

# Gaswirtschaft

Ein Beitrag zur Prüfung der Wirtschaftlichkeit der Nebenproduktengewinnung, des Gasbetriebes für Stahlwerke und Kraftwerke und der Gasfernversorgung

von

**Rich. F. Starke**

Oberingenieur und Prokurist des  
Rheinisch-Westfälischen Elektrizitätswerkes A. G., Gasabteilung Essen



Springer-Verlag Berlin Heidelberg GmbH  
1921

# Gaswirtschaft

Ein Beitrag zur Prüfung der Wirtschaftlichkeit der Nebenproduktengewinnung, des Gasbetriebes für Stahlwerke und Kraftwerke und der Gasfernversorgung

von

**Rich. F. Starke**

Oberingenieur und Produktist des  
Rheinisch-Westfälischen Elektrizitätswerkes A. G., Gasabteilung Essen



Springer-Verlag Berlin Heidelberg GmbH

1921

ISBN 978-3-662-23666-6

ISBN 978-3-662-25752-4 (eBook)

DOI 10.1007/978-3-662-25752-4

**Alle Rechte,**

**insbesondere das der Übersetzung in fremde Sprachen, vorbehalten.**

**Copyright 1921 by Springer-Verlag Berlin Heidelberg**

**Ursprünglich erschienen bei Julius Springer in Berlin 1921.**

## Vorwort.

Die Öffentlichkeit beschäftigt sich in steigendem Maße mit der Frage der Überführung der Kohle in Gasform und der Gasverwendung. Dabei wird vielfach die rationelle Ausnutzung der Brennstoffe mit der Nebenproduktengewinnung unter der stillschweigenden Voraussetzung verbunden, daß beides zusammenfällt. Soweit anders gerichtete Meinungsäußerungen auftraten, arbeiteten sie in der Beweisführung mit gewählten Einnahmen aus Nebenprodukten und gewählten Wirkungsgraden der Feuerungsanlagen.

Die Beurteilung des ganzen Fragenkomplexes fällt leichter, wenn für die zu vergleichenden Methoden der Gaserzeugung deren festliegende Ergebnisse und für die Verwendung der Gase der Vergleich auf gleicher Grundlage durchgeführt wird.

Eine solche Beurteilung hängt ganz wesentlich ab von der Verbrennungstemperatur, der Abgasmenge — welche als Träger der entstehenden Wärmemenge auftritt — und dem Verwendungszweck — ob es auf die Herdtemperatur allein ankommt (Ofenbetrieb) oder ob ein Wärmeaustausch auf längerem Wege erforderlich ist (Dampfkesselbetrieb).

Für den ziffernmäßigen Vergleich wurde die Kohlenbasis der Vorkriegszeit Mk. 13,00/Tonne für Steinkohlen zugrunde gelegt. Es werden die erforderlichen Einnahmen aus Nebenprodukten, der Mehrkohlenverbrauch und die Kosten des Rohrleitungstransportes der Gase errechnet.

Essen, 1920.

**Rich. F. Starke.**

## Inhaltsverzeichnis.

	Seite
Einleitung . . . . .	I
A. Die Gaserzeugung . . . . .	2
I. Die Gewinnung der Nebenprodukte . . . . .	3
1. Ammoniak . . . . .	3
2. Teer . . . . .	5
3. Wert der Erzeugnisse . . . . .	7
II. Der Kohlenverbrauch . . . . .	10
1. Entgasung der Kohle . . . . .	10
2. Die Vergasung der Kohle . . . . .	11
3. Vergasung des Koks . . . . .	13
4. Vergleich der Nutzeffekte . . . . .	16
III. Die Gaserzeugungskosten . . . . .	17
1. Kokerei und Koksvergasung . . . . .	18
2. Kohlenvergasung . . . . .	20
3. Änderungen der Gaskosten durch Änderungen der Gesamt-Ausgaben oder -Einnahmen . . . . .	22
B. Die Gasfeuerung . . . . .	23
I. Der Verbrennungsprozeß . . . . .	24
1. Luftbedarf . . . . .	24
2. Beziehungen zwischen Gasvolumen, Temperatur und Druck . . . . .	24
3. Verbrennungsgleichungen . . . . .	25
4. Verbrennungstemperatur und spezifische Wärmen . . . . .	27
II. Die Verbrennung der Brennstoffe . . . . .	28
1. Normalbrennstoffe . . . . .	31
a) Steinkohle auf dem Rost verfeuert . . . . .	31
b) Normales Generatorgas . . . . .	34
2. Gase . . . . .	39
a) Leuchtgas . . . . .	39
b) Koksofenmischgas . . . . .	41
c) Koks generatorgas . . . . .	43
d) Wassergas . . . . .	47
e) Zonengeneratorgas I . . . . .	51
f) Zonengeneratorgas II . . . . .	53
g) Mondgas . . . . .	55
III. Der Wärmeübergang . . . . .	57
1. Leitung . . . . .	57
2. Strahlung . . . . .	59
3. Leitung und Strahlung . . . . .	59
4. Vergleiche der Gase mit den Vergleichsbrennstoffen . . . . .	60
IV. Gebrauchswerte der Gase . . . . .	63
1. Ofenbetrieb-Heißgase ohne Staubwaschung . . . . .	64
a) Schmelzofenbetrieb: Arbeitstemperatur 1650° (z. B. Martinofen) (normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff) . . . . .	65
b) Glühofenbetrieb: Arbeitstemperatur 1300° (z. B. Walzwerks-Wärmofen) (normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff) . . . . .	67

	Seite
c) Glühofenbetrieb: Arbeitstemperatur 1300° (z. B. Walzwerks-Wärmofen) (Steinkohle als Vergleichsbrennstoff)	70
d) Glühofenbetrieb: Arbeitstemperatur 1100° (z. B. Schmiedeofen) (normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff)	73
e) Glühofenbetrieb: Arbeitstemperatur 1100° (z. B. Schmiedeofen) (Steinkohle als Vergleichsbrennstoff)	76
f) Glühofenbetrieb: Arbeitstemperatur 900° (z. B. Temperofen) (normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff)	79
g) Glühofenbetrieb: Arbeitstemperatur 900° (z. B. Temperofen) (Steinkohle als Vergleichsbrennstoff)	82
2. Dampfkesselbetrieb-Heißgase mit und ohne Staubwaschung (Steinkohle als Vergleichsbrennstoff)	85
V. Die Wirtschaftlichkeit des Gasbetriebes	93
1. Ofenbetriebe der Stahlwerke	93
a) Mit normalem Generatorgas	93
b) Mit Leuchtgas	95
c) Mit Koksofenmischgas, Koksgeneratorgas, Wassergas	95
d) Mit Zonenvergasung	96
e) Mit Mondgas	97
f) Die Bedeutung des Mehrkohlenverbrauchs	98
g) Vergleich der Ergebnisse	101
a) Kohlenverbrauch	101
β) Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten	101
2. Dampfkesselbetriebe der Kraftwerke	103
a) Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten	103
b) Die Bedeutung des Mehrkohlenverbrauchs	105
c) Vergleich der Ergebnisse	106
a) Kohlenverbrauch	107
β) Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten	107
γ) Erforderliche Einnahmen aus Nebenprodukten unter Berücksichtigung des Fortfalls von Löhnen und Rostersatz für Rostfeuerung	108
δ) Zusammenfassung	109
3. Die Kokerei als Zentrale für Gas- und Stromlieferung	109
C. Gaserzeugung und Gasfeuerung	111
I. Schlußbemerkung zum Vergleich der Brennstoffe	111
II. Die Drehofentgasung als weiterer Vergleich	111
1. Kohlenverbrauch der Drehofentgasung und Halbkoks-Generatorgaserzeugung	112
2. Die Verbrennung der Gase	114
a) Drehofen-Destillationsgas	114
b) Halbkoks-Generatorgas	115
3. Verwendung der Gase im Ofenbetriebe	116
a) Heizung mit Drehofen-Destillationsgas	116
b) Heizung mit Halbkoks-Generatorgas	117
c) Gebrauchswerte der Gase	118
d) Wirtschaftlichkeit der Drehofentgasung in Verbindung mit Ofenfeuerung	119
4. Verwendung der Gase für Dampfkesselfeuerung	121
a) Mit Drehofendestillationsgas	121
b) Mit Halbkoksgeneratorgas	122
c) Gebrauchswerte der Gase	123
d) Wirtschaftlichkeit der Drehofentgasung in Verbindung mit Dampfkesselfeuerung	124

	Seite
D. Die Gasfernversorgung . . . . .	125
I. Berechnung von Gasfernleitungen . . . . .	125
1. Niederdruckleitungen . . . . .	125
2. Hochdruckleitungen . . . . .	126
$\alpha$ ) Mengen und Gewichtsformeln . . . . .	126
$\beta$ ) Widerstandskoeffizient $\lambda$ . . . . .	128
II. Kraftbedarf für die Kompression . . . . .	131
1. Theoretische Kompressionsarbeit . . . . .	131
2. Wirkungsgrade der Kompressoren . . . . .	131
3. Gasmaschinenbetrieb . . . . .	132
4. Kolbenkompressoren mit Gasmaschinenbetrieb . . . . .	133
a) Kraftbedarf und Gasverbrauch für je 1 cbm/sek. Fördermenge . . . . .	134
b) Die meist vorkommenden Förderverhältnisse . . . . .	134
$\alpha$ ) Niederdruckversorgungen . . . . .	134
$\beta$ ) Mitteldruckversorgungen . . . . .	135
$\gamma$ ) Hochdruckversorgungen . . . . .	136
III. Leitungskosten und Leitungsführung . . . . .	138
1. Leitungskosten . . . . .	138
2. Leitungsführung . . . . .	139
IV. Leitungsbetrieb . . . . .	139
1. Löhne . . . . .	139
2. Gasverlust . . . . .	139
V. Beispiele der Gasfernversorgung . . . . .	144
1. Industriegasvergasung . . . . .	145
a) Gastransportkosten . . . . .	145
b) Kohlentransportkosten . . . . .	152
c) Gaserzeugungskosten und Gasgebrauchswerte der an der Verwendungsstelle erzeugten Gase . . . . .	153
d) Vergleich des Gas- und Kohlentransports . . . . .	156
2. Hochdruck-Gasfernversorgung . . . . .	159
a) Gastransportkosten . . . . .	159
b) Kohlentransportkosten . . . . .	162
c) Vergleich zwischen Gas- und Kohlentransport . . . . .	162
$\alpha$ ) Für zweimalige Kompression auf der Strecke . . . . .	162
$\beta$ ) Für einmalige Kompression auf der Strecke . . . . .	164
VI. Grenzen der Gasfernversorgung . . . . .	165
1. Industriegasversorgung . . . . .	165
2. Hochdruck-Gasfernversorgung . . . . .	165
3. Allgemeines . . . . .	167
E. Zusammenfassung der Ergebnisse . . . . .	168
I. Für die Stahlwerke . . . . .	168
II. Für Kraftwerke . . . . .	171
III. Für Kraftwerke, die mit Gasfernversorgungs-Zentralen gekuppelt sind . . . . .	172
IV. Für die Gasfernversorgung . . . . .	173

## **Einleitung.**

Es soll untersucht werden, ob die rationelle Kohlenwirtschaft die restlose Überführung der Kohle in Gasform fordert. Mit den heute zur Verfügung stehenden Mitteln für die Gaserzeugung im großen kann dies nur durch Verkoken der Kohle mit anschließendem Vergasen des erzeugten Koks oder durch restlose Entgasung und Vergasung in Generatoren geschehen. Diese zwei Arbeitsgebiete stehen also als Konkurrenten gegenüber.

Für die betriebsmäßig erprobten Verfahren stehen Gasanalysen und Ausbringen-Ziffern zur Verfügung, die entweder typische Analysen-Beispiele geben oder direkt Versuchsergebnissen entnommen sind. Es ist möglich, einen Vergleich der Gas-Erzeugungs-Verfahren und der Verwendung der Gase auf gleicher Grundlage durchzuführen. Die Resultate der nachfolgenden Ermittlungen haben deshalb relativen Wert, können also als Beitrag zur Aufstellung von Richtlinien benutzt werden für die Lösung der Frage der zukünftigen Energie-wirtschaft als Teil der Kohlenwirtschaft.

Es soll nur die Verwendung von Steinkohle berücksichtigt werden. Als Preisbasis wird der Vorkriegspreis 1913: Mk. 13.— je Tonne Kohle zugrunde gelegt. Diesem Kohlenpreis entspricht das allgemeine Preisniveau, so daß zu steigenden Kohlenpreisen auch entsprechend steigende Allgemeynkosten gehören.

Diese Arbeit untersucht folgende drei Fragen, die zur Frage der Gaswirtschaft in enger Beziehung stehen:

1. Gaserzeugung: Generatoren-Vergasung oder Kokerei?
2. Gasfeuerung:
  - a) für Hüttenwerke: Gasfeuerung oder Rostfeuerung der Kohle?
  - b) für Kesselbetrieb: Wert der verschiedenen Gase für Feuerungs-zwecke.
3. Gasfernversorgung: Rohrtransport (Gas) oder Eisenbahn-transport der Kohle?



## A. Die Gaserzeugung.

Für die Aufarbeitung der Kohle kommen bekanntlich in Betracht:  
Kohlen-Ent- und Vergasung.

1. **Ohne Nebenproduktengewinnung:**
  - a) die Verfeuerung auf dem Rost,
  - b) die Erzeugung von normalem Generatorgas,
2. **Mit Nebenproduktengewinnung:**
  - a) die Erzeugung von Leuchtgas,
  - b) die Erzeugung von Koksofenmischgas,
  - c) die Zonenvergasung, d. i. Entgasung der Kohle und anschließende Vergasung des Koks (Leuchtgas und Wassergas),
  - d) der Mondgas-Prozeß und ähnliche Verfahren.

### Koks-Vergasung.

1. Die Koksgeneratorgas-Erzeugung,
2. die Wassergas-Erzeugung.

	Kohle		Koks	
			%	Beschaffenheit
Nr. I	Trockene lange Flamme (Flammkohlen) Heizwert	75,0—80,0% C 5,5— 4,5% H 19,5—15,5% O 8200 W.E.	50—60	pulverförmig, höchstens zusammengefrített
Nr. II	Fette lange Flamme (Gaskohle) Heizwert	80,0—85,0% C 5,8— 5,0% H 14,2—10,0% O 8600 W.E.	60—68	geschmolzen, aber stark zerklüftet
Nr. III	Fette (Schmiedekohle)  Heizwert	84,0—89,0% C 5,5— 5,0% H 10,5— 6,0% O 9000 W.E.	68—74	geschmolzen, bis mittelmäßig dicht
Nr. IV	Fette kurze Flamme (Kokskohle) Heizwert	88,0—91,0% C 5,5— 4,5% H 6,6— 4,5% O 9400 W.E.	74—82	geschmolzen, sehr dicht, wenig zerklüftet
Nr. V	Magere kurze Flamme (Magerkohle oder Anthrazit) Heizwert	90,0—93,0% C 4,5— 4,0% H  5,5— 3,0% O 9200 W.E.	82—92	gefrített oder pulverförmig
				je 1 kg aschenfreie Kokssubstanz Heizwert ca. 8000 W.E.

Nicht alle Kohlenarten können in Gaswerken und Kokereien verwendet werden. Für die verschiedenen Verwendungsarten der Kohle kommen die in der Tabelle auf Seite 2 wiedergegebenen Steinkohlentypen in Betracht (die Heizwerte beziehen sich auf die reine Brennstoffmasse — nach Ledebur ist gewöhnlicher Feuchtigkeitsgehalt im lufttrockenen Zustand 2—4%, gewöhnlicher Aschengehalt 2—15%).

Im allgemeinen kann gerechnet werden je 1 Tonne Kohle; bei der Destillation der Kohle:

### 1. Für die Leuchtgaserzeugung.

Im Mittel: 700 kg Koks.

„ „ 300 cbm Leuchtgas, je cbm im Mittel 5000 W.E., unterer Heizwert 0° und 760 mm Quecksilber.

### 2. Für die Kokerei.

680 bis 850, im Mittel 760 kg Koks.

Im Mittel: 300 cbm Koksofenmischgas, je cbm im Mittel 4000 W.E., unterer Heizwert 0° und 760 mm Quecksilber.

## I. Die Gewinnung der Nebenprodukte.

Für die Gewinnung der Nebenprodukte Teer und Ammoniak empfiehlt es sich, mit Rücksicht auf ihre fast ausschlaggebende Bedeutung bei der Vergasung mit Nebenproduktengewinnung in Generatoren, ausführlichere Angaben zu bringen über diese Ausbringen im Gaswerks- und Kokereibetrieb und in speziellen Generatorenbetrieben.

### 1. Ammoniak.

a) Bei der Destillation der Kohle gewonnen:

Der in der Kohle enthaltene Stickstoff findet sich im Ammoniak, der größere Teil im Koks, z. B.:

	im Koks	verflüchtigt
für westfälische Kohlen . . . . .	80%	20%
„ schlesische Kohlen . . . . .	70%	30%
„ Saar-Kohlen . . . . .	57%	43%

Für Gasanstalten wird der Stickstoff im Ammoniak vielfach wie folgt angegeben:

für westfälische Kohlen . . . . .	10,5	—14,6%	vom N der Kohle
„ schlesische Kohlen . . . . .	12,4	—21,4%	desgl.
„ Saar-Kohlen . . . . .	8,45	—13,5%	desgl.

Für Kokereien sind die Ausbringen vielfach höher:

Nach Angaben der Fa. H. Koppers, Essen<sup>1)</sup> gaben Entgasungsversuche:

0,96 bis 1,33% Sulfat für Kokskohle,  
1,35 bis 1,53% Sulfat für Gasflammkohle,  
1,29 bis 1,50% Sulfat für Gaskohle,

---

**1,0 bis 1,5 % Sulfat im Durchschnitt vom Kohlegewicht.**

Da es wichtig ist, die Ammoniakmenge möglichst groß zu erhalten, so ist zu beachten, daß Wasser in genügender Menge und bei nicht zu hoher Temperatur günstig einwirken. Ammoniak wird bei ca. 800°C gebildet und schon bei 100°C über seiner Bildungstemperatur zersetzt.

Für Kokerei- und Gaswerksanlagen kann allgemein als Höchstziffer des Ammoniakausbringens angegeben werden — wenn mit maximal 1,5% Stickstoff in der Kohle gerechnet wird, von denen bis zu 24% im Betrieb gewonnen werden können —:

$$\left(\frac{1,5}{100} \times 24\right) \times 4 = 1,44\% \text{ Sulfat (mit 25\% Ammoniak)}$$

für 1 kg Kohlenstickstoff erzielt man also maximal 0,96 kg Sulfat.

b) Bei der Vergasung der Kohle gewonnen:

Der ganze Stickstoffgehalt der Kohle wird bei der Vergasung in Freiheit gesetzt, daher ist auch eine Steigerung des Ammoniakausbringens eher möglich, wenn, wie schon erwähnt, gewisse Bedingungen eingehalten werden, die eine Zersetzung verhüten. Mond- und ähnliche Anlagen arbeiten deshalb mit großen Zusatzdampfmengen.

Bone und Wheeler veröffentlichten Versuchsergebnisse über die Steigerung des Ammoniakausbringens bei steigendem Zusatzdampf. Trenkler erweiterte diese Angaben durch eigene Beobachtungen. Danach ist zu rechnen mit<sup>2)</sup>:

Dampf je cbm Luft . . . . .	0,5 kg	0,7 kg	0,85 kg	1,0 kg
Dampfersetzung . . . . .	52%	41%	38%	34%
Wasserstoff im Gas . . . . .	21,8%	23,4%	24,8%	25,5%
Stickstoff-Ausbringen . . . . .	44,3%	51,4%	65%	67,6%

Die Dampfmenge bei Mondanlagen beträgt etwa 900 g für 1 cbm Luft (Sättigung bei 80° bis 85° C) und schwankt von 1700 bis 2500 kg für 1 Tonne Steinkohle (trocken) — (für Braunkohle 900—1700 kg). Ein Teil des notwendigen Dampfes wird durch Wärmerückgewinn aus dem Gas gedeckt.

<sup>1)</sup> Volkmann, Chem. Technol. d. Leuchtgases. Leipzig 1915, S. 41.

<sup>2)</sup> Zeitschr. d. Ver. d. Ing. 1918. Nr. 8, S. 87 u. St. u. E. 1913, Nr. 42, 1733.

Das Ausbringen an Ammoniaksulfat bei Mondanlagen ist nach Trenkler in allen Fällen — gleichgültig welcher Brennstoff vergast wird — mehr als 3 kg für 1 kg Kohlenstickstoff; das entspricht einer Stickstoffumsetzung von 64%.

## 2. Teer.

a) Bei der normalen Destillation der Kohle gewonnen:

Nach Pictet hat jeder entstehende Teer zunächst öligen Charakter. Durch Erhitzen an den Retorten- und Kammerwänden geht dieser Teer dann in den bekannten Gaswerks- und Kokereiteer über.

Das Ausbringen und die Beschaffenheit des Teers schwanken mit der Art der Kohlen und der Destillationstemperatur. Spezifisches Gewicht, Konsistenz und Zusammensetzung geben die Merkmale des Teers. Je mehr freier Kohlenstoff vorhanden, je höher das spezifische Gewicht und je benzolärmer der Teer ist, desto minderwertiger ist er.

Für Gaswerksteer geben Untersuchungen der Versuchsanstalt Karlsruhe bei Destillation in Horizontal-Retortenöfen<sup>1)</sup>:

für westfälische Kohlen . . . . .	4,3 bis 6,1%	im Mittel 5,2%
für schlesische Kohlen . . . . .	5,6 „ 6,9%	im Mittel 6,25%
für Saarkohlen . . . . .	4,9 „ 7,0%	im Mittel 5,45%

im Durchschnitt . . 5,2 bis 6,25% vom Kohlengew.

Für die Destillation der Kohlen in den verschiedenen Ofentypen der Gaswerke gibt Volkmann<sup>2)</sup>

	Vertikalöfen	Schrägöfen	Horizontalöfen
Spez. Gewicht . . . . .	1,158	1,25	1,237
Wasser . . . . .	3,0%	3,8%	2,8%
Leichtöl (170° C)	7,65%	5,29%	6,09%
Mittelöl (230° C, Karbolöl) . . . . .	9,78%	4,43%	5,26%
Schweröl (270° C)	16,55%	10,60%	9,43%
Anthrazenöl (320° C) . . . . .	17,42%	10,28%	8,90%
Pech . . . . .	45,6%	65,60%	67,52%

Für Kokereiteer geben Untersuchungen der Fa. H. Koppers, Essen<sup>3)</sup>

1,22 bis 2,75%	Teer für Kokskohle,
2,92 „ 3,35%	Teer für Gasflammkohle,
2,55 „ 2,73%	Teer für Gaskohle,

**1,22 bis 3,35%** Teer im Durchschnitt vom Kohlengewicht.

<sup>1)</sup> Volkmann, Chem. Technol. d. Leuchtgases. Leipzig 1915, S. 39 u. 40.

<sup>2)</sup> Volkmann, Chem. Technol. d. Leuchtgases. Leipzig 1915, S. 132.

<sup>3)</sup> Volkmann, Chem. Technol. d. Leuchtgases. Leipzig 1915, S. 41.

Nach Dr. A. Spilker zeigte eine längere Betriebsperiode der Destillation von Teeren verschiedener Koksofenanlagen des Ruhrgebietes folgendes Ergebnis<sup>1)</sup>:

Spez. Gewicht . . . . .	1,145 bis 1,191
Wasser . . . . .	2,69%
Leichtöl (170° C) . . . . .	1,38%
Mittelöl (230° C) . . . . .	3,46%
Schweröl (270° C) . . . . .	9,93%
Anthrazenöl (320° C) . . . . .	24,76%
Pech . . . . .	56,44%
Verlust . . . . .	1,34%

Leichtöl enthält ca. 5—15% Phenol, es wird zu Leichtbenzol, Schwerbenzol und Karbolöl aufgearbeitet.

Mittelöl enthält über 30% Naphthalin, es wird zu Naphthalin, Karbolöl (Ausgangspunkt für Phenol und Kresol) und „Naphthalinöl“ oder „Kreosot“ aufgearbeitet; das Tropf- und Nutschöl der Naphthalinpresse soll 25% bis 30% Phenole oder saure Öle enthalten.

Schweröl enthält ca. 20% feste Bestandteile, hauptsächlich Naphthalin und Öle, die in Karbolöl und Naphthalinöl I und Naphthalinöl II zerlegt werden. Naphthalinöl I liefert reines Naphthalin, Naphthalinöl II enthält 25% saure Öle.

Anthrazenöl enthält 2,5—3,5% feste Anthrazenbestandteile (=6—10% Rohanthrazen) und Anthrazenöl (mit ca. 6% Phenolen).

b) Bei der Tieftemperatur-Destillation gewonnen:

Börnstein wies bereits durch seine Versuche auf die Destillation bei niedriger Temperatur hin. Neuerdings regte Professor F. Fischer durch die Arbeiten im Kohlenforschungs-Institut in Mülheim-Ruhr diese Arbeitsweise an zwecks Gewinnung eines öligen Teers<sup>2)</sup>. Dieser wenig freien Kohlenstoff enthaltende Teer wird nach Hoffmann-Fischer auch „Urteer“ genannt. Die Versuche ergaben je Tonne Kohle:

für Fettkohle	3% Teer und 40 cbm Gas	} mit über 9000 W.E. je cbm.
für Gasflammkohle	10% Teer und 60 cbm Gas	

Urteergewinnung ist danach mit einer Verringerung des Leuchtgasausbringens verknüpft.

<sup>1)</sup> Dr. A. Spilker, Kokerei u. Teerprodukte. Halle a. S. 1918. S. 99.

<sup>2)</sup> St. u. E. 1917. Nr. 15 u. 16.

Die Versuchsteere setzten sich zusammen:

	für Fettkohle	für Gasflammkohle
Hochwertige viskose Öle (Schmieröle) . . . . .	15,2 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	10,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Paraffin . . . . .	0,4 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	1,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Nichtviskose Öle . . . . .	33,5 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	15,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Phenole . . . . .	14,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	50,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Harz . . . . .	4,2 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	1,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Pech . . . . .	19,2 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	6,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Verlust und Wassergehalt . . . . .	13,5 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	17,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>

Für einen technischen Urteer gibt Fischer an:

Hochwertige viskose Öle (Schmieröle) . . . . .	11,3 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Paraffin . . . . .	0,8 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Nichtviskose Öle (einschl. des dünnflüssigen Spindelöls Qualität 4) . . . . .	17,7 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Phenole . . . . .	37,8 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Harz . . . . .	0,7 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Pech . . . . .	15,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Verlust (einschl. 13—14 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Wassergehalt) . . . . .	16,7 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>

Eine praktische Tieftemperatur-Destillation wird in Mondanlagen vorgenommen; das Ausbringen an wasserfreiem Teer ist dort ca. 5<sup>0</sup>/<sub>0</sub> vom Kohlengewicht<sup>1)</sup>. Auch die Zonen-Generatoren liefern einen öligen Teer; Ausbringen ca. 2,7<sup>0</sup>/<sub>0</sub>.

### 3. Wert der Erzeugnisse.

#### a) Ausbringen an Nebenprodukten.

Für mittlere Verhältnisse kann man mit folgenden Ausbringen rechnen (bezogen auf das Gewicht der Kohle):

Ammoniak: ca. 1,2<sup>0</sup>/<sub>0</sub> schwefelsaures Ammoniak für den Kokereibetrieb und Zonenvergasung,

ca. 3,0<sup>0</sup>/<sub>0</sub> schwefelsaures Ammoniak für Mond- und ähnliche Vergasungsanlagen.

Teer: ca. 2,7<sup>0</sup>/<sub>0</sub> Teer für den Kokereibetrieb und Zonenvergasung.

ca. 5,0<sup>0</sup>/<sub>0</sub> Teer für Mond- und ähnliche Vergasungsanlagen.

Koks: ca. 76<sup>0</sup>/<sub>0</sub> Koks für Kokereibetrieb.

#### b) Marktpreise.

Für die Rentabilitätsberechnungen müssen bestimmte Preise eingeführt werden (je Tonne), deshalb werden Marktpreise gegeben:

<sup>1)</sup> Zeitschr. d. Ver. d. Ing. 1918. Nr. 8. St. 89.

Kohlen: Die Richtpreise des Rheinisch-Westfälischen Kohlen-syndikates betragen für Förderkohlen mit 25% Stückgehalt für:

Fettkohlen . . . . .	1910—1911: Mk. 10,50
	1911—1912: „ 10,50
	1912—1913: „ 11,25
Gas- und Gasflammkohlen . . .	1910—1911: „ 12,50—13,50
	1911—1912: „ 11,50—12,50
	1912—1913: „ 12,00—13,00
Esskohlen . . . . .	1910—1911: „ 10,00
	1911—1912: „ 10,00
	1912—1913: „ 10,75
Magerkohlen . . . . .	1910—1911: „ 10,00
	1911—1912: „ 10,00
	1912—1913: „ 10,75.

Schwefelsaures Ammoniak (= Durchschnittsverkaufspreise der Deutschen Ammoniak-Verkaufs-Vereinigung):

Zum Vergleich: Chilesalpeter . . .	1910: Mk. 170,00
	1913: „ 206,00
Ammoniak (Sulfat) . . . . .	1910: „ 210,00
	1913: „ 249,00.

Teer (Einfuhrzahlen nach den Nachrichten für Handel, Industrie und Landwirtschaft 1914 Nr. 58):

1900: Mk. 26,00
1910: „ 40,00
1912: „ 30,00.

Benzol (Einfuhrzahlen nach den Nachrichten für Handel, Industrie und Landwirtschaft 1914, Nr. 58):

1912: Mk. 290,00.

Phenol (Einfuhrzahlen nach den Nachrichten für Handel, Industrie und Landwirtschaft 1914, Nr. 58):

1912: Mk. 525,00.

Koks:

	Kokspreise (je Tonne)	Kokskohlenpreise (je Tonne)	Preisspannung
1914:	Mk. 17,00	Mk. 12,25	Mk. 5,25
1914—1915:	„ 15,50	„ 13,00	„ 2,50
1915—1918:	„ 17,50	„ 14,25	„ 3,25
Anfang 1919:	„ 58,90	„ 42,50	„ 16,40.

Die Preise der Nebenprodukte gestalten sich je nach Qualität und Konjunktur verschieden.

Für Ammoniak ist der Preis der Schwefelsäure mit Mk. 30,00 bis Mk. 40,00 je Tonne Säure = je Tonne Sulfat direkt abzusetzen.

Für den Tieftemperaturteer (Urteer) ist auch Rücksicht auf die Schmierölpreise zu nehmen, die z. B. 1914 je Tonne ca. Mk. 430,00 betragen haben.

c) Wert der Ausbringen an Nebenprodukten.

Auf Grund dieser Zahlen erhält man für die Vorkriegszeit folgende Verhältniszahlen der Einnahmen aus Nebenprodukten (beim Ammoniak sind die Schwefelsäurekosten bereits abgesetzt):

Kohlenpreis je Tonne Mk. 13,00.

a) Kokerel.

1,2%	schwefelsaures Ammoniak	= 12 kg	Mk. 170/Tonne	= Mk. 2,04	
	(abzüglich Schwefelsäure)				
2,7%	Teer	= 27 „	„	20/Tonne	= „ 0,54
0,7%	Benzolprodukte	= 7 „	„	196/Tonne	= „ 1,37
				<u>Einnahmen je Tonne Kohlen</u>	<b>Mk. 3,95</b>
					rund . . <b>Mk. 4,00</b>

β) Tieftemperatur-Vergasung.

3,0%	schwefelsaures Ammoniak	= 30 kg	Mk. 170/Tonne	= Mk. 5,10	
	(abzüglich Schwefelsäure)				
5,0%	Urteer	= 50 kg			
	mit 10% Schmierölen	=			
	0,5% = 5 kg	Mk. 400-			
	Tonne	=	Mk. 2,00		
	mit 35% Phenol = 1,75% =				
	17,5 kg	Mk. 500/Tonne	=	Mk. 8,75	
	Rest = 2,75% = 27,5 kg				
	Mk. 40/Tonne	=	Mk. 1,10		Mk. 11,85
				<u>Einnahmen je Tonne Kohlen</u>	<b>Mk. 16,95</b>
					rund . . <b>Mk. 17,00</b>

γ) Zonen-Vergasung.

1,2%	schwefelsaures Ammoniak	= 12 kg	Mk. 170/Tonne	= Mk. 2,04	
	(abzüglich Schwefelsäure)				
2,7%	Vertikalretortenteer	= 27 kg			
	mit 7% Benzol-, etc. Ölen	=			
	0,189% = 1,89 kg	Mk. 196-			
	Tonne	=	Mk. 0,37		
	mit 45% Anthrazen- etc.				
	Ölen = 1,215% = 12,15 kg				
	Mk. 54/Tonne	=	Mk. 0,65		
	Rest = 1,296% = 12,96 kg				
	Mk. 40/Tonne	=	Mk. 0,52		Mk. 1,54
				<u>Einnahmen je Tonne Kohlen</u>	<b>Mk. 3,58</b>
					rund . . <b>Mk. 3,60</b>



## II. Der Kohlenverbrauch.

Gegenüber der Verfeuerung auf dem Rost bringt die Gaserzeugung einen Kohlenmehrverbrauch. Nachstehend werden für einige Gaserezeugungsanlagen die Nutzeffekte und Brennwert-Verluste gegeben. Letzten Endes ist aber in Spezialfällen die Verwendung des betreffenden Gases zu beachten und der Vergleich zu ziehen zwischen den zur Feuerung zur Verfügung stehenden Wärmemengen, wodurch der Kohlenmehrverbrauch genauer festzulegen ist. Darauf soll später noch zurückgekommen werden bei der Besprechung der Gasfeuerungen.

### 1. Die Entgasung der Kohle.

(Leuchtgaserzeugung und Kokerei).

Nach Mahler kann man mit folgender Wärmebilanz rechnen für eine bestimmte untersuchte Kohle<sup>1)</sup> (je 1 kg Kohle):

Brennstoffheizwert . . . . .	100%	= 7423,26 W.E.
Leuchtgas (1898,87 W.E.)	= 25,6%	
Koks (4608,94 W.E.)	= 62,1%	
Teer (660,66 W.E.)	= 8,9%	
	96,6%	= 7168,47 W.E.
Destillations-Verlust . . . . .	3,4%	= 254,79 W.E.

Bei der Kohlendestillation kommen nur Gas und Koks als Brennstoffträger in Betracht; berücksichtigt man weiter, daß die Destillation einen Wärmearaufwand von ca. 663 W.E. je 1 kg Kohle<sup>2)</sup>, gleich ca. 8,3% vom Kohlenheizwert, fordert, so erhält man für die Kohlendestillation und die Vergasung im allgemeinen:

a) Leuchtgaserzeugung (je 1 kg Kohle).

(Kaltgas.)

Brennstoffheizwert . . . . .	= 8000 W.E.	= 100%
Leuchtgas 0,3 cbm je 5300 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . . .	= 1590 W.E.	= 18,875%
Koks 0,7 kg je 7000 W.E. . . . .	= 4900 W.E.	= 61,250%
	6490 W.E.	= 80,125%
ab für Ofenheizung (= 0,0947 kg Koks) . . . . .	663 W.E.	= 8,288%
Nutzeffekt: . . . . .	5827 W.E.	= 71,837%
		rund . . 71,8%

<sup>1)</sup> H. Strache, Gasbeleuchtung u. Gasindustrie. Braunschweig 1913. S. 321.

<sup>2)</sup> Gasjournal 1918. Nr. 38, S. 450.

b) Kokerei (je 1 kg Kohle).  
(Kaltgas.)

Brennstoffheizwert . . . . .	= 8000 W.E. = 100%
<hr/>	
Koksofenmischgas 0,3 cbm je 4000 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . . .	= 1200 W.E. = 15%
Koks 0,76 kg je 7700 W.E. . . . .	= 5852 W.E. = 71,15%
	<hr/>
	7052 W.E. = 86,15%
ab für Ofenheizung (=0,165 cbm Gas oder 0,0861 kg Koks) . . . . .	663 W.E. = 8,288%
	<hr/>
Nutzeffekt:	6389 W.E. = 77,862%
	rund . . 77,9%

**2. Die Vergasung der Kohle.**

Staub-, Aschen- und Kondensationsverluste bringen Abweichungen in den Nutzeffekten für die verschiedenen Kohlsorten. Für Steinkohle und mittlere Verhältnisse (aber bei hohem Teerausbringen) kann man rechnen mit:

- 3,4% Verlust in der Asche,
- 5,6% Verlust im Staub,
- 6,3% Verlust im Teer.

Für den Betrieb der Nebenprodukten-Gewinnungsanlagen und für die Erzeugung der Nebenprodukte kann man mit ca. 7,4% Verlust rechnen. Angebracht ist auch der Hinweis, daß die nasse Staubwaschung Wärmeverluste bringt.

a) Normale Generatoren (je 1 kg Kohle).  
(700° C.)

Brennstoffheizwert . . . . .	7000 W.E. = 100%
Dampf (0,33 kg = 0,0473 kg Kohle) . . . . .	4,73%
	<hr/>
	In den Generator . . 104,73%
Generatorgas: 3,9 cbm je 1129 cbm (unt., 0°, 760 mm Quecksilber) . . . . .	4403 W.E. = 62,90%
Fühlbare Wärme 700° C:	
für CO <sub>2</sub> 0,075 × (0,556 × 700) = 29,19 W.E.	
für perm. Gase . 0,925 × (0,339 × 700) = 219,50 „	
für H <sub>2</sub> O Dampf 0,0622 × (0,409 × 700) = 17,80 „	
	<hr/>
	je cbm 266,49 W.E.
	<hr/>
	= 1039 W.E. = 14,85%
	<hr/>
Aus dem Generator . . .	5442 W.E. = 77,75%
Verlust: 104,73—77,75 . . . . .	= 26,98%
Nutzeffekt: 100 —26,98 . . . . .	= 73,02%
	rund . . 73%

b) Zonen-Generatoren (je 1 kg Kohle).  
(Kaltgas.)

Die Kohle wird in einer über dem Generator liegenden Retörte entgast, der entstehende Koks im Generator vergast zu Wassergas.

a) Zonen-G. G. „I“. Der gesamte Koks wird vergast.

Brennstoffheizwert . . . . .	7000 W.E. = 100%
Dampf (0,28 kg = 0,07 kg Kohle) . . . . .	= 7%
<hr/>	
In den Generator . . . . .	
107%	
<hr/>	
Leuchtgas: 0,3 cbm je 5300 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . . .	= 1590 W.E. = 22,714%
Wassergas: 0,7 kg × 1,7 cbm = 1,20 cbm je 2600 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . . .	= 3094 „ = 44,200%
<hr/>	
Zonen-G.G. „I“ = 1,50 cbm.	
Aus dem Generator . . . . .	4684 W.E. = 66,914%
Verlust: 107—66,914 . . . . .	= 40,086%
Nutzeffekt: 100—40,086 . . . . .	= 59,914%
	rund . . . . . 60%

β) Zonen-G. G. „II“.

Von der Kokserzeugung werden 0,3 kg für Wassergaserzeugung verwendet. Der Rest = 0,4 kg Koks gibt Koksgeneratorgas. (Selbstverständlich könnte auch irgend ein anderes Verhältnis gewählt werden.)

Brennstoffheizwert . . . . .	7000 W.E. = 100%
Dampf (0,2 kg = 0,0286 kg Kohle) . . . . .	= 2,86%
<hr/>	
In den Generator . . . . .	
= 102,86%	
<hr/>	
Leuchtgas: 0,3 cbm je 5300 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . . .	= 1590 W.E. = 22,714%
Wassergas: 0,3 kg × 1,7 cbm = 0,51 cbm je 2600 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . . .	= 1326 „ = 18,943%
<hr/>	
Zonen-G.G. „II“ = 0,81 cbm . . . . .	= 2916 W.E. = 41,657%
<hr/>	
Koksgeneratorgas: 0,4 kg × 4,65 cbm = 1,86 cbm je 1100 W.E. (unt., 0°, 760 mm) = 2046 W.E. = 29,229%	
Fühlbare Wärme 800° C:	
für CO <sub>2</sub> 0,06 × (0,568 × 800) = 27,3 W.E.	
für perm.	
Gase . 0,94 × (0,344 × 800) = 258,7 „	
für H <sub>2</sub> O	
Dampf 0,0098 × (0,419 × 800) = 3,3 „	
<hr/>	
je cbm 289,3 W.E.	

	= 538 W.E. = $\frac{29,229}{7,687}\%$
Koksgeneratorgas: 1,86 cbm . . . . .	2584 W.E. = 36,916%
Aus dem Generator . . . . .	5500 W.E. = 78,573%
Verlust: 102,86—78,573 . . . . .	= 24,287%
Nutzeffekt: 100 —24,287 . . . . .	= 75,713%
rund . . . . .	<b>75,7%</b>

Der Wärmearaufwand für die Destillation der Kohle in der Retorte wird durch die fühlbare Wärme des Wassergases geleistet. Da das Zonen-G.G. als Kaltgas verwendet wird, mit Rücksicht auf die Nebenproduktengewinnung, ist es gleichgültig, wo diese Wärme verwendet wird; ein Wärmearaufwand für die Destillation der Kohle ist deshalb nicht in Rechnung zu stellen.

Zu beachten ist aber, daß das höhere Urteerausbringen den Leuchtgasanteil des Zonengases ermäßigen wird, so daß die errechneten Nutzeffekte sich ermäßigen werden, die gegebenen Zahlen also Höchstwerte darstellen.

c) Mondgas-Generatoren (je 1 kg Kohle).  
(Kaltgas.)

Das gesamte Dampf-Luft-Gemisch bringt ca. 22 bis 23% des Kohlenheizwertes in den Generator. Durch Wärmerückgewinn werden 6—10% (je nach der Ausbildung der Apparatur) durch die fühlbare Wärme des Gases gedeckt. (Bei Braunkohlen kommen für die Vorwärmung des Luft-Dampf-Gemisches noch ca. 8% hinzu.) — In nachstehenden Rechnungen wird nur der Zusatzdampf eingesetzt.

Brennstoffheizwert . . . . .	7000 W.E. = 100%
Dampf (0,7 kg = 0,1 kg Kohle) . . . . .	= 10%
In den Generator . . . . .	110%
Mondgas: 3,70 cbm je 1265 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . . .	4681 W.E. = 66,86%
Verlust: 110—66,86 =	43,14%
Nutzeffekt: 100—43,14 =	56,86%
rund . . . . .	<b>57%</b>

**3. Vergasung des Koks (je 1 kg Koks).**

Die Koksvergasung kommt besonders in Betracht, wenn eine Kohlendestillation der Vergasung vorausgehen soll. Wenn z. B. die Kohle verkocht und der erzeugte Koks dann vergast werden soll.

## a) Koksgeneratorgas:

Gaswerkskoks mit ca. 7000 W.E. je 1 kg Koks und Kokereikoks mit ca. 7700 W.E. je 1 kg Koks lassen sich trocken oder naß vergasen. Etwas Wasserdampf wird aber auf jeden Fall aus Betriebsrücksichten (Verminderung der Strahlungsverluste, Rostschutz, Zermürbung der Schlacken) verwendet. Auf Grund praktischer Ausführungen können verglichen werden:

Drehrostgeneratoren liefern je 1 kg Koks ca. 4,43 cbm Koksgeneratorgas von 1200 W.E. mit ca. 245° C, das nach der erforderlichen Staubwäsche 27° C besitzt<sup>1)</sup>.

Je 1 kg Koks:	„Kerpely-Marischka“ I	„Würth“ II	„Georgsmarienhütte“ III
Gasanalyse: CO <sub>2</sub> . .	3,65 <sup>0</sup> / <sub>100</sub>	2,0 <sup>b</sup> / <sub>100</sub>	0,6 <sup>0</sup> / <sub>100</sub>
O <sub>2</sub> . . . .	0,20 „	0,0 „	0,0 „
CO . . . .	29,12 „	32,0 „	33,4 „
H <sub>2</sub> . . . .	9,88 „	7,5 „	0,9 „
CH <sub>4</sub> . . . .	0,20 „	0,5 „	0,5 „
N <sub>2</sub> . . . .	56,95 „	58,0 „	64,6 „
Unter Heizwert (0 <sup>0</sup> , 760 mm) . . . .	1216 W.E.	1210 W.E.	1085 W.E.
Gaserzeugung je 1 kg Koks . . . . .	4,43 cbm	4,42 cbm	4,65 cbm
Gastemperatur am Generator . .	245° C	700° C	800° C
zur Verwendung .	27° C	700° C	800° C
Wasser im Gas je cbm am Generator . .	42,32 g	} 27,8 g	} 7,9 g
an Verwendungs- stelle . . . . .	2,6 g		
Fühlbare Wärme für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,0365 × 114,1 = 4,2	0,02 × 389,2 = 7,78	0,006 × 454,4 <sup>0</sup> = 2,73
für perm. Gase . .	0,9635 × 77,9 = 75,1	0,98 × 273,3 = 232,55	0,994 × 275,20 = 273,55
für H <sub>2</sub> O-Dampf . .	0,0313 × 93,9 = 2,9	0,3336 × 286,3 = 95,51	0,0948 × 335,20 = 31,78
Gesamt-Wärme-Inhalt des Gases	82,2 W.E.	335,84 W.E.	308,06 W.E.
je cbm . . . . .	1298,2 W.E.	1545,84 W.E.	1393,06 W.E.
je 1 kg Koks . . .	5751,0 W.E.	6832,61 W.E.	6477,73 W.E.
Brennstoffheizwert .	7700 W.E. = 100 %	7700 W.E. = 100 %	7700 W.E. = 100 %
Dampf . . . . .	240 W.E. = 3,12 „	246 W.E. = 3,20 „	— —
In den Generator	7940 W.E. = 103,12 %	7946 W.E. = 103,20 %	7700 W.E. = 100 %
Aus dem Generator	5751 W.E. = 74,68 „	6833 W.E. = 88,74 „	6478 W.E. = 84,13 „
Verlust . . . . .	2189 W.E. = 28,44 %	1113 W.E. = 14,46 %	1222 W.E. = 15,87 %
Nutzeffekt (je 1 kg Koks) . . . . .	5551 W.E. = 71,56 %	6587 W.E. = 85,54 %	6478 W.E. = 84,13 %
Rund . . . . .	71,6 <sup>0</sup> / <sub>100</sub>	85,5 <sup>0</sup> / <sub>100</sub>	84,1 <sup>0</sup> / <sub>100</sub>

<sup>1)</sup> Gasjournal 1918, Nr. 38, S. 447.

Schlackenabstichgeneratoren „Würth“ liefern je 1 kg Koks ca. 4,42 cbm Koksgeneratorgas von 1200 W.E. mit 700° C<sup>1)</sup>.

Schlackenabstichgeneratoren „Georgsmarienhütte“ liefern je 1 kg ca. 4,65 cbm Koksgeneratorgas von 1085 W.E. mit 800° C<sup>1)</sup>.

Für die Verwendung dieser Gase erhält man den Vergleich auf S. 14 (Tabelle).

b) Wassergas aus Koks.

Die Wärmebilanz des Wassergasprozesses gibt Strache<sup>2)</sup> für einen rationell betriebenen Wassergasgenerator (mittlere Generator-temperatur 880° C, Dampfgeschwindigkeit 43,5 m/Sek.).

Warmblasperiode (Luft):

$$\begin{array}{r}
 2,23 \text{ cbm Luft} + 0,384 \text{ kg C} = 2,475 \text{ cbm Abgase} = +1623 \text{ W.E.} \\
 \text{fühlbare Wärme der Abgase } 386^\circ \text{ C} \dots\dots = -315 \text{ ,,} \\
 \hline
 \text{Wärmegewinn} = +1308 \text{ W.E.}
 \end{array}$$

Wassergasperiode (Dampf):

$$\begin{array}{r}
 0,443 \text{ kg C} + 1 \text{ kg Dampf} = 1,7 \text{ cbm Wassergas} = -1010 \text{ W.E.} \\
 \text{fühlbare Wärme des Wassergases } 440^\circ \text{ C} \dots\dots = -298 \text{ ,,} \\
 \hline
 \text{Wärmeverlust} = -1308 \text{ W.E.}
 \end{array}$$

Es werden verbraucht:

$$\begin{array}{r}
 \text{beim Warmblasen } 0,384 \text{ kg C} \\
 \text{beim Gasen} \dots\dots 0,443 \text{ kg C} \\
 \hline
 0,827 \text{ kg C} = 6700 \text{ W.E.}
 \end{array}$$

Es werden erzeugt:

$$\begin{array}{r}
 1,7 \text{ cbm Wassergas je } 2740 \text{ W.E.} \qquad = 4680 \text{ W.E.} \\
 \hline
 \text{Wärmeverlust} = 2020 \text{ W.E.} = \\
 \qquad \qquad \qquad 30\%
 \end{array}$$

Im Regenerator können wiedergewonnen werden 315 W.E. aus den Abgasen, die noch zu berücksichtigen wären (für Dampfüberhitzung).

Nicht berücksichtigt ist die im Dampf eingeführte Wärme.

Wegen des Vergleichs mit dem Zonengeneratorgas nehmen wir den dort eingesetzten Heizwert und das Ausbringen für das Wassergas an, man erhält so:

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1918, Nr. 29, S. 654.

<sup>2)</sup> Strache, Gasbeleuchtung und Gasindustrie. Braunschweig 1918, S. 808.

je 1 kg Koks	
Brennstoffheizwert . . . . .	7000 W.E. = 100 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Dampf (0,7 kg = 0,1 kg Koks). . . . .	10 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
In den Generator . . . 110 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	
Wassergas: 1,7 cbm je 2600 W.E. (u., 0 <sup>0</sup> , 760 mm) 4420 W.E. = 63,14 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	
fühlbare Wärme 440 <sup>0</sup> C:	
für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,0465 × (0,513 × 440) = 10,50
für perm. Gase . . . . .	0,9535 × (0,327 × 440) = 137,19
für H <sub>2</sub> O Dampf . . . . .	0,0203 × (0,389 × 440) = 34,75
je cbm 182,44 = 310,2 W.E. = 4,43 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	
Aus dem Generator . . . . .	4730,2 W.E. = 67,57 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Verlust . . . . .	110 — 67,57 = 42,43 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Nutzeffekt 100 — 42,43 = . . . . .	57,57 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
	rund 57,6 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>

#### 4. Vergleich der Nutzeffekte.

##### a) Für Entgasung und Vergasung von Kohle und Vergasung von Koks:

Entgasung der Kohle . . . . . (je 1 kg = 8000 W.E.)	Leuchtgaserzeugung . . . . . 71,8 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Nutzeffekt Kokerei . . . . . 77,9 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> „
Vergasung der Kohle . . . . . (je 1 kg = 7000 W.E.)	Normales Generatorgas . . . . . 73,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Nutzeffekt Zonengeneratorgas „I“ . . . . . 60,0 „ „ Zonengeneratorgas „II“ und Koksgeneratorgas . . . . . 75,7 „ „ Mondgas . . . . . 57,0 „ „
Vergasung des Koks . . . . . (je 1 kg = 7700 W.E.)	Koksgeneratorgas „I“ . . . . . 71,6 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Nutzeffekt „ „ „II“ . . . . . 85,5 „ „ „ „ „III“ . . . . . 84,1 „ „ Wassergas . . . . . 57,6 „ „

##### b) Für die Kokerei und vollständige Vergasung des anfallenden Koks erhält man je 1 kg Kohle

###### a) mit Koksgeneratorgaslieferung („III“).

Brennstoffheizwert . . . . .	8000 W.E. = 100,00 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Dampf . . . . .	—
Koksofenmischgas 0,3 cbm je 4000 W.E. (u., 0 <sup>0</sup> , 760 mm) . . . . .	1200 W.E. = 15,00 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Koksgeneratorgas 0,76 kg × 4,65 cbm = 3,534 cbm je 1100 W.E. (u., 0 <sup>0</sup> , 760 mm) . . . . .	3887 W.E. = 48,59 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
fühlbare Wärme des Koksgeneratorgases 800 <sup>0</sup> C 3,534 × 289,3 = . . . . .	1022 W.E. = 12,78 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Gaserzeugung . . . . .	6109 W.E. = 76,37 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
ab für Ofenheizung (Koksgeneratorgas) . . . . .	663 W.E. = 8,29 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>
Nutzeffekt 5446 W.E. = 68,08 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	
	rund 68,1 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>

β) mit Wassergaslieferung.	
Brennstoffheizwert . . . . .	8000 W.E. = 100,00%
Dampf (0,7 kg = 0,1 kg Koks) . . . . .	770 W.E. = 9,63%
In den Koksofen und Generator . . . . .	= 109,63%
Koksofenmischgas 0,3 cbm je 4000 W.E. (u., 0°, 760 mm) . . . . .	1200 W.E. = 15,00%
Wassergas 0,76 kg × 1,7 cbm = 1,292 cbm je 2600 W.E. (u., 0°, 760 mm)	3359 W.E. = 41,99%
fühlbare Wärme des Wassergases 440° C: 1,292 × 182,44 =	236 W.E. = 2,95%
Gaserzeugung . . . . .	4795 W.E. = 59,94%
ab für Ofenheizung (Wassergas) . . . . .	663 W.E. = 8,29%
Zur Verwendung	4132 W.E. = 51,65%
Verlust	109,63 - 51,65 = 57,98%
Nutzeffekt	100 - 57,98 = 42,02%
	rund <b>42,0%</b>

### III. Die Gaserzeugungskosten.

Es wird eine Übersicht gegeben über die Wirtschaftlichkeit der Gaserzeugung. Zu diesem Zweck werden Rentabilitätsrechnungen aufgestellt. Da es sich im großen und ganzen, wie schon früher erwähnt, um den Vergleich von Kokerei und Vergasung handelt, so sollen diese Aufstellungen wie folgt gegliedert werden:

- Kokerei für Überschußgas- und Kokslieferung (je 1 kg Kohle 0,3 cbm Koksofenmischgas),
  - desgl. für Gesamt-Gaslieferung und Koksgeneratorgas-Lieferung (je 1 kg Koks 4,65 cbm Koksgeneratorgas, davon abzuziehen Heizgas),
  - desgl. für Gesamt-Gaslieferung und Wassergas-Lieferung (je 1 kg Koks 1,7 cbm Wassergas, davon abzuziehen Heizgas).
- Vergasung für Lieferung von normalem Generatorgas (je 1 kg Kohle 3,9 cbm normales Generatorgas),
  - desgl. für Lieferung von Zonengeneratorgas „I“ (je 1 kg Kohle 0,3 cbm Leuchtgas und 1,2 cbm Wassergas)
  - desgl. für Lieferung von Zonengeneratorgas „II“ (je 1 kg Kohle 0,3 cbm Leuchtgas und 0,51 cbm Wassergas) und Koksgeneratorgas (je 1 kg Kohle 1,86 cbm Koksgeneratorgas),
  - desgl. für Lieferung von Mondgas (je 1 kg Kohle 3,7 cbm Mondgas).

Mit Ausnahme des ersten soll in allen Fällen mit der vollständigen Überführung des Brennstoffheizwertes in Gasform gerechnet werden. Als Leistung wird allen Anlagen ein Kohlendurchsatz von 480 Tonnen je Tag zugrunde gelegt.



Zunächst werden die Ausgaben festgestellt, von diesen die Einnahmen aus Nebenprodukten abgezogen und damit die Restbeträge errechnet, die durch die Gaslieferung zu decken sind. Für die Koksofenheizung mit Koksofengas, nur im ersten Fall gerechnet, sonst mit Koksgeneratorgas- und Wassergasheizung.

### 1. Kokerei und Koksvergasung.

Tagesdurchsatz 480 To. Kokskohlen	Kokerei für Lieferung von		
	Koksofen- mischgas (Überschußgas) und Koks	Koksofen- mischgas (Gesamt- lieferung) und Koksgenerator- gas	Koksofen- mischgas (Gesamt- lieferung) und Wassergas
<b>Ausgaben:</b>			
Kokskohle: 175 200 To. . . . . Mk. 13,—	2 277 600,—	2 277 600,—	2 277 600,—
<b>Dampfkohle:</b>			
f. d. Vergas. 16 800 To. . . . . „ 13,—	—	—	218 400,—
f. Nebenprod. 4900 To. . . . . „ 13,—	63 700,—	63 700,—	63 700,—
Schwefelsäure: 2102,4 To . . . . . „ 30,— (1 Tonne je Tonne Sulfat)	63 072,—	63 072,—	63 072,—
<b>Kalk:</b>			
f. Nebenprod. 210 To . . . . . „ 10,—	2 100,—	2 100,—	2 100,—
f. Vergasung 20 000 To. . . . . „ 10,—	—	200 000,—	—
Benzolwaschöl: 260 To. . . . . „ 10,—	2 600,—	2 600,—	2 600,—
Löhne und Gehälter . . . . .	263 800,—	394 200,—	394 200,—
Wasserverbrauch . . . . .	12 264,—	12 264,—	12 264,—
Material und Unterhaltung . . . . .	35 040,—	175 200,—	175 200,—
Allgem. Unkosten, Laboratorium usw. . . . .	122 640,—	210 240,—	210 240,—
Kraft und Licht . . . . .	43 800,—	141 400,—	141 400,—
15% Zinsen und Abschreibung . . . . .	300 000,—	637 500,—	806 250,—
<b>Gesamt-Ausgaben . . . . . Mk.</b>	<b>3 186 616,—</b>	<b>4 179 876,—</b>	<b>4 367 026,—</b>
Je Tonne Kokskohle . . . . . „	<b>18,188</b>	<b>23,857</b>	<b>24,926</b>
<b>Einnahmen:</b>			
76% Koks = 133 152 To. . . . . Mk. 16,—	2 130 432,—	—	—
1,2% Sulfat = 2 104,4 To. . . . . „ 200,—	420 880,—	420 880,—	420 880,—
2,7% Teer = 4 370,4 To. . . . . „ 20,—	94 608,—	94 608,—	94 608,—
0,7% Benzolprodukte = 1 226,4 To. . . . . „ 196,—	240 374,40	240 374,40	240 374,40
<b>Gesamt-Einnahmen . . . . . Mk.</b>	<b>2 886 294,40</b>	<b>755 862,40</b>	<b>755 862,40</b>
Je Tonne Kokskohle . . . . . Mk.	<b>16,474</b>	<b>4,314</b>	<b>4,314</b>
Durch Gaserzeugung sind zu decken . . . . . Mk.	300 321,60	3 424 013,60	3 611 163,60
Je Tonne Kokskohle . . . . . Mk.	<b>1,714</b>	<b>19,543</b>	<b>20,612</b>
In Prozent der Gesamt-Ausgaben . . . . .	9,424%	81,917%	82,693%

### Gaslieferung.

a) Kokerei mit Überschußgas- und Kokslieferung:

300 cbm Gesamt-Koksofenmischgas-Erzeugung je Tonne Kokskohle, je cbm 4000 W.E. (unt., 0°, 760 mm).

45% Überschußgas ist für die Gaslieferung frei = 23 652 000 cbm.

$$\text{Selbstkosten} \frac{\text{Mk. } 300\,321,60}{23\,652\,000} = 1,27 \text{ Pfg. je cbm}$$

je 1000 W.E. (u., 0°, 760 mm) = 0,3175 Pfg., rund 0,32 Pfg.

b) Kokerei mit Gesamt-Koksofengaslieferung und Koks-generatorgaslieferung (abzüglich Heizgas):

300 cbm Koksofengas je Tonne Kohle, je 4000 W.E. (u., 0°, 760 mm):

$$175\,200 \times 300 \times 4000 = 210\,240, \text{— Millionen W.E.}$$

4650 cbm Koks-generatorgas je Tonne Koks, je . . 1100 W.E.

dazu fühlbare Wärme,

$$800^\circ \text{ C} \dots\dots\dots 289,3 \text{ ,,}$$


---

1389,3 W.E.

$$= 133\,152 \times 4650 \times 1389,3 = \text{ca. } 860\,194,54 \text{ Millionen W.E.}$$

$$\text{Gesamt-Erzeugung} \dots\dots\dots 1\,070\,434,54 \text{ Millionen W.E.}$$

davon ab für Ofenheizung:

$$175\,200 \times 663 \times 1000 = \text{ca. } 116\,157,60 \text{ Millionen W.E.}$$

$$\text{Insgesamt zur Lieferung frei} = 954\,276,94 \text{ Millionen W.E.}$$

$$\text{ca. } 954\,277, \text{— Millionen W.E.}$$

Selbstkosten je 1000 W.E. (u., 0°, 760 mm):

$$\frac{\text{Mk. } 3\,424\,013,60}{954\,277\,000} = 0,3589 \text{ Pfg., rund } 0,36 \text{ Pfg.}$$

$$\text{je cbm Koksofengas } 4 \times 0,36 = 1,44 \text{ Pfg./cbm}$$

$$\text{je cbm Koks-generatorgas } 1,3893 \times 0,36 = 0,5002 \text{ Pfg., rund } 0,50 \text{ Pfg./cbm}$$

c) Kokerei mit Gesamt-Koksofengaslieferung und Wasser-gaslieferung (abzüglich Heizgas):

300 cbm Koksofengas je Tonne Kohle, je 4000 W.E. (u., 0°, 760 mm)

$$175\,200 \times 300 \times 4000 = 210\,240, \text{— Millionen W.E.}$$

1700 cbm Wassergas je Tonne Koks, je 2600 W.E.

dazu fühlbare Wärme, 440°C

$$\frac{182,4 \text{ ,,}}{2782,4 \text{ W.E.}}$$

$$= 133\,152 \times 1700 \times 2782,4 = \text{ca. } 629\,819,61 \text{ Millionen W.E.}$$

$$\text{Gesamt-Erzeugung} \dots\dots\dots 840\,059,61 \text{ Millionen W.E.}$$

davon ab für Ofenheizung:

$$175\,200 \times 663 \times 1000 = \text{ca. } 116\,157,60 \text{ Millionen W.E.}$$

$$\text{Insgesamt zur Lieferung frei ca. } 723\,902,01 \text{ Millionen W.E.}$$

Selbstkosten je 1000 W.E. (u., 0°, 760 mm)

$\frac{\text{Mk. } 3\,611\,163,60}{723\,902\,000} = 0,4988 \text{ Pfg.}, \text{ rund } 0,50 \text{ Pfg.}$

je cbm Koksofengas  $4 \times 0,50 = \text{rund } 2,00 \text{ Pfg./cbm}$

je cbm Wassergas

$2,7844 \times 0,50 = 1,3922 \text{ Pfg.}, \text{ rund } 1,4 \text{ Pfg./cbm}$

d) Vergleich der Gasselbstkosten der Kokerei mit Koksvergasung.

Je 1000 W.E. (u., 0°, 760 mm) einschl. fühlbare Wärme:

Koksofenmischgas als Überschußgas . . . . . **0,32 Pfg.**

Koksofenmischgas als Gesamtlieferung und Koksgeneratorgaslieferung . . . . . **0,36 Pfg.**

Koksofenmischgas als Gesamtlieferung und Wassergaslieferung . . . . . **0,50 Pfg.**

## 2. Kohlenvergasung.

Tagesdurchsatz 480 Tonnen Generatorkohlen	Generatorenanlage für Lieferung von			
	Normalem Generatorgas Mk.	Zonen- Generatorgas „I“ Mk.	Zonen- Generatorgas „II“ und Koks- generatorgas Mk.	Mondgas Mk.
<b>Ausgaben:</b>				
Generatorkohlen				
175 200 To. Mk. 13,—	2 277 600,—	2 277 600,—	2 277 600,—	2 277 600,—
Dampfkohle:				
für die Vergasung				
8 300 To. Mk. 13,—	107 900,—	—	—	—
12 300 „ „ 13,—	—	159 900,—	—	—
5 000 „ „ 13,—	—	—	65 000,—	—
17 500 „ „ 13,—	—	—	—	227 500,—
für Nebenprodukte				
12 200 To. Mk. 13,—	—	158 600,—	158 600,—	—
30 000 „ „ 13,—	—	—	—	390 000,—
Schwefelsäure:				
2 102,4 To. Mk. 30,—	—	63 072,—	63 072,—	—
5 256 „ „ 30,—	—	—	—	157 680,—
Kalk:				
für Nebenprodukte				
210 To. Mk. 10,—	—	2 100,—	2 100,—	—
525 „ „ 10,—	—	—	—	5 250,—
für Vergasung				
10 500 To. Mk. 10,—	—	—	105 000,—	—
Löhne und Gehälter . . .	245 280,—	262 800,—	332 880,—	332 880,—
Wasserverbrauch . . . . .	15 000,—	37 000,—	16 000,—	68 500,—
Material und Unterhaltung	125 000,—	157 700,—	157 700,—	140 160,—
Allg. Unkosten, Laborato- rium usw. . . . .	25 000,—	122 640,—	122 640,—	122 640,—
Kraft und Licht . . . . .	97 600,—	97 600,—	97 600,—	29 200,—
15% Zinsen u. Abschreibung	220 000,—	600 000,—	650 000,—	820 000,—
<b>Gesamt-Ausgabe . . . . .</b>	<b>3 113 380,—</b>	<b>3 939 012,—</b>	<b>4 048 192,—</b>	<b>4 571 410,—</b>
Je Tonne Generatorkohle .	<b>17,770</b>	<b>22,483</b>	<b>23,106</b>	<b>26,093</b>

Tagesdurchsatz 480 Tonnen Generatorkohlen	Generatorenanlage für Lieferung von			
	Normalem Generatorgas	Zonen- Generatorgas „I“	Zonen- Generatorgas „II“ und Koks- generatorgas	Mondgas
	Mk.	Mk.	Mk.	Mk.
<b>Einnahmen:</b>				
1,2 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Sulfat == 2 132,4 To. Mk. 200,—	—	420 880,—	420 880,—	—
3,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Sulfat == 5 256 To. Mk. 200,—	—	—	—	1 051 200,—
2,7 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Vertikalofentee == 4 370,4 To. Mk. 57,—	—	249 113,—	249 113,—	—
5,0 <sup>0</sup> / <sub>0</sub> Urteer == 8760 To. Mk. 237,—	—	—	—	2 076 120,—
Gesamt-Einnahmen . . . .	—	669 993,—	669 993,—	3 127 320,—
Je Tonne Generatorkohle .	—	<b>3,824</b>	<b>3,824</b>	<b>17,85</b>
<b>Durch Gaslieferung</b>				
sind zu decken . . . .	3 113 380,—	3 269 019,—	3 378 199,—	1 444 090,—
Je Tonne Generatorkohle .	17,770	18,659	19,282	8,243
In Prozenten der Gesamt- Ausgaben . . . . .	100 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	82,992 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	83,450 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>	31,590 <sup>0</sup> / <sub>0</sub>

**Gaslieferung.**

a) Normales Generatorgas:

3900 cbm je Tonne Generatorkohle, je 1129 W.E. (u., 0<sup>0</sup>, 760 mm)  
 dazu fühlbare Wärme, 700<sup>0</sup> C . . . 266,5 W.E.  
 1395,5 W.E.  
 = 175 200 × 3900 = 683 280 000 cbm.

Selbstkosten

je cbm  $\frac{\text{Mk. } 3\ 113\ 380,00}{683\ 280\ 000} = 0,456 \text{ Pfg.}, \text{ rund } 0,46 \text{ Pfg./cbm}$   
 je 1000 W.E. = 0,3265 Pfg., rund 0,327 Pfg.

b) Zonengeneratorgas „I“:

1500 cbm je Tonne Generatorkohle, je 3122,6 W.E. (u., 0<sup>0</sup>, 760 mm)  
 = 175 200 × 1500 = 262 800 000 cbm.

Selbstkosten

je cbm  $\frac{\text{Mk. } 3\ 269\ 019,00}{262\ 800\ 000} = 1,244 \text{ Pfg.}, \text{ rund } 1,24 \text{ Pfg./cbm}$   
 je 1000 W.E. = 0,3987 Pfg., rund 0,40 Pfg.

## c) Zonengeneratorgas „II“ und Koksgeneratorgas:

810 cbm Zonengeneratorgas „II“ je Tonne Kohle, je 3600 W.E.  
(u., 0°, 760 mm)

$$= 175\,200 \times 810 \times 3600 = 510\,883,2 \text{ Millionen W.E.}$$

1860 cbm Koksgeneratorgas je Tonne  
Kohle, je . . . . . 1100 W.E.

(u., 0°, 760 mm)

dazu fühlbare Wärme,

800° C . . . . . 289,3 „

1389,3 W.E.

$$= 175\,200 \times 1860 \times 1389,3 = 452\,633,97 \text{ Millionen W.E.}$$

Gesamt-Erzeugung ca. . . . 963 517 Millionen W.E.

Selbstkosten je 1000 W.E. (u., 0°, 760 mm):

$$\frac{\text{Mk. } 3\,378\,199,00}{963\,517\,000} = \mathbf{0,3506 \text{ Pfg.}}, \text{ rund . . . . . } \mathbf{0,351 \text{ Pfg.}}$$

je cbm Zonengeneratorgas „II“  $3,6 \times 0,351$

$$= 1,2636 \text{ Pfg.}, \text{ rund . . . . . } \mathbf{1,264 \text{ Pfg./cbm}}$$

je cbm Koksgeneratorgas  $1,3893 \times 0,351$

$$= 0,4876 \text{ Pfg.}, \text{ rund . . . . . } \mathbf{0,488 \text{ Pfg./cbm.}}$$

## d) Mondgas.

3700 cbm je Tonne Generatorkohle, je 1265 W.E. (u., 0°, 760 mm)

$$= 175\,200 \times 3700 = 648\,240\,000 \text{ cbm.}$$

Selbstkosten

$$\text{je cbm } \frac{\text{Mk. } 1\,444\,090,00}{648\,240\,000} = 0,2228 \text{ Pfg.}, \text{ rund . . . } \mathbf{0,223 \text{ Pfg./cbm}}$$

$$\text{je 1000 W.E.} = 0,1761 \text{ Pfg.}, \text{ rund . . . } \mathbf{0,176 \text{ Pfg.}}$$

## e) Vergleich der Gasselbstkosten der Vergasung.

Je 1000 W.E. (u., 0°, 760 mm, einschl. fühlbare Wärme):

normales Generatorgas . . . . .  $\mathbf{0,327 \text{ Pfg.}}$

Zonengeneratorgas „I“ . . . . .  $\mathbf{0,40 \text{ „}}$

Zonengeneratorgas „II“ und Koksgeneratorgasliefereung  $\mathbf{0,351 \text{ „}}$

Mondgas . . . . .  $\mathbf{0,223 \text{ „}}$

### 3. Änderungen der Gaskosten durch Änderungen der Gesamt-Ausgaben oder Einnahmen.

Wenn sich die Gesamt-Gaskosten um 1 Mark je Tonne durchgesetzter Kohle ändern, hervorgerufen durch Änderungen der Ausgaben oder der Einnahmen aus Nebenprodukten, so beziffern sich

die Änderungen der Gaskosten je Kubikmeter und je 1000 W.E. wie folgt angegeben:

Art der Gaserzeugung	Gesamt-Gaskosten je Tonne Kohle bei Mk. 13.— je Tonne Kohlenpreis Mk.	Änderung der Gesamt-Gaskosten um Mk. 1.— je Tonne Kohle ändert die Gasselbstkosten			
		Gas-lieferung cbm	je cbm Pfg.	Wärme-wert der Gas-lieferung in 1000 W.E. (u., o°, 760 mm)	je 1000 W.E. Pfg.
Kokerei für Überschußgaslieferung . . . . .	1,714	135	0,063 <sup>1)</sup>	540	0,0156 <sup>1)</sup>
Kokerei für Gesamt-Koksofenmischgaslieferung und Koks-generatorgaslieferung (abzüglich Heizgas für die Öfen) .	19,543	300 3056,2	0,0736 0,0256	1200 4246	} 0,0184
Kokerei für Gesamt-Koksofenmischgaslieferung u. Wassergaslieferung (abzügl. Heizgas für die Öfen) . . . . .	20,612	300 1053,7	0,0968 0,0673	1200 2932	} 0,0242
Normales Generatorgas . . . . .	17,770	3900	0,0257	5442	0,0184
Zonengeneratorgas „I“ (0,3 cbm Leuchtgas + 1,2 cbm Wassergas je 1 kg Kohle) . . . . .	18,659	1500	0,0668	4684	0,0214
Zonengeneratorgas „II“ (0,3 cbm Leuchtgas + 0,51 cbm Wassergas je 1 kg Kohle) und Koks-generatorgaslieferung . . . . .	19,282	810 1860	0,0655 0,0253	2916 2584	} 0,0182
Mondgas . . . . .	8,243	3700	0,0271	4681	0,0214

### B. Die Gasfeuerung.

Es soll mit der Verwendung der gleichen Gase gerechnet werden, die im Abschnitt „A. Die Gaserzeugung“ besprochen worden sind. Bevor darauf näher eingegangen wird, welche Ergebnisse bei der

<sup>1)</sup> Da das Wärmewert-Verhältnis zwischen Koks und Gas sich verhält wie:  
für Koks 760 × 7700 = 5 852 000 W.E.  
f. Üb.-Gas 135 × 4000 = 540 000 W.E.  
so entfallen auf je 1000 W.E.:

$$\frac{100}{5852 + 540} = 0,0156 \text{ Pfg.}$$

Heizung von Stahlwerksöfen oder Kesseln zu erzielen sind, soll zunächst als Grundlage für die rechnerischen Ermittlungen das Wesentlichste über den Verbrennungsprozeß gebracht werden.

## I. Der Verbrennungsprozeß.

### 1. Luftbedarf.

Zusammensetzung der Luft.

Bekanntlich setzt sich die Luft zusammen aus

$\frac{4}{5}$  Stickstoff ( $N_2$ ) und  $\frac{1}{5}$  Sauerstoff ( $O_2$ ),

oder 79 Vol.-%  $N_2$  und 21 Vol.-%  $O_2$ .

Dazu kommt noch der nach Temperatur und Feuchtigkeitsgrad sehr verschiedene Wasserdampfgehalt, der von  $0^\circ$  bis  $30^\circ$  in Höhe von 5 bis 60 g je Kubikmeter schwankt. Allgemein gilt für den maximalen Wasserdampfgehalt in Gramm je Kubikmeter Luft:

$$\frac{\text{Druck des Wasserdampfes in Millimeter Quecksilber}}{1 + \frac{t^\circ \text{ C}}{273}} \times 1,063$$

z. B. für  $20^\circ \text{ C} = 17,22 \text{ g/cbm Luft}$ .

Der Druck (Tension) des Wasserdampfes in Millimeter Quecksilber beträgt:

für $0^\circ \text{ C}$	Tension = 4,600	max. W.D. Gehalt = 4,89	g/cbm Luft
„ $5^\circ \text{ C}$	„ = 6,534	„ „ „ = 6,82	„ „
„ $10^\circ \text{ C}$	„ = 9,165	„ „ „ = 9,39	„ „
„ $20^\circ \text{ C}$	„ = 17,391	„ „ „ = 17,22	„ „
„ $30^\circ \text{ C}$	„ = 31,548	„ „ „ = 30,21	„ „
„ $40^\circ \text{ C}$	„ = 54,906	„ „ „ = 50,91	„ „

Wird für ein Gas der Wasserdampfgehalt in Gramm je Kubikmeter angegeben, so ist unter Berücksichtigung der Molekulargewichte und des „Molarvolumens“ für Wasserdampf:

$$H_2O = (2 \times 1,008) + 16 = 18,016 \text{ g} = 22,4 \text{ Liter}$$

oder  $1 \text{ g} = 1,2433 \text{ Liter} = 0,001243 \text{ cbm}$ ,

z. B. für  $20^\circ \text{ C}$   $17,22 \text{ g} = 0,0214 \text{ cbm}$  bei voller Sättigung

oder  $\frac{0,0214 \times 60}{100} = 0,01284 \text{ cbm}$  bei 60% Sättigung.

### 2. Beziehungen zwischen Gasvolumen, Temperatur und Druck.

Es bezeichne:

V das Gasvolumen bei einer bestimmten Temperatur  $t^\circ \text{ C}$ ,

$V_0$  das Gasvolumen bei  $0^\circ$  und 760 mm Quecksilber, auf trockenem Zustand berechnet,

$\tau$  die Tension (Druck) des Wasserdampfes bei  $t^{\circ}$  C in Millimeter Quecksilber,  
 $p$  den Gasdruck in Millimeter Quecksilber,  
 $b$  den Barometerstand in Millimeter Quecksilber,  
 so ist nach den Mariotteschen und Gay-Lussacschen Gesetzen:

$$V_0 = \frac{b + p - \tau}{760} \times \frac{273}{273 + t} \times V.$$

Sollen zwei Gasvolumen bei verschiedenen Temperaturen verglichen werden, so ist

$$V = V_0 \times \left( 1 + \frac{t}{273} \right) \text{ und } V_0 = \frac{V}{1 + \frac{t}{273}},$$

wobei  $\frac{1}{273} = 0,003665$  zu setzen ist (Ausdehnungskoeffizient für Gase),

z. B. für  $20^{\circ}$  C,

wenn  $V_0 = 1$  cbm

$$V = 1 \times (1 + 20 \times 0,003665) = \mathbf{1,0733 \text{ cbm}};$$

und wenn  $V = 1$  cbm

$$V_0 = \frac{1}{1 + (20 \times 0,003665)} = \mathbf{0,9317 \text{ cbm.}}$$

### 3. Verbrennungsgleichungen.

Gasförmige Elemente vereinigen sich nach einfachen Raumverhältnissen. Nach Avogadros Gesetz enthalten gleiche Raumteile aller Gase, bei gleichem Druck und gleicher Temperatur, gleich viel Moleküle. Es verhalten sich die Gewichte gleicher Raumteile deshalb wie die Molekulargewichte. Setzt man an Stelle der Einheiten des Molekulargewichtes ebensoviele Gramm, so nennt man diese Menge ein „Grammmolekül“ oder 1 Mol. dieses Stoffes.

Da ein Grammmolekül jedes Gases den gleichen Raum einnimmt, den man „Molarvolumen“ nennt, so ist

z. B. bezogen auf Sauerstoff, bei  $0^{\circ}$  und 760 mm,

das Molarvolumen . . . . . = 22,4 Liter

oder für das Kilogrammmolekül . = 22,4 cbm.

Für  $O=16$  ist für die hier in Betracht kommenden Stoffe und Verbindungen:

Wasserstoff . . .	$H_2$	1 Mol. =	2 g
Stickstoff . . .	$N_2$	1 „ =	28 g
Sauerstoff . . .	$O_2$	1 „ =	32 g
Kohlensäure . .	$CO_2$	1 „ =	44 g
Kohlenoxyd . .	$CO$	„ =	28 g
Methan . . . .	$CH_4$	1 „ =	16 g





Feuerungen kann aber nach überwiegender Meinung dieser Zerfall seiner Geringfügigkeit wegen vernachlässigt werden.

Der bei der Verbrennung entstehende Wasserdampf scheidet sich beim Abkühlen der Abgase unter  $100^{\circ}\text{C}$  aus denselben als flüssiges Wasser aus. Die Verbrennung zu flüssigem Wasser gibt dementsprechend höhere Verbrennungswärme (oberer Heizwert). Da die Abgase mit höherer Temperatur abziehen, wird hier nur die Verbrennung zu Wasserdampf berücksichtigt (unterer Heizwert).

Eine Wärme-Einheit (W.E.) ist diejenige Wärmemenge, die 1 kg Wasser zugeführt werden muß, um seine Temperatur um  $1^{\circ}\text{C}$  zu erhöhen (auch große Kalorie oder Kilogramm-Kalorie genannt).

#### 4. Verbrennungstemperaturen und spezifische Wärmen.

Die spezifische Wärme eines Körpers ist ganz allgemein gesprochen jene Anzahl W.E., die erforderlich ist, um 1 kg dieses Körpers um  $1^{\circ}\text{C}$  in seiner Temperatur zu steigern.

Man unterscheidet die wahre und die mittlere spezifische Wärme; beide bei konstantem Druck oder bei konstantem Volumen. Hier kommen nur die spezifischen Wärmen bei konstantem Druck in Betracht und zwar bei  $0^{\circ}$  und 760 mm Quecksilber.

Die wahre spezifische Wärme ( $c_p$ ) ist jene Wärmemenge, die erforderlich ist, um 1 kg des betreffenden Gases um  $1^{\circ}\text{C}$  zu erwärmen; z. B. wenn bei industriellen Feuerungen Gas oder Luft von  $t^{\circ}\text{C}$  auf  $t + 1^{\circ}\text{C}$  zu erwärmen ist.

Die mittlere spezifische Wärme ( $c_{p,m}$ ) ist jene Wärmemenge, die erforderlich ist, um 1 kg des betreffenden Gases von  $0^{\circ}\text{C}$  bis zu der betreffenden Temperatur  $t_1$  zu erwärmen, dividiert durch  $t_1$ ; d. i. also die Wärmemenge, die ein Gas bei einer bestimmten Temperatur fortführt, z. B. die nach der Verbrennung abziehenden Abgase. Die Verbrennungstemperatur errechnet sich durch Division der in den Prozeß eingeführten Wärmeeinheiten durch die Summe der Produkte aus mittleren spezifischen Wärmen und Mengen von Kohlensäure, permanenten Gasen und Wasserdampf.

Schüle<sup>1)</sup> bearbeitete das hierauf bezügliche Versuchsmaterial verschiedener Stellen. Diese Zahlentafeln geben die wahren und mittleren spezifischen Wärmen für 1 kg von  $0^{\circ}$  bis  $3000^{\circ}\text{C}$ . Für die noch folgenden Rechnungen ist es erforderlich, diese spezifischen Wärmen für 1 cbm zu kennen [ $(c'_p)$  und  $(c'_{p,m})$ ]. Für Kohlensäure (1 Mol. = 44 Gramm) und Wasserdampf (1 Mol. = 18,016 ca. 18 Gramm) erhält man diese durch Multiplikation der Werte  $c_p$  und  $(c_{p,m})$  mit dem Molekulargewicht und Division mit dem Molarvolumen (= 22,4).

Für die zweiatomigen Gase (sogenannten permanenten Gase) und ihre Mischungen (Luft) gibt Schüle:

<sup>1)</sup> Zeitschr. des Ver. d. Ing. 1916. Nr. 31 u. 34.

$mc_p = 6,86 + 0,00106 t$  für 1 kg ( $m = 23,95$  für Luft),  
woraus für 1 cbm bei  $0^\circ$  und 760 mm:

Die wahre spezifische Wärme ( $c'_p$ ) festzustellen ist durch Division mit dem Molarvolumen = 22,4;

die mittlere spezifische Wärme ( $c'_p$ )<sub>m</sub>, wenn man in vorstehende Formel den Faktor von  $t$  nur halb so groß nimmt.

Die Zahlentafel auf Seite 29 der wahren ( $c'_p$ ) und mittleren ( $c'_p$ )<sub>m</sub> spezifischen Wärmen der Kohlensäure, permanenten Gase und des Wasserdampfes für 1 cbm,  $0^\circ$  und 760 mm bei konstantem Druck ist danach ermittelt worden.

## II. Die Verbrennung der Brennstoffe.

Als Vergleichsbrennstoffe kommen in Betracht:

Steinkohlen auf dem Rost verfeuert und  
normales Generatorgas (ohne Nebenproduktengewinnung).

Zum Vergleiche kommen:

Die in den bisher besprochenen Gaserzeugungsanlagen erzeugten Gase:

Leuchtgas <sup>1)</sup> . . . . .	(0,3 cbm je 1 kg Kohle), je cbm 5300 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm)
Koksofenmischgas <sup>2)</sup> (0,3 cbm je 1 kg Kohle), je cbm 4000 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm)	
Koksgeneratorgas <sup>3)</sup> (3,9 cbm je 1 kg Koks), je cbm 1100 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm)	
Wassergas <sup>4)</sup> . . . . .	(1,7 cbm je 1 kg Koks), je cbm 2600 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm)
Zonengeneratorgas „I“ (0,3 cbm Leuchtgas + 1,2 cbm Wassergas je 1 kg Kohle = 1,5 cbm) je cbm 3122 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm),	
Zonengeneratorgas „II“ (0,3 cbm Leuchtgas + 0,51 cbm Wassergas je 1 kg Kohle = 0,81 cbm) je cbm 3600 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm), (+ Koksgeneratorgas 1,86 cbm) je cbm 1100 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm),	
Mondgas <sup>4)</sup> . . . . .	(3,7 cbm je 1 kg Kohle) je cbm 1265 W.E. (u., $0^\circ$ , 760 mm).

Diese Gase sollen verbrannt werden mit 10% Luftüberschuß;  
Lufttemperatur  $20^\circ$  C, Sättigung mit Wasserdampf = 60%.

Soweit diese Gase als Kaltgase verwendet werden, wie Leucht-,  
Koksofen-, Zonengenerator- und Mondgas, wird mit einer Gasvor-

<sup>1)</sup> Gaskalender 1918, S. 27.

<sup>2)</sup> Feuerungstechnik 1917, Nr. 5, S. 54.

<sup>3)</sup> Stahl u. Eisen 1918, Nr. 29, S. 654.

<sup>4)</sup> Zeitschr. des Ver. d. Ing. 1918, Nr. 8, S. 89.

## Spezifische Wärmen bei konstantem Druck (0° C und 760 mm)

t ° C	Kohlensäure (CO <sub>2</sub> )		permanente Gase (Luft)		Wasserdampf (H <sub>2</sub> O)	
	für 1 cbm (0°, 760 mm)		für 1 cbm (0°, 760 mm)		für 1 cbm (0°, 760 mm)	
	c' p	(c' p) <sub>m</sub> 0°-t°	c' p	(c' p) <sub>m</sub> 0°-t°	c' p	(c' p) <sub>m</sub> 0°-t°
0	0,397	0,397	0,306	0,306	0,371	0,371
100	0,422	0,411	0,311	0,309	0,374	0,373
200	0,452	0,426	0,316	0,311	0,378	0,374
300	0,479	0,442	0,320	0,313	0,382	0,376
400	0,505	0,456	0,325	0,316	0,387	0,378
500	0,526	0,468	0,330	0,318	0,393	0,380
600	0,540	0,477	0,335	0,320	0,401	0,383
700	0,556	0,487	0,339	0,323	0,409	0,385
800	0,568	0,497	0,344	0,325	0,419	0,389
900	0,576	0,505	0,349	0,328	0,429	0,394
1000	0,583	0,511	0,354	0,330	0,443	0,398
1100	0,587	0,517	0,358	0,332	0,460	0,402
1200	0,591	0,521	0,363	0,335	0,477	0,407
1400	0,605	0,530	0,373	0,339	0,518	0,418
1600	0,611	0,540	0,382	0,344	0,559	0,430
1800	0,619	0,550	0,391	0,349	0,603	0,445
2000	0,627	0,556	0,401	0,354	0,649	0,464
2200	0,633	0,562	0,410	0,358	0,695	0,485
2400	0,638	0,568	0,420	0,363	0,743	0,505
2600	0,646	0,572	0,429	0,368	0,791	0,526
2800	0,654	0,578	0,439	0,373	0,839	0,549
3000	0,660	0,581	0,448	0,377	0,888	0,573

wärmung nicht zu rechnen sein. Die Heißgase, wie Koksgenerator- und Wassergas, sollen eventuell auch über ihre Temperatur erwärmt werden, mit der sie die Öfen erreichen. Mit einer Luftvorwärmung wird in allen Fällen gerechnet. Die Gasverbrennung wird bestimmten Arbeitsvorgängen dienstbar und bedingt die Betriebsweise der Öfen, die Wahl der entsprechenden Gas- und Luftvorwärmung. Im allgemeinen können folgende Arbeitstemperaturen gewählt werden:

- ca.  $1650^{\circ}\text{C}$  . . . . . für Martinofenbetrieb,  
 ca.  $440^{\circ}$  bis  $1300^{\circ}\text{C}$  für Glühofenbetrieb,  
 ca.  $1100^{\circ}$  bis  $1500^{\circ}\text{C}$  (im Mittel  $1300^{\circ}\text{C}$ ) für Kesselbetrieb.

Dementsprechend wird mit Gas- und Luftvorwärmung von  $1100^{\circ}$ ,  $800^{\circ}$  und  $440^{\circ}\text{C}$  gerechnet.

In allen Fällen wird die Abgastemperatur (Fuchs) mit  $270^{\circ}\text{C}$  angenommen.

Für die erwähnten Gase wird mit Analysen gerechnet, die entweder von Versuchen stammen, oder als Normalanalysen gelten können (für das Zonengeneratorgas gilt die Mischungsrechnung).

Die Wärmeinhalte für Gase, Luft und Abgase sind dann: je cbm =  $c'_p \times t^{\circ}\text{C}$  (es wird mit der Temperatur der Außenluft =  $20^{\circ}\text{C}$  als Temperaturniveau gerechnet):

<b>für <math>1100^{\circ}\text{C}</math></b>	für $\text{CO}_2$ . . . . .	$0,586 \times 1080^{\circ} = 633$	W.E.
( $1080^{\circ}$ über $20^{\circ}\text{C}$ )	für perm. Gase	$0,357 \times 1080^{\circ} = 386$	„
	für $\text{H}_2\text{O}$ -Dampf	$0,457 \times 1080^{\circ} = 494$	„
<b>für <math>800^{\circ}\text{C}</math></b>	für $\text{CO}_2$ . . . . .	$0,566 \times 780^{\circ} = 441$	„
( $780^{\circ}$ über $20^{\circ}\text{C}$ )	für perm. Gase	$0,343 \times 780^{\circ} = 268$	„
	für $\text{H}_2\text{O}$ -Dampf	$0,417 \times 780^{\circ} = 325$	„
<b>für <math>700^{\circ}\text{C}</math></b>	für $\text{CO}_2$ . . . . .	$0,553 \times 680^{\circ} = 376$	„
( $680^{\circ}$ über $20^{\circ}\text{C}$ )	für perm. Gase	$0,338 \times 680^{\circ} = 230$	„
	für $\text{H}_2\text{O}$ -Dampf	$0,407 \times 680^{\circ} = 277$	„
<b>für <math>440^{\circ}\text{C}</math></b>	für $\text{CO}_2$ . . . . .	$0,509 \times 420^{\circ} = 214$	„
( $420^{\circ}$ über $20^{\circ}\text{C}$ )	für perm. Gase	$0,326 \times 420^{\circ} = 137$	„
	für $\text{H}_2\text{O}$ -Dampf	$0,388 \times 420^{\circ} = 163$	„
<b>für <math>270^{\circ}\text{C}</math></b>	für $\text{CO}_2$ . . . . .	$0,466 \times 250^{\circ} = 117$	„
( $250^{\circ}$ über $20^{\circ}\text{C}$ )	für perm. Gase	$0,318 \times 250^{\circ} = 80$	„
	für $\text{H}_2\text{O}$ -Dampf	$0,380 \times 250^{\circ} = 95$	„

Die mittleren spezifischen Wärmen ( $c'_p$ )<sub>m</sub> je cbm sind:

<b>von <math>1400^{\circ}\text{C}</math> bis <math>1600^{\circ}\text{C}</math></b>	für $\text{CO}_2$ . . . . .	0,535
	für perm. Gase . . . . .	0,342
	für $\text{H}_2\text{O}$ -Dampf . . . . .	0,424
<b>von <math>1600^{\circ}\text{C}</math> bis <math>1800^{\circ}\text{C}</math></b>	für $\text{CO}_2$ . . . . .	0,545
	für perm. Gase . . . . .	0,347
	für $\text{H}_2\text{O}$ -Dampf . . . . .	0,438

von 1800° C bis 2000° C	für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,553
	für perm. Gase . . . . .	0,352
	für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,455
von 2000° C bis 2200° C	für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,559
	für perm. Gase . . . . .	0,356
	für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,475
von 2200° C bis 2400° C	für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,565
	für perm. Gase . . . . .	0,361
	für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,495
von 2400° C bis 2600° C	für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,570
	für perm. Gase . . . . .	0,366
	für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,516
von 2600° C bis 2800° C	für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,575
	für perm. Gase . . . . .	0,371
	für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,538
von 2800° C bis 3000° C	für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,580
	für perm. Gase . . . . .	0,375
	für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,561

**1. Normalbrennstoffe.**

a) Steinkohle auf dem Rost verfeuert.

Es wird gerechnet mit einer Kohle folgender Zusammensetzung:

$$C = 74,86\% \quad H = 4,29\% \quad S = 1,28\%$$

Hygroskopisches Wasser H<sub>2</sub>O = 2,43%    Rückstände = 6,12%

$$O = 10,02\% \quad N = 1,00\%$$

Nach der Formel:

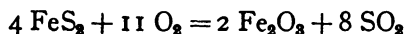
$$\frac{8080 C + 28800 \left( H - \frac{O}{8} \right) + 2230 S - 600 H_2O}{100}$$

ist der Heizwert dieser Kohle:

$$\frac{8080 \times 74,86 + 28800 \left( 4,29 - \frac{10,02}{8} \right) + 2230 \times 1,28 - 600 \times 2,43}{100}$$

$$= 6938 \text{ W.E., rund } 7000 \text{ W.E. je } 1 \text{ kg.}$$

Nimmt man den Schwefel als Schwefelkies an, so gilt:



$$4 \cdot [56 + (2 \times 32)] \text{ kg} + 11 \times 22,4 \text{ cbm} = 2 \cdot [(56 \times 2) + (16 \times 3)] \text{ kg} + 8 \times 22,4 \text{ cbm}$$

$$480 \text{ kg} + 246,4 \text{ cbm} = 320 \text{ kg} + 179,2 \text{ cbm.}$$

a) Die Verbrennung dieser Kohle gibt je 1 kg Kohle.

Kohlenanalyse	Gew. %	Sauerstoff-Bedarf		Abgase der Verbrennung		
				CO <sub>2</sub> (u. SO <sub>2</sub> )	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
C	74,86	$\frac{0,7486 \text{ kg} \times 22,4 \text{ cbm}}{12 \text{ kg}} \times 1 \text{ cbm}$	1,3974	1,3974	—	5,2569
H	4,29	$\frac{0,0429 \text{ kg} \times 22,4 \text{ cbm}}{2 \text{ kg}} \times 0,5 \text{ cbm}$	0,2402	—	0,4805	0,9036
S	1,28	$\frac{0,0128 \text{ kg} \times 246,4 \text{ cbm}}{480 \text{ kg}}$	0,0066	0,0048	—	0,0248
H <sub>2</sub> O	2,43	—	—	—	0,0302	—
Rück- stände	5,12	—	—	—	—	—
O	10,02	—	—	—	—	—
N	1,00	—	—	—	—	0,0400
Sauerstoff, erforderlich . . . . .				1,6442	1,4022 Kohlensäure	
„ vorhanden $\frac{0,1002}{2}$ . . . . .				0,0501	0,0400 Stickstoff, vor- handen	
Sauerstoff in der Luft . . . . .				1,5941		
Stickstoff $\frac{79}{21} =$ . . . . .				5,9969	5,9969 Stickstoff d. Luft	
Luft, theoretisch . . . . .				7,5910	7,4391 Abgase, theoret.	
50% Überschuß . . . . .				3,7955	3,7955 Luftüberschuß	
Luft, praktisch . . . . .				11,3865	11,2346 Abgase, praktisch	
= 11,386 cbm					11,235 cbm	
Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .					0,5107 cbm	
Wasserdampf in der Luft bei 20° C ( $0,01284 \times 11,386$ ) = . . . . .					0,1462 „	
Wasserdampf in den Abgasen . . . . .					0,6569 cbm	
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .					1,4022 „	
Permanente Gase in den Abgasen (N <sub>2</sub> +Luftüberschuß) $6,0369+3,7955=$ . . . . .					9,8324 „	

β) Für die Heizung gilt:

Je 1 kg Kohle	Kohle, 50% Luftüberschuß Luft kalt
Wärmeinhalt der Rauchgase . . . . .	<b>6938 W.E.</b>
Durch die Rauchgase aufgenommen:	
für CO <sub>2</sub> . . . . . 1,4022 cbm × 0,535 =	0,7502 W.E.
für permanente Gase . . . . . 9,8324 „ × 0,342 =	3,3567 „
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,6569 „ × 0,424 =	0,2785 „
11,8915 cbm	4,3854 W.E.
Verbrennungstemperatur . . . . .	$\frac{6938}{4,3854} =$ <b>1583° C</b>
Verlust durch die Abgase (270° C):	
für CO <sub>2</sub> . . . . . 1,4022 × 117 =	164,06 W.E.
für permanente Gase . . . . . 9,8324 × 80 =	786,59 „
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,6569 × 95 =	62,41 „
11,8915 cbm	1013,06 W.E.
Wärmebilanz:	
Wärmeinhalt der Rauchgase . . . . .	6938 W.E.
Verlust durch die Abgase . . . . .	1013,06 „
Für den Arbeitsvorgang verfügbar . . . . .	5924,94 W.E. 85,40%
oder in der Zeiteinheit:	
$\frac{\text{Verfügbare Wärme}}{\text{Abgase-Volumen}} =$ . . . . .	$\frac{5924,94}{11,8915} =$ <b>498,25 W.E.</b>
Diese Werte sind Höchstwerte. Durch Verschlackung kommt ein Teil des Brennstoffes nicht zur Verbrennung. Hier soll mit 5% Verlust auf dem Rost gerechnet werden.	
Es ist dann zu rechnen mit:	
für den Arbeitsvorgang verfügbar:	
5924,94 — 296,25 . . . . . =	<b>5628,69 W.E.</b>
oder in der Zeiteinheit:	
498,25 — 24,91 . . . . . =	<b>473,34 W.E.</b>
Starke, Gaswirtschaft.	3



## b) Normales Generatorgas.

Für normales Generatorgas wird folgende Analyse zugrunde gelegt:

a) Die Verbrennung von 1 cbm gibt:

Gasanalyse		Anteil an der Verbrennungswärme (unt., 0°, 760 mm)	Sauer- stoff- bedarf	Abgase der Verbrennung		
				CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
	Vol.-%					
CO <sub>2</sub>	7,5	—	—	7,50	—	—
CO	20,5	$0,205 \times 3044 = 624$ W.E.	10,25	20,50	—	38,56
H <sub>2</sub>	14,0	$0,140 \times 2600 = 364$ W.E.	7,00	—	14,00	26,33
CH <sub>4</sub>	1,4	$0,014 \times 8570 = 120$ W.E.	2,80	1,40	2,80	10,53
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,15	$0,0015 \times 13947 = 21$ W.E.	0,45	0,30	0,30	1,69
N <sub>2</sub>	56,45	—	—	—	—	56,45
Heizwert u., 0°, 760 mm		1129 W.E.	—	—	—	—
H <sub>2</sub> O je cbm/g		50 Gramm	—	—	—	—
Temperatur		700° C	—	—	—	—
Sauerstoff . . . . .			20,50	29,70 Kohlensäure		
Stickstoff 79/21 . . . . .			77,11	133,56 Stickstoff		
Luft, theoretisch . . . . .			97,61	163,26 Abgase theoretisch		
10% Überschuß . . . . .			9,76	9,76 Luftüberschuß		
Luft, praktisch . . . . .			107,37	173,02 Abgase praktisch		
			= cbm 1,074	= 1,730 cbm		
Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .				0,1710 cbm		
Wasserdampf im Gas $50 \text{ g} \times 0,001243 =$ . . . . .				0,0622 „		
Wasserdampf in der Luft bei 20° C ( $0,01284 \times 1,074 =$ ) . . . . .				0,0138 „		
Wasserdampf in den Abgasen . . . . .				0,2470 cbm		
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .				0,2970 „		
Permanente Gase in den Abgasen (N <sub>2</sub> +Luftüberschuß) $1,3356 + 0,0976 =$				1,4332 „		

β) Heizung mit normalem Generatorgas.

W.E. je 1 cbm Gas:	Norm. G. G. 1110° C Luft 110° C	Norm. G. G. 800° C Luft 80° C	Norm. G. G. 700° C Luft 44° C
<b>Luftvorwärmung:</b>			
perm. Gase 1,074 cbm	× 386 = 414,6	× 268 = 287,8	× 137 = 147,1
H <sub>2</sub> O Dampf 0,0138 „	× 494 = 6,8	× 325 = 4,5	× 163 = 2,2
	W.E. 421,4	W.E. 292,3	W.E. 149,3
<b>Wärmeinhalt des Gases (vorgewärmt):</b>			
CO <sub>2</sub> 0,075 cbm	× 633 = 47,5	× 441 = 33,1	× 376 = 28,2
perm. Gase 0,925 „	× 386 = 357,1	× 268 = 247,9	× 230 = 212,8
H <sub>2</sub> O Dampf 0,0622 „	× 494 = 30,7	× 325 = 20,2	× 277 = 17,2
	W.E. 435,3	W.E. 301,2	W.E. 258,2
Verbrennungswärme d. G. 1129 W.E. × 0,9317 =	W.E. 1051,9	W.E. 1051,9	W.E. 1051,9
An den Brennern zugeführt:	W.E. 1908,6	W.E. 1645,4	W.E. 1459,4
<b>Durch die Abgase aufgenommen:</b>			
CO <sub>2</sub> 0,2970 cbm	× 0,565 = 0,1678	× 0,559 = 0,1660	× 0,553 = 0,1642
perm. Gase 1,4332 „	× 0,361 = 0,5174	× 0,356 = 0,5102	× 0,352 = 0,5045
H <sub>2</sub> O Dampf 0,2470 „	× 0,495 = 0,1223	× 0,475 = 0,1173	× 0,455 = 0,1124
1,9772 cbm	W.E. 0,8075	W.E. 0,7935	W.E. 0,7811
Verbrennungstemperatur:	$\frac{1908,6}{0,8075} = 2364^{\circ} \text{C}$	$\frac{1645,4}{0,7935} = 2074^{\circ} \text{C}$	$\frac{1459,4}{0,7811} = 1868^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>			
CO <sub>2</sub> 0,2970 cbm	× 117 = 34,7	× 117 = 34,7	× 117 = 34,7
perm. Gase 1,4332 „	× 80 = 114,7	× 80 = 114,7	× 80 = 114,7
H <sub>2</sub> O Dampf 0,2470 „	× 95 = 23,5	× 95 = 23,5	× 95 = 23,5
1,9772 cbm	W.E. 172,9	W.E. 172,9	W.E. 172,9
<b>Wärmeinhalt des Gases bei 700° C:</b>			
CO <sub>2</sub> 0,075 cbm	× 376 = 28,2	× 376 = 28,2	× 376 = 28,2
perm. Gase 0,925 „	× 230 = 212,8	× 230 = 212,8	× 230 = 212,8
H <sub>2</sub> O-Dampf 0,0622 „	× 277 = 17,2	× 277 = 17,2	× 277 = 17,2
	W.E. 258,2	W.E. 258,2	W.E. 258,2
Gasvorwärmung:	435,3 — 258,2 = W.E. 177,1	301,2 — 258,2 = W.E. 43,0	—
<b>Wärmebilanz:</b>			
Verbrennungswärme d. Gases	1051,9 W.E.	1051,9 W.E.	1051,9 W.E.
Wärmeinhalt d. G. bei 700° C	258,2 „	258,2 „	258,2 „
	1310,1 W.E.	1310,1 W.E.	1310,1 W.E.
für Luftvorwärmung	421,4 „	292,3 „	149,3 „
f. Gasvorwärmung üb. 700° C	177,1 „	43,0 „	—
Verlust durch Abgase	172,9 „	172,9 „	172,9 „
Für den Arbeitsvorgang verfügbar	<u>538,7 W.E.</u>	<u>801,9 W.E.</u>	<u>987,9 W.E.</u>
oder in der Zeiteinheit:	$\frac{41,12^{\circ}/_{0}}$	$\frac{61,21^{\circ}/_{0}}$	$\frac{75,46^{\circ}/_{0}}$
Verfügbare Wärme	$\frac{538,7}{1,9772} =$	$\frac{801,9}{1,9772} =$	$\frac{987,9}{1,9772} =$
Abgase-Volumen	272,46 W.E.	405,57 W.E.	499,65 W.E.
= vom N. B. Steinkohle . .	0,5756	0,8568	1,0556

## Heizung mit normalem Generatorgas.

Je 1 cbm Gas	Normales Generatorgas 700° C Luft . . . . . 20° C	
<b>Wärmeinhalt des Gases:</b>		
für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,075 cbm	× 376 = 28,2
für permanente Gase . . . . .	0,925 „	× 230 = 212,8
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,0622 „	× 277 = 17,2
		<u>258,2 W.E.</u>
<b>Verbrennungswärme des Gases:</b>		
1129 W.E. × 0,9317 = . . . . .		1051,9 W.E.
<b>An den Brennern zugeführt . . . .</b>		<u>1080,1 W.E.</u>
<b>Durch Abgase aufgenommen:</b>		
für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,2970 cbm	× 0,535 = 0,1589
für permanente Gase . . . . .	1,4332 „	× 0,342 = 0,4902
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,2470 „	× 0,424 = 0,1047
	<u>1,9772 cbm</u>	<u>0,7538 W.E.</u>
<b>Verbrennungstemperatur . . . . .</b>		$\frac{1080,1}{0,7538} = 1433^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch Abgase:</b>		
für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,2970 cbm	× 117 = 34,7
für permanente Gase . . . . .	1,4332 „	× 80 = 114,7
für HO <sub>2</sub> -Dampf . . . . .	0,2470 „	× 95 = 23,5
	<u>1,9772 cbm</u>	<u>172,9 W.E.</u>
<b>Wärmeinhalt des Gases bei 700° C:</b>		
für CO <sub>2</sub> . . . . .	0,075 cbm	× 376 = 28,2
für permanente Gase . . . . .	0,925 „	× 230 = 212,8
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,0622 „	× 277 = 17,2
		<u>258,2 W.E.</u>
<b>Wärmebilanz:</b>		
Verbrennungswärme des Gases . . . .		1051,9 W.E.
Wärmeinhalt des Gases bei 700° C . .		<u>258,2 „</u>
		1310,1 W.E.
Verlust durch Abgase . . . . .		<u>172,9 „</u>
für den Arbeitsvorgang verfügbar oder in der Zeiteinheit		<u>1137,2 W.E. = 86,8%</u>
<b>Verfügbare Wärme</b> = . . . . .		$\frac{1137,2}{1,9772} = 575,16 \text{ W.E.}$
<b>Abgase-Volumen</b> = . . . . .		1,2151
= vom N. B. Steinkohle . . . . .		

Die besprochenen 3 Heizungsfälle: Gas bzw. Luftvorwärmung auf 1100°, 800°, und 440° C, sowie direkte Verwendung der ankommenden hohen Eigentemperatur des Gases können für die Feuerungen der Ofenanlagen als Grundlage genommen werden. Bei Ofenbetrieben sind auch die Regeneratoren oder Rekuperatoren für die Gas- bzw. Luftvorwärmung stets in direkter Verbindung mit der Ofenanlage, die dem Arbeitsvorgang dient, dadurch wird ein Teil der für den eigentlichen Arbeitsvorgang in der Feuerung zur Verfügung gestellten Wärme durch Strahlung und Leitung an die Regeneration oder Rekuperation übertragen, welche Wärmemenge zu der dort aus den Abgasen aufgenommenen Wärmemengen tritt. Hier wird

also ein Teil des sonst entstehenden Wärmeverlustes direkt aufgehoben. Alternativ werden noch die Ergebnisse der Verbrennung und Heizung gegeben, wenn eine Staubwaschung angewendet wird.

Die fühlbare Wärme des Gases zwischen 700° C und 20° C soll ausgenutzt werden zur Gas- und Luftvorwärmung. Nach der Staubwaschung soll die Gastemperatur 20° C betragen.

Die Abgase der Verbrennung sind dann:

Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .	0,1710 cbm
Wasserdampf im Gas bei 20° C (volle Sättigung)	
(0,0214 × 1,0) . . . . .	0,0214 „
Wasserdampf in der Luft bei 20° C	
(0,01284 × 1,074) . . . . .	0,0138 „
Wasserdampf in den Abgasen . . . . .	0,2062 cbm
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .	0,2970 „
Permanente Gase in den Abgasen . . . . .	1,4332 cbm.

W.E. je 1 cbm Gas:	Norm. Gen.-Gas 440° C Luft . . . . . 440° C	Norm. Gen.-Gas 440° C Luft . . . . . 270° C
<b>Luftvorwärmung:</b>		
für perm. Gase . . . 1,074 cbm	× 137 = 147,1 W.E.	× 80 = 85,92 W.E.
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0138 „	× 163 = 2,2 „	× 95 = 1,31 „
	149,3 W.E.	87,23 W.E.
<b>Wärmeinhalt des Gases (vorge- wärt):</b>		
für CO <sub>2</sub> . . . . . 0,075 cbm	× 214 = 16,05 W.E.	× 214 = 16,05 W.E.
für perm. Gase . . . 0,925 „	× 137 = 126,73 „	× 137 = 126,73 „
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0214 „	× 163 = 3,49 „	× 163 = 3,49 „
	146,27 W.E.	146,27 W.E.
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>		
1129 W.E. × 0,9317 = . . . . .	1051,90 W.E.	1051,90 W.E.
<b>An den Brennern zugeführt . .</b>	1347,47 W.E.	1285,40 W.E.
<b>Durch d. Abgase aufgenommen:</b>		
für CO <sub>2</sub> . . . . . 0,2970 cbm	× 0,545 = 0,1619 W.E.	× 0,545 = 0,1619 W.E.
für perm. Gase . . . 1,4332 „	× 0,347 = 0,4970 „	× 0,347 = 0,4970 „
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,2062 „	× 0,438 = 0,0903 „	× 0,438 = 0,0903 „
1,9354 cbm	0,7492 W.E.	0,7492 W.E.
<b>Verbrennungstemperatur . . .</b>	$\frac{1347,47}{0,7492} = 1799° C$	$\frac{1285,40}{0,7492} = 1716° C$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>		
für CO <sub>2</sub> . . . . . 0,2970 cbm	× 117 = 34,7 W.E.	× 117 = 34,7 W.E.
für perm. Gase . . . 1,4332 „	× 80 = 114,7 „	× 80 = 114,7 „
für H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,2062 „	× 95 = 19,6 „	× 95 = 19,6 „
1,9354 cbm	169,0 W.E.	169,0 W.E.
<b>Wärmeinhalt des Gases bei 700° C . . . . .</b>	258,2 W.E.	258,2 W.E.

Für Kesselanlagen ist eine übermäßig hohe Verbrennungstemperatur, hervorgerufen durch hohe Gas- und Luftvorwärmung, nicht passend. Dazu kommt, daß auch eventuell hoher Staubgehalt des Gases unerwünscht ist. Hier empfiehlt es sich dann die hohe Eigentemperatur des ankommenden Gases eventuell zunächst in Abhitzekeesseln, dann für die Vorwärmung des vom Staub befreiten Gases, sowie zur Luftvorwärmung zu benutzen. Wenn angängig, sollte aber jedenfalls die hohe Eigentemperatur des Gases direkt ausgenutzt werden, um Wärmeverluste möglichst zu vermeiden, die im Wärmeaustausch begründet sind. Nimmt man diese Verluste nur zu ca. 20% vom Wärmeinhalt des 700° C heißen Gases an, so sind hier

$$0,2 \times 258,2 = 51,64 = \text{ca. } 52 \text{ W.E.}$$

in Abzug zu bringen.

Die für den Arbeitsvorgang zur Verfügung gestellte Wärmemenge ist dementsprechend geringer.

W.E. je 1 cbm Gas:	Norm. Gen.-Gas 440° C Luft . . . . . 440° C	Norm. Gen.-Gas 440° C Luft . . . . . 270° C
<b>Wärmebilanz:</b>		
Verbrennungswärme des Gases	1051,9 W.E.	1051,9 W.E.
Wärmeinhalt des Gases bei 700° C	<u>258,2 „</u>	<u>258,2 „</u>
	1310,10 W.E.	1310,10 W.E.
für Luftvorwärmung . . . . .	149,30	87,23
für Gasvorwärmung . . . . .	146,27	146,27
Verlust beim Wärmeaustausch des heißen Gases . . . . .	52,00	52,00
Verlust durch Abgase . . . . .	169,00	169,00
	516,57 W.E.	454,50 W.E.
<b>Für den Arbeitsvorgang verfügbar</b>	<u>793,53 W.E.</u>	<u>855,60 W.E.</u>
	60,57%	65,31%
oder in der Zeiteinheit:		
<b>Verfügbare Wärme</b>	<u>793,53</u>	<u>855,60</u>
<b>Abgase-Volumen</b> = . . . . .	1,9354	1,9354
	= 410,01 W.E.	= 442,08 W.E.
= vom N. B. Steinkohle . . . . .	0,8662	0,9340
= vom N. B. norm. G.-G. . . . .	0,8206	0,8848

**2. Gase.**

Im folgenden soll die Verbrennung von je **1 cbm** der bereits erwähnten Gase getrennt behandelt werden, ebenso die Heizung mit den erzielten Verbrennungserzeugnissen.

a) Leuchtgas<sup>1)</sup> (Heizwert 5300 W.E., unt., 0°, 760 mm; Temp. 20°C):

**a) Verbrennung des Leuchtgases.**

Gasanalyse		Sauerstoffbedarf	Abgase der Verbrennung		
			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
	Vol.-%				
CO <sub>2</sub>	2,0	—	2,0	—	—
CO	9,0	4,5	9,0	—	16,9
H <sub>2</sub>	47,0	23,5	—	47,0	88,4
CH <sub>4</sub>	34,0	68,0	34,0	68,0	255,8
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	5,0	19,5	14,0	11,0	73,4
N <sub>2</sub>	3,0	—	—	—	3,0
Sauerstoff	115,5		59,0 Kohlensäure		
Stickstoff 79/21=	434,5		437,5 Stickstoff		
Luft, theoretisch	550,0		496,5 Abgase, theoretisch		
10% Überschuß	55,0		55,0 Luftüberschuß		
Luft, praktisch	605,0 Vol.=6,05 cbm		551,5 Vol. Abgase, praktisch =5,515 cbm		

Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .	1,26	cbm
„ im Gas bei 20° C . . . . .	0,0214	„
„ in der Luft bei 20° C (0,01284 × 6,05)= . . . . .	0,0777	„

Wasserdampf in den Abgasen . . . . .	1,3591	cbm
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .	0,5900	„
Permanente Gase in den Abgasen (N <sub>2</sub> +Luftüberschuß) 4,375+0,55=. . . . .	4,925	„

<sup>1)</sup> Gaskalender 1918, S. 27.

## β) Heizung mit Leuchtgas.

W.E. je 1 cbm Gas:	Leuchtgas kalt Luft 1100° C	Leuchtgas kalt Luft 800° C	Leuchtgas kalt Luft 440° C
<b>Luftvorwärmung:</b>			
perm. Gase . . . 6,05 cbm	× 386 = 2335,3	× 268 = 1621,4	× 137 = 828,9
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0777 „	× 494 = 38,4	× 325 = 25,3	× 163 = 12,7
Wärmeinhalt der Luft . .	W.E. 2373,7	W.E. 1646,7	W.E. 841,6
<b>Verbrennungswärme d. Gase bei 20° C:</b>			
5300 W.E. × 0,9317 = . . . .	W.E. 4938,0	W.E. 4938,0	W.E. 4938,0
An den Brennern zugeführt	W.E. 7311,7	W.E. 6584,7	W.E. 5779,6
<b>Durch die Abgase aufgenom- men:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,59 cbm	× 0,570 = 0,3363	× 0,565 = 0,3334	× 0,559 = 0,3298
perm. Gase . . . 4,925 „	× 0,366 = 1,8026	× 0,361 = 1,7779	× 0,356 = 1,7533
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 1,3591 „	× 0,516 = 0,7013	× 0,495 = 0,6728	× 0,475 = 0,6456
6,8741 cbm	W.E. 2,8402	W.E. 2,7841	W.E. 2,7287
Verbrennungstemperatur .	$\frac{7311,7}{2,8402} = 2574^{\circ} \text{C}$	$\frac{6584,7}{2,7841} = 2365^{\circ} \text{C}$	$\frac{5779,6}{2,7287} = 2118^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,59 cbm	× 117 = 69,0	× 117 = 69,0	× 117 = 69,0
perm. Gase . . . 4,925 „	× 80 = 394,0	× 80 = 394,0	× 80 = 394,0
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 1,3591 „	× 95 = 129,1	× 95 = 129,1	× 95 = 129,1
6,8741 cbm	W.E. 592,1	W.E. 592,1	W.E. 592,1
<b>Wärmebilanz:</b>			
Verbrennungswärme d. Gases	4938,0	4938,0	4938,0
für Luftvorwärmung . . . .	2373,7	1646,7	841,6
Verlust durch Abgase . . . .	592,1 2965,8	592,1 2238,8	592,1 1433,7
Für den Arbeitsvorgang verfügbar	<u>W.E. 1972,2</u> 39,94%	<u>W.E. 2699,2</u> 54,66%	<u>W.E. 3504,3</u> 70,97%
oder in der Zeiteinheit:			
<u>Verfügbare Wärme</u> <u>Abgase-Volumen</u> = . . . .	$\frac{1972,2}{6,8741} =$	$\frac{2699,2}{6,8741} =$	$\frac{3504,3}{6,8741} =$
	<b>286,90 W.E.</b>	<b>392,66 W.E.</b>	<b>509,78 W.E.</b>
= vom N. B. Steinkohle . . . .	0,6061	0,8296	1,0770
= vom N. B. norm. G.-G. . . .	1,0530	0,9682	1,0203

b) Koksofenmischgas<sup>1)</sup> (Heizwert 4000 W.E., unt., 0°, 760 mm; Temp. 20° C).

a) Verbrennung.

Gasanalyse		Sauerstoffbedarf	Abgase der Verbrennung		
			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
	Vol.-%				
CO <sub>2</sub>	2,9	—	2,9	—	—
CO	7,3	3,65	7,3	—	13,7
H <sub>2</sub>	45,0	22,50	—	45,0	84,6
CH <sub>4</sub>	30,0	60,0	30,0	60,0	225,7
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	—	—	—	—	—
N <sub>2</sub>	14,8	—	—	—	14,8
Sauerstoff 86,15 Stickstoff 79/21 = 324,00			40,20 Kohlensäure 338,80 Stickstoff		
Luft, theoretisch 410,15 10% Überschuß 41,02			342,82 Abgase, theoretisch 41,02 Luftüberschuß		
Luft, praktisch 451,17 Vol. = 4,512 cbm			383,84 Vol. Abgase praktisch = 3,838 cbm		

Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . . : 1,05 cbm  
 „ im Gas bei 20° C . . . . . 0,0214 „  
 „ in der Luft bei 20° C (0,01284 × 4,512) = . . . . . 0,0579 „

Wasserdampf in den Abgasen . . . . . 1,1293 cbm  
 Kohlensäure in den Abgasen . . . . . 0,4020 „  
 Permanente Gase in den Abgasen (N<sub>2</sub>+Luftüberschuß) 3,388+0,4102 = . 3,7982 „

<sup>1)</sup> Feuerungstechnik 1917, Nr. 5, S. 54.



## β) Heizung mit Koksofenmischgas.

W.E. je 1 cbm Gas:	K.-O.-Gas kalt Luft 1100° C	K.-O.-Gas kalt Luft 800° C	K.-O.-Gas kalt Luft 440° C
<b>Luftvorwärmung:</b>			
perm. Gase . . . 4,512 cbm	× 386 = 1741,6	× 268 = 1209,2	× 137 = 618,1
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0579 „	× 494 = 28,6	× 325 = 18,8	× 163 = 9,4
<b>Wärmeinhalt der Luft . .</b>	<b>W.E. 1770,2</b>	<b>W.E. 1228,0</b>	<b>W.E. 627,5</b>
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>			
4000 W.E. × 0,9317 = . . . .	W.E. 3726,8	W.E. 3726,8	W.E. 3726,8
<b>An den Brennern zugeführt</b>	<b>W.E. 5497,0</b>	<b>W.E. 4954,8</b>	<b>W.E. 4354,3</b>
<b>Durch die Abgase aufge- nommen:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,402 cbm	× 0,570 = 0,2291	× 0,565 = 0,2271	× 0,559 = 0,2247
perm. Gase . . . 3,7982 „	× 0,366 = 1,3901	× 0,361 = 1,3787	× 0,356 = 1,3522
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 1,1293 „	× 0,516 = 0,5827	× 0,495 = 0,5590	× 0,475 = 0,5364
5,3295 cbm	W.E. 2,2019	W.E. 2,1648	W.E. 2,1133
<b>Verbrennungstemperatur .</b>	$\frac{5497,0}{2,2019} = 2496^{\circ} \text{C}$	$\frac{4954,8}{2,1648} = 2289^{\circ} \text{C}$	$\frac{4354,3}{2,1133} = 2060^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,4020 cbm	× 117 = 42,0	× 117 = 42,0	× 117 = 42,0
perm. Gase . . . 3,7982 „	× 80 = 303,9	× 80 = 303,9	× 80 = 303,9
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 1,1293 „	× 95 = 107,3	× 95 = 107,3	× 95 = 107,3
5,3295 cbm	W.E. 453,2	W.E. 453,2	W.E. 453,2
<b>Wärmebilanz:</b>			
Verbrennungswärme d. Gases	3726,8	3726,8	3726,8
für Luftvorwärmung . . . .	1770,2	1228,0	627,5
Verlust durch Abgase . . . .	453,2	453,2	453,2
<b>Für den Arbeitsvorgang = verfügbar</b>	<b>W.E. 1503,4</b>	<b>W.E. 2045,6</b>	<b>W.E. 2646,1</b>
	$\frac{1503,4}{40,34\%}$	$\frac{2045,6}{54,89\%}$	$\frac{2646,1}{71,00\%}$
<b>oder in der Zeiteinheit:</b>			
<b>Verfügbare Wärme Abgase-Volumen = . . . .</b>	$\frac{1503,4}{5,3295} =$ <b>282,09 W.E.</b>	$\frac{2045,6}{5,3295} =$ <b>383,83 W.E.</b>	$\frac{2646,1}{5,3295} =$ <b>496,50 W.E.</b>
= vom N. B. Steinkohle . . .	0,5960	0,8109	1,0489
= vom N. B. norm. G.-G. . .	1,0353	0,9464	0,9937

c) Koksgeneratorgas<sup>1)</sup> (Heizwert 1100 W.E., unt., 0°, 760 mm; Temp. 800° C).

a) Verbrennung.

Gasanalyse		Sauerstoffbedarf	Abgase der Verbrennung		
			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
	Vol.-%				
CO <sub>2</sub>	0,6	—	0,6	—	—
CO	33,4	16,70	33,4	—	62,82
H <sub>2</sub>	0,9	0,45	—	0,9	1,69
CH <sub>4</sub>	0,5	1,00	0,5	1,0	3,77
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	—	—	—	—	—
N <sub>2</sub>	64,6	—	—	—	64,60
Sauerstoff	18,15		34,50 Kohlensäure		
Stickstoff 79/21=	68,28		132,88 Stickstoff		
Luft, theoretisch	86,43		167,38 Abgase, theoretisch		
10% Überschuß	8,64		8,64 Luftüberschuß		
Luft, praktisch	95,07 Vol.=0,951 cbm		176,02 Vol. Abgase, praktisch = 1,76 cbm		

Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . . 0,0190 cbm  
 „ im Gas  $7,9 \text{ g} \times 0,001243 =$  . . . . . 0,0098 „  
 „ in der Luft bei 20° C ( $0,01284 \times 0,951 =$ ) . . . . . 0,0122 „

Wasserdampf in den Abgasen . . . . . 0,0410 cbm  
 Kohlensäure in den Abgasen . . . . . 0,3450 „  
 Permanente Gase in den Abgasen (N<sub>2</sub>+Luftüberschuß)  $1,3288 + 0,0864 =$  1,4152 „

<sup>1)</sup> St. u. E. 1918, Nr. 29, S. 654.

## β) Heizung mit Koksgeneratorgas.

W.E. je 1 cbm Gas	K.-G.-Gas 1100° C Luft 1100° C	K.-G.-Gas 800° C Luft 800° C	K.-G.-Gas 800° C Luft 440° C
Luftvorwärmung:			
perm. Gase . . . 0,951 cbm	× 386 = 367,1	× 268 = 254,9	× 137 = 130,3
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0122 „	× 494 = 6,0	× 325 = 4,0	× 163 = 2,0
	W.E. 373,1	W.E. 258,9	W.E. 132,3
Wärmeinhalt des Gases (vor- gewärmt):			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,06 cbm	× 633 = 38,0	× 441 = 26,5	× 441 = 26,5
perm. Gase . . . 0,94 „	× 386 = 362,8	× 268 = 251,9	× 268 = 251,9
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0098 „	× 494 = 4,8	× 325 = 3,2	× 325 = 3,2
	W.E. 405,6	W.E. 281,6	W.E. 281,6
Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:			
1100 W.E. × 0,9317 = . . . . .	W.E. 1024,9	W.E. 1024,9	W.E. 1024,9
An den Brennern zugeführt	W.E. 1803,6	W.E. 1565,4	W.E. 1438,8
Durch die Abgase aufge- nommen:			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,345 cbm	× 0,570 = 0,1967	× 0,559 = 0,1929	× 0,559 = 0,1929
perm. Gase . . . 1,4152 „	× 0,366 = 0,5180	× 0,356 = 0,5038	× 0,356 = 0,5038
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,041 „	× 0,516 = 0,0212	× 0,475 = 0,0195	× 0,475 = 0,0195
1,8012 cbm	W.E. 0,7359	W.E. 0,7162	W.E. 0,7162
Verbrennungstemperatur .	$\frac{1803,6}{0,7359} = 2451^{\circ}\text{C}$	$\frac{1565,4}{0,7162} = 2186^{\circ}\text{C}$	$\frac{1438,8}{0,7162} = 2009^{\circ}\text{C}$
Verlust durch die Abgase:			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,345 cbm	× 117 = 40,4	× 117 = 40,4	× 117 = 40,4
perm. Gase . . . 1,4152 „	× 80 = 113,2	× 80 = 113,2	× 80 = 113,2
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,041 „	× 95 = 3,9	× 95 = 3,9	× 95 = 3,9
1,8012 cbm	W.E. 157,5	W.E. 157,5	W.E. 157,5
Wärmeinhalt des Gases bei 800° C:			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,06 cbm	× 441 = 26,5	× 441 = 26,5	× 441 = 26,5
perm. Gase . . . 0,94 „	× 268 = 251,9	× 268 = 251,9	× 268 = 251,9
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0098 „	× 325 = 3,2	× 325 = 3,2	× 325 = 3,2
	W.E. 281,6	W.E. 281,6	W.E. 281,6
Gasvorwärmung . . . . .	405,6 - 281,6 = W.E. 124,0	—	—
Wärmebilanz:			
Verbrennungswärme d. Gases	1024,9	1024,9	1024,9
Wärmeinhalt des Gases bei 800° C . . . . .	281,6	281,6	281,6
	1306,5	1306,5	1306,5
für Luftvorwärmung . . . . .	373,1	258,9	132,3
für Gasvorwärmung üb. 800° C	124,0	—	—
Verlust durch Abgase . . . . .	157,5	157,5	157,5
	654,6	416,4	289,8
Für den Arbeitsvorgang = verfügbar	W.E. 651,9	W.E. 890,1	W.E. 1016,7
oder in der Zeiteinheit:	49,90%	68,13%	77,82%
Verfügbare Wärme = Abgase-Volumen	$\frac{651,9}{1,8012} =$ 361,93 W.E.	$\frac{890,1}{1,8012} =$ 494,17 W.E.	$\frac{1016,7}{1,8012} =$ 564,46 W.E.
= vom N. B. Steinkohle . . . . .	0,7646	1,0440	1,1925
= vom N. B. norm. G.-G. . . . .	1,3284	1,2185	1,1297

Zu bemerken ist, daß z. B. die Koksgeneratoren der Gaswerksretortenöfen ohne Staubabscheidung direkt das heiße Gas verwenden. Sie arbeiten mit geringer Gasgeschwindigkeit.

Für Ofenanlagen soll deshalb auch mit den zuerst behandelten drei Heizungsfällen gerechnet werden, d. i. ohne Kühlung des Gases und nasse Staubabscheidung.

Für Kesselanlagen wird aus den schon früher erwähnten Gründen wohl mit einer Staubabscheidung zu rechnen sein.

Alternativ sollen deshalb auch hier wie beim normalen Generatorgas die Ergebnisse der Verbrennung und Heizung mit Staubwaschung des Gases gegeben werden. Die fühlbare Wärme des Gases zwischen 800° und 20° C wird zur Gas- und Luftvorwärmung ausgenutzt. Nach der Staubwaschung soll die Gastemperatur 20° C betragen.

Die Abgase der Verbrennung sind dann:

Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .	0,0190 cbm
Wasserdampf im Gas bei 20° C, volle Sättigung (0,0214 × 1,0) . . . . .	0,0214 „
Wasserdampf in der Luft bei 20° C (0,01284 × 0,951) . . . . .	0,0122 „
Wasserdampf in den Abgasen . . . . .	0,0526 cbm
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .	0,3451 „
Permanente Gase in den Abgasen . . . . .	1,4152 „

Der Wärmeaustausch für die Ausnutzung der hohen Eigen-temperatur, z. B. in Abhitze-kesseln und zur Gas- und Luftvorwärmung, soll auch hier einen Verlust von 20% vom Wärmeinhalt des 800° C heißen Gases bringen, das sind

$$0,2 \times 281,6 = 56,32 = \text{ca. } 56 \text{ W.E.}$$

Dieser Wärmeaustausch genügt aber natürlich nicht in jedem Fall zur vollen Deckung der für Luft- und Gasvorwärmung erforderlichen Wärmemengen, wie auch aus der Wärmebilanz auf S. 46 zu ersehen ist, z. B. für den Fall der Luftvorwärmung auf 440° C. Die Bilanzen berücksichtigen aber alle erforderlichen Wärmemengen, ganz abgesehen davon, aus welchen Quellen die benötigten Wärmemengen stammen.

Der Vergleich der Wärmebilanzen auf den S. 44 u. 46 zeigt die großen Wärmeverluste infolge der Staubwaschung. Bei der gleichen Luftvorwärmung auf 440° C und nur 440° C Gasvorwärmung nach der Staubwaschung gibt, gegenüber der Verwendung des mit 800° C ankommenden ungewaschenen Gases 77,82 — 62,34 = 15,48% weniger für den Arbeitsvorgang verfügbar.

Je 1 cbm Gas:	K.-G.-Gas 440° C Luft 440° C	K.-G.-Gas 440° C Luft 270° C
<b>Luftvorwärmung:</b>		
perm. Gase . . . . . 0,951 cbm	× 137 = 130,3 W.E.	× 80 = 76,08 W.E.
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0122 „	× 163 = 2,0 „	× 95 = 1,16 „
	132,3 W.E.	77,24 W.E.
<b>Wärmeinhalt des Gases (vorge- wärt):</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,06 cbm	× 214 = 12,84 W.E.	× 214 = 12,84 W.E.
perm. Gase . . . . . 0,94 „	× 137 = 128,78 „	× 137 = 128,78 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0214 „	× 163 = 3,49 „	× 163 = 3,49 „
	145,11 W.E.	145,11 W.E.
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>		
1100 W.E. × 0,9317 = . . . . .	1024,90 W.E.	1024,90 W.E.
An den Brennern zugeführt . . . . .	1302,31 W.E.	1247,25 W.E.
<b>Durch d. Abgase aufgenommen:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,3450 cbm	× 0,553 = 0,1908 W.E.	× 0,545 = 0,1880 W.E.
perm. Gase . . . . . 1,4152 „	× 0,352 = 0,4982 „	× 0,347 = 0,4911 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0526 „	× 0,455 = 0,0239 „	× 0,438 = 0,0230 „
1,8128 cbm	0,7129 W.E.	0,7021 W.E.
<b>Verbrennungstemperatur . . . . .</b>	$\frac{1302,31}{0,7129} = 1827^{\circ} \text{C}$	$\frac{1247,25}{0,7021} = 1776^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,345 cbm	× 117 = 40,4 W.E.	× 117 = 40,4 W.E.
perm. Gase . . . . . 1,4152 „	× 80 = 113,2 „	× 80 = 113,2 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0526 „	× 95 = 5,0 „	× 95 = 5,0 „
1,8128 cbm	158,6 W.E.	158,6 W.E.
<b>Wärmeinhalt d. G. bei 800° C . . . . .</b>	281,6 W.E.	281,6 W.E.
<b>Wärmebilanz:</b>		
Verbrennungswärme des Gases . . . . .	1024,9 W.E.	1024,9 W.E.
Wärmeinhalt d. G. bei 800° C . . . . .	281,6 „	281,6 „
	1306,5 W.E.	1306,5 W.E.
für Luftvorwärmung . . . . .	132,30	77,24
für Gasvorwärmung . . . . .	145,11	145,11
Verlust beim Wärmeaustausch des heißen Gases:		
0,2 × 281,6 = 56,32, ca. 56 W.E.	56,00	56,00
Verlust durch Abgase . . . . .	158,60	158,60
	492,01 W.E.	436,95 W.E.
<b>Für den Arbeitsvorgang ver- fügbare</b>	<b>814,49 W.E.</b>	<b>869,55 W.E.</b>
oder in der Zeiteinheit	$\frac{62,34}{\%}$	$\frac{66,56}{\%}$
<b>Verfügbare Wärme</b>	<b>814,49</b>	<b>869,55</b>
Abgase-Volumen = . . . . .	$\frac{1,8128}{1,8128} = 449,30 \text{ W.E.}$	$\frac{1,8128}{1,8128} = 479,67 \text{ W.E.}$
= vom N. B. Steinkohle . . . . .	0,9492	1,0134
= vom N. B. norm. G.-G. . . . .	0,8992	0,9600

d) Wassergas<sup>1)</sup> (Heizwert 2600 W.E., unt., 0°, 760 mm;  
Temp. 440° C).

a) Verbrennung.

Gasanalyse		Sauerstoff- bedarf	Abgase der Verbrennung		
			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
	Vol.-%				
CO <sub>2</sub>	4,65	—	4,65	—	—
CO	39,65	19,825	39,65	—	74,60
H <sub>2</sub>	50,80	25,400	—	50,80	95,50
CH <sub>4</sub>	0,82	1,640	0,82	1,64	6,20
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,05	0,150	0,10	0,10	0,60
N <sub>2</sub>	4,03	—	—	—	4,03
Sauerstoff 47,015 Stickstoff 79/21 = 176,862			45,220 Kohlensäure 180,892 Stickstoff		
Luft, theoretisch 223,877 10% Überschuß 22,388			226,112 Abgase, theoretisch 22,388 Luftüberschuß		
Luft, praktisch 246,265 Vol. = 2,463 cbm			248,500 Vol. Abgase, praktisch = 2,485 cbm		
Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .			0,5254 cbm		
„ im Gas, 4% unzersetzter Dampf 0,508 × 0,04 = . . . . .			0,0203 „		
„ in der Luft bei 20° C (0,01284 × 2,463) = . . . . .			0,0316 „		
Wasserdampf in den Abgasen . . . . .			0,5773 cbm		
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .			0,4522 „		
Permanente Gase in den Abgasen (N <sub>2</sub> +Luftüberschuß) 1,8089+0,2239 =			2,0328 „		

<sup>1)</sup> Gaskalender 1918, S. 27.

## β) Heizung mit Wassergas.

W.E. je 1 cbm Gas	Wassergas 1100° C Luft 1100° C	Wassergas 800° C Luft 800° C	Wassergas 440° C Luft 440° C
<b>Luftvorwärmung:</b>			
perm. Gase . . . 2,4630 cbm	× 386 = 950,7	× 268 = 660,1	× 137 = 337,4
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0316 „	× 494 = 15,6	× 325 = 10,3	× 163 = 5,2
	W.E. 966,3	W.E. 670,4	W.E. 342,6
<b>Wärmeinhalt des Gases:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,0465 cbm	× 633 = 29,4	× 441 = 20,5	× 214 = 10,0
perm. Gase . . . 0,9535 „	× 386 = 368,1	× 268 = 255,5	× 137 = 130,6
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0203 „	× 494 = 10,0	× 325 = 6,6	× 163 = 3,3
	W.E. 407,5	W.E. 282,6	W.E. 143,9
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>			
2600 W.E. × 0,9317 = . . . . .	W.E. 2422,4	W.E. 2422,4	W.E. 2422,4
<b>An den Brennern zugeführt</b>	W.E. 3796,2	W.E. 3575,4	W.E. 2908,9
<b>Durch die Abgase aufgenommen:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,4522 cbm	× 0,580 = 0,2623	× 0,570 = 0,2578	× 0,565 = 0,2555
perm. Gase . . . 2,0328 „	× 0,375 = 0,7623	× 0,366 = 0,7440	× 0,361 = 0,7338
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,5773 „	× 0,561 = 0,3239	× 0,516 = 0,2979	× 0,495 = 0,2858
3,0623 cbm	W.E. 1,3485	W.E. 1,2997	W.E. 1,2751
<b>Verbrennungstemperatur .</b>	$\frac{3796,2}{1,3485} = 2815^{\circ} \text{C}$	$\frac{3375,4}{1,2997} = 2597^{\circ} \text{C}$	$\frac{2908,9}{1,2751} = 2281^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,4522 cbm	× 117 = 52,9	× 117 = 52,9	× 117 = 52,9
perm. Gase . . . 2,0328 „	× 80 = 162,6	× 80 = 162,6	× 80 = 162,6
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,5773 „	× 95 = 54,8	× 95 = 54,8	× 95 = 54,8
3,0623 cbm	W.E. 270,3	W.E. 270,3	W.E. 270,3
<b>Wärmeinhalt des Gases bei 440° C:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,0465 cbm	× 214 = 10,0	× 214 = 10,0	× 214 = 10,0
perm. Gase . . . 0,9535 „	× 137 = 130,6	× 137 = 130,6	× 137 = 130,6
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0203 „	× 163 = 3,3	× 163 = 3,3	× 163 = 3,3
	W.E. 143,9	W.E. 143,9	W.E. 143,9
<b>Gasvorwärmung . . . . .</b>	407,5—143,9 = W.E. 263,6	282,6—143,9 = W.E. 138,7	—
<b>Wärmebilanz:</b>			
Verbrennungswärme d. Gases	2422,4	2422,4	2422,4
Wärmeinhalt des Gases bei 440° . . . . .	143,9	143,9	143,9
	W.E. 2566,3	W.E. 2566,3	W.E. 2566,3
für Luftvorwärmung . . . . .	966,3	670,4	342,6
für Gasvorwärmung üb. 440° C	263,6	138,7	—
Verlust durch Abgase . . . . .	270,3	270,3	270,3
	1500,2	1079,4	612,9
<b>Für den Arbeitsvorgang =</b>	<b>W.E. 1066,1</b>	<b>W.E. 1486,9</b>	<b>W.E. 1953,4</b>
verfügbar	41,54%	57,94%	76,12%
oder in der Zeiteinheit:			
<b>Verfügbare Wärme</b>	<b>1066,1 =</b>	<b>1486,9 =</b>	<b>1953,4 =</b>
<b>Abgase-Volumen</b>	<b>3,0623</b>	<b>3,0623</b>	<b>3,0623</b>
	<b>348,14 W.E.</b>	<b>485,55 W.E.</b>	<b>637,89 W.E.</b>
= vom N. B. Steinkohle . . . . .	0,7355	1,0258	1,3476
= vom N. B. norm. G.-G. . . . .	1,2778	1,1972	1,2767

Auch hier soll die Verwendungsart wie für das Koksgeneratorgas angenommen werden. Für Ofenanlagen soll auch hier ohne Kühlung und nasse Staubabscheidung gerechnet werden. Ob das Wassergas aus Gründen seiner Zusammensetzung für gewisse Verwendungszwecke ungeeignet ist, soll hier nicht beachtet werden.

Für Kesselanlagen wird eine Staubabscheidung vorzusehen sein.

Alternativ sollen auch hier die Ergebnisse der Verbrennung und Heizung mit Staubwaschung des Gases folgen. Die fühlbare Wärme zwischen  $440^{\circ}\text{C}$  und  $20^{\circ}\text{C}$  wird zur Gas- bzw. Luftvorwärmung ausgenützt. Nach der Staubwaschung soll die Temperatur des Gases  $20^{\circ}\text{C}$  betragen.

Die Abgase der Verbrennung sind dann:

Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .	0,5254 cbm
Wasserdampf im Gas bei $20^{\circ}\text{C}$ , volle Sättigung ( $0,0214 \times 1,0$ ) = . . . . .	0,0214 „
Wasserdampf in der Luft bei $20^{\circ}\text{C}$ ( $0,01284 \times 2,463$ ) = . . . . .	0,0316 „
<b>Wasserdampf in den Abgasen . . . . .</b>	<b>0,5784 cbm</b>
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .	0,4522 „
Permanente Gase in den Abgasen . . . . .	2,0328 „

Hier gilt das auf Seite 45 über den Wärmeverlust infolge des Wärmeaustausches Gesagte, welcher Verlust hier vom Wärmehalt des  $440^{\circ}\text{C}$  heißen Gases

$$0,2 \times 143,9 = 28,78 = \text{ca. } 29 \text{ W.E.}$$

beträgt.

Der Wärmeaustausch gibt hier ebenfalls nur einen Bruchteil der erforderlichen Wärme für Gas- und Luftvorwärmung, der Rest wird aus anderen Quellen gedeckt.

Gegenüber der direkten Verwendung des heißen Gases gibt die Staubabscheidung einen Verlust, z. B. von  $1953,4 - 1785,4 = 168 \text{ W.E.}$  für  $440^{\circ}\text{C}$  Gas- und Lufttemperatur.

Die Staubabscheidung und die Gasvorwärmung beanspruchen zusammen für  $440^{\circ}\text{C}$  Gas- und Lufttemperatur:

$$143,9 + 29 = 172,9 = \text{ca. } 173 \text{ W.E., d. i. } 6,74\%$$

der ganzen an den Brennern zugeführten Wärmemenge, oder auch  $9,68\%$  der für den Arbeitsvorgang zur Verfügung stehenden Wärmemenge. Die Differenz zwischen 173 und 168, das sind 5 W.E., liegt in den verschiedenen großen Verlusten durch die Abgase bei direkter Verwendung des heißen Gases und bei vorhergehender Staubwaschung.



W.E. je 1 cbm Gas	Wassergas 440° C Luft 440° C	Wassergas 440° C Luft 270° C
<b>Luftvorwärmung:</b>		
perm. Gase . . . . . 2,463 cbm	× 137 = 337,40 W.E.	× 80 = 197,04 W.E.
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0316 „	× 163 = 5,20 „	× 95 = 3,00 „
	342,60 W.E.	200,04 W.E.
<b>Wärmeinhalt des Gases (vorge- wärmt):</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,0465 cbm	× 214 = 10,0 W.E.	× 214 = 10,00 W.E.
perm. Gase . . . . . 0,9535 „	× 137 = 130,60 „	× 137 = 130,60 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0214 „	× 163 = 3,3 „	× 163 = 3,30 „
	143,9 W.E.	143,90 W.E.
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>		
2600 W.E. × 0,9317 = . . . . .	2422,4 W.E.	2422,40 W.E.
<b>An den Brennern zugeführt .</b>	2908,9 W.E.	2766,34 W.E.
<b>Durch d. Abgase aufgenommen:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,4522 cbm	× 0,565 = 0,2555 W.E.	× 0,565 = 0,2555 W.E.
perm. Gase . . . . . 2,0328 „	× 0,361 = 0,7338 „	× 0,361 = 0,7338 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,5784 „	× 0,495 = 0,2858 „	× 0,495 = 0,2858 „
3,0634 cbm	1,2751 W.E.	1,2751 W.E.
<b>Verbrennungstemperatur . . .</b>	$\frac{2908,9}{1,2751} = 2281^{\circ} \text{C}$	$\frac{2766,34}{1,2751} = 2091^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,4522 cbm	× 117 = 52,9 W.E.	× 117 = 52,9 W.E.
perm. Gase . . . . . 2,0328 „	× 80 = 162,6 „	× 80 = 162,6 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,5784 „	× 95 = 49,9 „	× 95 = 49,9 „
3,0634 cbm	265,4 W.E.	265,4 W.E.
<b>Wärmeinhalt d. Gases bei 440° C</b>	143,9 W.E.	143,9 W.E.
<b>Wärmebilanz:</b>		
Verbrennungswärme des Gases	2422,4 W.E.	2422,4 W.E.
Wärmeinhalt d. Gases bei 440° C	143,9 „	143,9 „
	<u>2566,3 W.E.</u>	<u>2566,3 W.E.</u>
für Luftvorwärmung . . . . .	342,6	200,04
für Gasvorwärmung . . . . .	143,9	143,90
Verlust bei Wärmeaustausch: 0,2 × 143,9 = 28,78 ca. 29 W.E. .	29,0	29,00
Verlust durch Abgase . . . . .	265,4	265,40
	780,9 W.E.	638,34 W.E.
<b>Für den Arbeitsvorgang ver- fügbar</b>	<u>1785,4 W.E.</u>	<u>1927,96 W.E.</u>
	69,57%	75,13%
oder in der Zeiteinheit:		
<b>Verfügbare Wärme</b>	<u>1785,4</u>	<u>1927,96</u>
<b>Abgase-Volumen</b> = . . . . .	3,0634	3,0634
= vom N. B. Steinkohle . . . . .	1,2313	1,3296
= vom N. B. norm. G.-G. . . . .	1,1665	1,2596

e) Zonengeneratorgas I (Heizw. 3122 W.E., unt., 0°, 760 mm; Temp. 20° C).

a) Verbrennung.

Gasanalyse				Sauerstoffbedarf	Abgase der Verbrennung		
$\frac{1}{8}$ Leuchtgas	$\frac{4}{8}$ Wassergas	Vol.-%			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub>	0,4	3,72	4,12	—	4,12	—	—
CO	1,8	31,72	33,52	16,76	33,52	—	63,06
H <sub>2</sub>	9,4	40,64	50,04	25,02	—	50,04	94,08
CH <sub>4</sub>	6,8	0,656	7,456	14,912	7,456	14,912	56,12
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	1,0	0,04	1,04	5,02	2,88	2,28	15,16
N <sub>2</sub>	0,6	3,224	3,824	—	—	—	3,824
Sauerstoff . . . . . 60,72				48,70 Kohlensäure			
Stickstoff $79/21 =$ . . . . . 228,42				232,244 Stickstoff			
Luft, theoretisch . . . . . 289,14				280,944 Abgase, theoretisch			
10% Überschuß . . . . . 28,914				28,914 Luftüberschuß			
Luft, praktisch . . . . . 318,054 Vol.=3,181 cbm				309,858 Vol. Abgase, praktisch =3,0986 cbm			
Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . . 0,6723 cbm							
,, im Gas bei 20° C . . . . . 0,0214 ,,							
,, in der Luft bei 20° C ( $0,01284 \times 3,181 =$ ) . . . . . 0,0408 ,,							
Wasserdampf in den Abgasen . . . . . 0,7345 cbm							
Kohlensäure in den Abgasen . . . . . 0,4870 ,,							
Permanente Gase in den Abgasen (N <sub>2</sub> +Luftüberschuß) $2,3224 + 0,2891 =$ 2,6115 ,,							

## β) Heizung mit Zonengeneratorgas I.

W.E. je 1 cbm Gas	Z.-G.-Gas I kalt Luft 1100° C	Z.-G.-Gas I kalt Luft 800° C	Z.-G.-Gas I kalt Luft 440° C
<b>Luftvorwärmung:</b>			
perm. Gase . . . 3,181 cbm	× 386 = 1227,9	× 268 = 852,5	× 137 = 435,8
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0408 „	× 494 = 20,2	× 325 = 13,3	× 163 = 6,7
<b>Wärmeinhalt der Luft . .</b>	<b>W.E. 1248,1</b>	<b>W.E. 865,8</b>	<b>W.E. 442,5</b>
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>			
3122 W.E. × 0,9317 = . . . .	W.E. 2908,8	W.E. 2908,8	W.E. 2908,8
<b>An den Brennern zugeführt</b>	<b>W.E. 4156,9</b>	<b>W.E. 3774,6</b>	<b>W.E. 3351,3</b>
<b>Durch die Abgase aufge: nommen:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,487 cbm	× 0,570 = 0,2776	× 0,565 = 0,2752	× 0,559 = 0,2722
perm. Gase . . . 2,6115 „	× 0,366 = 0,9558	× 0,361 = 0,9428	× 0,356 = 0,9297
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,7345 „	× 0,516 = 0,3790	× 0,495 = 0,3636	× 0,475 = 0,3489
3,8330 cbm	W.E. 1,6124	W.E. 1,5816	W.E. 1,5508
<b>Verbrennungstemperatur .</b>	$\frac{4156,9}{1,6124} = 2578^{\circ} \text{C}$	$\frac{3774,6}{1,5816} = 2387^{\circ} \text{C}$	$\frac{3351,3}{1,5508} = 2161^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,487 cbm	× 117 = 57,0	× 117 = 57,0	× 117 = 57,0
perm. Gase . . . 2,6115 „	× 80 = 208,9	× 80 = 208,9	× 80 = 208,9
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,7345 „	× 95 = 69,8	× 95 = 69,8	× 95 = 69,8
3,8330 cbm	W.E. 335,7	W.E. 335,7	W.E. 335,7
<b>Wärmebilanz:</b>			
Verbrennungswärme d. Gases	2908,8	2908,8	2908,8
für Luftvorwärmung . . . .	1248,1	865,8	442,5
Verlust durch Abgase . . .	335,7	335,7	335,7
	<u>1538,8</u>	<u>1201,5</u>	<u>778,2</u>
<b>Für den Arbeitsvorgang = verfügbar</b>	<b>W.E. 1325,0</b>	<b>W.E. 1707,3</b>	<b>W.E. 2130,6</b>
	45,55% <sub>0</sub>	58,69% <sub>0</sub>	73,25% <sub>0</sub>
<b>oder in der Zeiteinheit:</b>			
<b>Verfügbare Wärme</b>	<u>1325,0</u>	<u>1707,3</u>	<u>2130,6</u>
<b>Abgase-Volumen</b> = . . . .	<u>3,8330</u>	<u>3,8330</u>	<u>3,8330</u>
	<b>345,68 W.E.</b>	<b>445,42 W.E.</b>	<b>555,86 W.E.</b>
= vom N. B. Steinkohle . . .	0,7303	0,9410	1,1743
= vom N. B. norm. G.-G. . .	1,2687	1,0983	1,1125

f) Zonengeneratorgas II (Heizw. 3600 W.E., unt., 0°, 760 mm; Temp. 20° C).

a) Verbrennung.

Gasanalyse				Sauerstoffbedarf	Abgase der Verbrennung		
<sup>3</sup> / <sub>8</sub> Leuchtgas	<sup>6</sup> / <sub>8</sub> Wassergas	Vol.-%			CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub>	0,750	2,906	3,656	—	3,656	—	—
CO	3,375	24,781	28,156	14,078	28,156	—	52,96
H <sub>2</sub>	17,625	31,750	49,375	24,687	—	49,375	92,84
CH <sub>4</sub>	12,750	0,513	13,263	26,526	13,263	26,526	99,80
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	1,875	0,031	1,906	7,406	5,313	4,188	27,90
N <sub>2</sub>	1,125	2,519	3,644	—	—	—	3,644
Sauerstoff . . . . . 72,697					50,388 Kohlensäure		
Stickstoff 79/21= . . . . . 273,500					277,144 Stickstoff		
Luft, theoretisch . . . . . 346,197					327,532 Abgase, theoretisch		
10% Überschuß . . . . . 34,620					34,620 Luftüberschuß		
Luft, praktisch . . . . . 380,817 Vol.=3,808 cbm					362,152 Vol. Abgase, praktisch =3,6215 cbm		
Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . . 0,8009 cbm							
,, im Gas bei 20° C . . . . . 0,0214 ,,							
,, in der Luft bei 20° C (0,0128 × 3,808)= . . . . . 0,0489 ,,							

Wasserdampf in den Abgasen . . . . . 0,8712 cbm  
 Kohlensäure in den Abgasen . . . . . 0,5039 ,,  
 Permanente Gase in den Abgasen (N<sub>2</sub>+Luftüberschuß) 2,7714+0,3462= 3,1176 ,,

## β) Heizung mit Zonengeneratargas II.

W.E. je 1 cbm Gas	Z.-G.-Gas II kalt Luft 1100° C	Z.-G.-Gas II kalt Luft 800° C	Z.-G.-Gas II kalt Luft 440° C
<b>Luftvorwärmung:</b>			
perm. Gase . . . 3,808 cbm	× 386 = 1469,9	× 268 = 1020,5	× 137 = 521,7
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0489 „	× 494 = 24,2	× 325 = 15,9	× 163 = 8,0
<b>Wärmeinhalt der Luft . .</b>	<b>W.E. 1494,1</b>	<b>W.E. 1036,4</b>	<b>W.E. 529,7</b>
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>			
3600 W.E. × 0,9317 = . . . .	W.E. 3354,1	W.E. 3354,1	W.E. 3354,1
<b>An den Brennern zugeführt</b>	<b>W.E. 4848,2</b>	<b>W.E. 4390,5</b>	<b>W.E. 3883,8</b>
<b>Durch die Abgase aufgenommen:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,5039 cbm	× 0,570 = 0,2872	× 0,565 = 0,2847	× 0,559 = 0,2817
perm. Gase . . . 3,1176 „	× 0,366 = 1,1410	× 0,361 = 1,1255	× 0,356 = 1,1099
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,8712 „	× 0,516 = 0,4495	× 0,495 = 0,4312	× 0,475 = 0,4138
4,4927 cbm	W.E. 1,8777	W.E. 1,8414	W.E. 1,8054
<b>Verbrennungstemperatur .</b>	$\frac{4848,2}{1,8777} = 2582^{\circ} \text{C}$	$\frac{4390,5}{1,8414} = 2384^{\circ} \text{C}$	$\frac{3883,8}{1,8054} = 2151^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,5039 cbm	× 117 = 59,0	× 117 = 59,0	× 117 = 59,0
perm. Gase . . . 3,1176 „	× 80 = 249,4	× 80 = 249,4	× 80 = 249,4
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,8712 „	× 95 = 82,8	× 95 = 82,8	× 95 = 82,8
4,4927 cbm	W.E. 391,2	W.E. 391,2	W.E. 391,2
<b>Wärmebilanz:</b>			
Verbrennungswärme d. Gases	3354,1	3354,1	3354,1
für Luftvorwärmung . . . .	1494,1	1036,4	529,7
Verlust durch Abgase . . .	391,2	391,2	391,2
	<u>1885,3</u>	<u>1427,6</u>	<u>920,9</u>
<b>Für den Arbeitsvorgang =</b>	<b>W.E. 1468,8</b>	<b>W.E. 1926,5</b>	<b>W.E. 2433,2</b>
verfügbar	43,79%	57,44%	72,54%
<b>oder in der Zeiteinheit:</b>			
<b>Verfügbare Wärme</b>	<b>1468,8</b>	<b>1926,5</b>	<b>2433,2</b>
<b>Abgase-Volumen</b>	<b>4,4927</b>	<b>4,4927</b>	<b>4,4927</b>
	<b>W.E. 326,93</b>	<b>W.E. 428,81</b>	<b>W.E. 541,59</b>
= vom N. B. Steinkohle . . .	0,6907	0,9059	1,1442
= vom N. B. norm. G.-G. . .	1,1999	1,0573	1,0839

g) Mondgas<sup>1)</sup> (Heizw. 1265 W.E., unt., 0°, 760 mm; Temp. 20° C).

α) Verbrennung.

Gasanalyse		Sauerstoff- bedarf	Abgase der Verbrennung		
	Vol..-%		CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub>	17,32	—	17,32	—	—
CO	10,20	5,10	10,20	—	19,185
H <sub>2</sub>	22,70	11,35	—	22,70	42,697
CH <sub>4</sub>	3,27	6,54	3,27	6,54	24,600
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,62	1,86	1,24	1,24	6,997
N <sub>2</sub>	45,89	—	—	—	45,890
Sauerstoff 24,850 Stickstoff 79/21 = 93,479			32,030 Kohlensäure 139,369 Stickstoff		
Luft, theoretisch 118,329 10% Überschuß 11,833			171,399 Abgase, theoretisch 11,833 Luftüberschuß		
Luft, praktisch 130,162 Vol. = 1,302 cbm			183,232 Vol. Abgase, praktisch = 1,8323 cbm		

Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .	0,3048 cbm
„ im Gas bei 20° C . . . . .	0,0214 „
„ in der Luft bei 20° C (0,01284 × 1,302) = . . . . .	0,0167 „

Wasserdampf in den Abgasen . . . . .	0,3429 cbm
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .	0,3203 „
Permanente Gase in den Abgasen (N <sub>2</sub> +Luftüberschuß) 1,3937+0,1183 =	1,5120 „

<sup>1)</sup> Zeitschr. d. Ver. d. Ing. 1918, Nr. 8, S. 89.

## β) Heizung mit Mondgas.

W.E. je 1 cbm Gas:	Mondgas kalt Luft 1100° C	Mondgas kalt Luft 800° C	Mondgas kalt Luft 440° C
<b>Luftvorwärmung:</b>			
perm. Gase . . . 1,302 cbm	× 386 = 502,6	× 268 = 348,9	× 137 = 178,4
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,0167 „	× 494 = 8,2	× 325 = 5,4	× 163 = 2,7
<b>Wärmeinhalt der Luft . .</b>	<b>W.E. 510,8</b>	<b>W.E. 354,3</b>	<b>W.E. 181,1</b>
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>			
1265 W.E. × 0,9317 = . . . .	<b>W.E. 1178,6</b>	<b>W.E. 1178,6</b>	<b>W.E. 1178,6</b>
<b>An den Brennern zugeführt</b>	<b>W.E. 1689,4</b>	<b>W.E. 1532,9</b>	<b>W.E. 1359,7</b>
<b>Durch die Abgase aufge- nommen:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,3203 cbm	× 0,553 = 0,1771	× 0,545 = 0,1746	× 0,545 = 0,1746
perm. Gase . . . 1,5120 „	× 0,352 = 0,5322	× 0,347 = 0,5247	× 0,347 = 0,5247
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,3429 „	× 0,455 = 0,1560	× 0,438 = 0,1502	× 0,438 = 0,1502
<b>2,1752 cbm</b>	<b>W.E. 0,8653</b>	<b>W.E. 0,8495</b>	<b>W.E. 0,8495</b>
<b>Verbrennungstemperatur .</b>	$\frac{1689,4}{0,8653} = 1952^{\circ} \text{C}$	$\frac{1532,9}{0,8495} = 1804^{\circ} \text{C}$	$\frac{1359,7}{0,8495} = 1601^{\circ} \text{C}$
<b>Verlust durch die Abgase:</b>			
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,3203 cbm	× 117 = 37,5	× 117 = 37,5	× 117 = 37,5
perm. Gase . . . 1,5120 „	× 80 = 121,0	× 80 = 121,0	× 80 = 121,0
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . 0,3429 „	× 95 = 32,6	× 95 = 32,6	× 95 = 32,6
<b>2,1752 cbm</b>	<b>W.E. 191,1</b>	<b>W.E. 191,1</b>	<b>W.E. 191,1</b>
<b>Wärmebilanz:</b>			
Verbrennungswärme d. Gases	1178,6	1178,6	1178,6
für Luftvorwärmung . . . .	510,8	354,3	181,1
Verlust durch Abgase . . .	191,1	191,1	191,1
	<u>701,9</u>	<u>545,4</u>	<u>372,2</u>
<b>Für den Arbeitsvorgang verfügbar</b>	<b>W.E. 476,7</b>	<b>W.E. 633,2</b>	<b>W.E. 806,4</b>
	40,45%	53,72%	68,42%
<b>oder in der Zeiteinheit:</b>			
<b>Verfügbare Wärme</b>	<u>476,7</u>	<u>633,2</u>	<u>806,4</u>
<b>Abgase-Volumen</b>	<u>2,1752</u>	<u>2,1752</u>	<u>2,1752</u>
	<b>W.E. 219,15</b>	<b>W.E. 291,10</b>	<b>W.E. 370,72</b>
= vom N. B. Steinkohle . . .	0,4630	0,6150	0,7832
= vom N. B. norm. G.-G. . .	0,8043	0,7178	0,7420

### III. Der Wärmeübergang<sup>1)</sup>.

Der Wärmeübergang erfolgt in allen Feuerungen durch Leitung und Strahlung.

#### 1. Leitung.

Ganz allgemein lautet das Übergangsgesetz für Leitung für 1 qm Heizfläche:

$$Q = Z \times \alpha_1 \times \vartheta_m,$$

es bedeutet:

$Q$  = die übergehende Wärmemenge in W.E.,

$Z$  = die Zeitdauer des Wärmeübergangs in Stunden,

$\alpha_1$  = die je Stunde und 1 qm Fläche übergehende Wärmemenge, genannt die Wärmeübergangszahl,

$\vartheta_m$  = der mittlere Temperaturunterschied zwischen Verbrennungsabgasen und Wandtemperatur.

$\alpha_1$  hängt von der Art und dem Zustand des Wärmeträgers ab; es kann im allgemeinen auch für den Fall des Wärmedurchgangs die Wärmedurchgangszahl  $k_m$  der Wärme-Eintrittszahl  $\alpha_1$  gleichgesetzt werden. Große Gas- und Wassergeschwindigkeit und Wirbelbewegung vergrößern  $k_m$ .

Hausbrand<sup>2)</sup> gibt z. B. für  $k_m$  an, wenn  $w$  = die Abgasegeschwindigkeit in m/sek. ist:

für reine Abgase und wärmehindernd bedeckte

Flächen . . . . .  $k_m = 2 + 10 \times \sqrt{w}$

für gewöhnliche Abgase und wärmehindernd

bedeckte Flächen . . . . .  $k_m = 2 + 5 \times \sqrt{w}$ .

Die größere Abgasegeschwindigkeit erhöht  $k_m$  und dadurch die Leistung, weil größere Wärmemengen an die Heizfläche strömen.

Für den Vergleich der Gase mit den Vergleichsbrennstoffen soll mit der gleichen Abgasegeschwindigkeit gerechnet werden. Die Vergleichsrechnung wird so für den nachfolgenden Vergleich von der Wärmedurchgangszahl  $k_m$  unabhängig.

Die Zeitdauer  $Z$  für den Arbeitsvorgang (je 1 qm Heizfläche) gibt nun das Maß für die Geschwindigkeit des Wärmeübergangs durch Leitung:

$$Z = \frac{Q}{\vartheta_m}.$$

<sup>1)</sup> Hütte, 22. Aufl. I., S. 381—391.

<sup>2)</sup> Hausbrand, Verd., Berlin 1900, S. 15.



Setzt man  $Z$  für den Vergleichsbrennstoff gleich 1, so erhält man die Verhältniszahlen für die Geschwindigkeiten der Wärmeübertragung der verschiedenen Gase, bezogen auf die Vergleichsbrennstoffe.

Da es sich hier um den Vergleich verschiedener Brennstoffe handelt, muß die in der Zeiteinheit eingeführte Wärmemenge, die zur Verwendung im Arbeitsvorgang zur Verfügung steht, für je 1 cbm Abgase (NB. mit Rücksicht auf die gleiche Abgasesgeschwindigkeit) für  $Q$  in Rechnung gestellt werden.

Der mittlere Temperaturunterschied  $\vartheta_m$  zwischen der Temperatur der heißen Flüssigkeit (Abgase) und der Wandtemperatur des zu heizenden Körpers — bzw., wie schon erwähnt, der Temperatur der kalten Flüssigkeit — ist für die verschiedenen Arbeitsvorgänge noch zu bestimmen. Ganz allgemein gilt aber auch nach Versuchen von Dulong und Petit, daß für  $\vartheta_m$  zu setzen ist:  $\vartheta_m^{1,232}$ .

#### a) Für Ofenbetriebe

ist  $\vartheta_m$  der Temperaturunterschied zwischen Verbrennungstemperatur  $t_1$  und Arbeitstemperatur  $t_2$ .

$$\begin{aligned} \text{z. B. für Schmelzofenbetrieb } t_2 &= 1650^\circ \text{ C} \\ &\text{für Glühofenbetrieb } t_2 = 1300^\circ \text{ C} \\ &\text{oder für Glühofenbetrieb bis } t_2 = 400^\circ \text{ C.} \end{aligned}$$

#### b) Für Kesselbetrieb

ist mit veränderlichen Flüssigkeitstemperaturen (Abgase und Wasser) zu rechnen.

Nach Grashof (Theoret. Maschinenlehre I) ist

$$\vartheta_m = \frac{\vartheta_a - \vartheta_e}{\log \text{ nat. } \frac{\vartheta_a}{\vartheta_e}},$$

wenn  $\vartheta_a$  den Temperaturunterschied am Anfang und

$\vartheta_e$  den Temperaturunterschied am Ende des Arbeitsvorganges bedeutet. Setzt man nach Hausbrand

$$\vartheta_e = \frac{p}{100} \text{ in Prozenten von } \vartheta_a \text{ ein, so ist auch}$$

$$\vartheta_m = \frac{\vartheta_a \times (1 - 0,01 p)}{\log \text{ nat. } 100 - \log \text{ nat. } p}, \text{ z. B.}$$

$\vartheta_a$  = Verbrennungstemperatur  $t_1$  — Dampfkesselaußenwandtemperatur  $d$ , wobei nach der Hütte

$$d_1 = t_1 - \frac{k}{\alpha_1} (t_1 - t_2); \text{ für reine Kesselflächen kann aber}$$

$k = \alpha_1$  gesetzt werden, daher

$d_1 = t_2 =$  Dampfkesselwassertemperatur. Hier soll

$t_2 = 187^\circ$  (entsprechend 12 Atm.) gesetzt werden.

$\vartheta_e =$  Fuchstemp.  $t_3$  — Speisewassertemp.  $t_4$ ; es wird gewählt:

$t_3 = 270^\circ \text{ C}$

$t_4 = 40^\circ \text{ C}$ .

## 2. Strahlung.

Für Strahlung gilt das Stefan-Boltzmannsche Gesetz für 1 qm Heizfläche:

$$Q_1 = Z_1 \times c \times \left( \frac{T_1^4}{100} - \frac{T_2^4}{100} \right)$$

mit  $c = 4$  bis  $4,2$  für oxydierte Metallflächen und Mauerwerksflächen;

für den Vergleich der verschiedenen Brennstoffe kann hier  $c$  — weil konstant — außer Betracht bleiben.

$T_1$  ist die absolute Temperatur des wärmeren Körpers (für Kessel = Verbrennungstemperatur  $t_1 + 273$ );

$T_2$  ist die absolute Temperatur des kälteren Körpers (für Kessel = Außenwandtemperatur  $d_1 + 273$ )

NB. für  $k = \alpha_1$  ist  $d_1 = t_2$  der Kesselwassertemperatur = z. B.  $187^\circ \text{ C}$  (12 Atm.).

Die Zeitdauer  $Z_1$  in Stunden für den Arbeitsvorgang (je 1 qm Heizfläche) ist:

$$Z_1 = \frac{Q_1}{0,01 \times (T_1^4 - T_2^4)}$$

## 3. Leitung und Strahlung.

Bei allen Heizvorgängen kommt Leitung und Strahlung in Betracht. Für Kesselflächen überwiegt die Strahlung selbst am Ende, wenn dort noch Strahlung einwirken kann. Da aber die Strahlungsgleichung sich bekanntlich auf die Form der Leitungsgleichung bringen läßt, indem für  $\left( \frac{T_1^4}{100} - \frac{T_2^4}{100} \right)$  gesetzt wird:  $(T_1 - D'_1)$ , mit

$T_1 =$  der absoluten Verbrennungstemperatur und mit  $D'_1 =$  der absoluten Außenwandtemperatur, so genügt es, wenn man für die vorliegenden Fälle den Wärmeübergang durch Leitung bestimmt. (Auch die Wärmedurchgangszahl  $k_m$  der Leitungsgleichung ändert sich in  $k'_m$ , wobei  $k'_m > k$ ; bekanntlich bleibt aber für die vor-

liegenden Feststellungen die Wärmedurchgangszahl außer Betracht.)

#### 4. Vergleich der Gase mit den Vergleichsbrennstoffen.

Als Vergleichsbrennstoff kommt hier Steinkohle in Ansatz. Ein Beispiel soll den Rechnungsgang erläutern.

a) Steinkohle und normales Generatorgas (heiß) für Ofenbetrieb.

Je 1 kg Steinkohle stehen 473,34 W.E., bei 1583° C Verbrennungstemperatur, und je 1 cbm normales Generatorgas stehen 405,57 W.E., bei 2074° C Verbrennungstemperatur (wenn Gas und Luft auf 800° C vorgewärmt waren) für den Arbeitsvorgang zur Verfügung.

Die Geschwindigkeiten der Wärmeübertragung für diese Brennstoffmengen — ausgedrückt durch die Zeit für die Wärmeübertragung für je 1 cbm Abgase — sind z. B. für Ofenbetrieb mit 1300° C Arbeitstemperatur; Gas und Luft für normales Generatorgas auf 800° C vorgewärmt:

$$\text{für 1 kg Steinkohle } Z = \frac{473,34}{(1583^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{473,34}{1048,6} = 0,4514,$$

$$\text{für 1 cbm normales G.G. } Z' = \frac{405,57}{(2074^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{405,57}{3621,8} = 0,1120,$$

oder  $Z$  für Kohle = 1 gesetzt, gibt  $Z'$  für normales Generatorgas = 0,248. Auf Kohle bezogen, leistet also 1 cbm Abgase der Verbrennung des normalen Generatorgases dasselbe in 0,248 des Zeitraumes, den die Abgase der Verbrennung der Steinkohle benötigen. 1 cbm Abgase der Verbrennung des normalen Generatorgases sind  $\frac{405,37}{473,34 \times 0,248} =$

3,455 mal soviel wert wie 1 cbm Abgase der Steinkohlenverbrennung. Für je 1 kg Steinkohle (11,8915 cbm Abgase) und 1 cbm normales Generatorgas (1,9772 cbm Abgase) errechnet man das Wertverhältnis:

für 1 kg Steinkohle: 11,8915 = 1 gesetzt, gibt

$$\text{für 1 cbm norm. Generatorgas: } \frac{3,455 \times 1,9772}{11,8915} = \frac{6,8312}{11,8915} =$$

0,5745 des Wärmewertes von 1 kg Kohle. Wenn 1 kg Steinkohle 1,3 Pfennig kostet, darf also 1 cbm normales Generatorgas  $1,3 \times 0,5745 = 0,7469$  Pfg./cbm kosten, oder

1 cbm normales Generatorgas ersetzt 0,5745 kg Kohle, bezw. 1,7406 cbm normales Generatorgas ersetzen 1 kg Kohle.

Vergleicht man die früher errechneten Gaserzeugungskosten  
 (Mk. 17,77 für 3900 cbm je Tonne Kohle, Basis  
 Mk. 13,—/Tonne) = . . . . . 0,4556 Pfg./cbm  
 (je Mk. 1,—/Tonne Änderung der Gaserzeugungs-  
 kosten ändert den Gaspreis um . . . . . 0,0257 Pfg./cbm)  
 mit den oben errechneten zulässigen Gaskosten für den Fall der  
 Verwendung im Glühofenbetrieb mit einer Arbeitstemperatur von  
 1300° C, so dürften die Gaserzeugungskosten betragen je Tonne  
 Generatorkohle:

$$\frac{0,7469 - 0,4556}{0,0257} + 17,77 = \text{Mk. } 29,10$$

statt Mk. 17,77 bei Mk. 13,—/Tonne Kohlenbasis wie sie errechnet  
 sind als Erzeugungskosten.

b) Steinkohle und normales Generatorgas; Luft kalt:

Um den Wert der Luftvorwärmung zu zeigen für das Bei-  
 spiel des Ofenbetriebes, Arbeitstemperatur 1300° C, wird ange-  
 nommen für die Verbrennung von normalem Generatorgas: Verwen-  
 dung des Gases mit der ankommenden Temperatur = 700° C, Luft-  
 temperatur = 20° C:

für 1 kg Steinkohle .  $Z = \frac{473,34}{(1583^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{473,34}{1048,6} = 0,4514$

für 1 cbm normales  
 Generatorgas . . .  $Z' = \frac{575,16}{(1433^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{575,15}{413,6} = 1,3906$

für Z für Kohle = 1, ist Z' für normales Generatorgas = 3,081; 1 cbm  
 Abgase der Verbrennung des normalen Generatorgases sind also  
 $\frac{575,16}{3,081 \times 473,34} = 0,3944$  mal soviel wert wie 1 cbm Abgase der Stein-  
 kohlenverbrennung.

Das Wertverhältnis ist:

für 1 kg Steinkohle 11,8915 = 1 gesetzt, gibt  
 für 1 cbm norm. Generatorgas

$$\frac{0,3944 \times 1,9772}{11,8915} = \frac{0,7798}{11,8915} = 0,0656$$

des Wärmewertes von 1 kg Kohle.

1 cbm normales Generatorgas darf deshalb

$$1,3 \times 0,0656 = 0,0853 \text{ Pfg./cbm}$$

kosten oder 1 cbm normales Generatorgas ersetzt 0,0656 kg Kohle,  
 bzw. 15,2439 cbm normales Generatorgas ersetzen 1 kg Kohle.

Danach dürften die Gaserzeugungskosten je Tonne Generatorkohle:

$$\text{Mk. } 17,77 - \frac{0,4556 - 0,0853}{0,0257} = 17,77 - 14,41 = \text{Mk. } 3,36$$

statt Mk. 17,77 betragen, bei Mk. 13,—/Tonne Kohlenbasis.

Dieser Fall läßt also eine Verwendung des normalen Generatorgases nicht zu.

c) Steinkohle und normales Generatorgas für Kesselbetrieb.

Wählt man als Beispiel den Dampfkesselbetrieb, so sind zunächst die mittleren Temperaturunterschiede festzustellen, z. B.:

Für Steinkohle:

$$\vartheta_a = (1583^{\circ} - 187^{\circ}) = 1396^{\circ}$$

$$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} = 16,475\% \text{ von } \vartheta_a$$

$$\vartheta_m = \frac{1396 \times (1 - 0,01 \times 16,475)}{4,60517 - 2,80184} = \frac{1166,009}{1,80333} = 646,58$$

$$\vartheta_m = 646,6$$

$$\vartheta_m^{1,232} = 2902,0$$

für normales Generatorgas (Gas und Luft auf 800° C vorgewärmt):

$$\vartheta_a = (2074^{\circ} - 187^{\circ}) = 1887^{\circ}$$

$$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} = 12,189\% \text{ von } \vartheta_a$$

$$\vartheta_m = \frac{1887 \times (1 - 0,01 \times 12,189)}{4,60517 - 2,50053} = \frac{1656,99357}{2,10464} = 787,304$$

$$\vartheta_m = 787,3$$

$$\vartheta_m^{1,232} = 3698,7.$$

Das Wertverhältnis errechnet sich zu:

$$\text{für 1 kg Steinkohle} \dots \dots \dots Z = \frac{473,34}{2902,0} = 0,16311$$

$$\text{für 1 cbm normales Generatorgas} \dots \dots \dots Z' = \frac{405,57}{3698,7} = 0,10965$$

oder Z für Kohle = 1 gesetzt, gibt Z' für norm. Generatorgas = 0,6722; 1 cbm Abgase der Verbrennung des norm. Generatorgases sind also

$\frac{405,57}{0,6722 \times 473,34} = 1,2746$  mal soviel wert wie 1 cbm Abgase der Verbrennung der Steinkohle.

Für 1 kg Steinkohle:  $11,8915 = 1$  gesetzt, gibt für 1 cbm normales Generatorgas

$$\frac{1,2746 \times 1,9772}{11,8915} = \frac{2,5201}{11,8915} = 0,2119$$

des Wärmewertes von 1 kg Kohle.

1 cbm normales Generatorgas darf demnach

$$1,3 \times 0,2119 = \mathbf{0,2755 \text{ Pfg./cbm}}$$

kosten, oder 1 cbm normales Generatorgas ersetzt 0,2119 kg Kohle, bzw. 4,7192 cbm normales Generatorgas ersetzen 1 kg Kohle.

Die Gaserzeugungskosten dürften je Tonne Generatorkohle nur

$$\text{Mk. } 17,77 - \frac{0,4556 - 0,2755}{0,0257} = 17,770 - 7,008 = \mathbf{\text{Mk. } 10,76}$$

betragen, statt Mk. 17,77 bei Mk. 13,—/Tonne Kohlenbasis. Die Generatorkohle dürfte also, um konkurrenzfähig zu sein gegenüber Steinkohlen (für Mk. 13,—/Tonne) auf dem Rost verfeuert, nur  $10,76 - (17,77 - 13,00) = 5,99$  ca. **Mk. 6,0/Tonne** kosten.

Dieser Fall läßt eine Verwendung des normalen Generatorgases nicht zu.

Für Kesselbetrieb würde von der Vorwärmung von Luft und Gas praktisch nur beschränkt Gebrauch gemacht werden können, denn die hohen Verbrennungstemperaturen bedingen besondere Vorkehrungen. Trotzdem soll, des Vergleiches wegen, in den folgenden Zusammenstellungen für Kesselbetrieb auch mit Vorwärmung gerechnet werden. Für die Heißgase (normales Generatorgas, Koks-generatorgas und Wassergas) wird dabei auch alternativ die Staubwaschung, verbunden mit Wärmeaustausch, berücksichtigt. Welche Gase, ihrer Zusammensetzung wegen, sich für bestimmte Verwendungszwecke nicht eignen soll zunächst nicht berücksichtigt werden.

#### IV. Gebrauchswerte der Gase.

Die folgenden Zusammenstellungen geben die Auswertung der Ergebnisse der Verbrennung und Verwendung der verschiedenen Gase in Heizungen. Wie schon früher erwähnt, ist für Ofenbetrieb mit verschiedenen Arbeitstemperaturen zu rechnen. Ebenso kommt verschieden hohe Gas- und Luftvorwärmung in Betracht. Soweit die Arbeitstemperatur die Verwendung von Steinkohle zum Vergleich zuläßt, ist dies geschehen, sonst normales Generatorgas.

## 1. Ofenbetrieb-Heißgase ohne Staubwaschung.

## a) Schmelzofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1650° C** (z. B. Martinofen). Vergleich der Brennstoffe:  
je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff:	Gasvorwärmung von 700° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{272,46}{(2364^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{272,46}{3279,1} = 0,08309 =$ I gesetzt.
Wärmewert der Abgase . .	= 1,9772 = I gesetzt.
Erzeugungskosten (Kohlenbasis Mk. 13,—/Tonne) . .	<b>0,4556 Pfg./cbm.</b>
Leuchtgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{286,9}{(2574^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{286,9}{4505,1} = 0,06368$ oder = 0,7664, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0536 \times 6,8741}{0,7664 \times 1,9772} = 4,7796$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	<b>0,4556 Pfg. × 4,7796 = 2,1776 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 4,7796 cbm normales Generatorgas. 0,2092 cbm Leuchtgas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.
Kokssofenmischgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° C auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{282,09}{(2496^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{282,09}{4041,3} = 0,07$ oder = 0,8425, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0353 \times 5,3295}{0,8425 \times 1,9772} = 3,3123$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Kokssofenmischgas . .	<b>0,4556 Pfg. × 3,3123 = 1,5091 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Kokssofenmischgas ersetzt 3,3123 cbm normales Generatorgas. 0,3019 cbm Kokssofenmischgas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.

## a) Schmelzofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1650° C** (z. B. Martinofen). Vergleich der Brennstoffe:  
je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Koksgeneratorgas:	Gasvorwärmung von 800° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{361,93}{(2451^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{361,93}{3778,1} = 0,0958$ <p>oder = 1,153, bezogen auf normales Generatorgas.</p>
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,3284 \times 1,8012}{1,153 \times 1,9772} = 1,0496$ <p>des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.</p>
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 1,0496 = <b>0,4872 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 1,0496 cbm normales Generatorgas. 0,9527 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.
Wassergas:	Gasvorwärmung von 440° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{348,14}{(2815^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{348,14}{5994,0} = 0,05808$ <p>oder = 0,69902, bezogen auf 1 cbm normal. Generatorgas.</p>
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,2778 \times 3,0623}{0,69902 \times 1,9772} = 2,8312$ <p>des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.</p>
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 2,8312 = <b>1,2899 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 2,8312 cbm normales Generatorgas. 0,3532 cbm Wassergas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.



## a) Schmelzofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1650° C** (z. B. Martinofen). Vergleich der Brennstoffe:  
je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Zonengeneratorgas I:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{345,68}{(2578^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{345,68}{4529,2} = 0,07632$ oder = 0,91856, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,2687 \times 3,833}{0,91856 \times 1,9772} = 2,6774$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I . Austausch-Verhältnis . . . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 2,6774 = <b>1,2198 Pfg./cbm.</b> 1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 2,6774 cbm normales Generatorgas. 0,3735 cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Zonengeneratorgas II:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{326,93}{(2582^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{326,93}{4553,2} = 0,07180$ oder = 0,86414, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,1999 \times 4,4927}{0,86414 \times 1,9772} = 3,1551$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II . Austausch-Verhältnis . . . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 3,1551 = <b>1,4375 Pfg./cbm.</b> 1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 3,1551 cbm normales Generatorgas. 0,3169 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Mondgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° C auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{219,15}{(1952^0 - 1650^0)^{1,232}} = \frac{219,15}{1136,0} = 0,1929$ oder = 2,3217, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8043 \times 2,1752}{2,3217 \times 1,9772} = 0,3811$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . . Austausch-Verhältnis . . . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 0,3811 = <b>0,1736 Pfg./cbm.</b> 1 cbm Mondgas ersetzt 0,3811 cbm normales Generatorgas. 2,6239 cbm Mondgas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.

## b) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1300° C** (z. B. Walzwerks-Wärmofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Normales Generatorgas: als Vergleichsbrennstoff	Gasvorwärmung von 700° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{272,46}{(2364^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{272,46}{5360,3} = 0,050829 = 1$ gesetzt.
Wärmewert der Abgase . .	= 1,9772 = 1 gesetzt.
Erzeugungskosten (Kohlenbasis Mk. 13,—/Tonne) . .	<b>0,4556 Pfg./cbm.</b>
Leuchtgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{286,9}{(2574^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{286,9}{6692,2} = 0,04287$ oder = 0,84343, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0536 \times 6,8741}{0,84343 \times 1,9772} = 4,3431$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	<b>0,4556 Pfg. × 4,3431 = 1,9787 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 4,3431 cbm normales Generatorgas. 0,2303 cbm Leuchtgas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.
Koksofenmischgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{282,09}{(2496^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{282,09}{6191,1} = 0,04556$ oder = 0,89677, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0353 \times 5,3295}{0,89677 \times 1,9772} = 3,117$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksofenmischgas . .	<b>0,4556 × 3,1117 = 1,4177 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksofenmischgas ersetzt 3,1117 cbm normales Generatorgas. 0,3214 cbm Koksofenmischgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.

## b) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1300° C** (z. B. Walzwerks-Wärmofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Koksgeneratorgas:	Gasvorwärmung von 800° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{361,93}{(2451^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{361,93}{5905,3} = 0,061288$ oder = 1,2057, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,3284 \times 1,8012}{1,2057 \times 1,9772} = 1,0037$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 1,0037 = <b>0,4573 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 1,0037 cbm normales Generatorgas. 0,9963 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Wassergas:	Gasvorwärmung von 440° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{348,14}{(2815^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{348,14}{8284,6} = 0,04202$ oder = 0,82673, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,2778 \times 3,0623}{0,82673 \times 1,9772} = 2,3939$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 2,3939 = <b>1,0907 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 2,3939 cbm normales Generatorgas 0,4177 cbm Wassergas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.

## b) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1300° C** (z. B. Walzwerks-Wärmofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Zonengeneratorgas I:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° C auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{345,68}{(2578^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{345,68}{6718,1} = 0,05146$ oder = 1,0123, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,2687 \times 3,833}{1,0123 \times 1,9772} = 2,4297$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I . Austausch-Verhältnis . . . .	<b>0,4556 Pfg. × 2,4297 = 1,1070 Pfg./cbm.</b> 1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 2,4297 cbm normales Generatorgas. 0,4116 cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Zonengeneratorgas II:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{326,93}{(2582^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{326,93}{6744,0} = 0,04848$ oder = 0,9537, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,1999 \times 4,4927}{0,9537 \times 1,9772} = 2,8588$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II . Austausch-Verhältnis . . . .	<b>0,4556 Pfg. × 2,8588 = 1,3025 Pfg./cbm.</b> 1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 2,8588 cbm normales Generatorgas. 0,3498 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Mondgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° C auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{219,15}{(1952^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{219,15}{2931,9} = 0,07474$ oder = 1,4705, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{0,8043 \times 2,1752}{1,4705 \times 1,9772} = 0,6017$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . . Austausch-Verhältnis . . . .	<b>0,4556 Pfg. × 0,6017 = 0,2741 Pfg./cbm.</b> 1 cbm Mondgas ersetzt 0,6017 cbm normales Generatorgas. 1,662 cbm Mondgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.

## c) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1300° C** (z. B. Walzwerks-Wärmofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas; Gas- und Luftvorwärmung **800° C**.

Steinkohle auf dem Rost verfeuert, als Vergleichsbrennstoff	Lufttemperatur 20° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{473,34}{(1583^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{473,34}{1048,6} = 0,4514 =$
Wärmewert der Abgase . . . . .	$= 11,8915 = 1$ gesetzt.
Kohlenwert je 1 kg (Basis Mk. 13,—/Tonne) . . . . .	<b>1,3 Pfg./kg.</b>
Normales Generatorgas	Gasvorwärmung von 700° auf 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{405,57}{(2074^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{405,57}{3621,8} = 0,1120$ oder = 0,248, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . . . .	$\frac{0,8568 \times 1,9772}{0,248 \times 11,8915} = 0,5744$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm normalem Generatorgas . . . . .	<b>1,3 Pfg. <math>\times</math> 0,5744 = 0,7467 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm normales Generatorgas ersetzt 0,5744 kg Steinkohle. 1,741 cbm normales Generatorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Leuchtgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{392,66}{(2365^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{392,66}{5366,6} = 0,07317$ oder = 0,16209, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . . . .	$\frac{0,8296 \times 6,8741}{0,16209 \times 11,8915} = 2,9585$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	<b>1,3 Pfg. <math>\times</math> 2,9585 = 3,8461 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 2,9585 kg Steinkohle. 0,3380 cbm Leuchtgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## c) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1300° C** (z. B. Walzwerks-Wärmofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas; Gas- und Luftvorwärmung **800° C**.

Koksofenmischgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{383,83}{(2289^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{383,83}{4898,7} = 0,07835$ oder = 0,17357, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8109 \times 5,3295}{0,17357 \times 11,8915} = 2,0934$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksofenmischgas . . .	1,3 Pfg. $\times$ 2,0934 = <b>2,7214 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksofenmischgas ersetzt 2,0934 kg Steinkohle. 0,4776 cbm Koksofenmischgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Koksgeneratorgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{494,17}{(2186^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{494,17}{4278,0} = 0,11551$ oder = 0,2559, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,044 \times 1,8012}{0,2559 \times 11,8915} = 0,6180$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,6180 = <b>0,8034 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,6180 kg Steinkohle. 1,618 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Wassergas:	Gasvorwärmung von 440° auf 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{485,55}{(2597^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{485,55}{6841,3} = 0,07097$ oder = 0,1572, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,0258 \times 3,0623}{0,1572 \times 11,8915} = 1,6805$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 1,6805 = <b>2,1847 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 1,6805 kg Steinkohle. 0,5951 cbm Wassergas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## c) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1300° C** (z. B. Walzwerks-Wärmofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas; Gas- und Luftvorwärmung **800° C**.

Zonengeneratorgas I:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{445,42}{(2387^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{445,42}{5503,5} = 0,08093$ oder = 0,1793, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,941 \times 3,833}{0,1793 \times 11,8915} = 1,6917$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I .	1,3 Pfg. $\times$ 1,6917 = <b>2,1992 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 1,6917 kg Steinkohle. 0,5911 cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Zonengeneratorgas II:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{428,81}{(2384^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{428,81}{5484,7} = 0,07818$ oder = 0,17318, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,9059 \times 4,4927}{0,17318 \times 11,8915} = 1,9761$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II .	1,3 Pfg. $\times$ 1,9761 = <b>2,5689 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 1,9761 kg Steinkohle. 0,5060 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Mondgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{291,10}{(1804^0 - 1300^0)^{1,232}} = \frac{291,10}{2135,0} = 0,13635$ oder = 0,30205, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,615 \times 2,1752}{0,30205 \times 11,8915} = 0,3724$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,3724 = <b>0,4841 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Mondgas ersetzt 0,3724 kg Steinkohle. 2,685 cbm Mondgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## d) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1100° C** (z. B. Schmiedeofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff	Gasvorwärmung von 700° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{272,46}{(2364^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{272,46}{6673,5} = 0,040827 =$ 1 gesetzt.
Wärmewert der Abgase . .	1,9772 = 1 gesetzt.
Erzeugungskosten (Kohlenbasis Mk. 13,—/Tonne) . .	<b>0,4556 Pfg./cbm.</b>
<b>Leuchtgas:</b>	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{286,9}{(2574^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{286,9}{8009,2} = 0,03582$ oder = 0,8774, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0536 \times 6,8741}{0,8774 \times 1,9772} = 4,1749$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	<b>0,4556 Pfg. × 4,1749 = 1,9021 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 4,1749 cbm normales Generatorgas. 0,2395 cbm Leuchtgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
<b>Koksofenmischgas:</b>	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{282,09}{(2496^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{282,09}{7490,3} = 0,037661$ oder = 0,9224, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0353 \times 5,3295}{0,9224 \times 1,9772} = 3,0253$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksofenmischgas . . . . .	<b>0,4556 Pfg. × 3,0253 = 1,3783 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Koksofenmischgas ersetzt 3,0253 cbm normales Generatorgas. 0,3305 cbm Koksofenmischgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.



## d) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1100° C** (z. B. Schmiedeofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Koksgeneratorgas:	Gasvorwärmung von 800° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{361,93}{(2451^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{361,93}{7193,9} = 0,05031$ <p>oder = 1,2323, bezogen auf normales Generatorgas.</p>
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,3284 \times 1,8012}{1,2323 \times 1,9772} = 0,9820$ <p>des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.</p>
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	$0,4556 \text{ Pfg.} \times 0,9820 = 0,4474 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	<p>1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,9820 cbm normales Generatorgas.</p> <p>1,018 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.</p>
Wassergas:	Gasvorwärmung von 440° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{348,14}{(2815^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{348,14}{9651,9} = 0,0360$ <p>oder = 0,8834, bezogen auf normales Generatorgas.</p>
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,2778 \times 3,0623}{0,8834 \times 1,9772} = 2,2402$ <p>des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.</p>
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	$0,4556 \text{ Pfg.} \times 2,2402 = 1,0206 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	<p>1 cbm Wassergas ersetzt 2,2402 cbm normales Generatorgas.</p> <p>0,4464 cbm Wassergas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.</p>

## d) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1100° C** (z. B. Schmiedeofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Zonengeneratorgas I:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{345,68}{(2578^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{345,68}{8002,5} = 0,04320$ oder = 1,058, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$1,2687 \times 3,833 = 2,3246$ des Wärmewertes von 1 cbm $1,058 \times 1,9772$ normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I .	$0,4556 \text{ Pfg.} \times 2,3246 = 1,0591 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 2,3246 cbm normales Generatorgas. 0,4302 cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Zonengeneratorgas II:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{326,93}{(2582^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{326,93}{8062,8} = 0,04055$ oder = 0,9932, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$1,1999 \times 4,4927 = 2,7451$ des Wärmewertes von 1 cbm $0,9932 \times 1,9772$ normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II .	$0,4556 \text{ Pfg.} \times 2,7451 = 1,2507 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 2,7451 cbm normales Generatorgas. 0,3643 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Mondgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{219,15}{(1952^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{219,15}{4076,6} = 0,05376$ oder = 1,3167, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$0,8043 \times 2,1752 = 0,6720$ des Wärmewertes von 1 cbm $1,3167 \times 1,9772$ normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . .	$0,4556 \text{ Pfg.} \times 0,6720 = 0,3062 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Mondgas ersetzt 0,6720 cbm normales Generatorgas. 1,486 cbm Mondgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.

## e) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1100° C** (z. B. Schmiedeofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **800° C**.

Steinkohle auf dem Rost verfeuert, als Vergleichsbrennstoff	Lufttemperatur 20° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{473,34}{(1583^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{473,34}{2025,9} = 0,23364 = 1$
Wärmewert der Abgase . . . Kohlenwert je 1 kg (Basis Mk. 13,—/Tonne) . . . . .	= 11,8915 = 1 gesetzt. <b>1,3 Pfg./kg.</b>
Normales Generatorgas:	Gasvorwärmung von 700° auf 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{405,57}{(2074^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{405,57}{4807,3} = 0,08436$ oder = 0,36107, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8568 \times 1,9772}{0,3611 \times 11,8915} = 0,3945$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm normalem Generatorgas . . . . .	<b>1,3 Pfg. × 0,3945 = 0,5129 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm normales Generatorgas ersetzt 0,3945 kg Steinkohle. 2,535 cbm normales Generatorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Leuchtgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{392,66}{(2365^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{392,66}{6634,0} = 0,05919$ oder = 0,2533, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8296 \times 6,8741}{0,2533 \times 11,8915} = 2,1191$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	<b>1,3 Pfg. × 2,1191 = 2,7548 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 2,1191 kg Steinkohle. 0,4719 cbm Leuchtgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## e) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1100° C** (z. B. Schmiedeofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **800° C**.

Koksofenmischgas:	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{383,83}{(2289^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{383,83}{6146,4} = 0,06245$ oder = 0,26728, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{0,8109 \times 5,3295}{0,26728 \times 11,8915} = 1,3596$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksofenmischgas . .	1,3 Pfg. $\times$ 1,3596 = <b>1,7675 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksofenmischgas ersetzt 1,3596 kg Steinkohle. 0,7355 cbm Koksofenmischgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Koksgeneratorgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{494,17}{(2186^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{494,17}{5497,2} = 0,08989$ oder = 0,38475, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,044 \times 1,8012}{0,38475 \times 11,8915} = 0,4110$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,4110 = <b>0,5330 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,4110 kg Steinkohle. 2,433 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Wassergas:	Gasvorwärmung von 440° auf 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{485,55}{(2597^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{485,55}{8163,4} = 0,05948$ oder = 0,25457, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0258 \times 3,0623}{0,25457 \times 11,8915} = 1,0376$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 1,0376 = <b>1,3489 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 1,0376 kg Steinkohle. 0,9638 cbm Wassergas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## e) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **1100° C** (z. B. Schmiedeofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **800° C**.

Zonengeneratorgas I	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{445,42}{(2387^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{445,42}{6776,4} = 0,06574$ oder = 0,28135, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,941 \times 3,833}{0,28135 \times 11,8915} = 1,0779$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I . Austausch-Verhältnis . . . . .	1,3 Pfg. $\times 1,0779 = 1,4013$ Pfg./cbm. 1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 1,0779 kg Steinkohle. 0,9277 cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Zonengeneratorgas II	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{428,81}{(2384^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{428,81}{6757,0} = 0,06346$ oder = 0,27162, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,9059 \times 4,4927}{0,27162 \times 11,8915} = 1,2601$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II . Austausch-Verhältnis . . . . .	1,3 Pfg. $\times 1,2601 = 1,6381$ Pfg./cbm. 1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 1,2601 kg Steinkohle. 0,7936 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Mondgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{291,10}{(1804^0 - 1100^0)^{1,232}} = \frac{291,10}{3222,6} = 0,09033$ oder = 0,38662 bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,615 \times 2,1752}{0,38662 \times 11,8915} = 0,2910$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . . Austausch-Verhältnis . . . . .	1,3 Pfg. $\times 0,2910 = 0,3783$ Pfg./cbm. 1 cbm Mondgas ersetzt 0,2910 kg Steinkohle. 3,437 cbm Mondgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## f) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **900° C** (z. B. Temperofen). Vergleich der Brennstoffe:  
je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff	Gasvorwärmung von 700° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{272,46}{(2364^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{272,46}{7942,3} = 0,03433 = 1$ gesetzt.
Wärmewert der Abgase . .	= 1,9772 = 1 gesetzt.
Erzeugungskosten (Kohlenbasis Mk. 13,-/Tonne) . .	<b>0,4556 Pfg./cbm.</b>
Leuchtgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{286,9}{(2574^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{286,9}{9368,4} = 0,03062$ oder = 0,7557, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0536 \times 6,8741}{0,8922 \times 1,9772} = 4,1056$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	0,4556 Pfg. $\times 4,1056 = 1,8705$ Pfg./cbm.
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 4,1056 cbm normales Generatorgas. 0,2436 cbm Leuchtgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Koksofenmischgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{282,09}{(2496^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{282,09}{8833,6} = 0,03193$ oder = 0,9301, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0353 \times 5,3295}{0,9301 \times 1,9772} = 3,00$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksofenmischgas . .	0,4556 Pfg. $\times 3,00 = 1,3668$ Pfg./cbm.
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksofenmischgas ersetzt 3,00 cbm normales Generatorgas. 0,3333 cbm Koksofenmischgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.

## f) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **900° C** (z. B. Temperofen). Vergleich der Brennstoffe:  
je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Koksgeneratorgas	Gasvorwärmung von 800° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{361,93}{(2451^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{361,93}{8527,7} = 0,04244$ oder = 1,2362, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,3284 \times 1,8012}{1,2362 \times 1,9772} = 0,9789$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 0,9789 = <b>0,4460 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,9789 cbm normales Generatorgas. 1,022 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Wassergas	Gasvorwärmung von 440° auf 1100° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{348,14}{(2815^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{348,14}{11056,0} = 0,03149$ oder = 0,91727, bezogen auf normales Generatorgas
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,2778 \times 3,0623}{0,77121 \times 1,9772} = 2,1576$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	0,4556 Pfg. $\times$ 2,1576 = <b>0,9830 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 2,1576 cbm normales Generatorgas. 0,4635 cbm Wassergas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.

f) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **900° C** (z. B. Temperofen). Vergleich der Brennstoffe:  
je 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **1100° C**.

Zonengeneratorgas I	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{345,68}{(2578^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{345,68}{9396,0} = 0,03679$ oder = 1,07165, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,2687 \times 3,833}{1,07165 \times 1,9772} = 2,2951$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I . . .	0,4556 Pfg. $\times 2,2951 = 1,0456$ Pfg./cbm.
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 2,2951 cbm normales Generatorgas. 0,4357 cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Zonengeneratorgas II	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{326,93}{(2582^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{326,93}{9423,6} = 0,03469$ oder = 1,01048, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,1999 \times 4,4927}{1,01048 \times 1,9772} = 2,6982$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II . . .	0,4556 Pfg. $\times 2,6982 = 1,2293$ Pfg./cbm.
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 2,6982 cbm normales Generatorgas. 0,3706 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.
Mondgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 1100° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{219,15}{(1952^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{219,15}{5286,0} = 0,04146$ oder = 1,20769, bezogen auf normales Generatorgas.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8043 \times 2,1752}{1,20769 \times 1,9772} = 0,7327$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . .	0,4556 Pfg. $\times 0,7327 = 0,3338$ Pfg./cbm.
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Mondgas ersetzt 0,7327 cbm normales Generatorgas. 1,365 cbm Mondgas ersetzen 1,0 cbm normales Generatorgas.



## g) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **900° C** (z. B. Temperofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **800° C**.

Steinkohle auf dem Rost verfeuert als Vergleichsbrennstoff	Lufttemperatur 20° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{473,34}{(1583^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{473,34}{3104,6} = 0,152464 = 1$ gesetzt.
Wärmewert der Abgase . . .	$1 \times 11,8915 = 11,8915 = 1$ gesetzt.
Kohlenwert je 1 kg (Basis Mk. 13,—/Tonne . . . . .)	<b>1,3 Pfg. je 1 kg.</b>
Normales Generatorgas	Gasvorwärmung von 700° auf 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{405,57}{(2074^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{405,57}{6051,1} = 0,067025$ oder = 0,44027, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8568 \times 1,9772^1}{0,44027 \times 11,8915} = 0,3236$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm normalem Generatorgas . . . . .	$1,3 \text{ Pfg.} \times 0,3236 = \mathbf{0,4206 \text{ Pfg./cbm.}}$
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm normales Generatorgas ersetzt 0,3236 kg Steinkohle. 3,091 cbm normales Generatorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Leuchtgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{392,66}{(2365^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{392,66}{7949,1} = 0,049397$ oder = 0,32399, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8296 \times 6,8714}{0,32399 \times 11,8915} = 1,4802$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	$1,3 \text{ Pfg.} \times 1,4802 = \mathbf{1,9243 \text{ Pfg./cbm.}}$
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 1,4802 kg Steinkohle. 0,6756 cbm Leuchtgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## g) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **900° C** (z. B. Temperofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **800° C**.

Koksofenmischgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{383,83}{(2289^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{383,83}{7444,05} = 0,05156$ oder = 0,33819, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8109 \times 5,3295}{0,33819 \times 11,8915} = 1,0746$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksofenmischgas . . .	1,3 Pfg. $\times$ 1,0746 = <b>1,3970 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksofenmischgas ersetzt 1,0746 kg Steinkohle. 0,9306 cbm Koksofenmischgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Koksgeneratorgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{494,17}{(2186^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{494,17}{6779,0} = 0,07289$ oder = 0,47806, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,044 \times 1,8012}{0,47806 \times 11,8915} = 0,3308$ cbm des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,3308 = <b>0,4300 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,3308 kg Steinkohle. 3,023 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Wassergas	Gasvorwärmung von 440° auf 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{485,55}{(2597^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{485,55}{9527,3} = 0,05096$ oder = 0,33427, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,0258 \times 3,0623}{0,33427 \times 11,8915} = 0,7902$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,7902 = <b>1,0273 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 0,7902 kg Steinkohle. 1,2655 cbm Wassergas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## g) Glühofenbetrieb.

Arbeitstemp. **900° C** (z. B. Temperofen). Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung **800° C**.

Zonengeneratorgas I	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{445,42}{(2387^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{445,42}{8096,3} = 0,055015$ oder = 0,36083, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,941 \times 3,833}{0,36083 \times 11,8915} = 0,8407$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,8407 = <b>1,0929 Pfg./cbm</b> .
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 0,8407 kg Steinkohle. 1,1895-cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Zonengeneratorgas II	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{428,81}{(2384^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{428,81}{8076,2} = 0,053095$ oder = 0,34824, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,9059 \times 4,4927}{0,34824 \times 11,8915} = 0,9829$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,9829 = <b>1,2778 Pfg./cbm</b> .
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 0,9829 kg Steinkohle. 1,0174 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Mondgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 800° C
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{291,10}{(1804^0 - 900^0)^{1,232}} = \frac{291,10}{4385,3} = 0,06638$ oder = 0,43538, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,615 \times 2,1752}{0,43538 \times 11,8915} = 0,2584$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,2584 = <b>0,3359 Pfg./cbm</b> .
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Mondgas ersetzt 0,2584 kg Steinkohle. 3,870 cbm Mondgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

**2. Dampfkesselbetrieb** (Heißgase mit und ohne Staubwaschung).

Es sind zunächst die Erzeugungskosten einschließlich Staubwaschung festzulegen:

## Normales Generatorgas

(480 Tonnen Generatorkohle Tagesdurchsatz):

Ausgaben: 15% Zinsen und Abschreibung . . . . .	Mk. 120 000,—
Kraft . . . . .	„ 100 000,—
<hr/>	
Gesamt-Ausgaben für den Wärmeaustausch und die Staubabscheidung . . . . .	Mk. 220 000,—
je Tonne Generatorkohle . . . . .	<b>Mk. 1,256</b>

Die Gesamtausgaben, die durch die Gaslieferung zu decken sind:

$$\text{Mk. } 17,770 + 1,256 = \text{Mk. } 19,026$$

je cbm = **0,4878 Pfg.** Gaserzeugungskosten.

## Koksgeneratorgas:

Ausgaben: 15% Zinsen und Abschreibung . . . . .	Mk. 110 000,—
Kraft . . . . .	„ 90 000,—
<hr/>	
Gesamtausgaben für den Wärmeaustausch und die Staubabscheidung . . . . .	Mk. 200 000,—
je Tonne Kokskohle . . . . .	<b>Mk. 1,142</b>

Die Gaserzeugungskosten sind:

ohne Staubabscheidung . . . . . 0,5002 Pfg./cbm

$$+ \frac{\text{Mk. } 1,142}{0,76 \times 4650} = 0,0323 \quad ,,$$

**0,5325 Pfg./cbm**

## Wassergas:

Ausgaben: 15% Zinsen und Abschreibung . . . . .	Mk. 40 000,—
Kraft . . . . .	„ 35 000,—
<hr/>	
Gesamtausgaben für den Wärmeaustausch und die Staubabscheidung . . . . .	Mk. 75 000,—
je Tonne Kokskohle . . . . .	<b>Mk. 0,428</b>

Die Gaserzeugungskosten sind:

ohne Staubabscheidung . . . . . 1,3922 Pfg./cbm

$$+ \frac{\text{Mk. } 0,428}{0,76 \times 1700} = 0,0331 \quad ,,$$

**1,4253 Pfg./cbm.**

## Dampfkesselbetrieb.

Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas.

Steinkohle auf dem Rost verfeuert, als Vergleichs- brennstoff	Lufttemperatur 20° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (1583^0 - 187^0) = 1396^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1396 \times (1 - 0,01 \times 16,475)}{4,60517 - 2,80184} = 646,6^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärme- übertragung f. 1 cbm Abgase	$Z = \frac{473,34}{(646,6)^{1,232}} = \frac{473,34}{2902,0} = 0,16311 = 1 \text{ gesetzt.}$
Wärmewert der Abgase . . .	$= 11,8915 = 1 \text{ gesetzt.}$
Kohlenwert je 1 kg (Basis Mk. 13,—/Tonne) . . . .	<b>1,3 Pfg./kg.</b>
Normales Generatorgas (ohne Staubwaschung)	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 700° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (1868^0 - 187^0) = 1681^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1681 \times (1 - 0,01 \times 13,682)}{4,60517 - 2,61608} = 729,5^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärme- übertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{499,65}{(729,5)^{1,232}} = \frac{499,65}{3367,0} = 0,14839$ oder = 0,90975, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,0556 \times 1,9772}{0,90975 \times 11,8915} = 0,1929$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm norm. Generatorgas . . .	$1,3 \text{ Pfg.} \times 0,1929 = 0,2058 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm norm. Generatorgas ersetzt 0,1929 kg Steinkohle. 5,184 cbm normales Generatorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Normales Generatorgas (mit Staubwaschung)	Gasvorwärmung von 20° auf 440° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (1799^0 - 187^0) = 1612^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1612 \times (1 - 0,01 \times 14,268)}{4,60517 - 2,65802} = 709,8^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärme- übertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{410,01}{(709,8)^{1,232}} = \frac{410,01}{3255,4} = 0,12595$ oder = 0,77217, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,8662 \times 1,9354}{0,77217 \times 11,8915} = 0,1826$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm norm. Generatorgas . . .	$1,3 \text{ Pfg.} \times 0,1826 = 0,2373 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm norm. Generatorgas ersetzt 0,1862 kg Steinkohle. 5,478 cbm normales Generatorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## Dampfkesselbetrieb.

Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas.

Normales Generatorgas (mit Staubwaschung)	Gasvorwärmung von 20° auf 440° C Luftvorwärmung von 20° auf 270° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (1716^{\circ} - 187^{\circ}) = 1529^{\circ} \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1529 \times (1 - 0,01 \times 15,043)}{4,60517 - 2,71091} = 610,5^{\circ} \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärme- übertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{442,08}{(610,5)^{1,232}} = \frac{442,08}{2703,7} = 0,16351$ oder = 1,00243, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,934 \times 1,9354}{1,00243 \times 11,8915} = 0,1517$ des Wärmewertes von 1 kg
Gebrauchswert von 1 cbm normalem Generator- gas . . . . .	Steinkohle. $1,3 \text{ Pfg.} \times 0,1517 = 0,1972 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm normales Generatorgas ersetzt 0,1517 kg Stein- kohle. 6,594 cbm normales Generatorgas ersetzen 1,0 kg Stein- kohle.
Leuchtgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2118^{\circ} - 187^{\circ}) = 1931^{\circ} \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1931 \times (1 - 0,01 \times 11,911)}{4,60517 - 2,47746} = 779,5^{\circ} \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärme- übertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{509,78}{(779,5)^{1,232}} = \frac{509,78}{3769,4} = 0,13524$ oder = 0,82914, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,077 \times 6,8741}{0,82914 \times 11,8915} = 0,7509$ des Wärmewertes von 1 kg
Gebrauchswert von 1 cbm Leuchtgas . . . . .	Steinkohle. $1,3 \text{ Pfg.} \times 0,7509 = 0,9762 \text{ Pfg./cbm.}$
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Leuchtgas ersetzt 0,7509 kg Steinkohle. 1,332 cbm Leuchtgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## Dampfkesselbetrieb.

Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas.

Koksofenmischgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2060^{\circ} - 187^{\circ}) = 1873^{\circ} \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1873 \times (1 - 0,01 \times 12,280)}{4,60517 - 2,50797} = 783,4^{\circ} \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{496,50}{(783,4)^{1,232}} = \frac{496,50}{3676,1} = 0,13506$ oder = 0,82804, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,0489 \times 5,3295}{0,82804 \times 11,8915} = 0,5677$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksofenmischgas . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,5677 = <b>0,7380 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksofenmischgas ersetzt 0,5677 kg Steinkohle. 1,7615 cbm Koksofenmischgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Koksgeneratorgas (ohne Staubwaschung)	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 800° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2009^{\circ} - 187^{\circ}) = 1822^{\circ} \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1822 \times (1 - 0,01 \times 12,623)}{4,60517 - 2,53552} = 769,2^{\circ} \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{564,46}{(769,2)^{1,232}} = \frac{564,46}{3594,2} = 0,15705$ oder = 0,96283, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,1925 \times 1,8012}{0,96283 \times 11,8915} = 0,1876$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,1876 = <b>0,2439 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,1876 kg Steinkohle. 5,330 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## Dampfkesselbetrieb.

Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas.

Koksgeneratorgas (mit Staubwaschung)	Gasvorwärmung von 20° auf 440° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (1827^{\circ} - 187^{\circ}) = 1640^{\circ} \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1640 \times (1 - 0,01 \times 14,024)}{4,60517 - 2,64077} = 717,8^{\circ} \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{449,30}{(717,8)^{1,232}} = \frac{449,30}{3300,6} = 0,13613$ oder = 0,83456, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{0,9492 \times 1,8128}{0,83456 \times 11,8915} = 0,1734$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,1734 = <b>0,2254 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,1734 kg Steinkohle. 5,768 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Koksgeneratorgas (mit Staubwaschung)	Gasvorwärmung von 20° auf 440° C Luftvorwärmung von 20° auf 270° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (1776^{\circ} - 187^{\circ}) = 1589^{\circ} \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1589 \times (1 - 0,01 \times 14,475)}{4,60517 - 2,67242} = 703,1^{\circ} \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{479,67}{(703,1)^{1,232}} = \frac{479,67}{3217,6} = 0,14908$ oder = 0,91398, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . .	$\frac{1,0134 \times 1,8128}{0,91398 \times 11,8915} = 0,1690$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Koksgeneratorgas . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,1690 Pfg. = <b>0,2197 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Koksgeneratorgas ersetzt 0,1690 kg Steinkohle. 5,916 cbm Koksgeneratorgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.



## Dampfkesselbetrieb.

Vergleich der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas.

Wassergas (ohne Staubwaschung)	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 440° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2281^0 - 187^0) = 2094^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{2094 \times (1 - 0,01 \times 10,984)}{4,60517 - 2,39644} = 843,9^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{637,89}{(843,9)^{1,232}} = \frac{637,89}{4028,9} = 0,15833$ oder = 0,97067, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase .	$\frac{1,3476 \times 3,0623}{0,97067 \times 11,8915} = 0,3575$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,3575 = <b>0,4648 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 0,3575 kg Steinkohle. 2,797 cbm Wassergas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Wassergas (mit Staubwaschung)	Gasvorwärmung von 20° auf 440° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2281^0 - 187^0) = 2094^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{2094 \times (1 - 0,01 \times 10,984)}{4,60517 - 2,39644} = 843,9^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{582,82}{(843,9)^{1,232}} = \frac{582,82}{4028,9} = 0,14466$ oder = 0,88687, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,2313 \times 3,0634}{0,88687 \times 11,8915} = 0,3576$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,3576 = <b>0,4649 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 0,3576 kg Steinkohle. 2,796 cbm Wassergas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## Dampfkesselbetrieb.

Vergleiche der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas.

Wassergas (mit Staubwaschung)	Gasvorwärmung von 20° auf 440° C Luftvorwärmung von 20° auf 270° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2091^0 - 187^0) = 1904^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1904 \times (1 - 0,01 \times 12,080)}{4,60517 - 2,49155} = 792,0^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{629,35}{(792,0)^{1,232}} = \frac{629,35}{3725,9} = 0,16891$ oder = 1,03557, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,3296 \times 3,0634}{1,03557 \times 11,8915} = 0,3307$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Wassergas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,3307 = <b>0,4300 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Wassergas ersetzt 0,3307 kg Steinkohle. 3,0329 cbm Wassergas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Zonengeneratorgas I	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2161^0 - 187^0) = 1974^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1974 \times (1 - 0,01 \times 11,651)}{4,60517 - 2,45539} = 811,3^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{555,86}{(811,3)^{1,232}} = \frac{555,86}{3838,1} = 0,14483$ oder = 0,86792, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,1743 \times 3,8330}{0,88792 \times 11,8915} = 0,4263$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas I .	1,3 Pfg. $\times$ 0,4263 = <b>0,5542 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas I ersetzt 0,4263 kg Steinkohle. 2,3458 cbm Zonengeneratorgas I ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## Dampfkesselbetrieb.

Vergleiche der Brennstoffe: je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas.

Zonengeneratorgas II	Gasvorwärmung ———; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (2151^0 - 187^0) = 1964^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1964 \times (1 - 0,01 \times 11,711)}{4,60517 - 2,46053} = 808,5^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{541,59}{(808,5)^{1,232}} = \frac{541,59}{3821,7} = 0,14171$ oder = 0,86881, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{1,1442 \times 4,4927}{0,86881 \times 11,8915} = 0,4976$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Zonengeneratorgas II .	1,3 Pfg. $\times$ 0,4976 = <b>0,6469 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Zonengeneratorgas II ersetzt 0,4976 kg Steinkohle. 2,0096 cbm Zonengeneratorgas II ersetzen 1,0 kg Steinkohle.
Mondgas	Gasvorwärmung ———; Gastemperatur 20° C Luftvorwärmung von 20° auf 440° C
Temp.-Unterschied a. Anfang	$\vartheta_a = (1601^0 - 187^0) = 1414^0 \text{ C.}$
Temp.-Unterschied am Ende	$\vartheta_e = (270^0 - 40^0) = 230^0 \text{ C.}$
Mittlerer Temp.-Unterschied .	$\vartheta_m = \frac{1414 \times (1 - 0,01 \times 16,266)}{4,60517 - 2,78908} = 651,9^0 \text{ C.}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung f. 1 cbm Abgase	$Z' = \frac{370,72}{(651,9)^{1,232}} = \frac{370,72}{2931,4} = 0,12647$ oder = 0,77534, bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{0,7832 \times 2,1752}{0,77534 \times 11,8915} = 0,1848$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert von 1 cbm Mondgas . . . . .	1,3 Pfg. $\times$ 0,1848 = <b>0,2402 Pfg./cbm.</b>
Austausch-Verhältnis . . . .	1 cbm Mondgas ersetzt 0,1848 kg Steinkohle. 5,4115 cbm Mondgas ersetzen 1,0 kg Steinkohle.

## V. Die Wirtschaftlichkeit des Gasbetriebes.

Es soll die Gasverwendung für zwei Verwendungsgebiete:

Ofenbetriebe der Stahlwerke und  
Dampfkesselbetriebe der Kraftwerke

untersucht werden.

Zu beachten ist, daß den Ermittlungen der Gaserzeugungskosten und Gasgebrauchswerte die Kohlenbasis Mk. 13,—/Tonne zugrunde liegt, sowie, daß für Nebenprodukte in Rechnung gestellt sind an Einnahmen:

Mk. 4,—/Tonne Kokskohle für die Kokerei,

Mk. 17,—/Tonne Generatorkohle für die Mondgasanlagen,

Mk. 3,60/Tonne Generatorkohle für die Zonenvergasung.

### 1. Ofenbetriebe der Stahlwerke.

Die Zusammenstellung (Seite 94) gibt für je 1 cbm Gas die Gaserezeugungskosten und Gasgebrauchswerte. Als Vergleichsbrennstoffe werden benützt:

Steinkohle, auf dem Rost verfeuert, und normales Generatorgas. Die Heißgase: normales Generatorgas, Koksgeneratorgas und Wassergas sind ohne Staubwaschung eingesetzt (diese würde die Gasgebrauchswerte um ca. 10% verringern).

#### a) Normales Generatorgas.

Zu beachten ist, daß für 900° C Arbeitstemperatur, z. B. für Temperofenbetrieb, die Gasfeuerung keinen wesentlichen Vorteil gegenüber Kohlenfeuerung bietet. Dabei stehen bei der Kohlenfeuerung für Verkarren der Kohlen vom Lager zum Ofen, Bedienung der Feuerung und Instandhaltung der Feuerung zur Verfügung ca.

$$\frac{0,4206 - 0,4556}{0,0257} = \text{ca. — Mk. 1,40/Tonne Kohle (Fehlbetrag).}$$

Für 1100° C Arbeitstemperatur beträgt dieser Posten ca.

$$\frac{0,5129 - 0,4556}{0,0257} = \text{Mk. 2,23/Tonne Kohle}$$

und für 1300° C Arbeitstemperatur ca.

$$\frac{0,7467 - 0,4556}{0,0257} = \text{Mk. 11,33/Tonne Kohle.}$$

Für 1650° C Arbeitstemperatur wird normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff angesetzt.

Gebrauchswerte der Gase für Ofenbetrieb (Heißgase ohne Staubwaschung). Bezogen auf Vergleichsbrennstoffe: Steinkohle und normales Generatorgas (Bas. Mk. 13,—/Tonne:

Je 1 kg und je 1 cbm Brennstoff		I.	II.	III.	IV.	V.	VI.	VII.	
Arbeitstemperatur . . . . . ° C		1650 <sup>0</sup>	1300 <sup>0</sup>	1300 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	900 <sup>0</sup>	900 <sup>0</sup>	
Gastemperatur der Kaltgase ° C		20 <sup>0</sup>	20 <sup>0</sup>	20 <sup>0</sup>	20 <sup>0</sup>	20 <sup>0</sup>	20 <sup>0</sup>	20 <sup>0</sup>	
Gasvorwärmung der Heißgase auf . . . . . ° C		1100 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	800 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	800 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	800 <sup>0</sup>	
Luftvorwärmung auf . . . . . ° C		1100 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	800 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	800 <sup>0</sup>	1100 <sup>0</sup>	800 <sup>0</sup>	
Normales Generator-Gas:	<sup>1)</sup> 0,4556	Vergl.-Br.-St.		Pfennig-Kubikmeter					
		Steinkohle . . . .	—	—	0,7467	—	0,5129	—	0,4206
		norm. Gen.-Gas	0,4556	0,4556	—	0,4556	—	0,4556	—
Leucht-Gas:	ca. 8	Steinkohle . . . .	—	—	3,8461	—	2,7548	—	1,9243
		norm. Gen.-Gas	2,1776	1,9787	—	1,9021	—	1,8705	—
Koks-ofen-mischgas:	1,27	Steinkohle . . . .	—	—	2,7214	—	1,7675	—	1,3970
		norm. Gen.-Gas	1,5091	1,4177	—	1,3783	—	1,3668	—
Koks-Generator-Gas:	0,5	Steinkohle . . . .	—	—	0,8034	—	0,5330	—	0,4300
		norm. Gen.-Gas	0,4872	0,4573	—	0,4474	—	0,4460	—
Wasser-Gas:	1,4	Steinkohle . . . .	—	—	2,1847	—	1,3489	—	1,0273
		norm. Gen.-Gas	1,2899	1,0907	—	1,0206	—	0,9830	—
Zonen-Generator-Gas „I“:	1,24	Steinkohle . . . .	—	—	2,1992	—	1,4013	—	1,0929
		norm. Gen.-Gas	1,2198	1,1070	—	1,0591	—	1,0456	—
Zonen-Generator-Gas „II“:	1,264	Steinkohle . . . .	—	—	2,5689	—	1,6381	—	1,2778
		norm. Gen.-Gas	1,4375	1,3025	—	1,2507	—	1,2293	—
Mond-Gas:	0,223	Steinkohle . . . .	—	—	0,4841	—	0,3783	—	0,3359
		norm. Gen.-Gas	0,1736	0,2741	—	0,3062	—	0,3338	—

<sup>1)</sup> Gaserzeugungskosten.

## b) Leuchtgas.

Nach H. Lindemann und A. Südekum<sup>1)</sup> sind die Gaserzeugungskosten für einige der größten und modernst eingerichteten deutschen Gaswerke mit je über 20 000 000 cbm Gesamterzeugung, aber ohne Verzinsung, Tilgung und Abschreibung, gewesen:

Berlin,	Gaskohle Mk. 18,65/To.,	Gaserzeugungskosten	6,15 Pfg./cbm
Dresden,	„ Mk. 21,00/To.,	„	6,06 „
Cöln,	„ Mk. 15,65/To.,	„	4,40 „
Leipzig,	„ Mk. 21,91/To.,	„	7,58 „
München,	„ Mk. 26,14/To.,	„	7,62 „
Bremen,	„ Mk. 15,86/To.,	„	4,91 „
Stuttgart,	„ Mk. 21,10/To.,	„	7,56 „

Eine Verwendung von Leuchtgas kommt hier nicht in Frage. Es besitzt nur für Spezialzwecke Monopolstellung (Stahlvergütung).

## c) Koksofenmischgas, Koksgeneratorgas und Wassergas.

Unter Berücksichtigung der bisher eingesetzten Einnahmen aus Nebenprodukten (Mk. 4,—/Tonne Kohle) gilt:

Koksofenmischgas ist der Steinkohlenfeuerung überlegen, auch der Feuerung mit normalem Generatorgas.

Koksgeneratorgas ist der Steinkohlenfeuerung für Arbeitstemperaturen über 1300° C überlegen und gegenüber normalem Generatorgas bei 900° C Arbeitstemperatur.

Wassergas ist der Steinkohlenfeuerung für Arbeitstemperaturen über 1100° C überlegen und gegen normales Generatorgas unterlegen. Es kommt nur für Spezialzwecke (Schweißbrenner) in Betracht.

Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten errechnet sich zu (je Tonne Kokskohlen):

Für die Kokerei mit 45% Überschußgas- und Kokslieferung:  
Mittel der Gebrauchswerte für die verschiedenen Arbeitstemperaturen:

$$\frac{1,5091 + 1,4177 + 1,3783 + 1,3668}{4} = 1,418 \text{ Pfg./cbm.}$$

Gebrauchswert je Tonne Kohle:

$$135 \text{ cbm Koksofenmischgas} \times 1,418 = 1,914.$$

Erzeugungskosten je Tonne Kohlen:

$$135 \text{ cbm Koksofenmischgas} \times 1,2700 = 1,715.$$

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 4,00 - (1,914 - 1,715) = \text{Mk. } 3,80.$$

<sup>1)</sup> Kommunales Jahrbuch 1911/12, S. XX u. XXI.

Für die Kokerei mit Gesamt-Koksofenmischgas- und  
Koksgeneratorgas-Lieferung:

Mittel der Gebrauchswerte für die verschiedenen Arbeitstemperaturen  
(Koksgeneratorgas):

$$\frac{0,4872 + 0,4573 + 0,4474 + 0,4460}{4} = 0,4595 \text{ Pfg./cbm.}$$

Gebrauchswerte je Tonne Kohle:

300	cbm Koksofenmischgas	× 1,418	= 4,254
3056,2	„ Koksgeneratorgas (abzügl. Heizgas)	× 0,4595	= 14,043
			Mk. 18,297.

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

300	cbm Koksofenmischgas	× 1,44	= 4,32
3056,2	„ Koksgeneratorgas	× 0,5002	= 15,287
			Mk. 19,607.

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 4,00 + (19,607 - 18,297) = \text{Mk. } 5,31.$$

Für die Kokerei mit Gesamt-Koksofenmischgas- und  
Wassergaslieferung:

Mittel der Gebrauchswerte für die verschiedenen Arbeitstemperaturen  
(Wassergas):

$$\frac{1,2899 + 1,0907 + 1,0206 + 0,9830}{4} = 1,096 \text{ Pfg./cbm.}$$

Gebrauchswerte je Tonne Kohle:

300	cbm Koksofenmischgas	× 1,418	= 4,254
1053,7	„ Wassergas (abzügl. Heizgas)	× 1,096	= 11,549
			Mk. 15,803.

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

300	cbm Koksofenmischgas	× 2,00	= 6,00
1053,7	„ Wassergas	× 1,3922	= 14,6696
			Mk. 20,6696.

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 4,00 + (20,6696 - 15,803) = \text{Mk. } 8,87.$$

(NB. Diese Betriebsweisen kommen danach nicht in Betracht.)

#### d) Zonenvergasung.

Mit Rücksicht auf die bisher angesetzten Einnahmen aus Nebenprodukten (Mk. 3,60/Tonne Kohle) gilt:

Zonengeneratorgas „I“ ist der Steinkohlenfeuerung für Arbeitstemperaturen über 1100° C überlegen, gegenüber normalem Generator-

gas würde es nur bei mittleren Einnahmen aus Nebenprodukten in Betracht kommen.

Zonengeneratorgas „II“ ist der Steinkohlenfeuerung allgemein überlegen, gegenüber normalem Generatorgas kommt es für Temperaturen über 1300° C in Betracht. Für das Koksgeneratorgas gilt das bereits Gesagte.

Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten errechnet sich zu (je Tonne Generatorkohle):

Für das Zonengeneratorgas „I“:

Mittel der Gebrauchswerte für die verschiedenen Arbeitstemperaturen:

$$\frac{1,2198 + 1,1070 + 1,0591 + 1,0456}{4} = 1,108 \text{ Pfg./cbm.}$$

Gebrauchswert je Tonne Kohle:

$$1500 \text{ cbm Zonengeneratorgas „I“} \times 1,108 = 16,62.$$

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$1500 \text{ cbm Zonengeneratorgas „I“} \times 1,244 = 18,66.$$

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 3,60 + (18,66 - 16,62) = \text{Mk. } 5,64.$$

Für das Zonengeneratorgas „II“ und Koksgeneratorgas-lieferung:

Mittel der Gebrauchswerte für die verschiedenen Arbeitstemperaturen (Zonengeneratorgas II):

$$\frac{1,4375 + 1,3025 + 1,2507 + 1,2293}{4} = 1,305 \text{ Pfg./cbm.}$$

Gebrauchswert je Tonne Kohle:

$$\begin{array}{r} 810 \text{ cbm Zonengeneratorgas „II“} \times 1,305 = 10,570 \\ 1860 \text{ „ Koksgeneratorgas} \quad \times 0,4595 = 8,547 \end{array}$$

Mk. 19,117.

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$\begin{array}{r} 810 \text{ cbm Zonengeneratorgas „II“} \times 1,2636 = 10,235 \\ 1860 \text{ „ Koksgeneratorgas} \quad \times 0,4876 = 9,069 \end{array}$$

Mk. 19,304.

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 3,60 + (19,304 - 19,117) = \text{Mk. } 3,79.$$

e) Mondgas.

Unter Berücksichtigung der bisher angesetzten Einnahmen aus Nebenprodukten (Mk. 17.—/Tonne Kohle) gilt:



Mondgas ist der Steinkohlenfeuerung überlegen und gegenüber normalem Generatorgas bis 1300° C Arbeitstemperatur.

Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten errechnet sich zu (je Tonne Generatorkohle):

Für das Arbeitstemperatur-Bereich: **1650° C bis 900° C**:  
Mittel der Gebrauchswerte für die verschiedenen Arbeitstemperaturen:

$$\frac{0,1736 + 0,2741 + 0,3062 + 0,3338}{4} = 0,2719 \text{ Pfg./cbm.}$$

Gebrauchswert je Tonne Kohle:

$$3700 \text{ cbm Mondgas} \times 0,2719 = 10,060.$$

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$3700 \text{ cbm Mondgas} \times 0,2228 = 8,2436.$$

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 17,00 - (10,060 - 8,2436) = \text{Mk. } 15,18.$$

Für das Arbeitstemperatur-Bereich: **1300° C bis 1100° C**:

Mittel der Gebrauchswerte für die verschiedenen Arbeitstemperaturen:

$$\frac{0,2741 + 0,3062}{2} = 0,2902 \text{ Pfg./cbm.}$$

Gebrauchswert je Tonne Kohle:

$$3700 \text{ cbm Mondgas} \times 0,2902 = 10,737.$$

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$3700 \text{ cbm Mondgas} \times 0,2228 = 8,2436.$$

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 17,00 - (10,737 - 8,2436) = \text{Mk. } 14,51.$$

f) Die Bedeutung des Mehrkohlenverbrauches:

Für die Arbeitstemperaturen 1650° C, 1300° C, 1100° C und 900° C sind für den Austausch von 1 cbm normalem Generatorgas erforderlich (siehe S. 64—69, 73—75 und 79—81):

Koksofenmischgas:

$$\frac{0,3019 + 0,3214 + 0,3305 + 0,3333}{4} = 0,3218 \text{ ca. } 0,322 \text{ cbm.}$$

Koksgeneratorgas:

$$\frac{0,9527 + 0,9963 + 1,0180 + 1,0220}{4} = 0,9973 \text{ ca. } 1,0 \text{ cbm.}$$

Zonengeneratorgas I:

$$\frac{0,3735 + 0,4116 + 0,4302 + 0,4357}{4} = 0,4128 \text{ ca. } 0,413 \text{ cbm.}$$

Zonengeneratorgas II:

$$\frac{0,3169 + 0,3498 + 0,3643 + 0,3706}{4} = 0,3504 \text{ ca. } \mathbf{0,350 \text{ cbm.}}$$

Mondgas f. 1650° — 900° C:

$$\frac{2,6239 + 1,6620 + 1,4860 + 1,3650}{4} = 1,7842 \text{ ca. } \mathbf{1,784 \text{ cbm.}}$$

Desgl. f. 1300° — 1100° C:

$$\frac{1,6620 + 1,4860}{2} = 1,5740 \text{ ca. } \mathbf{1,574 \text{ cbm.}}$$

Es soll nur der Ersatz von normalem Generatorgas berücksichtigt werden.

Der Mehrkohlenverbrauch errechnet sich zu (je Tonne Kohle):

Für die Kokerei mit Gesamt-Koksofenmischgas- und Koksgeneratorgas-Lieferung:

Austauschwert je Tonne Kokskohle:

$$\text{Koksofenmischgas } \frac{300}{0,322} = 931,67 \text{ cbm norm. Generatorgas,}$$

$$\text{Koksgeneratorgas } \frac{3056,2}{1,0} = 3056,2 \text{ cbm norm. Generatorgas.}$$

$$\text{Austauschwert} = \frac{931,67 + 3056,2}{3900} = 1,0225 \text{ Tonnen Generatorkohle.}$$

1 Tonne Generatorkohle ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{1,0225} = 0,97799 \text{ ca. } 0,978 \text{ Tonnen Kokskohle.}$$

Kohlensparnis der Kokerei gegenüber Erzeugung von normalem Generatorgas 100 — 97,8 = **2,2%**.

Für Zonengeneratorgas „I“:

Austauschwert je Tonne Zonengeneratorkohle:

$$\text{Zonengeneratorgas I } \frac{1500}{0,413} = 3631,9 \text{ cbm norm. Generatorgas.}$$

$$\text{Austauschwert} = \frac{3631,9}{3900} = 0,931 \text{ Tonnen Generatorkohle (f. norm. Generatorgas).}$$

1 Tonne Generatorkohle (n. Generatorgas) ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{0,931} = 1,0741 \text{ Tonnen Zonengeneratorkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Zonenvergasung I gegenüber Erzeugung von normalem Generatorgas **7,41%**.

Für Zonengeneratorgas „II“ und Koksgeneratorgas-  
Lieferung:

Austauschwert je Tonne Zonengeneratorkohle:

$$\text{Zonengeneratorgas II } \frac{810}{0,350} = 2314,3 \text{ cbm norm. Generatorgas,}$$

$$\text{Koksgeneratorgas } \frac{1860}{1,0} = 1860 \text{ cbm norm. Generatorgas.}$$

$$\text{Austauschwert} = \frac{2314,3 + 1860}{3900} = 1,0703 \text{ Tonnen Generatorkohle (für norm. Generatorgas).}$$

1 Tonne Generatorkohle (n. Generatorgas) ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{1,0703} = 0,9343 \text{ Tonnen Zonengeneratorkohle.}$$

Kohlenersparnis der Zonenvergasung II gegenüber Erzeugung von normalem Generatorgas 100 — 93,4 = **ca. 6,6%**.

Für das Mondgas: Arbeitstemperaturbereich **1650° C** bis **900° C**.

Austauschwert je Tonne Mondgas-Generatorkohle:

$$\text{Mondgas } \frac{3700}{1,784} = 2073,9 \text{ cbm norm. Generatorgas.}$$

$$\text{Austauschwert} = \frac{2073,9}{3900} = 0,532 \text{ Tonnen Generatorkohle (für norm. Generatorgas).}$$

1 Tonne Generatorkohle (norm. Generatorgas) ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{0,532} = 1,8796 \text{ Tonnen Mondgas-Generatorkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Mondgaserzeugung gegenüber Erzeugung von normalem Generatorgas **88%**.

Für das Mondgas: Arbeitstemperaturbereich **1300° C** bis **1100° C**.

Austauschwert je Tonne Mondgasgeneratorkohle:

$$\text{Mondgas } \frac{3700}{1,574} = 2350,6 \text{ cbm norm. Generatorgas.}$$

$$\text{Austauschwert} = \frac{2350,6}{3900} = 0,6027 \text{ Tonnen Generatorkohle (für norm. Generatorgas).}$$

1 Tonne Generatorkohle (norm. Generatorgas) ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{0,6027} = 1,6592 \text{ Tonnen Mondgas-Generatorkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Mondgaserzeugung gegenüber Erzeugung von normalem Generatorgas **65,92%**.

## g) Vergleich der Ergebnisse.

Für die Beurteilung der Wirtschaftlichkeit der Verwendung der verschiedenen Gase, gegenüber der von normalem Generatorgas, sind zu beachten: Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten und die Höhe des Kohlenverbrauchs. Nachstehende Aufstellung gibt diese Zahlen:

	Kohlenverbrauch gegenüber normalem Generator-Gas)	Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten
Für die Kokerei mit 45% Überschußgas- und Kokslieferung . . . . .	—	Mk. 3,80/Tonne Kohle
Für die Kokerei mit Gesamt-Koks-ofenmischgas- und Koksgenerator gaslieferung . . . . .	— 2,2%	Mk. 5,31/Tonne Kohle
Für die Zonenvergasung I . . . . .	+7,41%	Mk. 5,64/Tonne Kohle
Für die Zonenvergasung II und Koksgeneratorgaslieferung . . . . .	— 6,6%	Mk. 3,79/Tonne Kohle
Für die Mondgaserzeugung (Arbeits-temperatur 1650° bis 900° C . . . . .	+88%	Mk. 15,18/Tonne Kohle
Für die Mondgaserzeugung (Arbeits-temperatur 1300° bis 1100° C . . . . .	+65,9%	Mk. 14,51/Tonne Kohle

Danach ist festzustellen:

## a) Kohlenverbrauch.

Die Kokerei mit Koksgeneratorgas-Erzeugung bringt gegenüber der Erzeugung von normalem Generatorgas eine geringe Kohlenersparnis. Ähnlich ist das Ergebnis bei der Zonenvergasung II.

Zonenvergasung I und Mondgaserzeugung geben einen Mehrkohlenverbrauch.

## β) Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten.

Die für die Kokerei mit Kokslieferung errechneten Einnahmen haben alle Wahrscheinlichkeit für sich, daß sie zu erzielen sind; für Koksvergasung sind sie zu hoch.

Unter Anrechnung der Ausbringen für die Zonenvergasung II, mit denen bisher gerechnet worden ist, d. i. 1,2% Ammoniak und 2,7% Teer, genügte in Teerpreis von  $\frac{3,79 - 2,04}{27 \text{ kg}} \times 1000 = \text{Mk. 64,8}$  als untere Grenze.

Es besteht einige Wahrscheinlichkeit dafür, daß dies zu erreichen ist.

Die Zonenvergasung I fordert entweder Steigerung des Ammoniakausbringens auf 3% (bisher gerechnet 1,2%) und des Vertikalretortenteers auf 5% (bisher gerechnet 2,7%) oder für 1,2% Ammoniak eine Einnahme aus der Teererzeugung von ca. Mk. 5,64 — 2,04 = **Mk. 3,60**, d. h. für geringes Teerausbringen von ca. 2,7% = **ca. Mk. 133,33** je Tonne Teer, oder für hohes Teerausbringen von ca. 5% = ca. **Mk. 72,00/Tonne Teer**. Es ist einige Wahrscheinlichkeit für die Höhe solcher Einnahmen vorhanden.

Die Mondgas-Erzeugung liefert unabhängig vom Brennstoff ziemlich gleich hohes Ammoniakausbringen von ca. 3% = Mk. 5,10/Tonne Kohle. Durch den Teer bleiben zu decken:

Für das Arbeitstemperatur-Bereich

$$1650^{\circ} \text{ bis } 900^{\circ}: 15,18 - 5,10 = \mathbf{Mk. 10,08} \text{ und}$$

für das Arbeitstemperatur-Bereich

$$1300^{\circ} \text{ bis } 1100^{\circ}: 14,51 - 5,10 = \mathbf{Mk. 9,41}.$$

Die Einnahme aus Teerausbringen fordert:

Bei 5% Ausbringen:

$$\frac{\text{Mk. } 10,08}{50 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 201,60} \text{ bis } \frac{\text{Mk. } 9,41}{50 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 188,20/To.},$$

bei 4% Ausbringen:

$$\frac{\text{Mk. } 10,08}{40 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 252,00} \text{ bis } \frac{\text{Mk. } 9,41}{40 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 235,25/To.},$$

bei 3% Ausbringen:

$$\frac{\text{Mk. } 10,08}{30 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 336,00} \text{ bis } \frac{\text{Mk. } 9,41}{30 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 313,67/To.},$$

bei 2% Ausbringen:

$$\frac{\text{Mk. } 10,08}{20 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 504,00} \text{ bis } \frac{\text{Mk. } 9,41}{20 \text{ kg}} \times 1000 = \mathbf{Mk. 470,50/To.}$$

Es besteht wenig Wahrscheinlichkeit, selbst bei ganz hohen Ammoniak- und Teerausbringen, die geforderten Einnahmen zu erzielen.

Ganz allgemein ist als Schluß aus vorstehenden Darlegungen festzustellen, daß die Erzeugung und Verwendung von normalem Generatorgas ziemlich konkurrenzlos ist für die Ofenbetriebe der Stahlwerke. Nur die Kokerei bietet einen ziemlich sicheren wirtschaftlichen Ersatz, wobei neben der Nebenproduktengewinnung auch eine geringe Schonung der Kohlenvorräte beachtenswert ist.

Zonenvergasung I (vollständige Vergasung zu 0,3 cbm Leuchtgas + 1,2 cbm Wassergas = 1,5 cbm Zonengeneratorgas I je 1 kg

Kohle) kommt aller Voraussicht nach nicht wegen des Mehrkohlenverbrauchs in Betracht.

Zonenvergasung II (vollständige Vergasung zu 0,3 cbm Leuchtgas und 0,51 cbm Wassergas = 0,81 cbm Zonengeneratorgas II und 1,86 cbm Koksgeneratorgas je 1 kg Kohle) könnte bei hohen Ausbringen an Nebenprodukten und Teerpreisen von mindestens **Mk. 64,80** je Tonne Teer Bedeutung gewinnen. Konstruktiv schwierig ist aber aller Voraussicht nach die Trennung der Erzeugung von Zonengeneratorgas II und Koksgeneratorgas in einem Generator.

Mondgaserzeugung besitzt einen viel zu hohen Mehrkohlenverbrauch, der selbst für die Arbeitstemperatur 900° C noch ca. **43,3%** beträgt, für die höheren Arbeitstemperaturen noch viel mehr.

## 2. Dampfkesselbetriebe der Kraftwerke.

Die Zusammenstellung (S. 104) gibt für je 1 cbm Gas die Gas-erzeugungskosten und Gasgebrauchswerte. Als Vergleichsbrennstoff wird benutzt:

Steinkohle auf dem Rost verfeuert.

Unter Berücksichtigung der bisher eingesetzten Einnahmen aus Nebenprodukten (Mk. 4,00/Tonne Kohle für die Kokerei, Mk. 3,60/Tonne Kohle für die Zonenvergasung und Mk. 17,00/Tonne Kohle für die Mondgaserzeugung) gilt, daß nur Mondgas gegenüber Steinkohle konkurrenzfähig ist.

a) Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten für die Kokerei, Zonenvergasung und Mondgaserzeugung ist (je Tonne Kohle):

Für die Kokerei mit Gesamt-Koksofenmischgas- und Koksgeneratorgas-Lieferung:

Gebrauchswerte je Tonne Kohle:

$$\begin{array}{r} 300 \text{ cbm Koksofenmischgas} \quad \times 0,7380 = 2,214 \\ 3056,2 \text{ ,, Koksgeneratorgas (m. Staubw.)} \times 0,2254 = 6,889 \\ \hline \text{Mk. 9,103.} \end{array}$$

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$\begin{array}{r} 300 \text{ cbm Koksofenmischgas} \times 1,44 = 4,32 \\ 3056,2 \text{ ,, Koksgeneratorgas} \times 0,5325 = 16,274 \\ \hline \text{Mk. 20,594.} \end{array}$$

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. 4,00} + (20,594 - 9,103) = \text{Mk. 15,49.}$$

(N.B. Diese Betriebsweise kommt danach nicht in Betracht.)

Gebrauchswerte der Gase für Dampfkesselbetrieb (Heißgase ohne und mit Staubwaschung):

Bezogen auf den Vergleichsbrennstoff Steinkohle  
(Basis Mk. 13,—/Tonne).

Je 1 cbm Gas		I.	II.	III.	IV.	V.
Gastemperatur der Kaltgase °C		—	—	—	20°	—
Gasvorwärmung der Gase auf °C bzw. Gastemperatur der Heißgase. . . . .		700°	440°	440°	—	800°
Luftvorwärmung auf °C . . .		440°	440°	270°	440°	440°
Normales Generatorgas (ohne Staubwaschung).	1) 0,4556	0,2058	—	—	—	—
(mit Staubwaschung) .	0,4678	—	0,2373	—	—	—
Desgl. . . . .	0,4678	—	—	0,1972	—	—
Leuchtgas . . . . .	ca. 8	—	—	—	0,9762	—
Koksofenmischgas. . .	1,27	—	—	—	0,7380	—
Kokgeneratorgas (ohne Staubwaschung).	0,5	—	—	—	—	0,2439
(mit Staubwaschung) .	0,5325	—	0,2254	—	—	—
Desgl. . . . .	0,5325	—	—	0,2197	—	—
Wassergas (ohne Staubwaschung).	1,4	—	0,4648	—	—	—
(mit Staubwaschung) .	1,4253	—	0,4649	—	—	—
Desgl. . . . .	1,4253	—	—	0,4300	—	—
Zonengeneratorgas „I“.	1,24	—	—	—	0,5542	—
Zonengeneratorgas „II“	1,264	—	—	—	0,6469	—
Mondgas . . . . .	0,223	—	—	—	0,2402	—

1) Gaserzeugungskosten.

Für das Zonengeneratorgas „I“:

Gebrauchswert je Tonne Kohle:

$$1500 \text{ cbm Zonengeneratorgas I} \times 0,5542 = 8,313.$$

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$1500 \text{ cbm Zonengeneratorgas I} \times 1,2636 = 18,954.$$

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 3,60 + (18,954 - 8,313) = \text{Mk. } 14,24.$$

Für das Zonengeneratorgas II mit Koksgeneratorgas-Lieferung:

Gebrauchswerte je Tonne Kohle:

$$\begin{array}{r} 810 \text{ cbm Zonengeneratorgas II} \quad \times 0,6469 = 5,2399 \\ 1860 \text{ „ Koksgeneratorgas (m. Staubw.)} \times 0,2254 = 4,1924 \\ \hline \end{array}$$

Mk. 9,4323.

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$\begin{array}{r} 810 \text{ cbm Zonengeneratorgas II} \times 1,2636 = 10,235 \\ 1860 \text{ „ Koksgeneratorgas} \quad \times 0,5325 = 9,905 \\ \hline \end{array}$$

Mk. 20,140.

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 3,60 + (20,140 - 9,432) = \text{Mk. } 14,31.$$

Für das Mondgas:

Gebrauchswert je Tonne Kohle:

$$3700 \text{ cbm Mondgas} \times 0,2402 = 8,887.$$

Erzeugungskosten je Tonne Kohle:

$$3700 \text{ cbm Mondgas} \times 0,2228 = 8,2436.$$

Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 17,00 - (8,887 - 8,2436) = \text{Mk. } 16,36.$$

b) Die Bedeutung des Mehrkohlenverbrauchs ergibt sich aus Folgendem:

Für den Austausch von 1 kg Steinkohle sind erforderlich (siehe S. 89, 91 und 92):

Zonengeneratorgas „I“ . . . . .	2,3458 ca.	<b>2,35 cbm</b>
Zonengeneratorgas „II“ . . . . .	2,0096	<b>2,01 „</b>
Koksgeneratorgas (mit Staubwaschung)	5,768	<b>5,77 „</b>
Mondgas . . . . .	5,4115	<b>5,41 „</b>

Der Mehrkohlenverbrauch gegenüber Verwendung von Steinkohle errechnet sich zu (je Tonne Kohle):



Für das Zonengeneratorgas „I“:  
Austauschwert je Tonne Zonengeneratorkohle:

$$\text{Zonengeneratorgas I } \frac{1500}{2,35} = 638,29 \text{ kg Steinkohle a. d. Rost.}$$

1 Tonne Steinkohlen auf dem Rost verfeuert ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{0,6383} = 1,5667 \text{ Tonnen Zonengeneratorkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Zonenvergasung I gegenüber Steinkohlen auf dem Rost verfeuert: **63,8%**.

(N.B. Ein derartig hoher Mehrverbrauch verbietet diese Betriebsweise.)

Für das Zonengeneratorgas II und Koksgeneratorgas-Lieferung:

Austauschwert je Tonne Zonengeneratorkohle:

$$\text{Zonengeneratorgas II } \frac{810}{2,01} = 402,99 \text{ kg Steinkohle a. d. Rost.}$$

$$\text{Koksgeneratorgas } \frac{1860}{5,77} = 322,36 \text{ kg Steinkohle a. d. Rost.}$$

$$\text{Austauschwert} = \frac{402,99 + 322,36}{1000} = 0,7254 \text{ Tonnen Steinkohlen auf dem Rost.}$$

1 Tonne Steinkohlen auf dem Rost verfeuert ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{0,7254} = 1,3786 \text{ Tonnen Zonengeneratorkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Zonenvergasung II gegenüber Steinkohle auf dem Rost verfeuert: **37,9%**.

Für das Mondgas:

Austauschwert je Tonne Generatorkohle:

$$\frac{3700}{5,41} = 683,92 \text{ kg Steinkohlen auf dem Rost.}$$

1 Tonne Steinkohlen auf dem Rost verfeuert ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{0,6839} = 1,4622 \text{ Tonnen Generatorkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Mondgaserzeugung gegenüber Steinkohlen auf dem Rost verfeuert: **46,2%**.

### c) Vergleich der Ergebnisse.

Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten und die Höhe des Kohlenverbrauchs werden durch nachstehende Aufstellung gegeben:

	Kohlenverbrauch (gegenüber Rostfeuer)	Untere Grenze der Ein- nahmen aus Nebenprodukten
Für die Zonenvergasung I .	+ 63,8%	Mk. 14,24/Tonne Kohle
Für die Zonenvergasung II		
u. Koksgeneratorgaslieferg.	+ 37,9%	„ 14,31/ „ „
Für die Mondgaserzeugung .	+ 46,2%	„ 16,36/ „ „

Es ist danach festzustellen:

a) **Kohlenverbrauch.**

Die Zonenvergasung I verbietet sich durch den hohen Kohlenmehrverbrauch, aber auch die Zonenvergasung II und die Mondgaserzeugung empfehlen sich in dieser Hinsicht nicht.

β) **Untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten.**

Für die Zonenvergasung I gilt auch hier, daß bei normalem Ammoniakausbringen von ca. 1,2% = Mk. 2,04, eine Einnahme aus Teerlieferung von Mk. 14,24 — 2,04 = **Mk. 12,2** vorhanden sein muß, also bei geringem Teerausbringen von ca. 2,7% = ca. **Mk. 451,85/Tonne Teer**, oder für hohes Teerausbringen von ca. 5% = ca. **Mk. 244,00/Tonne Teer**. Es besteht wenig Wahrscheinlichkeit für diese Einnahmen.

Die Verhältnisse liegen hier für die Zonenvergasung II bezüglich der Nebenprodukten-Einnahmen ungünstig. Es müßten mindestens dieselben Ammoniak- und Teerausbringen vorhanden sein, wie sie für die Mondgaserzeugung gültig sind. Rechnet man nur mit ca. 1,2% Ammoniakausbringen, so muß die Teererzeugung aufbringen: Mk. 14,31 — 2,04 = **Mk. 12,27**, d. h. bei niederem Teerausbringen von ca. 2,7% = ca. **Mk. 454,44/Tonne Teer** und bei hohem Teerausbringen von ca. 5% = ca. **Mk. 245,40/Tonne Teer**. Es ist wenig Wahrscheinlichkeit vorhanden für die Höhe solcher Einnahmen.

Für die Mondgaserzeugung wird auch hier mit 5% Ammoniakausbringen gerechnet. Die Teererzeugung muß dann aufbringen

Mk. 16,36 — 5,10 = **Mk. 11,26**; oder

bei 5% Ausbringen . .  $\frac{\text{Mk. 11,26}}{50 \text{ kg}} \times 1000 = \text{Mk. 225,20/Tonne Teer}$ ,

bei 4% Ausbringen . .  $\frac{\text{Mk. 11,26}}{40 \text{ kg}} \times 1000 = \text{Mk. 281,50/Tonne Teer}$ ,

bei 3% Ausbringen . .  $\frac{\text{Mk. 11,26}}{30 \text{ kg}} \times 1000 = \text{Mk. 375,33/Tonne Teer}$ ,

bei 2% Ausbringen . .  $\frac{\text{Mk. 11,26}}{20 \text{ kg}} \times 1000 = \text{Mk. 563,00/Tonne Teer}$ .

Für ganz hohe Ammoniak- und Teerausbringen und hohe Teerpreise besteht einige Wahrscheinlichkeit für einen wirtschaftlichen Betrieb.

γ) **Erforderliche Einnahmen aus Nebenprodukten unter Berücksichtigung des Fortfalls von Löhnen und Rostersatz für Rostfeuerung.**

Ein gewichtiger Posten zugunsten der Gasfeuerung ist für den Vergleich noch zu beachten, d. i. der Fortfall des Hauptteils aller Löhne für den Feuerungsbetrieb der Kessel und des Rostersatzes.

Für große Kraftwerke mit mechanischer Rostbeschickung ist zu rechnen für den Rostersatz der Wanderroste, Unterhaltung der Roste und Löhne für die Bedienung der Roste mit ca. **Mk. 2,00** bis **Mk. 1,00** je Tonne verfeuerter Kohle — je nach der Belastung der Kessel. Diese Beträge können von den Einnahmen abgesetzt werden, welche die Nebenprodukte Ammoniak und Teer aufzubringen haben.

Es bleiben:

für Zonenvergasung I . . . . .	<b>Mk. 12,24</b>	bis	<b>Mk. 13,24</b>
für Zonenvergasung II und Koksgenerator- gaslieferung . . . . .	„ <b>12,31</b>	„ „	<b>13,31</b>
für Mondgas . . . . .	„ <b>14,36</b>	„ „	<b>15,36</b>

als untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten.

Bei niederem Ammoniakausbringen von ca.  $1,2\%$  = **Mk. 2,04** sind durch das Teerausbringen zu decken je Tonne Kohle:

für Zonenvergasung I . . . . .	<b>Mk. 10,20</b>	bis	<b>Mk. 11,20</b>
für Zonenvergasung II und Koksgenerator- gaslieferung . . . . .	„ <b>10,27</b>	„ „	<b>11,27</b>
für Mondgas . . . . .	„ <b>12,32</b>	„ „	<b>13,32</b>

Dem entsprechen bei niederem Teerausbringen von ca.  $2,7\%$  = 27 kg/Tonne Kohle Teerpreise von:

für Zonenvergasung I . . . . .	<b>Mk. 377,78</b>	bis	<b>Mk. 414,81</b> /Tonne Teer
für Zonenvergasung II und Koksgeneratorgaslieferung „	<b>380,37</b>	„ „	<b>417,41/</b> „ „
für Mondgas . . . . .	„ <b>456,30</b>	„ „	<b>493,33/</b> „ „

und bei hohem Teerausbringen von ca.  $5\%$  = 50 kg/Tonne Kohle Teerpreise von:

für Zonenvergasung I . . . . .	<b>Mk. 204,00</b>	bis	<b>Mk. 224,00</b> /Tonne Teer,
für Zonenvergasung II und Koksgeneratorgaslieferung „	<b>205,40</b>	„ „	<b>225,40/</b> „ „
für Mondgas . . . . .	„ <b>246,40</b>	„ „	<b>264,00/</b> „ „

Bei hohem Ammoniakausbringen von ca.  $5\%$  = **Mk. 5,10** sind durch das Teerausbringen zu decken je Tonne Kohle:

für Zonenvergasung I . . . . .	<b>Mk. 7,14</b> bis <b>Mk. 8,14</b>
für Zonenvergasung II und Koksgenerator- gaslieferung . . . . .	„ <b>7,21</b> „ „ <b>8,21</b>
für Mondgas . . . . .	„ <b>9,26</b> „ „ <b>10,26</b>

Die entsprechenden Teerpreise sind bei niederem Teerausbringen von ca. 2,7% = 27 kg/Tonne Kohle:

für Zonenvergasung I . . . . .	<b>Mk. 264,44</b> bis <b>Mk. 301,48</b>
für Zonenvergasung II und Koksgenerator- gaslieferung . . . . .	„ <b>267,04</b> „ „ <b>304,07</b>
für Mondgas . . . . .	„ <b>342,96</b> „ „ <b>380,00</b>
bei hohen Teerausbringen von ca. 5% = 50 kg/Tonne Kohle:	
für Zonenvergasung I . . . . .	<b>Mk. 142,80</b> bis <b>Mk. 162,80</b>
für Zonenvergasung II und Koksgenerator- gaslieferung . . . . .	„ <b>144,20</b> „ „ <b>164,20</b>
für Mondgas . . . . .	„ <b>185,20</b> „ „ <b>205,20</b>

#### δ) Zusammenfassung.

##### Zonenvergasung I.

Für Ammoniak und Teer müssen je Tonne Kohle im Mittel ca. **Mk. 12,75** erzielt werden. Nur sehr stark steigende Einnahmen aus Nebenprodukten könnten den Kohlenmehrverbrauch (gegenüber Rostfeuerung) von 63,8% statthaft erscheinen lassen; die Gaslieferung würde zum Nebenprodukt werden anstelle der Nebenprodukte, die dann Hauptprodukte werden würden.

Zonenvergasung II mit Koksgeneratorgaslieferung ist bezüglich der Einnahmen aus Nebenprodukten der Zonenvergasung I unterlegen, bezüglich des Mehrkohlenverbrauchs überlegen, der aber trotzdem zu hoch ist.

##### Mondgas.

Hierfür gilt das für Zonengeneratorgas I Gesagte. Für Ammoniak und Teer müssen im Mittel **Mk. 15,00** Erlöst werden. Dabei ist ein Mehrkohlenverbrauch von 46,2% gegenüber Rostfeuerung vorhanden.

### 3. Die Kokerei als Zentrale für Gas- und Stromlieferung.

Es soll untersucht werden, ob der Betrieb einer Kokerei wirtschaftlich ist, wenn neben der Nebenproduktenlieferung nur eine Gas- und Stromlieferung und keine Kokslieferung erfolgt. Der Koks soll in Generatoren vergast und das einer Staubwaschung unterzogene und wieder vorgewärmte Generatorgas zur Heizung der Dampfkessel verwendet werden.

Für die Kohlenbasis **Mk. 13,00/Tonne** ist der Vergleich (siehe S. 103, S. 64 und S. 89) wie folgt:

Nach früheren Ermittlungen sind die Erzeugungskosten:  
 Je Tonne Kohle (wenn die Einnahmen aus Nebenprodukten Mk. 4,00-  
 Tonne Kohle in Rechnung gestellt sind):

300 cbm Koksofenmischgas je 1,44 Pfg./cbm	= Mk. 4,320
3056,2 „ Koksgeneratorgas „ 0,5325 „	= „ 16,274
	Mk. 20,594.

Die Gebrauchswerte sind nach früheren Feststellungen:

300 cbm Koksofenmischgas (für Ofenfeuerung)	
je 1,5091 Pfg./cbm	= Mk. 4,527
3056,2 „ Koksgeneratorgas (für Kesselfeuerung)	
je 0,2254 Pfg./cbm	= „ 6,889
	Mk. 11,416

es sind also noch durch Gaslieferung zu decken . . Mk. 9,178.

Das Koksofenmischgas muß deshalb ab Kokerei-Konden-  
 sation:

$$1,44 + \frac{9,178}{300} = 1,44 + 3,059 = 4,499 \text{ Pfg./cbm}$$

Einnahme bringen.

Dazu kommen noch die speziellen Kosten der Kokerei für die Ein-  
 richtungen zur Lieferung von vollständig gereinigtem (Schwefel-  
 wasserstoff-Reinigung) Koksofenmischgas:

Für die Reiniger-, Gasbehälter- und Messeranlage ca. 0,5 Pfg./cbm,  
 für die Kompressorenanlage (ausschließlich des  
 Gases zum Antrieb der Kompressor-Gas-  
 maschinen) . . . . . „ 0,2 „

---

0,7 Pfg./cbm.

Das Koksofenmischgas würde darnach ab Kokerei-Kom-  
 pressorenstation:

$$4,499 + 0,7 = 5,199 \text{ ca. } \mathbf{5,2 \text{ Pfg./cbm}}$$

kosten.

Es sind dann noch hinzuzufügen:

Die Kraftkosten für die Erzeugung des Druckes für die Fern-  
 leitung des Gases (= ca. 7% der Gaslieferung bei 2 At. ü. D. =  
 $1,44 \times 0,07 = 0,1 \text{ Pfg./cbm}$ ),

der Gasverlust der Fernleitung (= ca. 12% bei 2 At. ü. D. =  
 $1,44 \times 0,12 = 0,173 \text{ Pfg./cbm}$ ),

die Betriebskosten der Fernleitung und der Kapitaleinstellung für die  
 Anlagekosten der Leitung.

Es soll später untersucht werden, ob im speziellen Fall eine  
 Fernleitung auf größere Entfernungen und bei hohen Drucken eine  
 Wirtschaftlichkeit erwarten lassen würde. Für den vorstehend

genannten Fall der Gaslieferung und für einen Leitungsdruck von 2 At. ü. D. sind schon die Grundkosten des Koksofenmischgases ab Kokerei-Kondensation zu hoch, um eine Verwendung dieses Gases für Fernleitungszwecke zuzulassen. Eine Kupplung von Gas- und Stromlieferung in der eingangs erwähnten Weise ist nicht wirtschaftlich. Zu berücksichtigen ist noch der Vorteil der Gasfeuerung für Dampfkessel (siehe S. 108) durch Fortfall von Rostersatz, Löhnen für die Unterhaltung der Roste und Löhnen für die Bedienung der Kessel. Auf den Gaspreis umgerechnet gibt das

$$\frac{2,00}{300} = 0,667 \text{ bis } \frac{1,00}{300} = 0,333 \text{ Pfg./cbm,}$$

um die sich die Gaserzeugungskosten ermäßigen.

## C. Gaserzeugung und Gasfeuerung.

### I. Schlußbemerkung zum Vergleich der Brennstoffe.

Es wurde der Vergleich gegeben für die Erzeugung und Verwendung verschiedener Gase, die bei vollständiger Vergasung der Kohle erzeugt werden. In den durchgeführten Ermittlungen über die Wirtschaftlichkeit des Gasbetriebes ist mit gewählten, festen Gasausbeutezahlen je Tonne Brennstoff und Heizwerten je Kubikmeter Gas gerechnet worden. Vermutlich sind diese Werte Maximalzahlen. Im speziellen Fall werden Verschiebungen auftreten; besonders für das Mondgas und Zonengeneratorgas ist damit zu rechnen. Im ungünstigsten Fall können die Gasausbringen bis zu 20% sich ungünstiger stellen, dementsprechend müßten dann auch die Nebenprodukte mehr Erlös bringen.

### II. Die Drehofen-Entgasung als weiterer Vergleich.

Die besprochenen Ent- und Vergasungsverfahren werden ergänzt durch die seit kurzem in die Praxis eingeführte Schwelerei der Steinkohle im Drehofen, wodurch ein Halbkoks erzeugt wird, der weiter im Generator für die Erzeugung von Generatorgas verwendet werden kann<sup>1)</sup>. Es wird sich deshalb empfehlen, auch noch dieses neueste Verfahren im Rahmen der vorliegenden Besprechung im Zusammenhang in Vergleich zu stellen (NB. für die Kohlenbasis Mk. 13,— je Tonne).

Die Entgasung der Steinkohle im Drehofen:

Für die Drehofenentgasung liegt an Resultaten vor (für Gasflammförderkohlen der Gewerkschaft Friedrich Thyssen):

Kohlenheizwert 6800 W.E. (unt., 0°, 760 mm);

<sup>1)</sup> Dr.-Ing. E. Roser, St. u. E. 1920, Nr. 22, S. 741.

Analyse des Drehofendestillationsgases:

CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	CnHm	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Vol.-%
6,3	4,6	0	64,6	10,6	11,9	2,0	

Ausbringen an Drehofendestillationsgas: 150 cbm je Tonne, mit im Mittel 7000 W.E. (u., 0°, 760 mm) je cbm;

Ausbringen an Nebenprodukten je Tonne Kohle:

10% Teer (wasserfrei) = 100 kg je Mk. 150,00/Tonne = Mk. 15,00  
 3% ungereinigte Leichtöle (bis 200° Siedegrenze  
 = 30 kg je Mk. 200,00/Tonne = Mk. 6,00

Einnahme an Nebenprodukten je Tonne/Kohle zus. Mk. **21,00**

Es würde also eine ganz beträchtliche Einnahme aus Nebenprodukten gewährleistet werden, wozu noch das Ammoniakausbringen aus dem Halbkoksgeneratorgas hinzukommen würde.

Für das Halbkoksgeneratorgas liegt an Resultaten vor (für Vergasung des Halbkoks aus der vorstehend bezeichneten Steinkohle):

Analyse des Halbkoksgeneratorgases:

CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	CnHm	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	Vol.-%;
2,0	27,0	12,0	1,20	0,20	0	1,0	

Ausbringen an Halbkoksgeneratorgas:

0,65 × 1000 × 3,9 = 2535 cbm je Tonne Steinkohle, mit im Mittel 1265 W.E. (u., 0°, 760 mm) je cbm.

Die Dampferzeugung (Generatormantelkessel) wird durch die Generatorkohle gedeckt.

Das Gas kann als Heißgas, oder bei Ammoniakgewinnung als Kaltgas verwendet werden, wodurch auch der Kohlenverbrauch festgelegt wird.

### 1. Kohlenverbrauch der Drehofenentgasung und Halbkoksgeneratorgaserzeugung (je 1 kg Kohle).

Brennstoffheizwert . . . . . = 6800,0 W.E. = 100,00%

Ab für Dampferzeugung (50 g im Generatorgas) . . . . . = 290,0 W.E. = 4,26%

Für die Gaserzeugung . . . . . = 6510,0 W.E. = 95,74%

Drehofendestillationsgas 0,15 cbm je

7000 W.E. (unt., 0°, 760 mm) . . . = 1050,0 W.E. = 15,44%

Halbkoksgeneratorgas 0,65 kg × 3,9 cbm

= 2,535 cbm (nach Abzug der Ofen-

heizung) je 1265 W.E. (unt., 0°, 760m) = 3207,0 W.E. = 47,06%

4257,0 W.E. = 62,50%

Fühlbare Wärme (ca. 270° C)	4257,0 W.E. = 62,50%
für CO <sub>2</sub>	
0,0200 × (0,466 × 250)	
	= 2,33 W.E.
für perm. Gase	
0,9800 × (0,318 × 250)	
	= 77,91 W.E.
für H <sub>2</sub> O-Dampf	
0,0622 × (0,380 × 250)	
	= 5,91 W.E.
	<u>Je cbm 86,15 W.E. = 218,4 W.E. = 3,31%</u>
Nutzeffekt durch Gaserzeugung	<u>= 4475,4 W.E. = 65,81%</u>
	rund <b>66%</b>

Das ist also etwas mehr wie für Zonengeneratorgas I. (60%), aber weit unter den auf S. 16 angegebenen Nutzeffekten für die anderen Gaserzeugungsmethoden. In allen Fällen ist von der Bewertung der flüssigen Heizwertträger abgesehen worden, weil es sich ja um Gaserzeugungsanlagen handelt.

Rechnet man für die Drehofen-Entgasung die flüssigen Heizwertträger noch hinzu, so erhält man

für Teer . . . . .	0,1 kg × 8600 = 860 W.E.
für Leichtöle . . . . .	0,03 kg × 10000 = 300 „
	<u>1160 W.E., d. i. 16,36%</u>
	rund <b>16,4%</b>

die zu den obengenannten 66% hinzukommen, so daß dafür insgesamt **82,4%** Nutzeffekt zu rechnen ist. Das ist aber nicht wesentlich verschieden von der Kokerei, für die auf S. 11 77,9% nachgewiesen worden ist, wozu noch die flüssigen Heizwertträger hinzukommen mit

für Teer . . . . .	0,027 kg × 8600 = 232,2 W.E.
für Benzol . . . . .	0,007 kg × 10000 = 70,0 „
	<u>302,2 W.E., d. i. 3,77%</u>
	rund <b>3,8%</b>

also zusammen 77,9 + 3,8 = **81,7%**.

Kokerei und Drehofen-Entgasung geben also ziemlich gleiche Nutzeffekte, im einen Fall werden mehr feste und gasförmige Heizwertträger — neben den flüssigen —, im anderen Fall mehr flüssige und Halbkoks — neben den gasförmigen — erzeugt. Es wird also wesentlich darauf ankommen, welche Betriebseinrichtungen haltbarer und welche Erzeugnisse erwünschter sind, besonders auch mit Rücksicht auf die Transporte. Drehhofendestillationsgas, Halbkoks und Öle sind allerdings leicht zu transportierende und zu verwendende Heizwertträger.



## 2. Die Verbrennung der Gase gibt:

a) Drehofendestillationsgas  
(Heizwert 7000 W.E., u., 0°; 760 mm; Temp. 20° C).

Gasanalyse		Sauerstoff- bedarf	Abgase der Verbrennung		
	Vol.-%		CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub>	6,3	—	6,3	—	—
CO	4,6	2,3	4,6	—	8,65
H <sub>2</sub>	0	—	—	—	—
CH <sub>4</sub>	64,6	129,2	64,6	129,2	486,04
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	10,6	41,34	29,7	23,32	155,52
N <sub>2</sub>	11,9	—	—	—	11,90
O <sub>2</sub>	2,0	—	—	—	—
Sauerstoff erforderlich . . . . .		172,84			
„ vorhanden . . . . .		2,00			
Sauerstoff in der Luft . . . . .		170,84	105,20	Kohlensäure	
Stickstoff 79/21 . . . . .		642,68	642,68	Stickstoff	
Luft, theoretisch . . . . .		813,52	747,88	Abgase, theoretisch	
10°/0 Überschuß . . . . .		81,35	81,35	Luftüberschuß	
Luft, praktisch . . . . .		894,87 Vol. =8,95 cbm	829,23 Vol. =8,29 cbm	Abgase	
Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .				1,5252 cbm	
„ im Gas bei 20° C . . . . .				0,0214 „	
„ in der Luft bei 20° C (0,01284 × 8,95) . . . . .				0,1149 „	
Wasserdampf in den Abgasen . . . . .				1,6615 cbm	
Kohlensäure in den Abgasen . . . . .				1,0520 „	
Permanente Gase in den Abgasen (N <sub>2</sub> +Luftüberschuß) 6,4268+0,8135=				7,2403 „	

b) Halbkoksgeneratorgas  
(Heizwert 1265 W.E., unt., 0°, 760 mm; Temp. 250° C).

Gasanalyse		Sauerstoff- bedarf	Abgase der Verbrennung		
	Vol.-%		CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
CO <sub>2</sub>	2,0	—	2,0	—	—
CO	27,0	13,5	27,0	—	50,78
H <sub>2</sub>	12,0	6,0	—	12,0	22,57
CH <sub>4</sub>	1,2	2,4	1,2	2,4	9,03
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,2	0,78	0,56	0,44	2,93
N <sub>2</sub>	0	—	—	—	—
O <sub>2</sub>	1,0	—	—	—	—
Sauerstoff erforderlich . . .		22,68			
„ vorhanden . . .		1,00			
Sauerstoff in der Luft . . .		21,68	30,76 Kohlensäure		
Stickstoff 79/21 . . . . .		81,56	81,56 Stickstoff		
Luft, theoretisch . . . . .		103,24	112,32 Abgase, theoretisch		
10% Luftüberschuß . . . . .		10,32	10,32 Luftüberschuß		
Luft, praktisch . . . . .		113,56 Vol. =1,1356 cbm	122,64 Vol.-Abgase, praktisch =1,2264 cbm		
Wasserdampf aus der Verbrennung . . . . .			0,1484 cbm		
„ im Gas (50 g × 0,001243) = . . . . .			0,0622 „		
„ in der Luft (0,01284 × 1,1356) = . . . . .			0,0146 „		

Wasserdampf in den Abgasen . . . . . 0,2252 cbm  
 Kohlensäure in den Abgasen . . . . . 0,3076 „  
 Permanente Gase in den Abgasen (N<sub>2</sub>+Luftüberschuß) 0,8156+0,1032= 0,9188 „

### 3. Verwendung der Gase im Ofenbetrieb.

Die Heizung mit den Abgasen der Verbrennung gibt:

a) Mit Drehofen-Destillationsgas (Schwelgas).

W.E. je 1 cbm	D.-O.-Destillationsgas kalt Luft 1100° C	
<b>Luftvorwärmung:</b>		
perm. Gase . . . . . 8,9500 cbm	× 386 =	3454,7
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,1149 „	× 494 =	56,8
		W.E. 3511,5
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>		
7000 W.E. × 0,9317 = . . . . .		W.E. 6521,9
<b>An den Brennern zugeführt . . . . .</b>		W.E. 10033,4
<b>Durch die Abgase aufgenommen:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 1,0520 cbm	× 0,570 =	0,5996
perm. Gase . . . . . 7,2403 „	× 0,366 =	2,6499
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 1,6615 „	× 0,516 =	0,8573
9,9538 cbm		W.E. 4,1068
<b>Verbrennungstemperatur . . . . .</b>	$\frac{10033,4}{4,1068} =$	<b>2443° C</b>
<b>Verlust durch die Abgase:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 1,0520 cbm	× 117 =	123,08
perm. Gase . . . . . 7,2403 „	× 80 =	579,22
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 1,6615 „	× 95 =	157,84
9,9538 cbm		W.E. 860,14
<b>Wärmebilanz:</b>		
Verbrennungswärme des Gases . . . . .		6521,90
für Luftvorwärmung . . . . .	3511,50	
Verlust durch Abgase . . . . .	860,14	4371,64
<b>Für den Arbeitsvorgang verfügbar</b>		<b>W.E. 2150,26 = 32,97%</b>
oder in der Zeiteinheit:		
$\frac{\text{Verfügbare Wärme}}{\text{Abgase-Volumen}} =$ . . . . .	$\frac{2150,26}{9,9538} =$	<b>216,03 W.E.</b>
= vom N.B. Steinkohle . . . . .	0,4564	
= vom N.B. norm. Generatorgas . .	0,7929	

b) Mit Halbkoks-Generatorgas.

W.E. je 1 cbm	H.-K.-Generatorgas (Heißgas) 1100° C Luft 1100° C	
<b>Luftvorwärmung:</b>		
perm. Gase . . . . . 1,1356 cbm	× 386 =	438,34 W.E.
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0146 „	× 494 =	7,21 „
		W.E. 445,55
<b>Wärmeinhalt des Gases (vorgewärmt):</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,0200 cbm	× 633 =	12,66 W.E.
perm. Gase . . . . . 0,9800 „	× 386 =	378,28 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0622 „	× 494 =	30,73 „
		421,67 W.E.
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>		
1265 × 0,9317 = . . . . .		1178,60 W.E.
<b>An den Brennern zugeführt . . . . .</b>		W.E. 1600,27
<b>Durch die Abgase aufgenommen:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,3076 cbm	× 0,570 =	0,1753 W.E.
perm. Gase . . . . . 0,9188 „	× 0,366 =	0,3363 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,2252 „	× 0,516 =	0,1162 „
1,4516 cbm		W.E. 0,6278
<b>Verbrennungstemperatur . . . . .</b>	$\frac{1600,27}{0,6278} =$	<b>2549° C</b>
<b>Verlust durch die Abgase:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,3076 cbm	× 117 =	35,99 W.E.
perm. Gase . . . . . 0,9188 „	× 80 =	73,50 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,2252 „	× 95 =	21,39 „
1,4516 cbm		W.E. 130,88
<b>Wärmeinhalt des Gases:</b>		für 270° C (=250° über 20° C)
CO <sub>2</sub> . . . . . 0,0200 cbm	× 117 =	2,34 W.E.
perm. Gase . . . . . 0,9800 „	× 80 =	78,40 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 0,0622 „	× 95 =	5,91 „
		W.E. 86,65
<b>Gasvorwärmung . . . . .</b>	421,67 - 86,65 =	335,02 W.E.
<b>Wärmebilanz:</b>		
Verbrennungswärme des Gases . . . . .		1178,60 W.E.
Wärmeinhalt des Gases bei 270° C . . . . .		86,65 „
		1265,25 W.E.
für Luftvorwärmung . . . . .		445,55
für Gasvorwärmung . . . . .	über 270° C:	335,02
Verlust durch Abgase . . . . .		130,88
		911,45 W.E.
<b>Für den Arbeitsvorgang verfügbar = oder in der Zeiteinheit:</b>		W.E. 353,80 = 27,96%
<b>Verfügbare Wärme</b>	$\frac{353,80}{1,4516} =$	<b>243,73 W.E.</b>
Abgase-Volumen = . . . . .		
= vom N.B. Steinkohle . . . . .	0,5149	
= vom N.B. norm. Generatorgas . . . . .	0,8946	

## c) Gebrauchswerte der Gase für Ofenbetrieb.

Z. B. Schmelzofenbetrieb  $1650^{\circ}\text{C}$  (z. B. Martinofen). Vergleich der Brennstoffe 1 cbm Gas; Gas- bzw. Luftvorwärmung  $1100^{\circ}\text{C}$ . Normales Generatorgas als Vergleichsbrennstoff.

D.O.-Destillationsgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur $20^{\circ}\text{C}$ Luftvorwärmung von $20^{\circ}$ auf $1100^{\circ}\text{C}$
Geschwindigkeit d. Wärmeübertragung für 1 cbm Abgase . . . . .	$Z' = \frac{216,03}{(2443^{\circ} - 1650^{\circ})^{1,232}} = \frac{216,03}{3731,6} = 0,05789$ <p>oder = 0,6967, bezogen auf normales Generatorgas.</p>
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{0,7929 \times 9,9538}{0,6967 \times 1,9772} = 5,7294$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert v. 1 cbm D.O.-Destillationsgas	$0,4556 \times 5,7294 = 2,6103$ Pfg./cbm.
Austauschverhältnis . . .	1 cbm D.O.-Destillationsgas ersetzt 5,7294 cbm normales Generatorgas. 0,1745 cbm D.O.-Destillationsgas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.
Halbkoks-Generatorgas (Heißgas)	Gasvorwärmung von $270^{\circ}$ auf $1100^{\circ}\text{C}$ Luftvorwärmung von $20^{\circ}$ auf $1100^{\circ}\text{C}$
Geschwindigkeit der Wärmeübertragung für 1 cbm Abgase . . . . .	$Z' = \frac{243,73}{(2549^{\circ} - 1650^{\circ})^{1,232}} = \frac{243,73}{4355,4} = 0,05596$ <p>oder = 0,6735, bezogen auf normales Generatorgas.</p>
Wärmewert der Abgase . .	$\frac{0,8946 \times 1,4516}{0,6735 \times 1,9772} = 0,9752$ des Wärmewertes von 1 cbm normalem Generatorgas.
Gebrauchswert v. 1 cbm Halbkoks-Generatorgas (ohne $\text{NH}_3$ ) . . . .	$= 0,4556 \times 0,9752 = 0,4443$ Pfg./cbm.
Austauschverhältnis . . .	1 cbm Halbkoks-Generatorgas ersetzt 0,9752 cbm normales Generatorgas. 1,0254 cbm Halbkoks-Generatorgas ersetzen 1 cbm normales Generatorgas.

## d) Wirtschaftlichkeit der Drehofenentgasung in Verbindung mit Ofenfeuerung.

Je Tonne Drehofenkohle sind die Gebrauchswerte der Gase:

150 cbm Drehofendestillationsgas . . . . .	$\times 2,6103 = 3,915$	(für 1,050,00 W.E.)
2535 cbm Halbkoks-generatorgas . . . . .	$\times 0,4443 = 11,230$	(für 3,425,165 W.E.)
		<u>Mk. 15,145 (zus. = 4,475,165 W.E.)</u>
		oder = <b>0,3384 Pfg. je 1000 W.E.</b>

Vergleicht man damit die Selbstkosten der anderen besprochenen Gase (siehe S. 19 bis 22), so erhält man:

für die Kokerei mit Kokslieferung . .	0,32 Pfg. je 1000 W.E. (u., 0°, 760 mm) im Gas
für die Kokerei mit Koksgeneratorgaslieferung . . . . .	0,36 „ „ „ „
für die Kokerei mit Wassergaslieferung	0,50 „ „ „ „
für normales Generatorgas . . . . .	0,327 „ „ „ „
für Zonengeneratorgas I. . . . .	0,400 „ „ „ „
für Zonengeneratorgas II. und Koks-generatorgas . . . .	0,351 „ „ „ „
für Mondgas . . . .	0,223 „ „ „ „

Daraus ist zu ersehen, daß die Gebrauchswerte der Drehofenentgasung wohl die Selbstkosten decken werden. Dabei ist aber zu berücksichtigen, daß die vorstehend genannten Selbstkosten auf Grund gewisser Einnahmen aus Nebenprodukten aufgestellt worden sind, die angenommen sind zu:

ca. Mk.	4,00	für die Kokerei,
„ „	3,60	„ die Zonenvergasung,
„ „	17,00	„ das Mondgas.

Nimmt man an, daß Apparatur und Betrieb der Drehofenentgasung ebenso teuer werden wie bei der Mondgaserzeugung — was doch wohl nicht zu ungünstig für die Drehofenentgasung sein wird, besonders mit Rücksicht auf den eisernen Drehofen — so würde man für die Drehofenentgasung etwas günstigere Ergebnisse erzielen wie bei der Mondgaserzeugung. Man hätte dann Selbstkosten von:

$$\begin{array}{r}
 150 \text{ cbm Drehofendestillationsgas} \quad \times 7 \times 0,223 = 2,342 \\
 2535 \text{ cbm Halbkoksgeneratorgas} \quad \cdot 1,351 \times 0,223 = 7,638 \\
 \hline
 \text{Mk. 9,980}
 \end{array}$$

Die untere Grenze der Einnahme aus Nebenprodukten ist danach:

$$\text{Mk. 17,00} - (15,145 - 9,980) = \text{Mk. 11,84.}$$

Diese Grenze wird, wie schon erwähnt, für den mitgeteilten Spezialfall der Ent- und Vergasung der Kohle der Gewerkschaft Friedrich Thyssen, weit überschritten.

Zu prüfen wäre jetzt noch der Mehrkohlenverbrauch: Austauschwert je Tonne Drehofenkohle:

$$\text{Drehofendestillationsgas} \frac{150}{0,1745} = 859,60 \text{ cbm norm. Generatorgas,}$$

$$\text{Halbkoksgeneratorgas} \frac{2535}{1,0254} = 2472,20,$$

$$\text{Austauschwert} = \frac{859,6 + 2472,2}{3900} = 0,8543 \text{ Tonnen Generatorkohle}$$

1 Tonne Generatorkohle ist zu ersetzen durch

$$\frac{1}{0,8543} = 1,1705 \text{ Tonnen Drehofenkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Drehofenvergasung gegenüber der Erzeugung von normalem Generatorgas **17,1%** (NB. für 1650° Arb.-Temp.).

Demgegenüber steht der Minder- oder Mehrkohlenverbrauch nach S. 101 für die anderen Ent- und Vergasungsmethoden zu:

für die Kokerei mit Koksgeneratorgaslieferung . . . . .	— 2,2%
„ „ Zonenvergasung I. . . . .	+ 7,4 „
„ „ Zonenvergasung II. und Koksgeneratorgaslieferung	— 6,6 „
„ „ Mondgaserzeugung und das Arb.-Temp.-Bereich	
1650° bis 900° . . . . .	+88,0 „
„ „ Mondgaserzeugung und das Arb.-Temp.-Bereich	
1300° bis 1100° . . . . .	+66,0 „

Der Mehrkohlenverbrauch der Drehofen-Entgasung empfiehlt diese Betriebsweise nicht für Hüttenbetriebe, wenn es auf eine rationelle Brennstoffwirtschaft ankommt und die flüssigen Heizwertträger nicht als Brennstoffe, sondern für wertvollere Zwecke angeschlagen werden sollen. Werden aber diese flüssigen Heizwertträger auch als Brennstoffe verwendet, so gilt das bereits auf S. 113 Gesagte, besonders auch im Vergleich zur Kokerei. Etwas anderes ist es, wenn die Nebenprodukten-Gewinnung in den Vordergrund gestellt wird, dann schneidet die Drehofen-Entgasung sehr gut ab.

4. Verwendung der Gase für Dampfkesselfeuerung.

Die Heizung mit den Abgasen der Verbrennung gibt:

a) Mit Drehofendestillationsgas (Schwelgas).

W.E. je 1 cbm	D.-O.-Destillationsgas kalt Luft 20° C
Verbrennungswärme des Gases bei 20° C: $7000 \times 0,9317 = \dots$ (= an den Brennern zugeführt)	W.E. 6521,9
Durch die Abgase aufgenommen: CO <sub>2</sub> . . . . . 1,0520 cbm perm. Gase . . . . . 7,2403 „ H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 1,6615 „	$\times 0,545 = 0,5733$ W.E. $\times 0,347 = 2,5124$ „ $\times 0,438 = 0,7277$ „
9,9538 cbm	W.E. 3,8134
Verbrennungstemperatur . . . . .	$\frac{6521,9}{3,8134} = 1632^\circ \text{ C}$
Verlust durch die Abgase: CO <sub>2</sub> . . . . . 1,0520 cbm perm. Gase . . . . . 7,2403 „ H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . . 1,6615 „	$\times 117 = 123,1$ W.E. $\times 80 = 57,9$ „ $\times 95 = 157,8$ „
9,9538 cbm	W.E. 338,8
Wärmebilanz: Verbrennungswärme des Gases bei 20° C Verlust durch Abgase . . . . .	6521,9 W.E. 338,8 „
Für den Arbeitsvorgang verfügbar oder in der Zeiteinheit:	W.E. 6183,1 = 94,8%
$\frac{\text{Verfügbare Wärme}}{\text{Abgase-Volumen}} = \dots$	$\frac{6183,1}{9,9538} = 621,18$ W.E.
= vom N.B. Steinkohle . . . . .	1,3123
= vom N.B. norm. Generatorgas . .	1,0800



## b) Mit Halbkoksgeneratorgas.

W.E. je 1 cbm	Halbkoks-Generatorgas 270° C Luft 20° C	
<b>Wärmeinhalt des Gases bei 270° C:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . .	0,0200 cbm	× 117 = 2,34 W.E.
perm. Gase . . . . .	0,9800 „	× 80 = 78,40 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,0622 „	× 95 = 5,91 „
		86,65 W.E.
<b>Verbrennungswärme des Gases bei 20° C:</b>		
1265 × 0,9317 = . . . . .		1178,60 W.E.
An den Brennern zugeführt . . . . .		W.E. 1265,25
<b>Durch die Abgase aufgenommen:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . .	0,3076 cbm	× 0,559 = 0,1720 W.E.
perm. Gase . . . . .	0,9188 „	× 0,356 = 0,3271 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,2252 „	× 0,475 = 0,1025 „
	1,4516 cbm	W.E. 0,6016
Verbrennungstemperatur . . . . .		$\frac{1265,25}{0,6016} = 2103° C$
<b>Verlust durch Abgase:</b>		
CO <sub>2</sub> . . . . .	0,3076 cbm	× 117 = 35,99 W.E.
perm. Gase . . . . .	0,988 „	× 80 = 73,50 „
H <sub>2</sub> O-Dampf . . . . .	0,2252 „	× 95 = 21,39 „
	1,4516 cbm	W.E. 130,88
<b>Wärmebilanz:</b>		
Verbrennungswärme des Gases . . . . .		1178,60 W.E.
Wärmeinhalt des Gases bei 270° C . . . . .		86,65 „
		1265,25 W.E.
Verlust durch Abgase . . . . .		130,88 „
Für den Arbeitsvorgang verfügbar oder in der Zeiteinheit:		W.E. 1134,37 = 89,66%
$\frac{\text{Verfügbare Wärme}}{\text{Abgase-Volumen}} = . . . . .$		$\frac{1134,37}{1,4516} = 781,46 \text{ W.E.}$
= vom N.B. Steinkohle . . . . .		1,6510
= vom N.B. norm. Generatorgas . . . . .		1,3587

c) Gebrauchswerte der Gase.

Vergleich der Brennstoffe je 1 kg Kohle und je 1 cbm Gas. Steinkohle auf dem Rost verfeuert als Vergleichsbrennstoff.

D.O.-Destillationsgas	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 20° C Luft 20° C
Temperaturunterschied am Anfang . . . . .	$\vartheta_a = (1632^{\circ} - 187^{\circ}) = 1445^{\circ} \text{ C}$
Temperaturunterschied am Ende . . . . .	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C}$
Mittlerer Temperaturunterschied . . . . .	$\vartheta_m = \frac{1445 \times (1 - 0,01 \times 15,917)}{4,60517 - 2,76739} = 663,2^{\circ} \text{ C}$
Geschwindigkeit d. Wärmeübertragung für 1 cbm Abgase . . . . .	$Z' = \frac{621,18}{(663,2)^{1,232}} = \frac{621,18}{2994,1} = 0,20747$ oder = 1,27195 bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . . . .	$\frac{1,3123 \times 9,9538}{1,27195 \times 11,8915} = 0,9157$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert v. 1 cbm D.O.-Destillationsgas	1,3 Pfg. $\times$ 0,9157 = <b>1,1904 Pfg./cbm.</b>
Austauschverhältnis . . . . .	1 cbm D.O.-Destillationsgas ersetzt 0,9157 kg Steinkohle. 1,0921 cbm D.O.-Destillationsgas. ersetzen 1 kg Steinkohle.
Halbkoks-Generatorgas (Heißgas)	Gasvorwärmung —; Gastemperatur 270° C Luft 20° C
Temperaturunterschied am Anfang . . . . .	$\vartheta_a = (2103^{\circ} - 187^{\circ}) = 1916^{\circ} \text{ C}$
Temperaturunterschied am Ende . . . . .	$\vartheta_e = (270^{\circ} - 40^{\circ}) = 230^{\circ} \text{ C}$
Mittlerer Temperaturunterschied . . . . .	$\vartheta_m = \frac{1916 \times (1 - 0,01 \times 12,0042)}{4,60517 - 2,48525} = 795,3^{\circ} \text{ C}$
Geschwindigkeit d. Wärmeübertragung für 1 cbm Abgase . . . . .	$Z' = \frac{781,46}{(795,3)^{1,232}} = \frac{781,46}{4282,1} = 0,18249$ oder = 1,11884 bezogen auf Steinkohle.
Wärmewert der Abgase . . . . .	$\frac{1,651 \times 1,4516}{1,11884 \times 11,8915} = 0,18013$ des Wärmewertes von 1 kg Steinkohle.
Gebrauchswert v. 1 cbm Halbkoks-Generatorgas . . . . .	1,3 $\times$ 0,18013 = <b>0,2342 Pfg./cbm.</b>
Austauschverhältnis . . . . .	1 cbm H.K.-Generatorgas ersetzt 0,1801 kg Steinkohle. 5,5525 cbm H.K.-Generatorgas ersetzen 1 kg Steinkohle.

d) Wirtschaftlichkeit der Drehofenentgasung in Verbindung mit Dampfkesselfeuerung.

Je Tonne Drehofenkohle sind die Gebrauchswerte der Gase:  
 150 cbm Drehofendestillations-  
 gas . . . . .  $\times 1,1904 = 1,786$  (für 1,050,000 W.E.)  
 2535 cbm Halbkoksgenerator-  
 gas . . . . .  $\times 0,2342 = 5,937$  (für 3,425,465 W.E.)  
Mk. 7,723 (zus. 4,475,165 W.E.)  
 oder **0,0173 Pfg. je 1000 W.E.**

Hier decken also die Gasgebrauchswerte wohl bei weitem nicht die Gasselbstkosten. Rechnet man auch hier, daß 1000 W.E. im Gas ebenso teuer werden wie bei der Mondgaserzeugung, so gibt der Vergleich als untere Grenze der Einnahme aus Nebenprodukten:

$$\text{Mk. } 17,00 + (9,98 - 7,723) = \text{Mk. } 19,26.$$

Wie schon erwähnt, ist die Einnahme aus Teer und Leichtöl allein für den Spezialfall der Kohle der Gewerkschaft Friedrich Thyssen **Mk. 21,00**, es ist also zu ersehen, daß in diesem Fall die Einnahmen aus Nebenprodukten die Gasfeuerung auch für Dampfkessel als zulässig erscheinen lassen würde, wenn nicht der Mehrkohlenverbrauch dies verbieten würde.

Der Mehrkohlenverbrauch errechnet sich zu:  
 Austauschwert je Tonne Drehofenkohle.

$$\text{Drehofendestillationsgas } \frac{150}{1,0921} = 137,35 \text{ kg Steinkohle,}$$

$$\text{Halbkoksgeneratorgas } \frac{2535}{5,5525} = 456,55 \text{ kg Steinkohle,}$$

Austauschwert  $\frac{137,35 + 456,55}{1000} = 0,5939$  Tonnen Steinkohle auf dem Rost verfeuert.

1 Tonne Steinkohle auf dem Rost verfeuert ist zu ersetzen durch:

$$\frac{1}{0,5939} = 1,6838 \text{ Tonnen Drehofenkohle.}$$

Kohlenmehrverbrauch der Drehofenentgasung gegenüber Steinkohle auf dem Rost verfeuert ca. **68,4%**.

Dieser Zahl stehen nach S. 107 für die anderen Ent- und Vergasungsmethoden gegenüber:

für die Zonenvergasung I. . . . . + 63,8%  
 „ „ Zonenvergasung II. mit Koksgeneratorgaslieferung + 37,8%  
 „ „ Mondgaserzeugung . . . . . + 46,2%

## D. Die Gasfernversorgung.

### I. Berechnung von Gasfernleitungen.

#### 1. Niederdruckleitungen (bis ca. 2 m Wasserdruck).

In Anlehnung an hydraulische Formeln wurde 1854 von Prof. Dr. Pole in Amerika die Formel vorgeschlagen (für engl. Maße)<sup>1)</sup>:

$$Q = 1350 D^2 \times \sqrt{\frac{h \times D}{s \times l}} \dots \dots \dots (1)$$

Es bedeutet:

- Q = Durchflußmenge in Kubikfuß/Stunde,
- D = lichter Rohrdurchmesser in Zoll,
- h = Druckverlust in Zoll,
- s = spezifisches Gewicht (Luft = 1),
- l = Länge der Rohrstrecke in Yards.

Unwin erweiterte diese Formel durch Einführung des Reibungskoeffizienten, der auf den Durchmesser bezogen wurde<sup>2)</sup>:

$$\zeta = 0,0044 \left( 1 + \frac{1}{7 D} \right) \text{ für englische Maße und}$$

$$\zeta = 0,0044 \left( 1 + \frac{30,5}{7 D} \right) \text{ für meterische Maße (mit D in cm).}$$

Deutsche Handbücher geben jetzt die Polesche Formel in folgender Form<sup>3)</sup>:

$$Q = \sqrt{\frac{D^5 \times h}{660 \times \zeta \times s \times l}} \dots \dots \dots (2)$$

$$D = \sqrt[5]{\frac{660 \times \zeta \times s \times l}{h}} \dots \dots \dots (3)$$

$$h = 660 \times \zeta \times \frac{s \times l \times Q^2}{D^5} \dots \dots \dots (4)$$

Es bedeutet:

- Q = Durchflußmenge in cbm/Stunde,
- D = lichter Rohrdurchmesser in m,
- h = p<sub>a</sub> - p<sub>e</sub> = Druckverlust in mm WS.,
- s = spezifisches Gewicht (Luft = 1), z. B. für Leuchtgas = 0,42,
- l = Länge der Rohrstrecke in m,
- ζ = Reibungskoeffizient (für Leuchtgas = 0,003).

<sup>1)</sup> Henry O'Connor, Gas Engineers, Pocket-Book, London 1907, S. 281.

<sup>2)</sup> Petroleum, Berlin 1917.

<sup>3)</sup> Gaskalender 1919, S. 127.

## 2. Hochdruckleitungen (über 2 m Wasserdruck).

### a) Mengen- und Gewichtformeln.

Für höhere Drucke sind die Ergebnisse mit der Polaschen Formel nicht in Einklang zu bringen. Für die Berechnungen von Naturgasleitungen in Amerika und später in Europa entstanden eine Reihe von Formeln<sup>1)</sup> für die Durchflußmengen und Zahlentafeln für die Gasgewichte nach Formeln<sup>2)</sup> von der allgemeinen Form:

$$Q = c \times \sqrt{\frac{D^5 \times (P_a^2 - P_e^2)}{s \times l}} \quad (Q = \text{cbm/sek.} = \text{Durchflußmenge}) \quad (5)$$

$$\text{oder } G = k \times \sqrt{\frac{D^5 \times (P_a^2 - P_e^2)}{l}} \quad (G = \text{kg/sek.} = \text{Gewicht der Durchflußmenge}) \dots \dots \dots (6)$$

Es bedeutet:

- Q = Durchflußmenge in cbm/sek.,
- G = Gewicht von Q in kg/sek.,
- c = einen auch die Reibung berücksichtigenden Faktor,
- k = desgl.,
- D = lichter Rohrdurchmesser in m,
- P<sub>a</sub> = Druck am Anfang der Rohrstrecke in At. (abs.),
- P<sub>e</sub> = Druck am Ende der Rohrstrecke in At. (abs.),
- s = spezifisches Gewicht (Luft = 1),
- l = Länge der Rohrstrecke in m.

Diese beiden Formeln sind auf die Energiegleichungen für die Strömung ohne Wärmevermittlung durch die Rohrwand zurückzuführen und haben als Grundlage die Formel von Ledoux<sup>3)</sup>:

$$P_a^2 - P_e^2 = \frac{2 \lambda \times l}{D} \times \frac{P_a^2}{R \times T} \times \frac{w_a^2}{2g} \dots \dots \dots (7)$$

Es bedeutet:

- λ = Widerstandskoeffizient,
- R = Gaskonstante,
- T = konstante Gastemperatur in der Rohrstrecke (abs.),
- w<sub>a</sub> = Anfangsgeschwindigkeit in m/sek.,
- g = Beschleunigung durch die Schwerkraft = 9,81 m/sek.

Setzt man für:

$$R = \frac{R_1}{s} = \begin{matrix} (\text{für Luft} = 29,2) \\ (\text{bezogen auf Luft} = 1) \end{matrix}$$

und

$$w_a = \frac{4 \times Q \times P_0 \times T}{\pi D^2 \times P_a \times T_0}$$

<sup>1)</sup> American Gas Light Journal, 1905, S. 649.

<sup>2)</sup> Henry, P. Westcott, Handbook of natural gas, Erie, Pa. U. S. A. 1913.

<sup>3)</sup> Annales des Mines 1892, S. 541 u. H. Hempelmann, Gasfernleitungen, Berlin 1914 (Dissertation).

(mit  $P_0$  und  $T_0$  den absoluten Bezugsgrößen des Gases), so errechnet sich der Faktor  $c$  in der Mengenformel (5) zu:

$$c = \frac{\pi}{4} \times \sqrt{\frac{R_1 \times g}{\lambda \times T}} \times \frac{T_0}{P_0} \dots \dots \dots (8)$$

Für die Ableitung der Gewichtsformel gibt D. Bánki die Energiegleichung in der Form<sup>1)</sup>:

$$d \frac{w_a^2}{2g} + v dP + \lambda \frac{dl}{D} \frac{w_a^2}{2g} = 0 \dots \dots \dots (9)$$

Es bedeutet auch:

$$v = \frac{R \times T}{P} = \text{spezifisches Gasvolumen}$$

$$w_a = \frac{4 G \times v}{D^2 \pi}$$

daraus stellt Bánki die Formeln auf:

$$P_a^2 - P_e^2 = \frac{16}{g} \times \lambda \times \frac{R_1 \times T}{\pi^2 D^5} \times l \times G^2 \dots \dots \dots (10)$$

und 
$$k = \sqrt{\frac{\pi^2 \times g}{16 \lambda \times R \times T}} \dots \dots \dots (11)$$

Die Formel (10) und die Ledouxsche Formel (7) sind identisch. Es ist

$$Q = \frac{R \times T_0}{P_0} \times G = \frac{R_1 \times T_0}{s \times P_0} \times G, \text{ daher auch}$$

$$Q = k \times \frac{R_1 \times T_0}{s \times P_0} \times \sqrt{\frac{D^5 \times (P_a^2 - P_e^2)}{l}}$$

$$Q = \sqrt{\frac{\pi^2 \times g}{16 \lambda \times R_1 \times T}} \times \frac{R_1 \times T_0}{P_0} \times \sqrt{\frac{D^5 \times (P_a^2 - P_e^2)}{s \times l}}$$

und der Faktor  $c$  der Mengenformel (5), errechnet aus dem Faktor  $k$  der Gewichtsformel, ebenfalls:

$$c = \frac{\pi}{4} \times \sqrt{\frac{R_1 \times g}{\lambda \times T}} \times \frac{T_0}{P_0} \dots \dots \dots (8)$$

Setzt man die feststehenden Zahlenwerte in diese Formel ein, so ist:

$$c = 0,785398 \times \sqrt{\frac{29,2 \times 9,81}{\lambda \times T}} \times \frac{T_0}{P_0},$$

$$c = 13,2927 \times \frac{l}{\sqrt{\lambda \times T}} \times \frac{T_0}{P_0} \dots \dots \dots (12)$$

<sup>1)</sup> Zeitschr. d. Ver. d. Ing. Berlin 1916, St. 512.

oder für eine mittlere Jahrestemperatur von  $T = 273 + 12 = 285^{\circ}$ :

$$c = 0,7874 \times \frac{1}{\sqrt{\lambda}} \times \frac{T_0}{P_0} \dots \dots \dots (13)$$

und für die absoluten Bezugsgrößen für das Gas  $T_0 = 273^{\circ}$  und  $P_0 = 1,0$  At.

$$c = 214,96 \times \frac{1}{\sqrt{\lambda}} \dots \dots \dots (14)$$

Ähnliche Ableitungen aus der Energiegleichung geben auch Deutsche Handbücher, z. B. die Hütte<sup>1)</sup> aus der Gleichung

$$\frac{w \times dw}{g} + v dP + \lambda \frac{w^2}{D} \times dl = 0 \dots \dots \dots (15)$$

wird entwickelt:

$$\frac{P_a^2 - P_e^2}{P_a^2} = \frac{2}{P_a \times v_a} (\lambda \times \frac{1}{D} \times w_a^2) \dots \dots \dots (16)$$

**β) Widerstandskoeffizient  $\lambda$ .**

$\lambda$  ist die Summe der Koeffizienten des Leitungswiderstandes, die abhängig sind von Rohrdurchmesser, spezifischem Gewicht und Gasgeschwindigkeit; außerdem von der inneren Reibung oder Zähigkeit des strömenden Gases und ganz besonders von der Rauigkeit der Rohrwand.

Thos. R. Weymouth nennt für  $\lambda^2$ ):

$$\lambda = \frac{0,008}{\sqrt[3]{D}} \dots \dots \dots (17)$$

Forrest M. Towl<sup>2)</sup> hat einen größeren Förderversuch bei hohen Drucken angestellt und die Ergebnisse im Jahre 1912 in den Veröffentlichungen der Columbia-Universität in New-York niedergelegt, so daß sich  $\lambda$  für diesen Fall feststellen läßt. Die Versuchsdaten sind:

Durchflußmenge:	$Q = 221,000$ Kubikfuß	$= \times 0,028315$	$= 6257,715$	cbm/Std.
Länge der Rohrstrecke:	$l = 70,32$ Meilen	$= \times 1,6093$	$= 113165,98$	m
Lichter Rohrdurchmesser:	$D = 7,981$ Zoll	$= \times 0,0253995$	$= 0,2027$	m
Anfangsdruck:	$P_a = 210$ Pfund/Zoll <sup>2</sup>	$= \times 14,223$	$= 14,7648$	At. abs.

<sup>1)</sup> Hütte, 22. Aufl. I., S. 448—450.

<sup>2)</sup> The Journal of the American Society of Mechanical Engineers, New-York 1912.

<sup>3)</sup> Petroleum, Berlin 1917.

Enddruck:

$$P_e = 41 \text{ Pfund/Zoll}^2 = \times 14,223 = 2,88265 \text{ At. abs.}$$

Spezifisches Gewicht:  $s = 0,64$  (Luft = 1).

Meßtemperatur:

$$T = 50^\circ \text{ F} + 460 = 510^\circ \text{ abs.} = \frac{5}{9} (50 - 32) + 273 = 283^\circ \text{ C.}$$

Bezugstemperatur:

$$T_0 = 32^\circ \text{ F} + 460 = 492^\circ \text{ abs.} = \frac{5}{9} (32 - 32) + 273 = 273^\circ \text{ C.}$$

Bezugsdruck:

$$P_0 = 14,65 \text{ Pfund/Zoll}^2 = 14,223 = 1,03 \text{ At. abs.}$$

oder  $= 1,03 \times 735,5 = 757,6 \text{ mm}$   
ca.  $= 760 \text{ mm Qu.}$

Die Gasgeschwindigkeiten errechnen sich zu:

$$\text{Am Anfang: } w_a = \frac{4 Q \times P_0 \times T}{3600 \times \pi D^2 \times P_a \times T_0} =$$

$$\frac{4 \times 6257,7 \times 1,03 \times 283}{3600 \times \pi \times (0,2027)^2 \times 14,76 \times 273} = 3,8957 \text{ m/sek.}$$

$$\text{Am Ende: } w_e = \frac{4 Q \times P_0 \times T}{3600 \times \pi D^2 \times P_e \times T_0} =$$

$$\frac{4 \times 6257,7 \times 1,03 \times 283}{3600 \times \pi \times (0,2027)^2 \times 2,88 \times 273} = 19,9655 \text{ m/sek.}$$

$$\text{Im Mittel: } w_m = \frac{3,8957 + 19,9655}{2} = 11,9806 \text{ m/sek.}$$

Aus der Ledoux'schen Gleichung (7) ist dann:

$$\lambda = \frac{(P_a^2 - P_e^2) \times D \times R_1 \times T \times g}{1 \times P_a^2 \times s \times w_a^2} =$$

$$\frac{(14,76^2 - 2,88^2) \times 0,2027 \times 29,2 \times 283 \times 9,81}{113165,98 \times 14,76^2 \times 0,64 \times 3,8957^2} = \lambda = 0,014379$$

oder nach der Weymouth'schen Formel (17)  $\lambda = \frac{x}{\sqrt[3]{D}}$

$$\lambda = 0,014379 \times \frac{x}{\sqrt[3]{0,2027}} \text{ mit } x = 0,014379 \times 0,587432 = 0,008447$$

$$\lambda = \frac{0,008447}{\sqrt[3]{D}} \dots \dots \dots (18)$$



Nach dieser Formel ist  $\lambda$  für die folgenden Rohrdurchmesser:

für D = 100 mm l. R.W.:	$\lambda = 0,018199$	und	$\sqrt{\lambda} = 0,1349$
„ D = 150 „ desgl.	$\lambda = 0,015898$	„	$\sqrt{\lambda} = 0,1261$
„ D = 200 „ „	$\lambda = 0,014444$	„	$\sqrt{\lambda} = 0,1202$
„ D = 250 „ „	$\lambda = 0,013409$	„	$\sqrt{\lambda} = 0,1158$
„ D = 300 „ „	$\lambda = 0,012618$	„	$\sqrt{\lambda} = 0,1123$
„ D = 400 „ „	$\lambda = 0,011464$	„	$\sqrt{\lambda} = 0,1071$
„ D = 500 „ „	$\lambda = 0,010643$	„	$\sqrt{\lambda} = 0,1032$

Der Faktor  $c$  der Mengenformel ist aus Formel 13 für eine mittlere Jahrestemperatur in der Rohrleitung  $T = 273 + 12 = 285^\circ$ ,

$$c = 0,7874 \times \frac{1}{\sqrt{\lambda}} \times \frac{T_0}{P_0},$$

für D = 100 mm l. R.W.	$c = 5,8369 \times \frac{T_0}{P_0}$
„ D = 150 „ desgl.	$c = 6,2442 \times \frac{T_0}{P_0}$
„ D = 200 „ „	$c = 6,5507 \times \frac{T_0}{P_0}$
„ D = 250 „ „	$c = 6,7997 \times \frac{T_0}{P_0}$
„ D = 300 „ „	$c = 7,0116 \times \frac{T_0}{P_0}$
„ D = 400 „ „	$c = 7,3520 \times \frac{T_0}{P_0}$
„ D = 500 „ „	$c = 7,6298 \times \frac{T_0}{P_0}$

Für die im Gasfach üblichen Bezugsgrößen  $0^\circ \text{C}$  und 760 mm Qu., also  $T_0 = 273^\circ$  und  $P_0 = 1,0333 \text{ At. (abs.)}$  und  $12^\circ \text{C}$  Jahrestemperatur der Leitung ist der Faktor  $c$ :

für D = 100 mm l. R.W.	$c = 1542,1211$
„ D = 150 „ desgl.	$c = 1649,7306$
„ D = 200 „ „	$c = 1730,7084$
„ D = 250 „ „	$c = 1796,4948$
„ D = 300 „ „	$c = 1852,4792$
„ D = 400 „ „	$c = 1942,4136$
„ D = 500 „ „	$c = 2015,8090$

## II. Der Kraftbedarf für die Kompression<sup>1)</sup>.

### 1. Theoretische Kompressionsarbeit.

Die Isotherme (unveränderte absolute Temperatur) liefert die kleinste Kompressionsarbeit.

$$L_{is} = P_a \times V_a \times \log. \text{ nat.} \left( \frac{P_e}{P_a} \right) \text{ in mkg} \dots \dots \dots (20)$$

Die Adiabate (ohne Wärme-Zu- oder Abfuhr) ist für einstufige Kolbenkompressoren und ungekühlte Turbogebläse für den Vergleich vorzuziehen.

Je 1 kg angesaugtes Gas ist die Kompressionsarbeit:

$$L_{ad} = P_a \times V_a \times \frac{\kappa}{\kappa - 1} \times \left[ \left( \frac{P_e}{P_a} \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} - 1 \right] \text{ in mkg} \dots (21)$$

(Für 1 cbm angesaugtes Gas wird  $V_a = 1$ )

Je 1 cbm komprimiertes Gas ist:

$$L_{ad} = \frac{\kappa}{\kappa - 1} \times P_a \times \left[ \left( \frac{P_e}{P_a} \right) - \left( \frac{P_e}{P_a} \right)^{\frac{1}{\kappa}} \right] \text{ in mkg} \dots (22)$$

Je 1 cbm angesaugtes Gas und n-stufige Kompression ist:

$$L_{ad} = n \times P_a \times V_a \times \frac{\kappa}{\kappa - 1} \times \left[ \sqrt[n]{\left( \frac{P_e}{P_a} \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}}} - 1 \right] \text{ in mkg} (23)$$

Es bedeutet:

$$\kappa = \frac{c_p}{c_v} = \text{das Verhältnis der spezifischen Wärmen:}$$

$$= \frac{5}{3} \text{ für die 1-atomigen Gase,}$$

$$= 1,4 \text{ für die 2-atomigen Gase,}$$

$$= 1,3 \text{ bis } 1,4 \text{ im Mittel (stärker von der Temperatur abhängig),}$$

$L_{is}$  = die isothermische Kompressionsarbeit in mkg,

$L_{ad}$  = die adiabatische Kompressionsarbeit in mkg,

$V_a$  = das Gasvolumen am Anfang in cbm/sek.,

$V_e$  = das Gasvolumen am Ende in cbm/sek.,

$P_a$  = der Anfangsdruck in kg/m<sup>2</sup> (abs.),

$P_e$  = der Enddruck in kg/m<sup>2</sup> (abs.).

### 2. Wirkungsgrade der Kompressoren.

Kolbenkompressoren:

Von 5 bis 6 At. ü. D. ab werden wegen der Arbeitersparnis Stufenkompressoren verwendet; bis 10 At. ist das Verdichtungs-

<sup>1)</sup> Hütte, 22. Aufl. I., S. 397, 405, 411, II., 605, 615.

verhältnis = 2, darüber 3 (bis 5 bei ca. 150 At.). Für Luft und  $P_e = 7$  bis 8 At. abs. ca. 15% Ersparnis.

Die amerikanischen Naturgaskompressoren sind ein- und zweistufig.

$$\eta_{\text{mech.}} = \frac{N_i}{N_e} = \text{ca. } 0,9 \text{ bis } 0,94 \text{ bei großen Kompressoren, für Gas-}$$

maschinenbetrieb niedriger,  
= ca. 0,79 bis 0,83 bei elektrischem Antrieb,  
= mechanischer Wirkungsgrad.

$$\eta_{\text{is}} = \frac{N_{\text{is}}}{N_i} = \text{isothermischer Wirkungsgrad} = \text{ca. } 0,72 \text{ bis } 0,78 \text{ für den}$$

Gasteil und ca. 0,68 bis 0,74 für die Kompressor-  
anlage bei großen Kompressoren (für gemessene Mengen).

$$\eta_{\text{ad}} = \frac{N_{\text{ad}}}{N_i} = \text{adiabatischer Wirkungsgrad; nach Hinz}^1) \text{ ist:}$$

für das Druckverhältnis  $\frac{P_e}{P_a} = 3,$

$\eta_{\text{ad}}$  bezogen auf die Isotherme = ca. 0,85,

für das Druckverhältnis  $\frac{P_e}{P_a} = 7,$

$\eta_{\text{ad}} = \text{ca. } 0,745$  und  $\eta_{\text{is}} = \eta_{\text{ad}} \times 0,85$  oder 0,745.

$N_{\text{ad}}$  = die zur adiabatischen Kompression erforderliche Leistung in PS.

$N_{\text{is}}$  = die zur isothermischen Kompression erforderliche Leistung in PS.

$N_i$  = die indizierte Leistung in PS<sub>i</sub>.

$N_e$  = die effektive Leistung in PS<sub>e</sub>.

$\eta_{\text{is ges.}} = \eta_{\text{is}} \times \eta_{\text{mech.}}$  = Gesamtwirkungsgrad des Kompressors, bezogen auf den Leistungsbedarf bei isothermischer Kompression.

$\eta_{\text{ad ges.}} = \eta_{\text{ad}} \times \eta_{\text{mech.}}$  = Gesamtwirkungsgrad des Kompressors, bezogen auf den Leistungsbedarf bei adiabatischer Kompression.

### 3. Gasmaschinenbetrieb<sup>2)</sup>.

Es empfiehlt sich, nach dem amerikanischen Vorbild für den Antrieb der Haupt- und Strecken-Kompressoren Gasmaschinen zu verwenden. Der Gasverbrauch je Sekunde ist nach der Hütte<sup>2)</sup>:

$$C_g = \frac{N_{e \text{ gas}} \times 75}{\eta_w \times H \times 427} = \frac{N_{e \text{ gas}}}{5,693 \times \eta_w \times H} = \text{cbm/sek.} \quad \dots \quad (24)$$

<sup>1)</sup> Hinz, Thermodynamische Grundl. Berlin 1914, S. 24.

<sup>2)</sup> Hütte, 22. Aufl., II., S. 249, 257.

$\eta_w$  = wirtschaftlicher Wirkungsgrad (Gesamtwirkungsgrad):  
 für Leuchtgas: ca. 0,27 bis 0,29 für 50 PS<sub>e</sub> bis 200 PS<sub>e</sub>  
 und mehr,  
 für Koksofengas: ca. 0,23 bis 0,27 desgl.  
 für Generatorgas: ca. 0,23 bis 0,26 desgl.

(Die höheren Zahlen für die größeren Leistungen.)

$\eta_{\text{mech. gas}}$  = mechanischer Wirkungsgrad = 0,80 bis 0,85 für Verpuffungsmotoren.

H = Heizwert des Gases (unterer, 0°, 760 mm) je cbm.

$N_{i \text{ gas}}$  = indizierte Leistung in PS<sub>i</sub>.

$N_{e \text{ gas}}$  =  $N_{i \text{ gas}} \times \eta_{\text{mech. gas}}$  = Nutzleistung in PS<sub>e</sub>.

#### 4. Kolbenkompressoren mit Gasmaschinenbetrieb.

Tandembauart für Kompressor und Gasmaschine oder gemeinsame Kurbelwelle für beide Maschinen geben gleiche Verhältnisse. Die indizierte Gasmaschinenleistung ist dann der effektive Leistungsbedarf des Kompressors, welcher hier unter Berücksichtigung des mechanischen Wirkungsgrades des Kompressors mit  $\eta_{\text{mech.}} = 0,85$  aus der adiabatischen Kompressionsarbeit errechnet werden soll. Es kommen 1-, 2- und 3stufige Kompressoren in Betracht.

Die meist üblichen Druckverhältnisse der Fernversorgungen sind: Bis 2 m W.S. und für den Verbrauchszuwachs bis 4 m W.S. (einstufig), bis 2 At. ü. D. und für den Verbrauchszuwachs bis 4 At. ü. D. (einstufig), bis 10 At. ü. D. und für den Verbrauchszuwachs bis 20 und 26 At. ü. D. (2—3stufig).

Für die Streckenstationen der Hochdruckleitungen ist zu rechnen:

Nach dem amerikanischen Vorbild mit Druckstufen von 5 bis 26 At. ü. D. oder nach Bánki<sup>1)</sup>, zwecks Erhöhung der Leitungsleistung bei gleichem Kraftverbrauch, durch Erhöhung der Zahl der Förderstationen, mit Druckstufen von 9,6 bis 26 At. ü. D.

(B. errechnet für 477 km Leitungslänge und isothermische Kompressionsarbeit, daß an Stelle von 2 Streckenstationen deren 8 anzuordnen wären, welche die Förderleistung — bei gleicher Kompressionsarbeit — von 15,6 kg/sek. (= 25,12 cbm/sek.) auf 21,8 kg/sek. erhöhen.)

Um nicht zu niedrige Werte für den Kraftbedarf zu erhalten, wird die Kompressionsarbeit auf die Adiabate bezogen.

<sup>1)</sup> Zeitschr. d. Ver. d. Ing. Berlin 1916, S. 514.

- a) für je **1 cbm/sek.** Fördermenge ist der Kraftbedarf und der Gasverbrauch (mit  $V_a = 1$ ):

Allgemein ist:

Die indizierte Kompressorleistung, bezogen auf die Adiabate:

$$N_i = \frac{N_{ad}}{\eta_{ad} \times 75} = \frac{L_{ad} \times V_a}{\eta_{ad} \times 75} \text{ in PS}_i \dots \dots \dots (25)$$

Der effektive Kraftbedarf des Kompressors:

$$N_e = \frac{N_i}{\eta_{mech.}} = \frac{L_{ad} \times V_a}{\eta_{ad} \times \eta_{mech.} \times 75} \text{ in PS}_e = N_{i-gas} (26)$$

Die Nutzleistung der Gasmaschine:

$$N_{e-gas} = \frac{N_{i-gas}}{\eta_{mech. gas}} = \frac{L_{ad} \times V_a}{\eta_{ad} \times \eta_{mech.} \times \eta_{mech. gas} \times 75} \text{ in PS}_e \dots (27)$$

oder 
$$N_{e-gas} = \frac{L_{ad} \times V_a}{75 \times \eta_{ad}} \times \frac{1}{\eta_{mech.} \times \eta_{mech. gas}} = \frac{L_{ad} \times V_a}{75 \times \eta_{ad}} \times \frac{1}{0,85 \times 0,80}$$

für  $V_a = 1$  cbm/sek. ist 
$$N_{e-gas} = \frac{L_{ad}}{75 \times \eta_{ad}} \times \frac{1}{0,68} \text{ in PS}_e \dots (28)$$

Der Gasverbrauch der Gasmaschine:

$$C_s = \frac{N_{e-gas}}{5,693 \times \eta_w \times H} = \frac{L_{ad} \times V_a}{\eta_{ad} \times \eta_{mech.} \times \eta_{mech. gas} \times 75 \times 5,693 \eta_w \times H} (29)$$

oder 
$$C_s = \frac{L_{ad} \times V_a}{75 \times \eta_{ad}} \times \frac{1}{3,87 \times \eta_w \times H} \text{ cbm/sek.} \dots \dots (30)$$

für  $V_a = 1$  cbm/sek. ist 
$$C_s = \frac{L_{ad}}{75 \times \eta_{ad}} \times \frac{1}{3,87 \times \eta_w \times H} \text{ cbm/sek.} (31)$$

- b) Die meistvorkommenden Förderverhältnisse sollen nun kurz betrachtet werden:

a) **Niederdruckversorgungen.**

$P_a = 10\,200 \text{ kg/m}^2$  (Behälterdruck),

$P_e = 12\,000 \text{ kg/m}^2$  (2 m W.S.) bis  $14\,000 \text{ kg/m}^2$  (4 m W.S.),

für **2 m W.S.** Druck ist: 
$$L_{ad} = 10\,200 \times \frac{1,4}{1,4-1} \times \left[ \left( \frac{12\,000}{10\,200} \right)^{\frac{1,4-1,0}{1,4}} - 1 \right]$$
  

$$= 1680 \text{ mkg/cbm.}$$

$$\eta_{ad} = \eta_{ts} \times 0,95 = 0,72 \times 0,95 = 0,684$$

$$N_{e-gas} = \frac{1680}{75 \times 0,684} \times \frac{1}{0,68} = \mathbf{48,2 \text{ PS}_e}$$

$$\eta_w = 0,23$$

## Gasverbrauch zur Kompression:

für Koksofenmischgas:

$$C_s = \frac{1680}{75 \times 0,684} \times \frac{I}{3,87 \times 0,23 \times 4000} = 0,00926 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{0,926\%}$$

der Fördermenge,

für Zonengeneratorgas I:

$$C_s = \frac{1680}{75 \times 0,684} \times \frac{I}{3,87 \times 0,23 \times 3122} = 0,01184 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{1,184\%}$$

der Fördermenge,

für Mondgas:

$$C_s = \frac{1680}{75 \times 0,684} \times \frac{I}{3,87 \times 0,23 \times 1265} = 0,0293 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{2,93\%}$$

der Fördermenge.

Für 4 m W.S. Druck ist:

$$L_{ad} = 10200 \times 3,5 \times [0,0946 - 1] = 3377,3 \text{ mkg/cbm}$$

$$N_{e \text{ gas}} = \frac{3377,3}{75 \times 0,684} \times \frac{I}{0,68} = \mathbf{96,4 \text{ PS}_0}$$

$$\eta_w = 0,25$$

## Gasverbrauch zur Kompression:

für Koksofenmischgas:

$$C_s = \frac{3377,3}{75 \times 0,684} \times \frac{I}{3,87 \times 0,25 \times 4000} = 0,017 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{1,7\%}$$

der Fördermenge,

für Zonengeneratorgas I:

$$C_s = 65,9 \times \frac{I}{3,87 \times 0,25 \times 3122} = 0,0218 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{2,18\%}$$

der Fördermenge,

für Mondgas:

$$C_s = 65,9 \times \frac{I}{3,87 \times 0,25 \times 1265} = 0,0538 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{5,38\%}$$

der Fördermenge.

 $\beta$ ) Mitteldruckversorgungen. $[P_a = 10200 \text{ kg/m}^2 \text{ (Behälterdruck)},$  $P_0 = 30000 \text{ kg/m}^2 \text{ (2 At. ü. D.) bis } 50000 \text{ kg/m}^2 \text{ (4 At. ü. D.)}]$ 

Für 2 At. ü. D. ist:

$$L_{ad} = 10200 \times 3,5 \times [1,361 - 1] = 12887,7 \text{ mkg/cbm,}$$

$$\eta_{ad} = \eta_{is} \times 0,85 = 0,72 \times 0,85 = 0,612,$$

$$N_{e \text{ gas}} = \frac{12887,7}{0,612 \times 75} \times \frac{I}{0,68} = \mathbf{412,8 \text{ PS}_0}$$

## Gasverbrauch zur Kompression:

Für Koksofenmischgas:

$$C_s = \frac{12887,7}{75 \times 0,612} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 4000} = 0,0671 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{6,71\%}$$

der Fördermenge.

Für Zonengeneratorgas I:

$$C_s = \frac{12887,7}{75 \times 0,612} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 3122} = 0,0860 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{8,6\%}$$

der Fördermenge.

Für Mondgas:

$$C_s = \frac{12887,7}{75 \times 0,612} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 1265} = 0,2123 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{21,23\%}$$

der Fördermenge.

Für 4 At. Überdruck ist: Für zweistufige Kompression

$$L_{ad} = 2 \times 10200 \times 3,5 \left[ \sqrt[3]{1,5748} - 1 \right] = 18207 \text{ mkg/cbm.}$$

(NB. Gegenüber 20,520 mkg/cbm bei einstufiger Kompression.)

$$\eta_{ad} = \eta_{is} \times 0,80 = 0,72 \times 0,80 = 0,576,$$

$$N_{e \text{ gas}} = \frac{18207}{0,576 \times 75} \times \frac{1}{0,68} = \mathbf{619,8 \text{ PS}_e}$$

## Gasverbrauch zur Kompression:

Für Koksofenmischgas:

$$C_s = \frac{18207}{75 \times 0,576} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 4000} = 0,10085 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{10,09\%}$$

der Fördermenge.

Für Zonengeneratorgas I:

$$C_s = \frac{18207}{75 \times 0,576} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 3122} = 0,1292 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{12,92\%}$$

der Fördermenge.

Für Mondgas:

$$C_s = \frac{18207}{75 \times 0,576} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 1265} = 0,3188 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{31,9\%}$$

der Fördermenge.

## γ) Hochdruckversorgungen.

Es soll der Betrieb der ersten Förderstation und der Streckenstationen amerikanischer Bauart und nach Bánkis Vorschlag mit größerer Stationenzahl behandelt werden. Als Gas kommt für die vorliegende Untersuchung nur Koksofengas für den Transport in Betracht.

Erste Förderstation:

$$[P_a = 10200 \text{ kg/m}^2 \text{ (Behälterdruck),} \\ P_e = 270000 \text{ kg/m}^2 \text{ (26 At. Überdruck).}]$$

Es ist für dreistufige Kompression:

$$L_{ad} = 3 \times 10200 \times 3,5 \times \left[ \sqrt[3]{2,5496} - 1 \right] = 39208,8 \text{ mkg/cbm.}$$

(NB. Gegenüber 55282,5 mkg/cbm bei einstufiger und 42554,4 mkg/cbm bei zweistufiger Kompression.)

$$\eta_{ad} = \eta_{is} \times 0,70 = 0,72 \times 0,70 = 0,504,$$

$$N_{e \text{ gas}} = \frac{39208,8}{0,504 \times 75} \times \frac{1}{0,68} = \mathbf{1525,4 \text{ PS}_e}.$$

Gasverbrauch zur Kompression:

$$C_s = \frac{39208,8}{75 \times 0,504} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 4000} = 0,2481 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{24,81\%}$$

der Fördermenge.

Amerikanische Streckenstation:

$$[P_a = 60000 \text{ kg/m}^2 \text{ (5 At. ü. D.), } P_e = 270000 \text{ kg/m}^2 \text{ (26 At. u. D.)}]$$

Es ist für dreistufige Kompression:

$$L_{ad} = 3 \times 60000 \times 3,5 \times \left[ \sqrt[3]{1,5368} - 1 \right] = 97020 \text{ mkg/cbm.}$$

(NB. Gegenüber 112728 mkg/cbm bei einstufiger und 100380 mkg/cbm bei zweistufiger Kompression.)

Mit  $V_a = 1$  cbm für die erste Förderstation ist  $V'_a$  das Volumen für die Streckenstation

$$V'_a = V_a \times \frac{1,02}{6,00} = 1 \times 0,17 = 0,17 \text{ cbm.}$$

Daher ist für  $V_a = 1$  cbm in der ersten Förderstation an Kompressionsarbeit aufzuwenden in den Streckenstationen:

$$L'_{ad} = L_{ad} \times V'_a = 97020 \times 0,17 = 16493,4 \text{ mkg}$$

$$\eta_{ad} = \eta_{is} \times 0,70 = 0,72 \times 0,70 = 0,504$$

$$N_{e \text{ gas}} = \frac{16493,4}{0,504 \times 75} \times \frac{1}{0,68} = \mathbf{641,63 \text{ PS}_e}.$$

Gasverbrauch zur Kompression:

$$C_s = \frac{16493,4}{75 \times 0,504} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 4000} = 0,10439 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{10,44\%}$$

der Fördermenge der ersten Förderstation.

Streckenstation nach D. Bánki:

$$[P_a = 106000 \text{ kg/m}^2 \text{ (9,6 At. ü. D.) } P_e = 270000 \text{ kg/m}^2 \text{ (26 At. ü. D.)}]$$



Es ist für dreistufige Kompression:

$$L_{ad} = 3 \times 106000 \times 3,5 \times \left[ \sqrt[3]{1,3062} - 1 \right] = 103620,3 \text{ mkg/cbm.}$$

(NB. Gegenüber 113600,2 mkg/cbm bei einstufiger und 105957,6 mkg/cbm bei zweistufiger Kompression.)

Mit  $V_a = 1$  cbm für die erste Förderstation ist  $V'_a$  das Volumen für die Streckenstation

$$V'_a = V_a \times \frac{1,02}{10,60} = 1 \times 0,09623 = 0,09623 \text{ cbm.}$$

Daher ist für  $V_a = 1$  cbm in der ersten Förderstation an Kompressionsarbeit aufzuwenden in den Streckenstationen:

$$L'_{ad} = L_{ad} \times V'_a = 103620,3 \times 0,09623 = 9970,97 \text{ mkg}$$

$$\eta_{ad} = \eta_{is} \times 0,70 = 0,72 \times 0,70 = 0,504$$

$$N_{e \text{ gas}} = \frac{9970,97}{0,504 \times 75} \times \frac{1}{0,68} = \mathbf{387,9 \text{ PS}} .$$

Gasverbrauch zur Kompression:

$$C_s = \frac{9970,97}{75 \times 0,504} \times \frac{1}{3,87 \times 0,27 \times 4000} = 0,0631 \text{ cbm/sek.} = \mathbf{6,31\%}$$

der Fördermenge der ersten Förderstation.

### III. Leitungskosten und Leitungsführung.

#### 1. Leitungskosten.

Für Drucke bis 2 At. ü. D. sind normale Muffenverbindungen der Rohre mit Strick und Bleidichtungen ausgeführt. Über 2 At. ü. D. kommen Hochdruckverbindungen in Betracht, entweder Flanschen mit Feder und Nut- und Klingeritdichtung, oder die für die amerikanischen Naturgasleitungen üblichen Überschieberverbindungen mit Gummidichtungen. Für alle Drucke können Schraubverbindungen verwendet und kann autogene Schweißung der Rohrstoße angewendet werden. Hier soll nur mit autogener Schweißung gerechnet werden.

Nach A. S. Hall <sup>1)</sup> sind auf Grund folgender Tageslöhne:

für den Schweißer . . . . . \$ 2,50 (Mk. 10,50)

für den Helfer . . . . . \$ 2,25 (Mk. 9,45)

für den Platzarbeiter . . . . . \$ 2,00 (Mk. 8,40)

die Kosten für die Herstellung einer Rohrschweißung 150 mm l. W. auf der Strecke Mk. 5,46 und je l. m ca. Mk. 0,50. Rechnet man mit dieser Zahl, so erhält man **je l. m** (durchschnittliche Rohrlänge ca. 10 m) die Schweißkosten auf der Strecke:

<sup>1)</sup> The Gas Age, New-York 1916, S. 262.

100 mm l. W.	Mk. 0,330	je lfd. Meter
150 " " "	Mk. 0,500	" " "
200 " " "	Mk. 0,665	" " "
250 " " "	Mk. 0,830	" " "
300 " " "	Mk. 1,000	" " "
400 " " "	Mk. 1,330	" " "
500 " " "	Mk. 1,665	" " "

Vergleicht man diese Kosten mit den Verlegungskosten von Muffenleitungen für höhere Drucke (bis 2 At. ü. D.) so ist festzustellen, daß diese Art der Rohrverbindung vollständig konkurrenzfähig ist.

Die nachstehende Zusammenstellung gibt die Gesamtkosten von fertig verlegten Hochdruckleitungen (NB. als Preisbasis ist die Kohlenbasis Mk. 13,—/Tonne herangezogen worden) je Kilometer:

100 mm l. R.W.	Mk. 11 500,—	je Kilom. (Rohre 4,0 mm Wandstärke)
150 " " "	Mk. 14 500,—	" " " 4,5 " "
200 " " "	Mk. 18 600,—	" " " 5,5 " "
250 " " "	Mk. 24 900,—	" " " 7,0 " "
300 " " "	Mk. 33 500,—	" " " 8,0 " "
400 " " "	Mk. 43 400,—	" " " 8,0 " "
500 " " "	Mk. 58 300,—	" " " 9,0 " "

## 2. Leitungsführung.

Nach der amerikanischen Praxis für den Betrieb von Naturgasleitungen soll mit 500 mm l. R. W. als größtem Rohrdurchmesser und ca. 450 km Streckenlänge als größter Reichweite gerechnet werden. Für die Unterteilung dieser Länge durch Streckenstationen gilt das bereits für die Anordnung dieser Stationen Gesagte (Seite 120 und 123 bis 124).

## IV. Leitungsbetrieb.

### 1. Löhne.

Neben den Kosten des Betriebes der Kompressorstationen kommen die Betriebskosten für die Streckenrevisionen und Instandhaltung der Rohrstrecken in Frage. Die Aufseherbezirke können nicht über 30 km groß gerechnet werden.

### 2. Gasverlust.

Außerdem ist mit einem gewissen Gasverlust zu rechnen, der zurückzuführen ist auf Meßfehler (Eichgrenze  $\pm 2\%$ ),

Unterschiede von Druck (1 mm Quecksilber = 0,01 Vol.-%)  
und Temperatur . . . (1° C = 0,37 Vol.-%),

Kondensation von Wasserdampf (zwischen 10—15°C je 1°C = —0,09%) und den eigentlichen Rohrnetzverlust.

Es ist aber festzustellen, daß der gesamte Rohrnetzverlust abhängig ist von dem Leitungsdruck und der Länge der Leitung. Für niedere Drucke und Muffenrohrleitungen sind die Verlustzahlen bekannt, jedoch nicht für Naturgas-Hochdruckleitungen. Die ausströmende Gasmenge  $V$  soll deshalb bestimmt werden für die verschiedenen Leitungsdrucke nach der Feststellung der Ausströmgeschwindigkeit  $w$  aus Düsen bei adiabatischer Expansion<sup>1)</sup>. Für den Ausströmquerschnitt  $F$  ist:

$$V = F \times w$$

$$w = \sqrt{2g \times \frac{R_1}{s} \times T_2 \times \frac{\kappa}{\kappa-1} \times \left[ 1 - \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} \right]} \text{ m/sek.}$$

mit  $g = 9,81 \text{ m/sek.}^2$ ,  $R_1 = 29,27$  für Luft,  $\kappa = 1,4$ ,  $\frac{\kappa}{\kappa-1} = 3,5$

und  $\frac{\kappa-1}{\kappa} = 0,286 = \frac{1}{3,5}$  ist

$$w = 44,83 \sqrt{\frac{T_2}{s} \times \left[ 1 - \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{0,286} \right]} \text{ m/sek.}$$

Angenähert ist:

$$w = \text{ca.} \sqrt{\frac{2g \times R_1 \times T_2 \times (P_2 - P_1)}{s \times [P_1 + 0,6 (P_2 - P_1)]}} \text{ m/sek.}$$

$$w = \text{ca.} 23,96 \sqrt{\frac{T_2}{s} \times \frac{(P_2 - P_1)}{[P_1 + 0,6 (P_2 - P_1)]}} \text{ m/sek.}$$

Da hier  $T_2 = 273 + 12^\circ = 285^\circ$  (für eine Jahresdurchschnittsgastemperatur von 12°C) ist und  $P_1 = 10330 \text{ kg/m}^2$  (760 mm Quecksilber) so ist auch

$$w = \text{ca.} 404,445 \sqrt{\frac{1}{s} \times \frac{(P_2 - 10333)}{[10333 + 0,6 (P_2 - 10333)]}} \text{ m/sek.}$$

Die Ausflußgeschwindigkeit des Gases und daher der Leitungsverlust ist also nicht direkt proportional dem Leitungsdruck.

Für die schon früher erwähnten meist in Betracht kommenden Betriebsdrucke sollen die Verlustziffern für die Förderung von Zonen-generatorgas I, Mondgas und Koksofenmischgas festgelegt werden.

Dazu ist auch die Kenntnis der spezifischen Gewichte dieser Gase erforderlich (Luft = 1).

<sup>1)</sup> Hinz, Thermodynamische Grundlagen. Berlin 1914. S. 44.

## Zonengeneratorgas I:

CO <sub>2</sub>	4,12	Vol.-%	× 1,520	=	6,2624
CO	33,52	„	× 0,9674	=	32,4272
H <sub>2</sub>	50,04	„	× 0,069	=	3,4528
CH <sub>4</sub>	7,456	„	× 0,553	=	4,1232
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> <sup>1)</sup>	1,04	„	× 1,0748	=	1,1178
N <sub>2</sub>	3,824	„	× 0,970	=	3,7093
					51,0927 : 100
					s = <b>0,511</b>

## Mondgas:

CO <sub>2</sub>	17,32	Vol.-%	× 1,520	=	26,3264
CO	10,20	„	× 0,9674	=	9,8675
H <sub>2</sub>	22,70	„	× 0,069	=	1,5663
CH <sub>4</sub>	3,27	„	× 0,553	=	1,8083
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	0,62	„	× 0,967	=	0,5995
N <sub>2</sub>	45,89	„	× 0,970	=	44,5133
					84,6813 : 100
					s = <b>0,847</b>

## Koksofenmischgas:

CO <sub>2</sub>	2,9	Vol.-%	× 1,520	=	4,408
CO	7,3	„	× 0,9674	=	7,062
H <sub>2</sub>	45,0	„	× 0,069	=	3,095
CH <sub>4</sub>	30,0	„	× 0,553	=	16,590
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	—	„	—	=	—
N <sub>2</sub>	14,8	„	× 0,970	=	14,356
					45,511 : 100
					s = <b>0,455</b>

Die Verlustzahlen sind vom Rohrdurchmesser ziemlich unabhängig. Für Leuchtgas (s = ca. 0,45) und Muffenrohrleitungen ist es üblich, bis zu 2 At. ü. D. Betriebsdruck als Gasverlust je Kilometer Leitungslänge bis zu **200** Liter je Stunde, gemessen bei **1 m W.S.** Gasdruck, als Garantiezahl für fertig verlegte Leitungen zuzulassen. Das entspricht einer Ausströmungsgeschwindigkeit

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,45} \times \frac{(11000 - 10333)}{[10333 + 0,6(11000 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } \mathbf{150,21 \text{ m/sek.}}$$

und einem Ausströmquerschnitt

$$F = \text{ca. } \frac{V}{w} = \frac{0,2}{3600 \times 150,21} = 0,0000003698 \text{ m}^2$$

<sup>1)</sup> 24/25 Äthylen C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, 1/25 Benzol C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>.

Für die verschiedenen Betriebsdrucke und Gase ist danach die Ausströmmenge zu errechnen. Dabei wird der Druck vor der Düse angenommen als mittlerer Leitungsdruck

$$P_2 = \frac{P_a + P_e}{2}$$

Für 2 m W.S. ist

$$P_2 = \frac{12000 + 10500}{2} = 11250 \text{ kg/m}^2$$

Zonengeneratorgas I:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,511} \times \frac{(11250 - 10333)}{[10333 + 0,6(11250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 164,24 \text{ m/sek.}$$

$$V = F \times w = 0,0000003698 \times 3600 \times 164,24 = 0,2186 \text{ cbm/Std. u. km}$$

**= ca. 219 Liter** je Kilometer und Stunde.

Mondgas:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,847} \times \frac{(11250 - 10333)}{[10333 + 0,6(11250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 127,5 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 127,5 = 0,1697 \text{ cbm/Std. u. km}$$

**= ca. 170 Liter** je Kilometer und Stunde.

Für 4 m W.S. ist

$$P_2 = \frac{14000 + 10500}{2} = 12250 \text{ kg/m}^2$$

Zonengeneratorgas I:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,511} \times \frac{(12250 - 10333)}{[10333 + 0,6(12250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 231,14 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 231,14 = 0,3077 \text{ cbm/Std. u. km}$$

**= ca. 308 Liter** je Kilometer und Stunde.

Mondgas:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,847} \times \frac{(12250 - 10333)}{[10333 + 0,6(12250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 179,5 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 179,5 = 0,2390 \text{ cbm/Std. u. km}$$

**= ca. 239 Liter** je Kilometer und Stunde.

Für 2 At. ü. D. ist

$$P_2 = \frac{30000 + 10500}{2} = 20250 \text{ kg/m}^2$$

Zonengeneratorgas I:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,511} \times \frac{(20250 - 10333)}{[10333 + 0,6(20250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 441,3 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 441,3 = 0,5878 \text{ cbm/Std. u. km} \\ = \text{ca. } 588 \text{ Liter je Kilometer und Stunde.}$$

Mondgas:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,847} \times \frac{(20250 - 10333)}{[10333 + 0,6(20250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 342,93 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 342,93 = 0,4565 \text{ cbm/Std. u. km} \\ = \text{ca. } 457 \text{ Liter je Kilometer und Stunde.}$$

Für 4 At. ü. D. ist

$$P_2 = \frac{50000 + 10500}{2} = 30250 \text{ kg/m}^2$$

Zonengeneratorgas I:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,511} \times \frac{(30250 - 10333)}{[10333 + 0,6(30250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 730,0 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 730,0 = 0,9719 \text{ cbm/Std. u. km} \\ = \text{ca. } 972 \text{ Liter je Kilometer und Stunde.}$$

Mondgas:

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,847} \times \frac{(30250 - 10333)}{[10333 + 0,6(30250 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 567,0 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 567,0 = 0,7549 \text{ cbm/Std. u. km} \\ = \text{ca. } 755 \text{ Liter je Kilometer und Stunde.}$$

Für 26 At. Druck (ü. D.): Koksofenmischgas:

Für die amerikanischen Streckenstationen:

$$P_2 = \frac{270000 + 60000}{2} = 165000 \text{ kg/m}^2$$

$$w = \text{ca. } 404,445 \times \sqrt{\frac{1}{0,455} \times \frac{(165000 - 10333)}{[10333 + 0,6(165000 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 734,2 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 734,2 = 0,9772 \text{ cbm/Std. u. km} \\ = \text{ca. } 977 \text{ Liter je Kilometer und Stunde.}$$

Für die Streckenstationen nach D. Bánki:

$$P_2 = \frac{270000 + 106000}{2} = 188000 \text{ kg/m}^2$$

$$w = \text{ca. } 404,455 \times \sqrt{\frac{1}{0,455} \times \frac{(188000 - 10333)}{[10333 + 0,6(188000 - 10333)]}}$$

$$w = \text{ca. } 739,0 \text{ m/sek.}$$

$$V = 0,0000003698 \times 3600 \times 739,0 = 0,9837 \text{ cbm/Std. u. km}$$

**= 984 Liter je Kilometer und Stunde.**

Als Garantiezahlen für neue Leitungsstrecken können nach vorstehendem, unabhängig vom Rohrdurchmesser, angenommen werden:

Für 2 m W.S.	Zonengeneratorgas I (s = 0,511)	ca. 220	Liter je km/Std.
	Mondgas . . . . . (s = 0,847)	170	desgl.
„ 4 m W.S.	Zonengeneratorgas I . . . . .	310	„
	Mondgas . . . . .	240	„
„ 2 At. ü. D.	Zonengeneratorgas I . . . . .	590	„
	Mondgas . . . . .	460	„
„ 4 At. ü. D.	Zonengeneratorgas I . . . . .	972	„
	Mondgas . . . . .	755	„
„ 26 At. ü. D.	Koksofenmischgas (s = 0,455)		
	Leitungen mit amerikanischen		
	Streckenstationen (End-		
	druck 5 At. ü. D.) . . . . .	977	„
	Leitungen m. Streckenstationen		
	nach D. Bánki (Enddruck		
	9,6 At. ü. D.) . . . . .	984	„
			im Mittel ca. 1000 Liter je km/Std.

Für die Feststellung des voraussichtlichen gesamten **Betriebsverlustes** muß man nach den Ergebnissen der Praxis für Leitungen mit normalen Muffenverbindungen bis 2 At. ü. D. mit ungefähr den **fünffachen** Verlustziffern rechnen. Da sich die Verluste wie die Wurzeln aus den Drucken verhalten, so kann bei 26 At. ü. D. mit noch höheren Verlusten gerechnet werden, d. i. dem 15fachen der Garantiezahlen.

## V. Beispiele der Gasfernversorgung.

Es sollen zwei Beispiele berücksichtigt werden:

1. Die Versorgung eines engeren Industriebezirks mit Generatorgas — unter Gewinnung der Nebenprodukte — z. B. Zonengeneratorgas I (3122 W.E. unt., 0°, 760 mm) oder Mondgas (1265 W.E., unt., 0°, 760 mm), Versorgungsradius ca. 10 km,

bei Drucken von 2 m bis 4 m W.S., bzw. 50 km bei 2 At. bis 4 At. ü. D.

2. Die Lieferung von Koksofenmischgas (4000 W.E., unt., 0° 760 mm) auf weite Entfernungen; Druck ca. 26 At. ü. D.

### 1. Industriegasversorgung.

#### a) Gastransportkosten:

Zunächst sollen für die gebräuchlichen Rohrdurchmesser von 100 bis 500 mm und für die vorstehend genannten Streckenlängen und üblichen Anfangsdrucke:

Die Fördermengen, Leitungsverluste, Leitungskosten und Förderkosten festgestellt werden; der passende Rohrdurchmesser — mit Rücksicht auf das Verhältnis der Gasverlustziffer zur Gesamtjahresförderung — ist aus diesen Aufstellungen auch zu ersehen.

Alle Rechnungen werden für die gebräuchlichsten Rohrdurchmesser: 100, 150, 200, 250, 300, 400 und 500 mm l. R.W. durchgeführt.

Die Fördermengen werden auf S. 146 für 10 km und 50 km Leitungslänge gegeben, es werden sowohl die nach der Förderformel errechneten Sekunden-Mengen, wie auch die Jahresförderungen festgelegt, diese unter der Annahme, daß an 300 Arbeitstagen gefördert wird. Die Enddrucke sind in allen Fällen 200 mm W.S., die Anfangsdrucke 2 m bis 4 m W.S. für die 10 km-Strecke und 2 At. bis 4 At. ü. D. für die 50 km-Strecke.

Die Leitungsverluste werden auf S. 147 in Prozenten der Jahresförderung gegeben.

Die Leitungskosten und 15% Kapitaldienst werden auf S. 147 bestimmt.

Die festen Förderkosten, die unabhängig vom Rohrdurchmesser und der Länge der Leitung sind, werden ebenfalls auf S. 147 niedergelegt, es handelt sich um die Kosten der Gasbehälter- und Reinigeranlage, der Kompressoren, den Leitungsbetrieb (Wartung) und des Betriebsgases für die Gasmaschinen zum Kompressorantrieb.

Die Gesamtförderkosten werden als Ergebnis dieser Ermittlungen schließlich auf den S. 148 bis 151 zusammengestellt. Der dominierende Einfluß der Leitungskosten bei den kleinen Rohrdurchmessern ist daraus recht ersichtlich und kann danach ganz allgemein der Grundsatz aufgestellt werden: kleine Rohrdurchmesser gehören zu kurzen Strecken; daß die Druckerhöhung hieran nichts Wesentliches ändert, zeigt der Vergleich für beide Fälle, z. B. (von S. 148 u. 150):

	für 10 km	100 l. W.	Mondgas	2,439	Pfg./cbm
		500	„ „ „	0,4133	„
	für 50 km	100	„ „ „	5,824	„
		500	„ „ „	1,045	„



Fördermengen: cbm/sek., cbm/300 Tagen (Mill. cbm je Jahr).

Lichter Rohrdurch- messer D in mm	$Q = \text{cbm/sek.} = c \times \sqrt{\frac{(P_a^2 - P_e^2) \times D_m^5}{s \times l_m}}$ (f.d. Bezugsgrößen 0°, u. 760 mm)				
	Anfangsdrucke $P_a$ ( $P_e = 1,05$ At. abs. = 500 mm W.S.)				
	Zeit	1,2 At. (abs.) (2 m W.S.)		1,4 At. (abs.) (4 m W.S.)	
		10 km Leitungslänge			
Q	Z.-G.	M.-G.	Z.-G.	M.-G.	
100	sek. ....	0,0396	0,0308	0,0632	0,0491
	300 Tage ..	1,0263	0,7983	1,6383	1,2726
150	sek. ....	0,1168	0,0908	0,1862	0,1446
	300 Tage ..	3,0276	2,3535	4,8264	3,7479
200	sek. ....	0,2503	0,1945	0,3991	0,3100
	300 Tage ..	6,4878	5,0415	10,3446	8,0352
250	sek. ....	0,4561	0,3544	0,7272	0,5649
	300 Tage ..	11,8221	9,1860	18,8490	14,6421
300	sek. ....	0,7419	0,5764	1,1828	0,9187
	300 Tage ..	19,2300	14,9403	30,6582	23,8128
400	sek. ....	1,5972	1,2407	2,5461	1,9776
	300 Tage ..	41,3994	32,1591	65,9949	51,2595
500	sek. ....	2,8929	2,1665	4,6141	3,5839
	300 Tage ..	74,9841	56,1558	119,5974	92,8947
Lichter Rohrdurch- messer D in mm	Zeit	3 At. (abs.)		5 At. (abs.)	
		50 km Leitungslänge			
	Q	Z.-G.	M.-G.	Z.-G.	M.-G.
100	sek. ....	0,0857	0,0666	0,1491	0,1158
	300 Tage ..	2,2215	1,7262	3,8646	3,0015
150	sek. ....	0,2527	0,1963	0,4396	0,3415
	300 Tage ..	6,5499	5,0880	11,3943	8,8518
200	sek. ....	0,5415	0,4207	0,9420	0,7317
	300 Tage ..	14,0358	10,9047	24,4167	18,9657
250	sek. ....	0,9870	0,7666	1,7167	1,3335
	300 Tage ..	25,5831	19,8702	44,4969	34,5642
300	sek. ....	1,6272	1,2469	2,7922	2,1670
	300 Tage ..	42,1770	32,3196	72,3738	56,1687
400	sek. ....	3,4553	2,6844	6,0106	4,6690
	300 Tage ..	89,5614	69,5796	155,7948	121,0206
500	sek. ....	6,2619	4,8698	10,8924	8,4610
	300 Tage ..	162,3084	126,2253	282,3309	219,3090

Leistungsverluste in % der Jahresfördermenge  
(bezogen auf 365 Betriebstage und 300 Gaslieferungstage).

Lichter Rohrdurch- messer D in mm	Anfangsdrucke (P <sub>a</sub> )							
	1,2 At. (abs.) (2 m W.S.)		1,4 At. (abs.) (4 m W.S.)		3 At. (abs.)		5 At. (abs.)	
	10 km Leitungslänge				50 km Leitungslänge			
	Z.-G. %	M.-G. %	Z.-G. %	M.-G. %	Z.-G. %	M.-G. %	Z.-G. %	M.-G. %
100	9,389	9,327	8,288	8,260	58,167	58,350	40,517	40,859
150	3,180	3,163	2,813	2,804	19,727	19,790	13,742	13,855
200	1,485	1,476	1,313	1,308	9,206	9,240	6,413	6,466
250	0,815	0,811	0,720	0,718	5,051	5,069	3,519	3,548
300	0,501	0,498	0,443	0,441	3,063	3,116	2,164	2,183
400	0,233	0,232	0,206	0,206	1,443	1,448	1,005	1,013
500	0,130	0,133	0,114	0,113	0,796	0,798	0,555	0,559

Leitungskosten und 15% Verzinsung und Abschreibung.

Lichter Rohrdurch- messer D in mm	10 km Leitungslänge		50 km Leitungslänge	
	Leitungskosten Mk.	15% Verzinsung u. Abschreibung Mk.	Leitungskosten Mk.	15% Verzinsung u. Abschreibung Mk.
100	115 000.—	17 250.—	575 000.—	86 250.—
150	145 000.—	21 750.—	725 000.—	108 750.—
200	186 000.—	27 900.—	930 000.—	139 500.—
250	249 000.—	37 350.—	1 245 000.—	186 750.—
300	335 000.—	50 250.—	1 675 000.—	251 250.—
400	434 000.—	65 100.—	2 170 000.—	325 500.—
500	583 000.—	87 450.—	2 915 000.—	437 250.—

Feste Förderkosten, die unabhängig vom Durchmesser und der Länge der Leitung sind.

Feste Förderkosten (Pfg./cbm) (Kohlenbasis Mk. 13,— Tonne	Anfangsdruck (P <sub>a</sub> )			
	1,20 At. (abs.) (2 m W.S.)		1,40 At. (abs.) (4 m W.S.)	
	10 km Leitungslänge Pfg./cbm	50 km Leitungslänge Pfg./cbm	3 At. (abs.)	5 At. (abs.)
Für Ausgleichbehälter und Gasmesser . . . . . ca.	0,10	0,10	0,20	0,20
Für Kompressoren . . ca.	0,10	0,10	0,20	0,30
Für Leitungsbetrieb (In- standhaltung der Leitung) ca. . . . .	0,05	0,10	0,25	0,50
<b>Zusammen . . .</b>	<b>0,25</b>	<b>0,30</b>	<b>0,65</b>	<b>1,00</b>
Gasbetrieb der Kom- pressoren:				
für Zonengeneratorgas I ca.	0,0223 (1,8%)	0,0273 (2,2%)	0,1066 (8,6%)	0,1602 (12,92)
„ Mondgas . . . . . ca.	0,0067 (3%)	0,0120 (5,4%)	0,0473 (21,23)	0,0711 (31,9)
<b>Zusammen:</b>				
für Zonengeneratorgas I ca.	0,2723	0,3273	0,7566	1,1602
„ Mondgas . . . . . ca.	0,2567	0,312	0,6973	1,0711

## Gesamt-Gasförderkosten.

Leitung 10 km lang, Druck 2 m W.S. ( $P_a = 1,2$ ,  $P_e = 1,05$  At. abs.),  
für 24 Betriebsstunden und 300 Arbeitstage im Jahr:

Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne	Lichter Rohrdurchmesser D in mm						
	100	150	200	250	300	400	500
<b>Zonengenerator-Gas I:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,0396	0,1168	0,2503	0,4561	0,7419	1,5972	2,8929
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	142,56 143	420,48 420	901,08 901	1641,96 1642	2670,84 2671	5749,92 5750	10414,44 10414
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	1,681	0,718	0,430	0,316	0,261	0,157	0,117
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,116	0,039	0,018	0,010	0,006	0,003	0,002
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . ca.	0,272	0,272	0,272	0,272	0,272	0,272	0,272
Gesamtförderkosten Pfg./cbm . . . . .	2,069	1,029	0,720	0,598	0,539	0,432	0,391
<b>Mondgas:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,0308	0,0908	0,1945	0,3544	0,5764	1,2407	2,1665
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	110,88 111	326,88 327	700,2 700	1275,84 1276	2075,04 2075	4466,52 4467	7799,40 7799
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	2,161	0,924	0,553	0,407	0,336	0,202	0,156
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,021	0,007	0,003	0,002	0,0011	0,0005	0,0003
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . ca.	0,257	0,257	0,257	0,257	0,257	0,257	0,257
Gesamtförderkosten Pfg./cbm . . . . .	2,439	1,188	0,813	0,666	0,5941	0,4595	0,4133

## Gesamt-Förderkosten.

Leitung 10 km lang, Druck 4 m W.S. ( $P_a = 1,4$ ,  $P_e = 1,05$  At. abs.),  
für 24 Betriebsstunden und 300 Arbeitstage im Jahr:

Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne	Lichter Rohrdurchmesser D in mm						
	100	150	200	250	300	400	500
<b>Zonengenerator-Gas I:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,0632	0,1862	0,3991	0,7272	1,1828	2,5461	4,6141
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	227,52	670,32	1436,76	2617,92	4258,08	9165,96	16610,76
	228	670	1437	2618	4258	9166	16611
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	1,053	0,451	0,270	0,198	0,164	0,099	0,073
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,103	0,035	0,016	0,009	0,006	0,003	0,001
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . ca.	0,327	0,327	0,327	0,327	0,327	0,327	0,327
Gesamtförderkosten ca. Pfg./cbm . . . .	1,483	0,813	0,613	0,534	0,497	0,429	0,401
<b>Mondgas:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,0491	0,1446	0,3100	0,5649	0,9187	1,9776	3,5839
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	176,76	520,56	1116,00	2033,64	3307,32	7119,36	12902,4
	177	521	1116	2034	3307	7119	12902
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	1,355	0,580	0,347	0,255	0,211	0,127	0,094
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,018	0,006	0,003	0,002	0,001	0,0005	0,0003
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . ca.	0,312	0,312	0,312	0,312	0,312	0,312	0,312
Gesamtförderkosten ca. Pfg./cbm . . . .	1,685	0,898	0,662	0,569	0,524	0,4395	0,4063

## Gesamt-Förderkosten.

Leitung 50 km lang, Druck 2 At. ü. D. ( $P_a = 3$  At.,  $P_e = 1,05$  At. abs.),  
für 24 Betriebsstunden und 300 Arbeitstage im Jahr:

Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne	Lichter Rohrdurchmesser D in mm						
	100	150	200	250	300	400	500
<b>Zonengenerator-Gas I:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,0857	0,2527	0,5415	0,9870	1,6272	3,4553	6,2619
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	308,52 309	909,72 910	1949,40 1949	3553,2 3553	5857,92 5858	12439,08 12439	22542,84 22543
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	3,883	2,742	0,994	0,730	0,596	0,363	0,269
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,721	0,245	0,114	0,063	0,038	0,018	0,010
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . . ca.	0,757	0,757	0,757	0,757	0,757	0,757	0,757
Gesamtförderkosten ca. Pfg./cbm . . . .	5,361	3,744	1,865	1,550	1,391	1,138	1,036
<b>Mondgas:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,0666	0,1963	0,4207	0,7666	1,2469	2,6844	4,8698
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	239,76 240	706,68 707	1514,52 1515	2759,76 2760	4488,84 4489	9663,84 9664	17531,28 17531
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	4,997	3,499	1,279	0,940	0,770	0,468	0,346
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,130	0,044	0,021	0,011	0,007	0,003	0,002
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . . ca.	0,697	0,697	0,697	0,697	0,697	0,697	0,697
Gesamtförderkosten ca. Pfg./cbm . . . .	5,824	4,240	1,997	1,648	1,474	1,168	1,045

## Gesamt-Förderkosten.

Leitung 50 km lang, Druck 4 At. ü. D. ( $P_a = 5$  At.,  $P_e = 1,05$  At. abs.),  
für 24 Betriebsstunden und 300 Arbeitstage im Jahr:

Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne	Lichter Rohrdurchmesser D in mm						
	100	150	200	250	300	400	500
<b>Zonengenerator-Gas I:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,1491	0,4396	0,9420	1,7167	2,7922	6,0106	10,8924
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	536,76	1582,56	3391,20	6180,12	10051,92	21638,16	39212,64
	537	1583	3391	6180	10052	21638	39213
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	2,232	0,954	0,571	0,420	0,347	0,209	0,155
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,502	0,170	0,080	0,044	0,027	0,013	0,007
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . ca.	1,160	1,160	1,160	1,160	1,160	1,160	1,160
Gesamtförderkosten ca. Pfg./cbm . . . .	3,894	2,284	1,811	1,624	1,534	1,382	1,322
<b>Mondgas:</b>							
Fördermenge Q cbm/sek. . . . .	0,1158	0,3415	0,7317	1,3335	2,1670	4,6690	8,4610
Stundenleistung cbm ca. cbm . . . . .	416,88	1229,40	2634,12	4800,60	7801,2	16808,4	30459,6
	417	1229	2634	4801	7801	16808	30460
	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.	Pfg.
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . ca.	2,874	1,229	0,736	0,540	0,447	0,269	0,191
Gesamter Leitungs- verlust . . . ca.	0,091	0,031	0,014	0,008	0,005	0,002	0,001
Feste Förderkosten (Betrieb der Kom- pressoren und Lei- tung) . . . . ca.	1,071	1,071	1,071	1,071	1,071	1,071	1,071
Gesamtförderkosten ca. Pfg./cbm . . . .	4,036	2,331	1,821	1,619	1,523	1,342	1,263

## b) Kohlentransportkosten:

Für die beiden Streckenlängen kann man (auf der Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne) mit Frachten rechnen, die etwa folgendem entsprechen<sup>1)</sup>:

Leitungsstrecke **10 km** lang = Eisenbahnstrecke von Zeche Rhein-Elbe—Gelsenkirchen H.B.—Essen H.B.

Zechenfracht von Rhein-Elbe bis Gelsenkirchen H.B. . . . . . = Mk. 0,70

Frachtsatz von Gelsenkirchen H.B. bis Essen H.B. . . . . . = „ 9,00

Kohlenfracht . . = Mk. 9,70 f. 10 To.

Für die Gleisanschlußfracht der Vergasungsanlage kann man schätzungsweise rechnen

ca. . . . . = Mk. 0,80 f. 10 To.

Mk. 10,50 f. 10 To.

Fracht . . = „ 1,05 je Tonne

= ca. **Mk. 1,1 je Tonne**

Leitungsstrecke **50 km** lang = ca. Eisenbahnstrecke von Zeche Rhein-Elbe—Gelsenkirchen H.B.—Düsseldorf.

Zechenfracht von Rhein-Elbe bis Gelsenkirchen H.B. . . . . . = Mk. 0,70

Frachtsatz von Gelsenkirchen H.B. bis Düsseldorf-Grafenberg . . . . . Mk. 16,00

Düsseldorf-Reisholz . . . . . „ 18,00

Benrath . . . . . „ 19,00

Im Mittel ca. . . . . Mk. 17,70

Kohlenfracht . . . . . Mk. 18,40

Für die Gleisanschlußfracht der Vergasungsanlage schätzungsweise gerechnet = ca. . . . .

„ 0,80

Mk. 19,20 f. 10 To.

= „ 1,92 je Tonne

Fracht ca. . . . **Mk. 2,00 je Tonne**

Aus dem Vergleich der 10 km- mit der 50 km-Fracht ist direkt zu ersehen, daß ebenso wie beim Rohrtransport, auch bei der Eisenbahnfracht für die 50 km-Strecke die doppelten Kosten der 10 km-Strecke in Frage kommen.

<sup>1)</sup> G. Schäfer, General-Tarif. Bd. I, Elberfeld 1913.

c) Gaserzeugungskosten und Gasgebrauchswerte der an der Verwendungsstelle erzeugten Gase.

Nach früheren Ermittlungen ersetzen bei der Verwendung in industriellen Feuerungen:

Für d. Arbeits- temperatur ° C	1 cbm Zonen- generatorgas = kg Kohle	1 cbm Mondgas = kg Kohle	1 cbm Zonen- generatorgas = cbm normales Generatorgas	1 cbm Mondgas = cbm normales Generatorgas
1650	—	—	2,6774	0,3811
1300	1,6917	0,3724	2,4297	0,6017
1100	1,0779	0,3783	2,3246	0,6720
900	0,8407	0,2584	2,2959	0,7327
Im Mittel . .	1,2034	0,3364	2,4317	1,5969
Ca. . .	1,2	0,34	2,4	0,6

Zur Gaserzeugung sind erforderlich:

Je 1 cbm Zonengeneratorgas I: = kg Kohle	Je 1 cbm Mondgas: = kg Kohle	Je 1 cbm normales Generatorgas: = kg Kohle
0,7133	0,2973	0,2685

Man erhält danach folgende Verhältniszahlen für die Kohlenmengen:

Zonengeneratorgas I als Ersatz von				Mondgas als Ersatz von			
Steinkohlen- feuerung		normalem Generatorgas		Steinkohlen- feuerung		normalem Generatorgas	
1 kg Kohle ersetzt cbm	dafür an Gen.-Kohle erforderlich kg	1 cbm n. G.-Gas ersetzt cbm	dafür an Gen.-Kohle erforderlich kg	1 kg Kohle ersetzt cbm	dafür an Gen.-Kohle erforderlich kg	1 cbm n. G.-Gas ersetzt cbm	dafür an Gen.-Kohle erforderlich kg
0,8310	0,5928 statt 1 kg bei Kohlen- feuerung	0,4112	0,2933 statt 0,2685 bei Erzeugung von norm. Gen.-Gas	2,9726	0,8838 statt 1 kg bei Kohlen- feuerung	1,6753	0,4981 statt 0,2685 kg bei Erzeugung von norm. Gen.-Gas

Die bereits gebrachten Ermittlungen für die Feststellung der Gaserzeugungskosten und der Gebrauchswerte der Gase rechneten bisher mit Mk. 13,— Kohlenbasis, bei einer Gaserzeugung im Zechenrevier. Hier ist nun eine Korrektur zu bringen mit Rücksicht auf die Kohlenfrachten für die Gaserzeugung an der Verwendungsstelle.

Ebenso ist die Kohlenfracht zu berücksichtigen für die in Feuerungen verwendeten Kohlen.



**Gaserzeugungungskosten und Gasgebrauchswerte für die Erzeugung der Gase an der Verwendungsstelle:**

Zonengeneratorgas I Erzeugungungskosten Pfg./cbm <sup>1)</sup>	Zonengeneratorgas I als Ersatz von	
	Steinkohlenfeuerung	normalem Generatorgas
Gasgebrauchswerte Pfg./cbm <sup>2)</sup>		
<b>Kohlenbasis:</b> Mk. 13,00/Tonne = $\frac{1,3 \text{ Pfg.}}{1,5 \text{ cbm}} = 0,867 \text{ Pfg.}$ = Kohlenanteil — <b>1,24</b>	<b>Arb.-Temp.: 1650° C: —</b> 1300° C: 2,1992 1100° C: 1,4013 900° C: 1,0929 ————— 4,6934 Mittel . . <b>1,5645</b>	<b>Arb.-Temp.: 1650° C: 1,2198</b> 1300° C: 1,1070 1100° C: 1,0591 900° C: 1,0456 ————— 4,4315 Mittel . . <b>0,1079</b>

**Für 10 km Leitungs- oder Eisenbahnstrecke:**

<b>Kohlenbasis . Mk. 13,—</b> <b>Fracht . . . . „ 1,10</b> <b>je Tonne . . . . „ 14,10</b> = $\frac{1,41 \text{ Pfg.}}{1,5 \text{ cbm}} = 0,94 \text{ Pfg.}$ = Kohlenanteil — <b>1,313</b>	<b>Arb.-Temp. (S. 72 u. f.):</b> <b>1650° C: —</b> <b>1300° C:</b> 1,41 × 1,6917 = 2,3853 <b>1100° C:</b> 1,41 × 1,0779 = 1,5198 <b>900° C:</b> 1,41 × 0,8407 = 1,1854 ————— 5,0905 Mittel . . <b>1,6968</b>	<b>Arb.-Temp. (S. 66 u. f.):</b> <b>1650° C:</b> 0,4871 × 2,6774 = 1,3042 <b>1300° C:</b> 0,4871 × 2,4297 = 1,1835 <b>1100° C:</b> 0,4871 × 2,3246 = 1,1323 <b>900° C:</b> 0,4871 × 2,2959 = 1,1183 ————— 4,7383 Mittel . . <b>1,1846</b>
--	--	--

**Für 50 km Leitungs- oder Eisenbahnstrecke:**

<b>Kohlenbasis . Mk. 13,—</b> <b>Fracht . . . . „ 2,—</b> <b>je Tonne . . . . Mk. 15,—</b> = $\frac{1,50 \text{ Pfg.}}{1,5 \text{ cbm}} = 1,0 \text{ Pfg.}$ = Kohlenanteil — <b>1,373</b>	<b>Arb.-Temp.:</b> <b>1650° C: —</b> <b>1300° C:</b> 1,5 × 1,6917 = 2,5376 <b>1100° C:</b> 1,5 × 1,0779 = 1,6169 <b>900° C:</b> 1,5 × 0,8407 = 1,2611 ————— 5,4156 Mittel . . <b>1,8052</b>	<b>Arb.-Temp.:</b> <b>1650° C:</b> 0,5102 × 2,6774 = 1,3660 <b>1300° C:</b> 0,5102 × 2,4297 = 1,2396 <b>1100° C:</b> 0,5102 × 2,3246 = 1,1860 <b>900° C:</b> 0,5102 × 2,2959 = 1,1714 ————— 4,9630 Mittel . . <b>1,2408</b>
---	---	--

<sup>1)</sup> Hier ist das zu beachten, was auf S. 107 über die Einnahmen aus Nebenprodukten bemerkt ist. Für Ammoniak ist mit 1,2% Ausbringen = Mk. 2,04/Tonne Kohle und für Teer . . . . mit 2,7% „ = „ ca. 176,00/ „ Teer bis 5% „ = „ 95,00/ „ „ gerechnet. Änderungen der Ausbringen und Preise ändern vorstehenden Vergleich dementsprechend.

<sup>2)</sup> Für normales Generatorgas:

$\frac{1,30 \text{ Pfg.}}{3,9 \text{ cbm}} = 0,33$	Kohlenanteil: Pfg. (Kohlenb. Mk. 13,00/To.);	Gaserzeugungungskosten: <b>0,4556 Pfg./cbm,</b>
$\frac{1,41 \text{ Pfg.}}{3,9 \text{ cbm}} = 0,3615$	„ „ „ 14,10/To.);	$(0,4556 - 0,33) + 0,3615 = \mathbf{0,4871 \text{ Pfg./cbm,}}$
$\frac{1,50 \text{ Pfg.}}{3,9 \text{ cbm}} = 0,3846$	„ „ „ 15,00/To.);	$(0,4556 - 0,33) + 0,3846 = \mathbf{0,5102 \text{ Pfg./cbm.}}$

Gaserzeugungskosten und Gasgebrauchswerte für die Erzeugung der Gase an der Verwendungsstelle:

Mondgas Erzeugungskosten Pfg./cbm <sup>1)</sup>	Mondgas als Ersatz von	
	Steinkohlenfeuerung	normales Generatorgas
	Gasgebrauchswerte Pfg./cbm <sup>2)</sup>	
Kohlenbasis: = $\frac{1,3 \text{ Pfg.}}{3,7 \text{ cbm}} = 0,351 \text{ Pfg.}$ = Kohlenanteil <b>0,223</b>	Arb.-Temp.: 1650° C: — 1300° C: 0,4841 1100° C: 0,3783 900° C: 0,3359 <u>1,1983</u> Mittel . . <b>0,3994</b>	Arb.-Temp.: 1650° C: 0,1736 1300° C: 0,2741 1100° C: 0,3062 900° C: 0,3338 <u>1,0877</u> Mittel . . <b>0,2720</b>

Für 10 km Leitungs- oder Eisenbahnstrecke:

Kohlenbasis . Mk. 13,— Fracht . . . „ 1,10 je Tonne . . Mk. 14,10 = $\frac{1,41 \text{ Pfg.}}{3,7 \text{ cbm}} = 0,381 \text{ Pfg.}$ = Kohlenanteil <b>0,253</b>	Arb.-Temp.: 1650° C: — 1300° C: 1,41 × 0,3724 = 0,5251 1100° C: 1,41 × 0,3783 = 0,5334 900° C: 1,41 × 0,2584 = 0,3643 <u>1,4228</u> Mittel . . <b>0,4742</b>	Arb.-Temp.: 1650° C: 0,4871 × 0,3811 = 0,1856 1300° C: 0,4871 × 0,6017 = 0,2931 1100° C: 0,4871 × 0,6720 = 0,3273 900° C: 0,4871 × 0,7327 = 0,3569 <u>1,1629</u> Mittel . . <b>0,2907</b>
---	--	---

Für 50 km Leitungs- oder Eisenbahnstrecke:

Kohlenbasis . Mk. 13,— Fracht . . . „ 2,— je Tonne . . Mk. 15,— = $\frac{1,50 \text{ Pfg.}}{3,7 \text{ cbm}} = 0,4054 \text{ Pfg.}$ = Kohlenanteil <b>0,2774</b>	Arb.-Temp.: 1650° C: — 1300° C: 1,5 × 0,3724 = 0,5586 1100° C: 1,5 × 0,3783 = 0,5675 900° C: 1,5 × 0,2584 = 0,3876 <u>1,5137</u> Mittel . . <b>0,5046</b>	Arb.-Temp.: 1650° C: 0,5102 × 0,3811 = 0,1944 1300° C: 0,5102 × 0,6017 = 0,3070 1100° C: 0,5102 × 0,6720 = 0,3429 900° C: 0,5102 × 0,7327 = 0,3738 <u>1,2181</u> Mittel . . <b>0,3045</b>
---	---	---

<sup>1)</sup> Für Ammoniak ist mit 3% Ausbringen = Mk. 5,10/Tonne Kohle gerechnet und für Teer mit 3% = ca. Mk. 226,00/Tonne Teer oder mit 5% = ca. 136,00/Tonne Teer.

<sup>2)</sup> Für normales Generatorgas:

Kohlenanteil:	Gaserzeugungskosten:
$\frac{1,30 \text{ Pfg.}}{3,9 \text{ cbm}} = 0,33$ Pfg. (Kohlenb. Mk. 13,00/To.);	<b>0,4556</b> Pfg./cbm,
$\frac{1,41 \text{ Pfg.}}{3,9 \text{ cbm}} = 0,3615$ „ „ „ 14,10/To.);	(0,4556 — 0,33) + 0,3615 = <b>0,4871</b> Pfg./cbm,
$\frac{1,50 \text{ Pfg.}}{3,90 \text{ cbm}} = 0,3846$ „ „ „ 15,00/To.);	(0,4556 — 0,33) + 0,3846 = <b>0,5102</b> Pfg./cbm.

## d) Vergleich des Gas- und Kohlentransportes:

Zu der Höhe der Gaserzeugungskosten — bei Erzeugung an der Verwendungsstelle — ist zu bemerken, daß hier vorläufig mit jenen Gaskosten für Großerzeugung gerechnet wird, die schon früher ermittelt worden sind. Diese Gaskosten werden aber bei den Selbsterzeugern, die Ferngas beziehen wollen, wesentlich höher sein, da es sich meist um den Ersatz von Kleingeneratoranlagen handeln wird, die wesentlich höhere Erzeugungskosten haben. Es kann angenommen werden, daß die in den vorstehenden und den folgenden Aufstellungen enthaltenen Gasgebrauchswerte für den Ersatz des normalen Generatorgases sich um 0,25 bis 0,50 Pfg./cbm (im Mittel ca. 0,3 Pfg.) höher stellen. Rechnet man nur mit den schon früher ermittelten Gaserzeugungskosten, so erhält man die in nachstehender Aufstellung angegebenen Transportkosten, welche der Gastransport im Höchstfall erreichen darf.

## Vergleich der Gastransportkosten:

Zonengeneratorgas I als Ersatz von			Mondgas als Ersatz von		
Pfg./cbm	Steinkohlenfeuerung	normalem Generator-Gas	Pfg./cbm	Steinkohlenfeuerung	normalem Generator-Gas

## Für 10 km Leitungsstrecke oder Eisenbahnstrecke:

Gasgebrauchswert im Mittel . . . . .	1,6968	1,1846	Gasgebrauchswert im Mittel . . . . .	0,4742	0,2907
Erzeugungskosten . . . . .	1,3130	1,3130	Erzeugungskosten . . . . .	0,2530	0,2530
Der Gastransport darf im Höchstfalle kosten . . . . .	<b>0,3838</b>	<b>-0,1284<sup>1)</sup></b>	Der Gastransport darf im Höchstfalle kosten . . . . .	<b>0,2212<sup>2)</sup></b>	<b>0,0377</b>

## Für 50 km Leitungsstrecke oder Eisenbahnstrecke:

Gasgebrauchswert im Mittel . . . . .	1,8052	1,2408	Gasgebrauchswert im Mittel . . . . .	0,5046	0,3045
Erzeugungskosten . . . . .	1,3730	1,3730	Erzeugungskosten . . . . .	0,2774	0,2774
Der Gastransport darf im Höchstfalle kosten . . . . .	<b>0,4322</b>	<b>-0,1322<sup>1)</sup></b>	Der Gastransport darf im Höchstfalle kosten . . . . .	<b>0,2272<sup>2)</sup></b>	<b>0,0271</b>

<sup>1)</sup> Bei 1,2% Ammoniak = Mk. 2,04/Tonne Kohle und 2,7% Teer = ca. Mk. 176,00/Tonne Teer oder 5% Teer = ca. Mk. 95,00/Tonne Teer.

<sup>2)</sup> Bei 3% Ammoniak Ausbringen = Mk. 5,10/Tonne Kohle und 3% Teer = ca. Mk. 226,00/Tonne Teer oder 5% Teer = ca. Mk. 136,00/Tonne Teer.

Für die Rohr- weiten	Gesamtförderk.: 10 km Leitung				Gesamtförderk.: 50 km Leitung			
	Z.-G.-G. I		Mondgas		Z.-G.-G. I		Mondgas	
	2 m W.S.	4 m W.S.	2 m W.S.	4 m W.S.	2 At. ü. D.	4 At. ü. D.	2 At. ü. D.	4 At. ü. D.
100 mm	2,069	1,483	2,439	1,685	5,361	3,894	5,824	4,036
150 mm	1,029	0,813	1,188	0,898	3,744	2,284	4,240	2,331
200 mm	0,720	0,613	0,813	0,662	1,865	1,811	1,997	1,821
250 mm	0,598	0,534	0,666	0,569	1,550	1,624	1,648	1,619
300 mm	0,539	0,497	0,5941	0,524	1,391	1,534	1,474	1,523
400 mm	0,432	0,429	0,4595	0,4395	1,138	1,382	1,168	1,342
500 mm	0,391	0,401	0,4133	0,4063	1,036	1,322	1,045	1,263

Wirtschaftlichkeit des Gastransports:

Leitungs- länge	Druck	Wirtschaftlicher Rohrdurchmesser	Leistungsfähigkeit der Leitung	Bemerkungen
--------------------	-------	-------------------------------------	-----------------------------------	-------------

Ersatz von Steinkohlenfeuerung durch Zonengeneratorgas I:

10 km	2 m W.S.	—	—	} Ein Gastransport ist unwirtschaftlich
10 km	4 m W.S.	—	—	
50 km	2 At. ü. D.	—	—	
50 km	4 At. ü. D.	—	—	

Ersatz von Steinkohlenfeuerung durch Mondgas:

10 km	2 m W.S.	—	—	} Ein Gastransport ist unwirtschaftlich
10 km	4 m W.S.	—	—	
50 km	2 At. ü. D.	—	—	
50 km	4 At. ü. D.	—	—	

Ersatz von normalem Generatorgas durch Zonengeneratorgas I:

10 km	2 m W.S.	—	—	Ein Gastransport von Z.-G.-G. I bei 0,4871 Pfg./cbm Erzeugungskosten von normal. G.-G. ist unwirtschaftlich <sup>1)</sup>
10 km	4 m W.S.	—	—	
50 km	2 At. ü. D.	—	—	Ein Gastransport von Z.-G.-G. I bei 0,5102 Pfg./cbm Erzeugungskosten von normal. G.-G. ist unwirtschaftlich
50 km	4 At. ü. D.	—	—	

<sup>1)</sup> siehe Seite 158.

Leitungslänge	Druck	Wirtschaftlicher Rohrdurchmesser	Leistungsfähigkeit der Leitung	Bemerkungen
Ersatz von normalem Generatorgas durch Mondgas:				
10 km	2 m W.S.	—	—	Ein Gastransport von Mondgas bei 0,4871 Pfg./cbm Erzeugungskosten von normal. G.-G. ist unwirtschaftlich <sup>1)</sup> )
10 km	4 m W.S.	—	—	
50 km	2 At. ü. D.	—	—	Ein Gastransport von Mondgas bei 0,5102 Pfg./cbm Erzeugungskosten von normal. G.-G. ist unwirtschaftlich.
50 km	4 At. ü. D.	—	—	

### Bemerkungen:

#### Zu 1. Zonengeneratorgas I:

Sind die Erzeugungskosten von normalem Generatorgas höher wie 0,4871 Pfg./cbm, z. B., wie sehr wahrscheinlich,  $0,3 + 0,4871 = 0,7871$  Pfg./cbm, so ist nach Seite 141 mit  $\frac{4,7388}{0,4871} \times \frac{0,7871}{4} = 1,9143$  Pfg./cbm Gasgebrauchswert des Zonengeneratorgases I zu rechnen, abzüglich Gaserzeugungskosten 1,3130 Pfg./cbm für Zonengeneratorgas I gibt **0,6013 Pfg./cbm** als zulässigen Höchstwert für den Leitungstransport. Nach S. 156 ist aber schon in diesem Fall ein wirtschaftlicher Transport von Zonengeneratorgas I von 250 mm Rohrweite aufwärts bis 10 km Strecke zu erwarten.

Das normale Generatorgas muß also bei Eigenerzeugung ca. 0,9 bis 1 Pfg./cbm an der Verwendungsstelle kosten, wenn eine Konkurrenzfähigkeit des Leitungstransportes von Zonengeneratorgas I vorhanden sein soll, für 10 km Leitungslänge und 2 m W.S. bzw. 4 m W.S. Für 50 km Leitungslänge und 2 At. ü. D. bzw. 4 At. ü. D. kommt auch dann eine Fernleitung nicht in Betracht.

#### Zu 2. Mondgas:

Sind die Erzeugungskosten von normalem Generatorgas z. B.  $0,3 + 0,4871 = 0,7871$  Pfg./cbm, so ist nach S. 142 mit  $\frac{1,1629}{0,4871} \times \frac{0,7871}{4} = 0,4698$  Pfg./cbm Gasgebrauchswert des Mondgases zu rechnen, abzüglich Gaserzeugungskosten 0,2530 Pfg./cbm für das Mondgas gibt **0,2168 Pfg./cbm** als zulässigen Höchstwert für den Leitungstransport. In diesem Falle ist für 10 km Leitungslänge und 2 m W.S.,

<sup>1)</sup> siehe Seite 145.

wie auch für 10 km und 4 m W.S. ein wirtschaftlicher Transport nicht zu erwarten.

Für 50 km und 2 At. ü. D. bzw. 4 At. ü. D. kommt ebenfalls ein Rohrtransport nicht in Betracht.

## 2. Hochdruck-Gasfernversorgung.

### a) Gastransportkosten:

Es wird mit der Lieferung von Koksofenmischgas (4000 W.E., unt., 0°, 760 mm), 500 mm l. Rohrweite und 26 At. ü. D. als Leitungsanfangsdruck gerechnet.

Für die Anordnung der Zwischendruckstationen soll, der Einfachheit wegen, nur die amerikanische Anordnungsweise mit ca. 150 km Abstand der Kompressorstationen in Betracht gezogen werden.

Das nachfolgende Beispiel behandelt den Gastransport auf der Strecke Gelsenkirchen—Hamm—Gütersloh—Porta—Hannover—Falersleben—Gardelegen—Schönhausen—Nauen—Berlin. (Die angegebenen Orte haben je ca. 50 km Abstand voneinander.)

Die Strecke Gelsenkirchen—Hannover ist . . . ca. 200 km  
und Hannover — Berlin . . . . . ca. 250 km lang  
zusammen ca. 450 km.

Man kann mit 3 Abschnitten und 2 Zwischendruckstationen rechnen, die erste in Porta und die zweite in Gardelegen.

Die Fördermenge ist für die Teilstrecke von 150 km Länge, Anfangsdruck  $P_a = 27$  At. (abs.), Enddruck  $P_e = 6$  At. (abs.), spez. Gewicht  $s = 0,455$  (Luft = 1), Rohrdurchmesser 500 mm l. W. (für die Bezugsgrößen 0°, u. 760 mm Quecksilber):

$$\begin{aligned} Q &= \text{cbm/sek} = c \times \sqrt{\frac{(P_a^2 - P_e^2) \times D_m^5}{s \times l_m}} \\ &= 2015,809 \times \sqrt{\frac{(27^2 - 6^2) \times 0,5^5}{0,455 \times 150000}} \\ &= 27,798 \text{ cbm/sek.} \\ &= 100072,8 \text{ cbm/Stde.} \\ &= 2401747,2 \text{ cbm/Tag (24 Stunden).} \\ &= 720524160 \text{ cbm/Jahr (300 Tage mit Voll-Leistung).} \end{aligned}$$

Der Leitungsverlust ist, bezogen auf 365 Betriebstage und 300 Tage mit Voll-Leistung (nach den Ermittlungen auf S. 144 für die Garantiezahlen ca. 1000 Liter je Kilometer und Stunde) praktisch bis  $1,0 \times 15 = \text{ca. } 15$  cbm je Kilometer und Stunde; und für je 150 km Leitungs-Teilstrecke:

$$\begin{aligned}
 150 \times 15 &= 2250 \text{ cbm/Stunde,} \\
 &= 54000 \text{ cbm/Tag,} \\
 &= 19710000 \text{ cbm/Jahr (365 Tage).}
 \end{aligned}$$

Für alle 3 Teilstrecken, zusammen 450 km, beträgt dann der Leitungsverlust

$$19710000 \times 3 = 59130000 \text{ cbm}$$

im Werte von

$$59130000 \times 1,3 = \text{Mk. } 768690,00$$

oder je cbm erzeugtes Gas . . . . . = 0,085 ca. 0,1 Pfg.

je cbm am Endpunkte der Leitung abgeliefertes

Gas . . . . . = 0,187 ca. 0,2 „

Die Leitungskosten sind, bezogen auf die Kohlenpreisbasis Mk. 13,00/Tonne:

Für die Ausführung der Leitung . . . . ca. Mk. 75000,00 je km

„ Wegrechte der Leitung . . . . „ „ 15000,00 „ „

ca. Mk. 90000,00 je km

$$= 90000 \times 450 = \text{Mk. } 40500000,00 \text{ Gesamtkosten}$$

15% Verzinsung und

Abschreibung . . . . „ 6075000,00

je cbm erzeugtes Gas . . . . . = 0,675 Pfg. ca. 0,70 Pfg.

je cbm am Endpunkte der Leitung abge-

liefertes Gas . . . . . = 1,475 „ „ 1,5 „

Die Mengenverteilung in der 450 km langen Gesamtstrecke ist:

Strecke	Verwendungszweck	Mengen cbm/Jahr
III	Ablieferung am Endpunkte der Leitung . .	412 Mill. cbm (Berlin)
	Verlust in der 3. Teilstrecke . . . . .	20 „ „
	Liefermenge der Zwischen-Kompressorenstation II . . . . .	432 „ „
	Für den Gasmaschinenbetrieb der Zwischen-Kompressorenstation II (ca. 25%) . . .	108 „ „
II	Ablieferung am Endpunkt der zweiten Teilstrecke . . . . .	540 „ „ (Gardelegen)
	Verlust in der 2. Teilstrecke . . . . .	20 „ „
	Liefermenge der Zwischen-Kompressorenstation I . . . . .	560 „ „
	Für den Gasmaschinenbetrieb der Zwischen-Kompressorenstation I (ca. 25%) . . .	140 „ „

Strecke	Verwendungszweck	Mengen cbm/Jahr
I	Ablieferung am Endpunkt der ersten Teilstrecke . . . . .	700 " " (Porta)
	Verlust in der 1. Teilstrecke. . . . .	20 " "
	Liefermenge der Haupt-Kompressorenstation Für den Gasmaschinenbetrieb der Haupt-Kompressorenstation (ca. 25%) . . . . .	720 " "
	Lieferung der Kokereien an die Gasfernversorgung . . . . .	180 " "
		900 " " (Zechen)

Die Gesamtverteilung ist:

412 Mill. cbm/Jahr Nutzgas . . . . .	= 45,78%	der Erzeugung,
60 " " " Verlust . . . . .	= 6,67%	" "
428 " " " Betriebsgas = 47,55%		" "
<hr/>		
900 Mill. cbm/Jahr Erzeugung = 100,00%		

Der Kohlenverbrauch für die Erzeugung und Lieferung dieser Gasmengen ist:

Bei Vollgaslieferung (Heizung der Koksöfen mit Koksgeneratorgas) . . . . . 3 Mill. Tonnen/Jahr  
 Bei 45% Überschußgaslieferung der Koksöfen 6,67 " " "

Die festen Förderkosten sind je cbm erzeugtes Gas:

Für Reiniger-, Ausgleichbehälter und Gasmesser ca. 0,50 Pfg./cbm  
 „ die Haupt- und die beiden Zwischen-Kompressor-Stationen. . . . . „ 0,50 " "  
 „ Leitungsbetrieb (Instandhaltung der Leitung) „ 0,10 " "  
 „ Gas z. Gasmaschinenbetrieb d. Kompressoren  
 $\frac{1,3 \times 428 \text{ Mill. cbm}}{900 \text{ Mill. cbm}} = 0,618$  . . . . . „ 0,62 " "

Zusammen 1,72 Pfg./cbm

= ca. 1,75 Pfg./cbm erzeugtes Gas  
 oder = 3,757 = ca. 3,76 Pfg. je cbm am Endpunkte der Leitung abgeliefertes Gas.

Die Gesamtgasförderkosten sind

	je cbm erzeugtes Gas	oder je cbm abgeliefertes Gas
15% Verzinsung u. Abschreibung der Leitung . . . . .	0,70 Pfg./cbm	1,5 Pfg./cbm
Gesamter Leitungsverlust . . . . .	0,10 " "	0,2 " "
Feste Förderkosten (Betrieb der Kompressoren und Leitung) . . . . .	1,75 " "	3,76 " "
	Zusammen 2,55 Pfg./cbm	5,46 Pfg./cbm



b) Kohlentransportkosten.  
(Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne.)

Für die ca. 450 km lange Eisenbahnstrecke Gelsenkirchen—Berlin kann man rechnen<sup>1)</sup>:

Für die Zechenfracht z. B. von Rhein-Elbe bis Gelsenkirchen . . . . .	Mk.	0,70
„ den Frachtsatz von Gelsenkirchen H.B. bis Berlin Mk. 104 bis Mk. 107, im Mittel . . . . .	„	105,50
Kohlenfracht für 10 Tonnen = Mk. 106,20		
„ die Gleisanschlußfracht in Berlin kann gerechnet werden . . . . .	ca. „	0,80
Für 10 Tonnen = Mk. 107,00		
Fracht je Tonne = <b>Mk. 10,7</b>		

Rechnet man — wie üblich für den Großversandt von Westfalen nach Berlin — mit gemischter Eisenbahn- und Wasserfracht, so errechnet sich die Gesamtfracht:

Für die Zechenfracht z. B. von Rhein-Elbe bis Gelsenkirchen H.B. . . . . .	Mk.	0,70
„ die Eisenbahnfracht von Gelsenkirchen H.B. bis Hamburg . . . . .	„	84,00
„ die Wasserfracht von Hamburg nach Berlin . . . . .	Mk.	12,00
dazu Dampfschlepper . . . . .	ca. Mk.	10,00
und Umschlag in Hamburg . . . . .	ca. „	8,00
Kohlenfracht ca. Mk. 114,70		
Für den Umschlag in Berlin . . . . .	ca. Mk.	8,00
„ die Gleisanschlußfracht in Berlin ca. „	„	0,80
Für 10 Tonnen = Mk. 123,50		
Fracht je Tonne = <b>Mk. 12,35</b>		

c) Vergleich zwischen Gas- und Kohlentransport.

α) Für zweimalige Kompression auf der Strecke (ca. 450 km).

Für Berlin (Stadt)<sup>2)</sup> wird im Betriebsjahr 1911/12 mit einer Gasausbeute von 326 cbm je Tonne Kohle gerechnet. Der Gastransport würde kosten  $326 \times 0,0545 = \text{Mk. 17,80}$ , also ungefähr 30—60% mehr wie der Transport westfälischer Kohle fordern würde.

<sup>1)</sup> G. Schäfer, General-Tarif. Bd. I. Elberfeld 1913.

<sup>2)</sup> Statistik des Vereins von Gas- u. Wasserfachmännern 1911, bzw. 1911/12.

Für das gleiche Betriebsjahr<sup>1)</sup> werden die Selbstkosten der Erzeugung — d. s. die Betriebsausgaben, vermindert um die Einnahmen aus dem Verkauf der Nebenprodukte (Koks, Teer, Ammoniak, Asche, Graphit usw.), der gebrauchten Reinigungsmaterialien, sowie der Altmaterialien, ferner um die Ausgaben für die Unterhaltung der Straßenbeleuchtungsanlagen — gegeben mit 5,41 Pfg./cbm.

Da die Betriebsausgaben auch die Kosten für Gasmesser, Rohrnetz, Straßenbeleuchtungsanlagen, Werkstatt, Lager und Installationsgeschäft enthalten, so werden sich die vorstehend genannten Selbstkosten noch ermäßigen. Die Selbstkosten der Straßenbeleuchtung beziffern sich allein auf  $\frac{\text{Mk. } 3468454,00}{299662800 \text{ cbm}} = 1,157 \text{ Pfg./cbm}$ .

Ein Transport von Koksofengas mit zweimaligem Umpumpen auf der Strecke kommt also nicht in Betracht, wenn der Endpunkt der Leitung (Berlin) im Kohlenbezug nicht allein auf das Kohlengebiet der Gasfernversorgungszentrale (Westfalen) angewiesen ist und auch von anderen näher gelegenen oder auf dem Wasserweg leicht zu erreichenden Kohlen-Versandstellen gespeist werden kann. Das zeigt auch im gewissen Maß der Kohlenpreis, der für den genannten Zeitraum in Westfalen für Gaskohlen Mk. 11,50 bis Mk. 12,50, im Mittel Mk. 12,00 war, während die Tonne Gaskohle für die städtischen Gaswerke in Berlin damals nur Mk. 17,30 kostete. Für westfälische Kohle in Berlin wäre der Preis aber normal ca. Mk. 23,00 bis Mk. 25,00, im Mittel Mk. 24,00 gewesen, d. s. ca. 40% mehr wie Berlin bezahlt hat. Damit wären aber die obengenannten Gaserzeugungskosten fast auf jene Höhe gekommen, welche die Gaslieferung von Westfalen gestattet.

Rechnet man je cbm erzeugtes Gas mit:

Gaskosten . . . . ca. 1,3 Pfg./cbm ab Kokerei-Kondensation,

Gesamtförderkosten ca. 2,55 Pfg./cbm bis Berlin,

so erhält man . . **ca. 3,85 Pfg./cbm** je cbm erzeugtes Gas

oder . . . . . **ca. 8,41 Pfg. je cbm** am Endpunkt der Leitung  
abgeliefertes Gas.

Was die Gesamtleistungsfähigkeit der Leitungsanlage angeht, so ist zu beachten, daß in Berlin und Umgebung weit mehr Gas verbraucht wird, wie die von Berlin (Stadt) 1911/12 erzeugten 300 Mill. Kubikmeter.

Die Leitungsanlage müßte deshalb mindestens als Doppelleitung ausgeführt werden, besonders auch mit Rücksicht auf den Verbrauch an der Strecke.

<sup>1)</sup> Jahrbuch der Kommunalen Technik. Jahrgang 1913/14, Jena.

**β) Für einmalige Kompression auf der Strecke (ca. 300 km).**

Es sollen noch kurz die Ergebnisse zusammengestellt werden für einmaliges Umpumpen, also ca. **300 km** lange Leitungsstrecke:

Am Endpunkt

können . . . 540 Mill. cbm als Nutzgas . . . = 60% d. Erzeugung geliefert werden, dazu 40 „ „ Verlust . . . = 4,44% „ „ und . . . 320 „ „ Betriebsgas . . . = 35,56% „ „

900 Mill. cbm/Jahr Erzeugung = 100,00%

Die festen Förderkosten je Kubikmeter erzeugtes Gas sind:

Für Reiniger, Ausgleichbehälter und Gasmesser . ca. 0,50 Pfg./cbm  
 „ die Haupt- und Zwischen-Kompressoren-Stationen . . . . . „ 0,35 „ „  
 „ Leitungsbetrieb (Instandhaltung der Leitung) „ 0,10 „ „  
 „ Gas z. Gasmaschinenbetrieb d. Kompressoren  
 $\frac{1,3 \times 320 \text{ Mill. cbm}}{900 \text{ Mill. cbm}} = 0,4922$  . . . . . „ 0,50 „ „

Zusammen 1,45 Pfg./cbm

= ca. 1,5 Pfg. je cbm erzeugtes Gas oder  
 2,5 Pfg. je cbm am Endpunkt der Leitung abgeliefertes Gas.

Die Leitungskosten sind  $90000 \times 300 = \text{Mk. } 27000000,00$   
 15% Verzinsung und Abschreibung . . . . . = „ 4050000,00  
 je cbm erzeugtes Gas . . . . . = 0,45 Pfg./cbm  
 je cbm am Endpunkt der Leitung abgeliefertes Gas . . . . . = 0,98 ca. 1,0 Pfg./cbm

Die Gesamtförderkosten sind

	je cbm erzeugtes Gas	oder	je cbm abgeliefertes Gas
15% Verzinsung und Abschreibung der Leitung . . . . .	0,45 Pfg./cbm		1,0 Pfg./cbm
Gesamter Leitungsverlust . . . . .	0,06 „ „		0,1 „ „
Feste Förderkosten (Betrieb d. Kompressoren und Leitung) . . . . .	1,45 „ „		2,5 „ „
	<u>Zusammen ca. 1,96 Pfg./cbm</u>		<u>3,6 Pfg./cbm</u>

Je Kubikmeter erzeugtes Gas sind die Kosten:

Gaskosten . . . . ca. 1,3 Pfg./cbm ab Kokerei-Kondensation,  
 Gesamtförderkosten 1,96 „ „ bis zum Endpunkt d. Leitung

**ca. 3,26 Pfg. je cbm erzeugtes Gas**

oder **ca. 5,43 Pfg. je cbm am Endpunkt der Leitung abgeliefertes Gas.**

Dieser Verkaufspreis zeigt, daß die Fernversorgung konkurrenzfähig ist gegenüber der Eigenerzeugung. Wie schon früher für Berlin werden jetzt für Magdeburg die Selbstkosten der Erzeugung gegeben zu 5,55 Pfg./cbm. Für Braunschweig, Hannover usw. werden ähnliche Erzeugungskosten in Frage kommen.

Damit ist der maximale Radius der Gasfernversorgung von Koks-ofengas mit ca. **450 km** anzugeben, vom Kohlenlieferungsgebiet gerechnet.

## VI. Grenzen der Gasfernversorgung.

(Schlußbemerkung.)

Es wurden die Gasförderkosten ermittelt und die Gaskosten der Lieferung frei Abnahmestelle am Endpunkt der Leitung in Vergleich gestellt zu den Kosten der eigenen Erzeugung.

### 1. Industriegasversorgung (Generatorgas).

Ausbringen und Preise für Nebenprodukte, sowie die Gasausbeute können die ermittelten Ergebnisse ändern. Solche Änderungen sind aber für den Sonderfall leicht zu berücksichtigen.

Für die gegebenen Grundlagen ist eine Industriegasversorgung langer Strecken nicht wirtschaftlich. Das zeigen besonders die Ermittlungen für das Mondgas, obwohl dasselbe bezüglich Ausbringen an Nebenprodukten und Gasausbeute wohl zu günstig behandelt worden ist.

Für kürzere Entfernungen, niedere Drucke, kann als Ersatz von norm. Generatorgas, bei einem Herstellungspreis des n. G.-G. von ca. 1 Pfg./cbm, eine Industriegasversorgung wirtschaftlich sein. Die Grenze liegt bei ca. **10 km** und **4 m W.S.**, für Rohrdurchmesser von ca. **250 mm** und mehr.

### 2. Hochdruck-Gasfernversorgung (Koks-ofengas).

Für die **450 km** lange Rohrstrecke, d. i. von Westfalen bis Berlin, wurden Gaskosten ermittelt, die wettbewerbsfähig sind mit der eigenen Gaserzeugung der Gaswerke, wenn man für Berlin mit dem Bezug der Gaskohlen von Westfalen rechnen muß.

Für die **300 km** lange Rohrstrecke, d. i. von Westfalen bis in die Gegend von Braunschweig—Magdeburg, wurden Gaskosten ermittelt, die wettbewerbsfähig sind mit der eigenen Gaserzeugung der Gaswerke. Die Ermittlungen für die Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne sind für andere Preisverhältnisse leicht umzustellen. Es ist üblich geworden, die gesamte Preissteigerung (für Kohle, Löhne, Gehälter, Materialien usw.) durch Kohlenklauseln, die auf gewaschene Fettnuß IV bezogen werden, auf den Abnehmer abzuwälzen. Je Tonne

und eine Mark Änderung des Richtpreises des Rheinisch-Westfälischen Kohlensyndikats zu Essen oder neuerdings des Reichshandelskohlenpreises (wobei Kohlensteuer, Umsatzsteuer, sowie sonstige staatlichen Abgaben für die Kohle als Teil des Kohlenpreises gelten), wird zu dem Gaspreis ein Zuschlag gefordert, der für je 1 cbm Gas ca. 0,1 bis 0,2 Pfg. beträgt. Für den Kohlenpreis von z. B. Mk. 72,00/Tonne und 0,1 Faktor d. K. Kl. lautet dann die Formel:

a) Für die **450 km** lange Strecke:

$$\begin{aligned} 0,10 \times (72 - 13) &= 5,90 \text{ Pfg. je cbm erzeugtes Gas,} \\ \text{Grundpreis} &= 3,85 \text{ „ „ „ „ „} \\ &\underline{\hspace{1.5cm}} \\ &9,75 \text{ Pfg. je cbm erzeugtes Gas,} \\ &\text{oder} = 21,298 \text{ Pfg.} \end{aligned}$$

rund ca. 21,3 Pfg. je cbm am Endpunkt der Leitung  
geliefertes Gas.

Dieser Preis ist aber nur für Leitungskosten auf der Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne zu halten; für eine Ausführung der Leitungsanlage auf der Kohlenbasis Mk. 72,00/Tonne erhöhen sich:

die festen Förderkosten um ca. 5 Pfg. je cbm erzeugtes Gas und die 15% Verzinsung usw. der Leitung um

$$\text{ca. 5 Pfg. je cbm erzeugtes Gas,}$$

insgesamt um ca. 10 Pfg. je cbm erzeugtes Gas.

Man hätte darnach zu rechnen mit

$$9,75 + 10 = 19,75 \text{ Pfg. je cbm erzeugtes Gas}$$

$$\text{oder } 43,143 \text{ „}$$

rund ca. 43,1 „ „ „ am Endpunkt der Leitung geliefertes Gas.

b) Für die **300 km** lange Strecke:

$$\begin{aligned} 0,10 \times (72 - 13) &= 5,90 \text{ Pfg. je cbm erzeugtes Gas,} \\ \text{Grundpreis} &= 3,26 \text{ „ „ „ „ „} \\ &\underline{\hspace{1.5cm}} \\ &9,16 \text{ Pfg. je cbm erzeugtes Gas} \\ &\text{oder} = 15,259 \text{ Pfg.} \end{aligned}$$

rund ca. 15,3 Pfg. je cbm am Endpunkt der Leitung  
geliefertes Gas.

Für eine Leitungsausführung auf der Kohlenbasis Mk. 72,00/Tonne erhöhen sich

die festen Förderkosten um ca. 4,25 Pfg. je cbm erzeugtes Gas,  
die 15% Verzinsung usw. der

$$\text{Leitung um } \dots \dots \dots \underline{\hspace{1.5cm}} 2,25 \text{ „ „ „ „ „}$$

insgesamt um ca. 6,50 Pfg. je cbm erzeugtes Gas.

Man hätte demnach zu rechnen mit:

9,16 + 6,50 = 15,66 Pfg. je cbm erzeugtes Gas,  
 oder rund 26,1 „ „ „ am Endpunkt der Leitung abgeliefertes  
 Gas.

Im Einzelfall ist der Vergleich mit den Kosten eigener Erzeugung auf der Kohlenbasis Mk. 72,00/Tonne zu ziehen. Eine Ausführung der langen Rohrstrecken auf der heutigen Preisbasis macht es aber der Gasfernversorgung unmöglich, mit der eigenen Gaserzeugung zu konkurrieren, solange die Gaserzeugungsanlagen nicht auf der heutigen Preisbasis erstellt werden müssen.

Setzt man die ermittelten Gaspreise für die Gasfernversorgung in Vergleich zu den Kohlentransportkosten, so erhält man z. B. für

Berlin (Stadt)<sup>1)</sup>  $326 \times 0,431 = \text{Mk. } 140,51$  und für  
 Magdeburg<sup>1)</sup>  $300 \times 0,261 = \text{Mk. } 78,30$

als errechnete Kosten des Gastransports für die aus einer Tonne Kohle (Basis Mk. 72,—/Tonne) erzeugte Gasmenge. Auch dafür ist der Vergleich mit den Kohlentransportkosten leicht zu ziehen, doch ist ganz allgemein festzustellen, daß die Eisenbahnfrachten bisher nicht im gleichen Verhältnis gestiegen sind, was aber nicht ausschließt, daß die Zukunft ein anderes Verhältnis bringen wird, wenn die Eisenbahnen nicht Zuschuß-Verwaltungen sein sollen.

Die gesamten Annahmen der Ermittlungen sind der Praxis entnommen, die Schätzungen für die Gasfernversorgung sind nicht zu günstig gewählt, doch werden naturgemäß im Fall der wirklichen Durchführung solcher Gasfernleitungs-Projekte Änderungen auftreten, hauptsächlich in den Baukosten, zum Teil auch in den Betriebskosten. Immerhin zeigen diese Ermittlungen genügend genau, daß für die Gasfernleitung von Koksofengas mit einem maximalen Versorgungsradius von ca. 450 km gerechnet werden kann bei einem Betriebsdruck von 26 At. für Rohrdurchmesser von ca. 400 mm und mehr.

### 3. Allgemeines.

Im Prinzip kann es — gleiche Wirtschaftlichkeit vorausgesetzt — gleichgültig sein, ob die Gaserzeugung im Ruhrrevier durch die Kokereien oder auf den Gaswerken in den Verwendungsorten erfolgt.

Aber auch im Gasfach ähneln jetzt die Betriebsanlagen bezüglich Konstruktionen und Betriebsweise immer mehr den Kokereibetrieben. Der Grund ist die Wettbewerbsfähigkeit. Deshalb spricht doch viel für die Erbauung der Vergasungs- bzw. Kokerei-Anlagen im Zechen-

<sup>1)</sup> Statistik des Vereins von Gas- u. Wasserfachmännern 1911 bzw. 1911/12.

revier, wo der ausgebildete Personalnachwuchs für diese Sonderbetriebe leichter zu beschaffen ist.

Von einschneidender Bedeutung ist aber die Koksfrage. Müssen große Kokstransporte zu den Gasverwendungsorten ausgeführt werden, so ermäßigt aus diesem Grunde die Gasfernversorgung die Tonnenfracht nur auf ca. die Hälfte der Kohlen-Tonnen; die Verkehrsmittel bleiben daher weiter stark belastet.

Der Kokersatz durch Gas — auch für Zentralheizungen — ist technisch durchführbar und auch schon ausgeführt, wird aber bei uns für lange Gastransporte immer an der Gaspreisfrage scheitern müssen. Angaben über die Kosten der Gasheizung gibt z. B. F. R. Hutchinson<sup>1)</sup>, für nordamerikanische Verhältnisse (Wintertemperaturen 1914/15 von  $-3,3^{\circ}\text{C}$  bis  $+5,5^{\circ}\text{C}$  im Mittel) und für die Verwendung von Naturgas in normalen Zentralheizungskesseln, auf Grund von Beobachtungen, die während einer Winterperiode in 53 Heizungsanlagen verschiedener Konstruktionen in Cleveland, Ohio, gemacht worden sind. Danach sollte zu rechnen sein mit: 20 cbm Koksofengas (4000 W.E., unt.,  $0^{\circ}$ , 760 mm) für 1 cbm Raum im Haus. Es werden die Gasheizungskosten für eine Winterperiode vom 1. November bis 15. April für ein Haus von  $8,4 \times 9,0 \times 6,0$  m angegeben zu Mk. 192,60 bei einem Gaspreis von 4,45 Pfg./cbm (für 8000 W.E., unt.). Für Koksofengas wäre also nur mit 2,25 Pfg./cbm zu rechnen. Dabei ist die Kohlenbasis Mk. 7,50/Tonne. Es ist also ganz ausgeschlossen, den Zentralheizungskoks durch Gas zu ersetzen, das durch Fernleitungen auf ca. 450 km befördert wird. Gas und Koks werden immer nebeneinander als Heizstoffe Verwendung finden müssen.

## E. Zusammenfassung der Ergebnisse.

Für Heizwerte je cbm = unterer,  $0^{\circ}$ , 760 mm Quecksilber,  
Ausbringen . . . = je Tonne Kohle,  
Preisbasis . . . = Mk. 13,00/Tonne Kohle.

### I. Für Stahlwerke.

Nach dem Durchschnitt der Arbeitstemperaturen:  
1650<sup>o</sup>, 1300<sup>o</sup>, 1100<sup>o</sup> und 900<sup>o</sup> C.

#### 1. Kohlenverbrauch.

- a) Für die Kokerei mit Lieferung von 300 cbm Koksofenmischgas von 4000 W.E. und 3056,2 cbm Koksgeneratorgas (Heizgas

<sup>1)</sup> The Gas Age, New-York, 1915, Nr. 11, S. 544.

bereits abgezogen) von 1100 W.E. mit 800° C Temperatur = 289,3 W.E. ist mit einem Minderkohlenverbrauch von ca. 2,2% zu rechnen gegenüber normalem Generatorgas von 1129 W.E. mit 700° C Temperatur = 266,49 W.E.

- b) Für Nebenprodukten-Generatoren mit Lieferung von 810 cbm Zonengeneratorgas II von 3600 W.E. (= 300 cbm Leuchtgas + 510 cbm Wassergas) und 1860 cbm Koksgeneratorgas von 1100 W.E. mit 800° C Temperatur = 289,3 W.E. ist mit ähnlichem Minderkohlenverbrauch = ca. 6,6% zu rechnen.
- c) Für Nebenprodukten-Generatoren mit Lieferung von 1500 cbm Zonengeneratorgas I von 3122 W.E. (= 300 cbm Leuchtgas + 1200 cbm Wassergas) ist mit einem Mehrkohlenverbrauch von ca. 7,4% zu rechnen oder für Lieferung von 3700 cbm Mondgas von 1265 W.E. ist mit einem Mehrkohlenverbrauch von ca. 66 bis 88% gegenüber normalem Generatorgas zu rechnen.
- d) Für die Drehofen-Entgasung (150 cbm D.-O.-Destillationsgas von je ca. 7000 W.E.) und Halbkoksvergasung (2535 cbm Halbkoks-Generatorgas von je ca. 1265 W.E. mit ca. 270° C Temperatur) ist mit ca. 17% Mehrkohlenverbrauch zu rechnen gegenüber norm. Generatorgas bei 1650° C Arbeitstemperatur.

## 2. Nebenprodukte.

- a) Für die Kokerei (nach 1a) ist die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten Mk. 5,31/Tonne Kohle. Wird mit 1,2% Ausbringen an schwefelsaurem Ammoniak, je Mk. 170,00/Tonne (Säurekosten bereits abgesetzt) = Mk. 2,04 gerechnet und mit 0,7% an Benzolprodukten, je Mk. 196,00-Tonne = Mk. 1,37, so verbleiben Mk. 1,90, die durch Einnahmen aus dem Teerausbringen zu decken sind. Wird nur 2% Teerausbringen erzielt, so ist mit einem Teerpreis von Mk. 95,00/Tonne auszukommen, was viel zu hoch ist.
- b) Für Nebenprodukten-Generatoren mit Lieferung von Zonengeneratorgas II und Koksgeneratorgas (nach 1b) ist die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten Mk. 3,79/Tonne Kohle. Wird mit dem gleichhohen Ammoniakausbringen wie für Kokereien gerechnet, so sind durch Einnahmen aus dem Teerausbringen Mk. 1,75 zu decken. Wird 2% Teerausbringen erzielt, so genügt ein Teerpreis von Mk. 87,50/To.,
- |    |   |   |   |   |   |   |   |   |        |   |
|----|---|---|---|---|---|---|---|---|--------|---|
| 3% | „ | „ | „ | „ | „ | „ | „ | „ | 58,33/ | „ |
| 4% | „ | „ | „ | „ | „ | „ | „ | „ | 43,75/ | „ |
| 5% | „ | „ | „ | „ | „ | „ | „ | „ | 35,00/ | „ |



- c) Für Nebenprodukten-Generatoren mit Lieferung von Zonen-  
generatorgas I (nach 1c) ist die untere Grenze der Ein-  
nahmen aus Nebenprodukten Mk. 5,64/Tonne Kohle. Wird  
mit dem gleichhohen Ammoniakausbringen wie für Kokerelen  
gerechnet, so sind durch Einnahmen aus dem Teerausbringen  
Mk. 3,60/Tonne zu decken. Wird

2%	Teerausbringen erzielt, so genügt ein Teerpreis von Mk. 180,00/To.,
3%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 120,00/ „
4%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 90,00/ „
5%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 72,00/ „

- d) Für Mondgas ist die untere Grenze der Einnahmen aus  
Nebenprodukten Mk. 15,18/Tonne Kohle. Wird 2% Ammoniak-  
ausbringen = Mk. 3,40 Einnahmen gerechnet, so sind durch  
Einnahmen aus dem Teerausbringen Mk. 11,78 zu decken. Wird

2%	Teerausbringen erzielt, so genügt ein Teerpreis von Mk. 589,00/To.,
3%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 392,67/ „
4%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 294,50/ „
5%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 235,60/ „

Wird dagegen mit 3% Ammoniakausbringen = Mk. 5,10 Ein-  
nahmen gerechnet, so sind durch Einnahmen und Teerausbringen  
Mk. 10,08 zu decken. Wird

2%	Teerausbringen erzielt, so genügt ein Teerpreis von Mk. 504,00/To.,
3%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 336,00/ „
4%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 252,00/ „
5%	„ „ „ „ „ „ „ „ „ 201,60/ „

Für das Arbeitstemperaturbereich 1300° und 1100° C ist die  
untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten etwas niedriger.

- e) Für Drehofen-Entgasung ist die untere Grenze der Einnahmen  
aus Nebenprodukten ca. **Mk. 12,00.**

### 3. Vergleich.

Mit Rücksicht auf die Schonung der Kohlenvorräte und die  
ziemlich sicher fundierten Annahmen über die Einnahmen aus Neben-  
produkten wäre die Kokerei mit Koksofenmischgas- und Koks-  
generatorgaslieferung der vollständigen Vergasung der Kohle in Neben-  
produkten-Generatoren vorzuziehen, wenn nicht die erforderlichen  
Einnahmen aus Nebenprodukten zu hoch wären. Die Zonenver-  
gasung II schneidet dabei günstiger ab.

Dabei ist zu berücksichtigen, daß für Zonengeneratorgas I und II  
sowie für Mondgas die Gasausbringen bis zu 20% niedriger und damit  
die übrigen Ergebnisse dementsprechend ungünstiger ausfallen  
können.

## II. Für Kraftwerke.

Nach den Annahmen:

Dampfkesselwassertemperatur	187° C (= 12 At.),
Fuchstemperatur . . . . .	270° C,
Speisewassertemperatur . . . . .	40° C.

### 1. Kohlenverbrauch.

Für Zonengeneratorgas I (nach I 1c) ist mit über 63%, für Zonengeneratorgas II (nach I 1b) mit ca. 38% und für Mondgas mit ca. 46% Mehrkohlenverbrauch gegenüber der Steinkohlenfeuerung auf den Kesselrosten zu rechnen.

Die Drehofen-Entgasung (siehe Abschnitt C) verlangt sogar 68%.

### 2. Nebenprodukte.

Die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten ist:

Für die Kokerei (nach I 1a) . . . . .	Mk. 15,49/Tonne Kohle,
„ Zonengeneratorgas I (nach I 1c) . . . . .	„ 14,24/ „ „
„ Zonengeneratorgas II (nach I 1b) . . . . .	„ 14,31/ „ „
„ Mondgas (nach I 1c) . . . . .	„ 16,36/ „ „
„ Drehofen-Entgasung (nach I 1d) . . . . .	„ 19,26/ „ „

Es werden hier gefordert:

für die Kokerei die 3fachen Einnahmen der für Stahlwerke ermittelten, für Zonengeneratorgas I ca. 3fachen der für Stahlwerke ermittelten, für Zonengeneratorgas II die über 3fachen Einnahmen der für Stahlwerke ermittelten und für Mondgas dieselben Einnahmen der für Stahlwerke ermittelten. Für Drehofen-Entgasung werden die 1½-fachen Einnahmen gefordert.

Berücksichtigt man den Fortfall des Hauptteils der Löhne für den Kesselbetrieb und des Rostersatzes, so ermäßigt sich die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten, je nach der Belastung der Kessel um ca. Mk. 1,00 bis Mk. 2,00/Tonne Kohle.

### 3. Vergleich.

Folgende Arbeitsweisen können für Kraftwerke nicht verwendet werden:

Die Kokerei mit Koksofenmischgas- und Koksgeneratorgas-Lieferung, da die untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten viel zu hoch liegt, ebenso Nebenprodukten-Generatoren für Lieferung von Zonengeneratorgas I oder Zonengeneratorgas II und Koksgeneratorgas, da der Mehrkohlenverbrauch zu hoch liegt. Dasselbe

gilt für Mondgas und Drehofen-Entgasung wegen des Mehrkohlenverbrauchs.

Zonenvergassung II gibt den geringsten Mehrkohlenverbrauch (ca. 38%) und fordert ca. Mk. 14,00 als untere Grenze der Einnahmen aus Nebenprodukten; dieses Verfahren zu verwenden könnten daher nur spezielle Verhältnisse empfehlen.

Eine Gasfeuerung der Kessel der Kraftwerke kommt nach allem also kaum in Betracht.

### III. Für Kraftwerke, die mit Gasfernversorgungs- zentralen gekuppelt sind.

#### 1. Die Kupplung einer Kokerei mit einem Kraftwerk,

wobei das Koksgeneratorgas für die Kessel und das Koksofenmischgas für eine Gasfernversorgung verwendet werden soll, gibt selbst unter Berücksichtigung der Ersparnisse im Kesselbetrieb durch Fortfall von Löhnen und Rostersatz, einen Koksofengaspreis von ca. 5,2 Pfg.-cbm ab Kompressoren-Station. Für die Kohlenbasis Mk. 13,00/Tonne können aber dafür höchstens 2,5 Pfg./cbm gezahlt werden.

Eine derartige Kupplung kann also nicht verwendet werden.

#### 2. Die Kupplung von Nebenprodukten-Generatoren mit einem Kraftwerk

muß Rücksicht nehmen auf die Verhältnisse der Gasfernversorgung. Es kann für Gasfernversorgungen zur Belieferung städtischer Gasleitungsnetze nach den heutigen Verhältnissen mit 4000 W.E. (unterer, 0°, 760 mm Quecksilber) als niedrigst festgelegten Heizwert gerechnet werden, das entspricht dem Koksofenmischgas.

Zonengeneratorgas II mit 3600 W.E. (unterer, 0°, 760 mm) für die Gasfernversorgung und Koksgeneratorgas für die Kessel könnte eventuell in Betracht gezogen werden, wenn eine weitere Heizwertverminderung für die Versorgung städtischer Netze als zulässig erachtet wird, und wenn nicht der Kohlenmehrverbrauch hindernd wäre. In Anlehnung an den Rechnungsgang auf S. 110 für die Kokerei erhält man hier als Differenz der Erzeugungskosten und Gebrauchswerte, die durch die Gasfernversorgung zu tragen ist (siehe auch S. 22, 66 u. 89):

$$1,264 + \frac{1860 \times (0,488 - 0,2554) - 810 \times (1,4375 - 1,264)}{810} =$$

1,625 Pfg./cbm.

Dazu kommen die Kosten der Fernversorgungsanlagen bis zum Kompressor-Ausgang, die Kraftkosten und die Kosten des Netzverlustes mit ca. 1 Pfg./cbm, dagegen sind abzusetzen die Ersparnisse für Löhne und Rostersatz der Kessel mit ca. 0,333 Pfg./cbm.

Für das Kubikmeter Zonengeneratorgas II kann daher in diesem Fall mit ca. 2,3 Pfg./cbm gerechnet werden, oder umgerechnet auf den Ersatz von Gas mit 4000 W.E. mit

$$2,3 \times \frac{4000}{3600} = \text{ca. } 2,6 \text{ Pfg./cbm.}$$

Nach den Ausführungen auf S. 106 gibt die Verwendung von Koksgeneratorgas für Kessel aber einen Mehrkohlenverbrauch von:

die Koksgeneratorgas-Erzeugung je Tonne Kohle ersetzt  $\frac{1860}{5,77} = 322,36$  kg Steinkohle auf dem Rost; der Austauschwert ist daher  $\frac{322,36}{1000} = 0,3224$  Tonnen Steinkohlen auf dem Rost verfeuert, von

denen 1 Tonne zu ersetzen ist durch  $\frac{1}{0,3224} = 3,101$  Tonnen Zonengeneratorkohle. Der Mehrkohlenverbrauch gegenüber Rostfeuerung ist also ca. 210%. Daher ist eine derartige Kupplung auch nicht verwendbar.

## IV. Für die Gasfernversorgung.

### 1. Industriegasversorgung (Generatorgas).

Die Grenze der Wirtschaftlichkeit liegt bei ca. 10 km, 4 m W.S. Leitungsanfangsdruck und mindestens 250 mm lichten Rohrdurchmesser.

Die Eigenerzeugung von normalem Generatorgas muß ca. 0,9 bis 1,0 Pfg./cbm kosten, um seinen Ersatz durch Zonengeneratorgas I oder Mondgas mittels Gasfernversorgung zu ermöglichen.

### 2. Hochdruck-Gasfernversorgung (Koksofengas).

Es wird mit 26 At. ü. D. als Kompressoren-Ausgangsdruck und 5 At. ü. D. als Ausgangsdruck für die Zwischen-Kompressoren gerechnet, sowie einen Rohrdurchmesser von 500 mm l. W.

- a) Für die **450 km** lange Strecke: Gelsenkirchen—Hamm—Gütersloh—Porta—Hannover—Fallersleben—Gardelegen—Schönhausen—Nauen—Berlin (die Abschnitte je 50 km lang) werden bei zweimaligem Umpumpen des Gases in Porta und Gardelegen Gaskosten ermittelt, die mit der eigenen Er-

zeugung der Gaswerke wettbewerbsfähig sind, wenn für Berlin die Kohlen für die Gaserzeugung in den Gaswerken allein von Westfalen bezogen werden müssen. Bekanntlich war aber Berlin bisher von Westfalen nicht allein abhängig.

- b) Für die **300 km** lange Strecke mit einer Reichweite von Westfalen bis Braunschweig—Magdeburg werden bei einmaligem Umpumpen des Gases in Porta Gaskosten ermittelt, die mit der eigenen Erzeugung der Gaswerke wettbewerbsfähig sind.
  - c) Die Gasfernversorgung ermäßigt die Fracht-Tonnen nur auf ca. die Hälfte der Kohlen-Tonnen, wenn der Kokstransport nicht entbehrt werden kann. Eventuell könnte aber im Sonderfall der Koks von günstiger gelegenen Braunkohlen-Vorkommen ersetzt werden und dadurch die Koksfracht erspart werden.
  - d) Es ist für die genannten Streckenlängen ganz ausgeschlossen, den Zentralheizungskoks durch Ferngas zu ersetzen.
-

**Die Beseitigung der Kohlennot.** Unter besonderer Berücksichtigung der Elektrotechnik. Von Dr.-Ing. e. h. G. Dettmar, Generalsekretär des Verbandes Deutscher Elektrotechniker. Mit 45 Textabbildungen. Preis M. 10.—

---

**Kraft- und Wärmewirtschaft in der Industrie** (Abfallenergie-Verwertung). Von Baurat Ing. M. Gerbel. Zweite, verbesserte Auflage. Mit 9 Textfiguren. Preis M. 12.—

---

**Die Abwärmeverwertung im Kraftmaschinenbetrieb** mit besonderer Berücksichtigung der Zwischen- und Abdampfverwertung zu Heizzwecken. Eine kraft- und wärmewirtschaftliche Studie von Dr.-Ing. Ludwig Schneider. Dritte, neubearbeitete Auflage. Mit 159 Textfiguren. Preis M. 16.—; gebunden M. 20.—

---

**Ökonomik der Wärmeenergien.** Eine Studie über Kraftgewinnung und -verwendung in der Volkswirtschaft. Unter vornehmlicher Berücksichtigung deutscher Verhältnisse. Von Dr. Karl Bernhard Schmidt. Mit 12 Textabbildungen. Preis M. 6.—

---

**Ermittlung der billigsten Betriebskraft für Fabriken** unter besonderer Berücksichtigung der Abwärmeverwertung. Von Karl Urbahn. Dritte, vollständig erneuerte und erweiterte Auflage von Dr.-Ing. Ernst Reutlinger, Direktor der Ingenieurgesellschaft für Wärmewirtschaft m. b. H. in Köln. In Vorbereitung.

---

**Wahl, Projektierung und Betrieb von Kraftanlagen.** Ein Hilfsbuch für Ingenieure, Betriebsleiter, Fabrikbesitzer. Von Friedrich Barth, Oberingenieur an der Bayerischen Landesgewerbeanstalt in Nürnberg. Zweite, umgearbeitete und erweiterte Auflage. Mit 133 Abbildungen im Text und auf 3 Tafeln. Gebunden Preis M. 22.—

---

**Torfkraftwerke und Nebenproduktenanlagen.** Technisch-wirtschaftliche Grundlagen für Innenkolonisierung. Von Dr.-Ing. Erich Philippi. Mit 28 Textabbildungen. Preis M. 10.—

---

**Die Wirtschaftlichkeit von Nebenproduktenanlagen für Kraftwerke.** Von Prof. Dr.-Ing. G. Klingenberg. Mit 16 Textabbildungen. Preis M. 2.40

---

**Bau großer Elektrizitätswerke.** Von Prof. Dr. Ing. h. c. Dr. phil. G. Klingenberg (Berlin).

I. Band: Richtlinien für den Bau großer Elektrizitätswerke (mit Wirtschaftlichkeitsrechnungen und Ausführungsbeispielen). Mit 180 Textabbildungen und 7 Tafeln.

Unveränderter Neudruck. Gebunden Preis M 60.—

II. Band: Verteilung elektrischer Arbeit über große Gebiete. (Mit einer Baustatistik von Elektrizitätswerken und einer Arbeit über „Elektrizitätsversorgung der Großstädte“ als Ergänzung des I. Bandes.) Mit 205 Textabbildungen.

Unveränderter Neudruck. Gebunden Preis M. 56.—

III. Band: Das Kraftwerk Golpa. Mit 127 Textabbildungen und 4 Tafeln. Gebunden Preis M. 30.—

---

**Die Verwaltungspraxis bei Elektrizitätswerken und elektrischen Straßen- und Kleinbahnen.** Von Max Berthold. Unveränderter Neudruck. Gebunden Preis M. 20.—

---

**Fernkraftpläne.** Nahkraftwerke und Einzelkraftstätten, ihr Geltungsbereich und ihre gegenseitigen Grenzlinien. Nebst einem Anhang enthaltend den Abdruck beachtenswerter Äußerungen zu dem Thema „Elektrische Großwirtschaft unter staatlicher Mitwirkung“. Von Dr. B. Thierbach. Preis M. 2.40

---

**Die Stromversorgung der Großindustrie.** Von Dr.-Ing. H. Birrenbach. Mit 27 Textabbildungen. Preis M. 5.—

---

**Stromtarife für Großabnehmer elektrischer Energie.** Von Dr.-Ing. E. Fleig. Mit 55 Textfiguren. Preis M. 6.—; gebunden M. 7.—

---

**Elektrische Energieversorgung ländlicher Bezirke.** Bedingungen und gegenwärtiger Stand der Elektrizitätsversorgung von Landwirtschaft, Landindustrie und ländlichem Kleingewerbe. Von Dipl.-Ing. Walter Reißer in Stuttgart. Preis M. 2.80

---

**Das Reichs-Elektrizitätsmonopol.** Ein Beitrag zur Frage der staatlichen Elektrizitäts-Großwirtschaft. Unter Benutzung amtlichen Materials von Dr. phil. Richard Hartmann. Preis M. 3.60

---

**Die Genossenschaft als Träger der Elektrizitätsversorgung in der ländlichen Gemeinde.**

Erstes Heft: Gründung und Finanzierung von Elektrizitätsgenossenschaften. Von Adolf Wolterstorff, genossenschaftlichem Verbandsssekretär. Preis M. 1.60

25 Expl. je M. 1.40; 50 Expl. je M. 1.35; 100 Expl. je M. 1.30.