzung von Gasen. Allerdings stehen ihnen bei der Kohlevergasung Erlöse aus N e b e n p r o d u k t e n (Teer, Phenole, Benzol) gegenüber, die bei der Umsetzung von Gasen entfallen. Die Herstellung von Hydrierwasserstoff erfordert gegenüber der Synthesegaserzeugung einen höheren Aufwand durch den höheren Dampfbedarf und Stromverbrauch für die Entfernung des Kohlenoxids und für die Verdichtung auf den höheren Verfahrensdruck der Hydrierung. Die Werte in Tabelle 4-8 ergeben sich aus betrieblichen Erfahrungszahlen bei folgenden Einheitspreisen:

HD-Dampf	10,-- DM/t
ND-Dampf	8,-- DM/t
Speisewasser	1,-- DM/m ³
Kühlwasser	0,15 DM/m ³
Elektr. Energie	0,05 DM/kWh

4.1.6.3 Zusammenfassender Vergleich

Aus den einzelnen Kostenfaktoren errechnen sich die in Tabelle 4-8 bzw. Abb. 4-5 dargestellten Gaserzeugungskosten. Ergebnis dieser Berechnungen ist die Feststellung, daß der Wasserstoff für die Hydrierung einschließlich der zusätzlichen Verdichtung auf einen Verfahrensdruck von ca. 250 at - je nach Einsatzstoff und Wärmepreis - um etwa 20 bis 40% teurer ist als das unter gleichen Verhältnissen herzustellende Synthesegas.

Tabelle 4-8: Gaserzeugungskosten für Hydrierwasserstoff bzw. Synthesegas^{x)}

Rohstoffbasis	Kohle		Restgas bzw. Erdgas			
Spez. Anlagekosten $\frac{DM}{Nm^3 \cdot h}$	1000,- 800,-		600,- 450,-		350,- 225,-	
Verfahrenstyp	Druckvergasung		partielle Verbrennung		Katal. Um- setzung	
Anwendungszweck	Hydr. Synth.		Hydr. Synth.		Hydr. Synth.	
<u>Feste Kosten</u>						
a) Kap.-Dienst 14% v. AK	1,75	1,40	1,05	0,79	0,62	0,39
b) Unterhaltg. 4% v. AK	0,50	0,40	0,30	0,22	0,18	0,12
c) Personalkosten	<u>0,10</u>	<u>0,10</u>	<u>0,05</u>	<u>0,05</u>	<u>0,05</u>	<u>0,05</u>
Summe a bis c	2,35	1,90	1,40	1,06	0,85	0,56
<u>Bewegliche Kosten</u>						
d) Betr.-Stoffe Gaserz. Verdichtung von 25 auf 250 at	1,50	1,20	0,70	0,50	0,50	0,30
e) Erlös f. Nebenprod.	<u>-0,70</u>	<u>-0,70</u>	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>-</u>
Summe d bis e	1,40	0,50	1,30	0,50	1,10	0,30
f) Einsatzstoffe bei einem Wärmepreis von						
0,50 Pf/10 ³ kcal	1,92	1,86	1,69	1,64	1,69	1,64
0,75 "	2,89	2,80	2,54	2,46	2,53	2,46
1,00 "	3,85	3,73	3,38	3,28	3,38	3,28
1,25 "	4,81	4,66	4,23	4,10	4,23	4,10
1,50 "	5,78	5,60	5,07	4,92	5,07	4,92
Gaserzeugungskosten - Summe a bis f - bei einem Wärmepreis von						
0,50 Pf/10 ³ kcal	5,67	4,26	4,39	3,20	3,64	2,50
0,75 "	6,64	5,20	5,24	4,02	4,48	3,32
1,00 "	7,60	6,13	6,08	4,84	5,33	4,14
1,25 "	8,56	7,06	6,93	5,66	6,18	4,96
1,50 "	9,53	8,00	7,77	6,48	7,02	5,78

x) Hydrierwasserstoff: $97\% H_2 + 3\% CH_4$; $H_u = 2770 \text{ kcal/Nm}^3$
 Synthesegas: $95\% (CO+H_2)$; $1\% CH_4$; $4\% CO_2 + N_2$;
 $H_u = 2685 \text{ kcal/Nm}^3$

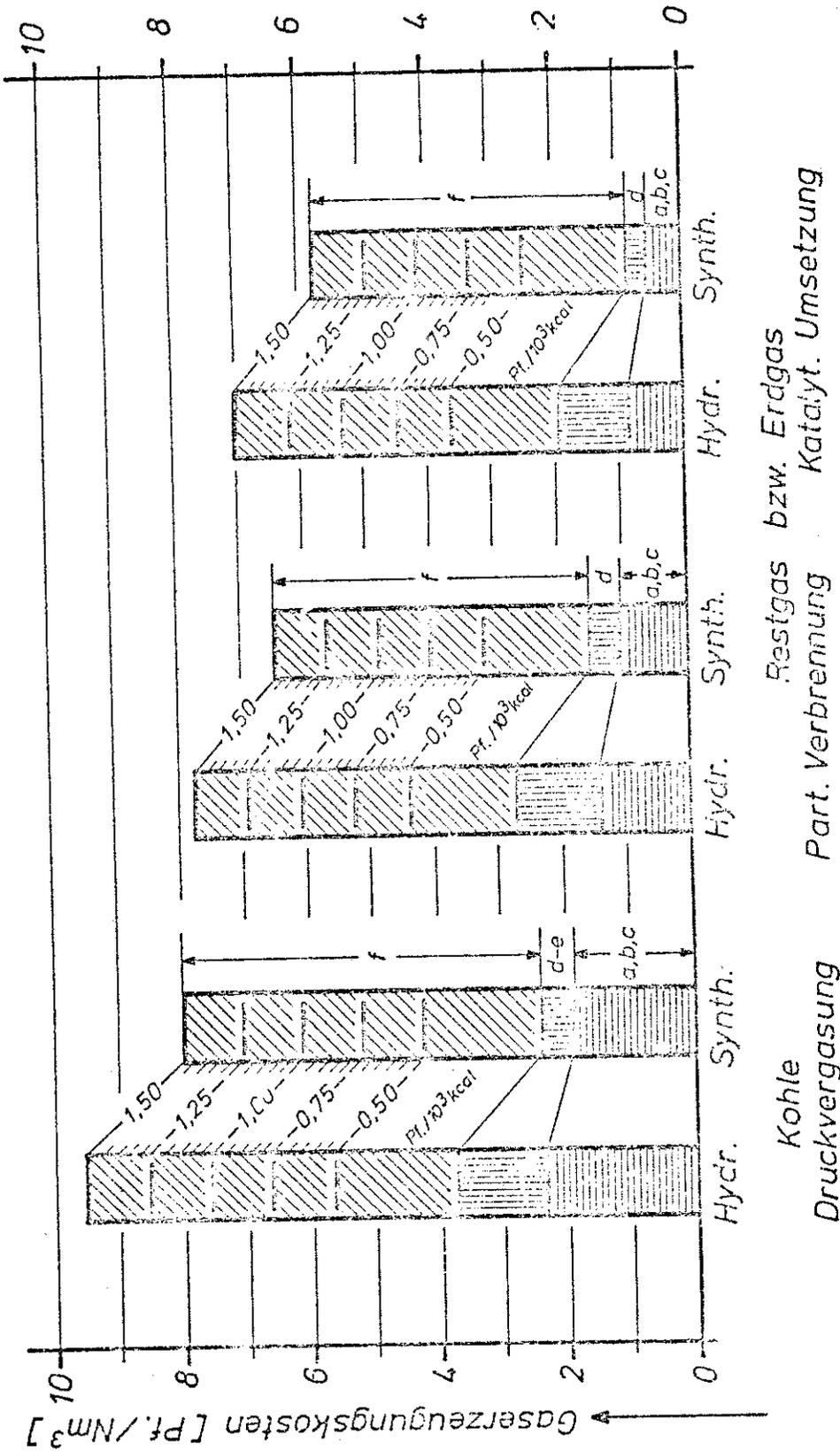


Abb. 4-5: Vergleichbare Gaserzeugungskosten für Hydrierwasserstoff bzw. Synthesegas (siehe Tabelle 4-8)

- a = Kapitaldienst
- b = Unterhaltungsaufwand
- c = Personalkosten
- d = Kosten für Betriebsstoffe
- e = Erlös für Nebenprodukte
- f = Kosten für Einsatzstoffe bei einem Wärmepreis von ... Pf/10³kcal

Die Abbildung zeigt beispielsweise, daß bei einem angenommenen Preis von 80,- DM/t Kohle ($\hat{=}$ 1,14 Pf/10³ kcal) bzw. 6,0 Pf/Nm³ Erdgas ($\hat{=}$ 0,8 Pf/10³ kcal) die Wasserstoff-(Synthesegas-)Erzeugung aus Erdgas etwa 57% (52%) der Erzeugung auf Kohlebasis kostet.

Eine Änderung der Berechnungsgrundlagen würde folgende Veränderungen der Gaserzeugungskosten nach sich ziehen:

Änderung	Änderung d. Gaserzeugungskosten (Pf/Nm ³)	
	Wasserstoff	Synthesegas
Kohlepreis um 10,- DM/t Rohkohle	~0,6	~0,6
Erdgaspreis um 1 Pf/Nm ³	~0,5	~0,5
Anlagekosten um 100,- DM/t	~0,2	~0,2
Personalkosten um 10%	< 0,01	< 0,01

4.1.7 Literatur

- (1) H. Pichler, "Synthesegas" in: Ullmanns Encyklopädie der Technischen Chemie, Bd. 16, 602-635 (1965)
- (2) K. Hedden, "Physikalische Grundlagen der Kohlevergasung" in: *ibid.* Bd. 10, 362-376 (1958)
- (3) H. Pichler, Proc. VII, Wld. Petroleum Congr., Vol. 5, 205-212, Mexico (1967)
- (4) H. Pichler, Glückauf 96, 1597-1603 (1960)
- (5) H.W. v. Gratkowski, "Kohlevergasung" in: Ullmanns Encyklopädie der Technischen Chemie, Bd. 10, 360-455 (1958)
- (6) O. Hubmann, Brennst.-Chemie 40, 65-71 (1959)
- (7) BPC Report L-156, "Gas Generator Research and Development", Vol. I and II
- (8) J. Schmidt, Technologie der Gaserzeugung, Bd. II Vergasung, 253-257, VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig (1966)
- (9) K.H. Osthaus, Koppers-Mitteilungen 10, 383-404 (1964)
- (10) R. Rummel, Coke and Gas 21, 493-501 (1959)
- (11) Rep. of the Committee on Production of Manufactured Gases, Internationaler Gaskongress, Bericht IGU-B/67, Hamburg (1967)
- (12) J. Meunier, Vergasung fester Brennstoffe und oxidative Umwandlung von Kohlenwasserstoffen, 452-453, Verlag Chemie, Weinheim (1962)
- (13) S. Friedmann et. al., USBM Rep. of Inv.7209 (1968)
- (14) W. Peters, Glückauf 105, 1283-1286 (1969)
- (15) R. Schulten und K. Kugeler, Chemie-Ing. Techn. 41, 1132-1133 (1969)
- (16) H. Linden, Chem. Engng. Progress Symp. Series 64 No. 25, 57-72 (1968)
- (17) D. Eastman, Proc. V. Wld. Petroleum Congr., Vol. IV, 153-161, New York (1959)
- (18) C.P. Marion und W.L. Slater, GWF 105, 381-386 (1964)
- (19) L.W. Ter Haar und J.E. Vogel, GWF 105, 512-517 (1964)
- (20) B. Timm, Chemie-Ing.-Techn. 40, 1-10 (1968)
- (21) Gasmaking, British Petroleum Co. Ltd., S. 167, London (1965)

- (22) H. Pichler und Th. Heike, Brennst.-Chemie 46,
308-316 (1965)
- (23) Report of the Committee on Production of
Manufactured Gases, Int. Gas Congress, IGU-B/70,
Moskau (1970)
- (24) Lurgi-Handbuch, Frankfurt/Main (1970),
Kap. 3 "Reinigung von Gasen, ..."