

4.1.2 Verfahrenstechnische Grundlagen¹⁾

Allen in Frage kommenden Verfahren der Gaserzeugung gemeinsam ist die Umwandlung der Einsatzstoffe

- durch partielle Oxidation mit Sauerstoff/Wasserdampf-Gemischen bzw.
- durch Umsetzung mit Wasserdampf

zu Gemischen aus Wasserstoff, Kohlenoxid und Kohlendioxid. Bei der Vergasung entstehende - feste, flüssige oder gasförmige - Verunreinigungen und Vergasungsrückstände werden in nachgeschalteten Verfahrensschritten entfernt (Abb. 4-1), soweit dies für die Hydrierung bzw. Synthese notwendig ist.

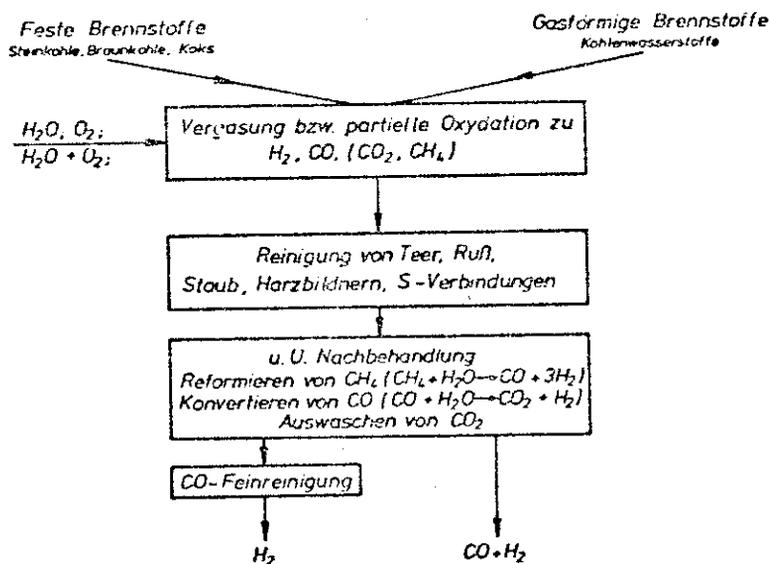
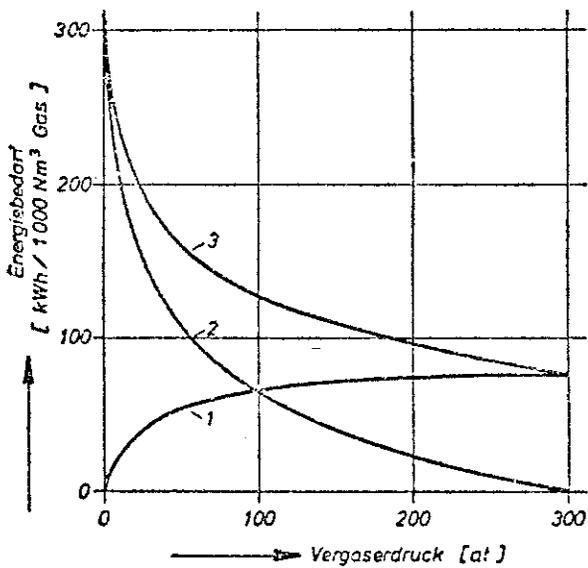


Abb. 4-1: Allgemeines Schema der Erzeugung von Hydrierwasserstoff bzw. Synthesegas

Anschließend wird das Gas auf den erforderlichen Druck für die Hydrierung bzw. Synthese verdichtet. Wird bereits die Vergasung unter Druck durchgeführt, so ergeben sich daraus Vorteile für die Anlagenleistung, die Reinheit des Gases und den Energieverbrauch der Anlage. Die Leistungssteigerung eines Gaserzeugers durch Erhöhen des Anlagendruckes ist je nach Verfahrenstyp mindestens proportional der Wurzel aus dem Druckver-

hältnis, sie kann bis zur direkten Proportionalität gehen²⁾. Die in der Gasaufbereitung erzielbare Reinheit des Gases ist direkt proportional der Drucksteigerung. Der Unterschied im Energieverbrauch beruht auf der Tatsache, daß bei der Vergasung von Kohle oder von Kohlenwasserstoffen das erzeugte Gasvolumen stets größer ist als die Menge des gasförmig zuzuführenden Sauerstoffs. Die Einsparung an Kompressionsarbeit ist umso größer, je näher der Vergasungsdruck dem Druck der Synthese bzw. Hydrierung liegt und je geringer der Anteil der zu verdichtenden Reaktionspartner am Einsatzgemisch der Vergasung ist. In Abb. 4-2 sind diese Verhältnisse am Beispiel der Umsetzung flüssiger Kohlenwasserstoffe durch partielle Verbrennung mit Sauerstoff zu Kohlenoxid und Wasserstoff dargestellt.



- 1 zur Verdichtung des benötigten Sauerstoffs auf den Vergaserdruck
 - 2 zur Verdichtung des Synthesegases auf 300 at
 - 3 Summe von 1 und 2
- (Adiab. Verdichtung)

Abb. 4-2: Einfluß des Verfahrensdruckes der Vergasung auf den Gesamtenergieverbrauch für die Verdichtung von 1000 Nm³ (CO+H₂) auf 300 at bei Umsetzung von flüssigen Kohlenwasserstoffen mit Sauerstoff³⁾ nach $(CH_2)_x + (O_2)_x \rightarrow x CO + xH_2$

Die Eignung einer Kohle für die Vergasung in den verschiedenen Gaserzeugern wird u.a. beeinflusst durch ihre Korngröße, das Backvermögen und das Ascheschmelzverhalten. Für grobstückige Kohle kommt die Vergasung in Festbettgaserzeugern in Frage, in denen jedoch nur nicht- oder nur schwachbackende Kohlen verarbeitet werden können. Für feinkörnige Kohle bietet sich die

Vergasung im Wirbelbett an. Auch dabei scheiden backende Kohlen aus, sofern ihr Backvermögen nicht in einer Vorbehandlungsstufe herabgesetzt wird. Staubförmige Kohlen werden ohne Rücksicht auf das Backvermögen in Flugstaubvergasern umgesetzt. Abb. 4-3 bringt Beispiele dieser drei Typen von Reaktoren.

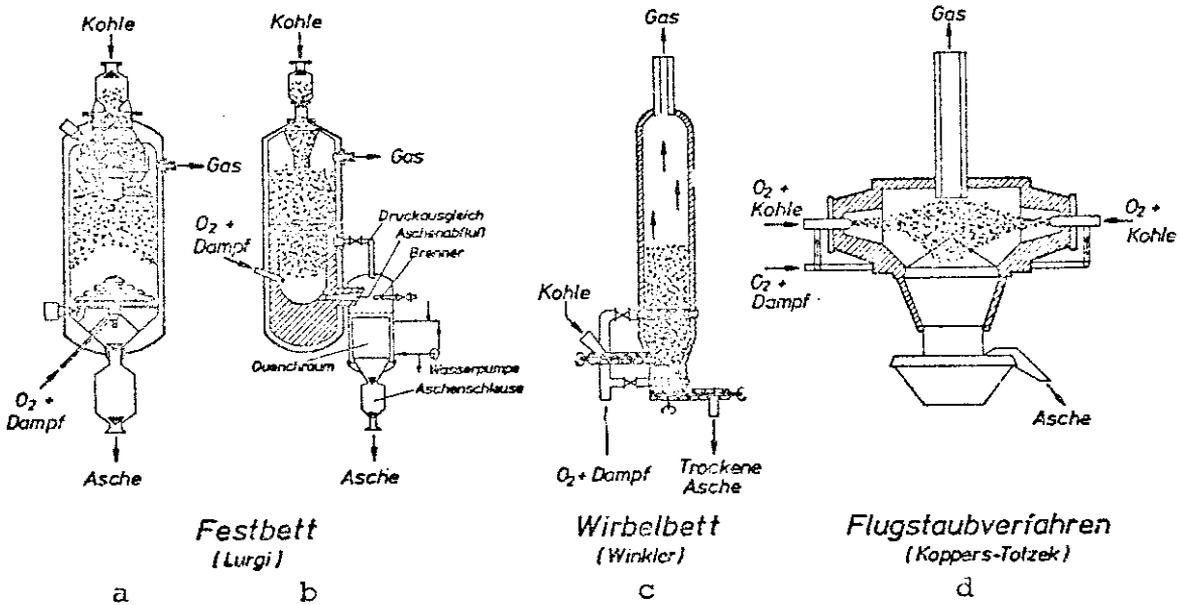


Abb. 4-3: Verfahren der Kohlevergasung⁴⁾

Der Ascheschmelzpunkt der Kohle hat Einfluß auf die Wahl der Reaktionstemperatur und in Zusammenhang damit auf die Abscheidung der Asche. Beim trockenen Austrag aus dem Reaktionsraum muß die Vergasungstemperatur unterhalb, bei flüssigem Ascheabzug oberhalb des Ascheschmelzpunktes gehalten werden.

Die Anwendbarkeit der verschiedenen Methoden zur Umsetzung von Restgasen der Hydrierung bzw. Synthese wird bestimmt durch die Zusammensetzung und die Reinheit dieser Produkte. In Abb. 4-4 sind drei grundsätzliche Reaktortypen dargestellt.

Verfahren der nichtkatalytischen partiellen Verbrennung mit Sauerstoff stellen die geringsten Ansprüche an die Art und Reinheit des Einsatzstoffes. Je höher die Reinheit der Rest-

gase ist, desto eher kann die Umsetzung an Nickelkatalysatoren erfolgen und kann auf die Verwendung von Sauerstoff als Reaktionsmedium verzichtet werden.

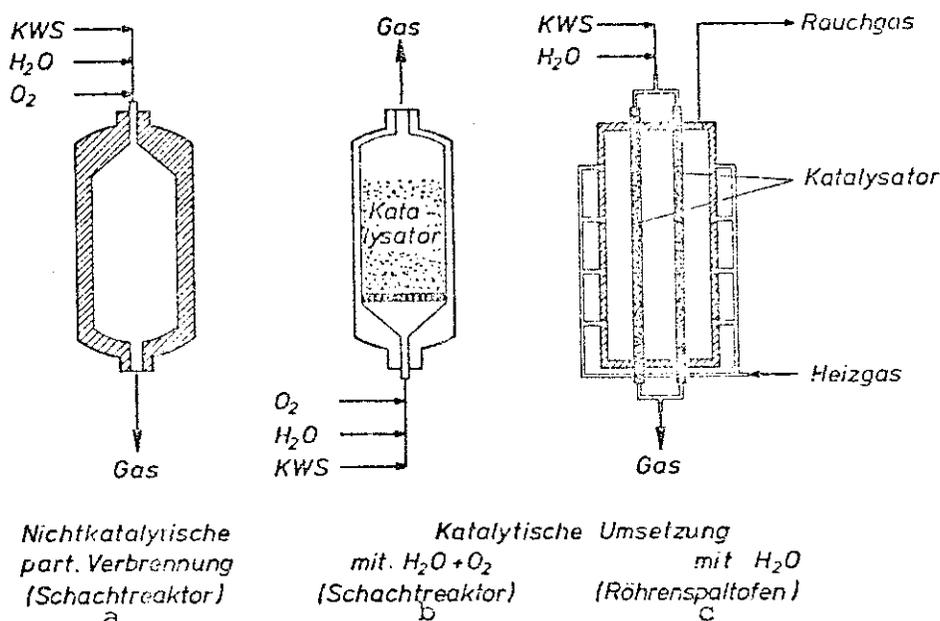


Abb. 4-4: Reaktortypen für die Umsetzung von Kohlenwasserstoff/Wasserstoff-Gemischen mit O₂, O₂/H₂O-Gemischen bzw. H₂O

4.1.3 Gaserzeugungsverfahren⁵⁾

Vor 1945 wurden Hydrierwasserstoff und Synthesegase - abgesehen von einem Werk, in dem Kokereigas gespalten wurde - fast ausschließlich aus Steinkohlenkoks oder aus Braunkohle erzeugt. Steinkohle als solche wurde nur in geringem Umfang eingesetzt. Anwendung fanden damals (vgl. Kap. 2)

- Wassergasgeneratoren zur Vergasung von Koks mit Wasserdampf im zyklischen Betrieb (Normaldruck; max. Leistung 10 000 Nm³/h und Einheit)
- Winkler-Generatoren zur Vergasung von feinkörniger Braunkohle mit Wasserdampf und Sauerstoff im Wirbelbett (Normaldruck, max. Leistung 75 000 Nm³/h und Einheit)

- Bubiag-Didier- bzw. Koppers-Öfen zur Behandlung von stückiger Braunkohle mit Wasserdampf in außen-beheizten Kammern (Normaldruck, max. Leistung ca. 500 Nm³/h und Kammer)
- Pintsch-Hillebrand- bzw. Koppers-Öfen zur Vergasung von stückiger Braunkohle mit Wasserdampf bei Wärmeübertragung durch das Wälzgas (Normaldruck, max. Leistung 5 000 bzw. 32 000 Nm³/h und Einheit)
- Wintershall-Schmalfeld-Anlagen zur Vergasung von Staubkohle mit Wasserdampf und Sauerstoff (Normaldruck; max. Leistung 30 000 Nm³/h und Einheit)

Eine Rückführung von Restgasen in die Gaserzeugung erfolgte nur in wenigen Werken, während im allgemeinen die Restgase zu Heizzwecken Verwendung fanden.

Nach 1945 bis zur Betriebsreife entwickelt wurden folgende Verfahren, die für die Herstellung von Hydrierwasserstoff bzw. Synthesegas in Betracht kommen:

Kohlevergasung mit O₂ und H₂O

- BASF-Abstichgenerator (Normaldruck, Koks, 55 000 Nm³/h und Einheit)
- Koppers-Totzek-Vergaser (Normaldruck, Kohle, 32 000 Nm³/h und Einheit)
- Lurgi-Druckvergasung (erhöhter Druck, Kohle, 38 000 Nm³/h und Einheit)

Umsetzung gasförmiger Kohlenwasserstoffe mit O₂/H₂O-Gemischen bzw. H₂O

- Texaco- bzw. Shell-Verfahren zur nichtkatalytischen partiellen Verbrennung (erhöhter Druck, 120 000 Nm³/h und Einheit)
- Verfahren zur Umsetzung mit Sauerstoff und Wasserdampf an Nickelkatalysatoren (erhöhter Druck, 25 000 Nm³/h und Einheit)
- Verfahren zur Umsetzung mit Wasserdampf an Nickelkatalysatoren in außen-beheizten Rohren (erhöhter Druck, 35 000 Nm³/h und Einheit)

Allgemein ist zur Kohlevergasung festzustellen, daß etwa seit 1964 in der technischen Entwicklung keine wesentlichen Fortschritte mehr erzielt wurden. Der Einsatz von Kohle hat seither infolge des steigenden Angebotes von Mineralölprodukten und Erdgas an Bedeutung verloren. Der unvermeidbar höhere apparative und personelle Aufwand beim Einsatz fester Brennstoffe und die günstigeren Wärmepreise für die flüssigen bzw. gasförmigen Brennstoffe sind die Ursache dieser Entwicklung. Trotzdem ist noch eine Reihe weiterer Vergasungsverfahren zu nennen, die teils bereits im Versuchsmaßstab, technisch erprobt, teils als Verfahrensvorschlag von Interesse sein können:

- Koppers-Totzek-Verfahren bei erhöhtem Druck (Verfahrensvorschlag)
- Lurgi-Druckvergasung mit flüssigem Schlackenaustrag (erhöhter Druck, Versuchsanlage, 6 000 Nm³/h und Einheit)
- Rummel-Schlackenbadgenerator (erhöhter Druck, Versuchsanlage, 15 000 Nm³/h und Einheit)
- Texaco-Staubvergaser, IGT-Verfahren bzw. USBM-Morgantown-Verfahren (erhöhter Druck, Versuchsanlage, 25 000 Nm³/h und Einheit)
- Vergasung von Kohle unter Ausnutzung der Abwärme von Kernreaktoren (erhöhter Druck, Verfahrensvorschlag)

4.1.4 Diskussion der verschiedenen Verfahren

4.1.4.1 Kohlevergasung

Der derzeitige technische Stand der einzelnen Verfahren zur Kohlevergasung und eine überschlägige Beurteilung nach den auf Seite 132 zusammengestellten Anforderungen geht aus Tabelle 4-1 hervor.

Darüber hinaus ist zu den einzelnen Verfahren folgendes festzustellen:

Tabelle 4-1: Beurteilung der Verfahren zur Kohlevergasung anhand einiger wichtiger Kriterien

Verfahren	Praktische Erprobung	Erhöhter Verfahrensdruck	Hohe Leistung	Keine (wenig) Nebenprodukte	ohne Vorbehandlung einsetzbar		
					Alle Kohlenarten	Grobstückige Kohlen	Aschereiche Kohlen
Lurgi-Druckvergasung Ascheaustrag fest Ascheabzug flüssig	G V	+	+	+	-	+	+
Koppers-Totzek Normaldruck Erhöhter Druck	G	-	+	+	+	-	+
Rummel-Generator	V		+	+	+	-	+
Texaco-Staubvergaser	V	+	+	+	+	-	+
IGT-Staubvergaser	V	+			+	-	
USBM-Morgantown	V	+				-	
Winkler-Generator	G		+	+		-	
Vergasung unter Beheizung mit Reaktorabwärme							

Erläuterungen: G = Großanlage mit mehrjährigem Betrieb
V = Versuchsanlage (halbtechnisch bzw. technisch)
+ = betriebsmäßig nachgewiesen
- = nicht möglich

4.1.4.1.1 Lurgi-Druckvergasung^{5,6,7)}

Die Lurgi-Druckvergasung (s. Abb. 4-3a) ist seit Jahren großtechnisch für die Vergasung von Braunkohle bzw. von schwach- oder nichtbackender Steinkohle bei 20-30 at im praktischen Betrieb erprobt. Bei der bisherigen Größe und Betriebsweise der Generatoren ist die Gaserzeugung praktisch problemlos.

Tabelle 4-2 bringt Ergebnisse aus einigen Großanlagen. Am weitesten vorangetrieben wurde die Entwicklung der Generatoren im Synthesewerk Sasolburg/Südafrika. In der Bundesrepublik betriebene Anlagen zur Ferngaserzeugung wurden im Zuge des Überganges zum Erdgas stillgelegt bzw. für die Benzinspaltung umgebaut. In Mitteldeutschland ist eine Reihe von Anlagen in Betrieb, die Braunkohle verarbeiten und größtenteils zur Erzeugung von Stadtgas eingesetzt sind.

Die Kohle wird vom Unterkorn befreit und über ein Schleusensystem in den Reaktor eingebracht. Ein Rührwerk und der Drehrost verhindern das Backen und sorgen für eine gleichmäßig dichte Brennstoffschicht im Reaktor. Die Kohle wird mit Sauerstoff und Wasserdampf vergast, die über ein Düsensystem von unten in die Brennstoffschicht eingeführt werden. Die Asche wird unter dem Rost gesammelt und periodisch ausgeschleust. Das erzeugte Gas enthält bei der bisherigen Ausführung der Anlagen Teer, Phenole, Benzol und Ammoniak als Verunreinigungen, die in der sog. Kondensation ausgeschieden und in separaten Anlagen aufgearbeitet werden. Die neuere Entwicklung sieht eine Rohgasspaltung mit zusätzlichem Wasserdampf an Katalysatoren vor, so daß im Kondensat keine Teeröle und Phenole mehr enthalten sind. Nach der Kühlung des Gases folgt die Gasreinigung zur Entfernung von CO_2 und H_2S (+ evtl. organischen Schwefelverbindungen).

Der zur Vergasung notwendige Sauerstoff wird in etwa 98%iger Reinheit erzeugt. Der Verfahrensdampf für die Vergasung und für die Regeneration der Waschlösungen wird im Manteldampfkessel des Generators hergestellt. Die als Unterkorn abgeseibte Kohle dient der Erzeugung von Dampf- bzw. elektrischer Energie für den Antrieb der zur Anlage gehörenden Arbeitsmaschinen, soweit hierfür nicht Überschußdampf in ausreichender Menge verfügbar ist.

Tabelle 4-2: Betriebsergebnisse der Lurgi-Druckvergasung

Ort		Dorsten	Sasolburg	Böhlen	Solihull
Schachtdurchmesser	m	2,6	3,7	3,6	0,9
Verfahrensdruck	at	23	28	22	21
Ascheaustrag		———— trocken —————			flüssig
Brennstoff		Stein- kohle	Stein- kohle	Braun- koh- len- brikett	Stein- kohle
Körnung	mm	6-30	5-50	52x50x 45	6-30
Rohanalyse					
Wasser	%	5,0	11,0	20,0	12,7
Asche	%	22,0	25,0	9,0	11,0
Reinkohle	%	73,0	64,0	71,0	76,3
		<u>100,0</u>	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>
Flüchtige Bestandteile (i.waf) %		42,5	33,0	63,5	42,1
Elementaranalyse (i.waf)					
C	%	82,3	77,1	69,0	77,0
H	%	5,5	4,1	5,8	5,5
O	%	9,7	16,1	22,0	15,0
N	%	1,7	1,9	1,0	1,0
S	%	0,8	0,8	2,2	1,5
		<u>100,0</u>	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>
Gaserzeugung					
Rohgas	Nm ³ /h u. Gen.	16000	32000	18500	8600
	Nm ³ /h m ²	3000	3000	1820	10700
(CO+H ₂)	Nm ³ /h m ²	2110	2150	1180	9400
Rohgasanalyse					
CO ₂ +(H ₂ S)	%	28,7	28,0	33,5	2,5
C _n H _m	%	0,4	0,2	1,0	0,5
CO	%	19,0	22,4	12,9	27,7
H ₂	%	40,5	38,0	34,1	60,7
CH ₄	%	10,4	10,9	16,9	7,6
N ₂	%	1,0	0,5	1,8	1,0
		<u>100,0</u>	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>
Verbrauch je 1000 Nm ³ (CO+H ₂)					
Kohle	kg ₃	Vergasungs-η = 75...80 %			607
Sauerstoff (98%ig)	Nm ³	230	213	170	227
HD-Dampf	kg	860	600	1450	160

Dem Lurgi-Druckvergaser mit flüssigem Schlackenabzug (Abb. 4-3b) liegt die Tatsache zugrunde, daß eine Erhöhung der Reaktionstemperatur eine Leistungssteigerung des Reaktors bewirkt und gleichzeitig der Anteil an $(\text{CO}+\text{H}_2)$ im Gas zu Lasten des CO_2 - und CH_4 -Gehaltes ansteigt. Versuchsanlagen mit Generatordurchmessern bis zu ca. 1,5 m wurden in Holten/Westf., beim Gas Council in Solihull sowie beim US Bureau of Mines in Morgantown betrieben.

In dem wassergekühlten zylindrischen Reaktionsgefäß strömen Sauerstoff und Wasserdampf der von oben eingeführten kleinstückigen Kohle entgegen. Am Boden des Gefäßes - in unmittelbarer Nähe der Düsen für die Zufuhr des Vergasungsmittels - ist die Schlacke flüssig. Sie tritt kontinuierlich in den Schlackensammler über, in dem sie granuliert und periodisch abgezogen wird. Je nach Art der Kohle ist ein Zusatz von Flußmittel (Kalk) bzw. die Rezirkulation von Schlacke zur Erniedrigung des Ascheschmelzpunktes notwendig. Die seinerzeit vorgenommenen Experimente führten u.a. zu dem Ergebnis, daß durch die Temperatursteigerung eine 2- bis 3fache, evtl. auch 4fache Leistungssteigerung gegenüber einem Lurgi-Gaserzeuger gleicher Größe herkömmlicher Bauart erzielt werden kann. Bei gleicher Einsatzkohle sinkt der Dampfverbrauch auf etwa 20% des Bedarfs bei Generatoren mit trockenem Ascheaustag, während der Sauerstoffbedarf auf ca. 115% ansteigt.

4.1.4.1.2 Koppers-Totzek-Verfahren^{1,5,8)}

Nach diesem Verfahren (s. Abb. 4-3d) wird u.a. in einigen Ammoniaksynthesewerken in Finnland, Griechenland, Indien, Japan und Spanien das Synthesegas durch Vergasung von Staubkohle bei Normaldruck großtechnisch erzeugt. Tabelle 4-3 bringt Betriebsergebnisse bei Einsatz von Gasflammbzw. von Braunkohle.

Die Kohle wird teilweise vorgetrocknet und außerdem auf eine Feinheit von 90% unter 0,1 mm aufgemahlen. Von verschiedenen Werken wird auch die Angabe "Körnung bis 2 mm" gemacht. Zur

Tabelle 4-3: Betriebsergebnisse von Koppers-Totzek-Anlagen

Brennstoff	Gasflammkohle		Braunkohle	
	90% < 0,1 mm		90% < 0,1 mm	
Körnung				
Rohanalyse (vorgetrocknete Kohle)				
Wasser	%	1,0		8,0
Asche	%	16,2		18,4
Reinkohle	%	82,8		73,6
		<u>100,0</u>		<u>100,0</u>
Flücht. Bestandteile (i. waf)	%	42,1		64,0
Elementaranalyse (i.waf)				
C	%	83,0		67,1
H	%	5,1		4,5
O	%	10,5		21,9
N	%	1,2		2,5
S	%	0,2		4,0
		<u>100,0</u>		<u>100,0</u>
Gaserzeugung				
Rohgas	Nm ³ /h u. Gen.	24000		30000
(CO+H ₂)	Nm ³ /h u. Gen.	21000		26000
Rohgasanalyse				
CO ₂	%	12,0		11,8
C _n H _m	%	-		-
CO	%	53,0		57,1
H ₂	%	33,3		27,2
CH ₄	%	0,2		0,2
N ₂	%	1,5		2,2
H ₂ S	%	0,1		1,5
		<u>100,0</u>		<u>100,0</u>
Verbrauch je 1000 Nm ³ (CO+H ₂)				
Kohle (Roh-)	kg	620		935
(rein-)	kg ₃	514		687
Sauerstoff (100%ig)	Nm ³	355		368
Dampf	kg	236		52
Strom	kWh	32		32

Vergasung wird der Kohlenstaub mit dem Sauerstoff/Wasserdampfstrom in den Gaserzeuger eingeblasen, wobei die Anordnung der Brennerköpfe an einander gegenüberliegenden Seiten des Reaktors die Verwirbelung und damit den Reaktionsablauf fördert. Die Umsetzung findet bei mehr als 1200°C (Braunkohle) bis 1500°C (Steinkohle) statt. Mit dieser Temperatur verläßt das Gas den Reaktor. Ein Teil der Asche wird über den Aschentrog ausgebracht, der größere Teil aus dem abströmenden Gas im nachgeschalteten Abhitzekegel bzw. Zyklon entfernt. Der Abhitzedampf kann teils als Verfahrensdampf, teils auch zum Antrieb der zugehörigen Kompressoren und Pumpen Verwendung finden.

Das erzeugte Gas weist entsprechend der hohen Reaktionstemperatur einen höheren CO- und niedrigeren CO_2 -Gehalt auf. Der Methangehalt ist infolge der hohen Temperatur und des niedrigen Druckes gering; höhere Kohlenwasserstoffe sowie Teer und Phenole fehlen vollkommen. Nach der Entstaubung wird das Gas auf die geforderte Reinheit gebracht. Sowohl für den Einsatz des Gases zur Hydrierung als auch zur Synthese ist eine Verdichtung des Gases vom Atmosphärendruck auf deren Verfahrensdruck notwendig (s. hierzu Abb. 4-2).

Eine bei erhöhtem Druck arbeitende Koppers-Totzek-Anlage gibt es bislang weder im großtechnischen noch im halbtechnischen Maßstab. Die Heinrich Koppers GmbH hat die Probleme der Durchführung des Prozesses bei erhöhtem Druck in Teiluntersuchungen bearbeitet. Hinsichtlich der Vergaserausführung und des Reaktionsablaufes werden keine Unterschiede erwartet. Ein Teilproblem ist die Kohlezufuhr zum Vergaser, die über ein Schleusensystem erfolgen muß. Als Schleusengas wird Kohlendioxid verwendet, das bei der Gasreinigung anfällt. Auf diese Weise lassen sich die Entspannungsverluste beim Öffnen der Kohleschleusen des unter dem Vergaserdruck stehenden Betriebsbunkers weitgehend reduzieren. Aus dem Bunker soll die Kohle entweder über eine Schnecke oder mittels eines Kolbens in den O_2 -Dampfstrom eingepreßt werden⁹⁾.

4.1.4.1.3 Rummel-Schlackenbad-Generator^{1,5,10)} - - -

Rummel-Schlackenbad-Generatoren wurden von verschiedenen Unternehmen im Versuchsmaßstab ($\varnothing = 0,8-1,8$ m) betrieben. In der Anlage bei der Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff AG, Wesseling, wurde Braunkohle durchgesetzt. Die Anlage des Gas Council in England war zur Vergasung von Steinkohle eingerichtet. Alle Anlagen arbeiteten bei Atmosphärendruck. Die Versuche wurden eingestellt, nachdem das Interesse an Kohlevergasungsanlagen zurückging.

Im unteren Teil des zylindrischen Reaktionsraumes befindet sich das flüssige Schlackenbad, das eine Temperatur von 1600-1800°C hat. Die Kohle wird auf eine Körnung von max. 2 mm aufgemahlen und dann ebenso wie die Vergasungsmedien Sauerstoff und Wasserdampf mittels Düsen tangential in dieses Bad eingeführt. Im Zentrum des rotierenden Bades fließt der Schlackenüberschuß über ein Wehr ab. Das Reaktionsgas wird am Kopf des Reaktors abgezogen, wobei der Flugstaub - der noch etwa 50% Brennbares enthält - im nachfolgenden Abhitzekegel und Zyklon abgeschieden und wieder in das Schlackenbad eingeführt wird. Anschließend folgt die Aufbereitung des Gases bis zur geforderten Reinheit. Einige Versuchsergebnisse sind in Tabelle 4-4 zusammengefaßt.

Hinsichtlich der Vergasung bei erhöhtem Druck wurde berichtet, daß reaktionsmäßig keine Unterschiede bestehen sollen. Praktische Versuche unter Druck wurden bislang nicht vorgenommen¹¹⁾.

4.1.4.1.4 Texaco-Verfahren^{1,5,12)} - - -

Nach dem Texaco-Verfahren bei erhöhtem Druck wurde in Morgantown/USA mit Sauerstoff als Vergasungsmittel in einer Versuchsanlage und mit Luft in einer Betriebsanlage gearbeitet. Die gemahlene Steinkohle wird in einem vorgegebenen Verhältnis mit Wasser versetzt. Die Suspension wird aufgeheizt, so daß ein Dampf/Kohlenstaub-Gemisch entsteht. Dieses Gemisch wird axial von oben in den zylindrischen Reaktionsraum eingespeist.

Tabelle 4-4: Betriebs-(Versuchs-)Ergebnisse der Kohlevergasung nach Rummel und Texaco

Verfahren	Rummel		Texaco
	0,8 m	1,8 m	
Schachtdurchmesser	0,8 m	1,8 m	
Verfahrensdruck at	1	1	20
Brennstoff	Steinkohle	Braunkohle	Steinkohle
Körnung	<0,2 mm	<3 mm	<1 mm
Rohanalyse			
Asche	% 11,0	6,0	1,2
Wasser	% 2,5	10,0	7,1
Reinkohle	% <u>86,5</u>	<u>84,0</u>	<u>91,7</u>
	100,0	100,0	100,0
Flücht.Best. (i.waf) %		53,0	42,9
Elem.-Analyse (i.waf)			
C	% 90,0	68,1	84,4
H	% 4,4	5,2	5,7
O	% 3,0	25,2	1,6
N	% 1,4	1,0	5,6
S	% <u>1,2</u>	<u>0,5</u>	<u>2,7</u>
	100,0	100,0	100,0
Gaserzeugung			
Rohgas	Nm ³ /h u. Gen. 3850	10000	
	Nm ³ /h m ² 7700	6250	
CO+H ₂	Nm ³ /h m ² 6550	5250	
Rohgasanalyse			
CO ₂	% 13,5	13,3	11,5
CO	% 41,8	52,0	47,4
H ₂	% 42,2	32,1	38,8
CH ₄	% 0,3	0,4	0,6
C _n H _m	% -	-	-
N ₂	% 0,9	1,9	0,3
H ₂ S	% <u>1,3</u>	<u>0,3</u>	<u>1,4</u>
	100,0	100,0	100,0
Verbrauch je 1000 Nm ³ (CO+H ₂)			
Kohle	kg 460	583	620
O ₂ (98%ig)	kg 250	230	325
HD-Dampf	kg 300	160	Wasser