

2. Teil

Synthese-, Braunkohlen- und Torfgase

Von

Dr.-Ing. habil. Horst Brückner

Karlsruhe

I. Großwassergaserzeuger für Synthesegase.

A. Einleitung.

Wassergas diente bis vor etwa einem Jahrzehnt im wesentlichen nur als Zusatzgas zu Steinkohlengas, um dessen Brenneigenschaften infolge der höheren Zündgeschwindigkeit des Wassergases zu verbessern. Aus dem gleichen Grunde wird es in reiner Form in Einzelfällen als Schweißgas verwendet. Schließlich ist es als Kohlenwassergas oder als karburiertes Wassergas direkt zur Stadtgasversorgung geeignet.

Mit der Entwicklung synthetischer Verfahren in der chemischen Großindustrie ist das Wassergas zudem zum wichtigsten Ausgangsgas der chemischen Technik geworden, dessen Gestehungskosten den Preis der Erzeugnisse maßgeblich beeinflussen.

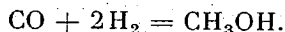
Früher wurden sämtliche durch Wasserdampfzersetzung von festen Brennstoffen erhaltenen Vergasungsgase als Wassergas bezeichnet. Hierin ist insofern ein Wandel eingetreten, als der Begriff Wassergas auf die Gase beschränkt wird, die unmittelbar als Brenngas dienen. Für sämtliche anderen Wassergase beliebiger Zusammensetzung, die entweder zunächst weiteren Umwandlungen unterworfen oder direkt in der chemischen Technik als Ausgangsgase für chemische Synthesen weiterverarbeitet werden, hat sich der Ausdruck Synthesegas allgemein eingeführt.

Die Umwandlung von Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemischen stellt in dem Gesamtbereich katalytisch bedingter Gasreaktionen das umfangreichste und wichtigste Teilgebiet dar. Infolge der mannigfachen Reaktionsmöglichkeiten des Kohlenoxydkohlenstoffs ist es möglich geworden, aus Kohlenoxyd und Wasserstoff unter Zuhilfenahme von Katalysatoren zahlreiche Kohlenstoffverbindungen synthetisch aufzubauen. Die geschichtliche Entwicklung der Kohlenoxyd-Wasserstoff-Katalyse war gleichzeitig eine der fruchtbarsten in der Entwicklung von Mehrstoffkatalysatoren und damit auch für andere Gebiete der organisch-chemischen Technik richtungweisend.

Den Beginn der katalytischen Kohlenoxyd-Wasserstoff-Umwandlungen bildete vor nahezu 40 Jahren die Methansynthese durch P. Sabatier und J. B. Senderens¹⁾ mit einfachen Schwermetallkatalysatoren bei normalem Druck und erhöhter Temperatur. Für die weitere Entwicklung dieses Gebietes maßgebend waren daraufhin die Untersuchun-

¹⁾ Compt. rend. 134 (1902), S. 514, 689.

gen der BASF¹⁾, die im Jahre 1912 begannen. Dabei wurden aus Wassergas unter erhöhtem Druck und höheren Temperaturen Gemische von Sauerstoff enthaltenden organischen Verbindungen und von Kohlenwasserstoffen erhalten. Zu ähnlichen Produkten, dem »Synthol«, gelangte 1923 F. Fischer²⁾ bei der Druckbehandlung von Wassergas unter Verwendung von alkalisierten Eisenspänen. Als Weiterentwicklung dieser Hochdrucksynthese gelang es 1925 der BASF³⁾ und unabhängig davon Patart⁴⁾ unter Verwendung von Mehrstoffkontakten, diese Reaktion zu einer Selektivkatalyse von Methanol weiter zu entwickeln:



In der Richtung der selektiven Katalyse von Kohlenwasserstoffen wurden von F. Fischer und H. Tropsch⁵⁾ im Jahre 1926, also nur wenige Zeit später, aus Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemischen bei normalem oder nur wenig erhöhtem Druck und bei Temperaturen von nur 180 bis 250° mit Kontakten, die neben aktivierenden Zusätzen im wesentlichen Metalle der Eisen-Gruppe enthielten, Gemische von aliphatischen gesättigten und ungesättigten Kohlenwasserstoffen von den niedrigst siedenden Benzininen bis zu höchstschmelzendem Paraffin (vgl. Abb. 1) gemäß den Reaktionssummgleichungen:

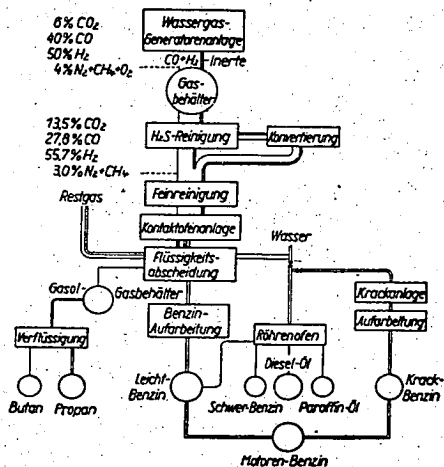
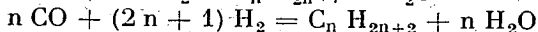
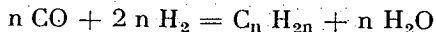


Abb. 1. Fließschaubild der Benzinsynthese nach dem Verfahren Fischer-Tropsch.



erhalten. Durch Veränderung der Kontaktzusammensetzung, der Reaktionsbedingungen, von Druck und Verweilzeit am Kontakt kann das Verhältnis von Grenz- und Olefinkohlenwasserstoffen sowie das mittlere Molekulargewicht derselben in gewissen Grenzen verschoben werden.

Die Methanol- und die Benzinsynthese werden heute in einer Anzahl von Anlagen in größtem Maßstab ausgeführt. Es ergab sich daher zwangsläufig die Forderung, derartige Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemische, Synthesegas benannt, in größtem Maße herzustellen. So werden zur

1) BASF. DRP. 293787.

2) Brennstoffchemie 4 (1923), S. 276.

3) DRP. 415469.

4) F.P. 540543.

5) Brennstoffchemie 7 (1926), S. 97.

Erzeugung von 1 kg Benzinkohlenwasserstoffen 6,5 bis 8 m³ reines Synthesegas benötigt, so daß die Gesteungskosten des Gases für die Wirtschaftlichkeit dieser Verfahren von ausschlaggebender Bedeutung sind. Eine Anlage zur Erzeugung von 50000 Jahrestonnen Benzin erfordert rd. 38000 bis 46000 Nm³ Synthesegas/h, d. s. 325 bis 400 Mio m³/Jahr, also sehr erhebliche Gasmengen.

Bei Einführung dieser Verfahren stand zunächst nur das nichtstetig arbeitende Wassergasverfahren zur Wassergaserzeugung zur Verfügung, das stückigen Koks als Ausgangsstoff erfordert. Es war daher naheliegend, daß neuartige Vergasungsverfahren für Fließbetrieb entwickelt wurden, bei denen auch sonstige Brennstoffe, wie nichtbackende Steinkohle, Braunkohle oder Torf in stückiger oder sogar feinkörniger Form zur Anwendung gelangen können.

Diese neuentwickelten Verfahren haben aber nicht nur für die Erzeugung von Synthesegas zur Gewinnung von Methanol, Benzinkohlenwasserstoffen u. a. Bedeutung erlangt, sondern allgemein für die Erzeugung des brenntechnisch wertvollen Wassergases sowie von Wasserstoff (nach der Konvertierung des Kohlenoxydgehaltes des Gases).

Die zweistufige Vergasung weist infolge der nichtstetigen Betriebsweise wesentliche Nachteile vor allem hinsichtlich der Gleichförmigkeit der Gaszusammensetzung auf. Nachdem während des Blaseabschnittes die Temperatur des Kokses sehr stark gesteigert worden ist, beginnt die Vergasungsreaktion zunächst bei einer Höchsttemperatur, worauf während des folgenden sehr steilen Temperaturabfalles die Gefahr besteht, daß gegen Ende dieses Abschnittes die erforderliche Mindesttemperatur unterschritten wird. Dies macht sich in um so stärkerem Maße bemerkbar, je größer der Körnungsunterschied des Aufgabegutes ist, da der feinere Koks wesentlich schneller reagiert und dadurch die Koks-temperatur um so rascher abfällt.

Bei der Verbreiterung der Grundlagen zur Erzeugung von Synthesegasen ist daher zunächst ein Überblick über die Kosten der verschiedenen Ausgangsstoffe, ausgedrückt in RM./Mio kcal, wesentlich.

Zahlentafel 1.

Ausgangsbrennstoffe zur Synthesegaserzeugung.

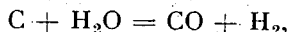
Brennstoff	Heizwert kcal/kg	Preis RM./t	Preis für 1 Mio kcal RM.
Lignitische Braunkohle (15—20% Wasser- gehalt)	4500	6,—	1,3
Braunkohlenbriketts	4500—5000	8,—	1,60—1,80
Gasflammkohle (ungewaschene Feinkohle)	6500—7000	8,——12,—	1,20—1,90
Gasflammkohle (gewaschene Nußkohle)	7000—7300	15,—	2,10
Koks	6800—7000	18,—	2,60
Magerkohle	7500	18,—	2,40

Die obige Zahlenzusammenstellung zeigt, daß die Verwendung von Braunkohle oder Steinkohle gegenüber der von Koks wesentliche wirtschaftliche Vorteile zu bieten vermag. Dies hatte jedoch völlig veränderte Gaserzeuger und Vergasungsverfahren zur Voraussetzung.

B. Nichtstetige Wassergaserzeugung.

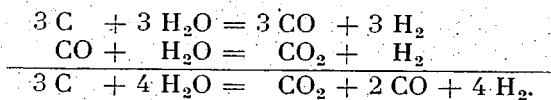
1. Koksvergasung.

Die nichtstetige Wassergaserzeugung aus Koks bei Vergasungstemperaturen von 1300 bis 900° verläuft praktisch nur gemäß der Reaktionsgleichung



da das Wassergasgleichgewicht $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ in diesem Temperaturbereich ebenfalls stark nach der Seite der Kohlenoxydbildung hin verschoben ist. Für die Erzeugung von Synthesegas ist es daher erforderlich, einen Teil des Wassergases abzuzweigen und dieses der Kohlenoxydkonvertierung zu unterwerfen.

Für die Erzeugung eines Synthesegases mit dem Verhältnis $\text{CO} : \text{H}_2 = 1 : 2$ ist, bezogen auf reinen Kohlenstoff, folgendes Ausmaß der beiden Reaktionen notwendig:



Daraus ergibt sich $\text{CO} + \text{H}_2$ als Summenwert für das trockene Synthesegas zu $6/7 = 0,857$, bezogen auf 1 Raumteil Synthesegas.

Diese Umwandlung eines Teiles des Kohlenoxydes mit weiterem Wasserdampf wird bei der Erzeugung von Synthesegas aus Koks- wassergas in besonderen Einrichtungen (Kontaktapparaten, vgl. Bd. VI, 2. Teil, S. 175)¹⁾ vorgenommen.

Es gelang zunächst, durch sorgfältige thermodynamische Messungen das altbewährte Wassergasverfahren der Koksvergasung in wirtschaftlicher Hinsicht ständig zu vervollkommen und zu verbessern. Auf Grund genauer Untersuchungen über den Reaktionsverlauf und durch Vergleich der Ergebnisse mit dem theoretisch Möglichen ließen sich durch Änderungen der Temperaturhöhe, der Strömungsgeschwindigkeiten und der Vergasungsabschnitte immer weitere Verbesserungen erzielen. Bei dem hohen Anteil, den die Erzeugung des Ausgangsgases an den gesamten Kosten der obengenannten chemischen Synthesen hat, waren diese Ergebnisse von hoher wirtschaftlicher Bedeutung. Das gleiche gilt für die wirtschaftliche Durchführung der katalytischen

¹⁾ Vgl. ferner P. Dolch, Feuerungstechnik 27 (1939), S. 2

Kohlenoxydkonvertierung, die im Verlauf der Jahre weitgehend vervollkommenet worden ist.

Einzelheiten über Bau und Betriebsweise der nichtstetig betriebenen Wassergaserzeuger mit Koks als Vergasungsgut sind von F. Wehrmann a. a. O.¹⁾ beschrieben worden, so daß sich ein näheres Eingehen an dieser Stelle erübrigt. Da die nichtstetige Wassergaserzeugung mit Koks jedoch auch für die Synthesegasversorgung ihre Bedeutung beibehalten hat, sind in der nachfolgenden Zahlentafel 2 die Leistungen verschiedener Großgaserzeuger dieser Art zusammengestellt.

Zahlentafel 2.

Kennzahlen verschiedener neuzeitlicher Kokswassergaserzeuger²⁾.

Bauart	Schlachtdurchmesser mm	Tagesleistung m ³	Vergasungsleistung kg/m ³ h	Koksverbrauch je m ³ Wassergas kg/m ³	Vergasungs-Wirkungsgrad %	Brennstofftechnischer Ausnutzungsgrad %
Bamag nasser trockener} Austrag	3600	160000	355	0,54—0,55	66—69	70—74
Demag nasser trockener} Austrag	3350	140000—160000 150000—160000	363—415 382—467	0,55	68	73
Pintsch trockener Austrag	3600	180000—200000	400—440	0,53—0,55	66—70	70—75
A-B-C-Generator ³⁾ (trockener Austrag)	3350	150000	320	0,45—0,49	—	75

2. Kohlen- und Schwelkoksvergasung bei niederen Temperaturen.

Bei Einhaltung niedriger Vergasungstemperaturen im Gaserzeuger ist es möglich, neben der eigentlichen Vergasung des Brennstoffs eine teilweise Umwandlung des Kohlenoxyds mit weiterem Wasserdampf bei etwa 900 bis 600° gemäß dem Wassergasgleichgewicht zu Kohlendioxyd und Wasserstoff zu erzielen.

Auf diese Weise kann im Wassergaserzeuger selbst ein kohlenoxydärmeres Wassergas erhalten werden, das für ein Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnis 1 : 2 keiner weiteren Konvertierung mehr bedarf. Voraussetzung hierfür ist jedoch, daß der Brennstoff im Temperaturbereich von 900 bis 600° genügend reaktionsfähig mit Wasserdampf und eine

¹⁾ Vgl. diesen Band; 1. Teil, S. 118 fgde.

²⁾ K. Baum, Berichtheft 74. VDI-Hauptvers. Berlin 1936, S. 59.

³⁾ Andrew, Brässert und Chapman, Proceed. Int. Conf. on Bituminous Coal, Pittsburgh 1926, S. 527.

genügende Aktivität des Brennstoffs zur katalytischen Beschleunigung des Wassergasgleichgewichtes vorhanden ist.

An reaktionsfähigen Brennstoffen befinden sich die Gasbestandteile CO , H_2 , CO_2 und H_2O (Dampf) im Gleichgewicht. Nach dem Massenwirkungsgesetz gilt für jede Temperatur

$$\frac{[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]}{[\text{CO}_2][\text{H}_2]} = K.$$

Darin bedeuten die in eckige Klammern gefaßten Ausdrücke die Konzentrationen und K die Gleichgewichtskonstante, die nur von der Temperatur abhängig ist. Für ein Synthesegas aus Kohlenstoff der Zusammensetzung (vgl. S. 6) $\text{CO}_2 + 2 \text{CO} + 4 \text{H}_2$ gilt somit

$$\frac{[2 \text{CO}][\text{H}_2\text{O}]_{\text{ü}}}{[\text{CO}_2][4 \text{H}_2]} = \frac{2}{7} \cdot [\text{H}_2\text{O}]_2 = K \quad \text{oder} \quad [\text{H}_2\text{O}]_{\text{ü}} = 0,286 K.$$

$[\text{H}_2\text{O}]_{\text{ü}}$ stellt diejenige Menge Wasserdampf in Raumteilen dar, die je 1 Raumteil trockenes Synthesegas vorhanden sein muß, nachdem die Einstellung des Wassergasgleichgewichtes in dem gewünschten Umfang erfolgt ist; diese Zahl bedeutet also den Wasserdampfüberschuß in Raumteilen je Raumteil trockenes Synthesegas. Aus diesem ergibt sich der Zersetzungsgrad des Wasserdampfes gemäß folgender Formel:

$$\% \text{WD}_z = 100 \cdot \frac{[\text{H}_2]}{[\text{H}_2] + [\text{H}_2\text{O}]_{\text{ü}}}$$

worin $[\text{H}_2]$ den Gehalt des Synthesegases an Wasserstoff je Raumteil Synthesegas bedeutet.

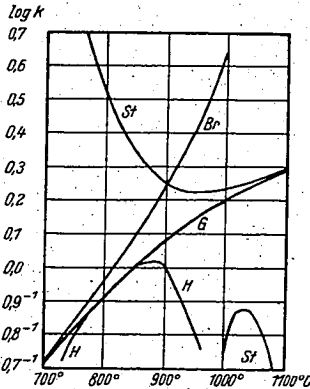


Abb. 2. Einstellung des Wassergasgleichgewichtes über verschiedenen Kohlenstoffarten.

Da die Gleichgewichtskonstante K mit zunehmender Temperatur ansteigt, müssen mit höheren Temperaturen wachsende Mengen von überschüssigem Wasserdampf angewendet werden, um ein Synthesegas mit einem Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnis 1:2 zu erhalten. Die Konstanten des Wassergasgleichgewichtes in Abhängigkeit von der Temperatur und die zugehörigen Werte für den Wasserdampfüberschuß und den Dampfzersetzungsgrad gibt die nachstehende Zahlentafel 3¹⁾.

Eine anschauliche Darstellung der Vorgänge der Gleichgewichtseinstellung zeigt die Abb. 2²⁾. In dieser stellt zunächst G die Gleich-

¹⁾ P. Dolch, Feuerungstechnik 27 (1939), S. 1.

²⁾ P. Dolch, Wassergas, Leipzig 1936, S. 67.

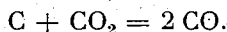
Zahlentafel 3.

Wassergasgleichgewicht in Abhängigkeit von der Temperatur.

Temperatur °C	log K	K	Wasserdampf- überschub	Wasserdampf- zersetzungsgrad %
350	0,716 — 2	0,052	0,0149	97,4
400	0,924 — 2	0,083	0,0243	95,9
450	0,130 — 1	0,135	0,0386	93,7
500	0,312 — 1	0,205	0,0583	90,7
550	0,462 — 1	0,290	0,0829	87,3
600	0,591 — 1	0,390	0,1115	83,7
650	0,703 — 1	0,505	0,1444	79,8
700	0,803 — 1	0,635	0,1816	75,9
750	0,889 — 1	0,775	0,2217	72,0
800	0,971 — 1	0,935	0,2674	68,1
850	0,039	1,095	0,3132	64,6
900	0,104	1,27	0,3632	61,1
950	0,158	1,44	0,4118	58,1
1000	0,207	1,61	0,4604	55,4
1050	0,250	1,78	0,5091	52,9
1100	0,292	1,96	0,5606	50,5

gewichtskonstante für das Wassergasgleichgewicht in ihrer Abhängigkeit von der Temperatur dar. Hierdurch sind die Grenzwerte für die Gleichgewichtszusammensetzung des Gases sowohl in der Richtung der Kohlenoxydumwandlung als auch der Gegenreaktion (Reduktion von Kohlendioxyd mit Wasserstoff zu Kohlenoxyd und Wasserdampf) festgelegt (Reaktions-Isochore). Die Flächen oberhalb und unterhalb der Isochore sind die Gebiete, in denen die für die einzelnen Brennstoffe praktisch erhaltenen Umsetzungen liegen, wenn keine vollständige Einstellung des Gleichgewichtszustandes eingetreten ist. Da bei einer technischen Durchführung von Gasreaktionen zumindest eine weitgehende Annäherung an den Gleichgewichtszustand als Vorgang bestimmend ist, erhält diese Betrachtungsweise für die Untersuchung technischer Gasreaktionen besondere Bedeutung.

In der obigen Darstellung sind in der Fläche oberhalb der Reaktionsisochore die Vorgänge bei der Reaktion von Wasserdampf auf Steinkohlenkoks (Kurve *St*) bzw. Braunkohlenkoks (Kurve *Br*) eingetragen. Bei dem ersteren tritt erst oberhalb 1000° eine Annäherung an den Gleichgewichtszustand ein, bei Braunkohlenkoks dagegen bereits bei etwa 700°. Bei höheren Temperaturen löst sich daraufhin die Linie für die praktische Gleichgewichtseinstellung von der Reaktionsisochore wieder ab, da in zunehmendem Umfang Kohlendioxyd mit weiterem Kohlenstoff nach dem Generatorgasgleichgewicht unter Bildung von Kohlenoxyd reagiert:



In dem unteren Flächenteil des Bildes sind Versuchsergebnisse für das Überleiten eines $\text{CO}_2\text{-H}_2$ -Gemisches über Steinkohlenkoks (*St*) und Holzkohle (*H*) eingetragen. Bei Steinkohlenkoks tritt erst oberhalb 1000° eine Annäherung an die Isochore ein. In diesem Temperaturbereich erfolgt die Reduktion des Kohlendioxyds noch ausschließlich mit Wasserstoff; oberhalb 1050° setzt schließlich die Wirkung des festen Kohlenstoffs ein. Mit Holzkohle als Katalysator wird das Gleichgewicht bereits bei rd. 750° erreicht, und oberhalb 850° beginnt eine Einwirkung des Kohlendioxyds auf die Holzkohle.

Schließlich wird die Reaktionsgeschwindigkeit der Vergasung noch von der Asche mitbeeinflusst. Deren katalytische Wirkung hängt weniger von der Aschemenge als von deren Zusammensetzung¹⁾ ab. Die höchste Aktivität besitzen Alkalien, insbesondere Kaliumkarbonat, daran schließen sich Erdalkalien und verschiedene Schwermetalloxyde, wie Eisenoxyd, an.

Um eine genügend hohe Grundflächenbelastung im Gaserzeuger zu erzielen, ist Steinkohlenkoks infolge seiner Reaktionsträgheit bei Temperaturen $< 900^\circ$ für die Vergasung nicht verwendbar, wohl dagegen Schwelkoks, nichtbackende Steinkohle, Torfkoks usw. Andererseits sind infolge der großen Reaktionsfähigkeit dieser Brennstoffe die Blasegase reich an Kohlenoxyd. Dies wiederum hat neben den damit verbundenen Brennstoffverlusten eine niedrige Blasetemperatur zur Folge, wodurch das Wärmeausbringen beim Gasen verhältnismäßig gering bleibt.

Eingehende Untersuchungen über die Vergasung von reaktionsfähigem Braunkohlenschwelkoks wurden in Falkenau vom Verein für Chemische und Metallurgische Produktion, Aussig²⁾ durchgeführt. Der Gaserzeuger hatte bei einem lichten Schachtdurchmesser von 0,73 m eine Gesamthöhe von 4,30 m und entsprach im Aufbau ungefähr den Schwelgeneratoren mit aufgesetztem Schwelschacht. Der Abzug der Blasegase erfolgte in etwa 1,5 m Höhe über dem Rost, die Abführung des Wassergases getrennt davon am oberen Ende des Gaserzeugers. Der Koks wurde etwa 2 min lang auf eine Temperatur von 800° warmgeblasen und daraufhin 8 min mit auf 450° überhitztem Wasserdampf gegast. Die Dampfgeschwindigkeit wurde so groß gewählt, daß das Gas der Vergasungszone mit einem hohen Überschuß an unzersetztem Wasserdampf (etwa 2 kg/m^3 erzeugtem Gas) entströmte. Auf diese Weise sollten die die Kohlenoxydbildung begünstigenden höheren Anfangstemperaturen im Brennstoffbett möglichst schnell unterschritten, dafür aber die Temperaturen um 700° und tiefer längere Zeit aufrecht-

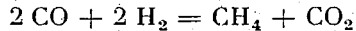
¹⁾ B. Neumann u. A. van Ahlen, Brennstoffchemie 15 (1934), S. 61; C. Kröger und H. Knothe, Brennstoffchem. 20 (1939), S. 373; daselbst weiteres Schrifttum.

²⁾ Vgl. J. Gwosdz, Brennstoff- und Wärmewirtschaft 18 (1936), S. 59, 82, 96.

erhalten werden. Die Versuchsergebnisse, in vier Zeitabschnitte unterteilt, waren folgende:

	Zeit in min			
	0—2	2—4	4—6	6—8
Gasausbeute (in % der Gesamtmenge eines Blaseabschnittes)	41,7	26,1	18,5	13,7
Gaszusammensetzung: CO ₂ . %	28,8	25,9	26,1	25,7
sKW . %	0,4	0,1	0,0	0,3
O ₂ . %	0,2	0,1	0,1	0,2
CO . %	10,0	5,4	3,4	3,7
H ₂ . %	46,6	60,6	62,8	63,7
CH ₄ . %	6,0	5,0	5,4	4,9
N ₂ . %	8,0	2,9	2,2	1,5

Der anfangs höhere Gehalt an Kohlendioxyd und an Stickstoff ist zum überwiegenden Teil durch restliche Blasegase bedingt. Bemerkenswert ist der verhältnismäßig hohe Methangehalt von 5 bis 6%, der zum überwiegenden Teil nicht unmittelbar aus dem Schwelkoks entbunden worden ist, sondern sich gemäß der Reaktionsgleichung



gebildet hat (vgl. S. 21). Dies dürfte auch mit ein Grund dafür gewesen sein, daß dieses Verfahren bisher keine Auswertung in der Praxis erfahren hat. Über die Durchsatzleistungen bei der Vergasung von Schwelkoks ist nichts bekannt geworden. Sie dürften ziemlich gering geblieben sein. Bei gleichen Versuchen mit Braunkohle wurden sie stündlich zu 76 kg Braunkohle bei einer Gasausbeute von 54 m³ ermittelt. Je Nm³-Wassergas wurden verbraucht 1,45 kg Braunkohle und 2,3 kg Wasserdampf (von 2 atü).

C. Stetige Wassergaserzeugung mit Innenbeheizung des Vergasungsraumes.

Die genaue Kenntnis der thermodynamischen Grundlagen der Wassergaserzeugung hat die Richtlinien dazu gegeben, daß dieses alte Verfahren nicht nur verbessert sondern auch grundlegend abgeändert werden konnte. Dies geschah vor allem nach folgenden Gesichtspunkten:

1. Umgestaltung der nichtstetigen Vergasung zu einem stufenlosen Verfahren.
2. Gleichzeitige Durchführung der Vergasung bei niedriger Temperatur unter Verwendung von verschiedenen Brennstoffen (nichtbackende Steinkohle, Braunkohle; Schwelkoks).

Die stufenlose Vergasung bietet gegenüber dem nichtstetigen Verfahren den Vorteil einer wesentlich höheren Leistung der Gaserzeuger und damit eine Einsparung an Anlage- und Betriebskosten. Ihre Durchführbarkeit ist eng verknüpft mit der Art, wie man der Vergasung die Wärme zuführt, die notwendig ist für die wärmeverbrauchende Reaktion, zur Deckung der fühlbaren Wärme der abziehenden Gase und zur Deckung der Strahlungs- und Leitungsverluste des Gaserzeugers. Ein Weg zur stetigen Durchführung der Vergasung besteht darin, die erforderliche Wärme entweder durch gleichzeitige Verbrennung von Kohlenstoff mit Sauerstoff zu erzeugen, dem Vergasungsmittel selbst mitzugeben, indem der Wasserdampf allein oder im Wälzgas entsprechend vorerhitzt wird oder das gesamte Reaktionsgemisch (Brennstoff-Wasserdampf-Trägergas) in einen auf die erforderliche Temperatur beheizten Reaktionsraum einzuführen.

Einen zusammenfassenden Überblick über die neueren Verfahren zur Synthesegas- und Wassergaserzeugung im Fließbetrieb, die vorwiegend mit jüngeren Brennstoffen zur Durchführung gelangen, zeigt die nachfolgende Zusammenstellung:

Verfahren zur Synthesegas- und Wassergaserzeugung im Fließbetrieb.

Form des Brennstoffes	Deckung des Wärmebedarfs der Vergasungsreaktion durch		
	Innenbeheizung		Außenbeheizung
	unmittelbar durch Sauerstoffzuführung	durch erhitztes Wälzgas	
Stückig	Normaldruck: Verschiedene Verfahrensvorschläge, u. a. von P. Dolch, von v. Galocsy, bisher technisch nicht durchgeführt Höherer Druck: Lurgi-Druckvergasung	Wälzgas-Erhitzung in Wärmeaustauschern: Pintsch-Hillebrand, Koppers	Freiburger Verfahren Didier-Bubiag-Gleichstromverfahren
Feinkörnig (in Schwebel)	Winkler-I.-G.-Verfahren	Schmalfeldt-Wintershall	

1. Sauerstoff-Wasserdampf-Vergasung.

Neben den Verfahren der Erzeugung des Synthesegases durch ausschließliche Vergasung des Brennstoffs mit Wasserdampf nehmen die Verfahren der Vergasung mit einem Sauerstoff-Wasserdampf-Gemisch eine besondere Stellung ein. Bei diesen deckt die durch eine teilweise Vergasung des Brennstoffes mit Sauerstoff freiwerdende Wärme den

Wärmeverbrauch der Wassergasbildung, so daß die Vergasung fortlaufend durchgeführt wird und eine besondere Beheizung des Reaktionsraumes von außen, durch abwechselndes Blasen und Gasen des Brennstoffs oder mittels eines getrennt aufgeheizten Wälzgasstromes in Fortfall kommt.

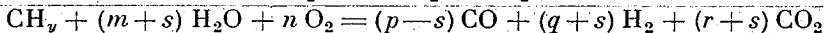
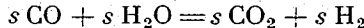
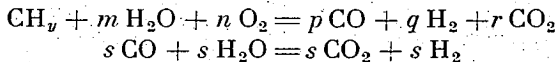
Diese Arbeitsweise wird durchgeführt durch fortlaufende Vergasung im Schachtgenerator

1. mit ruhendem Brennstoffbett bei gewöhnlichem Druck,
2. mit ruhendem Brennstoffbett bei erhöhtem Druck,
3. mit schwebendem Brennstoffbett.

a) Grundlagen des Verfahrens.

Die Rechnungsgrundlagen für die Vergasung von wasserstoffhaltenden festen Brennstoffen mit einem Sauerstoff-Wasserdampf-Gemisch hat P. Dolch¹⁾ entwickelt. Dabei ist es zweckmäßig, den Gehalt des Brennstoffs an verfügbarem (disponiblen) Wasserstoff als atomares Verhältnis zum Kohlenstoff auszudrücken, da daraufhin die stöchiometrischen Gleichungen einen direkten Aufschluß über die Mengenverhältnisse erhalten lassen.

Die Umsetzungen zerfallen auch bei diesem Verfahren in zwei Gruppen: zunächst erfolgt die Einwirkung von Sauerstoff und von Wasserdampf auf den Brennstoff und daraufhin wird ein Teil des Kohlenoxyds mit weiterem überschüssigem Wasserdampf umgesetzt. Diese Reaktionen lassen sich durch folgende Summengleichungen darstellen:



Für y gelten folgende durchschnittliche Zahlenwerte: für Holz 0,12, für Torf 0,1—1,0, für Braunkohle 0,2—0,5, für Pechkohlen 0,5—0,7, für Steinkohlen 0,35—0,70, für Anthrazit 0,2.

Es ergeben sich ferner folgende Beziehungen:

1. aus $\text{H}_2 : \text{CO} = 2,0$ $2 \cdot (p-s) = q+s$,
2. aus Wasserstoffbilanz $y + 2 \cdot (m+s) = 2 \cdot (q+s)$,
3. aus Kohlenstoffbilanz $p+r=1$.

Beim Einsetzen des Wertes von $q+s$ aus Gleichung (1) in (2) verbleiben drei Gleichungen:

$$4p - 6s = y + 2m$$

$$p + 2r = m + 2n$$

$$p + r = 1,$$

¹⁾ Feuerungstechnik 27 (1939), S. 103.

aus denen sich r , p und s in Abhängigkeit von m , n und y wie folgt ergeben:

$$\begin{aligned} r &= m + 2n - 1 \\ p &= 2 - m - 2n \\ s &= \frac{4}{3} - m - \frac{4}{3}n - \frac{1}{6}y. \end{aligned}$$

Hieraus folgen als Zahlenwerte für die Molekularkoeffizienten:

$$\begin{aligned} r + s &= \frac{1}{3}(1 + 2n) - \frac{1}{6}y \\ p - s &= \frac{2}{3}(1 - n) + \frac{1}{6}y \\ m + s &= \frac{4}{3}(1 - n) - \frac{1}{6}y. \end{aligned}$$

Unter Zugrundelegung der obenstehenden Ableitungen lassen sich die Ausbeuten A an Synthesegas sowie anteilmäßig an Kohlendioxyd, Kohlenoxyd, Wasserstoff und überschüssigem Wasserdampf in Nm^3 je kg vergastem Kohlenstoff wie folgt berechnen:

$$\begin{aligned} A(\text{Synthesegas}) &= A(\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CO}_2) \\ &= 0,6225 \cdot (7 - 4n + y) \text{ Nm}^3 \text{ Synthesegas/kg verg. Kohlenstoff} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A(\text{CO}_2) &= 22,4/12 \cdot \left[\frac{1}{3}(1 + 2n) - \frac{1}{6}y \right] \\ &= 0,6225 \cdot \left[(1 + 2n) - \frac{1}{2}y \right] \text{ Nm}^3 \text{ CO}_2/\text{kg verg. Kohlenstoff} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A(\text{CO}) &= 22,4/12 \cdot \left[\frac{2}{3}(1 - n) + \frac{1}{6}y \right] \\ &= 0,6225 \cdot \left[(1 - n) + \frac{1}{2}y \right] \text{ Nm}^3 \text{ CO/kg verg. Kohlenstoff} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A(\text{H}_2) &= 22,4/12 \cdot \left[\frac{4}{3}(1 - n) - \frac{1}{6}y \right] \\ &= 0,6225 \cdot \left[4(1 - n) - \frac{1}{2}y \right] \text{ Nm}^3 \text{ H}_2/\text{kg verg. Kohlenstoff} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A(\text{H}_2\text{O}) &= 22,4/12 \cdot \left[\frac{4}{3}(1 - n) - \frac{1}{6}y \right] \\ &= 0,6225 \cdot \left[4(1 - n) - \frac{1}{2}y \right] \text{ Nm}^3 \text{ H}_2\text{O/kg verg. Kohlenstoff.} \end{aligned}$$

Aus diesen Grundgleichungen für die Berechnung der Ausbeuten bei der Vergasung von festen Brennstoffen mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemischen ergibt sich die Zusammensetzung des Synthesegases in %, so z. B. für Kohlendioxyd zu

$$\% \text{ CO}_2 = \frac{100 \cdot \left[(1 + 2n) - \frac{1}{2} y \right]}{7 - 4n + y}$$

Die Ausbeuten an Synthesegas sind von dem Gehalt des Brennstoffs an verfügbarem Wasserstoff und von der angewendeten Menge Sauerstoff geradlinig abhängig. Die Verbindungslinien der Anteile der einzelnen Gasbestandteile in % sind dagegen Kurven zweiter Ordnung, da die abhängigen veränderlichen Größen sowohl im Zähler als auch im Nenner erscheinen.

Zwischen dem Wert für y (Atom Wasserstoff/Atom Kohlenstoff) und dem gewichtsmäßigen Anteil an verfügbarem Wasserstoff in Nm^3/kg vergastem Kohlenstoff besteht folgende Gleichung:

$$H_m = \frac{1}{12} \cdot \frac{22,4}{2} \cdot y = 1,8675 \cdot \frac{y}{2} \text{ Nm}^3/\text{kg verg. Kohlenstoff.}$$

Wenn man ferner für den Ausdruck n (Mol O_2 /Atom verg. Kohlenstoff) den Wert n' ($\text{Nm}^3 \text{O}_2/\text{kg}$ verg. Kohlenstoff) einsetzt, wobei

$$= n' \frac{22,4 \cdot n}{12} = 1,8675 n$$

ist, so ergeben sich folgende einfache Beziehungen zwischen den Ausbeuten bei reiner Wasserdampfvergasung A_0 und bei Sauerstoff-Wasserdampfvergasung A :

$$\begin{aligned} A \text{ (Synthesegas)} &= \\ &= A_0 \text{ (Synthesegas)} - \\ &- 4 \cdot 0,6225 \cdot n = A_0 - \frac{4}{3} \cdot n'. \end{aligned}$$

Diese letztere Formel zeigt, daß mit jedem Raumteil Sauerstoff, der neben Wasserdampf dem Brennstoff zugeführt wird, die Ausbeute an Synthesegas (Nm^3/kg verg. Kohlenstoff) gegenüber der reinen Vergasung mit Wasserdampf sich um $4/3$ Raumteile vermindert.

In der Abb. 3 sind vergleichsweise für $n = 0,0$ bis $0,5$ und für $y = 0$ bis $2,0$ die Ausbeuten an Synthesegas und an reinem Kohlenoxyd-

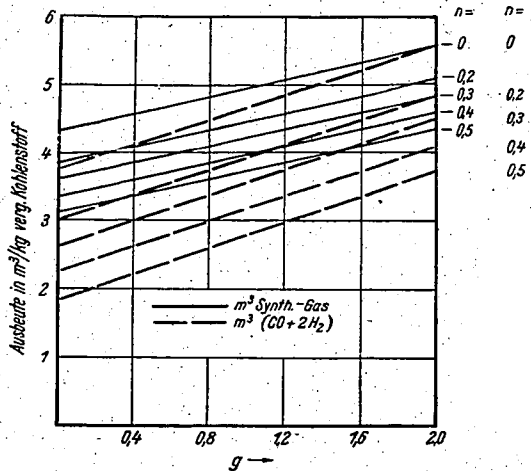


Abb. 3. Gasausbeute in m^3 je kg vergastem Kohlenstoff bei der Vergasung mit einem Sauerstoff-Wasserdampf-Gemisch.

Wasserstoffgemisch im Verhältnis ($\text{CO} + 2 \text{H}_2$) in Nm^3/kg verg. Kohlenstoff dargestellt. Die entsprechenden Linien verlaufen in beiden Fällen parallel. Bemerkenswert ist vor allem ferner, daß mit steigendem Gehalt des Brennstoffs an verfügbarem Wasserstoff y die Ausbeute an ($\text{CO} + 2 \text{H}_2$) bei der Vergasung mit einem Sauerstoff-Wasserdampfgemisch erheblich stärker ansteigt als mit reinem Wasserdampf. Dies zeigen folgende Beispiele:

		$y = 0,0$	$y = 2,0$	Zuwachs
$n = 0,50$	$\text{CO} + 2 \text{H}_2 =$	1,8675	3,7350	100%
$n = 0,00$	$\text{CO} + 2 \text{H}_2 =$	3,7350	5,6025	50%

Der Abstand zwischen den Ausbeutelinen für Synthesegas und für ($\text{CO} + 2 \text{H}_2$) ergibt die Bildung an Kohlendioxyd in Nm^3/kg verg. Kohlenstoff (C_v), der leicht in Prozentzahlen umgerechnet werden kann:

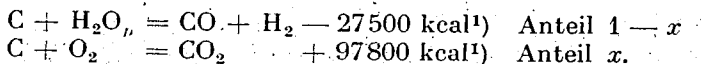
$y = 0,0$			
$n = 0,50$	$\text{CO}_2 = 1,2450 \text{ Nm}^3/\text{kg C}_v$		$\text{CO}_2 = 40,0\%$
$n = 0,00$	$\text{CO}_2 = 0,6225 \text{ Nm}^3/\text{kg C}_v$		$\text{CO}_2 = 14,3\%$
$y = 2,0$			
$n = 0,50$	$\text{CO}_2 = 0,6225 \text{ Nm}^3/\text{kg C}_v$		$\text{CO}_2 = 14,0\%$
$n = 0,00$	$\text{CO}_2 = 0,0000 \text{ Nm}^3/\text{kg C}_v$		$\text{CO}_2 = 0,0\%$

Daraus ergibt sich, daß je kg Brennstoff bei der Vergasung mit einem Sauerstoff-Wasserdampfgemisch geringere Ausbeuten erhalten werden als bei der reinen Wasserdampfvergasung. Dabei ist jedoch zu beachten, daß bei der Vergasung mit Sauerstoff und Wasserdampf gleichzeitig der hohe Wärmebedarf der Kohlenstoffvergasung mit Wasserdampf gedeckt wird, während bei der reinen Wasserdampfvergasung zusätzlich Wärme in Form von Außenbeheizung, durch Aufheizung von Wälzgas oder während des Blaseabschnittes erforderlich ist.

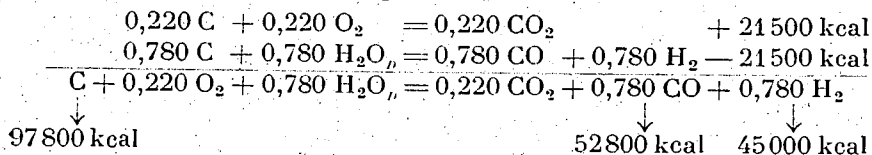
Die gleichzeitige Erzeugung von Synthesegas und die Beschaffung der für die Wassergasbildung erforderlichen Wärme durch Vergasung einer Teilmenge des Brennstoffs mit Sauerstoff in einem Zuge und an einem Ort bedeutet erhebliche Vorzüge für die Vergasung. Die Wärmeverluste im Gaserzeuger werden auf das geringstmögliche Maß herabgesetzt und die Gestaltung der Anlage wird erheblich vereinfacht. Nachteilig ist nur, daß Kohlendioxyd als Verbrennungsgas in erheblichem Maße im rohen Synthesegas enthalten ist und zum größten Teil aus diesem ausgewaschen werden muß.

Sauerstoffbedarf. Für die wirtschaftliche Beurteilung der Vergasung mit einem Sauerstoff-Wasserdampfgemisch ist die Kenntnis des Sauerstoffbedarfs von grundlegender Bedeutung.

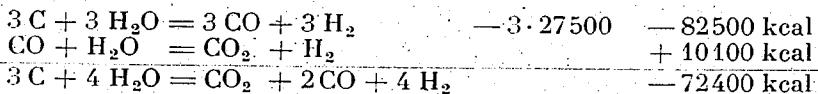
Für den einfachsten Fall der Vergasung von Kohlenstoff mit Sauerstoff zu Kohlendioxyd und mit Wasserdampf zu Wassergas sind die Wärmetönungen der beiden Reaktionen gleich zu halten:



x ergibt sich gemäß $27500(1-x) = 97800x$ zu $x = 0,220$. Daraus errechnet sich folgendes Mengenverhältnis für die beiden Reaktionen:



Bei der Synthesegaserzeugung wird gemäß dem Wassergasgleichgewicht zusätzlich ein Teil des Kohlenoxyds mit überschüssigem Wasserdampf weiter umgesetzt. Es gelten also die Reaktionsgleichungen:



Diese zusätzliche Konvertierung bedingt eine Verminderung des Wärmebedarfs der Wassergasbildung von 82500 auf 72400 kcal, mithin um 12%. Der Anteil der Kohlenstoffverbrennung mit Sauerstoff ermäßigt sich damit zu $x = 0,198$, also um rd. 10%.

Infolge der Verminderung des Sauerstoffbedarfs von 0,220 auf 0,198 erhöht sich gleichzeitig die Ausbeute an Synthesegas ($\text{CO} + \text{H}_2$) von 1,56 auf 1,60 Nm^3/kg verg. Kohlenstoff.

Bei dieser Betrachtungsweise sind jedoch nur die Reaktionswärmen in Rechnung gestellt, während die fühlbaren Wärmeinhalte der zugeführten und abgeführten Stoffe vernachlässigt bzw. gleichgesetzt werden.

b) Schachtvergasung stückiger Brennstoffe bei gewöhnlichem Druck.

Am naheliegendsten erscheint die technische Durchführung der Vergasung mit einem Sauerstoff-Wasserdampfgemisch²⁾ im Schachtgaserzeuger mit ruhendem Brennstoffbett. In diesem gibt das heiße Reaktionsgas einen Teil seines fühlbaren Wärmeinhalts im Gegenstrom an das niedersinkende Vergasungsgut ab. Notwendige Voraussetzung ist dabei die Vergasung eines stückigen Brennstoffs. Nach Vorarbeiten von R. Drawe³⁾ wurden eingehende Versuche dieser Art vor mehreren

¹⁾ Bezogen auf 1 k Atom C von Braunkohlenkoks. Die entsprechenden Werte für den Kohlenstoff des Steinkohlenkokes betragen - 29300 bzw. + 96000 kcal.

²⁾ Die ersten Anregungen hierzu gab bereits 1898 die Gesellschaft für Ländes Eismaschinen in ihrem DRP. 108158, es bestand damals für dieses Verfahren noch kein Interesse; vgl. hierzu E. Karwat, Brennstoffchem. **17** (1936), S. 141.

³⁾ Braunkohle **26** (1927), S. 573; Gas- und Wasserfach **70** (1937), S. 904.

Jahren von P. Dolch¹⁾ in einem Schacht von 0,5 m² freiem Querschnitt und etwa 2 m Schütthöhe mit Koks, Holzkohle und Braunkohle als Vergasungsgut bei einem stündlichen Durchsatz von 50 bis 100 kg durchgeführt. Änderungen des Verhältnisses von Sauerstoff zu Wasserdampf zwischen 1 : 3 und 1 : 10 zeigten vor allem, daß Schwierigkeiten durch Verschlackung des Rostes nicht auftreten. Eine Auswertung der Versuchswerte mit Braunkohle und Holzkohle ist infolge des Gasgehaltes dieser Brennstoffe nicht ohne weiteres möglich, ohne Schwierigkeiten ist sie dagegen für Koks durchführbar. Für den letzteren Fall sind die Versuchsergebnisse bei verschiedenen Sauerstoff-Wasserdampfverhältnissen nachstehend zusammengestellt:

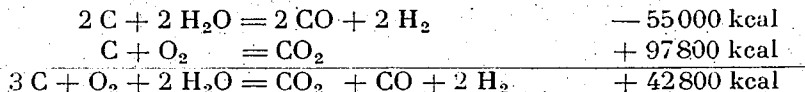
	I	II	III
m ³ Sauerstoff/kg C	0,63	0,635	0,77
O ₂ : H ₂ O	1 : 2,97	1 : 4,85	1 : 9,78
Wasserdampfersetzung %	46,7	49,3	27,2
Wassergaserzeugung m ³ /kg C	2,79	3,39 (+ 0,60)	3,53
davon m ³ CO ₂	0,31	0,92 (+ 0,61)	1,34
davon m ³ CO	1,56	0,95 (— 0,61)	0,53
davon m ³ H ₂	0,92	1,52 (+ 0,60)	1,66
Gaszusammensetzung (feucht) % CO ₂	8,0	18,5	16,8
% CO	40,7	19,2	6,6
% H ₂	24,0	30,8	20,8
% H ₂ O	27,3	31,5	55,8
Gleichgewichtseinstellung K _{II}	5,77	1,06	1,05

Zusammenfassend ergibt sich daraus nach P. Dolch (s. o.) folgendes: Bei der Einwirkung von Sauerstoff-Wasserdampfgemischen auf Steinkohlenkoks im Verhältnis 1 : 3 (I) stellt sich das Wassergasgleichgewicht noch nicht ein. Durch Vergrößerung dieses Verhältnisses auf 1 : 5 (II) wird, auf die Gewichtseinheit Kohlenstoff bezogen, der Sauerstoffaufwand nicht verändert. Die größere Wasserdampfmenge wirkt sich vielmehr ausschließlich in der Richtung aus, daß eine Umsetzung des gebildeten Kohlenoxyds mit dem überschüssigen Wasserdampf eintritt, die praktisch zur völligen Gleichgewichtseinstellung führt. Die Kohlenoxydmenge nimmt um den gleichen Betrag ab, um den die Kohlendioxyd- und Wasserstoffmengen zunehmen. Ferner steigt der Grad der Wasserdampfumsetzung trotz der höheren Wasserdampfmenge noch infolge des weiteren Wasserdampfverbrauchs für die Kohlenoxydumsetzung weiter an. Es bleibt jedoch in diesem Zusammenhang die Frage offen, inwieweit durch die Anwendung einer höheren Dampfmenge eine Vergrößerung der Reaktionszone eintritt, die eine längere Berüh-

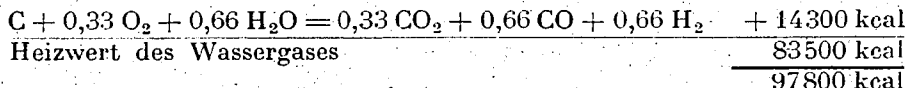
¹⁾ P. Dolch, Wassergas, Leipzig 1936, S. 206.

rungsdauer in dem Temperaturbereich bedingt, in dem eine Einstellung des Gleichgewichtes erfolgen kann. Eine weitere Steigerung des Sauerstoff-Wasserdampfverhältnisses auf etwa 1 : 10 (III) führt zu einer Erhöhung des Sauerstoffverbrauchs je kg Kohlenstoff von 0,63 auf 0,77. Dies zeigt, daß im letzten Fall das thermische Gleichgewicht gegenüber (I) und (II) durch die großen Wasserdampfmen gen gestört ist, dennoch wird die vollständige Gleichgewichtseinstellung noch erreicht.

Zusammenfassend können die Versuchsergebnisse durch folgende Gleichungen dargestellt werden:



bzw.

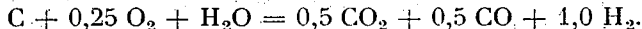


Der Heizwert des Brennstoffs bleibt somit zu 85% im Gas enthalten.

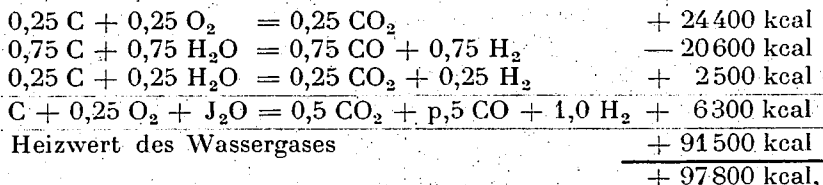
Noch wesentlich günstigere Versuchsergebnisse wurden von F. Danulat¹⁾ erhalten. Neben Druckvergasungen wurde auch in einem Versuch die Vergasung von Steinkohlenschwelkoks mit Sauerstoff-Wasserdampfgemisch bei 1 ata durchgeführt. Gemäß der Zusammensetzung des Reaktionsgases:

CO ₂	25,5%	H ₂	50,3%
skW	0,2%	CH ₄	1,7%
O ₂	0,1%	N ₂	0,6%
CO	21,6%		

sowie dem Sauerstoff- und Wasserdampfverbrauch verlief die Umsetzung etwa nach der Gleichung:



Daraus ergeben sich folgende thermische Verhältnisse:



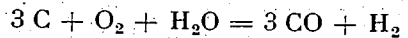
¹⁾ Die restlose Vergasung fester Brennstoffe mit Sauerstoff unter hohem Druck. Diss. Charlottenburg 1936.

d. h. es wurden vom Heizwert des Kohlenstoffs 93,5% im Wassergas wiedergefunden. Ein höherer thermischer Wärmegrad dürfte kaum erreichbar sein.

Praktische Anwendung hat diese stetige Sauerstoff-Wasserdampfvergasung stückiger Brennstoffe im Schachterzeuger bisher nicht gefunden. Die Hauptschwierigkeit dürfte darauf beruhen, daß die Höhe der Reaktionszone verhältnismäßig gering ist. In Erkenntnis derselben

hat daher die Metallgesellschaft¹⁾ vorgeschlagen, einen Teil des heißen Reaktionsgases nochmals in den Gaserzeuger zurückzuleiten, wodurch die Feuerzone auseinandergezogen und gleichmäßiger gestaltet wird.

In diesem Zusammenhang ist noch auf den Vorschlag von v. Galocsy²⁾ hinzuweisen, die Vergasung in einem Abstichgenerator (vgl. Abb. 4), also mit einem Gemisch von 0,621 m³ Wasserdampf und 0,675 m³ Sauerstoff je kg Kohlenstoff vorzunehmen. Gemäß der Summengleichung



wird in diesem Fall ein Reaktionsgas erzeugt, in dem Kohlenoxyd und Wasserstoff im Verhältnis 3 : 1 enthalten sind. Der hohe Sauerstoffverbrauch dürfte der Durchführung dieses Verfahrens ebenfalls hindernd im Wegestehen. Dieser Abstichgenerator eignet sich vor allem zur Vergasung niederwertiger Brennstoffe, wie beispielsweise von aschereichen

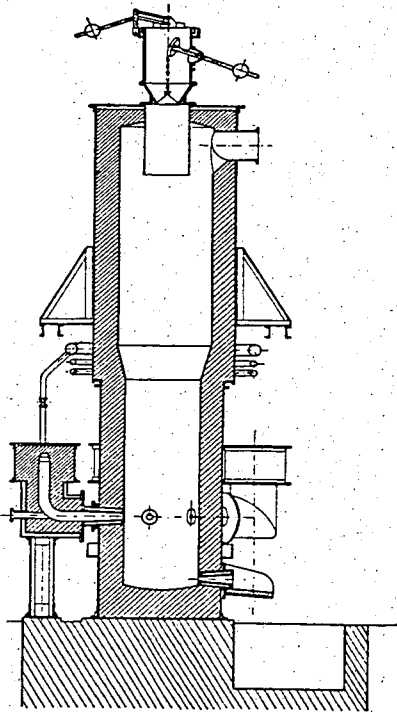


Abb. 4. Abstichgaserzeuger von v. Galocsy.

Ligniten, deren verhältnismäßig niedriger Ascheschmelzpunkt an sich eine Vergasung im Schachtgaserzeuger mit Drehrost unmöglich macht oder zumindest erschwert. Andererseits ist die Einführung von Sauerstoff in Abstichgaserzeuger mit der Schwierigkeit verbunden, daß zu hohe Temperaturen unmittelbar über der Zone der Einführung des Sauerstoffs entstehen. Um diese Schwierigkeiten auszuschließen,

¹⁾ DRPP. 551761, 569211, 571168.

²⁾ DRP. 573412, World Power Conference 1933, Nr. 97, Sektion 1b.

sind in dem Gaserzeuger von v. Galocsy besondere Brennkammern rings um den Schacht angeordnet. In diesen wird Gas mit überschüssigem Sauerstoff verbrannt, worauf ein den Wasserdampf enthaltendes sehr heißes Sauerstoff-Abgasgemisch durch gekühlte Formen ähnlich der Bauart bei Hochöfen in den Vergasungsschacht eintritt. Dabei dient ein Teil der Verbrennungsabgase Kohlendioxyd und Wasserdampf als Träger des für die Vergasung im Brennstoffbett des Schachtes erforderlichen Sauerstoffs und Wasserdampfs. Die Verbrennung eines erheblichen Teils des reinen Sauerstoffs erfolgt auf diese Weise in verhältnismäßig kleinen, dem Einfluß der Brennstoffschlacke entzogenen Kammern, so daß bei einer Auswahl geeigneter Baustoffe ihre Haltbarkeit keine besonderen Schwierigkeiten bereitet.

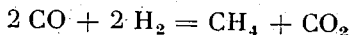
c) Schachtvergasung stückiger Brennstoffe bei erhöhtem Druck.

Die Druckvergasung mit einem Sauerstoff-Wasserdampfgemisch im Schachtgaserzeuger mit ruhendem Brennstoffbett (Lurgi-Verfahren) hat es ermöglicht, ein dem Stadtgas ähnliches Gas durch Vergasung zu erzeugen, wodurch eine wesentliche Verbreiterung der Brennstoffgrundlage für die Stadtgaserzeugung geschaffen worden ist. Über Einzelheiten des Verfahrens siehe S. 77.

Diese Druckvergasung kann ohne wesentliche Änderungen ferner zur Erzeugung von Synthesegas dienen, wobei jedoch eine geringe Methanbildung als eine in diesem Fall unerwünschte Nebenreaktion in Kauf genommen werden muß. Es ist dabei vor allem erforderlich, den Vergasungsdruck von 20 bis 30 at auf etwa 5 bis 10 at zu vermindern, wobei ein Synthesegas erhalten wird, in dem Kohlenoxyd und Wasserstoff im Verhältnis 1 : 2 stehen. So wurde nach R. Drawe¹⁾ bei der Vergasung von Schwelkoks im Lurgi-Druckgaserzeuger bei 8,5 ata ein Gas folgender Zusammensetzung erhalten:

29,3% CO ₂	21,9% CO
3,3% CH ₄	44,0% H ₂
1,5% N ₂	

Die Methanbildung, die nach H. Brückner²⁾ gemäß der Reaktionsgleichung



verläuft, verändert das ursprüngliche Kohlenoxyd-Wasserstoffverhältnis des Ausgangsgases, sie vermindert ferner die Ausbeute an diesen beiden Gasen.

¹⁾ Gas- und Wasserfach 80 (1937), S. 810.

²⁾ Brennstoffchem. 20 (1939), S. 346.

Reaktionsgas	Methanbildung	Methanfreies Gas	Methanfreies Gas
%	Vol.	Vol.	%
29,3 CO ₂	— 3,3	26,0	24,4
21,9 CO	+ 6,6	28,5	26,8
65,9 < 44,0 H ₂	+ 6,6	50,6 > 79,1	47,4 > 74,2
3,3 CH ₄	— 3,3	0,0	0,0
1,5 N ₂		1,5	1,4
100,0	+ 6,6	106,6	100,0

Die Summe an (CO + 2 H₂) im Reaktionsgas hat sich infolge der Methanbildung von 79,1 auf 65,9 Raunteile, d. s. 16,7%, vermindert. Bereits geringe Mengen an Methan im Synthesegas bedingen also eine erhebliche Verminderung der Gasausbeute und damit eine beträchtliche Erhöhung des Sauerstoffaufwandes.

d) Brennstaubvergasung in der Schwebel.

Bei den bisher besprochenen Verfahren können ausschließlich stückige Brennstoffe zur Vergasung gelangen. Die Brennstoffgrundlage hierfür ist daher beschränkt und umfaßt im wesentlichen hochwertige Brennstoffe, wie Nußkohlen, Briketts oder stückigen Koks. Hinzukommt, daß es bisher nicht gelungen ist, Schachtgaserzeuger für große Leistungen derart zu gestalten, daß in diesen Rohkohlen verschiedenartiger Herkunft durchgesetzt werden können.

Eine weitgehende Verbreiterung der Kohlengrundlage hat die Brennstaubvergasung in der Schwebel geschaffen. Die befriedigende Lösung dieser Aufgabe gelang Dr. Fritz Winkler von der I.-G. Farbenindustrie durch Ausgestaltung des nach ihm benannten Vergasungsverfahrens, welches die Vergasung nahezu sämtlicher fester Brennstoffe bis zu den größten Leistungen ermöglicht. Dieses Verfahren erfordert lediglich, falls der Brennstoff nicht an sich als Feinkorn vorliegt, eine Zerkleinerung auf eine Korngröße, die durch die Bauart und Abmessungen des Gaserzeugers bedingt ist. Aus wirtschaftlichen Gründen kommt daher für die Staubvergasung in erster Linie entweder eine feinkörnige oder weiche Ausgangskohle, wie mulmige Braunkohle, oder der Siebrückstand stückiger Brennstoffe, wie von Schwelkoks, in Betracht. Ein weiterer Vorteil ist darin gegeben, daß auch aschereichere Vergasungsrohstoffe ohne Schwierigkeit verarbeitet werden können, wenn die Zerkleinerung so weitgehend erfolgt, daß bereits eine erhebliche Trennung des Brennbaren von der Asche stattfindet. Die damit verbundene Verschlechterung des Ausbrandes verliert bei minderwertigen aschereichen Brennstoffen ihre sonstige Bedeutung. Schließlich können bei der Vergasung von Stauben in der Schwebel auch Backkohlen verarbeitet werden.

Bei der Staubvergasung verliert, worauf vor allem W. Gumz¹⁾ hingewiesen hat, in gleicher Weise das Sortenproblem wie das Artenproblem seine Schärfe, so daß dieses Verfahren zugleich als eine geeignete Ausgleichsmöglichkeit für Überschuß und Mangel angesehen werden kann. Es ist sogar ein Übergang von Steinkohle auf Braunkohle und umgekehrt mit einfachen Mitteln möglich, wobei höchstens entsprechende Vortrocknungseinrichtungen entweder geschaffen oder in Betrieb genommen werden müssen.

Die grundsätzliche Darstellung einer Einrichtung zur Vergasung in der Schwebelagerung zeigt die Abb. 5. Die Hauptmenge des feinkörnigen Brennstoffs wird bei *a*, die restliche Menge (Rückführung von nicht vergasem Brennstoff) bei *b*, das Vergasungsmittel (Luft, Sauerstoff oder Wasserdampf) bei *c* zugeführt. Das letztere reißt den Brennstoff im Vergaser *V* hoch, wobei ihm der Vergasungsweg l_1 zur Verfügung steht. Die Asche wird bei *d* abgezogen. Der Brennstoffrückstand (Grobkorn) wird in dem Sichter *S* abgeschieden und bei *b* wieder dem Vergaser zugeleitet. Die Vergasung restlicher Mengen an Feinkorn, das vom Gas mitgerissen worden ist, erfolgt bei *e* (Weglänge l_2). Bei *f* kann schließlich nach Bedarf eine weitere Menge an Vergasungsmitteln oder aber, falls die sofortige Verbrennung als Endziel des Vorganges erfolgen soll, die Verbrennungsluft durch besondere Zweitluftdüsen eingeleitet wer-

1) Feuerungstechnik 26 (1938), S. 361; 27 (1939), S. 257.

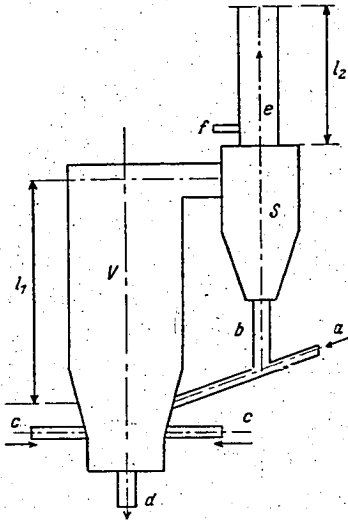


Abb. 5. Grundsätzliche Darstellung der Vergasung in der Schwebelagerung.

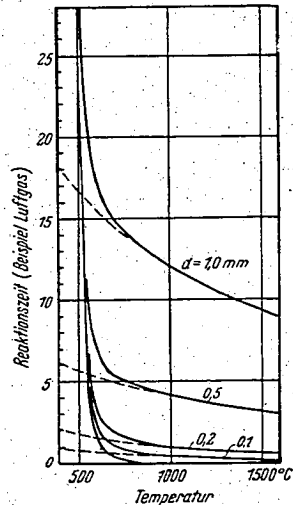


Abb. 6. Vergasungszeit für Kohlenstaub (Kohlenstoffkugeln verschiedener Korngrößen) in Abhängigkeit von der Temperatur.

den. Der Sichter S und die Weglänge l_2 sind so zu bemessen, daß die noch mitgerissenen Teilchen auf dieser Strecke restlos nachvergasen bzw. verbrennen.

Der Betrieb eines Staubvergasers unterscheidet sich somit grundsätzlich von dem eines Schachtvergasers mit ruhendem Brennstoffbett durch den Fortfall des Brennstoffvorrates, so daß Unregelmäßigkeiten in der Gleichförmigkeit der Füllung wegfallen. Die Vergasung in der Schwebel erfordert dagegen eine gleichmäßige Belastung und läßt Änderungen nur bei einer entsprechenden Verschiebung der Kornfeinheit des Brennstoffs zu, da die Zuführungsgeschwindigkeit von Sauerstoff und Wasserdampf, die Verweilzeit des Staubes im Gaserzeuger und die Reaktionsdauer aufeinander abgestellt sein müssen. Die Gasgeschwindigkeit muß daher im wesentlichen der Kornfeinheit des Brennstaubes angepaßt werden.

Wie bereits an anderer Stelle (vgl. S. 9) hingewiesen wurde, wird die Geschwindigkeit der Vergasung vor allem von der in sehr starkem Maße temperaturabhängigen chemischen Reaktion und der nahezu temperaturunabhängigen physikalischen Reaktion bestimmt. Da zunächst die Temperatur bei der Vergasung der stückigen Brennstoffe der in der Schwebel praktisch gleich sein muß, wird die Reaktionsgeschwindigkeit der Vergasung des Brennstaubes im wesentlichen von dessen Kornfeinheit bestimmt. In Abb. 6 ist nach W. Gumz (s. o.) die Gesamtreaktionszeit, wie sie sich aus dem Zusammenwirken des chemischen und des physikalischen Widerstandes ergibt, für die Vergasung von Kohlenstaub verschiedener Mahlfeinheit mit Luft dargestellt. Es ergibt sich daraus eindeutig, daß oberhalb einer Mindesttemperatur von 900° weitere Temperatursteigerungen praktisch kaum noch Einfluß auf die Vergasungsgeschwindigkeit besitzen, daß diese vielmehr im wesentlichen nur von der Kornfeinheit des Vergasungsgutes bestimmt wird.

Für die Größengestaltung dieser Gaserzeuger ist zu beachten, daß bei einer durch die Mahlfeinheit des Brennstaubes gegebene Gasgeschwindigkeit infolge des Ansteigens des Querschnittes mit dem Quadrat des Durchmessers eine Verdopplung des letzteren eine Vervierfachung des Durchsatzes bei gleicher Höhe bzw. Länge der Strömungswege bedingt, während die Anlagekosten in wesentlich geringerem Maße ansteigen. Ebenso vermindern sich die Betriebskosten, da jede Stocharbeit in Wegfall kommt.

Zu beachten ist bei dem Verfahren, daß infolge der kurzen Reaktionsdauer teerförmig abgespaltene Kohlenwasserstoffe ebenfalls vergast werden. Um bei bitumenreichen Kohlen den Teer gewinnen zu können, wäre daher die Vorschaltung einer Schwelstufe erforderlich. Bisher ist über die Ausführung einer derartigen Verfahrensweise nichts bekannt geworden. Die größte Schwierigkeit dürfte auf einer Verunreinigung des Teeres durch Flugkoks und Asche beruhen, wodurch gleichzeitig der

Teer dazu neigen würde, größere Mengen Wasser emulsionsförmig aufzunehmen.

Die größte Bedeutung hat bisher die stufenlose Vergasung von Brennstaub im Winkler-Verfahren¹⁾ erhalten. Die für dieses kennzeichnende Ausbildung des Vergasungszustandes in der Schwebelage ist von einer bestimmten Mindestmenge des einströmenden Vergasungsmittels abhängig, über die hinaus sich jedoch die Vergasungsleistung außerordentlich steigern läßt. Diese in kürzester Zeit von Schwachlast auf Höchstlast veränderliche Belastbarkeit ist ebenfalls ein kennzeichnendes Merkmal dieses Verfahrens. Der Winkler-Gaserzeuger, dessen Entwicklung bis zum Jahre 1921 zurückgeht, sollte zunächst dazu dienen, Kraftgas und Wassergas zum Betrieb von Gasverdichtern für die Ammoniaksynthese zu liefern. Nach Vorversuchen in Oppau gelangte der erste Großgaserzeuger mit einem Schachtquerschnitt von 12 m² und einer Schachthöhe von 13 m 1926 in Leuna zur Aufstellung, 1929 wurden vier weitere Gaserzeuger von 24 m² Querschnitt in Betrieb genommen, worauf die stündliche Leistung dieser Anlage durchschnittlich 200 000—230 000 m³, im Höchstfall bis zu 300 000 m³ Kraftgas betrug.

Versuche, nach dem gleichen Verfahren abwechselnd Wassergas und Kraftgas zu erzeugen, zeigten infolge des geringen Wärmespeichervermögens des Gaserzeugers unbefriedigende Ergebnisse. Das Verhältnis Wassergas zu Kraftgas betrug nur 1 : 5. Zudem enthielt das erstere rd. 1% Methan, so daß es zur Weiterverarbeitung auf ein Stickstoff-Wasserstoffgemisch nicht geeignet war.

Die Bedeutung des Winkler-Gaserzeugers wirkte sich erst in voller Höhe aus, als es 1931 gelang, durch Zuführung eines Sauerstoff-Wasserdampfgemisches Synthesegas aus mulmiger Braunkohle im stetigen Betrieb zu erzeugen.

Je nach der Wahl des Vergasungsmittels und der Betriebsweise können verschiedene Gase erzeugt werden:

Schwachgas wird erhalten, wenn die Vergasung durch Luftzuführung allein erfolgt.

Wassergas wird im ununterbrochenen Betrieb bei gleichzeitiger Zuführung von Wasserdampf und Sauerstoff in bestimmtem Verhältnis erzeugt.

Synthesegas mit bestimmtem Kohlenoxyd- und Wasserstoffgehalt kann ähnlich dem Wassergas durch Änderungen der Betriebsweise erhalten werden. In diesem Fall besteht ferner die Möglichkeit, kohlenwasserstoffhaltige Gase, wie Restgase, Steinkohlengas, Schwelgas u. a. im Gaserzeuger aufzuspalten, ohne daß bauliche Änderungen erforderlich sind.

¹⁾ I. G. Farbenindustrie A. G. DRPP. 437 970, 438 843; 443 445; 446 678; 484 003, 487 886, 496 343, 516 655; 535 535; 541 686; 577 888, 582 495; 647 142; ebenso zahlreiche Auslandspatente.

Mischgas, d. h. mit Stickstoff angereichertes Wassergas, wie es für die Ammoniaksynthese benötigt wird, wird gewonnen durch Einblasen eines entsprechend bemessenen Gemisches von Luft, Dampf und Sauerstoff (oder mit Sauerstoff angereicherter Luft).

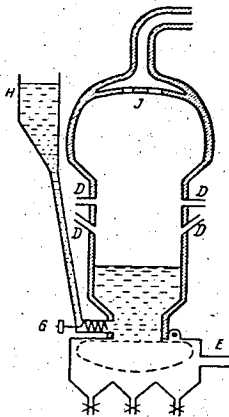


Abb. 7. Winkler-Gaserzeuger.

Den Aufbau des Winkler-Gaserzeugers zeigt die Abb. 7. Das Vergasungsgut, mulmige, vorgetrocknete Braunkohle, wird seitlich aus einem Zwischenbehälter *H* mittels einer Eindrehsehnecke *G* dem Gaserzeuger ständig oberhalb des Planrostes zugeführt. Da Sauerstoff und Wasserdampf als Gemisch von unten durch den Rost bei *E* zugeführt werden und die Vergasungstemperatur 1100° nicht überschreitet, tritt keine Sinterung der Asche ein, sie kann daher mittels eines wassergekühlten Rührarmes staubförmig der Ascheausstragvorrichtung zugeführt werden. Das Vergasungsgemisch tritt zum größten Teil von unten durch den Rost ein und bringt den Brennstoff in eine stark wallende Bewegung, so daß das Brennstoffbett einer feurig siedenden Flüssigkeit gleicht.

Die Temperatur im Brennstoffbett beträgt für die in Deutschland zumeist verwendeten Brennstoffe etwa $800\text{--}950^{\circ}$ und in der Kuppel des Gaserzeugers am Gasausgang rd. $950\text{--}1100^{\circ}$. Die Verbreiterung des Schachtes im Oberteil bewirkt bereits infolge der Verringerung der Strömungsgeschwindigkeit des Gases eine mechanische Abtrennung eines Teils der mitgerissenen Asche. Gleichzeitig werden im kuppelförmigen Oberteil die im Gas enthaltenen Kohlenwasserstoffe gespalten und durch die Zugabe eines weiteren kleineren Teils des Vergasungsgemisches aus ringförmig angeordneten Düsen bei *D* restliche hochgerissene Brennstaubteilchen vergast.

Bei schwankender Belastung und bei stark staubhaltigen Kohlen ist es zweckmäßig, direkt hinter dem Gaserzeuger einen Zyklon anzuordnen, von dem aus der gröbere zurückgehaltene Staub unmittelbar in das Brennstoffbett zurückgelangt.

Um die fühlbare Wärme des Gases auszunutzen, ist hinter den Gaserzeuger (vgl. Abb. 8) ein Abhitzekessel mit Dampfüberhitzer und Speisewasservorwärmer geschaltet. Bei der Durchbildung dieser Nebeneinrichtungen muß auf den Staubanfall geachtet werden. Zweckmäßig wählt man den Dampfdruck zu $25\text{--}50$ atü, die Überhitzung mit 400 bis 450°C und nützt die Energie des Hochdruckdampfes in Arbeitsmaschinen aus, bevor ein Teil des Dampfes dem Gaserzeuger wieder zugeführt wird. Die Dampferzeugung im Abhitzekessel beträgt je nach der zu erzeugenden Gasart etwa $0,4\text{--}0,5$ kg/m³. Anschließend erfolgt die Grobentstaubung des noch etwa 250°C heißen Gases. Zu diesem

Zweck sind Staubabscheider vorgesehen, die z. B. nach dem Prinzip der Fliehkraftabscheidung arbeiten. Es besteht auch die Möglichkeit, die Grobentstaubung durch Heißgas-Elektrofilter vorzunehmen. Der trocken anfallende Staub wird mit Förderschnecken abgezogen und

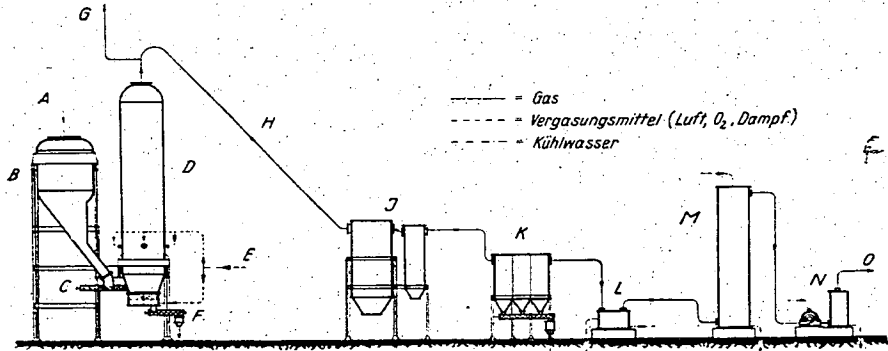


Abb. 8. Übersicht über das Vergasungsverfahren nach Winkler.

kann, soweit die Möglichkeit besteht, in entsprechenden Feuerungen verbrannt werden.

Nach der Grobentstaubung strömt das Gas durch eine Tauchvorlage, in welcher durch Stromrichtungswechsel und dauernden Wasserumlauf ein weiterer Teil des Staubes zur Abscheidung kommt. Im nachfolgenden wasserberieselten Kühler wird der Staubgehalt weiter verringert und das Gas auf etwa Außentemperatur gekühlt. Die für die meisten Verwendungszwecke erforderliche Feinentstaubung des kalten Gases erfolgt in Schleuderwaschern oder durch Elektrofilter.

Das in Vorlage, Kühler und Schleuderwascher anfallende, mit dem feinen Staub beladene Wasser wird zweckmäßig durch Klärbecken in bekannter Weise gereinigt.

Für Temperatur- und Druckmessungen, mengenmäßige Erfassung des Brennstoffverbrauches, der Vergasungsmittel, des Kühlwassers und des erzeugten Gases werden an allen erforderlichen Stellen entsprechende Meßgeräte eingebaut. Da Brennstoffzufuhr, Aschenausrag und Staubbeförderung selbsttätig erfolgen, beschränkt sich die Bedienungsarbeit auf die Überwachung der Meßgeräte und auf die Wartung der mechanisch bewegten Zubehörteile.

Die erste Inbetriebsetzung erfolgt bei großen Gaserzeugern durch einen kleinen Anheizgenerator.

Der beträchtliche Wärmeverbrauch im Winklergenerator hat ferner zu folgender Abänderung der Verfahrensweise geführt. Ein Teil des Reaktionsgases wird sofort nach seinem Austritt aus dem Gaserzeuger abgetrennt und unter weitgehender Vermeidung von Wärmeverlusten

nochmals seitlich und von unten in den Gaserzeuger zurückgeführt. Gleichzeitig wird hierdurch eine Verbesserung der Durchmischung und Bewegung des Brennstoffs bewirkt und an sämtlichen Stellen des bewegten Brennstoffbettes eine nahezu gleiche Temperatur erzielt.

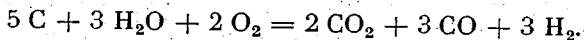
Dieses neue Vergasungsprinzip ist sowohl mit geringsten Schütthöhen von 5 bis 10 cm als auch mit solchen bis zu 4 m und mehr durchführbar. Aus wirtschaftlichen Gründen und, um die aus der Kohle abgespaltenen Kohlenwasserstoffe möglichst völlig zersetzen zu können, wird im praktischen Betrieb eine Schichthöhe von 25 bis 75 cm angewendet. Der Druckabfall ist von dem Schüttgewicht des Brennstoffes abhängig. Er beträgt beispielsweise für mitteldeutsche feinkörnige Braunkohle rund die Hälfte der Höhe der Kohlschicht, ungerechnet den Druckverlust im Rost selbst.

Die Schlackentemperatur des Brennstoffes soll nicht allzu niedrig liegen. Bei der in den Leunawerken zumeist verarbeiteten Geiseltalkohle wird die Temperatur im Brennstoffbett auf 900° gehalten.

Die Vortrocknung der Rohkohle auf einen restlichen Wassergehalt von 6 bis 8% erfolgt nach Zerkleinerung durch Hammermühlen in Dampfrohrentrocknern sowie in großen Feuergastrocknern.

Die in den Leuna-Werken in Betrieb befindlichen Winkler-Gaserzeuger besitzen bei 20 m² Schachtquerschnitt eine stündliche Leistungsfähigkeit von 75000 m³ Synthesegas¹⁾.

Das Fehlen einer größeren wärmeaufnehmenden Brennstoffmenge führt dazu, daß das Reaktionsgas den Gaserzeuger nach H. Bütefisch²⁾ mit Temperaturen von 900 bis 1070° verläßt. Dieser hohe Wärmeinhalt wird zwar zur Dampferzeugung herangezogen, er bedingt jedoch einen hohen Sauerstoffverbrauch. Für die im Winklergenerator stattfindenden Vergasungsvorgänge wurden von dem ebengenannten Verfasser folgende Reaktion angegeben:



Das Reaktionsgas hatte durchschnittlich folgende Zusammensetzung: 22% CO₂, 38% CO und 38% H₂.

Die thermischen Vorgänge sind somit folgende:

3 C + 3 H ₂ O = 3 CO + 3 H ₂ — 3 · 27500	— 82500 kcal
2 C + 2 O ₂ = 2 CO ₂ + 2 · 97800	+ 195600 »
<hr/>	
5 C + 3 H ₂ O + 2 O ₂ = 2 CO ₂ + 3 CO + 3 H ₂	+ 113100 kcal
oder	
C + 0,6 H ₂ O + 0,4 O ₂ = 0,4 CO ₂ + 0,6 CO + 0,6 H ₂	22600 »
<hr/>	
Heizwert des Wassergases	75200 kcal
<hr/>	
	97800 kcal

¹⁾ C. Bosch, Chem. Fabrik 7 (1934), S. 1.

²⁾ Zeitschr. f. Elektrochem. 41 (1935), S. 375.

Es werden also nur 76% des Heizwertes des Kohlenstoffs im Wassergas wiedergefunden. Der Sauerstoffbedarf je m³ Wassergas (CO + H₂) beträgt rd. 0,33 m³.

Zahlentafel 4.

Betriebszahlen über Vergasungsergebnisse im Winkler-Gaserzeuger.

Vergasungsgut:

a) Brennstoffanalysen

Brennstoff	Wassergehalt %	Aschengehalt %	C %	H %	O %	N %	S %	unterer Heizwert kcal/kg
TBK	8,0	12,7	56,3	4,3	15,0	0,7	3,0	5270
BSK	6,0	20,6	66,5	2,5	3,8	0	0,6	5700

b) Siebanalysen (Korngrößen in mm)

Brennstoff	0—0,2 %	0,2—0,5 %	0,5—1,0 %	1,0—2,0 %	2,0—3,0 %	3,0—6,0 %
TBK	20	18	17	16	12	17
BSK	20	16	20	26	8	10

Gasbeschaffenheit:

Brennstoff	Gasart	H ₂ S %	CO ₂ %	CO %	H ₂ %	CH ₄ %	N ₂ %	unterer Heizwert kcal/Nm ³
TBK	Schwachgas	0,8	7,7	22,5	12,6	0,7	55,7	1110
	Mischgas	1,2	15,1	32,9	29,7	1,3	19,8	1940
	Wassergas	1,6	17,5	41,8	37,2	0,9	1,0	2390
BSK	Schwachgas	0,3	4,3	32,7	7,6	0,5	54,6	1240
	Mischgas	0,4	13,0	38,0	26,5	0,6	21,5	1900
	Wassergas	0,5	16,5	42,6	39,0	0,7	0,7	2380

Verbrauchszahlen:

Brennstoff	Gasart	Verbrauch je Nm ³ erzeugtes Gas			
		Brennstoff kg/Nm ³	Luft Nm ³ /Nm ³	Sauerstoff 98proz. Nm ³ /Nm ³	Dampf 1—2 atü kg/Nm ³
TBK	Schwachgas	rd. 0,36	rd. 0,72	—	—
	Mischgas	rd. 0,55	rd. 0,23	rd. 0,17	rd. 0,22
	Wassergas	rd. 0,68	—	rd. 0,27	rd. 0,33
BSK	Schwachgas	rd. 0,31	rd. 0,72	—	—
	Mischgas	rd. 0,47	rd. 0,23	rd. 0,17	rd. 0,24
	Wassergas	rd. 0,56	—	rd. 0,27	rd. 0,36

Für die vielseitigen Möglichkeiten, die sich der Vergasung im Winkler-Gaserzeuger bieten und die eingangs schon erwähnt wurden, sollen als Anhaltspunkt vorstehend einige Betriebszahlen angeführt werden, wie sie bei Vergasung von mitteldeutscher Trockenbraunkohle (= TBK) und Braunkohlenschwelkoks (= BSK) im Dauerbetrieb erhalten wurden.

2. Wälzgasverfahren.

Bei den Wälzgasverfahren wird für den Wasserdampf ein Trägergas angewendet. Dieses muß auf so hohe Temperaturen aufgeheizt werden, daß die erforderliche Reaktionswärme für die Vergasung daraus gedeckt wird. Um zu hohe Überhitzungstemperaturen zu vermeiden, kann zwar die Umlaufmenge des Wälzgasen ziemlich hoch gewählt werden. Dies erfordert jedoch wiederum entsprechend große Bemessungen des Gaserzeugerquerschnittes, da eine Erhöhung der Vergasungsgeschwindigkeit über die durch die Korngröße gegebene erforderliche Reaktionsdauer hinaus nutzlos ist.

Diese Verfahren stellen daher recht erhebliche Anforderungen an die Baustoffe. Eine Verbesserung in dieser Hinsicht wäre zwar durch eine stufenweise Zuführung des Wälzgasen möglich, die den Aufbau und die Bedienung der Anlage jedoch erheblich erschweren würde.

a) Pintsch-Hillebrand-Verfahren.

Das Pintsch-Hillebrand-Verfahren stellt ein Spülgasverfahren zur stetigen Vergasung stückiger nichtbackender Brennstoffe unter gleichzeitiger Schwelteergewinnung dar. Wegen der hohen Vergasungsgeschwindigkeit im Brennstoffbett können nur vergasungsfeste Brennstoffe, insbesondere Braunkohlenbriketts, verwendet werden. Das Wesen des Verfahrens besteht darin, daß dem Wasserdampf Wassergas als Wärmeträger beigemischt, dieses Gemisch in Wärmespeichern auf hohe Temperaturen (1200—1300°) vorgewärmt und im Gaserzeugerschacht dem Brennstoff im Gegenstrom zugeführt wird. Die fühlbare Wärme des Dampf-Gasgemisches für einen Temperaturabfall um 500 bis 600° dient zur Deckung der zur Wassergasbildung erforderlichen Wärme.

Die grundsätzliche Anordnung des Verfahrens zeigt die Abb. 9, wie es erstmalig im Jahre 1929 in den Hamburger Gaswerken, Werk Tiefstack¹⁾, zur Vergasung von Braunkohlenbriketts zur Aufstellung gelangt ist. Die Briketts wandern durch einen Schwelschacht in den eigentlichen Vergasungsschacht mit Aschenausstrag, in dem sie restlos vergast werden. Zur Erwärmung des Dampf-Wassergasgemisches dienen zwei

¹⁾ F. Stief, Gas- und Wasserfach 75 (1932), S. 581; H. Müller, Gas- und Wasserfach 78 (1935), S. 431; H. Gerdas, Braunkohle 34 (1935), S. 193, 216.

Wärmespeicher, die abwechselnd aufgeheizt werden und darauf ihre Wärme an das Gemisch abgeben.

Im einzelnen gelangen die vom Feinkorn abgeseibten Braunkohlenbriketts aus einem Zwischenbunker über eine selbsttätige Waage und eine selbsttätige gasdicht abschließende Beschickungsvorrichtung in den Schachtgaserzeuger (vgl. Abb. 10). Dieser enthält zunächst einen Schwelteil, bestehend aus mehreren oben zusammengeführten schmiedeeisernen Schläuchen oder einem Ring, in dem entgegen der Richtung der Kohle ein Teil des Wassergases hindurchgeführt wird, so daß die Kohle durch Spülgas vollständig abgeschwelt wird und der Schwelkoks mit einer Temperatur von etwa 600° in den eigentlichen Vergasungsschacht nachrutscht. Dieses Gemisch von Teerdämpfen, Schwelgas, Wassergas und Wasserdampf (aus dem Brennstoff und infolge nicht ganz vollständiger Vergasung) verläßt den Gaserzeuger mit einer Temperatur von etwa 100°. Es wird entteert und gelangt zu dem Wälzgasgebläse, um zwecks Zersetzung seines Gehaltes an gas- und dampfförmigen Kohlenwasserstoffen nochmals in den Gaserzeuger eingeleitet zu werden. Der eigentliche Vergasungsschacht ist als ein Ringschacht mit Deckrost ausgebildet. Die so erhaltene Querschnittsform eines verhältnismäßig schmalen Ringes von großem Durchmesser (7300 mm außen) ermöglicht einen entsprechend

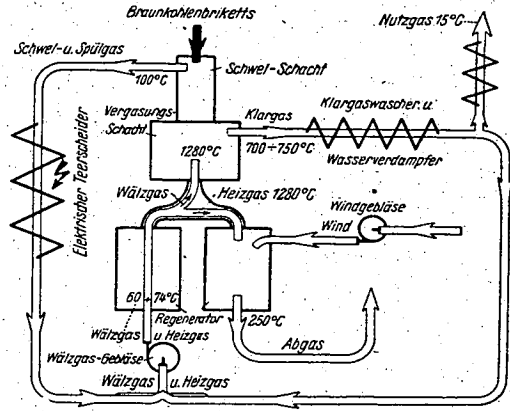


Abb. 9. Grundsätzliche Anordnung des Pintsch-Hillebrand-Synthesegasverfahrens.

ermöglicht einen entsprechend

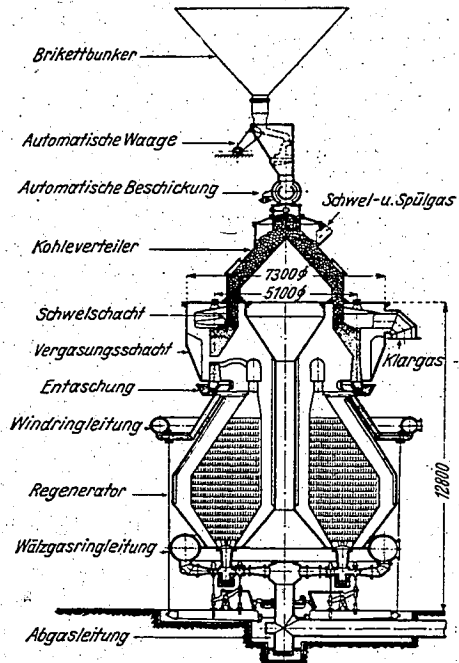


Abb. 10. Schnitt durch den Pintsch-Hillebrand-Gaserzeuger.

großen Durchsatz bei einer sehr gleichmäßigen Beaufschlagung der Vergasungsschicht und mäßigen Wälzgasgeschwindigkeit. Die Wasserdampfumsetzung geschieht nahezu vollständig infolge der hohen Vergasungstemperatur von 1200 bis 1300°.

Unterhalb der Vergasungszone ist ein in mehrere Wärmespeicher unterteilter zylindrischer Erhitzer für das Wälzgas angeordnet. Das Wälzgas, bestehend aus Synthesegas, Schwelgas und Wasserdampf, tritt in die eine Gruppe von Wärmespeichern mit einer Temperatur von ungefähr 60—74° ein und wird in diesen auf 1200—1300° aufgeheizt. Der Gasstrom teilt sich daraufhin, der größere Teil wird in den Vergasungsschacht eingeführt, der geringere tritt von oben in die zweite Gruppe von Wärmespeichern ein und wird mit Luft verbrannt. Das Abgas verläßt diese mit einer Temperatur von ungefähr 250° und geht durch einen Schornstein ins Freie. Nach bestimmten Zeitabständen werden die beiden Wärmespeicher umgeschaltet.

Da das Verbrennungsgas einen sehr hohen Wärmeinhalt besitzt und die Verbrennungstemperatur in dem aufgeheizten Wärmespeicher zu hoch ansteigen würde, gibt man der Frischluft etwas Abgas zu. Das mit Wasserdampf selbsttätig angereicherte Wälzgas, das zur Vergasung dient, gibt seinen Wärmeinhalt an den Braunkohlenschwelkoks ab und vergast diesen, um mit einer Temperatur von etwa 700° entweder in die Schwelzone zu gelangen oder als »Klargas« abgeführt zu werden. Das letztere gelangt in mit Wasser berieselte stehende zylindrische Wascher, in denen es auf 60—70° abgekühlt und bei der gleichen Temperatur erneut mit Wasserdampf gesättigt wird. Daraufhin teilt es sich wieder in zwei Ströme, der Hauptteil wird als fertiges Synthesegas abgeführt, der Rest als Wälzgas zurückgeleitet.

Bemerkenswert ist noch, daß sämtliche Steuerungsvorrichtungen thermisch nur wenig belastet werden. Die Wälzgasschieber sind Temperaturen von 70°, die Abgasschieber solchen von nicht mehr als 250° ausgesetzt.

Die Betriebsüberwachung beschränkt sich, wie dies bei derartigen Großanlagen üblich ist, auf die Beobachtung der Temperaturen, Drücke und Zusammensetzung der einzelnen Gase.

Der Wirkungsgrad der Vergasung, die Durchsatzleistung und die Gaszusammensetzung werden in weitgehendem Maße von dem Sättigungsgrad des Wälzgases, der Wälzgasüberhitzung und schließlich von der Art des Vergasungsgutes bestimmt. Hohe Temperaturen des Wälzgases und niedrige Sättigung des Klargases mit Wasserdampf führen zu Wassergas mit einem Kohlenoxyd-Wasserstoffverhältnis von nahezu 1 : 1, niedrigere Temperaturen und stärkere Aufsättigung des Klargases zu einem solchen von rd. 1 : 2. Schließlich läßt sich durch gleichzeitige Zugabe von Luft zum Wälzgas für die Ammoniaksynthese ein Verhältnis $N_2 : (CO + H_2)$ von 1 : 3 einstellen.

Briketts mit einem höheren Ascheschmelzpunkt lassen eine noch höhere Steigerung der Wälzgaseintrittstemperatur über 1300° zu und ermöglichen dadurch eine weitere geringe Steigerung der Gasausbeute um etwa 5%. Bitumenarme Kohlen lassen eine geringere Teerausbeute erhalten, während die Gasausbeute davon nicht beeinflußt wird. Diese wird vielmehr im wesentlichen vom Kohlenstoffgehalt des Brennstoffs bestimmt.

Die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens wird nicht unerheblich von den Kosten der Wälzgasaufheizung beeinflußt. Im allgemeinen wird man daher für diese kein eigenerzeugtes Wasser- oder Synthesegas, sondern billigere Fremdgase, wie Braunkohlengeneratorgas oder bei Synthesebetrieben Abfallgase verwenden. So dient auf dem Werk Tiefstack zur Unterfeuerung Koksgeneratorgas, dessen Heizwert durch Zusatz von etwas Kohlengas aufgebessert worden ist.

Die durchschnittlichen Ergebnisse eines dreitägigen Abnahmeversuchs des Pintsch-Hillebrand-Gaserzeugers unter Verwendung von Braunkohlenbriketts auf dem Gaswerk Hamburg-Tiefstack sind nachstehend zusammengestellt:

Zusammensetzung der Ilse-Briketts:

Wasser	14,5%
Asche	6,3%
Kohlenstoff	54,5%
Wasserstoff	3,6%
Schwefel	1,0%
Stickstoff + Sauerstoff	20,1%

Schwelanalyse in der Al-Retorte (bis 540°):

Schwelteer	7,2%
Schwelkoks	51,4%
oberer Heizwert	5053 kcal/kg
unterer Heizwert	4771 kcal/kg

Schmelztemperatur der Asche:

in oxydierender Atmosphäre	1300—1320° C
in reduzierender Atmosphäre	1300—1320° C

Mengen, Ausbeuten und Wirkungsgrade:

Durchgesetzte Brikettmenge	57,66 t/24 h
Erzeugte Nutzgasmenge (15° C, 760 Torr)	58750 m ³ /24 h
Nutzgasausbeute (15° C, 760 Torr)	1,02 m ³ /kg Br.
Schwelteerausbeute	0,048 kg/kg Br.
Vergasungswirkungsgrad	49,5%
Thermischer Wirkungsgrad	59,2%
Wasserverbrauch	11,3 l/m ³ Wg.
Stromverbrauch	0,027 kWh/m ³ Wg.
Fremddampfverbrauch	0,25 kg/m ³ Wg.

Nutzgaszusammensetzung, Nutzgasheizwert.

10,1% CO₂

33,6% CO

54,2% H₂

0,4% CH₄

1,7% N₂

H_o = 2743 kcal/m³

H_u = 2480 kcal/m³

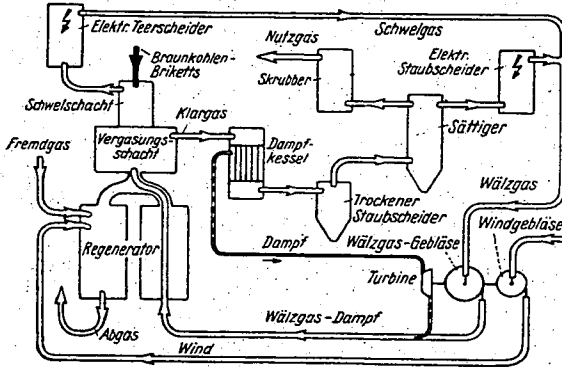


Abb. 11. Synthesegaserzeugung nach Pintsch-Hillebrand mit Fremdgasbeheizung und Turbinenantrieb.

Die grundsätzliche Anordnung einer Anlage zur Synthesegaserzeugung mit Fremdgasbeheizung und Turbinenantrieb neuester Bauart zeigt die Abb. 11, die keiner weiteren Besprechung bedarf. In noch stärkerem Maße als bei der Gasausbeute wirkt sich die Fremdgasbeheizung in den Anlagekosten aus. Die Leistung des Pintsch-Hillebrand-Gaserzeugers steigt auf das Doppelte an, da das bisherige Unterfeuerungs-

gas als Nutzgas zur Verfügung steht. Gleichzeitig verringert sich die Größe der Wärmespeicher und sonstiger Zusatzeinrichtungen um zwei Drittel der bisherigen. Die Gesteungskosten einer solchen Anlage

in Abhängigkeit von dem Brikettpreis zeigt die Abb. 12. Vor allem der letztere und der Erlös für den Teer sind bestimmend für die Betriebskosten. Diese könnten daher noch erheblich bei Verwendung von Rohkoks gesenkt werden. Die Verwendung von Knorpelkohle, die nach ihrer Abschwelung genügend standfest bleibt, dürfte keine nennenswerten Schwierigkeiten erfahren. Grudekoks oder mulmige Rohbraunkohle können dagegen nach diesem Verfahren nicht verarbeitet werden.

Versuche¹⁾ unter Verwendung von Steinkohle (Nußkohle der Zeche

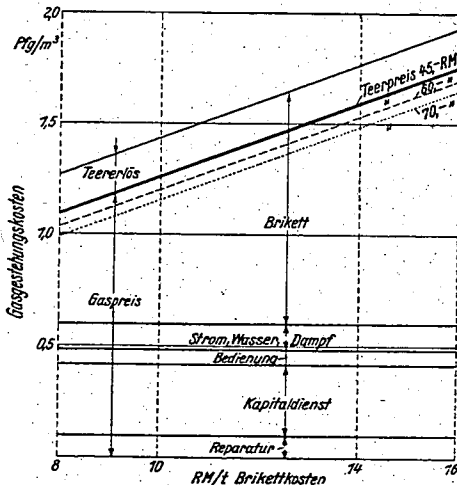


Abb. 12. Gasegestehungskosten einer Pintsch-Hillebrand-Anlage neuester Bauart.

¹⁾ F. Stief, Gas- und Wasserfach 83 (1940), S. 1.

Ludwigsglück, O.-S.) ergaben erwartungsgemäß, daß es entsprechend der geringeren Reaktionsfähigkeit des Steinkohlenschwelkokses nicht gelingen würde, den Brennstoff wie bei Braunkohle oder Torf restlos zu vergasen. So lag bereits die Gasaustrittstemperatur aus dem Gaserzeuger mit 830° um etwa 130° höher als bei Braunkohle. Der Rückstand in der Ascheschüssel war nicht vollständig aufgebraucht, er enthielt vielmehr noch 73,3% brennbare Stoffe (aschefreien Schwelkoks). Die Gasausbeute betrug rd. 1950 Nm³/t Steinkohle (mit 93,6% Reinkohlegehalt); das Steinkohlensynthesegas hatte folgende durchschnittliche Zusammensetzung: CO₂ 12,6%, O₂ 0,2%, CO 26,0%, H₂ 57,8%, CH₄ 1,0%, N₂ 2,4%, H_o 2650 kcal/Nm³, H_u 2360 kcal/Nm³.

Nach diesem Verfahren wurden mit Torf als Vergasungsgut ebenfalls Betriebsversuche auf dem Gaswerk Hamburg-Tiefstack durchgeführt¹⁾. Bei der Wahl der für die Vergasung von Torf zur Synthesegasherstellung in Betracht kommenden Verfahren müssen die mit Sauerstoffvergasung zunächst in Wegfall kommen. Der Sauerstoffgehalt von Torf mit 30—45% (bezogen auf asche- und wasserfreien Brennstoff) führt als solcher bereits zu einem hohen Kohlendioxydgehalt, so daß er anderenfalls in zu starkem Maße ansteigen würde. Hinzu kommt, daß Torf mit einem Gestehtungspreis von RM. 6,— bis RM. 8,— in feldtrockenem Zustand bzw. von RM. 8,50 bis RM. 11,— für die Trockensubstanz je Tonne verhältnismäßig teuer ist, so daß es wünschenswert erscheint, den Torf möglichst vollständig zur Wassergasbildung heranzuziehen. Dafür sprechen ferner die Eigenschaften des Torfes. Er bildet einen hochreaktionsfähigen Entgasungsrückstand mit dem sehr geringen Aschegehalt von nur 1 bis 2,5% und ermöglicht eine sehr weitgehende Vergasung, ehe die Anreicherung der Asche Vergasungsschwierigkeiten herbeiführt.

Der zur Vergasung verwendete Torf war normaler Sodentorf der Vene-moor G. m. b. H., Edewechterdamm i. Oldenburg. Die Torfsoden wurden vor Zugabe in die Beschickungsvorrichtungen in einem Brecher gebrochen, um Schwierigkeiten in den Zuführungen und im Schacht auszuschließen.

Zur Durchführung gelangten zwei Großversuche mit mäßiger und höherer Wälzgastemperatur (1200° bzw. 1300°). Der Torf wies im Zustand der Verwendung folgende durchschnittliche Zusammensetzung auf:

	Versuch I		Versuch II	
	Wälzgastemperaturen			
	1200°		1300°	
Asche	%	0,79	0,97	
Wasser	%	27,86	30,27	
Brennbare Substanz	%	71,35	68,76	
Flücht. Schwefel	%	0,086	0,083	
oberer Heizwert	kcal/kg	3900	3770	
unterer Heizwert	kcal/kg	3520	3385	

¹⁾ G. Keppeler, Chem. Fabrik 12 (1939), S. 457.

Der Torf als Vergasungsgut verhielt sich ausgezeichnet. Er zeigte eine recht gute Standfestigkeit. Infolge des sehr geringen Aschegehaltes konnte kein Unverbranntes im Vergasungsrückstand beobachtet werden. Die Ausbeute an Teer wurde zu rd. 3,0—3,2% bestimmt, bei einer Einstellung der Anlage auf die Besonderheiten des Torfbetriebes dürfte sie jedoch auf 5% ansteigen. Die weiteren Versuchsergebnisse zeigt die nachstehende Zahlentafel:

Zahlentafel 5. Ergebnisse der Torfvergasung im Pintsch-Hillebrand-Synthesegaserzeuger.

	Wälzgastemperatur °C	Versuch I	Versuch II
		1200	1300
Torfdurchsatz	1/24 h	32,4	37,73
Gasausbeute	Nm ³ /24 h	35 800	48 445
Gaszusammensetzung:	Nm ³ /kg Torf	1,104	1,284
CO ₂	%	15,4	15,2
sKW	%	0,0	0,3
O ₂	%	0,1	0,2
CO	%	27,5	26,7
H ₂	%	51,9	53,4
CH ₄	%	2,6	2,5
N ₂	%	2,4	1,8
Schwefelgehalt des Gases	g/100 m ³	—	9,78

Der festgestellte Durchsatz für die Größe der Anlage ist nicht als allgemeingültig anzusprechen. Zunächst wurde absichtlich jede Überlastung vermieden, ferner war der Schwelschacht für wasserarme Braunkohlenbriketts gebaut und demgemäß für die Trocknung und Verschwehlung des Torfes mit 30% Wassergehalt zu klein, um den Vergasungsschacht voll auszunutzen. In der Gaszusammensetzung gelang es ohne Schwierigkeit, das angestrebte Verhältnis von CO : H₂ = 1 : 2 einzustellen. Beachtenswert ist ferner der außerordentlich niedrige Gesamtschwefelgehalt des Rohgases von nur 9,78 g/100 m³, der sich hinter der Trockenreinigung noch auf 2,66 g/100 m³ ermäßigte.

Die Werte für die Wärmebilanz zeigt die nachstehende Zusammenstellung:

Zahlentafel 6. Wärmebilanz bei der Torfvergasung im Pintsch-Hillebrand-Synthesegaserzeuger.
Versuchsabschnitt I

Eingebracht	kcal	Erhalten	kcal	%
16,2 t Torf mit 3520 kcal/kg	57 024 000	17 900 Nm ³ Nutzgas mit 2430 kcal/Nm ³	43 497 000	57,6
Unterfeuerung: 11 910 Nm ³ Mischgas mit 1555 kcal/Nm ³	18 520 000	486 kg Teer mit 8860 kcal/kg	4 290 000	5,7
Summe:	75 544 000	Verlust	27 757 000	36,7
		Summe:	75 544 000	100,0

Versuchsabschnitt II

Eingebracht	kcal	Erhalten	kcal	%
102,2 t Torf mit 3385 kcal/kg	345 947 000	131 200 Nm ³ Nutzgas mit 2423 kcal/Nm ³	317 900 000	69,2
Unterfeuerung: 65 700 Nm ³ Mischgas mit 1718 kcal/kg	112 873 000	3185 kg Teer mit 8810 kcal/kg	28 060 000	6,1
		Verlust	112 860 000	24,7
Summe:	458 820 000	Summe:	458 820 000	100,0

Bei dem ersten Versuch mit der niedrigen Wälzgastemperatur von nur 1200° ist der thermische Wirkungsgrad von 57,6%, bezogen auf die Nutzgasausbeute, und von 63,3% unter Einschluß des Teers befriedigend. Im zweiten Versuch wurde der thermische Wirkungsgrad zu 69,2% bzw. zu 75,3% ermittelt. Unter Berücksichtigung dessen, daß es sich um Großversuche mit einem Gaserzeuger für Betrieb mit Braunkohlenbriketts handelt, ist der Wirkungsgrad als sehr gut zu bezeichnen.

Für die Planung einer derartigen Anlage mit Torfvergasung kommt auf Grund der obigen Ergebnisse G. Keppeler (s. o.) zu folgenden Schlüssen. Bei der Bestimmung der Größenverhältnisse stehen die Produktionsverhältnisse der Torfindustrie und der Synthesegasherstellung in einem gewissen Gegensatz. Entsprechend der geringen Mächtigkeit der Moore sind die Torfbetriebe auch bei mäßiger Produktion in der Fläche stark ausgedehnt. Deshalb sind die Erzeugungsgrößen beschränkt.

Die größte Gewinnung eines Torfbetriebes dürfte jetzt etwa 120000 t im Jahre betragen. Die Anlagen für die Treibstoffsynthese nach Fischer-Tropsch sind aus Gründen größerer Wirtschaftlichkeit und im Hinblick auf die günstigere Verarbeitung der verschiedenen Erzeugnisse (Gasol, Benzin, höher siedende Öle und Paraffin) recht groß angelegt. Die Produktion umfaßt im allgemeinen 50000 t im Jahre. Eine derartige Anlage hätte aber einen Torfverbrauch, der fast der gesamten heutigen Torfgewinnung Nordwestdeutschlands entspricht. Eine auf Torfverbrauch gestützte Benzinanlage müßte sich also mit einer kleineren Erzeugung begnügen. Beide Rücksichten, auf Wirtschaftlichkeit der Benzinanlage und Leistungsfähigkeit des Torfbetriebes, führen zu einer Produktionsgröße von 10000 bis 12000 t Benzin, wobei die Rohprodukte an ein größeres Werk zur Aufarbeitung abgegeben werden müßten.

Hinzu kommt, daß der Unterfeuerungsaufwand für die Torfvergasung weitere Brennstoffmengen (850 kcal/Nm³ Synthesegas) erfordert, die mit dem Restgas der Benzinsynthese nur knapp zur Hälfte gedeckt werden könnten.

Die stetige Torfvergasung dürfte eher in Einzelfällen für die Erzeugung von Synthesegas als Zusatzgas zu Steinkohlengas in der Stadt-

gasindustrie Bedeutung erlangen. Nach den Angaben der Firma Pintsch ergeben sich für eine derartige Anlage die folgenden Anlagekosten:

Anlagekosten

für eine Anlage mit 150000 t Torfverbrauch im Jahre:

Vergasungsanlage für 120000 t Jahresverbrauch mit 4 Vergasungseinheiten	RM. 4300000
Dazu Generatorgasanlage für Unterfeuerung mit 4 Gene- ratoren	» 700000
	<hr/> RM. 5000000

Für den Kapitaldienst sollen 8% Abschreibung und 5% Verzinsung angenommen werden. Dann ergibt sich je Betriebsstunde ein Kapitaldienst von

$$\frac{5000000 \cdot 0,13}{8000} = 81,25 \text{ RM.}$$

Für Erneuerungen usw. sollen 4% eingesetzt werden. Im übrigen werden der Berechnung des Gestehtungspreises folgende Zahlen zu-gelegt:

Preise und Verbrauchszahlen je Betriebsstunde.

	Preis in RM.	Synthesegas	Generator	Zusammen
Torf	7—10/t	15	3,75	18,75 t
Strom	0,03/kWh	480	56	536 kWh
Speisewasser 0,30/m ³		5,55	0,23	5,78 m ³
Frischwasser 0,05/m ³		28,5	5,86	34,36 m ³
Bedienung . 1,—/Lohnstunde		8,33	3,—	11,33 Lohnstunden
Teer	5,—/100 kg	750	190	940 kg

Der Teeranfall ist mit 5% des verbrauchten Torfes sowohl für die Synthesegasabgabe als auch die Unterfeuerungsgeneratoren eingesetzt. Der Teer wird mit RM. 5,— je 100 kg bewertet.

Auf diese Weise ergaben sich die wie folgt aufgestellten Gestehtungskosten:

	Gestehtungskosten je Betriebsstunde	RM.
Kapitaldienst		81,25
Erneuerungen		25,00
Bedienung 11,33 Lohnstunden		11,33
Strom 536 × 0,03		16,08
Speisewasser 5,78 × 0,3		1,73
Frischwasser 34,36 × 0,05		1,72
Für 18600 Nm ³ Synthesegas		137,11
Für 1 Nm ³		0,74 Pf.

$$\text{Dazu } \frac{18750}{18600} = 1 \text{ kg Torf je Nm}^3.$$

Bei einem Torfpreis für 1 t . . .	7,—	8,—	9,— RM.
Torfkosten je Nm ³	0,70	0,80	0,90 Pf.
Zusammen	1,44	1,54	1,64 Pf./Nm ³ .
Ab für Teer 50 × 0,005	0,25	0,25	0,25
Gestehungspreis	1,19	1,29	1,39 Pf./Nm ³

Es ergibt sich also, daß bei einem Preis von RM. 7,— je t Torf der Nm³ Synthesegas für 1,19 Pf. zur Verfügung steht, also für einen Preis, wie er ungefähr für andere Brennstoffe heute auch gültig ist. Natürlich ist der Gestehungspreis stark vom Torfpreis abhängig und steigt auf 1,39 Pf., wenn der Torf, wie er heute im Torfgebiet abgesetzt werden kann, RM. 9,— je t kostet. Eine gewisse Verbilligung der Gestehungskosten ist wohl noch durch eine Steigerung der Teerausbeute und eine bessere Bewertung des Teers zu erreichen. Um diese Frage zu beurteilen, liegen aber nicht genügend Erfahrungen vor.

Eine nach dem Pintsch-Hillebrand-Verfahren arbeitende Großanlage für die Vergasung von Braunkohlenbriketts ist zur Zeit in Westdeutschland im Bau¹⁾ und dürfte 1940 in Betrieb genommen werden.

b) Schmalfeldt-Wintershall-Verfahren²⁾.

Zu der Gruppe der Spülgasverfahren für nichtbackende Kohlen gehört das Verfahren Schmalfeldt-Wintershall, bei dem jedoch für die Vergasung ein neuartiger Weg eingeschlagen worden ist. An Stelle grobstückiger Brennstoffe gelangt feuchter Braunkohlenstaub mit überhitztem Wasserdampf zur Vergasung.

Der grundsätzliche Aufbau des Verfahrens ist in Abb. 13 dargestellt. Die feinkörnige mulmige Rohkohle wird in einem Trockenkanal dem aus dem Gaserzeuger austretenden heißen Wälzgasstrom entgegengeführt und in der Schwebe getrocknet. Diese vorgetrocknete Kohle gelangt zunächst in einen Schwerkraftabscheider, wird in diesem von feinkörnigen Mineralbestandteilen abgetrennt und daraufhin in den Gaserzeuger. In diesem wird die Kohle durch überhitztes Wälzgas vergast, das zuvor in einem der beiden wechselweise aufgeheizten Wärmespeicher überhitzt worden ist. Die Asche- und gegebenenfalls nicht vergaste Köhleteilchen werden mit dem Gas herausgetragen, die letzteren in dem Schwerkraftabscheider, die feineren Ascheteilchen zum größten Teil in einem nachgeschalteten Vorwäscher abgeschieden. Ein Teil des Gases wird in einem der Wärmespeicher überhitzt, der kleinere

¹⁾ H. Müller, Gas- und Wasserfach **51** (1938), S. 590.

²⁾ F. Martin, Öl & Kohle **13** (1937), S. 692; Chem. Fabrik **12** (1939), S. 233; Wintershall A.-G., DRP. 685921, Ital. PP. 351291, 351674; F. PP. 797431, 800330.

Anteil dient zum Aufheizen des zweiten. Der andere Teil des Gases wird dem Endwäscher zugeführt, in diesem einer Staubreinigung unterworfen und schließlich der weiteren Gasaufbereitung zugeführt. Dieses

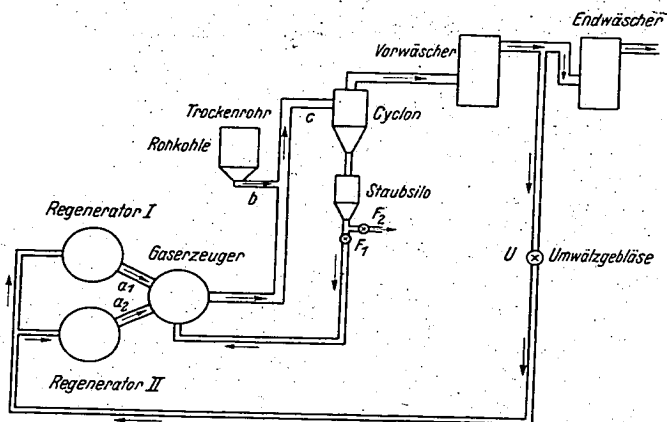


Abb. 13. Synthesegaserzeugung nach Schmalfeldt-Wintershall.

neue Verfahren befindet sich in der großtechnischen Erprobung, so daß über Einzelergebnisse noch keine Mitteilungen gemacht werden können.

c) Koppers-Verfahren¹⁾.

Die grundsätzliche Anordnung der Synthesegaserzeugung aus Braunkohlenbriketts nach dem Koppers-Verfahren zeigt die Abb. 14. Die Vergasung erfolgt mit überhitztem Kreislaufgas und Wasserdampf,

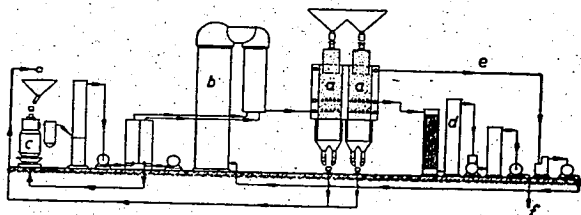


Abb. 14. Synthesegaserzeugung aus Braunkohlenbriketts nach Koppers.

die in einem der wechselweise aufgeheizten Wärmespeicher auf die erforderliche Temperatur gebracht werden. Die Gaserzeuger *a* enthalten im oberen Teil den Schwelschacht, während im Unterteil der Braun-

¹⁾ F. Martin, *Öl & Kohle* **13** (1937), S. 692, *Chem. Fabrik* **12** (1939), S. 233; G. Wilke, *Chem. Fabrik* **11** (1938), S. 563; H. Koppers G. m. b. H., *Ital. P.* 346263, *E. PP.* 466737, 476879, *F. P.* 810012.

kohlenkoks stetig mittels des überhitzten Gemisches von Wasserdampf und Trägergas zum größten Teil vergast wird. Aus dem durch die Leitung *e* abgezogenen Spülgas wird der Teer heiß auf elektrischem Wege ausgeschieden und dieses kohlenwasserstoffhaltige Spülgas wieder in den Regenerator zurückgeführt, in dem zunächst die aus dem Schwelgasanteil stammenden Kohlenwasserstoffe zu Kohlenoxyd und Wasserstoff umgesetzt werden. Das Synthesegas, das den Gaserzeuger durch den unteren Abgang verläßt, wird nach Durchleiten durch Wärmeaustauscher zwecks Dampferzeugung und Kühler *d* abgeleitet und der Feinreinigungsanlage zugeführt. Zur Beheizung der Wärmespeicher kann entweder im Eigenbetrieb erzeugtes Synthesegas oder Generatorgas dienen. Das letztere wird aus dem verbleibenden Restkoks in üblichen Drehrostgeneratoren *c* erzeugt und in den regenerativ arbeitenden Wärmespeichern zur Beheizung verwendet.

Es gelingt auf diesem Wege, den Teergehalt der Braunkohle praktisch vollständig zu gewinnen. Die Ausbeute an Synthesegas wird von der Firma H. Koppers G. m. b. H. je t Braunkohlenbriketts mit 15% Wassergehalt zu 1250 m³ angegeben. Die Erzeugung der Einheiten beträgt jeweils rd. 30000 m³/h, die gesamte Leistung der bisher errichteten Anlagen jährlich rd. 1300 Mio m³.

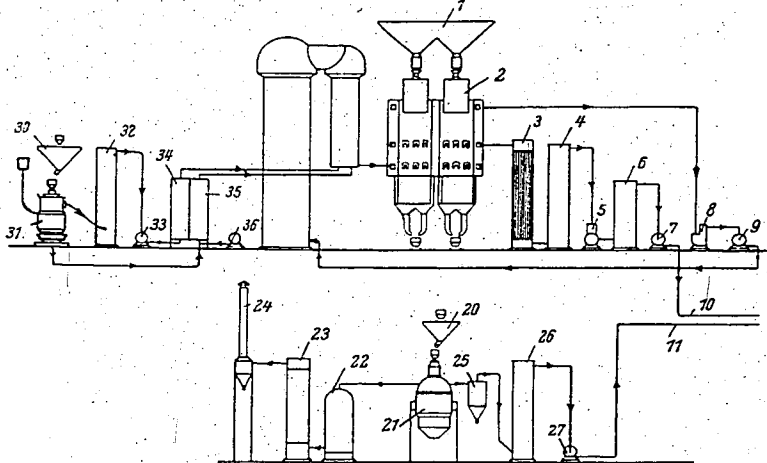


Abb. 15. Kombinationsverfahren nach Koppers für nichtbackende stückige Steinkohle.

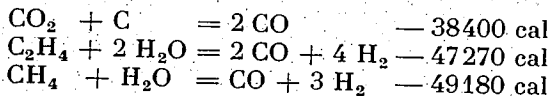
Für nichtbackende stückige Steinkohlen genügender Vergasungsfestigkeit wird das Koppers-Verfahren (vgl. Abb. 15) so durchgeführt, daß in der Spülgaskammer die Kohle nur entgast wird, während der gebildete Schwelkoks in normalen Wassergaserzeugern vollständig vergast wird.

D. Umwandlung von Kokereigas in Synthesegas.

1. Verbindung von Kokerei und Synthesegaserzeugung.

Im Kokereibetrieb können die überschüssigen Koksofengasmengen ebenfalls zur Erzeugung von Synthesegas herangezogen werden. Reines Kokereigas eignet sich für Synthesezwecke noch nicht, weil das Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnis von 1 : 6 bis 1 : 8 für Kohlenwasserstoffsynthesen zu ungünstig ist und der hohe Anteil an sonstigen Begleitgasen, insbesondere an Methan, stört.

Durch katalytische Spaltung mit Wasserdampf oder Kohlendioxyd läßt sich Kokereigas bereits zu einem Synthesegas umformen, ebenso durch Teilverbrennung mit Sauerstoff (vgl. S. 45)¹⁾. Eine rein thermische Zersetzung der Kohlenwasserstoffe des Kokereigases wird man kaum als getrennten Vorgang zur Gewinnung von zusätzlichem Wasserstoff durchführen. Es würden zu große Schwierigkeiten durch die Rußbildung und die Vorrichtungen zu seiner Niederschlagung entstehen und daneben könnten umfangreiche Anlagen zur Gewinnung von Wassergas als Kohlenoxydquelle doch nicht umgangen werden. Es erschien daher aussichtsreich, die Wasserdampfspaltung des Kokereigases mit der der Wasserdampfeinwirkung auf Koks zusammen im Wassergaserzeuger durchzuführen. Eingehende Untersuchungen hierüber wurden im Kaiser-Wilhelm-Institut für Kohlenforschung²⁾ an einem Versuchsgaserzeuger mit einer stündlichen Erzeugung von 100 m³ Wassergas durchgeführt. Zur Vergasung gelangte normaler Hüttenkoks. Das zur Verfügung stehende Kokereigas hatte folgende Zusammensetzung: 3,3% CO₂, 2,1% skW, 0,6% O₂, 5,7% CO, 51,9% H₂, 24,4% CH₄, 12,0% N₂. Es wurde gleichzeitig mit dem Wasserdampf in den Gaserzeuger während des Gaseabschnittes eingeleitet. Gemäß den dabei stattfindenden Umsetzungen von Kohlendioxyd, schweren Kohlenwasserstoffen und Methan nach den Reaktionsgleichungen



entstehen aus 100 Teilen Kokereigas 186,4 Teile Spaltgas (40,9 Teile CO, 133,5 Teile H₂ und 12 Teile N₂). Wenn man diesem Spaltgas ein Wassergas mit je 45% Kohlenoxyd- und Wasserstoffgehalt zumischt, dann ergibt sich zur Erfüllung des richtigen Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnisses nach

$$(40,9 + x) : (133,5 + x) = 1 : 2$$

¹⁾ Vgl. ferner Band VI, 2. Teil, S. 84 ff.

²⁾ F. Fischer, H. Pichler und H. Kölbel, Brennstoffchem. 16 (1935), S. 331, 401; Studien- und Verwertungsgesellschaft m. b. H., E. P. 458029

ein Wassergasverbrauch von 115 Teilen je 100 Teile Kokereigas. Es entstehen 301,4 Teile Mischgas mit 92,6 Teilen CO und 185,2 Teilen H_2 (30,7% CO und 61,4% H_2). Das Kokereigas wird in dem erforderlichen Verhältnis dem Wasserdampf bereits vor Eintritt in den Gaserzeuger zugemischt. Ferner ist es erforderlich, während des Blaseabschnittes die Reaktionstemperatur gegenüber der zur Erzeugung von Blauwassergas auf etwa $1100\text{--}1200^\circ$ zu erhöhen. Eine zusätzliche Kohlenoxydkonvertierung oder Kohlensäureauswaschung ist nicht erforderlich. Das Mischgas hatte im Durchschnitt folgende Zusammensetzung: 0,6—0,9% CO_2 , 30,3 bis 30,8% CO , 60,0—60,8% H_2 , 0,4—1,0% CH_4 , 7,3—7,9% N_2 .

Im folgenden¹⁾ werden drei Beispiele angeführt, die auf eine Kupplung von Kokerei und Synthesegaserzeugung abgestellt sind, jedoch mit abweichender Ausnutzung der anfallenden Kokereierzeugnisse. In jedem Fall wird von 1 t Fettfeinkohle ausgegangen mit einer Ausbeute an Nebenerzeugnissen von 4,5% Teer und Benzol, die bei der weiteren Verarbeitung ausscheiden. Als Haupterzeugnisse sind zugrunde gelegt 730 kg Trockenkoks und 280 Nm^3 Gas mit einem Heizwert von 5000 kcal/Nm^3 (bei gleichzeitig niedrigem Stickstoffgehalt).

In der Abb. 16 wird bei einer Starkgasbeheizung der Öfen für die Kupplung zwischen Kokerei und Synthesegaserzeugung nur der Koksanfall zugrunde gelegt, während das Gas anderen Zwecken, z. B. der Ferngasversorgung, zugeführt wird. Aus den anfallenden 730 kg Koks

¹⁾ K. Baum, Berichtheft 74. VDI-Hauptvers. Berlin 1936, S. 59.

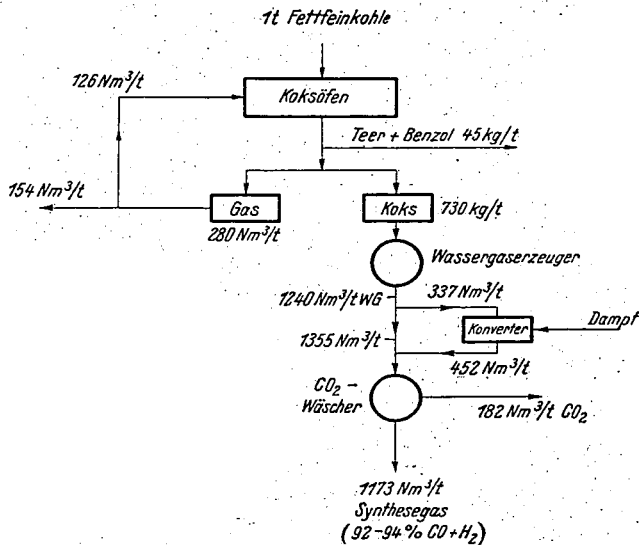


Abb. 16. Erzeugung von Synthesegas aus dem Koksanfall einer Kokerei.

werden im Gaserzeuger zunächst 1240 Nm^3 Wassergas hergestellt. Um Kohlenoxyd und Wasserstoff in das Verhältnis $1 : 2$ zu bringen, müssen 337 Nm^3 dieses Gases abgezweigt und durch eine Konvertierungsanlage geleitet werden, wobei 452 Nm^3 Kohlendioxyd-Wasserstoff-Gemisch gebildet werden. Die gesamte Rohgasausbeute beträgt somit $1355 \text{ Nm}^3/\text{t}$ Trockenkoks. Nach Auswaschung von 182 Nm^3 Kohlendioxyd verbleiben noch 1173 Nm^3 Synthesegas mit $92\text{--}94\%$ Kohlenoxyd-Wasserstoffgehalt.

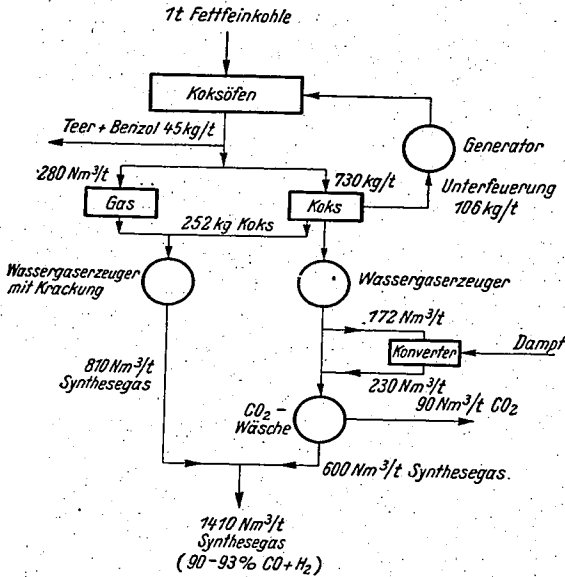


Abb. 17. Erzeugung von Synthesegas auf einer Kokerei aus Steinkohlengas und Überschußkoks.

wasserstoffe durch einen Wassergaserzeuger geleitet, in dem 252 kg Koks vergast werden, so daß hierbei 810 Nm^3 fertiges Synthesegas entstehen. Die Aufarbeitung der restlichen 372 kg Koks erfolgt in der gleichen Weise wie in der vorhergehenden Abb. 16, so daß insgesamt je t Kohle 1410 Nm^3 Synthesegas gebildet werden.

In der Abb. 18 wird schließlich bei Schwachgasbeheizung der Öfen der restlose Verbrauch von Steinkohlengas und Koks unter Hinzunahme der gleichen Menge fremden Kokereigas zugrunde gelegt. Die nach Abzug der Unterfeuerung verbleibenden 624 kg Koks werden unter gleichzeitigem Durchleiten von 560 m^3 Gas zu 1850 Nm^3 Synthesegas ($0,9 \text{ Nm}^3$ Steinkohlengas je kg vergasten Koks) umgewandelt, deren Gehalt an Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemisch infolge des höheren Stickstoffgehaltes des Kokereigas jedoch nur $84\text{--}90\%$ beträgt.

Eine zweite Verbindungsmöglichkeit zeigt die Abb. 17, bei der die Beheizung der Öfen mit Schwachgas erfolgt und der gesamte Anfall an Steinkohlengas und an restlichem Koks zur Synthesegaserzeugung dient, so daß der Kokereibetrieb gewissermaßen nur eine Vorstufe zur weiteren Gasveredlung darstellt. Die Beheizung mit Generatorgas ist günstiger als die mit Starkgas, um den hohen Wasserstoffgehalt des letzteren weitgehend nutzbar machen zu können. Von den anfallenden 730 kg Koks werden 106 kg zur Heizgaserzeugung für die Öfen abgezweigt. Die gesamten 280 Nm^3 Kokereigas werden zur Zersetzung der Kohlen-

Diese gemeinsame Auswertung der Kokereierzeugnisse Koks und Gas zu Synthesegas bedeutet einen wesentlichen Umweg gegenüber der direkten Vergasung von Steinkohle. Für diese ist bei den meisten Verfahren bisher jedoch die Verwendung nichtbackender Kohlen Vor-

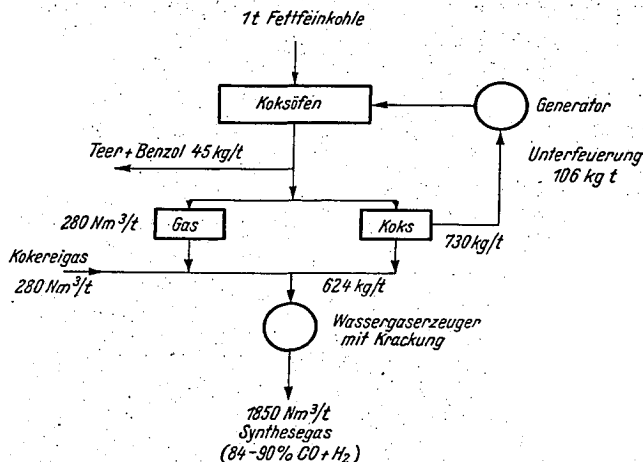
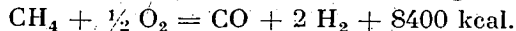


Abb. 18. Erzeugung von Synthesegas auf einer Kokerie aus Steinkohlengas und Koks.

aussetzung, so daß die oben aufgezeigten Möglichkeiten für Einzelfälle ebenfalls Beachtung verdienen.

2. Synthesegaserzeugung durch Teilverbrennung von Methan nach dem Verfahren von Linde-Karwat¹⁾.

Neben der Umsetzung des Methangehaltes von Steinkohlengas zu Kohlenoxyd und Wasserstoff²⁾ besteht auch die Möglichkeit einer Teilverbrennung mit Sauerstoff gemäß der Reaktionsgleichung:



Für diese Umsetzung hat E. Karwat bei der Gesellschaft Linde ein Verfahren angegeben und zur Betriebsreife entwickelt. Bei diesem wird das Methan des Steinkohlengases in einem Zweischachtofen mit Sauerstoff über glühendem Koks verbrannt. Die Teilverbrennung des Methans geht mit genügender Geschwindigkeit nur bei hohen Temperaturen vor sich und liefert, wie der obigen Reaktionsgleichung zu entnehmen ist, nur wenig Wärme. Man muß deshalb für einen guten Wärmeaustausch zwischen dem methanhaltigen Gas und den Erzeugnissen

¹⁾ DRP. angem., Belg. PP. 415446, 426651; Can. P. 376996; E. PP. 458557, 493259; F. P. 806685, Zus. P. 49225; Jap. P. 126507; Ital. P. 359285; Ung. PP. 117289, 120715; USA. P. 2170265.

²⁾ Vgl. Handbuch der Gasindustrie Band VI, 2. Teil, S. 84 ff.

seiner Teilverbrennung Sorge tragen. Bei dem Verfahren Linde-Karwat erfolgt der Wärmeaustausch in Wärmespeichern. Als solche werden die beiden mit Koks gefüllten Schächte des Zweischachtofens benutzt. Den Aufbau des Zweischachtofens zeigt die grundsätzliche Abb. 19.

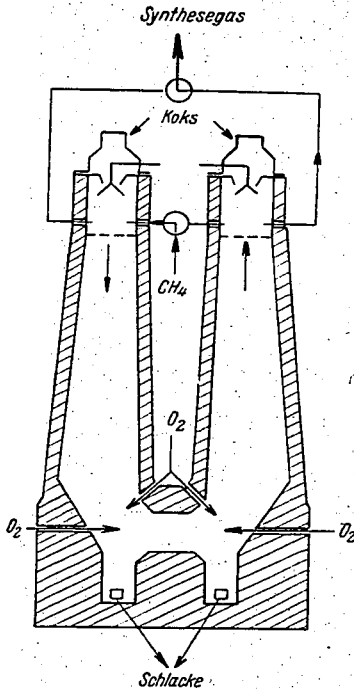


Abb. 19. Umwandlung von Steinkohlengas in Synthesegas nach dem Karwat-Linde-Verfahren.

Sauerstoff-Gemisch steht im Verhältnis 1 : 2. Es ist daher, wenn ein Synthesegas für die Benzinsynthese hergestellt werden soll, eine weitere Kohlenoxydanreicherung erforderlich. Diese wird auf einfachem Wege durch eine zusätzliche Vergasung geringer Mengen Koks im Reaktionsraum erzielt, so daß im Gesamtgas das gewünschte Verhältnis $\text{CO} : \text{H}_2 = 1 : 2$ sich einstellt. Dadurch wird gleichzeitig erreicht, daß sich die Koksfüllung der beiden Wärmespeicher ständig langsam erneuert und die Strahlungsverluste des Ofens gedeckt werden. Die Koksasche wird als flüssige saure Schlacke zeitweise abgestochen. Um deren Schmelzung zu begünstigen, werden zum Koks basische Zuschläge wie z. B. Martinschlacke gegeben. Das Spaltgas muß nach dem Verlassen des Ofens nach bekannten Verfahren entstaubt werden, da ein Teil

Das umzuwandelnde methanhaltige Gas wird abwechselnd einem der beiden Schächte des Ofens von oben zugeführt, wärmt sich im Niedergehen an der zuvor heißgeblasenen Koksschicht an und wird in der Hochtemperaturzone mit dort eingeblasenem Sauerstoff zu Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemisch umgesetzt. Dieses verläßt aufwärts strömend den anderen Schacht und wärmt dabei dessen Koksfüllung an. In regelmäßigen Zeitabständen wird der Gasstrom umgekehrt. In der Hochtemperaturzone wird die Temperatur auf etwa 1300° gehalten, so daß einerseits der Methanzerfall am glühenden Koks mit genügender Geschwindigkeit vor sich geht, andererseits Wasserdampf oder Kohlendioxyd, die evtl. als Zwischenprodukte der Reaktion entstanden sind, ausreichend schnell und vollständig in Wasserstoff und Kohlenoxyd übergeführt werden.

Der Grad der Methanspaltung ist von der Temperatur abhängig. Bei der oben genannten Temperatur von 1300° liegt er etwa bei 95%.

Das ursprüngliche Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnis beträgt im Steinkohlengas etwa 1 : 6 bis 1 : 8, und nur das durch die Methanspaltung gebildete Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemisch steht im Verhältnis 1 : 2.

der Koksasche in der Reaktionszone verdampft und sich mit abgeriebenem Koksstaub vermischt. Das Spaltgas enthält einen Teil des Koksschwefels und muß wie üblich entschwefelt werden. Da die Ofenfüllung unempfindlich gegen Schwefelverbindungen ist, können auch schwefelhaltige Rohgase verarbeitet werden.

Der Betrieb des Reaktionsofens ist einfach. Er beschränkt sich auf die Temperaturüberwachung, die Regelung der Mengen von Kokereigas und Sauerstoff, das Schalten der Gaswechselventile am Ofenkopf, das auch selbsttätig eingerichtet werden kann, das Begichten mit Koks und das Abschlacken.

Die Ergebnisse an einem Versuchsofen mit einer Leistungsfähigkeit von 31000 m³/24 h waren sehr befriedigend. Von 1000 kcal, die dem Ofen als Verbrennungswärme des Steinkohlengases und als Koks zugeführt werden, wurden 94% im Synthesegas wiedererhalten, 2% waren fühlbare Gichtwärmeverluste, 4% Verluste durch Strahlung und Leitung. Der Wirkungsgrad der Methanspaltung lag im Mittel bei etwa 93%.

Je 1000 Nm³ Synthesegas mit 92—95% Kohlenoxyd- und Wasserstoffgehalt wurden rd. 570 Nm³ Steinkohlengas, 120 Nm³ Sauerstoff, rd. 60 kg Koks, 5 kg Martinschlacke und 15 kg Dampf benötigt. Das aus Kokereigas mit 12% N₂ erzeugte Gas enthielt 92% H₂ + CO, 0,5%—1% CH₄, 0,5% CO₂, Rest N₂.

Die Anlagekosten sind nach einer Mitteilung von E. Karwat wesentlich niedriger als bei der Gaserzeugung aus festen Brennstoffen. Während die Kosten für Gaserzeugungsanlagen für täglich 1 Mio. Nm³ H₂ + CO-Gemisch im Benzin-Synthesegas bei 7—10 Mio. RM. liegen, wird eine Umwandlungsanlage nach dem neuen Verfahren einschließlich Sauerstoffanlage nur etwa 2,8 Mio. RM. kosten.

Der Platzbedarf der Anlagen ist sehr gering. Für Sauerstoffanlage und Öfen einer Leistung von 1 Mio. Nm³ Synthesegas je Tag wird ein Platz von 70 × 60 m ausreichen.

Die Kosten für das Synthesegas sind auf gleicher Preisbasis für die Wärmeeinheit im Einsatz und für die kWh gerechnet niedriger als bei der Gaserzeugung aus festen Brennstoffen auf Steinkohlenbasis.

Bei einem Preis von 1,5 Pf. je kWh, von RM. 1,20 je Lohnstunde und von 4 Pf. je m³ Kühlwasser, bei je 15% Kapitaldienst für die Öfen und für die Sauerstoffanlage ist der Preis je Nm³ entstaubtem, aber nicht entschwefeltem Synthesegas wie folgt abhängig von den Wärmekosten von Gas und Koks:

Wärmekosten je 10 ⁴ kcal in Gas u. Koks RM.	Einsatzkosten für Gas u. Koks Pf. je Nm ³	Energie Löhne Kapitaldienst Pf. je Nm ³	Synthesegaspreis Pf. je Nm ³
3	0,88	0,32	1,20
2	0,58	0,32	0,90
1	0,28	0,32	0,61

Nach diesen Preisen zu urteilen, kann das hier beschriebene Verfahren der Umwandlung von Koksofengas in Benzin-Synthesegas mit den billigsten Gaserzeugungsverfahren aus festen Brennstoffen in Wettbewerb treten.

E. Stetige Wassergaserzeugung mit Außenbeheizung des Vergasungsraumes.

1. Freiburger Verfahren.

Bei dem Freiburger Verfahren zur Synthesegaserzeugung¹⁾ erfolgt die Zuführung der für die endotherme Wassergasreaktion erforderliche Wärme indirekt mit Hilfe von Heizgasen durch hitzebeständige Stahlrohre nach dem Reaktionsraum. Eine Versuchsanlage dieser Art ist auf der Reichen Zeche des Braunkohlenforschungsinstituts Freiberg in Betrieb.

¹⁾ R. Schmidt und E. Groh, Braunkohlenarchiv Heft Nr. 44 (1935), Öl und Kohle 12 (1936), S. 12, 41; A. Jäppelt und A. Steinmann, Braunkohle 35 (1936), S. 353, 372; DRP. angem.

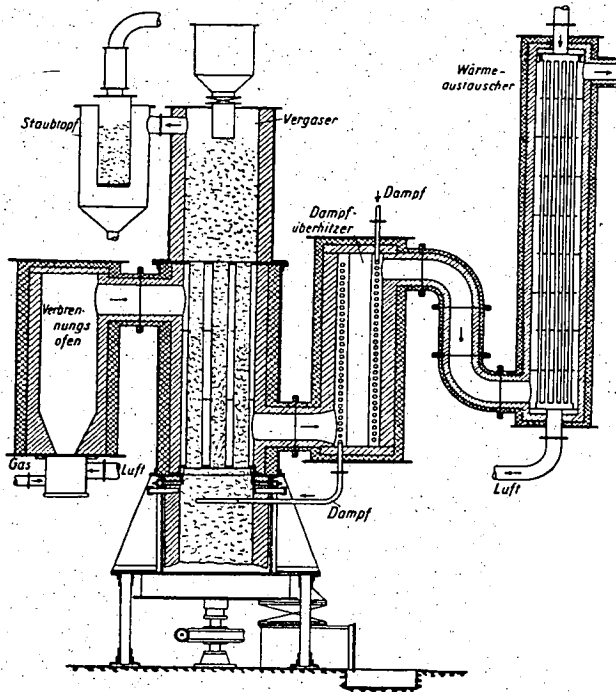


Abb. 20. Anordnung der Versuchsanlage zur Erzeugung von Synthesegas nach dem Freiburger Verfahren.

Den Aufbau derselben zeigt die Abb. 20. Der Wassergaserzeuger besteht aus einem einfachen gemauerten Schacht, in dessen Unterteil ein Röhrenbündel eingehängt ist. Der Vergasungsrohstoff gelangt über eine Füllschürze zunächst in den Schachtoberteil, der als Trocken- und Schwelzone dient. Der Schwelkoks durchwandert daraufhin die Vergasungsrohre, die aus Sichromalstahl gefertigt sind. Als Vergasungsmittel dient Wasserdampf, der mittels der Heizabgase überhitzt wird. Der Ascheaustrag erfolgt in der üblichen Weise mittels eines Drehtellers. Zur Beheizung dient eigenerzeugtes oder Fremdgas, das in einer neben dem Gaserzeuger angeordneten Verbrennungskammer erzeugt wird. Die Heizgase, deren Temperatur durch Rückführung von Abgas sehr genau eingestellt werden kann, geben einen Teil ihres Wärmeinhaltes an das Röhrenbündel ab, daraufhin dienen sie nacheinander zur Überhitzung des Vergasungsdampfes und zur Vorwärmung der Verbrennungsluft. Das Temperaturgefälle der Heizgase ist ungefähr folgendes:

Heizgaseintritt	1050°
Heizgasaustritt	820—850°
Austritt Dampfüberhitzer	550°
Austritt Wärmeaustauscher	250°

Als Baustoff für den oberen Teil des Röhrenbündels wird zweckmäßig Sichromal 12 verwendet, für den unteren Teil genügt Sichromal 10, um bei sorgfältiger Temperaturüberwachung Überhitzung und Korrosionserscheinungen auch bei langer Betriebsdauer auszuschließen. Die Vergasungsgeschwindigkeit wird in erster Linie von der wirksamen Höhe des beheizten Röhrenbündels bestimmt. Diese ergibt sich aus dem Druckverlust und hängt mit von der Körnung des Schwelkokes und der Gasgeschwindigkeit ab. Im einzelnen hat es sich dabei gezeigt, daß allgemein eine Rohrlänge von 2,5 m ausreichend ist.

In einem 244stündigen Leistungsversuch, während dem 15 t Braunkohlenbriketts (Feuchtigkeitsgehalt 17,5%, Aschegehalt 5,5%, Teerausbeute nach Fischer-Schrader 9,4%, $H_o = 5906$ kcal/kg) zum Durchsatz gelangten, wurden folgende Ergebnisse ermittelt: Zur Vergasung von stündlich 62,2 kg Briketts wurden 52,4 kg Dampf eingebracht (Dampfverbrauch 1,02 kg/kg Trockenkohle) und 95 Nm³ Synthesegas (1,85 Nm³/kg Trockenkohle) erhalten. Die durchschnittliche Zusammensetzung des Rohgases war folgende: CO₂ 15,8%, CO 26,1%, H₂ 52,1%, CH₄ 5,0%, N₂ 1,0%. Die Teer- und Leichtölausbeute betrug 93% des theoretischen Wertes. Die Wärmeausnutzung stellte sich unter Berücksichtigung des ausgebrachten Synthesegases, des Teers und Leichtöls auf insgesamt 67,5%, der Wärmewirkungsgrad des Generators auf 84,8%.

Bemerkenswert hoch ist der Methangehalt des Gases von 5%. Dies beruht auf der einfachen Gasabführung am Schachtoberteil. Das

in der unteren Hälfte des Gaserzeugers gebildete Synthesegas vermischtsich zunächst mit dem über dem oberen Rohrboden entbundenen methanhaltigen Entgasungsgas und nimmt schließlich noch das im Schwelraum entstehende methanreiche Schwelgas auf. Infolge der im Schachtoberteil herrschenden verhältnismäßig niedrigen Temperaturen tritt dabei keine Methanspaltung ein. Nach einer persönlichen Mitteilung von A. Jäppelt an den Verfasser wurde eine wesentliche Verminderung des Methangehaltes auf 3% durch Teilung des Gasabzuges erreicht. Dabei wurde das Synthesegas unmittelbar über dem Rohrboden abgezogen, das am oberen Ende des Gaserzeugers austretende Schwelgas dagegen nochmals in den Schachtunterteil zurückgeführt und am glühenden Koks gekrackt. Gleichzeitig steigt der Gehalt des Gases an $\text{CO} + \text{H}_2$ (im Verhältnis 1 : 2) von 78,2 auf 82,4% an. Die teilweise Gasrückführung hatte andererseits einen Leistungsabfall der stündlichen Vergaserleistung von 458 auf 320 kg Trockenkohle je m^2 freien Vergasungsquerschnitt zur Folge.

Gewisse Schwierigkeiten bereitet die indirekte Wärmeübertragung durch Rohre bei dem Bau von Großgaserzeugern nach diesem Verfahren, da eine Verlängerung der Vergasungsrohre über 2,5 m keinen Vorteil bietet.

Andererseits dürfte sich das Verfahren für Gaswerke mittlerer Größe zur Wassergaserzeugung aus Braunkohle eignen, da durch entsprechende Einstellung der Heiztemperatur jede beliebige Gaszusammensetzung erhalten werden kann.

2. Didier-Bubiag-Gleichstromvergasungsverfahren¹⁾.

Das Didier-Bubiag-Gleichstromvergasungsverfahren nimmt nacheinander die Entgasung und Vergasung von Braunkohle, Lignit, Torf oder anderen ungeformten oder geformten jüngeren Brennstoffen in stehenden, von außen auf 1200—1350° beheizten Kammern vor. Es verlaufen somit nacheinander, ohne durch Zwischenwände auf bestimmte Räume beschränkt zu sein, folgende Vorgänge:

- | | | |
|-------------|---|---|
| Vorwärmung: | { | 1. Trocknung der Rohkohle durch die Abgase der Kammerbeheizung. |
| Schwelung: | | 2. Schwelung der vorgetrockneten Kohle, bei der die Schwelgase mit einem erheblichen Gehalt an Schwelteeer, Leichtöl, Schwefelwasserstoff und Kohlendioxyd aus dieser Zone gesondert abgesaugt werden können. Die Schwelgase werden nach einer elektrostatischen Entteerung und Entschwefelung entweder mit Wasserdampf gemischt in die Reaktionskammer zurückgeführt oder dem Heizgas zugesetzt. |

¹⁾ DRPP. 548881, 579650, 602211, 606809, 611598, 643589, 643831, 659956, 669434, 675399, 684662.

- | | | |
|------------|---|---|
| Nach- | } | 3. Entgasung, wobei der Rest der flüchtigen Bestandteile aus dem Schwelkoks ausgetrieben wird. |
| entgasung: | | |
| Vergasung: | } | 4. Krackung der in der Zone 3 abgespaltenen gasförmigen Kohlenwasserstoffe an glühendem Koks. |
| | | 5. Wassergasbildung; dem abwärts wandernden Koks entgegen wird von unten her Wasserdampf in die Kammer eingeblasen, der sich an den heißen Wänden überhitzt und den Koks vergast. |

Das Verfahren bildet eine Abwandlung des Didier-Bubiag-Gleichstromentgasungsverfahrens (Kasseler Gleichstromkammern) zur Stadtgaserzeugung aus jüngeren Brennstoffen, das an anderer Stelle (S. 75) ausführlich beschrieben ist.

Den Aufbau einer solchen Synthesegasanlage zur Verarbeitung von Braunkohlenbriketts zeigt die Abb. 21. Die Briketts gelangen aus einem Bunker über einen Zwischenbehälter stetig in dünner Schicht in einen Vorwärmer, der durch die Abgase der eigentlichen Ofenanlage beheizt wird. Anschließend gelangen die Briketts in die eigentliche Reaktionskammer. Das Verfahren kann dabei verschiedenartig geleitet werden. Bei teearmen Brennstoffen wird bei entsprechend schwacher Beheizung der Vorwärmerschläuche auf etwa 250° nur Feuchtigkeit, Zersetzungswasser und im wesentlichen Kohlendioxyd und Schwefelwasserstoff abgespalten. Diese Abschwaden, etwa 5—15 Nm³/t Briketts, werden zwecks Ableitung dem abziehenden Rauchgas zugesetzt.

Bei teerreichen Brennstoffen wird die Vorwärmertemperatur auf etwa 350—400° gesteigert, so daß neben den obengenannten Zersetzungstoffen noch etwa 50—70 Nm³/t Kohle und etwa ein Drittel bis die Hälfte des Schweltees in Form von Leicht- und Mittelöl abgeführt werden. Dieses Schwelgas wird gekühlt, enteert und sodann dem Generatorheizgas zwecks Nutzbarmachung seines Heizwertes zugesetzt.

Aus dem Vorwärmer gelangt der Brennstoff in einem ständigen Strom in die eigentlichen Hochtemperaturkammern, die mit einer Heizzugtemperatur von etwa 1300—1400° betrieben werden. Im Gleichstrom mit dem Brennstoff werden die weiterhin abgespaltenen Gase nach unten geführt. Die darin enthaltenen Kohlenwasserstoffe werden an dem hochehitzten Koks unter Kohlenstoffausscheidung zu Wasserstoff zersetzt. Ebenso wird das Kohlendioxyd zu Kohlenoxyd reduziert, so daß der Gehalt des Synthesegases an diesen die zulässige Höhe nicht überschreitet. Im unteren Teil des Kammerofens wird von unten überhitzter Dampf mit einer Temperatur von 350 bis 400° dem Koks entgegengeführt, kühlt diesen ab, so daß er trocken gelöscht aus dem Ausstrag entnommen wird. Gleichzeitig wird der eingeführte Wasserdampf weiter überhitzt und bei seinem Aufsteigen durch den Koks weitgehend in Wassergas umgewandelt. Die Ableitung des überhitzten Entgasungs-

gases und des Wassergases erfolgt gemeinsam etwa in der Mitte der Entgasungs- und Vergasungskammer.

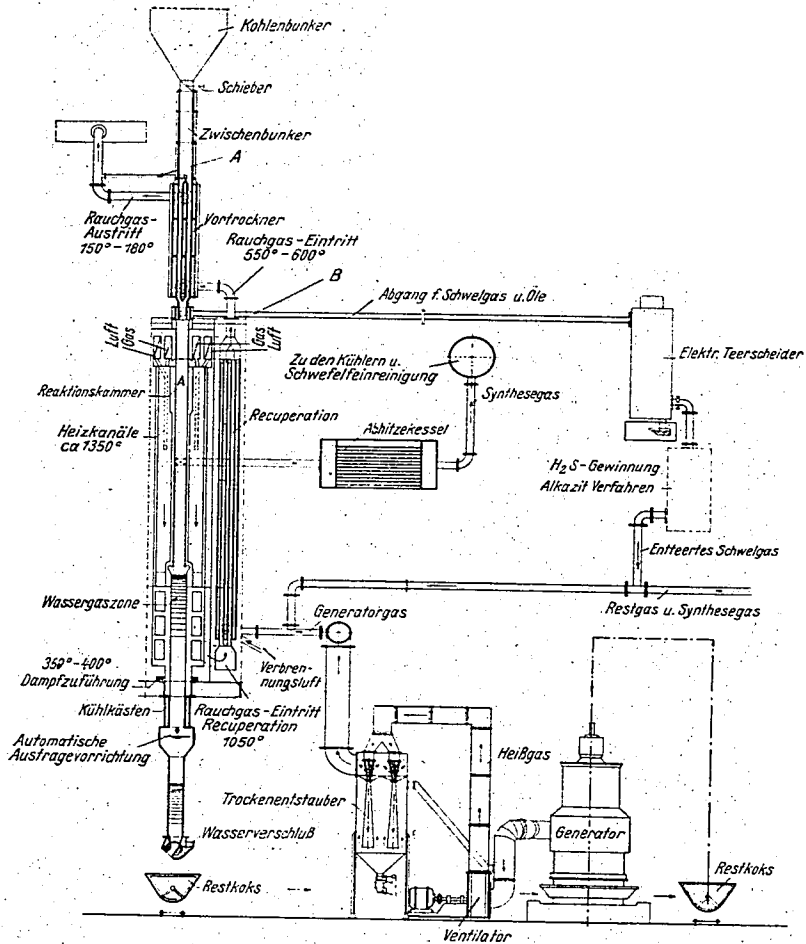


Abb. 21. Grundsätzliche Darstellung zur Herstellung von Synthesegas nach dem Didier-Bubiag-Gleichstromverfahren.

Da das Gas die Kammern infolge der Abführung in deren Mitte mit etwa 850—950°, also einer wesentlich höheren als sonst üblichen Temperatur verläßt, wird die fühlbare Wärme des Rohgases zunächst in einem Ashitzekessel ausgenützt.

Die Beheizung der Kammeröfen erfolgt mit Generatorgas, das aus dem restlichen Koks in besonderen Gaserzeugern hergestellt wird. Zu diesem Heizgas kann das getrennt abgezogene Schweißgas nach seiner Befreiung von Benzinkohlenwasserstoffen und seinem Gehalt an Schwefel zugegeben werden.

Die in der Kasseler Versuchsanlage gewonnenen Ergebnisse führten 1931/32 zum Bau einer Großanlage für Synthesegas auf dem ungarischen Werk zur Erzeugung synthetischer Stickstoffverbindungen in Pétfürdő. Die Anregungen zum Bau der Ofenanlage gab Dr. Szigeth, Budapest¹⁾; die Erstellung derselben erfolgte durch die Didier-Werke A.-G.²⁾. Sie besteht aus zwölf Kammern, die in zwei Reihen von je sechs Öfen zu einer Gruppe vereinigt sind und hat eine Tagesleistung von etwa 70000 m³.

In Deutschland gelangte die erste Großanlage in Schwarzheide im Jahre 1936 zur Aufstellung. Sie besteht aus zwei Blöcken von je 40 Kammern, von denen jeder eine Tagesleistung von 500000 m³ besitzt. Die einzelnen Kammern haben eine Stundenleistung von etwa 500 Nm³ und sind zu je zwei Kammern einzeln abschaltbar. Jeweils vier Kammern sind zu einer Ofeneinheit vereinigt. Diese Unterteilung ermöglicht es, jederzeit Einzelkammern ab- oder zuzuschalten, so daß die Bemessung der Ofenreserve sehr gering gehalten werden kann.

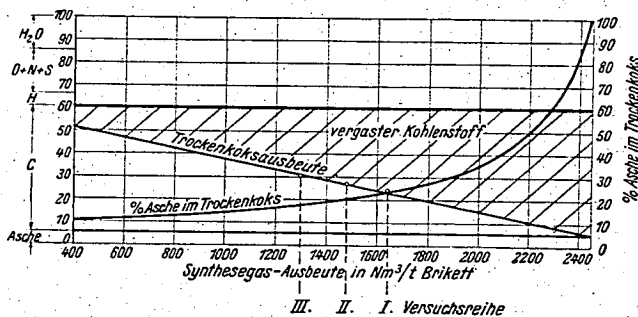


Abb. 22. Vergasungs-Diagramm von Braunkohlenbriketts in der Didier-Synthesegasanlage Schwarzheide.

Die Zusammenhänge zwischen Gasausbeute, Koksanfall, Aschegehalt im Restkoks und vergastem Kohlenstoff bei Verwendung von Braunkohlenbriketts (14,4% Wasser, 5,6% Asche, 56,0% C, 4,7% H, 19,3% O + N + S, $H_u = 4600$ kcal/kg) zeigt die Abb. 22. Bei den drei darin

¹⁾ Ztschrft. Ungar. Ing.- u. Arch.-Ver. 1939, Nr. 37/38.

²⁾ A. Thau, Brennstoffchem. 16 (1935), S. 61.

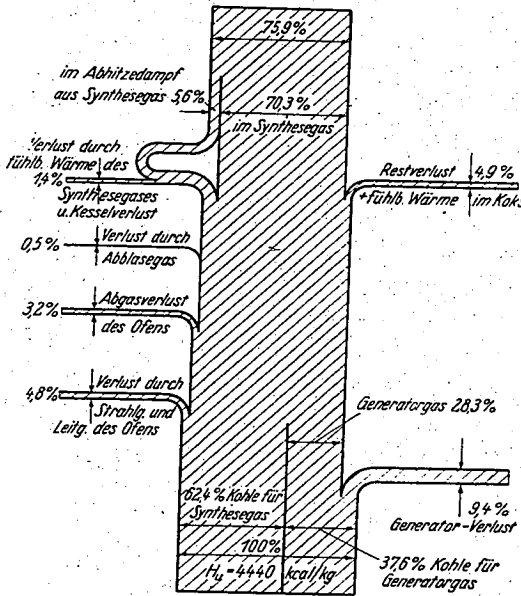
eingezeichneten Versuchsreihen, die sich jeweils über eine Woche erstreckten, wurden folgende Ergebnisse als Mittelwerte erhalten:

Zahlentafel 7.

Betriebsergebnisse der Synthesegasanlage Schwarzheide.

Versuchsreihe	1	2	3
Zahl der Kammern in Betrieb	40	40	38
Brikettverbrauch t/24 h	279,3	312,3	363,1
Synthesegas Nm ³ /24h	458 257	459 920	469 786
Gasausbeute Nm ³ /t	1 643	1 473	1 294
Gaszusammensetzung: CO ₂ %	11,8	11,7	11,7
sKW %	0,0	0,0	0,0
O ₂ %	0,0	0,0	0,0
CO %	29,0	28,8	28,7
H ₂ %	56,3	56,3	56,0
CH ₄ %	1,2	1,5	1,7
N ₂ %	1,7	1,7	1,9
Verhältnis H ₂ : CO	1,95	1,95	1,94
Generatorkoks (trocken) t/24 h	66,7	79,9	105,3
Feinkoks (trocken) t/24 h	3,5	3,9	5,7
Trockenkoksausbeute kg/t	252	268	306

Die Wärmebilanz des Verfahrens bei restloser Vergasung, wobei



die anfallende Koks menge gerade zur Unterfeuerung ausreichend ist, zeigt die Abb. 23. Bei einem Vergasungswirkungsgrad von 70% können je t Braunkohlenbriketts der oben angegebenen Zusammensetzung mit einem Unterfeuerungsaufwand von 1225 kcal/Nm³ 1300 Nm³ Synthesegas erzeugt werden. Wenn dagegen sonstige minderwertige Gase, wie Syntheserestgase zur Unterfeuerung zur Verfügung stehen, wird die Ausbeute an Synthesegas entsprechend höher.

Die Gasgestehungskosten werden von der Firma Didier-Werke A.-G., Berlin-Wilmersdorf, auf Grund der in Schwarzheide gesammelten Erfahrungen zu folgenden Werten angegeben:

Abb. 23. Wärmeschaubild der Didier-Bubiag-Synthesegasanlage.

Gestehungskosten je Nm³ Synthesegas.

Gaserzeugung im Jahresdurchschnitt für 2 Vergasungseinheiten (unter Berücksichtigung einer Ofenreserve von 5%)		886 000 Nm ³ /24 h
Gasausbeute je t Briketts		1 630 Nm ³ /t
Kohlenverbrauch		543 t/24 h
Kohlenkosten		0,491 Pf./Nm ³
Kapitaldienst		0,281 Pf./Nm ³
Unterhaltung		0,079 Pf./Nm ³
Löhne		0,085 Pf./Nm ³
Betriebsmittel (Fremddampf, Strom, Wasser)		0,072 Pf./Nm ³
		<hr/> 1,008 Pf./Nm ³ .

Dieses Verfahren der Gleichstromvergasung ist nicht auf die Verwendung von Braunkohle beschränkt. Es können auch nichtbackende Steinkohlen als Fein-, Gries- oder Nußkohle verarbeitet werden. Wie entsprechende Versuche gezeigt haben, läßt sich dabei die Zusammensetzung des Synthesegases in den gleichen Grenzen halten wie bei Braunkohle. Dagegen ergab sich eine Verminderung der Vergasungsleistung um rd. 16%, die durch bauliche und betriebliche Maßnahmen zum Teil ausgeglichen werden kann.

F. Reinigung von Synthesegas.

1. Entfernung von Staub und von Schwefelverbindungen.

Das rohe Synthesegas wird zunächst von seinem Gehalt an Koks- und Aschestaub mittels der üblichen Methoden der Naßwäsche, gegebenenfalls mit nachgeschaltetem Desintegrator, befreit. Daran schließt sich die übliche Schwefelwasserstoffreinigung von Brenngasen an¹⁾. Hierfür haben sich bisher die Naßverfahren weniger geeignet erwiesen als die Trockenreinigung mit Eisenoxydhydrat, da bei den ersteren Verfahren die erforderliche Entfernung des Schwefelwasserstoffs auf < 0,2 g S/100 m³ nur schwierig durchführbar ist. Das Trockenreinigungsverfahren weist ferner den Vorteil auf, daß eine solche Anlage neben der Betriebssicherheit infolge des Wegfalls beweglicher Teile einer nur sehr geringen Wartung und Überwachung bedarf. Für die Wiederbelebung der Masse ist mehrfach die nichtstetige Kreislaufwiederbelebung angewandt worden²⁾. Diese hat sich jedoch weniger bewährt, weil die Gas- und Luftmengen, die hierbei umgewälzt werden müssen, annähernd eben so groß sind als die Menge des zu reinigenden Gases. Aus diesem Grunde sind für die Wiederbelebung der Masse sowohl die Anlage- als auch die Betriebskosten recht beträchtlich. Wenn Sauerstoff als ein

¹⁾ Handbuch der Gasindustrie Bd. III, 2. Teil, S. 229.

²⁾ H. Brückner, Gas- und Wasserfach 81 (1938). S. 822.

Nebenerzeugnis preisgünstig zur Verfügung steht, kann dieser dem Rohgas stetig in der entsprechend bemessenen Menge zugegeben werden. Bei der Synthese von flüssigen Brennstoffen oder auch der Ammoniak-synthese bestehen im allgemeinen keine Bedenken, eine fortlaufende Wiederbelebung der Masse durch Luftzusatz durchzuführen. Nach der Aufsättigung eines Reinigers hat sich jedoch eine Schlußregenerierung mit Umwälzgas als vorteilhaft erwiesen.

Für die nachfolgende Feinreinigung des Synthesegases von organischen Schwefelverbindungen ist deren Entfernung bis auf einen Restgehalt von ebenfalls weniger als 0,2 g S/100 m³ erforderlich. Ein geeignetes Verfahren ist an anderer Stelle¹⁾ beschrieben.

2. Auswaschung von Kohlendioxyd aus Synthesegas.

Bei verschiedenen Verfahren zur Synthesegaserzeugung enthält das Rohgas zunächst erhebliche Mengen an Kohlendioxyd, die bei einer Weiterverarbeitung des Gases als Ballast wirken oder auch seine Brenneigenschaften verschlechtern. Die Entfernung des überwiegenden Anteils des Kohlendioxyds kann zugleich mit der des Schwefelwasserstoffs entweder durch Waschen des Gases mit Wasser bei erhöhtem Druck oder mit Laugen bei gewöhnlichem Druck erfolgen.

a) Druckwasserwäsche.

Die Auswaschung des Kohlendioxyds aus dem Rohgas mit Wasser bei einem erhöhten Druck von 10 bis 25 at ist vor allem dann wirtschaftlich, wenn die Weiterverarbeitung des Gases unter Druck erfolgt, wie beispielsweise für die Ammoniaksynthese, die Kohlehydrierung, bei der

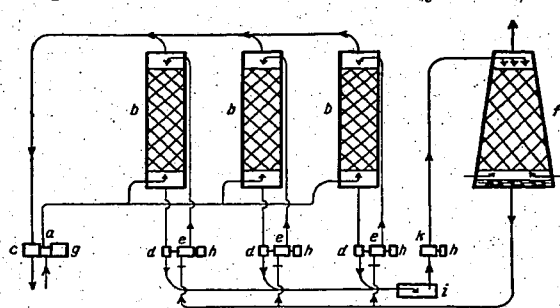


Abb. 24. Druckwasserwäsche für Synthesegas.

Die Gesamtanordnung des Verfahrens zeigt die Abb. 24. Das Rohgas wird in Kreisverdichtern *a* verdichtet und durch drei mit Füllkörpern beschickte Druckwäscher *b* geleitet, die jeweils im Gegenstrom zum Gasweg mit frischem entlüftetem Wasser über die Druckwasser-

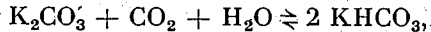
Mitteldrucksynthese oder auch bei einer nachfolgenden Fernleitung. Andernfalls bedeutet diese Art der Kohlendioxyd-auswaschung trotz Rückgewinnung eines Teils des Energieaufwandes für die Verdichtung einen in der Anlage und im Betrieb teuren und daher belastenden Bestandteil für das Gesamtverfahren.

¹⁾ Handbuch der Gasindustrie Bd. III, 3. Teil, S. 67.

pumpen *c* beschickt werden. Das gasbeladene Druckwasser gibt in den Freistrahlturbinen *d* seinen Energieinhalt wieder ab, der unmittelbar auf die Welle der zugehörigen Druckwasserpumpe *e* übertragen wird, so daß etwa 50—60% der Verdichtungsarbeit wiedergewonnen werden. Ein Wärmeaustauscher *l* überträgt, wenn das Gas nicht unter erhöhtem Druck abgeleitet wird, die Verdichtungswärme des Gases hinter dem Verdichter *a* auf das zu entspannende Gas vor der Reingas-Entspannungsturbine *c*. Dadurch wird einer Vereisung in der Entspannungsturbine vorgebeugt, der Wasserverlust durch Verdampfung vermindert, die Aufnahmefähigkeit des Wassers für Kohlendioxyd vergrößert und der Anteil der zurückgewonnenen Arbeit erhöht. Das entspannte Wasser wird in einer Grube gesammelt und über eine Niederdruckwasserpumpe *k* einem Belüftungsturm *f*, der im wesentlichen einem Kaminkühler gleicht, zugeführt, in dem es von seinem restlichen Anteil an Kohlendioxyd befreit wird.

b) Auswaschung mit Kaliumkarbonatlösung.

Die einfachste technische Lösung zur Auswaschung von Kohlendioxyd aus technischen Gasen bei Niederdruck stellt die Verwendung von Kaliumkarbonatlösung (Pottasche) dar. Diese absorbiert Kohlendioxyd unter Bildung von Kaliumbikarbonat:



das in der Hitze wieder zerfällt. Dieses Verfahren wurde von der Braunkohlen- und Brikett-Industrie A.-G. (BUBIAG) in Verbindung mit der BAMAG entwickelt¹⁾.

Eine derartige Waschanlage für Kohlendioxyd besteht aus drei hintereinander geschalteten Wäschern, die das Rohgas nacheinander durchstreicht. Die Waschlauge, die rd. 20% K_2CO_3 enthält, wird durch Umwälzpumpen im Gegenstrom zum Gas über die Wäscher gepumpt. Aus dem vom Gas zuerst durchstrichenen Wäscher wird ein Teil der gesättigten Lauge durch eine weitere Pumpe abgezogen und der Abtreibekolonne zugeführt. Die letztere ist ebenso wie die Waschtürme mit Raschigringen gefüllt. In drei hintereinander geschalteten Wärmeaustauschern wird die gesättigte Lauge durch die entgegenströmende abgekochte Lauge weitgehend vorgewärmt, während diese nahezu völlig abgekühlt wieder in den Betrieb zurückgeführt wird. Die vorgewärmte gesättigte Lauge durchläuft in der Abtreibekolonne Zonen steigender Temperatur. Im Unterteil wird sie schließlich mittelbar durch Dampf beheizt. Am oberen Ende der Kolonne entweicht das abgetriebene Kohlendioxyd, gemischt mit Wasserdampf.

Die Anlagekosten von Kohlendioxydwaschanlagen sind von W. Allner (s. o.) für eine Tagesleistung von 20000, 50000 und 100000 m^3

¹⁾ W. Allner, Ztschrift. des VDI 79 (1935), S. 1489; Gas- und Wasserfach 78 (1935), S. 438.

Reingas zu RM. 140000,—, 300000,— und 500000,— angegeben worden, die Betriebskosten bei einem Dampfpreis von 2,50 RM./t zu 0,18 bis 0,15 Pf./m³. Die Gesamtbelastung einer derartigen Anlage einschließlich eines Kapitaldienstes von 10% liegt zwischen 0,45 und 0,29 Pf./m³. Auch bei einem Dampfpreis von 4,— RM./t erhöhen sich diese Kosten nur um etwa 0,05 Pf./m³.

Das bei diesem Verfahren gewonnene Kohlendioxyd weist eine Reinheit von rd. 99% auf. Die erhaltenen Mengen sind so groß, daß sie dessen Nutzbarmachung nahelegen. Dies gilt vor allem für die Erzeugung von Trockeneis, da das Kohlendioxyd nach Entfernung geringer Mengen Schwefelwasserstoff mit Luxmasse, sonstiger Geruchsstoffe mit Aktivkohle und nach Abscheidung des Wasserdampfes völlig rein ist. Auf diesem Wege können die Kosten für die Auswaschung des Kohlendioxyds wesentlich vermindert werden.

G. Erzeugungskosten von Synthesegas nach verschiedenen Verfahren.

Von besonderem Interesse ist ein Vergleich der Wirtschaftlichkeit der verschiedenen Verfahren zur Erzeugung von Synthesegas. Bei der Beurteilung der Ergebnisse muß jedoch auf die Schwierigkeiten jeder allgemeinen Wirtschaftlichkeitsberechnung hingewiesen werden, so daß ihnen nur ein bedingter Wert zukommt. Ferner ist zu beachten, daß die Kosten der Ausgangsbrennstoffe sowie der Hilfsstoffe, wie elektrische Energie, Wasser u. a. m. erheblichen Schwankungen unterliegen.

Sorgfältige vergleichende Untersuchungen über die Wirtschaftlichkeit verschiedener der oben besprochenen Verfahren hat W. Schultes¹⁾ angestellt, auf die im nachfolgenden näher eingegangen werden soll. Zugrunde gelegt wurden dabei folgende Ausgangsbrennstoffe:

1. Koks mit 9% Asche-, 5% Wasser- und 83% Kohlenstoffgehalt und 1% flüchtigen Bestandteilen;

2. Ungewaschene Gasflammfeinkohle mit 12% Asche-, 4% Wasser- und 69% Kohlenstoffgehalt und 32% flüchtigen Bestandteilen;

3. Kokereigas mit folgender Zusammensetzung: 3,2% CO₂, 9,3% CO, 48,3% H₂, 3,5% sKW, 27,2% CH₄, 0,6% H₂S, 0,5% O₂ und 7,4% N₂.

Als Anlagegröße wurden 250 Mio Nm³ jährliche Synthesegaserzeugung mit einem Gehalt an CO + 2 H₂ von 85% festgelegt, da durchschnittlich damit gerechnet werden kann, daß aus 10 Nm³ Synthesegas 1 kg Öl gewonnen werden kann. Bei einem über 85% hinausgehenden Anteil an reaktionsfähigen Gasen ist angenommen, daß dieser vollständig nach der Gleichung 1 Nm³ (CO + 2 H₂) = 0,208 kg CH₂ + 0,268 kg H₂O in Öle umgewandelt wird und die Anlagegröße für die Gaserzeugung ist entsprechend geringer eingesetzt. Für die festen

¹⁾ Glückauf 72 (1936), S. 273.

Brennstoffe sind die Syndikatspreise von Brechkoks III, von Gasflammluflußgrus 0—30 mm und für Kokereigas ein Preis von 1,2 Pf./Nm³ bei Entnahme aus der Ruhrgasleitung angenommen. Ferner wurden zugrundegelegt: für den Kapitalsdienst an Verzinsung und Abschreibung jährlich 12,5% des Anlagekapitals, für Instandhaltungsarbeiten jährlich 3% des Anlagekapitals, für Putz- und Schmiermittel, Schwefelreinigungsmasse, Katalysator für die Kohlenoxydkonvertierung sowie Löhne und Gehälter zusammen jährlich 6% des Anlagekapitals, für elektrischen Strom 2 Pf./kWh, für Kühlwasser 6 Pf./m³, für aufbereitetes Speisewasser 10 Pf./m³, für die Ergänzung von Alkacid bei der Kohlendioxydwäsche 0,2 Pf./Nm³ zu waschendes Gas, für 98proz. Sauerstoff nach dem Verfahren von Linde und Fränkl 1,2 Pf./Nm³. Die Anlagekosten sowie der Strom- und Kühlwasserbedarf der Sauerstoffanlage wurden daher außer Betracht gelassen.

Diese Berechnung wurde von W. Schultes (s. o.) für folgende elf Verfahren durchgeführt:

1. Kokswassergaserzeugung, Schwefelreinigung, Kohlenoxydkonvertierung einer Teilmenge, Kohlendioxydwäsche des konvertierten Gases durch Druckwasser¹⁾;
2. desgl., jedoch Kohlendioxydwäsche des konvertierten Gases durch Alkacid¹⁾;
3. desgl., jedoch Kohlendioxydwäsche des Gesamtgases durch Alkacid¹⁾;
4. Vergasung von Gasflammluflußgrus nach dem Didier-Bubiag-Verfahren, Schwefelreinigung;
5. desgl., jedoch Kohlendioxydwäsche des Gesamtgases mit Alkacid;
6. Sauerstoffvergasung im Abstichgaserzeuger nach von Galocsy, Schwefelreinigung, Kohlenoxydkonvertierung einer Teilmenge, Kohlendioxydwäsche des konvertierten Gases durch Druckwasser;
7. Sauerstoffvergasung im Abstichgaserzeuger nach Linde, Schwefelreinigung, Kohlenoxydkonvertierung einer Teilmenge, Kohlendioxydwäsche des konvertierten Gases durch Druckwasser;
8. Druck-Sauerstoffvergasung nach dem Lurgi-Verfahren, Schwefelreinigung, Kohlendioxydwäsche des Gesamtgases durch Alkacid;
9. Sauerstoffvergasung nach Winkler, Schwefelreinigung, Konvertierung einer Teilmenge, Kohlendioxydwäsche des Gesamtgases durch Alkacid;
10. Kokswassergaserzeugung mit gleichzeitiger Umsetzung von Kokereigas im Gaserzeuger, Schwefelreinigung¹⁾;
11. Kohlenwassergaserzeugung mit Schwelgasabsaugung und Schwelgasspaltung im Doppeltgaserzeuger, Schwefelreinigung¹⁾.

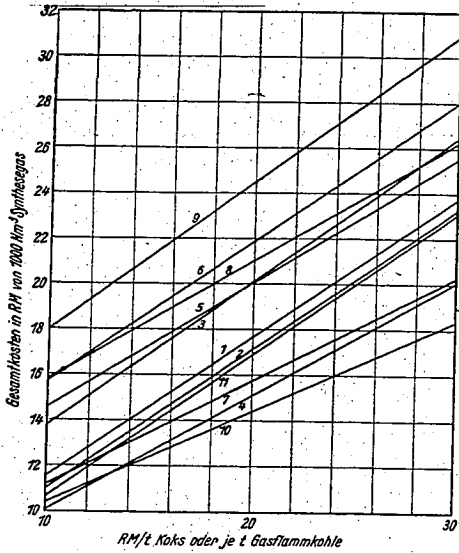
¹⁾ Für diese Verfahren liegen genaue Rechnungsgrundlagen vor, bei den anderen sind sie geschätzt.

Zahlentafel 8.

Erzeugungskosten von Synthesegas nach verschiedenen Verfahren aus Hochtemperaturkoks, Gasflammkohle und Kokereigas.

Verfahren	Kokswassergas			Dildler-Bubiag		v. Galoesy Alkazit-Teilwäsche	Linde Druckwasser-Teilwäsche	Lurgi Alkazit-Gesamtwäsche	Winkler Alkazit-Gesamtwäsche	Kokswassergas + Kokereigas-spaltung	Kohlenwassergas
	Druckwasser-Teilwäsche	Alkazit-Teilwäsche	Alkazit-Gesamtwäsche	ohne Wäsche	Alkazit-Gesamtwäsche						
Ordnungszahl (vgl. S. 59)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Verbrauchsgrundlagen für 1000 Nm ³ Synthesegas											
Blauwassergas	1015	1018	1056	—	—	—	—	—	—	—	—
sonst. Wassergas	—	—	—	1000	1096	—	—	1418	—	—	—
Kohlenwassergas	—	—	—	—	—	—	—	—	1225	—	—
Kokereigas	—	—	—	—	—	—	—	—	—	517	—
Dampf	1000	1003	1040	1000	1096	377	526	1020	573	269	1000
Koks	607	609	632	—	—	—	457	525	—	1000	1000
Kohle	—	—	—	—	—	—	—	—	—	400	—
Sauerstoff (98proz.)	—	—	—	500	548	610	245	196	685	—	620
	—	—	—	—	—	218	—	—	376	—	—
Ausbeute aus 1000 Nm ³ Synthesegas											
an verwertbarem CO + 2 H ₂ Nm ³	914	916	951	864	948	889	978	978	975	907	853
an synthetischem Öl	113	114	121	103	120	108	127	127	126	112	101
Verbrauch für eine Jahreserzeugung von 25000 t Öl											
Synthesegas	606000	600000	566000	665000	570000	624000	539000	539000	543000	611000	678000
Koks	368	365	358	—	—	—	247	283	—	245	—
Kohle	—	—	—	333	313	381	—	—	372	—	420
Kokereigas	—	—	—	—	—	—	—	—	—	164000	—
Sauerstoff	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Speisewasser	606	602	589	665	625	235	284	550	204000	611	678

zu konvertierende Gasmenge Nm ³ /Tag	162500	161500	158000	—	—	403000	303000	—	284000	—	—
von CO ₂ zu waschende Gasmenge »	218000	217000	649000	—	—	636000	517000	760000	767000	—	—
Zusatz-Kühlwasser m ³ /Tag	1320	1250	1250	800	800	2000	10000	2400	450	800	800
Zusatz-Kraft (ohne O ₂ -Anlage) kWh/Tag	44450	9450	9450	5000	5000	50000	15000	42000	—	9000	10000
Anlagekosten (ohne O ₂ -Anlage) R.M.	3965000	3795000	4392000	5365000	6325000	3386000	1775000	3115000	3427000	3171000	4712000
Betriebskosten											
Kapitaldienst (ohne O ₂ -Anlage) 12,5% R.M./Tag	1357	1299	1504	1887	2168	1152	608	1066	1173	1086	1614
Instandhaltung (ohne O ₂ -Anlage) 3% »	326	312	361	441	520	276	146	256	281	261	387
Putz- u. Schmiermittel u. sonstige Hilfsstoffe, Löhne u. Gehälter »	652	624	722	882	1040	552	292	512	562	322	774
Alkacidwäsche »	—	434	1298	—	1250	1272	—	1520	1534	—	—
Betriebskosten »	889	189	189	100	100	1000	300	840	—	180	200
Strom »	61	60	59	67	63	24	28	55	31	61	68
Speisewasser »	79	75	75	48	48	120	600	144	27	48	48
Kühlwasser »	—	—	—	—	—	1632	1548	1267	2448	—	—
Sauerstoff »	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Betriebskosten ohne Brennstoffe »	3364	2993	4208	3375	5189	6028	3558	5660	6056	1958	3091
Koks 21,50 RM./t. »	7912	7848	7697	—	—	—	5311	6085	—	5268	—
Gasflammkohle »	—	—	—	3746	3521	4286	—	—	4185	—	4725
11,25 RM./t. »	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Kokereigas 4,2 Pf./Nm ³ »	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Gesamtbetriebskosten »	11276	10841	11905	7121	8710	10314	8869	11745	10241	9194	7816
Kosten je 1000 Nm ³ Gas ohne Brennstoffe R.M.	5,55	4,99	7,43	5,08	9,10	9,66	6,60	10,50	11,15	3,20	4,56
Gesamtkosten je 1000 Nm ³ Gas einschl. Brennstoffe R.M.	18,61	18,07	21,04	10,71	15,28	16,53	16,45	21,79	18,86	15,05	11,53



Die wichtigsten Rechnungsergebnisse sind in der Abb. 25 und in Zahlentafel 8 zusammengestellt, das zusammenfassende Ergebnis ist ferner in Abb. 25 dargestellt.

Einen weiteren interessanten Vergleich über die Kosten der Synthesegerzeugung aus Magerkohle, Koks, Gasflammkohle und Braunkohlenbriketts durch Vergasung mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemischen bei verschiedenen Gesteungskosten dieser Brennstoffe nach F. Martin¹⁾ zeigt die Abb. 26.

¹⁾ Chem. Fabrik 12 (1939), S. 233.

Abb. 25. Erzeugungskosten von Synthesegas nach verschiedenen Verfahren in Abhängigkeit von den Brennstoffgestehungskosten.

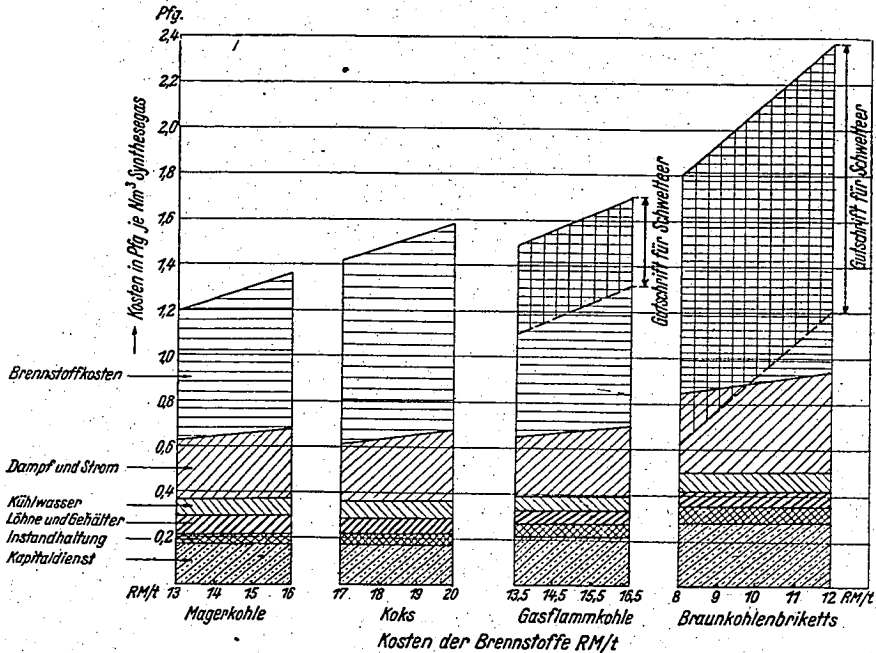


Abb. 26. Erzeugungskosten von Synthesegas durch Sauerstoff-Wasserdampfvergasung in Abhängigkeit von den Brennstoffgestehungskosten.

Das billigste Synthesegas, zwischen 0,6 und 1,2 Pf./m³, wird bei den heute üblichen Preisen für Brennstoffe aus Braunkohlenbriketts und Gasflammkohle erhalten, wenn es möglich ist, den abgespaltenen Teer zu gewinnen und hierfür die entsprechende Gutschrift einzusetzen.

Je nach den Preisen der zur Verfügung stehenden Brennstoffe und ihrer Besonderheiten muß jeweils der günstigste Brennstoff und das geeignetste Vergasungsverfahren ausgewählt werden.

H. Restgas der Benzinsynthese nach Fischer-Tropsch und seine Verwendungsfähigkeit als Stadtgas.

Bei der Benzinsynthese nach dem Verfahren von Fischer-Tropsch fallen sehr große Mengen an Restgas an. Nachdem das Verfahren nunmehr in einer Anzahl von großen Werken durchgeführt wird, erhebt sich die Frage, in welchem Maße dieses Gas der Gasversorgung ebenfalls zugeführt werden kann. Nach L. Ostermeier¹⁾ beträgt der mengen- und wertmäßige Anteil des Restgases unter den Erzeugnissen der Benzinsynthese etwa $\frac{1}{3}$ des Ausgangsgases:

Zahlentafel 9. Stoff- und Wärmebilanz der zweistufigen technischen Benzinsynthese.

	m ³	kg	kcal	% der chemisch gebundenen Wärme
Synthesegas	1000	710	2300	100
Flüssige Erzeugnisse (Kohlenwasserstoffe)	—	99	1000	43,5
Syntheserestgas	300	390	700	30,3
Wasser	—	221	—	—
Reaktionswärme	—	—	600	26,2

Die Zusammensetzung und Beschaffenheit des dabei zugrundegelegten Synthesegases sowie des Restgases zeigt die nachfolgende Zusammenstellung (nach L. Ostermaier):

Zahlentafel 10. Zusammensetzung von Syntheseausgangs- und -restgas; Kennzahlen des Restgases.

		Syntheseausgangsgas	restgas	Kennzahlen des Restgases	
CO ₂	%	14,0	47,0	oberer Heizwert	kcal/Nm ³ 2585
sKW	%	—	0,3	unterer Heizwert	kcal/Nm ³ 2325
O ₂	%	0,2	0,3	Dichteverhältnis	(Luft = 1) 1,00
CO	%	27,5	9,0	Theor. Luftbedarf	Nm ³ /Nm ³ 2,39
C _n H _{2n+2}	%	0,6	17,0	Theor. Abgasvolumen, feucht	Nm ³ /Nm ³ 3,26
H ₂	%	55,0	18,0	Theor. Abgasvolumen, trocken	Nm ³ /Nm ³ 2,72
N ₂	%	2,5	8,4	Theor. Verbrennungstemperatur	°C 1750

¹⁾ Gas- und Wasserfach 81 (1938), S. 52.

Dabei ist ein Synthesegas als Ausgangsgas zugrunde gelegt, dem bei seiner Aufbereitung ein bereits hoher Kohlendioxydgehalt belassen worden ist. In diesem Fall ist der Kohlendioxydgehalt des Restgases besonders hoch.

Wenn das Syntheseausgangsgas dagegen einen nur geringen Gehalt an Kohlendioxyd aufweist und bei einer anderen Führung der Benzinsynthese erhöht dieser Kohlendioxydgehalt des Abgases sich in nicht so starkem Maße. Bei der Heranziehung des Restgases ist ferner zu beachten, daß dessen Zusammensetzung aus betrieblichen Gründen starken Schwankungen unterliegen kann. So wurden vom Verfasser beispielsweise folgende Grenzwerte in der Restgaszusammensetzung festgestellt:

Restgaszusammensetzung	Grenzwerte	Mittelwerte
CO ₂	13,5—19,8 %	17,4 %
sKW	0,3—1,1 %	0,7 %
O ₂	0,0—0,2 %	0,1 %
CO	2,9—11,9 %	8,9 %
H ₂	11,3—23,6 %	19,0 %
CH ₄	27,6—40,9 %	33,2 %
N ₂	16,5—35,1 %	20,7 %
Dichteverhältnis (Luft = 1)	0,735—0,768	0,75
oberer Heizwert	3925—4775 kcal/m ³	4170 kcal/m ³
unterer Heizwert	3595—4270 kcal/m ³	3645 kcal/m ³

Restgase dieser Zusammensetzung werden bisher fast ausschließlich im eigenen Betrieb als Heizgas für Kesselfeuerungen, für Wärmespeicher bei stetig betriebenen Gaserzeugeranlagen oder zur Unterfeuerung von Kokereiöfen verwendet. Diese Anwendungsmöglichkeiten bestehen in gleicher Weise für Großgaswerke, wenn diese einen Synthesebetrieb eingliedern¹⁾. Es ist jedoch zu prüfen, in welchem Umfang diese Gase auch zur Stadtgasversorgung herangezogen werden können.

Gemäß den Richtlinien über die Beschaffenheit des Stadtgases²⁾ sind die maßgebenden Eigenschaften der Heizwert, das Dichteverhältnis, die Brenneigenschaften und bestimmte Anforderungen an die Reinheit. Im Sinne dieser Anforderungen läßt sich das Restgas nicht ohne weiteres als Zusatzgas von Steinkohlengas oder als Stadtgas verwenden, wenn auch der Heizwert genügend hoch ist. Zunächst ist das Dichteverhältnis des Restgases zu groß, so daß sich die Brennerleistung zu stark verringert.

So würde ein aus Steinkohlengas und kohlendioxydreichem Restgas allein hergestelltes Mischgas von $H_o = 4300 \text{ kcal/Nm}^3$ ein Dichteverhältnis von $> 0,6$ und einen Inertgehalt von $> 25\%$ aufweisen. Dies gilt

¹⁾ H. Rosenthal, Gas- und Wasserfach 80 (1937), S. 103.

²⁾ Gas- und Wasserfach 82 (1939), S. 745.

in noch vermehrtem Maße von der unmittelbaren Verwendung des an zweiter Stelle genannten kohlendioxidärmeren Restgases als Stadtgas. Ein gewisser Ausgleich gegenüber dem höheren Dichteverhältnis könnte durch eine Druckerhöhung erzielt werden. Sie ist aber unstatthaft infolge der ungünstigen Brennbedingungen dieser Gase. Infolge des hohen Gehaltes an Inertbestandteilen beträgt die Zündgeschwindigkeit nur etwa 15—30 cm/s gegenüber einer solchen bei normgerechtem Stadtgas von 70—90 cm/s. Gleichzeitig vermindert sich der Löschdruck, d. h. der kritische Druck des Gases für ein Abheben und Verlöschen der Flamme in sehr starkem Maße. Während die Haushaltgasgeräte, insbesondere der Kocherbrenner, gegenüber stärkeren Veränderungen dieser Brenneigenschaften ziemlich unempfindlich sind, würden sich große Schwierigkeiten bei Raumheizöfen und insbesondere bei gewerblichen und industriellen Feuerungen ergeben.

Ohne Veränderung seiner Zusammensetzung können derartige Restgase nur zu etwa 10—25% einem Steinkohlengas oder normgerechten Stadtgas zugesetzt werden, ohne daß Störungen im Brennverhalten auftreten.

Es dürfte daher eine Nachbehandlung des Restgases zwecks Verbesserung seiner Brenneigenschaften in den überwiegenden Fällen erforderlich sein. Einen naheliegenden Weg hierfür bildet die Auswaschung des Kohlendioxids, die mit einem Aufwand von rd. 0,3—0,5 Pf./m³ Gas nach bekannten Verfahren (vgl. S. 56) durchgeführt werden kann. Soweit für die Durchführung der Benzinsynthese bei Mitteldruck das Restgas in verdichteter Form zur Verfügung steht, wird hierbei die Druckwasserwäsche die einfachste Lösung darstellen. Auf diese Weise gelingt es, die Zusammensetzung und die Brenneigenschaften des Restgases denen des Stadtgases bereits weitgehend anzugleichen. Hinzukommt, daß die chemische Reinheit des Synthesegases und damit auch des Restgases von Schwefelverbindungen, Zyanwasserstoff, Sauerstoff und Restgehalten an Ammoniak die Durchführung sonstiger Aufbereitungsverfahren nicht erforderlich macht.

Nach Berechnung von L. Ostermeier (s. o.) kann die Gasbeschaffenheit des Restgases in noch vermehrtem Maße dadurch verbessert werden, indem es nach einem der auf der Anwendung des Wassergasgleichgewichtes beruhenden Verfahren von seinem Gehalt an Kohlenoxyd befreit und das dabei erneut gebildete Kohlendioxid wiederum entfernt wird.

Schließlich besteht noch folgende Möglichkeit. Das rohe Restgas kann an Stelle von Wasserdampf während der letzten Stunden der Ausgarung des Kokes in den Entgasungskammern, allein oder mit Wasserdampf gemischt, in diese eingeführt werden. Auf diese Weise erhält man eine Reaktion des Kohlendioxids mit Kokskohlenstoff zu Kohlen-

oxyd und eine Umwandlung des Methans in Kohlenoxyd und Wasserstoff, so daß auch auf diesem Wege eine wesentliche Verminderung des Dichteverhältnisses des Gases und eine Verbesserung der Brenneigenschaften erzielt werden kann.

Bisher wird Syntheserestgas noch nicht zur Stadtgasversorgung herangezogen, die jährlich steigende Erzeugung wird jedoch in absehbarer Zeit zur Eingliederung dieser großen Gasmengen in die Stadtgasversorgung auf einem der oben aufgezeigten Wege führen.

II. Stadtgaserzeugung aus Braunkohle.

A. Allgemeines.

Die Erzeugung von Stadtgas aus Braunkohle, die in den letzten Jahren erstmalig festen Fuß in der Gasindustrie gefaßt hat, verbreitert die Brennstoffgrundlage der Stadtgasindustrie ganz wesentlich und erschließt gleichzeitig weitere Möglichkeiten zur chemischen Auswertung der Braunkohle. Es ist sogar mit Bestimmtheit anzunehmen, daß sich in einigen Jahren mit der Schaffung des Reichsgasnetzes eine enge Verbundwirtschaft zwischen den Industriezweigen der Steinkohlen- und Braunkohlenveredlung anbahnt, so daß die Gasversorgung auf einer wesentlich breiteren Grundlage fußen wird.

Es muß bezweifelt werden, ob die Kokereiindustrie bei einer wesentlichen Vergrößerung des Ferngasnetzes allein vor allem die von der Industrie benötigten Gasmengen zu liefern vermag. Zudem bedeutet die bisherige Notwendigkeit der Gaswerke, Koks- und Gaskohle zu beziehen, eine Abhängigkeit von wenigen Syndikaten und häufig eine starke Belastung der Ausgangskohle mit hohen Frachtgebühren. Andererseits sind in Deutschland die Braunkohlenvorkommen weit verbreitet. Sie bilden einen Kreis um sämtliche größeren Städte in der Mitte des Reiches, der sich von Frankfurt an der Oder über Görlitz, Zittau, die Lausitz, Leipzig, Altenburg, Zeitz, Weißenfels, Geiseltal, Halle, Anhalt, Braunschweig, Magdeburg, Berlin erstreckt. Außerhalb desselben sind die Vorkommen im Rheinland, in Hessen, bei Kassel, in Oberbayern, Böhmen und in der Ostmark zu nennen.

Die Braunkohlenindustrie, insbesondere von Mitteldeutschland, hat nach der Entwicklung entsprechender Verfahren zur Stadtgaserzeugung aus Braunkohle auch die Berechtigung, vor allem an der mitteldeutschen Gasversorgung mitzuwirken. Dies gilt insbesondere nach der Ausbildung von Verfahren, bei denen kein Braunkohlenkoks als Nebenprodukt anfällt, sondern die Kohle vollständig zu einem normgerechten Gas vergast wird. Zudem ist anzunehmen, daß das auf den Kokereien gewonnene Steinkohlengas in vermehrtem Umfange zu Synthesegas, Wasserstoff oder anderen höherwertigen Gasen aufgearbeitet wird und damit der Ferngasversorgung entzogen wird. Dabei ist ferner zu berücksichtigen, daß die Gewinnungskosten der Braunkohle bei Umrech-

nung auf den gleichen Wärmewert erheblich unter denen der Steinkohle liegen und die Teerergiebigkeit der Braunkohle die der Steinkohle recht wesentlich übertrifft. In den großen Braunkohlentagebaubetrieben halten sich die Gewinnungskosten je t Rohkohle vielfach unter RM. 2,—, d. h. die Wärmeeinheiten von 1 t Steinkohle kosten nur etwa RM. 9,— bis 11,—. Demgegenüber kostet der Wärmewert der Steinkohle in Mitteldeutschland mehr als das Doppelte.

Zusammenfassend sind also die Aussichten der Braunkohlenindustrie, mit der Steinkohlenindustrie in Zukunft bei der deutschen Ferngasversorgung in erfolgreichen Wettbewerb zu treten, recht günstig. Es ist auch zu hoffen, daß die Industrie der Steinkohlenveredlung sich in Zukunft wie bisher diesen Gedankengängen nicht verschließt, sondern sie entsprechend ihrer Bedeutung fördert.

Die bisherigen Vorschläge zur Erzeugung von Stadtgas aus Braunkohle können technologisch wie folgt¹⁾ untergliedert werden:

1. Verwendung von Braunkohle im Gemisch mit Steinkohle,
2. Verwendung von Braunkohlenschwelerzeugnissen,
3. unmittelbare Erzeugung von Stadtgas aus Braunkohle.

1. Hochtemperaturentgasung von Braunkohle.

Die Veredlung der Braunkohle erfolgte bisher im wesentlichen durch Abschmelzung bei Temperaturen von 500 bis 600°, um wertvollen Braunkohlenteer zu erhalten, während der gleichzeitig anfallende Schwelkoks geringere Bedeutung besitzt und das Schwelgas zumeist nur zur Unterfeuerung der Schwelöfen dient. Der Braunkohlenteer bildet einen wertvollen Ausgangsstoff für Fertigerzeugnisse verschiedener Art (Phenole, Treiböle, Heizöle, Paraffin, Paraffinöl u. a.), die Absatzmöglichkeit für den Schwelkoks bleibt infolge seines hohen Aschegehaltes und der geringen Festigkeit dagegen beschränkt. Eine Ausweitung der Braunkohlenschmelzung wurde ermöglicht durch die Verbindung von Braunkohlenteergewinnung und Energieerzeugung aus Braunkohlenschwelkoks im Schwelkraftwerk, die seit rund einem Jahrzehnt in Wölfersheim und seit kurzer Zeit auf einem Großkraftwerk bei Leipzig durchgeführt wird.

Einen weiteren Schritt zur Braunkohlenveredlung stellt die Hochtemperaturentgasung dar. Wenn hierbei eine Überhitzung des Schwelteers durch entsprechende bauliche Maßnahmen verhindert wird, sinkt die Teerausbeute nur wenig. Andererseits steigt die Gasausbeute auf das 3- bis 3,5fache und die Heizwertzahl auf das rd. 2 1/2 fache gegenüber den Ergebnissen der Schwelung an. Infolge des niedrigeren Heizwertes der

¹⁾ W. Allner, Braunkohle 35 (1936), S. 495, Chemie-Ingenieur-Kongreß zur Weltkraftkonferenz, London 1936, Sektion F.

Braunkohle und der Braunkohlenbriketts gegenüber dem von Steinkohle ist bei der Braunkohlenentgasung der in Gasform übergeführte Anteil mit rd. 30% wesentlich höher, andererseits wird die Heizwertzahl von Steinkohle nicht ganz erreicht. Sie läßt sich aber auch dadurch noch steigern, indem der Teer möglichst weitgehend zersetzt wird. Schließlich durchläuft Braunkohle bei ihrer Erhitzung keinen plastischen Zustand, so daß auch der Hochtemperaturbraunkohlenkoks eine nur geringe Festigkeit aufweist¹⁾.

2. Entgasung von Braunkohle-Steinkohle-Gemischen.

Eine Streckung der Steinkohle durch Braunkohlensatz ist vor allem im Weltkrieg, wenn auch mit unbefriedigendem Erfolg, versucht worden. In jedem Fall war der erhaltene Koks infolge des hohen Gehaltes der Braunkohle an flüchtigen Bestandteilen und der Artfremdheit des zunächst gebildeten Schmelzkokes von zu geringer Festigkeit.

Eine technisch befriedigende Lösung der gleichzeitigen Verarbeitung von Braunkohle und Steinkohle zur Stadtgaserzeugung stellt das Jenaer Verfahren von W. Bueb und J. Gülich²⁾ dar. Bei diesem ist dem Vertikalkammerofen eine kleine, mit Koks gefüllte Kammer vorgeschaltet, die zur Wassergaserzeugung dient und oberhalb der eine hochoverhitzte Mischkammer gleichzeitig zur thermischen Aufspaltung der Kohlenwasserstoffe dient. In den eigentlichen Vertikalofen wird unten zunächst zum Schutz des unteren Deckels Perlkoks, darüber ein Gemisch von Braunkohlenbriketts und von Gasfeinkohle, in den oberen Teil nur Gasfeinkohle eingefüllt. Den oberen Abschluß bildet wieder Perlkoks. Zur Erzeugung eines normengemäßen Stadtgases war, bezogen auf den Steinkohleneinsatz, eine Zumischung an Braunkohlenbriketts bis zu 28% tragbar. Aus einem Gemisch von Ruhrkohle und mitteldeutschen Briketts wird in Jena im Dauerbetrieb eine Ausbeute von 560 m³/t Stadtgas mit einem oberen Heizwert von 4600 kcal/Nm³ erzielt.

Die Vereinigung der Braunkohlen- und Steinkohlenentgasung nach W. Bueb hat ihre Weiterentwicklung im Rostocker-Verfahren gefunden³⁾. Bei diesem bilden jeweils zwei Kammern zur Entgasung von Steinkohle mit einer solchen für ein Braunkohle-Steinkohle-Gemisch eine Einheit, so daß der hochwertigere Steinkohlenkoks getrennt von dem Gemischkoks erhalten wird.

¹⁾ Vgl. hierzu C. Leo, Feuerungstechn. **20** (1932), S. 5; H. Klinger, Ztschr. Österr. Ver. Gas- u. Wasserfachmännern **72** (1932), S. 151, 171.

²⁾ J. Gülich und F. Sommer, Gas- und Wasserfach **78** (1935), S. 145; J. Gülich, Braunkohle **35** (1936), S. 267; vgl. ferner Handbuch der Gasindustrie Bd. I, 5. Teil, S. 79.

³⁾ Vgl. Handbuch der Gasindustrie, Band I, 5. Teil, S. 83.

3. Wärmetönungen bei der Braunkohlenentgasung.

Die Übergänge zu den Verfahren, die Braunkohle als alleinigen Rohstoff zur Stadtgaserzeugung und besonders hierfür entwickelte Methoden verwenden, bilden die Verfahren, die von den Schwel- und Hochtemperaturentgasungserzeugnissen der Braunkohle ausgehen.

Die Schwelung und Hochtemperaturentgasung der Braunkohle begründete sich früher im wesentlichen nur auf praktischen Erfahrungen. Sichere thermische Kennzahlen, insbesondere über die spezifischen Wärmen von Braunkohlen, Braunkohlenkoksen und von Koksaschen sowie über die entsprechenden Wärmeleitzahlen als Grundlagen für die Wärmeübertragung beim Erhitzungsvorgang wurden erstmalig von E. Terres und Mitarbeitern¹⁾ größenordnungsmäßig ermittelt.

Die Schwelwärme der Trockenkohle wächst bis 300° annähernd mit dem Wärmeinhalt der Reinkohle, da die Zersetzungswärme gering ist. Bis 500° steigt die Schwelwärme auch nur wenig an, da die Zersetzung der Kohle im Bereich der Schwelung mit einer Wärmeentwicklung von etwa 120—140 kcal je kg Reinkohle (als Mittelwert) verbunden ist. Erst bei einer weiteren Steigerung der Verkokungstemperatur erhöht sich die Verkokungswärme. Sie erreicht bei 920° einen mittleren Wert von rd. 360 kcal/kg Reinkohle.

Die Zersetzungswärme, bewirkt durch den Ablauf von wärmefreigebenden und wärmeverbrauchenden Reaktionen bei der pyrogenen Zersetzung, die sowohl positiv als auch negativ sein kann, bildet die Differenz der Schwel- oder Verkokungswärme gegenüber den in den Verkokungserzeugnissen bei der betreffenden Zersetzungstemperatur gespeicherten Wärme einschließlich der äußeren Arbeitsleistung des Entgasungsgases. Bis 300° ist die Zersetzung unbedeutend und entsprechend sind die damit verbundenen Wärmevorgänge verhältnismäßig gering. Im gesamten Temperaturgebiet oberhalb 300° ist die Zersetzungswärme positiv, sie erreicht bei etwa 700° einen Höchstwert mit 140 kcal/kg Reinkoks und fällt von da ab mit steigender Temperatur wieder langsam ab.

Die spezifische Wärme ist bei den Koksen um so größer, bei je niedriger Temperatur sie hergestellt worden sind (rd. 0,345 kcal/kg Rohkoks), um von 600 bis 650° an mit 0,335 kcal/kg an praktisch gleich zu bleiben und bei 900° in die spezifische Wärme des Graphits überzugehen. Die spezifischen Wärmen der Rohkokse setzen sich additiv zusammen aus derjenigen des Reinkokses und der Asche.

In bezug auf Einzelheiten über den Wärmeübergang bei der Schwelung und Verkokung wird auf die obengenannte Arbeit von E. Terres verwiesen.

¹⁾ Angew. Chem. 48 (1935), S. 17.

Verwendung von Braunkohlenschwelerzeugnissen.

Das bei der Schwelung oder Hochtemperarentgasung der Braunkohle anfallende Rohgas ist infolge seines hohen Gehaltes an Kohlendioxyd, der 20—40% der Gesamtmenge beträgt, von nur geringem Wert. Es dient daher allgemein zur Beheizung der Entgasungsöfen. Nur die Grube Leopold, Edderitz gibt einen Teil ihres bei der Braunkohlenschwelung in Geißenöfen erhaltenen Schwelgases nach Entfernung des Kohlendioxyds und Schwefelwasserstoffs durch eine Druckwasserwäsche bei 10 at an das Gaswerk Dessau ab, in dem es nach Entspannung und Mischung mit Steinkohlenwassergas als Stadtgas zur Verteilung gelangt.

Die neuere Entwicklung der Braunkohlenschwelung mit dem Ziel, neben einem hochwertigen Schwelteer einen stückfesten, harten Schwelkoks zu erzeugen, hat sich in ihrer Bedeutung wesentlich ausgeweitet und es ist anzunehmen, daß in Zukunft größere Mengen an Braunkohlenschwelgas in die Gaserzeugung eingegliedert werden.

Die Verwendung von sonstigen Braunkohlenerzeugnissen, insbesondere von Braunkohlenteer zur Karburatation von Schwachgasen ist zwar möglich, Teere werden im Interesse der heimischen Treibstoffwirtschaft jedoch nicht mehr hierfür freigegeben.

B. Unmittelbare Erzeugung von Stadtgas aus Braunkohle.

1. Ältere Verfahren.

Die Entwicklung von Verfahren zur Erzeugung von Stadtgas aus Braunkohle ist in folgenden zwei Richtungen erfolgt:

1. Zerlegen der Entgasung in Teilvorgänge und Mischung der Gase,
2. Erzeugung des Gases in einem einzigen Arbeitsgang.

So hat vor allem die Gesellschaft zur Förderung der Braunkohlengaserzeugung unter der Leitung von K. Bube¹⁾ und R. Heinze die Möglichkeit geprüft, vorhandene Steinkohlenentgasungsöfen auch für die Braunkohlengaserzeugung zu verwenden. Hierfür erwiesen sich vornehmlich die Vertikalkammeröfen mit stetiger und nichtstetiger Beschickung als brauchbar. So wurde im Gaswerk Dresden²⁾ aus mitteldeutschen Briketts mit rd. 12% Teerergiebigkeit in stetig betriebenen Vertikalkammern eine Gasausbeute von 717 Nm³ Gas/t Briketts (bezogen auf 5% Kohlendioxydgehalt) und einem Heizwert von 4550 kcal/Nm³ erzielt. Wichtig war dabei vor allem, daß oberhalb der eingesetzten Kohle stets ein freier Raum von etwa 1,50 m Höhe verblieb, der zu einer weitgehenden Krackung der Teerdämpfe diente.

¹⁾ K. Bube, Von den Kohlen und Mineralölen, Band I, 1928, S. 17.

²⁾ K. Schmidt, Gas- und Wasserfach 71 (1928), S. 1153.

Zur Anwendung gelangten hierbei sog. Gasbriketts der Anhaltischen Kohlenwerke mit folgender durchschnittlicher Zusammensetzung:

Rohanalyse		Schwelanalyse	
Gehalt an Wasser . . .	11,27%	Koksausbeute . . .	51,72%
» » Asche . . .	9,80%	Teerausbeute . . .	12,20%
» » flücht.		Schwelwasser	16,80%
Bestandteilen	31,03%	Gasausbeute	
Reinkoks	57,70%	(15°, 760 Torr) . . .	135,2 l/kg

Die Entgasung dieser Briketts in Horizontalretortenöfen ergab bei 190 kg Einsatz je Retorte und einer Garungsdauer von 6 h eine Gasausbeute von 398 Nm³/t Briketts mit einem durchschnittlichen oberen Heizwert von 4030 kcal/Nm³. Wesentlich günstiger war die Ausbeute im Vertikalkammerofen mit wandernder Ladung, wie dies die nachstehende Zahlentafel 11 zeigt:

Zahlentafel 11

Ergebnisse der Braunkohlenhohtemperaturentgasung im Gaswerk Dresden.

	Horizontalretorte		Vertikalkammerofen mit wandernder Ladung		Doppelgaserzeuger	
		umgerechnet auf 5% CO ₂		umgerechnet auf 5% CO ₂		umgerechnet auf 5% CO ₂
Gasausbeute Nm ³ /t	398	370	850	717	845	778
Gaszusammensetzung CO ₂ . . . %	12,0	5,0	20,7	5,0	13,0	5,0
sKW . . . %	2,2	2,3	1,6	1,9	0,0	0,0
O ₂ . . . %	0,2	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0
CO . . . %	21,7	23,4	17,1	20,5	26,9	32,3
H ₂ . . . %	43,5	46,9	32,7	39,2	40,9	44,7
CH ₄ . . . %	14,3	15,4	20,6	24,7	6,9	7,5
N ₂ . . . %	6,3	6,8	7,3	8,7	9,6	10,5
oberer Heizwert . . . kcal/Nm ³	4030	4350	3800	4550	3050	3330
Dichteverhältnis (Luft = 1) . . .	0,595	0,520	0,714	0,552	0,665	0,585

Im Verhältnis zur Entgasung von Steinkohle erfolgt die von Braunkohle wesentlich rascher. Der Koks wies dagegen eine nur geringe Festigkeit und Großstückigkeit auf.

Weitere Versuche wurden von K. Schmidt¹⁾, Halle, im Gaswerk Halle mit einem Block von nichtstetig betriebenen Vertikalretorten durchgeführt (vgl. Abb. 27). Von den zehn in zwei Reihen angeordneten Retorten dienten sieben zur Entgasung, die restlichen drei dagegen blieben leer, um darin die Kohlenwasserstoff- und Teerdämpfe zu kracken. Unter

¹⁾ K. Schmidt, Gas- und Wasserfach 75 (1932), S. 195.

Verwendung gleicher Braunkohlenbriketts wie in Dresden wurde eine Gasausbeute von 700 Nm³/t mit einem Heizwert von 4040 kcal/Nm³ bei 6% Kohlendioxydgehalt des Gases erhalten.

Bei dem Verfahren von Ahrends¹⁾ (vgl. Abb. 28) wird die Entgasung der Braunkohle in einer von außen beheizten Stahlretorte bei gleichzeitigem Durchleiten von hochüberhitztem Wassergas als Spülgas durchgeführt. Das letztere und die Entgasungserzeugnisse ziehen in der gleichen Richtung wie die Kohle von oben nach unten durch die Retorte, sie werden erst dicht oberhalb eines Trennschiebers, der die Verbindung zu dem darunter befindlichen Wassergaserzeuger bildet, abgezogen.

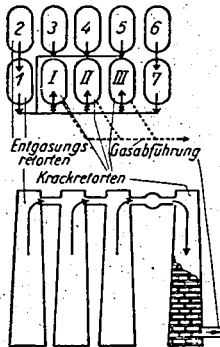


Abb. 27. Versuchsanordnung Gaswerk Halle.

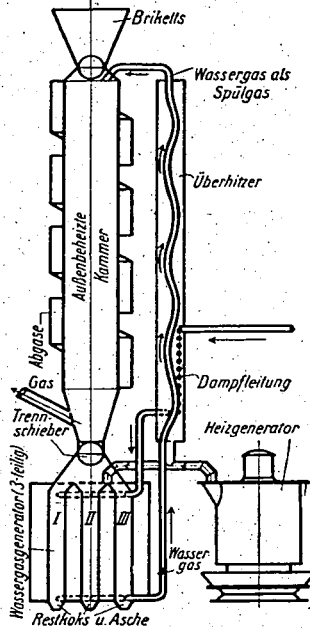


Abb. 28. Versuchsanordnung Ahrends.

Die Überhitzung der Schwelzerzeugnisse an dem glühenden Koks führt zu deren vollständiger Krackung zu gasförmigen Kohlenwasserstoffen. Bei der Verarbeitung von Braunkohlenbriketts wird ein Brikettkoks von stückiger Beschaffenheit erhalten. Dieser dient ganz oder teilweise zur Wassergaserzeugung. In einer Versuchsanlage auf dem Gaswerk Merseburg wurde bei einer Ausstehzeit von 6 bis 8 h eine Gasausbeute von 700 bis 800 m³ Gas/t Briketts erzielt.

Bei den sonstigen mehrstufigen Verfahren, denen von Th. Schmidt-RWE und der Eintracht, wird der Entgasungsvorgang noch weiter unterteilt.

Eine grundsätzliche Darstellung des Th. Schmidt-RWE-Verfahrens vermittelt die Abb. 29. Bei diesem wird Rohbraunkohle in der ersten

¹⁾ H. Dobert, Gas- und Wasserfach 75 (1932), S. 99.

Stufe zunächst getrocknet und vorentgast (Abspaltung von CO_2 und H_2S), in der zweiten geschwelt und in der dritten bei hohen Temperaturen nachentgast. In der vierten Stufe wird an dem Koks der in der Trockenzone abgespaltene Wasserdampf umgesetzt und gleichzeitig das Kohlendioxyd zu Kohlenoxyd reduziert, wobei der Koks vollständig vergast wird. Schließlich wird in der fünften Stufe das Schwelgas auf 650° nacherhitzt und gekrackt. Die bei 3—5 einzeln anfallenden Gase der Hochtemperaturentgasung, der Wassergasbildung und Schwelgaskrackung können in beliebiger Weise gemischt werden, überschüssiges Wassergas dient zur Unterfeuerung des Ofens.

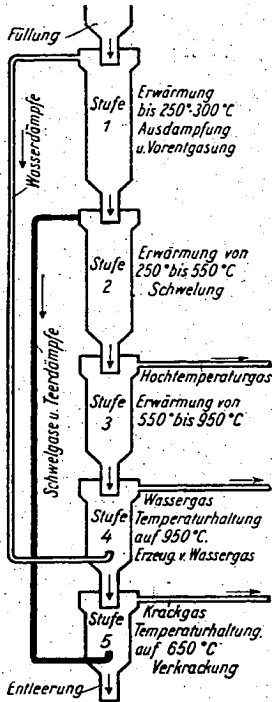


Abb. 29. Verfahren Th. Schmidt-RWE.

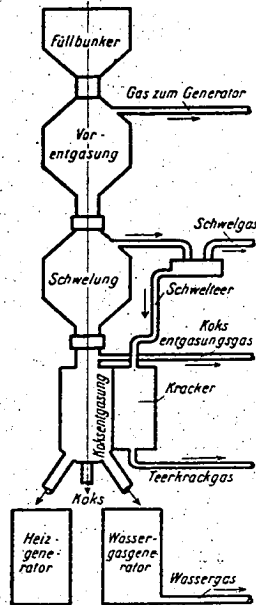


Abb. 30. Eintracht-Verfahren.

Bei dem Eintrachtverfahren (vgl. Abb. 30) erfolgt stufenweise die Trocknung der Kohle bis rd. 300° , wobei gleichzeitig Kohlendioxyd und Schwefelwasserstoff abgespalten werden und daraufhin die Schwelung bis zu einer Temperatur von 600° . Das Schwelgas wird nach Abtrennung des Teers als erste Gasfraktion in Gasbehältern gesammelt. In der dritten Stufe wird der Schwelkoks bei 1200° nachentgast. Getrennt

hiervon wird der Schwelteeer in einer Retorte mit überhitztem Wasserdampf gekrackt und der Koks zu Wassergas vergast. Diese Gase werden ebenfalls zunächst in Behältern gesammelt und daraufhin gemischt.

Sämtlichen dieser Verfahren ist bislang ein dauernder technischer Erfolg versagt geblieben.

2. Gleichstromentgasung nach dem Didier-Bubiag-Verfahren.

Das älteste Verfahren, das sich zur Stadtgaserzeugung im Dauerbetrieb seit nahezu zehn Jahren bewährt hat, ist das Gleichstrom-Entgasungsverfahren. Die erste Anlage dieser Art wurde im Jahre 1929 auf dem Gaswerk Kassel durch die Didier-Werke A.-G. Berlin in Gemeinschaft mit der Braunkohlen- und Brikett-Industrie A.-G. (Bubiag), Berlin, erstellt¹⁾.

Bei dem Gleichstromentgasungsverfahren wird die Vergasung von jüngeren Brennstoffen, insbesondere von Lignit oder mulmiger Braunkohle in stehenden, von außen auf 1000—1350° beheizten Vertikal-kammern vorgenommen, denen der Brennstoff am oberen Ende stetig zugeführt und der entgaste Koks nach Durchlaufen einer Kühlzone stetig entzogen wird. Im Gegensatz zu den sonstigen Hochtemperatur-entgasungsöfen werden die Gase jedoch nicht am oberen Kammerende abgeführt. Sie werden vielmehr im oberen Kammerteil gezwungen, im gleichen Sinne mit dem entgasenden Koks nach unten zu wandern. Dabei werden sie an dem als Katalysator wirkenden glühenden Koks weitgehend aufgespalten und erst nach Durchlaufen eines in seiner Länge einstellbaren Weges etwa in halber Höhe der Kammer abgeführt. Gleichzeitig wird in den nach unten weiter wandernden glühenden Koks von unten her im Gegenstrom Wasserdampf eingeblasen, der den Koks kühlt und in höheren Zonen in Wassergas umgewandelt wird.

Die Erzeugung des Rohgases erfolgt somit in einem Arbeitsgang und bedarf nur noch der auch sonst bei Entgasungsverfahren üblichen Reinigung von Teer, Ammoniak und Schwefelwasserstoff. Dämpfe von Benzolkohlenwasserstoffen sind im Gas infolge seiner Überhitzung in nur geringer Menge enthalten. Als neuen Bestandteil weist das rohe Braunkohlengas mehr als 10% Kohlendioxyd auf, das mittels eines neu entwickelten Verfahrens mit Pottaschelösung (vgl. S. 57) ausgewaschen wird. Nach Senkung des Kohlendioxydgehaltes entsprechen die Brenneigenschaften und der Heizwert des nach diesem Verfahren erzeugten Braunkohlengases völlig den Eigenschaften des normgerechten Stadtgases aus Steinkohle.

Die Betriebsweise dieser stetig betriebenen Vertikalöfen erfolgt in gleicher Weise wie die der entsprechenden Steinkohlenentgasungsöfen

¹⁾ W. Allner, Gas- und Wasserfach 74 (1931), S. 305; 78 (1935), S. 438; Chem. Fabrik 8 (1935), S. 344; Braunkohle 34 (1935), S. 419; Zeitschr. VDI 79 (1935), S. 1487.

ohne Feuererscheinungen, Staub- oder Geruchsbelästigungen. Der anfallende Teer und das Gaswasser haben infolge ihrer Überhitzung im wesentlichen die gleiche Zusammensetzung wie bei der Hochtemperatur-entgasung der Steinkohle. Insgesamt ergibt sich, daß die Beschaffenheit der Entgasungserzeugnisse weniger durch die Eigenschaften des entgasten Rohstoffes als vielmehr durch die Erhitzungstemperatur und ihre Aufenthaltsdauer in den Zonen hoher Temperatur beeinflußt wird.

Zur Erzielung einer bestimmten Gaszusammensetzung müssen beim Gleichstromverfahren die vier Bedingungen:

Wanderungsgeschwindigkeit der Kohle (Kohlendurchsatz), Ofentemperatur, Dampfzusatz zum Unterteil der Kammer und Entnahmestelle der Gase aus der Kammer aufeinander abgestimmt werden.

Mit den gleichen Mitteln läßt sich auch die tägliche Gaserzeugung der Ofenanlage ohne Schwierigkeiten innerhalb ziemlich weiter Grenzen dem wechselnden Gasbedarf des Werkes anpassen. Da auch ein Reinigen der Kammern von Graphit in fast einjährigem Dauerbetrieb nicht erforderlich war, wird die Lebensdauer des Braunkohlenofens günstig beeinflußt.

Ein beliebiger Gasheizwert wird also beim Gleichstromverfahren dadurch eingestellt, daß die Kohlenwasserstoffe des Schwelgases und des Teeres innerhalb der Kammer mehr oder weniger weit gespalten werden und daß mehr oder weniger Wasserdampf der Kammer zur Erzeugung von Wassergas zugesetzt wird. Während man bei Stadtgas auf Erhaltung einer bestimmten Menge an Kohlenwasserstoffen zur Er-

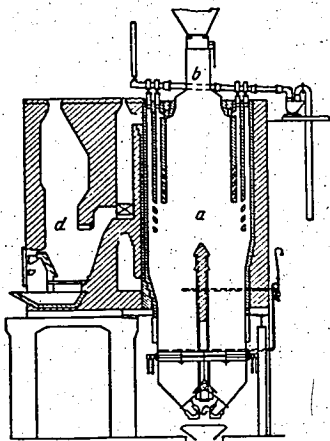


Abb. 31. Schnitt durch den Gleichstrom-Entgasungs-ofen.

zielung des gewünschten Heizwertes arbeiten muß, läßt sich der gleiche Ofen auch so betreiben, daß bei stärkerer Spaltung die Kohlenwasserstoffe vollkommen zerstört werden und ein von Kohlenwasserstoffen praktisch freies Wassergas, das sog. Synthesegas, erzielt wird (vgl. S. 50).

Mit dem Gleichstromverfahren ist daher eine neue Arbeitsweise in die Gastech-nik eingeführt worden.

Die Anlage zur Braunkohlenentgasung in Kassel wurde auf Grund der zunächst gesammelten Erfahrungen im Jahre 1934 auf zwei Kammern ausgebaut, die sich seit Oktober 1934 im Dauerbetrieb befindet. Ihre Jahresleistung beträgt rd. 2,5 Mio m³.

Den Schnitt durch eine Kammer *a* des Gleichstromofens zeigt die Abb. 31. Sie ist

mit einer selbsttätigen Beschickungsvorrichtung *b* und einem Koksaustrag *c* versehen. Der letztere besteht aus einem von außen mittels eines langsam laufenden Motors in Bewegung gesetzten Abstreicher, der eine bestimmte Koksmenge in zwei gegen die Außenluft abgeschlossene Taschen wirft. Die Beheizung mit überschüssigem Koks erfolgt in dem seitlich angebauten Generator *d*.

Versuchsergebnisse unter Verarbeitung verschiedener deutscher Braunkohlenbriketts zeigt die nachstehende Zusammenstellung (vgl. Zahlentafel 12).

Zahlentafel 12.
Braunkohlen-Stadtgas-Ausbeuten.

Brikettsorte	A	K	J	L	B	C
Teergehalt . . . %	7,1	7,9	11,0	13,7	14,6	16,6
Heizwert des Gases H _o kcal/Nm ³	Stadtgas-Ausbeuten Nm ³ /t bei 6% CO ₂ - Gehalt bezogen auf die entgaste Kohle					
4000	600	610	705	830	870	950
4100	550	545	675	785	800	880
4200	500	485	640	740	725	825
4300	430	425	610	692	660	770

Man erkennt deutlich den Einfluß des Teergehaltes der Kohle auf die erzielbaren Gasausbeuten. Je höher der Teergehalt, um so größer ist die erzielbare Gasausbeute, wobei zu beachten ist, daß die Gasausbeute nicht nur von der Menge, sondern auch von der Art des Teeres (Kreosot- und Paraffingehalt) beeinflusst wird.

Bei Kohlen mit hohem Teergehalt muß ein Teil der Unterfeuerung des Ofens durch fremden Brennstoff gedeckt werden, in den sonstigen Fällen genügt die Koksausbeute zur Deckung des Unterfeuerungsbedarfs.

Die für die Wassergaserzeugung erforderliche Dampfmenge wird aus der fühlbaren Wärme des Rohgases gedeckt, das den Entgasungsraum mit etwa 850° verläßt und zunächst durch einen Abhitzekessel geleitet wird.

Neben Braunkohlen kann auch Torf oder nichtbackende Steinkohle im Gleichstromkammerofen entgast werden.

Versuchsergebnisse unter Verarbeitung verschiedener Braunkohlen zeigt die Zahlentafel 13.

3. Druckvergasung nach dem Lurgi-Verfahren.

Neue Wege zur Erzeugung von Stadtgas aus Braunkohle hat das Verfahren¹⁾ der Lurgi-Gesellschaft für Wärmetechnik erschlossen. Bei

¹⁾ R. Drawe, Gas- und Wasserfach 76 (1933), S. 541; Klinger, Ztschrift. Österr. Ver. Gas- und Wasserfachmännern 72 (1932), S. 151, 171; O. Hubmann, Veröffentl. der Metallgesellschaft 1933; F. Danulat, Diss. Berlin 1936; F. Danulat, Mitteilungen der Metallgesellschaft Heft 13 (1938); R. Drawe, Arch. f. Wärmewirtschaft u. Dampfkesselwesen 19 (1938), S. 201.

Zahlentafel 13.

Ergebnisse der Braunkohlengaserzeugung nach dem Gleichstrom-Entgasungsverfahren (Gaswerk Kassel).

	Nieder- lausitzer Briketts	Mittel- deutsche Briketts	Hessische Briketts	Böhmische I	Braunkohle II
	Zusammensetzung der Rohkohle				
Wasser %	17,3	12,6	15,5	29,8	36,0
Asche %	3,9	9,4	6,0	8,5	4,5
Reinkoks %	34,8	30,7	36,3	26,2	27,3
Flüchtige Bestandt. %	44,0	47,3	42,2	35,5	32,8
Heizwert H_o . kcal/kg	4940	5148	5110	4810	4500
H_u . kcal/kg	4600	4800	4770	4340	4170
Schwelanalyse nach F. Fischer					
Schwelkoks %	48,2	46,9	49,9	46,4	40,1
Schwelteer %	7,3	10,4	5,9	14,7	9,4
Schwelwasser %	10,7	9,1	9,8	1,7	6,5
urspr. Wasser %	17,3	15,5	16,5	29,8	36,0
Gas und Verlust %	16,5	18,3	17,9	7,9	8,0
Schwelgas					
Ausbeute Nm ³ /t	103	—	106	56,4	60,5
Elementaranalyse der wasserfreien Kohle					
C %	63,2	—	64,0	62,8	70,0
H %	5,0	—	5,0	7,3	4,9
S (verbr.) %	1,0	—	0,4	0,4	0,8
O %	25,4	—	23,5	17,4	17,3
Asche %	5,4	—	7,1	12,1	7,0
Geipert-Entgas.-Temp.	1100°/1100°	1100°/1100°	1100°/1100°	800°/1100°	800°/1100°
Heizwertzahl bez. auf Rohkohle					
kcal/kg	1785/1749	2133/1590	1849/1942	1045/1600	1028/1641
bez. auf Reinkohle					
kcal/kg	2115/2125	2587/1893	2185/2300	1560/2389	1500/2394
Koksausbeute . . . kg/t	492/408	403/487	407/440	408/395	448/258
Teerausbeute . . . kg/t	—/12,6	17/—	14/17	75/42,7	70,5/23,2
Rohgas:					
Ausbeute Nm ³ /t	500—795	850—1000	800—1060	350—600	600
Heizwert H_o . kcal/Nm ³	3650—3590	3800—3620	3900—3600	4880—4440	3950
CO ₂	17—14	19—17	19—17	12—10	13
Daraus nach CO ₂ - Wäsche:					
Stadtgas:					
Ausbeute Nm ³ /t	435—680	770—910	725—860	Normgas ohne CO ₂ - Wäsche	565
Heizwert H_o . kcal/Nm ³	4200—4180	4200	4200	—	4200
CO ₂ %	5—0	10—8	11—3	—	8
Inerte %	7—2	12—10	13—5	14—12	10

diesem erfolgt erstmalig die Vergasung der Braunkohle nicht bei gewöhnlichem, sondern bei erhöhtem Druck. Dadurch ist es möglich geworden, die Braunkohle vollständig zu vergasen und nach Auswaschung des Kohlendioxyds infolge der Methanbildung dennoch ein gemäß der Richtlinien über die Stadtgasbeschaffenheit einwandfreies Gas zu erzeugen. Das Koksproblem, das bei der Braunkohlenverkokung in einer im Vergleich zur Steinkohle wesentlich verschärften Form auftritt und durch die allgemein bei Braunkohle minderwertigere Koksbeschaffenheit bedingt ist, kommt völlig in Fortfall. Daneben weist die Druckvergasung noch mehrere weitere Vorteile auf. Die Vergasungsgeschwindigkeit wird durch Druckerhöhung gesteigert, dennoch verringert sich die Raumgeschwindigkeit des Gases im Vergasungsraum, so daß der Gehalt des abziehenden Gases an Flugkoks und Asche gering bleibt. Die Aufbereitung des unter erhöhtem Druck stehenden Gases, insbesondere die Abscheidung und Auswaschung der flüssigen Kohlenwasserstoffe sowie des Kohlendioxyds und Schwefelwasserstoffs durch Druckwasserwäsche bietet wesentliche Vorteile gegenüber der Aufbereitung des Gases bei Atmosphärendruck. Da der Wasserdampf an sich unter erhöhtem Druck zur Verfügung steht, bleiben die zusätzlichen Verdichtungskosten gering. Ferner kann ein Teil des Energieaufwandes für die Verdichtung bei der Entspannung des aufbereiteten Gases wiedergewonnen werden, falls das Gas nicht unmittelbar bei erhöhtem Druck einem Ferngasnetz zugeführt wird.

Bei der Druckvergasung besteht vor allem die Möglichkeit, die Gasbeschaffenheit durch die Wahl entsprechender Drucke weitgehend zu beeinflussen. Außer dem von der Kohle direkt abgespaltenen und durch Zusatz gasförmiger und flüssiger Kohlenwasserstoffe gebildeten Methan werden weitere Methanmengen durch Reduktion von Kohlenoxyd mit Wasserstoff gebildet.

Durch die Druckvergasung von Braunkohle oder auch von Steinkohle¹⁾ ist es möglich, Gase zu erhalten, deren Zusammensetzung und Brenneigenschaften denen des Stadtgases völlig gleich sind. Das Rohgas stellt ein Gemisch von Braunkohlen- bzw. Steinkohlenschwelgas und von Vergasungsgas dar, seine Zusammensetzung unterliegt Schwankungen je nach der Art der Ausgangskohle, der Generatorbelastung, des Sauerstoff-Wasserdampf-Verhältnisses und der Höhe des Druckes.

Eine Erhöhung der Methanbildung aus Kohle beim Erhitzen derselben in Wasserstoffatmosphäre ist als solche bei der Druckwärmespaltung bekannt. Über den Chemismus der Methanbildung bei der Druckvergasung liegen dagegen bisher nur wenige Angaben vor. F. Danulat (s. o.) zeigte erstmalig, daß der Methangehalt des Rohgases mit

¹⁾ Vgl. auch Report of the Joint Research Committee of the Instn. of Gas Engineers and Leeds Univ. Nr. 41 (1937), Nr. 43 (1938).

Zahlentafel 14.

Einfluß des Vergasungsdruckes auf die Zusammensetzung des erzeugten Gases (nach F. Danulat).

Bezeichnung des Brennstoffes	Braunkohle-Trockenknörpel A (faserig)				Braunkohle-Trockenknörpel B (amorph)			
	1		2		3		4	
Versuch Nr.								
Analysenwerte bezogen auf . .	Trocken-Kohle	Rein-Kohle	Trocken-Kohle	Rein-Kohle	Trocken-Kohle	Rein-Kohle	Trocken-Kohle	Rein-Kohle
I. Allgemeine Zusammensetzung:								
Brennbares %	72,44	100	71,85	100	69,13	100	69,0	100
Asche %	5,73	—	6,50	—	13,31	—	12,0	—
Wasser %	21,83	—	21,65	—	17,56	—	19,0	—
II. Heizwert:								
Verbrennungswärme H_o kcal/kg	4840	6691	4860	6759	4705	6815	4700	6815
Unterer Heizwert H_u kcal/kg	4476	6367	4490	6428	4363	6471	4350	6471
III. Elementaranalyse:								
Kohlenstoff %	51,40	71,00	50,63	70,45	47,42	68,58	47,32	68,58
Wasserstoff %	4,35	6,00	4,45	6,19	4,38	6,35	4,38	6,35
Schwefel %	0,79	1,10	1,15	1,60	2,48	3,58	2,47	3,58
Sauerstoff + Stickstoff %	15,90	21,90	15,62	21,76	14,85	21,49	14,83	21,49
Asche %	5,73	—	6,50	—	13,31	—	12,00	—
Wasser %	21,83	—	21,65	—	17,56	—	19,00	—
IV. Verkokungsprobe:								
C fix %	33,04	45,63	29,85	41,50	27,76	40,15	27,70	40,15
Flüchtige Bestandteile %	39,40	54,37	42,00	58,50	41,37	59,85	41,30	59,85
Asche %	5,73	—	6,50	—	13,31	—	12,00	—
Wasser %	21,83	—	21,65	—	17,56	—	19,00	—
V. Schwelanalyse in Aluminiumretorte:								
Teer %	8,95	12,38	10,13	14,12	12,27	17,75	12,40	17,90
Schwelwasser %	11,69	16,15	9,82	13,68	6,98	10,10	6,35	9,20

zunehmendem Vergasungsdruck ansteigt und bei 20 at ein solcher von 16% erreicht wird.

Im einzelnen zerfällt die Druckvergasung der Kohle in drei Stufen. Im oberen Teil des Druckgaserzeugers wird der Brennstoff zunächst abgeschwelt, so daß mit dem Vergasungsgas Schwelgas und Schwel-dämpfe abgeführt werden. Im Unterteil wird der gebildete Schwelkohle durch das Wasserdampf-Sauerstoff-Gemisch zu Kohlendioxyd, Kohlenoxyd und Wasserstoff vergast, und als letzte Stufe erfolgt oberhalb der

Zahlentafel 15.

**Vergasung von Kohlenstoff unter erhöhtem Druck
mittels eines Sauerstoff-Wasserdampfgemisches
(nach F. Danulat).**

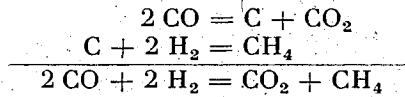
Vergasungsdruck: veränderlich. Temperatur des Vergasungsmittels: 500° C.
Gleichgewichtstemperatur: 1000° K.

Vergasungsdruck in at abs.		1	5	10	20	30	40
Zusammensetzung des wasserdampfhaltigen Roh- gases im Gleichgewichts- zustand in Vol.-%	CH ₄	2,2	7,9	11,3	14,7	16,7	17,8
	CO	43,4	25,1	18,7	14,0	11,6	10,2
	H ₂	35,6	30,3	25,9	20,9	18,1	16,4
	CO ₂	11,9	19,8	22,4	24,5	25,5	26,1
	H ₂ O	6,9	16,9	21,7	25,9	28,1	29,5
Zusammensetzung des wasserdampffreien Rohgases in Vol.-%	CH ₄	2,4	9,5	14,4	19,8	23,2	25,2
	CO	46,6	30,2	23,9	18,9	16,1	14,5
	H ₂	38,2	36,5	33,1	28,2	25,2	23,3
	CO ₂	12,8	23,8	28,6	33,1	35,5	37,0
Zusammensetzung des CO ₂ -freien Reingases in Vol.-%	CH ₄	2,7	12,5	20,2	29,6	36,0	40,0
	CO	53,5	39,6	33,4	28,2	25,0	23,0
	H ₂	43,8	47,9	46,4	32,2	39,0	37,0
Verbrennungswärme kcal/Nm ³ des Reingases		3220	3860	4350	4960	5380	5640
m ³ Reingas/m ³ Rohgas feucht		0,812	0,633	0,559	0,496	0,464	0,444
Sauerstoff- bedarf	Nm ³ O ₂ /Nm ³ Rohgas feucht	0,136	0,093	0,075	0,063	0,056	0,052
	Nm ³ O ₂ /Nm ³ Reingas	0,168	0,147	0,134	0,127	0,121	0,117
Wasser- dampf- bedarf	kg H ₂ O/Nm ³ Rohgas feucht	0,377	0,507	0,565	0,613	0,641	0,656
	kg H ₂ O/Nm ³ Reingas	0,464	0,801	1,01	1,24	1,38	1,48
Vergaster Kohlenstoff kg C/Nm ³ Rohgas feucht		0,308	0,283	0,281	0,285	0,288	0,29
Gasausbeute Nm ³ Reingas/kg C		2,64	2,24	1,99	1,74	1,61	1,53
Therm. Wirkungsgrad in %		92,1	89,6	88,2	87,1	86,6	86,3
Zersetzungsgrad des H ₂ O in %		85,3	73,1	69,2	66,0	64,7	63,3
kcal in Gasform je Nm ³ O ₂		19200	26200	32500	39100	44500	48200

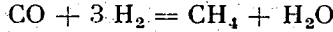
Vergasungszone die Reaktion dieser Gase mit dem heißen Schwelkoks zu Methan.

Eingehende Untersuchungen des Verfassers¹⁾ im Temperaturgebiet von 500 bis 700° und bei Drucken bis zu 80 at ergaben, daß die Synthese des Methans im wesentlichen nach den Reaktionsgleichungen

¹⁾ H. Brückner, Brennstoffchem. 20 (1939), S. 346.



erfolgt. Eine Synthese des Methans aus dem Kohlenstoffgehalt des Schwelkokes und aus Wasserstoff wurde nur bei Temperaturen oberhalb 600° im geringen Umfang festgestellt, eine Synthese aus Kohlenoxyd und Wasserstoff gemäß der Gleichung



wurde nicht beobachtet.

Die Ausbeuten an Methan steigen mit zunehmender Temperatur an, die Höchstausbeuten mit 40% Methangehalt im Reaktionsgas wurden bei einem Druck von 40 at und 700° erhalten.

Die Arbeitsweise der Druckvergasung ist in der Abb. 32 grundsätzlich dargestellt. In einer Trennanlage wird atmosphärische Luft in ihre

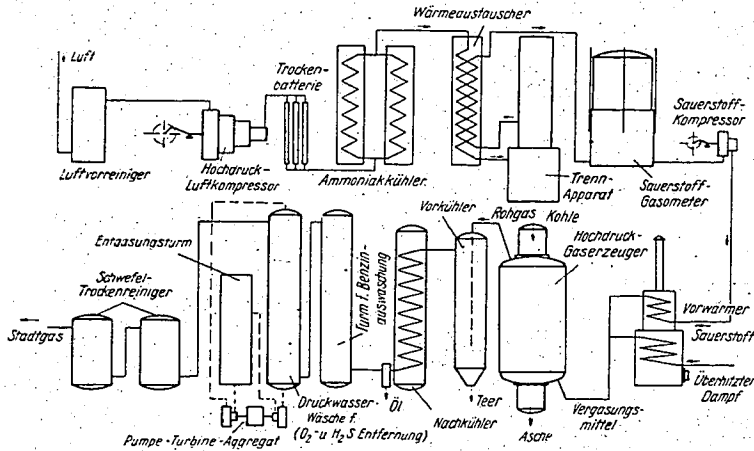


Abb. 32. Erzeugung von Stadtgas und von Synthesegas nach dem Lurgi-Druckvergasungsverfahren.

Bestandteile Sauerstoff und Stickstoff zerlegt und anschließend der Sauerstoff auf etwa 20 atü verdichtet. Gleichzeitig wird Dampf gleichen Druckes erzeugt, den man auf 500° C überhitzt. Sauerstoff und überhitzter Dampf werden gemischt und als Vergasungsmittel in den Gaserzeuger (Abb. 33) eingeleitet, in dem die Vergasung unter einem Druck von etwa 20 atü durchgeführt wird. Der Gaserzeuger ist ein druckfester, innen ausgemauert Behälter, der aus Sicherheitsgründen einen wassergekühlten Mantel besitzt. An ihn schließen sich die Schleusen für das Einbringen der Kohle und das Ausbringen der Asche an. Das Brennstoffbett ruht, wie dies auch bei den normalen Gaserzeugern der

Fall ist, auf einem drehbaren Rost, dessen Umlaufgeschwindigkeit die ausgetragene Aschenmenge bestimmt. Es gelang, die Schleusen so durchzubilden, daß die Kohle trotz des hohen Druckes in der üblichen Weise in den Gaserzeuger eingebracht werden kann, so daß ihre Vergasung stetig erfolgt. Von dem Gaserzeuger strömt das Rohgas zur Kondensationsanlage, in der stufenweise die in dem Gas enthaltenen Teere und Öle und ferner der Wasserdampf niedergeschlagen werden. Mit einer Temperatur von 20 bis 30° C verläßt das Gas die Kühler, um in einem Waschturm durch Waschöl vom Gasbenzin befreit zu werden. Das Abtreiben des aufgenommenen Benzins aus dem Waschöl geschieht durch Destillation unter atmosphärischem Druck; eine Hochdruckpumpe fördert das Waschöl wieder im Kreislauf zu dem Waschturm zurück. Auf die Kühlung des Gases und die Abscheidung der kondensierbaren Stoffe folgt eine Druckwasserwäsche, die das Kohlendioxyd und den größten Teil des Schwefelwasserstoffes aus dem Gase entfernt. Das Wasser wird hierbei im Kreislauf geführt und zunächst durch eine Hochdruckpumpe auf den Waschturm gefördert. In Berührung mit dem Gas nimmt es aus diesem das Kohlendioxyd und den Schwefelwasserstoff auf. Es wird daraufhin über eine Turbine auf atmosphärischen Druck entspannt, zur weiteren Entgasung in einem Turm belüftet und über die Hochdruckpumpe in den Waschturm zurückgeführt. Schließlich wird der restliche Schwefelwasserstoff in einer Trockenreinigungsanlage unter Druck entfernt. Unter dem Vergasungsdruck steht das Gas den Ferngas- oder den Verteilleitungen zur Fortleitung zur Verfügung.

Eine erste Betriebsanlage dieser Art wurde im Jahre 1936 im Auftrage der A.-G. Sächsische Werke, die bei der praktischen Verwirklichung des Verfahrens von Anfang an mitgearbeitet hatte, in Hirschfelde i. Sa. in Betrieb genommen. Sie besteht aus zwei Gaserzeugern von je 1,2 m Durchmesser und deckt vollständig den Gasbedarf der Stadt Zittau, der jährlich etwa 3,5 Mio m³ beträgt. Der für die Vergasung benötigte Sauerstoff wird in diesem Falle von der Luftzerlegungsanlage eines benachbarten Kalkstickstoff-Werkes geliefert. Für die mittlere Tagesleistung von 10000 m³ ist der Betrieb eines Gaserzeugers ausreichend, der mit etwa $\frac{2}{3}$ -Last gefahren wird.

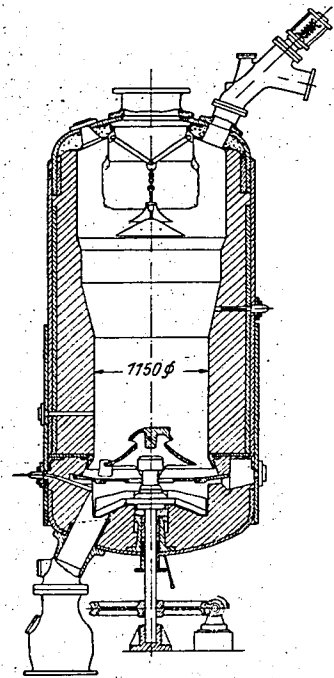


Abb. 33. Hochdruckgaserzeuger.

Die bei dem Abnahmeversuch mit der Anlage erzielten Ergebnisse waren folgende:

Ergebnisse des Leistungsversuches.

A. Allgemeines.

Kohle (Braunkohlen-Trockenknorpel).

1. Allgemeine Zusammensetzung:

Brennbare Substanz . . .	67,5%
Asche	5,1%
Wasser	27,4%

2. Elementarzusammensetzung:

Kohlenstoff	50,30%
Wasserstoff	3,45%
Schwefel (brennbar)	0,70%
Sauerstoff und Stickstoff .	14,74%
Asche	5,21%
Wasser	25,60%

3. Schwelung der Versuchskohle:

Teer	10,2%
Schwelwasser	34,8%
Koks	44,9%
Gas und Rest	10,1%

4. Siebanalyse:

> 5 mm	39,2%
2—5 mm	56,8%
1—2 mm	2,5%
0,5—1 mm	0,7%
< 0,5 mm	0,8%

5. Heizwert:

H_o	4730 kcal/kg
H_u	4390 kcal/kg

6. Vergaste Kohlenmenge 21500 kg/24 h

7. Schachtbelastung 746 kg/m² h.

B. Zusammensetzung von Roh- und Stadtgas:

Rohgas		Stadtgas	
CO ₂ + H ₂ S	30,6%	CO ₂	3,0%
sKW	0,6%	sKW	0,5%
O ₂	0,1%	O ₂	0,1%
CO	16,5%	CO	22,8%
H ₂	34,0%	H ₂	48,7%
CH ₄	16,3%	CH ₄	22,6%
N ₂ + Rest	1,9%	N ₂ + Rest	2,3%

C. Eigenschaften des Stadtgases und Ergebnisse der Sonderbestimmungen:

Oberer Heizwert des Gases	4280 kcal/Nm ³
Dichteverhältnis (bez. auf Luft = 1)	0,448
Ammoniak	0,28 g/100 Nm ³
Schwefelwasserstoffgehalt nach der Druck- (wasserwäsche und vor der Schwefelrest- reinigung	0,15 g/100 Nm ³
Stickoxyd im Stadtgas	0,052 cm ³ /Nm ³
Gesamtschwefel im Stadtgas	1,0 g/100 Nm ³

D. Leistungszahlen:

Erzeugte Gasmenge (0°, 760 Torr, tr)	16020 Nm ³ /24 h
Gasausbeute je t Trockenkohle	760 Nm ³ /t
Gasausbeute je t Reinkohle	1128 Nm ³ /t
Sauerstoffverbrauch	0,15 Nm ³ /Nm ³
Teerausbeute	77% des Ergebnisses in der Aluminiumretorte.

Die Wärmebilanz des Verfahrens zeigt die Abb. 34. Nachdem die erste Betriebsanlage in Hirschfelde sich in mehrjährigem Betrieb bewährt hat, wird zur Zeit eine Großanlage nach diesem Verfahren in Mitteldeutschland errichtet, die erstmalig zur Ferngasversorgung eines größeren Gebietes mit Braunkohlengas dienen wird.

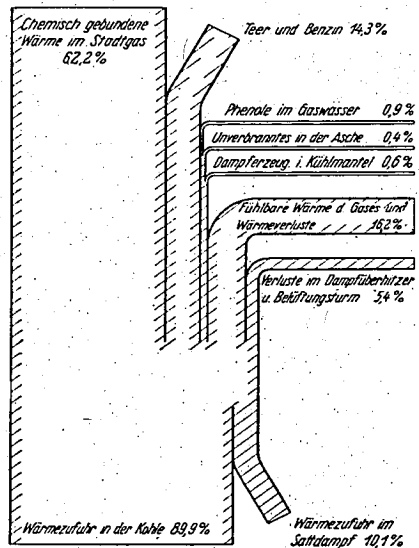


Abb. 34. Wärmebilanz des Lurgi-Druckvergasungsverfahrens.

III. Torfverkokung.

Die im nord- und ostdeutschen Flachland vorhandenen riesigen Torflager legen den Gedanken nahe, diesen fossilen Brennstoff ebenfalls zur Gaserzeugung heranzuziehen. Weitere große Torflager befinden sich in den baltischen Staaten, in Rußland, Dänemark und Irland. Allein im Altreich bestehen über 17 000 km² aus nichtkultiviertem Torfmoor mit einem geschätzten Vorrat von über 7 Mia t Torf (lufttrocken gerechnet); bei einem Heizwert von 3500 kcal/kg entspricht dies nahezu 3,5 Mia t Steinkohle mit einem Wert im geförderten Zustand von etwa 80 Mia RM. Wenn auch nur rund ein Viertel dieser Lager als abbauwürdige Hochmoore vorliegen, so stehen doch riesige Brennstoffvorräte zur Verfügung. Gleichzeitig könnte durch den Torfabbau wertvolles Kulturland für Siedlungszwecke geschaffen werden.

Die bei der industriellen Abtorfung gewonnenen Brennstoffmengen werden zum größten Teil als Brenntorf verwendet. Die geringe Festigkeit der Torfbriketts¹⁾, das niedrige Schüttgewicht von nur etwa 300 bis 350 kg/m³ und der infolge des im lufttrockenen Zustand noch 25 bis 30% betragenden Wassergehaltes nur 3500—4000 kcal/kg ergebende Heizwert macht diese Torfbriketts nur in einem Umkreis von 50 bis 80 km wettbewerbsfähig gegen sonstige feste Brennstoffe. Ebenso hat die Elektrizitätserzeugung aus Torf und die Erzeugung von Torfstreu, Torfplatten für Isolierungszwecke und Torfwohle nur beschränkte Anwendung finden können.

Von den verschiedensten Möglichkeiten der Torfverwendung stellt die Torfverkokung die günstigste und zugleich nationalwirtschaftlich zweckmäßigste Lösung dar.

Die Verkokung des Torfes vollzieht sich derart, daß zunächst im Temperaturbereich von 100 bis 200° das hygroskopisch gebundene Wasser abgespalten wird. Anschließend entweichen infolge der Zersetzung der Torfsubstanz Kohlendioxyd, 5—12% Zersetzungswasser und schließlich oberhalb 280—300° Teerdämpfe und Zersetzungsgase unter allmählicher Schwarzfärbung des Torfes. Bei weiterer Erhitzung des Schwelkokses vollzieht sich unter Nachentgasung allmählich eine Graphitierung des Torfkokes. Die Verschwelung des Torfes liefert, auf die Trockenmasse bezogen, folgende Ausbeuten (Einzelbeispiele):

¹⁾ G. Keppeler und K. Wiese, Brennstoffchem. 20 (1939), S. 261.

Verfahren	Koks- ausbeute %	Teer- ausbeute %	Gasmenge l/kg	Gaszusammensetzung					
				CO ₂ %	sKW %	CO %	H ₂ %	CH ₄ %	N ₂ %
Schwelung in der Aluminiumretorte bis 550° ¹⁾	46,6	6,9	150	45,0	1,6	19,4	7,2	25,3	1,5
Verkokung nach Wielandt bis 600° ²⁾	40—48	4—8	200—300	25	1	8,5	22	14,5	29
Schwelung im Schwelofen der C. T. R. ³⁾	40—45	9,6—14,5	120—170	47	4	25	8	12	4

¹⁾ G. Keppeler, Stahl & Eisen 46 (1926), S. 631, 742.

²⁾ W. Wielandt, Angew. Chem. 48 (1935), S. 632.

³⁾ K. Kräpf und A. Schwinghammer, Chem. Fabrik 12 (1938), S. 195.

Der in ziemlich festen Stücken von stumpf- bis schwarzgrauer Farbe mit einem Schüttgewicht von 250 bis 325 kg/m³ anfallende Torfkoks besitzt folgende chemische Zusammensetzung: 80—85% C, 2% H, 6% O, 0,3% S (davon verbrennlich 0,1%), 0,05% P, 3—4% hochschmelzende Asche. Sein Heizwert beträgt 7000—7500 kcal/kg. Der Torfteeer ist leichter als das Schwelwasser, er besteht zu etwa 15—25% aus Solaröl und Kreosotöl, zu 50—60% aus Motorenöl, zu 20—25% aus Hartparaffin und zu 5—10% aus Pech. Das Schwelwasser enthält, bezogen auf die Ausgangsmenge an Torf, etwa 0,25% Ammoniak, 1% Essigsäure, 0,5% Methanol und 0,5% Azeton.

Das Torfgas ähnelt in seiner Zusammensetzung sehr dem Braunkohlenschwelgas. Infolge seines hohen Gehaltes an Kohlendioxyd beträgt sein Dichteverhältnis rd. 1,3, ferner weist es infolge seines hohen Inertgasgehaltes sehr ungünstige Brenneigenschaften auf. Nach Auswaschung des Kohlendioxyds und bei einer Verminderung der Saugung zwecks Erniedrigung des Stickstoffgehaltes würde jedoch ein Gas erhalten, das der Stadtgaszusammensetzung ziemlich ähnlich ist. Bisher wird das Gas nur zur Unterfeuerung verwendet.

Die bisher einzige technische Anlage zur Torfverkokung der Torfkoks-G. m. b. H., in Elisabethfehn in Oldenburg besteht aus einer Dreikammerofenanlage mit stehenden, stetig betriebenen Vertikalretorten¹⁾. Die Beheizung derselben erfolgt von außen mit Torfgas. Die Retorten besitzen einen langen schmalen Querschnitt und sind an den Schmalseiten abgerundet. Ferner ist die Retorte unterteilt, der obere Teil, der auf geringere Temperaturen aufgeheizt wird, besteht aus Gußeisen, der untere aus Schamottemauerwerk. Der letztere verjüngt sich und ist mit einem Deckelverschluß zur Entnahme des fertigen Torfkokes versehen.

Zwei Gasabgänge befinden sich in etwa $\frac{1}{3}$ Höhe der Retorten. Ursprünglich wurden die in der oberen Trocknungszone abgespaltene

¹⁾ Hoering und Mjoen, DRP. 158032.

Wasserdämpfe durch das entgaste Gut hindurchgeführt, die damit verbundene Wassergasbildung hatte jedoch eine Verschlechterung des Kokes, insbesondere eine Anreicherung der Asche zur Folge. Die Rückgewinnung der Abhitze erfolgt rekuperativ, so daß die Abgase den Ofen mit etwa 200° verlassen. Der Koks kühlt sich im Unterteil der Retorten ab und wird mit einer Temperatur von etwa 150° abgezogen. Die überschüssige Gasmenge wird nach Abzug des Eigenverbrauchs für die Unterfeuerung und für den Kraftbedarf von W. Wielandt (s. o.) zu etwa 300—500 kcal/kg Koks angegeben.

Da Elisabethfehn bisher die einzige Torfkokserzeugungsstätte darstellt, hat Torfgas bisher noch keine technische Anwendung finden können.

Sonstige vorgeschlagene Torfverkokungsmethoden sind entweder nicht zur Ausführung gelangt oder die entsprechenden Anlagen wurden binnen kurzer Zeit wieder stillgelegt¹⁾.

Die Verwendungsgebiete des Torfkokes werden durch seine Eigenschaften, seinen niedrigen Asche-, Schwefel- und Phosphorgehalt und seine hohe Reaktionsfähigkeit bestimmt. Er dient als Härtepulver zur Zementierung von Eisen, zum Trocknen der Formen, zur Verhüttung von Eisenerzen in Holzkohlenhochöfen, als Ausgangsstoff für Aktivkohle und als Brennstoff in fahrbaren Generatoren.

¹⁾ G. Keppeler, Stahl & Eisen 46 (1926), S. 631, 742; W. Wielandt, Angew. Chem. 48 (1935), S. 632.