

# **Die Industrie** der **Steinkohlenveredelung**

Zusammenfassende Darstellung  
der Aufbereitung, Brikettierung und Destillation  
der Steinkohle und des Teers

Von

**Oberingenieur Fritz Schreiber**

Essen-Rüttenscheid

---

Mit 102 Abbildungen



---

**Springer Fachmedien Wiesbaden GmbH**

1 9 2 3

---

**Alle Rechte,  
namentlich das Recht der Übersetzung in fremde Sprachen, vorbehalten.**

ISBN 978-3-663-03908-2      ISBN 978-3-663-05097-1 (eBook)  
DOI 10.1007/978-3-663-05097-1

**Copyright, 1923, by Springer Fachmedien Wiesbaden**  
Ursprünglich erschienen bei **Friedr. Vieweg & Sohn Akt.-Ges.**  
**Braunschweig 1923**

Softcover reprint of the hardcover 1st edition 1923

---

## Vorwort.

Noch nie ist die Bedeutung unserer Steinkohle für das gesamte Wirtschaftsleben in so hohem Maße erkannt und bewertet und der Ausdruck „Schwarze Diamanten“ mit so viel Recht angewandt worden als zur Jetztzeit. Eine restlose Ausnutzung dieses kostbaren Gutes ist daher eine dringliche Forderung der Gegenwart. Die Aufbereitung der Kohle und die Zerlegung in Koks und Nebenprodukte steigern den Wert des Ausgangsmaterials um das Vielfache. Die Verwendung von Koks und Koksgas gestatten eine weit höhere thermische Ausnutzung der in der Kohle vorhandenen Energiemengen, und die Destillations- oder Nebenprodukte sind für unsere heimische Industrie von außerordentlicher Bedeutung. Das Kokereigas dient zur Beleuchtung von Städten und Gemeinden, zur Erzeugung von Kraft sowie zur Beheizung von Schmelzöfen in metallurgischen Betrieben. Das Ammonsulfat ist die Hauptstickstoffquelle für unsere Landwirtschaft, und Teer und Benzol sind unentbehrliche Produkte für unsere blühende Farbenindustrie. Weiter spielen Benzol und Teeröle eine große Rolle als Heizstoffe und Treibmittel für Motoren sowie zur Herstellung wichtiger Schmiermittel für unsere heimische Industrie.

Dem mit der Bearbeitung dieser Materie betrauten Ingenieur einen Wegweiser durch das gesamte Gebiet dieser Industrie zu geben, war der Gedanke bei der Abfassung dieses Werkes. Das Werk bringt eine zusammenfassende Darstellung über die Veredelungsprozesse der Steinkohle bis zur Verfeinerung der aus ihr aufgeschlossenen Teere. Es behandelt neben der Steinkohlenverkokung und Teerdestillation die Aufbereitungs- und Brikettierungsindustrie und gibt Aufschluß über die einschlägigen Betriebsuntersuchungen und Untersuchungsmethoden. Der Eingang des Werkes bringt eine kurze Schilderung über die Entstehung der Steinkohle nach den neuesten Forschungen und Beobachtungen sowie eine Statistik über die Produktion der erzeugenden Länder.

An dieser Stelle sei mir noch gestattet den Firmen Dr. Otto, Koppers, Still, Hinselmann sowie den M. A. N.-Werken Augsburg-Nürnberg, den Maschinenfabriken Schüchtermann & Krämer, Hartmann in Chemnitz, Wegelin & Hübner und der Harburger Maschinenfabrik in Harburg, welche in entgegenkommender Weise zeichnerische und bildliche Unterlagen zur Verfügung gestellt haben, meinen verbindlichsten Dank zu sagen.

Essen-Rüttenscheid, im März 1923.

Der Verfasser.



# Inhaltsverzeichnis.

	Seite
<b>Entstehung der Steinkohle</b> . . . . .	1
Bildungsvorgang . . . . .	1
Ligninhypothese . . . . .	1
Cellulosehypothese . . . . .	1
Mumifizierung . . . . .	2
Klassifikation der Kohle . . . . .	2
Förderungstatistik . . . . .	3
<b>Gewinnung der Kohle</b> . . . . .	3
Abbau . . . . .	3
Bergeversatz . . . . .	3
Förderung . . . . .	3
<b>Aufbereitung der Kohle</b> . . . . .	4
Entwicklung . . . . .	4—5
<b>Trockene Separation</b> . . . . .	6
Klassieren . . . . .	7
Ausklauben . . . . .	8
Flugstaubgewinnung . . . . .	9—10
<b>Nasse Aufbereitung</b> . . . . .	11
<b>Setzarbeit</b> . . . . .	11
Einfach wirkende Setzmaschine . . . . .	12
Doppelt wirkende Setzmaschine . . . . .	13
Gewinnung des Mittelproduktes . . . . .	14—15
Gemeinsame Waschung . . . . .	16
Entwässerungserhne . . . . .	17
Spitzkastenklassierung . . . . .	17
Stromwäsche, Rhéoverfahren . . . . .	18
Schlammaufbereitung . . . . .	18—22
Flotationsverfahren . . . . .	23
Schlammwasserklärung . . . . .	24, 26
Schematische Darstellung einer Aufbereitungsanlage . . . . .	22
Betriebsuntersuchungen . . . . .	27
<b>Brikettierung der Steinkohle</b> . . . . .	28
Bindemittel . . . . .	28
Trocknung . . . . .	29
Wärmeofen Biérix . . . . .	29
Tellertrockenofen mit Dampfheizung . . . . .	30
<b>Brikettpressen</b> . . . . .	32
Coulfinhalpresse . . . . .	32
Kniehebelpresse . . . . .	34
Revolverpresse . . . . .	36
Eierbrikettpresse . . . . .	37
Dampfknethwerk oder Malaxeur . . . . .	38
Verfahren mit flüssigen Bindemitteln . . . . .	38
Brikettierungsvorgang . . . . .	39
Prüfung und Statistik . . . . .	41
<b>Verkokung der Steinkohle</b> . . . . .	42
Entwicklung . . . . .	42—44
<b>Verkokungschemie</b> . . . . .	44
Tiefemperaturdestillation . . . . .	45
Drehofen . . . . .	46
Kohlenschwefelverfahren Pintsch . . . . .	48
Urteergenerator . . . . .	49

	Seite
Eigenschaften der Kokskohle . . . . .	49
Koksbeschaffenheit . . . . .	50
Asche, Schwefel, Stickstoff . . . . .	50—51
Verhalten der Kohle im Ofen . . . . .	51
Treiben . . . . .	52
Abbau der Kohlenstoffverbindungen . . . . .	53
Teerentwicklung und Teerbeschaffenheit . . . . .	54
Temperaturbild während der Verkokungsperiode . . . . .	54
Ammoniakentwicklung . . . . .	55
Benzolkohlenwasserstoffe . . . . .	56
Gasausbringen . . . . .	56
Rationelle Destillation . . . . .	57
Laboratoriumsmethode zur Prüfung des Destillatausbringens . . . . .	57—59
Verkokungstechnik . . . . .	59
Koksofen . . . . .	60
Regenerativofen Gustav Hoffmann . . . . .	60
Regenerativofen Otto-Hoffmann . . . . .	61
Unterbrenner-Abhitzeofen System Otto . . . . .	62—63
Unterbrenner-Regenerativofen von Otto . . . . .	65
Unterbrenner-Regenerativofen von Koppers . . . . .	66
Koksofen System Collin . . . . .	66—67
Koksofen System Coppée . . . . .	68
Rekuperativofen von Bauer . . . . .	69
Rekuperativofen von Brunck . . . . .	70
Leuchtgasgewinnung . . . . .	70
Verbundofen von Koppers . . . . .	70—74
Verbundofen von Hinselmann . . . . .	74
Verbundofen von Dr. Otto . . . . .	75
Ofenleistung . . . . .	78
Das feuerfeste Steinmaterial . . . . .	78
Zerstörende Einflüsse der Natriumsalze . . . . .	79
Prüfung der Natriumsalze . . . . .	80
Verschiedenartiges Verhalten der Tonsubstanz . . . . .	80
Feststellung des Erweichungsgrades . . . . .	81—82
Silikamaterial . . . . .	83
Untersuchung des feuerfesten Steinmaterials . . . . .	84—87
Koksherstellung . . . . .	87
Beschicken der Ofenkammern . . . . .	87
Stampfverfahren . . . . .	89—91
Verschluß der Ofenkammern . . . . .	91—94
Türkabel . . . . .	94
Löschen und Verladen des Kokeses . . . . .	94
Verladeeinrichtung Schalke-Eisenhütte . . . . .	95
Verladeeinrichtung Still . . . . .	95
Verladeeinrichtung Schöndeling . . . . .	95
Verladeeinrichtung Bamag . . . . .	96
Verladeeinrichtung Koppers . . . . .	98
Verladeeinrichtung Hartmann Fordanski . . . . .	98
Schaufelverladung Wessel-Brandes . . . . .	99
Trockenlöschung des Kokeses . . . . .	100
Separieren und Stapelung des Kokeses . . . . .	100—102
Gießerei- und Hochofenkoks . . . . .	102
Chemische und physikalische Untersuchung des Kokeses . . . . .	102
Feuchtigkeit . . . . .	102
Asche . . . . .	103
Schwefel . . . . .	103
Brennwert . . . . .	103
Stickstoff . . . . .	103

	Seite
Scheinbar spezifisches Gewicht . . . . .	104
Wirklich spezifisches Gewicht . . . . .	104
Untersuchung des Porenraumes . . . . .	105
Festigkeitsbestimmung . . . . .	105—106
<b>Nebenproduktengewinnung . . . . .</b>	<b>106</b>
Abführung der Füllgase . . . . .	106—107
Kühlung oder Kondensierung der Destillationsgase . . . . .	107
Teergewinnung . . . . .	107—109
Fraktionierte Kondensation . . . . .	109
Gassauger . . . . .	110—112
Teerscheider . . . . .	112
<b>Ammoniakgewinnung . . . . .</b>	<b>113</b>
Hordenwascher . . . . .	113
Rotierender Wascher . . . . .	113
Wasserverbrauch . . . . .	113
Ammoniakabtrieb . . . . .	114—116
Kontinuierliche Sättigungskasten . . . . .	116—117
Direktes Ammonsulfat-Gewinnungsverfahren . . . . .	118
Verfahren Brunck . . . . .	118
Verfahren Otto . . . . .	118
Verfahren Semet-Solvay . . . . .	119
Verfahren Simon Carvet . . . . .	119
Halbdirektes Verfahren von Koppers . . . . .	119
Mont Cenis-Verfahren . . . . .	119
Neues Ottosches Verfahren . . . . .	120—121
Stillesches Verfahren . . . . .	122
Sättigungsapparat . . . . .	122
Prüfung der ausgewaschenen Gase auf Ammoniak . . . . .	123
Zentrifugieren und Trocknen des Salzes . . . . .	124
Schwefelgewinnung . . . . .	125
Burkheiser-Verfahren . . . . .	125
Polythionat-Verfahren von Feld . . . . .	126—128
Verfahren von Glud . . . . .	129
Verfahren mittels aktiver Kohle . . . . .	129
Ammoniaksodaverfahren . . . . .	130
Verdichtetes Ammoniak . . . . .	131
Cyan . . . . .	132
Pyridin . . . . .	133
Katalytische Gewinnung des Ammoniaks . . . . .	134
Benzolgewinnung . . . . .	135
Auswaschung der Benzolgase . . . . .	135
Tension der Benzoldämpfe . . . . .	135
Benzolabsorbierung mittels aktiver Kohle nach dem Bayer-Verfahren . . . . .	138
Abtrieb der Benzolkohlenwasserstoffe, Leichtölgewinnung . . . . .	139—142
Ölkühlung . . . . .	143
Fraktionierte Destillation der Benzolkohlenwasserstoffe . . . . .	144
Benzolrektifikator . . . . .	145
Behandlung des Rückstandsöles . . . . .	146
Kumaronharzgewinnung . . . . .	146
Reinigung der Benzolkohlenwasserstoffe . . . . .	147—149
Regenerierung der Abfallschwefelsäure . . . . .	147
Benzolverwendung . . . . .	149
<b>Untersuchungsmethoden zur Bestimmung der Benzolkohlenwasserstoffe . . . . .</b>	<b>149—150</b>
Prüfung des Waschöles . . . . .	151
<b>Gasverwertung . . . . .</b>	<b>152</b>
Verteilung der Wärmemengen im Kokereibetrieb . . . . .	152
Leuchtgasgewinnung . . . . .	153
Beschaffenheit des Kokereigases . . . . .	153—154

	Seite
Ferngasversorgung . . . . .	155
Salpetersäuregewinnung aus Kokereigas . . . . .	156
Entwicklungs- und Produktionsstatistik . . . . .	157
<b>Teerdestillation</b> . . . . .	157
Beschaffenheit des Teeres . . . . .	157
Gang der Teerdestillation . . . . .	158
Kontinuierliche Destillation . . . . .	159—162
Fraktionierung . . . . .	162
Leichtöl . . . . .	162
Pyridin . . . . .	162
Mittelöl . . . . .	163
Karböl, Phenol, Kresol, Neutralöl, Naphthalin, Bakelit, Hexalin . . . . .	163
Schweröl . . . . .	164
Xylenol, Acenaphthen, Methylnaphthalin, Kreosotöl . . . . .	164
Anthracenöl . . . . .	164
Carbazol, Anthracen, Phenantren . . . . .	164
Filterpresse . . . . .	165
Naphthalinwarmpreßgut . . . . .	166
Reinnaphthalin . . . . .	167
Schuppennaphthalin . . . . .	167
Tetralin . . . . .	167
Motorennaphthalin . . . . .	167
Imprägnieröl . . . . .	168
Heizöl . . . . .	169
Treiböl . . . . .	170—172
Schmieröl . . . . .	172—173
Konsistente Fette . . . . .	174
Steinkohlenpech . . . . .	174
Teererzeugungsstatistik . . . . .	175
Untersuchungsmethoden für Teerprodukte . . . . .	175
Spezifisches Gewicht . . . . .	175
Siedeanalyse . . . . .	175, 183
Satzgehalt . . . . .	176
Wassergehalt . . . . .	176
Gehalt an saueren Ölen . . . . .	176
Chlorbestimmung . . . . .	176
Unlösliche Bestandteile . . . . .	177
Unverbrennliche Bestandteile . . . . .	177
Schwefel . . . . .	177
nach Eschka . . . . .	177
nach Parr . . . . .	178
Flammpunkt . . . . .	178
Heizwert . . . . .	179
Viskosität . . . . .	180
Stockpunkt . . . . .	180
Erweichungspunkt . . . . .	181
Freier Kohlenstoff . . . . .	181
Verkokungsrückstand . . . . .	182
Erstarrungspunkt . . . . .	182
Schwefelsäurereaktion . . . . .	183
Anthracenbestimmung . . . . .	183
Pyridinbestimmung . . . . .	184
Zusammenstellung der im Steinkohlenteer aufgefundenen chemischen Verbindungen . . . . .	186
Sachregister . . . . .	188

## Entstehung und Gewinnung der Kohle.

Die Pflanzen, welche als Ausgangsmaterial für die Entstehung der Steinkohlen angesehen werden, waren je nach der Formation verschieden. In der Keuper-Formation waren es die Koniferen und Cycadeen, in der Steinkohlen-Formation die Lepidodendren, die Sigillarien, Calamiten und Farne und in der Devon- und Silur-Formation der Seetang.

Nach den neueren Forschungen kann man mit Fremy annehmen, daß die Pflanzen, ehe sie Steinkohle erzeugen, sich zuerst in Torf verwandeln, wobei das Verschwinden der organischen Gebilde auf eine Art torfischer Gärung durch Mikroorganismen zurückzuführen ist. Da mit dem Begriff Torf die Entstehung an Ort und Stelle verbunden sein muß, weil ohne Mitwirkung lebender Moorvegetation eigentlicher Torf nicht entstehen kann, so ist die Bildung der Steinkohle in erster Linie eine autochthone im Gegensatz zu der von verschiedenen Seiten angenommenen allochthonen Bildung, wonach die Steinkohlenlager auf angeschwemmte Pflanzenreste zurückgeführt werden. — Nach den Forschungsarbeiten von Franz Fischer bildet das in den Pflanzen vorhandene Lignin die Muttersubstanz der natürlichen Humusstoffe und der Kohle, während nach einer anderen Auffassung die Zellulose als die Muttersubstanz der Kohle angesehen wird. Nach Ansicht von Fischer ist die Zellulose im Laufe des Vertorfungsstadiums aufgezehrt, während das zurückgebliebene Lignin unter Abspaltung der Acetylgruppe in Huminsäure übergeht und hierbei eine relative Anreicherung erfährt. Aus der Huminsäure entstehen in der weiteren Entwicklung die alkal unlöslichen Huminstoffe, die sich schließlich unter Abspaltung von Wasser, Kohlensäure und Methan in die Kohle verwandeln. Die ursprünglich in den Pflanzen vorhandenen Wachse und Harze sind in dieser Zeit in das sogenannte Bitumen der Kohle übergegangen, so daß der aus dem ursprünglichen Lignin entstandene Stoff, d. h. der Humusanteil der Kohle und das Bitumen, die eigentliche bituminöse Kohle darstellt. Fischer beweist seine Lignintheorie damit, daß die Kohle Benzolstruktur hat und das Lignin aromatische Abbauprodukte bildet, während die Zellulose anderer Konstitution ist. So haben Fischer und Schrader im Ligninteer 34 Proz. Phenole gefunden, während Zelluloseeteer nur 8 Proz. lieferte.

Potonié sucht auf geologisch-paläontologischem Wege zu beweisen, daß nicht nur Zersetzungsprodukte der verholzenden Stoffe, sondern solche der Zellulose in den Humuskohlen vorhanden sind. Er weist auf die inkohlten Blattspreiten der paläozoischen Farne im Schiefertone hin, die nicht nur das Aderwerk, sondern auch die zwischen der Aderung vorhandenen Zelluloseiteile

der Blätter erhalten zeigen <sup>1)</sup>. Von den zahlreichen Einwänden gegen diese Fischersche Ligninhypothese erscheint weiter ein Fund natürlicher Zellulose im Miozän des Niederlausitzer Braunkohlenreviers von Interesse, an Hand dessen W. Gothan gelegentlich einer Sitzung der deutschen geologischen Gesellschaft <sup>2)</sup> berichtet. Die dort gefundenen fossilen Holzstücke ergaben bei der Prüfung mit Chlorzinkjodlösung die ausgesprochene Zellulosereaktion durch Blaufärbung, so daß hier die Zellulose nicht der bakteriellen Zerstörung bei der Humusbildung anheimgefallen ist, sondern sich unter ziemlich ungünstigen Verhältnissen in einem von durchlässigem Nebengestein umgebenen Braunkohlenschmitz als außerordentlich widerstandsfähig erwiesen hat, während die Holzstoffe infolge der Eigenart der Umstände mehr oder weniger verschwunden gewesen sind. Unter gewissen Umständen kann die Zellulose erhalten bleiben, wenn es sich um eine sogenannte Mumifizierung des Holzes handelt, die in Gegenwart von Calcium, Eisen, Magnesiumsalzen usw., welche mit den Huminsubstanzen Verbindungen eingehen, entstehen kann. Diese Verbindungen sind nach Hoppe-Seyler, der ebenso wie Fischer auch den Lignit für mumifiziertes Holz hält <sup>3)</sup>, nicht allein imstande, in ihren Ablagerungen hineingeratene Stücke von Holz, sondern auch die feinsten Zellenmembrane vor der Zersetzung viele Jahrhunderte und Jahrtausende zu bewahren, indem sie die Poren und Fugen imprägnieren und auf diese Weise der Tätigkeit der Spaltpilze den Weg verlegen.

Der Gebirgsdruck und auch die Erdwärme sind auf die weitere Beschaffenheit der Kohle nicht ohne Einfluß geblieben, indem durch weitere Entgasung die Anthrazite gebildet wurden, ebenso wie es Steinkohlenlager gibt, die im Eruptivgestein (Porphyry) durch vulkanische Massen vollständig zu Koks umgewandelt sind. Derartige Fundstätten hat Verfasser wiederholt im Waldenburger Steinkohlenrevier angetroffen.

Die Naturerscheinungen, denen die Steinkohle ihre Entstehung verdankt, reichen zurück in die Epoche der ältesten Sedimentärformation, der paläozoischen Gruppe, die, wenn man einer Berechnung Graßmanns Glauben schenken darf, etwa 2 $\frac{1}{2}$  Mill. Jahre hinter unserer Zeitrechnung zurückliegt.

Die Kohlen können nach einer Klassifikation Gruners eingeteilt werden in

	C	H	O
	Proz.	Proz.	Proz.
1. Sand- oder Flammkohlen . . . . .	75—80	5,5—4,5	19,5—15
2. Gaskohlen . . . . .	80—85	5,8—5,0	14,2—10
3. Schmiedekohlen . . . . .	84—89	5,0—5,5	11,0— 5,5
4. Kokskohlen . . . . .	88—90	6,0—5,5	6,0— 4,5
5. Anthrazit- oder Magerkohlen . . . . .	90—94	5,5—3,0	4,5— 3

Das prozentuale Verhältnis dieser Kohlensorten verteilt sich auf die Weltförderung etwa wie folgt:

1. Sand- oder Flammkohlen . . . . . 35 Proz.	4. Kokskohlen . . . . . 25 Proz.
2. Gaskohlen . . . . . 20 „	5. Anthrazit- oder Magerkohlen . 13 „
3. Schmiedekohlen . . . . . 5 „	

<sup>1)</sup> Mitt. d. Ges. für Braunkohlen- u. Mineralölforschung, Heft 2, 1923.

<sup>2)</sup> „Glückauf“ 1922, S. 930.

<sup>3)</sup> Brennstoff-Chemie, Nr. 22, 1922.

Die Gesamtweltförderung betrug im Jahre 1913: 1 195 547 219 t; im Jahre 1919: 1 010 897 781 t, die sich auf die einzelnen kohleproduzierenden Länder wie folgt verteilen:

	1913 t	1919 t
Großbritannien . . . . .	287 412 000	233 467 478
Deutschland . . . . .	191 500 000	116 500 000
Kanada . . . . .	14 000 000	9 756 019
Südafrika . . . . .	9 000 000	9 313 232
China . . . . .	—	23 000 000
Indien . . . . .	17 000 000	22 991 217
Japan . . . . .	21 415 000	30 236 000
Australien . . . . .	12 417 000	10 736 321
Frankreich . . . . .	41 000 000	21 546 000
Belgien . . . . .	23 000 000	18 342 950
Niederlande . . . . .	1 843 000	3 540 064
Polen . . . . .	7 000 000	6 083 700
Tschecho-Slovakei . . . . .	—	10 384 800
Vereinigte Staaten . . . . .	569 960 219	495 000 000

Die Ablagerung der Kohle ist in Gestalt von sogenannten Flözen vor sich gegangen, die in einer Mächtigkeit von 0,5 bis 15 m anstehen und zwischen Sandstein und Schieferthon eingebettet sind, aus denen der Bergmann die Kohle durch sogenannte Häuerarbeiten mit Hilfe von Werkzeugen, sogenanntem Gezähe, und Maschinen gewinnt und zutage fördert. Das wichtigste Gezähe des Bergmanns bildet die Keilhaue, die hauptsächlich bei Schrämarbeiten verwendet wird, um möglichst viel Stückkohle auf diese Weise zu erzielen, Arbeiten, die heute vielfach durch die mit Luft betriebenen sogenannten Schrämmaschinen ersetzt werden. Um den Abbau der Kohle in größerem Maße bewältigen zu können, sind die Spreng- und Schießarbeiten ein wichtiges Hilfsmittel des Bergmanns geworden, zwecks deren die Flözpartien angebohrt und mit Sicherheitssprengstoff und elektrischer Fernzündung zum Abbruch gebracht werden. Die bei dem Abbau entstandenen Hohlräume werden mit den bei der Kohlenförderung fallenden sogenannten tauben Bergen entweder mit Hand ausgefüllt bzw. versetzt oder unter Zuhilfenahme des Spülversatzes mittels Wassers und Sand oder fein gemahlener Schlacken durch Spülversatzrohre von der Tagesoberfläche unter entsprechendem Druck zugeschlämmt.

Eine Scheidung der wertlosen Bestandteile in der Grube läßt sich nur bis zu einer bestimmten Stückgröße und bei der mangelhaften Beleuchtung und der beschränkten Räumlichkeit auch nur unvollkommen durchführen. Immerhin ist sie von Wichtigkeit, da hierdurch unnütze Förderkosten vermieden werden. Auch eine teilweise Klassierung wird noch in manchen Gruben vorgenommen, indem z. B. die zur Anreicherung der eisernen Bestände für die Eisenbahn dienenden gröberen Stückkohlen vor Ort ausgesucht und für sich verladen werden. In Fördergefäßen von etwa 10 Ztr. Inhalt gelangt die Kohle aus den Grubenstrecken mittels Seilbahn oder durch elektrisch bzw. mit Benzol oder komprimierter Luft betriebene Lokomotiven zum Schacht, aus dem sie dann mittels Förderkörbe zutage befördert wird.

## Aufbereitung der Steinkohle.

Über Tage findet eine weitere Veredlung der Kohle durch die sogenannte Aufbereitung statt. Die Kohlenaufbereitung bezweckt die Trennung der Kohle in verschiedene Korngrößen und deren Reinigung, d. h. Scheidung von den anorganischen Gesteinsbeimengungen, wie Schiefer-ton, Schwefelkies und sonstigen, den Brennwert der Kohle herabmindernden Bestandteilen. Da der Brennwert der Kohle nicht unmittelbar proportional den anorganischen Bestandteilen, sondern infolge des durch die Unreinheit der Kohle notwendig werdenden öfteren Schlackens und den hiermit verbundenen Verlusten an Brennstoff und Wärme in weit höherem Maße abnimmt, so ist eine ausgiebige Aufbereitung der Kohle eine volkswirtschaftliche Notwendigkeit und in Anbetracht der wertvollen Materie ein Studium von höchwichtiger Bedeutung. Es müssen Einrichtungen geschaffen und angewandt werden, die unter größter Schonung des Gutes eine möglichst vollkommene Scheidung und Gewinnung der Kohle und brennbaren Bestandteile gewährleisten, da nur 1 Proz. mehr oder weniger Waschkosten bei unserer deutschen Steinkohlenerzeugung eine Summe von jährlich über 1 000 000 t mit einem Wert von mehr als 50 Milliarden Mark darstellt.

Während die Steinkohlenaufbereitung ursprünglich nur eine Trennung der Stück- und Kleinkohle durch Stürzen über Roste, sogenannte Stengelsiebe, bezweckte, wobei nur die Stückkohle durch Ausklauben von den unreinen Beimengungen befreit wurde, finden wir Ende der 40er Jahre des vorigen Jahrhunderts die ersten Einrichtungen zur Aufbesserung der Kleinkohlen auf mechanischem Wege. Den Anlaß gaben die Kokereien, die bis dahin ihren Koks vorwiegend durch Verkoken von Stückkohlen in Meilern gewannen, dann aber bei der größeren Nachfrage, namentlich infolge der Einführung der Koksfeuerung für Lokomotiven, zur Verkoken von Kleinkohlen in geschlossenen Öfen übergingen. Bei der mechanischen Aufbesserung der Kleinkohlen sind die Erfahrungen der für Erze schon vorher angewandten nassen Aufbereitung durch die Setzarbeit grundlegend gewesen. Einen Übergang zu den später allgemein angewandten hydraulischen Setzmaschinen bildeten die in Frankreich für Kohlen zuerst benutzten kaskadenartig angelegten Schlammgräben.

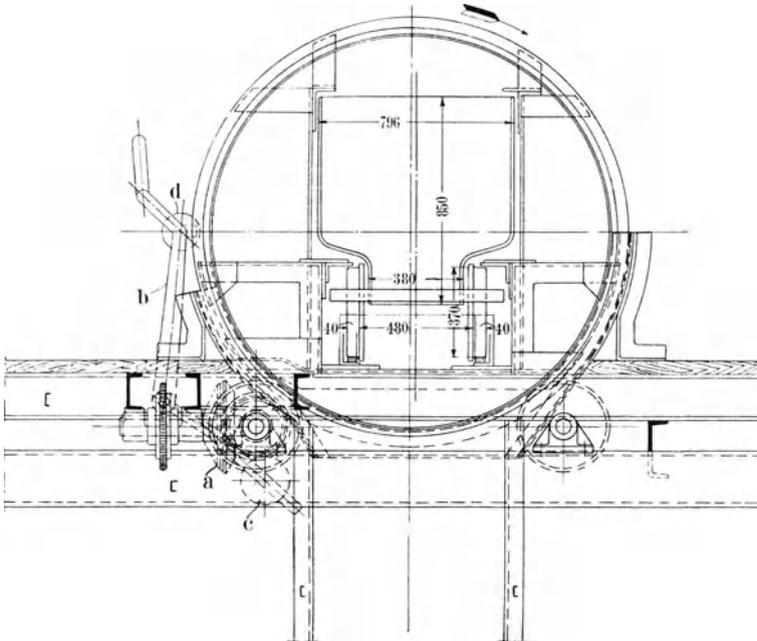
Der hohe Wasserbedarf, sowie die unvollkommene Scheidung führten bald zur Anwendung der Setzmaschine, die anfänglich aus einem mit Wasser gefüllten Holzkasten bestand, in welchem ein zweiter, für die Aufbereitungskohle bestimmter und mit Siebboden versehener Holzkasten mittels Hebelvorrichtung von Hand auf- und abwärts bewegt wurde.

Eine Vervollkommnung dieser Hand- oder Stauchsetzmaschine bildete die im Jahre 1828 von Tutsnack zu Schmöllnitz in Ungarn für Erze zuerst eingeführte vertikal arbeitende Kolbensetzmaschine, die dann im Jahre 1840 in der Kohlenaufbereitung, und zwar auf den Gruben zu Potschappel bei Dresden, die erste erfolgreiche Anwendung fand. Der Betrieb gestaltete sich bei diesen Maschinen noch intermittierend, indem nach einer bestimmten Zeit die an der Oberfläche abgeschiedenen Kohlen mit einem Handblech abgeschöpft wurden. Einen nennenswerten Fortschritt erhielt die nasse Kohlenaufbereitung durch die von Bérard im Jahre 1848 in Frankreich zuerst angewandte Ein-

richtung der kontinuierlichen Setzarbeit, die im Jahre 1849 in Deutschland zuerst von Fritz Wimmer für die Erzaufbereitung im Harz aufgenommen wurde. C. Lühlig führte Ende der 1850er Jahre in Deutschland, und zwar auf der Glückhilfgrube in Hermsdorf bei Waldenburg, die Setzmaschine mit kontinuierlich arbeitendem Schiefer- und Kohlenaustrag für die Steinkohle ein.

Bis um diese Zeit erstreckte sich die nasse Kohlenaufbereitung nur auf die Aufbesserung der Grobkohlen, die für die Kokserzeugung in Quetschwerken zerkleinert wurden. Es lag auf der Hand, daß die derart hergestellten Kohlen erhebliche Kosten verursachten, weshalb dann auch damals nur solche

Fig. 1.



Kreiselpipper mit selbsttätiger Ausrückvorrichtung.

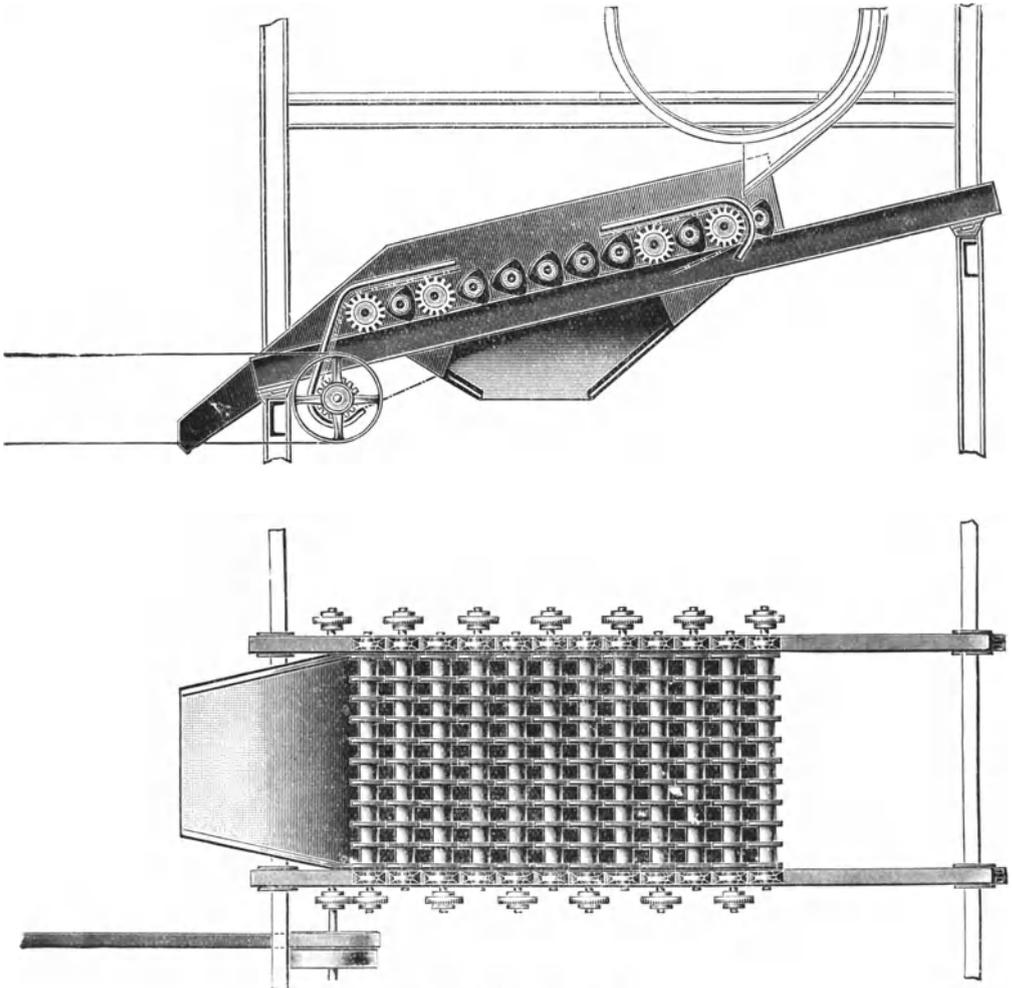
Gruben zur nassen Aufbereitung übergangen, die wegen stark unreiner Backkohlen für die Koksherstellung unbedingt dazu genötigt waren. Es war ein weiteres Verdienst Lühligs, als es im Anfang der 1860er Jahre gelang, die kontinuierliche Aufbereitung auch auf die Feinkohle auszudehnen, was mit Hilfe eines Feldspatbettes, welches das Durchsaugen der Kohlen verhindern sollte, erreicht wurde.

Die weitere Entwicklung der Aufbereitung kennzeichnet sich in technischer und wirtschaftlicher Hinsicht durch Schaffung eines systematischeren Ganges, in dem Bestreben einer schärferen Scheidung durch einfachere und leistungsfähigere Apparatur und nicht minder in der Gewinnung von Feinkohlen aus den Schlämmen.

Man unterscheidet in der Steinkohlenaufbereitung eine trockene und eine nasse Aufbereitung. Die erstere wird vorwiegend in solchen Revieren angewendet, wo die Kohlen so aschenarm zutage gefördert werden, daß eine

Sortierung der einzelnen Produkte durch bloßes mechanisches Absieben genügt. Bei unreinen Förderkohlen ist dagegen zur Erzielung einer marktfähigen Ware eine Scheidung der aschenhaltigen Bestandteile, der sogenannten „Berge“ oder „Schiefer“, erforderlich, die bei Produkten unter 60 bis 80 mm

Fig. 2.



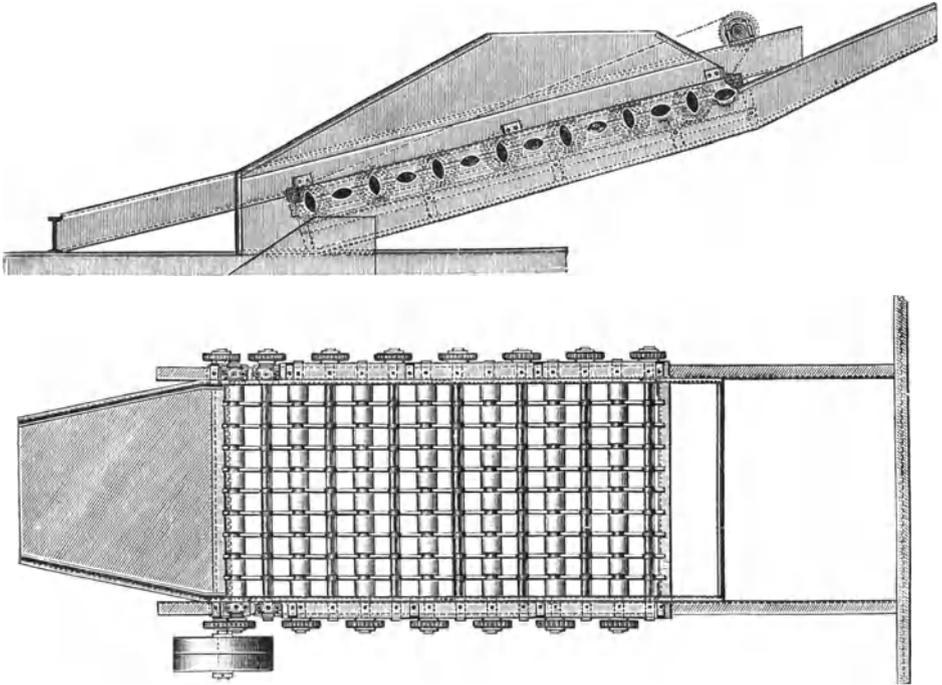
Distel-Susky-Rost.

auf mechanischem Wege mittels Wasser nach dem spezifischen Gewicht in sogenannten Setzmaschinen vorgenommen wird, während die über 60 oder 80 mm abgeseibten Kohlen mit der Hand durch sogenanntes „Ausklauben“ von ihren Unreinigkeiten befreit werden.

**Trockene Aufbereitung.** Das Entleeren der vom Schacht kommenden Förderwagen geschieht durchweg mittels mechanisch angetriebener Kreiselwippen. Die Wippen laufen auf Rollen, welche durch Einrücken einer Klauen-

kupplung oder durch Friktion angetrieben werden. Die letztgenannte Konstruktion ist die bewährteste und aus Fig. 1 ersichtlich. Der Antrieb geschieht hier durch die mittels Hebels *b* ein- und ausrückbare Friktionsscheibe *a*. Die automatische Ausrückung wird durch das Gegengewicht *c* in der Weise bewirkt, daß die während der Drehung gegen den Wipperrahmen einrückbare Hebelrolle *d* gegen Ende der Drehung in eine ausgesparte Öffnung des Rahmens schnell und dadurch die Friktionsscheibe *a* auslöst. — Eine gleichmäßige Verteilung der gestürzten Kohlen auf die Siebe wird durch eine am Ausgang des Sturzbleches angebrachte rotierende Aufgabewalze erreicht.

Fig. 3.



Karop-Rost.

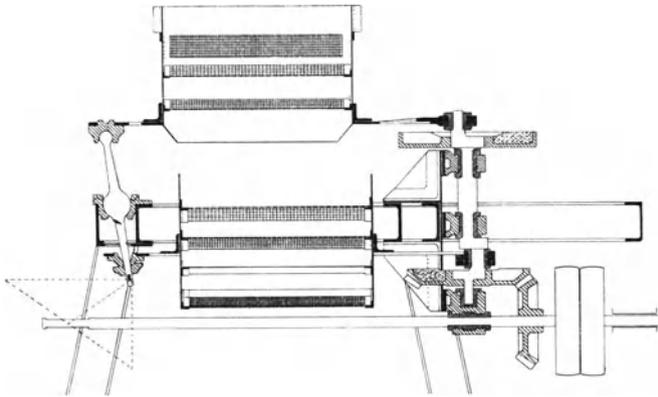
Die weitere Klassierung der Kohlen nach dem Wippen geschieht heute fast allgemein auf beweglichen Rosten oder Schwingsieben. Von den Rostkonstruktionen sind der Distel-Susky- und der Karop-Rost die gebräuchlichsten. Der erste (s. Fig. 2) besteht aus gußeisernen Querstäben in Bogen dreiecksform mit gußeisernen Rippen, die so geformt sind, daß zwischen diesen Stäben in jeder Bewegungslage quadratische oder rechteckige Öffnungen von stets gleicher Größe entstehen, durch welche das kleinere Gut hindurchfällt. Die Roststäbe erhalten an den Enden eingesetzte schmiedeeiserne Zapfen, die in Buchenholz gelagert und durch Gallsche Ketten und Kettenräder von gemeinsamer Welle aus angetrieben werden. Die Arbeitsweise des Rostes ist so, daß der eine Stab das Gut dem anderen zuhebt, wodurch die größeren Stücke so bewegt werden, daß sämtliche auf ihnen liegenden kleineren Stücke durch den Rost fallen.

Der Karoprost (s. Fig. 3) unterscheidet sich vom Distel-Suskyrost dadurch, daß die Querstäbe oval geformt sind und die seitliche Begrenzung der Sieböffnungen an Stelle der Rippen durch festliegende Längsstäbe erfolgt.

Die Roste, welche sich besonders zur Scheidung von Stückkohlen eignen, besitzen bei äußerster Schonung des Produktes und geringem Kraftbedarf eine große Leistungsfähigkeit und benötigen keine besondere Neigung.

Das Ausklauben der Berge aus den Kohlen über 60 bis 80 mm wird auf horizontal sich vorwärts bewegenden Lesebändern bewerkstelligt, die aus Gliederketten mit dazwischen liegenden glatten Belagflächen von zweckmäßig 1000 mm Breite bestehen und die am Ende einen beweglichen Verlade-schnabel zum Transportieren der Kohlen in die Waggons erhalten. Die von jugendlichen Arbeitern ausgelesenen Berge werden zweckmäßig durch trichter-artige, neben dem Klaubeband angebrachte Öffnungen entfernt, während die durchwachsenen Kohlen auf ähnliche Weise in ein Quetschwerk gelangen, dort zerkleinert und zwecks Waschung wieder aufgegeben werden.

Fig. 4.



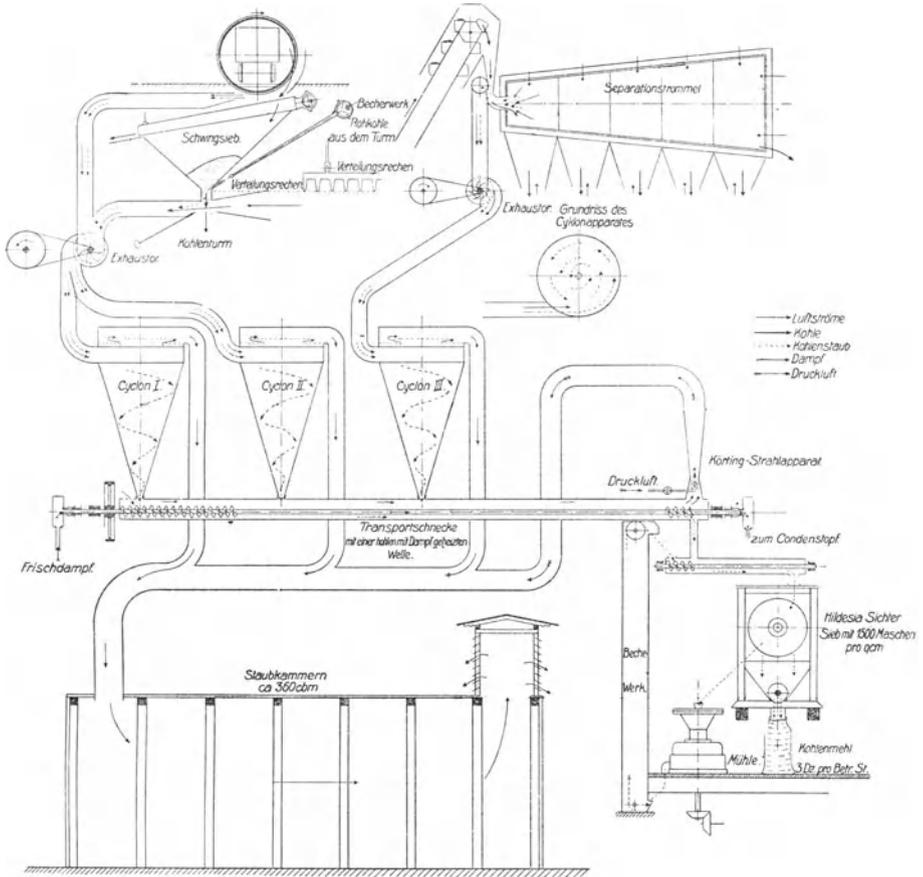
Doppelplanrätter Schwidtal.

Die Klassierung der Kohlen unter 60 mm geschieht auf Schüttel- und Schwingrättern mit hintereinander oder untereinander angeordneten Sieben.

Ein wegen seiner hohen Leistungsfähigkeit und Schonung der Kohlen sehr bewährter und verbreiteter Rätter ist der Doppelplanrätter System „Schwidtal“ (s. Fig. 4). Die übereinander angeordneten Siebkästen sind an den vier Enden mit Stützhebeln verbunden, welche in der Mitte eine feste kugelformige Lagerung erhalten. Der Antrieb der beiden Siebkästen erfolgt seitlich durch um 180° versetzte Kurbeln, deren gemeinsame Welle mit Schwungscheibe durch ein Zahnradgetriebe bewegt wird. Die an den gleichlangen und entgegengesetzt gerichteten Hebeln angreifenden Kräfte werden in der Mittellagerung aufgehoben, wodurch eine vorzügliche Ausbalancierung aller Massen erreicht und die Anbringung der Rätter in jeder Höhenlage des Gebäudes möglich ist. Der Rätter ahmt die kreiselnde Bewegung des Handsiebens nach und zeichnet sich durch hohe Leistung bei gleichzeitiger Schonung des Produktes aus.

Während die Gewinnung des Flugstaubes in erster Linie einen hygienischen Zweck, die Reinhaltung der atmosphärischen Luft in den Arbeitsräumen verfolgt, geschieht die Gewinnung und Abscheidung des Feinkohlensstaubes vor der Waschung zur Verminderung der Schlammbildung, die namentlich bei weichen, leicht zerreiblichen Kohlen in hohem Maße auftritt und infolge der schweren Abscheidung eine ungenügende Klärung des Waschwassers und ein Erschweren der Setzarbeit im Gefolge haben kann.

Fig. 5.

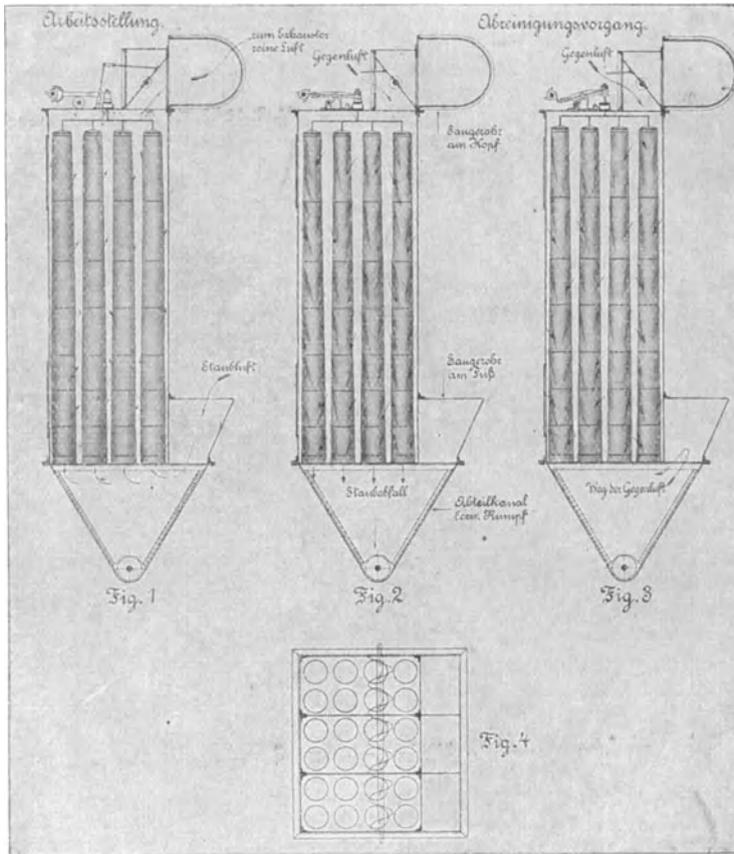


Entstaubungseinrichtung einer Kohlenwäsche.

Die Entstaubung gestaltet sich in der Weise, daß die von 0 bis 12 mm klassierte Staubkohle über eine schiefe Ebene mit jalousieartigen Schlitten rieselt, durch die mittels Winddüsen, welche oberhalb der Ebene angebracht sind, der feine Staub je nach Stärke des Windstromes in Körnung von 0 bis 2 mm in eine Staubkammer geblasen wird. Hier schlägt sich das körnige Gut infolge seiner Schwere nieder, während der Flugstaub von einem Ventilator angesaugt und in eine zweite mit Prellhaube versehene Kammer, sogenannte

Zyklone geblasen wird, wo sich der Flugstaub auch infolge der Geschwindigkeitsverminderung abscheidet, während die Luft ihren Weg zu den Düsen fortsetzt. Der Flugstaub geht als Formstaub in die Gießereien, während das körnigere Produkt, soweit es der Aschengehalt zuläßt, der Waschkohle zugesetzt oder zur Kesselfeuerung verwendet wird.

Fig. 6.



„Beth“-Filter zur Gewinnung des Flugstaubes.

Für Entstaubungseinrichtungen mit vollkommener Rückgewinnung des Flugstaubes haben sich schlauchförmige Tuchfilter gut bewährt, durch die die staubhaltige Luft hindurchgesaugt wird und die nach einer bestimmten Zeit durch ein Schlagwerk selbsttätig gereinigt werden. Die ältesten und verbreitetsten Filter dieser Art sind die auch aus der Braunkohlenindustrie bekannten „Beth-Filter“ (s. Fig. 6). Die Absaugung des Staubes geschieht mittels Rohrleitungen von dünnwandigem Blech, und zwar von allen Staubeentwicklungsstellen, wie Wipper und Siebrätter, die dann entsprechende Umkleidungen aus Blech erhalten. Eine derartige Einrichtung zeigt die schematische Darstellung der Fig. 5.

**Nasse Aufbereitung.** Bei den neueren Wäschen ist man vielfach dazu übergegangen, die Kohlen erst nach dem Waschen in die einzelnen Sortimente zu klassieren und vor dem Waschen nur eine Vorklassierung, d. h. eine Trennung der Staub- und Grobkohlen vorzunehmen. Man erhält hierdurch nur zwei Produkte von meist 2 bis 10 und 10 bis 70 mm Korngröße, für deren Waschung die notwendige Setzsiebfläche auf zwei Aggregate von entsprechender Größe beschränkt werden kann.

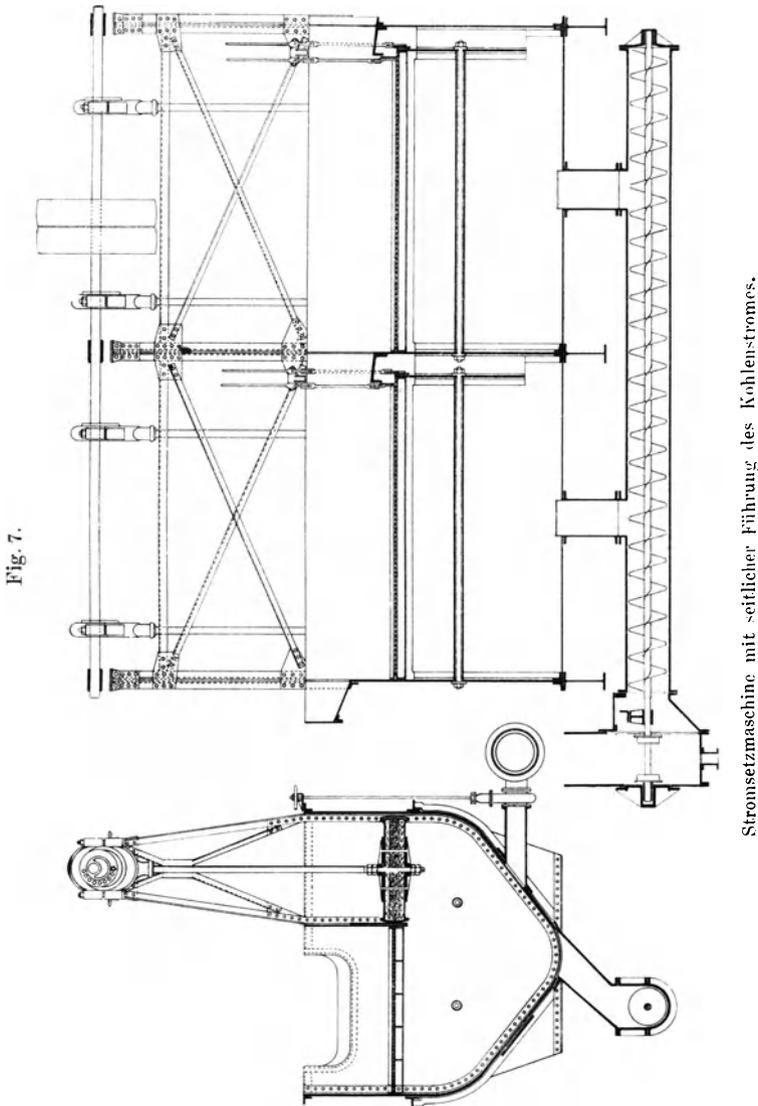
Die Vorzüge der gemeinsamen Waschung bestehen in der einfacheren Betriebsweise der Setzmaschinen sowie in dem teilweise niedrigeren Wasserverbrauch und der hieraus resultierenden Ersparnis an Betriebskraft. Demgegenüber stehen die Nachteile der fehlenden Reserve, sowie der zweimaligen Klassierung, deren Manipulation, namentlich bei weichen Kohlen, immer eine teilweise Zerkleinerung und damit eine Entwertung der Kohle im Gefolge hat. Da ferner die nasse Aufbereitung auf dem Gesetz von der Gleichfälligkeit der Körper beruht, wonach Körper von verschiedenen spezifischen Gewichten sich im Wasser das Gleichgewicht halten, wenn die spezifischen Gewichte nach Abzug der Wasserdichte im umgekehrten Verhältnis ihrer Volumina stehen, und da ferner die Hubhöhe und die Hubgeschwindigkeit der Setzmaschine von der Korngröße des Aufgabeproduktes abhängig ist, oder mit anderen Worten, das gröbere Korn eine stärkere Auftriebskraft mit entsprechend langsamerem Hub als das feinere Korn erfordert, so muß bei der gemeinsamen Waschung eines Kohlungemenges von ungleicher Körnung die Setzarbeit aus vorher Gesagtem ungünstig beeinflusst werden. Dies wird besonders dann in Erscheinung treten, wenn die Dichte der Kohlen und die der beigemengten Unreinigkeiten keinen großen Spielraum bieten, wie solches beispielsweise bei den in vielen Kohlenrevieren häufig und stark auftretenden schieferartigen, unter der Bezeichnung „Platten- und Hornkohlen“ (etwa 40 Proz. Asche) bekannten Beimengungen, die den Aschengehalt des Reinproduktes erhöhen, der Fall ist. Es wird daher je nach Art der Kohlenbeschaffenheit für eine sorgfältige und reine Scheidung der Beimengungen eine Trennung nach Korngröße bis zu einem gewissen Grade vor der Waschung nicht zu umgehen sein. Dasselbe gilt auch dann, wenn eine scharfe Trennung des Berge-, Mittel- und Reinproduktes auf einem Apparat vorgenommen werden soll.

Für die Kohlensetzarbeit ist bisher fast allgemein die durch Lührig aus der Erzaufbereitung eingeführte kontinuierlich arbeitende Setzmaschine mit vertikaler Hubbewegung maßgebend geblieben.

Die bei dieser Maschine zum Heben und Senken der Setzflüssigkeit erzeugte Arbeit wird in einem besonderen Teil der Maschine entweder durch einen senkrecht arbeitenden Kolben oder bei der Bauart von Baum durch Preßluft, welche abwechselnd auf das Wasser wirkt, vorgenommen.

Während der Austrag der Schiefer bei den Grobkornapparaten diskontinuierlich durch mit Schieber verschließbarem Schlitz an der Vorderseite des Apparates erfolgt, werden die abgeschiedenen Berge bzw. Schiefer der Feinkornsetzmaschinen meist kontinuierlich durch die Siebe ausgetragen und durch eine mit Schieber verstellbare Öffnung am Boden einer jeden Abteilung des Kastens, den sogenannten Spitzen, entfernt. Um ein Durchsaugen von Kohlenteilchen zu vermeiden, erhält die Siebfläche der Feinkohlensetzmaschinen eine 80 bis 100 mm starke Schicht kristallinischen schwedischen Feldspates

von 2,6 bis 2,7 spez. Gew. und 20 bis 40 mm Körnung. Diese Einrichtung hat sich bei der Feinkohlenaufbereitung gut bewährt, indem sie ein sicheres Einstellen und genaues Arbeiten der Apparate gestattet und ein Durchsaugen von Feinkohlen verhindert.



Bei den neueren Setzmaschinen hat man die Bauart der Lührigschen Feinkornsetzmaschinen auch für die Aufbereitung der Grobkornkohlen zugrunde gelegt, indem man zwei oder mehrere Setzmaschinen nebeneinander baut und die Kohle wie bei der Feinkornmaschine seitlich am Kolben vorbeiführt. Die gemeinsame Trennungswand beider Maschinen ist als Austrag

ausgebildet, durch welchen die auf dem ersten Sieb abgeschiedenen Berge abgeführt werden, während am Ende des zweiten Siebes der nächstfolgenden Maschine die durchwachsenen Schiefer ausgetragen werden. Durch entsprechende Länge und Breite der Setzsiebe können diese Apparate für große Aufgaben bemessen werden, weshalb sie auch vorwiegend in Wäschen mit gemeinsamer Waschung und Nachklassierung der Kohlen Verwendung finden. Fig. 7 zeigt die Bauart einer derartigen sogenannten Stromsetzmaschine.

Infolge der bei diesen Maschinen mit dem Abstand vom Kolben sich verringenden Setzarbeit ist es unausbleiblich, daß bei dieser seitlichen Austragungsweise stets entsprechend ungleichartig gesetzte Produkte abgeschiebert werden, weshalb bei derartigen Maschinen meistens noch eine besondere Nachwaschung der abgezogenen Produkte zur Wiedergewinnung der Kohlen erforderlich ist.

Die in früheren Jahren bei der Erzaufbereitung vorübergehend in Anwendung gestandenen und unterhalb der Setzsiebe angebrachten vertikal arbeitenden Kolben hat neuerdings Brauns mit entsprechenden Änderungen für die Kohlenaufbereitung nutzbar gemacht. Er hat dadurch erreicht, daß der bisherige Kolbenraum als Siebfläche ausgenutzt und mit dem Apparat eine dementsprechend größere Arbeit geleistet werden konnte.

Der Antrieb des Kolbens geschieht bei diesem Apparat mittels Exzenter, die oberhalb der Siebflächen angebracht sind und mit dem Kolben durch Zugstangen, welche durch die Siebe hindurchführen, verbunden sind (s. Fig. 8).

Eine einfache und zugleich vollkommene Bauart bildet die in der Praxis sich bewährte doppelwirkende Setzmaschine nach Schreiber<sup>1)</sup> (s. Fig. 9). Verfasser ist es gelungen, die von Kasalovski in den 70er Jahren des vorigen Jahrhunderts in der Erzaufbereitung zuerst angewandte doppelwirkende Setzmaschine für die Kohlenaufbereitung einzurichten und derart zu vervollkommen, daß diese Maschine allen Anforderungen gerecht wird, die in wirtschaftlicher und technischer Hinsicht an eine scharfe und vollkommene Scheidung gestellt werden müssen.

Bei der vorstehend genannten doppelwirkenden Setzmaschine ist der Kolben in wagerechter Lage unterhalb der Siebe angeordnet, so daß der ganze obere Teil der Maschine nur von dem aus zwei Sieben bestehenden Setzbett ausgefüllt ist. Jeder Hub des Kolbens vollführt gleichzeitig zwei Arbeiten, und zwar auf dem einen Sieb eine hebende und auf dem anderen eine setzende Arbeit. Der hierbei stattfindende gegenseitige Austausch der aufgewandten Energiemengen verursacht einen äußerst leichten Gang der ganzen Maschine.

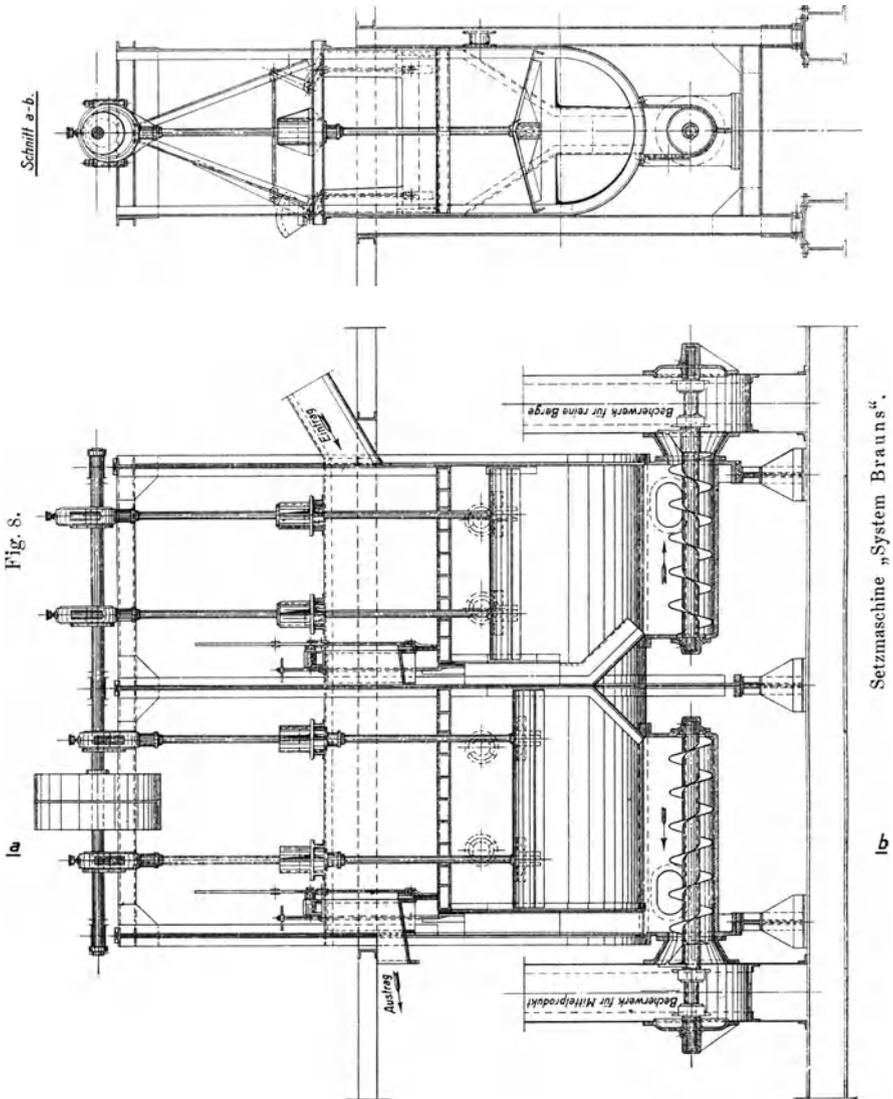
Jedes Sieb ist durch eine Mittelwand getrennt, die bei der Aufbereitung grobkörniger Kohlen oberhalb der Siebe als Schieferaustrag ausgebildet ist und in der unterhalb der Siebe sich der Kolben mit verstellbarem Hub in wagerechter Richtung hin und her bewegt.

Die Kolbenstange wird in Stopfbüchsen geführt, die außer der gewöhnlichen Packung im Innern eigenst konstruierte Schmierbüchsen tragen, die von außen mit konsistentem Fett selbsttätig gefüllt werden. Es wird auf diese Weise ein äußerst leichter Gang der Maschine durch stetes Fettighalten der Packung und der Kolbenstange erreicht und ein Leckwerden der Stopfbüchsen sowie ein frühzeitiger Verschleiß der Kolbenstange vermieden.

---

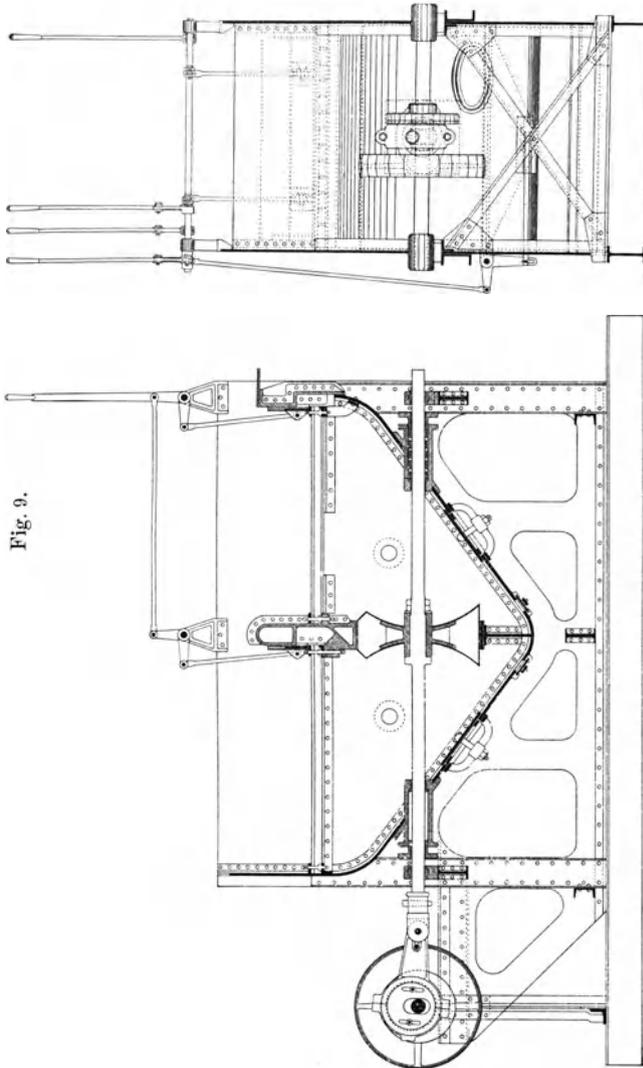
<sup>1)</sup> Zeitschr. „Glückauf“ 1913, Heft 35 u. 36, S. 1477.

Dadurch, daß der Kolben unmittelbar unter der Siebtrennungsbrücke mit einem in der ganzen Breitseite der Brücke, also in der ganzen Breitseite des Kohlenbettes, gleich stark bleibenden Hub im Gegensatz zu den senkrechten



Kolbensezmaschinen arbeitet, ist bei entsprechender Einstellung dieses Hubes eine vollkommen gleichmäßige und reine Scheidung der Kohle und des Mittelproduktes von den Bergen möglich. Letztere bleiben mit einem Aschengehalt von etwa 80 Proz. vor der Brücke zurück, während die Kohle und das spezifisch etwas schwerere Mittelprodukt (Plattenkohlen, durchwachsene Kohlen usw. von

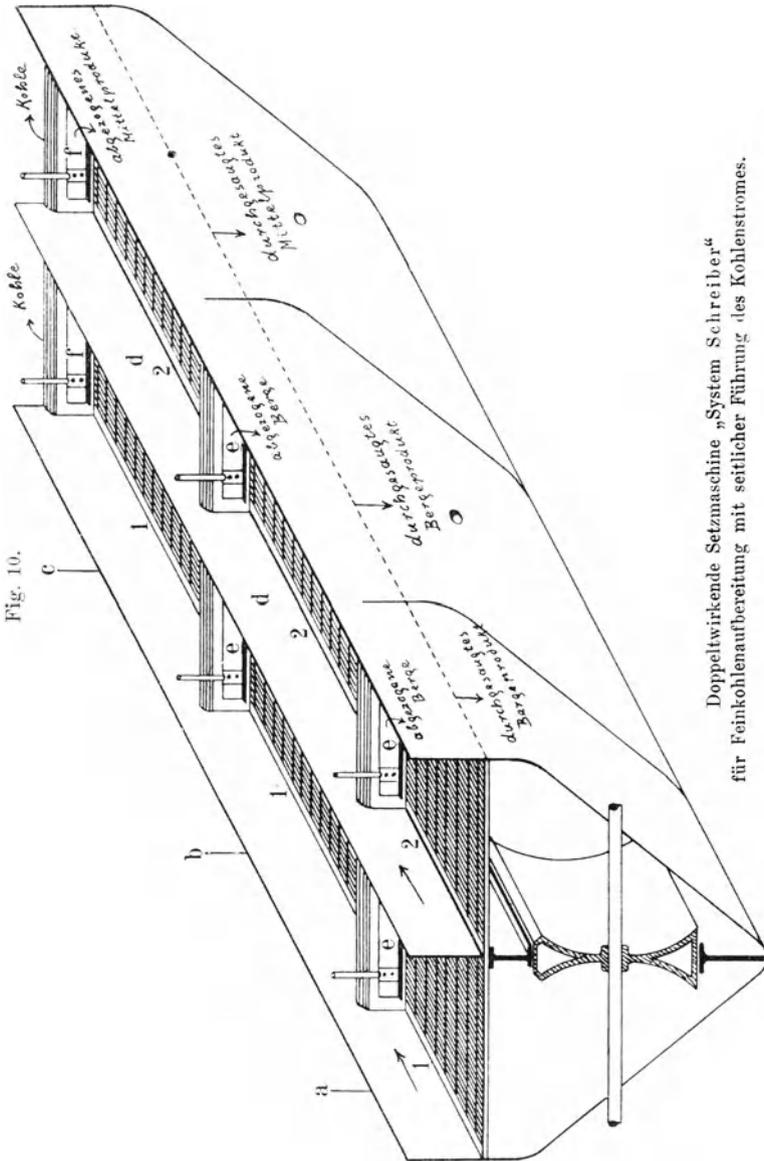
etwa 40 bis 50 Proz. Aschengehalt) über die Brücke auf das zweite Sieb gelangen. Infolge der auf diesem Sieb von dem Kolben nach dem Ausgang zu abnehmenden Hubstärke bleibt das Mittelprodukt in gleichmäßiger Beschaffenheit auf diesem Siebe vor dem Ausgangsschieber liegen, während die Kohle in bekannter Weise mit dem Wasser über das Setzbett weitergeführt wird.



Das Mittelprodukt, welches ein noch brauchbares Heizmaterial abgibt, gelangt wie die Berge durch abwechselndes Abziehen in das Unterfaß, aus dem es mittels Schieber über Entwässerungsrinnen oder durch kontinuierliche Austragung in Schnecken seinem Bestimmungsort zugeführt wird.

Eine besondere Nachwäsche ist bei dieser Maschine nicht mehr erforderlich. Bei der Aufbereitung von Staubkohlen erfolgt bei der Schreiberschen

Maschine die Austragung der Berge und des Mittelproduktes mit Hilfe eines Spatbettes kontinuierlich durch die Siebe, so daß die Apparate vollkommen automatisch ohne jegliche Bedienung arbeiten. Die Stundenleistung beträgt hierbei 15 bis 18 t pro Quadratmeter Setzfläche.



Doppeltwirkende Setzmaschine „System Schreiber“  
für Feinkohlenaufbereitung mit seitlicher Führung des Kohlenstromes.

Bei dieser Aufbereitung, sowie bei gemeinsamer Waschung mit nachheriger Klassierung der Kohlen kann bei seitlicher Führung des Kohlenstromes der Aufbau der Apparate in Anzahl der jeweiligen Leistung entsprechend auch unmittelbar nebeneinander erfolgen, indem die Trennungswände der

Apparate für die betreffenden Produkte als Austrag ausgebildet sind (s. Fig. 10). Jedes Setzabteil kann hierbei verschieden hohen, der Art des Setzgutes entsprechenden Hub erhalten.

Die fertig gewaschenen Sortimente gelangen meistens vor Eintritt in den Vorratstrichter auf Kreissche, später noch näher beschriebene Transportrinnen, wo gleichzeitig ein Abbrausen von den noch anhaftenden feineren Kohlenteilchen erfolgt. Zu diesem Zweck sind die Rinnen mit entsprechenden Sieben versehen und werden zweckmäßig so angelegt, daß der Durchfall von dem größeren Sortiment wieder auf die Rinne des nächst kleineren Sortiments gelangt. Von den Rinnen fällt das Fertigprodukt zur Schonung über Spiralschalen in die Vorratstrichter.

Das von den Feinkornsetzmaschinen kommende Waschgut wird in Sümpfen aufgefangen und auf Entwässerungsrättern durch Abbrausen von anhaftenden Schlammteilen befreit und in aus Holz, Eisen oder armiertem Beton hergestellten Vorratstürmen gestapelt.

In der Feinkornwäsche Bahnschacht der konsolidierten Fürstensteiner Gruben in Waldenburg gelangt das gewaschene Produkt von den Setzmaschinen direkt auf mit Sieben belegte Schwingrinnen, von denen es nach Entwässerung und gleichzeitiger Abbrausung in die Schleudermühlen bzw. Vorratstürme befördert wird, während das durchfließende Gut zwecks Aufbereitung und Wiedergewinnung der darin enthaltenen Kohlen seinen Weg durch die Spitzkästen nimmt.

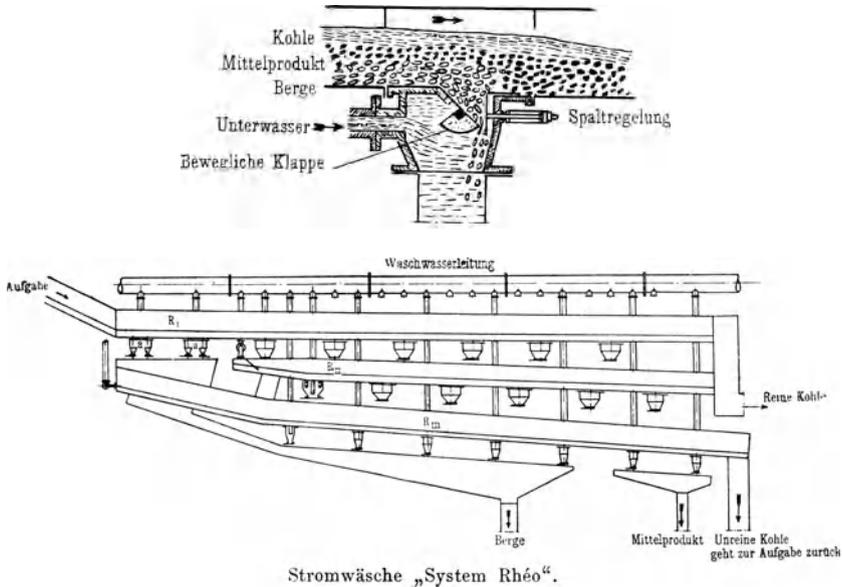
Dieser von Rittinger erfundene und im Jahre 1844 für die Schlammsortierung der Erze in Schemnitz (Ungarn) zuerst angewandte Spitzkasten, der in der Kohlenaufbereitung zur Klärung der Waschwässer nachträglich Aufnahme gefunden hat, spielt heute außer der Gewinnung einer konzentrierten Schlammtrübe auch für die weitere Aufbereitung dieses Schlammes eine nicht unwesentliche Rolle. Der Spitzkasten ist ein langer, unten spitz zulaufender Kasten, der durch Scheidewände im Innern in mehrere Abteilungen geteilt ist, aus denen das klassierte Produkt am Boden in verdickter Trübe mittels außen angebrachter schwanenhalsartig ausgebauter Rohre ausgetragen wird. Die mit diesen Spitzkästen vorgenommene Klassierung bzw. Scheidung beruht auf dem auf S. 22 näher behandelten Gesetz der Gleichfälligkeit.

Ein neuerdings angepriesenes System, welches unter Ausschaltung der Setzmaschine eine Trennung der Kohle herbeiführt, beruht auf der Erscheinung, daß die in einem Rinnentrog im Wasserstrom fortbewegte Kohle ihre unreinen Bestandteile auf dem Wege der Fortbewegung allmählich am Boden der Rinne abscheidet, wo sie durch einen angebrachten Austrag entfernt werden können. Die Kohle schwimmt an der Oberfläche weiter und kann am Ende der Rinne aufgefangen und abgeführt werden. Das spezifisch etwas schwerere Mittelprodukt wird bei diesem Verfahren (s. Fig. 11) kurz vor dem Austrag der Kohle nach durch den Austrag  $a$  entfernt und gelangt auf eine zweite Rinne  $R_2$ , wo die Trennung wiederholt und eine noch schärfere Scheidung in Kohle und Mittelprodukt herbeigeführt wird.

Eine gleiche Trennung geschieht mit den im ersten Teil der Rinne  $R_1$  abgezogenen, immer noch etwas Kohle und Mittelprodukt enthaltenen Bergen, die ebenfalls auf einer zweiten Rinne  $R_2$  nachgewaschen und in reine Berge, Mittelprodukt und durchwachsene Kohlen getrennt werden. Letztere werden gebrochen und der Kohle an der Aufgabestelle wieder zugesetzt.

Dieses in der nachstehenden schematischen Darstellung abgebildete, aus Belgien stammende und dort vielfach ausgeführte Rhéovaleur-Verfahren, das von den Belgiern France-Focquet und Habets ausgearbeitet ist und von dem sich neuerdings auf dem Eschweiler Bergwerksverein eine Einrichtung im Bau befindet, setzt ein Ausgangsprodukt von gleichmäßiger Beschaffenheit voraus. Ob diese an und für sich einfache Einrichtung, die eine Nachahmung der auf S. 4 bereits erwähnten und in Frankreich in den ersten Anfängen benutzten kaskadenartig angelegten Schlammgräben darstellt, dazu berufen

Fig. 11.



sein wird, für alle Kohlen die Setzmaschine zu ersetzen und eine reine wirtschaftliche Trennung der einzelnen Produkte herbeizuführen, muß die Praxis lehren. Der auf dem langen Bearbeitungsweg entstehende unvermeidliche Abrieb der Kohlen, sowie die im Umlauf befindlichen und Kraft verbrauchenden großen Wassermengen werden hierbei ebenfalls entsprechend berücksichtigt werden müssen.

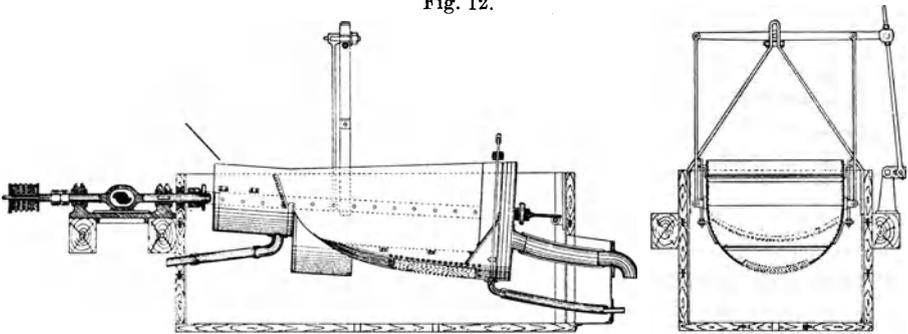
**Feinkohlenaufbereitung und Schlammgewinnung.** Ein sehr wichtiges Gebiet in der Kohlenaufbereitung, auf dem namentlich in Revieren mit staubhaltigen Kohlen in den letzten Jahren erfolgreich gearbeitet ist, bildet die Gewinnung der Feinkohlen aus den Schlämmen. Die Feinkohlen- oder Schlammaufbereitung beruht darauf, daß ein nach dem Gesetz der Gleichfälligkeit klassiertes Kohlen- und Bergkorn infolge ihrer verschieden großen Volumina auf einem Sieb von entsprechender Maschenweite geschieden werden kann.

Das Gesetz von der Gleichfälligkeit erfährt beim Schlamm insoweit eine Einschränkung, als mit der Feinheit des Kornes die Adhäsion des Wassers derartig zunimmt, daß der Einfluß der Schwerkraft auf die einzelnen Körnchen des Gemenges schließlich aufgehoben wird.

Eine ausgedehnte Aufbereitung der Kohlschlämme finden wir in Niederschlesien und im Saarbrücker Bezirk, wo die Wirtschaftlichkeit einer Aufbereitung der stark schlammproduzierenden Kohlen schon frühzeitig erkannt war. Als erster Apparat erscheint die in den 1870er Jahren von Artois in Burbach konstruierte Wiegenwäsche. Dieselbe bestand aus einem mit Wasser gefüllten Holzkasten, in dem ein wiegenförmig gebauter Siebkasten zwecks Aufrührung der Schlammteile in seitlich schwingende und zwecks Fortbewegung in horizontale stoßartige Bewegung versetzt wurde (s. Fig. 12).

Der Boden der eigentlichen Wiege war mit Wasser überdeckt und bestand aus zwei übereinander liegenden Sieben von 1 bis 2 mm und 0,5 mm Maschenweite. Durch den von unten unter gewissem Druck aufsteigenden Wasserstrom wurden die Kohlenteilchen auf dem oberen größeren Sieb zurückgehalten, während die schweren Bergeteilchen sich auf dem unteren feineren Sieb ablagerten und für sich durch einen seitlichen Austrag entfernt wurden. Die

Fig. 12.



Schlammaufbereitung „System Artois“.

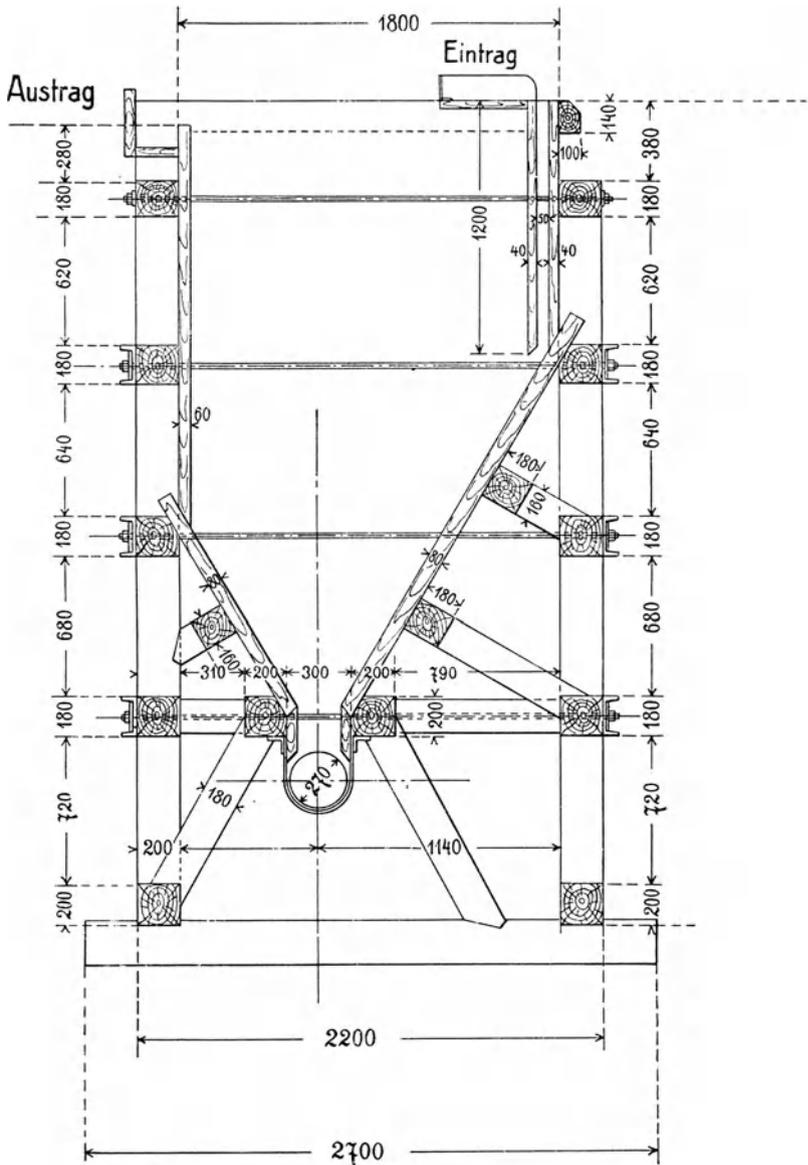
Apparate waren nicht leistungsfähig, haben aber sonst gut gearbeitet, so daß ein großer Teil des zur Kesselfeuerung verwendeten Schlammes durch die Aufbereitung für die Koksherstellung gewonnen werden konnte.

Ein wichtiges Hilfsmittel zur Abscheidung der Feinkohlen aus der Schlammtrübe bildet der Schlitzluttensapparat von Karlik. Der Apparat, der aus Fig. 13 ersichtlich ist, hat eine Länge von 8,5 m. Eine Verteilungsrinne, die sich über den ganzen Apparat erstreckt, trägt die zugeführte Trübe in den Schlitz ein. Die erzeugte konzentrierte Trübe wird mittels einer Schnecke am Boden des Apparates kontinuierlich ausgetragen und durch Kolbenpumpen auf Brausebänder gehoben (s. Fig. 14), wo die unreinen Teilchen durchgebraust und die zurückbleibenden Kohlen weitertransportiert werden.

An Stelle der rotierenden Bänder gibt Köhl in Burbach bei Saarbrücken die Schlammtrübe auf Schüttelsiebe, die eine vertikale und horizontale Bewegung ausführen und im Grunde genommen eine Nachbildung der Artoischen Aufbereitung unter Fortlassung des hydrostatischen Druckes darstellen. Derartige Siebe wurden im Jahre 1901/02 in der Wäsche Bahnschacht und zwei Jahre später auch in der Wäsche des Hans-Heinrich-Schachtes der konsolidierten Fürstensteiner Gruben eingebaut. Der Siebkasten von  $1600 \times 900$  mm hing mit Neigung in beweglichen Stangen und wurde am Ende von einem Exzenter in horizontaler Richtung hin und her bewegt (s. Fig. 15).

Durch eine am Siebaustrag angebrachte Aufhängestange wurde das Sieb mittels Däumlings gleichzeitig auf- und abwärts bewegt. Die in Spitzkästen

Fig. 13.

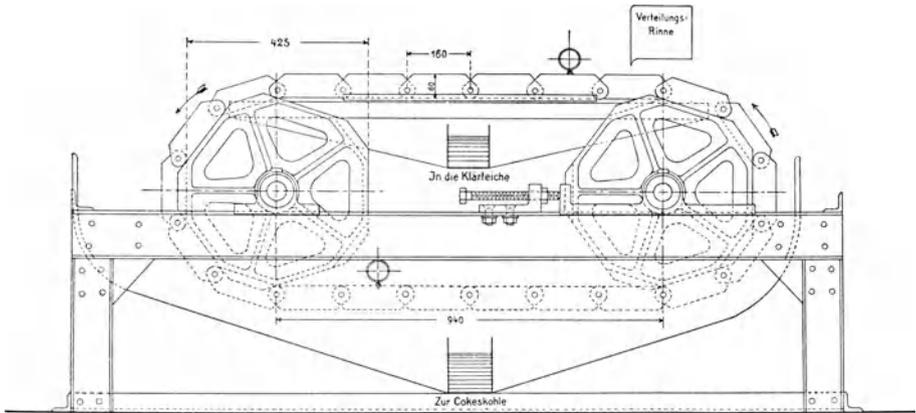


Schlitzlutenenapparat „Karlik“ zur Eindickung der Schlammtrübe.

erzeugte verdickte Trübe wurde durch Fluter auf die Siebe verteilt und der auf den Sieben zurückbleibende Schlamm mit einer oberhalb der Siebe angebrachten Brause abgebraust. Die Leistung dieser Siebe, auf welche die

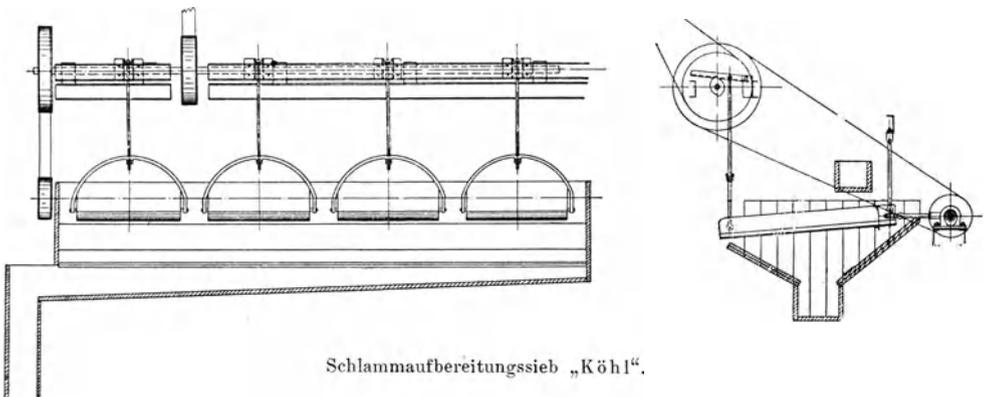
Schlammtrübe in verdicktem, aber unklassiertem Zustande gelangte, war sehr gering und betrug stündlich bei zehn Sieben etwa 100 kg mit einem Aschengehalt von etwa 8 Proz. Demgegenüber war der Verschleiß der Siebe infolge der vertikalen Schlagbewegung sehr groß. Versuche, die Siebfläche in stufenartig geteilte Flächen zu teilen, haben auch keinen nennenswerten Erfolg gehabt.

Fig. 14.



Schlammaufbereitungsband.

Fig. 15.



Schlammaufbereitungssieb „Köhl“.

Die erkannten Nachteile, die schlechte Transportbewegung sowie die Anhäufung des Schlammes auf den Sieben durch teilweise Ausbauchung derselben haben dazu geführt, für die Aufbereitung des Schlammes eine zum Transport von Sortimentkohlen dienende Schüttelrinne zu verwenden, die nach Vornahme von Verbesserungen schließlich den gewünschten Erfolg brachte. Durch die intensive Schüttel- und Wurfbewegung dieser Rinne wurde das Produkt besser und schneller durchgearbeitet, so daß neben einer größeren Leistung auch ein niedrigerer Feuchtigkeitsgehalt im Fertigprodukt

erreicht wurde. Dadurch, daß ferner der Schlamm auf dem Siebe in dünner Schicht sich gleichmäßig verteilte, kam die Wirkung der Brause mehr zur Geltung, was eine bessere Abscheidung der Unreinlichkeiten zur Folge hatte.

Die geringe Leistung war bei dem bisherigen Verfahren teilweise darauf zurückzuführen, daß das Schlammprodukt von 0 bis 1,5 mm Körnung durch Vereinigung der gesamten Trübe in ungenügender Klassierung auf die Siebe gelangte, somit zur Vermeidung eines hohen Aschengehaltes die Siebweite dem im Schlamm vorhandenen größten Bergerkorn angepaßt werden mußte, wobei das vorhandene kleinere Kohlenkorn sich der Gewinnung auf dem Siebe entzog. Bei einem spezifischen Gewicht der Berge von 2,4 und der Kohle von 1,35 würde sich beispielsweise der Gleichgewichtszustand bei einem Verhältnis der Volumina von 1:4 herstellen, so daß bei einem Kohlenkorn von 1,5 mm zur Scheidung des gleichfälligen Bergerkorns eine Maschenweite von rund 0,35 mm erforderlich wäre, was einem Messinggazesieb von  $25/0,35 = \text{Nr. 70}$  entsprechen würde. Bei Anwendung dieses Siebes würde bei unklassierten Feinkohlen ein vorhandenes Kohlenkorn von 0,35 mm Korngröße durchgebraust werden. Die Aufbereitung aschenreicher grobkörniger Schlämme ist daher zweckmäßig so vorzunehmen, daß die in den Spitzkästen gewonnene Trübe nach Korngröße getrennt auf die Siebe mit entsprechend angepaßter Maschenweite gelangt. In der auf der Wäsche Bahnschacht vom Verfasser getroffenen, aus der schematischen Darstellung (vgl. Fig. 16) ersichtlichen Einrichtung gelangt die Schlammtrübe in drei klassierten Strömen aus den Spitzkästen auf acht Rinnen, die mit Messinggazesieben Nr. 65, Nr. 80 und Nr. 100 belegt sind und die aus den Schlämmen eine tägliche Produktion von 50 bis 60 t für die Kokserzeugung Verwendung findende Feinkohlen mit einem Aschengehalt von 7 bis 8 Proz. im Werte von über 1 Million Mark ergeben.

Für die Dimensionierung der Schlammaufbereitungsrinne (s. Fig. 17) hat sich als zweckmäßigstes Maß eine Länge von 5 m und eine Breite von 600

bis 650 mm ergeben. Der eigentliche Rinnentrog, dessen Boden aus verzinkten Eisenblechsieben mit 5 mm Lochweite besteht und als Unterlage der Gazesiebe dient, ruht auf 65 mm breiten und 650 mm hohen Stützhebeln aus zwei Lagen Eschenholz von je 5 mm Stärke, die im Winkel von  $70^\circ$  am Rinnentrog und am Fußgestell festgeschraubt sind und in der Mitte durch eine Eisenblechverstärkung zusammengehalten werden. Diese sogenannten Federrinnen haben

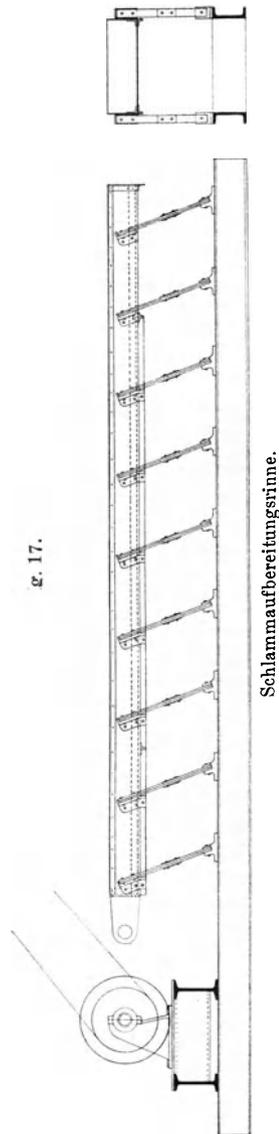
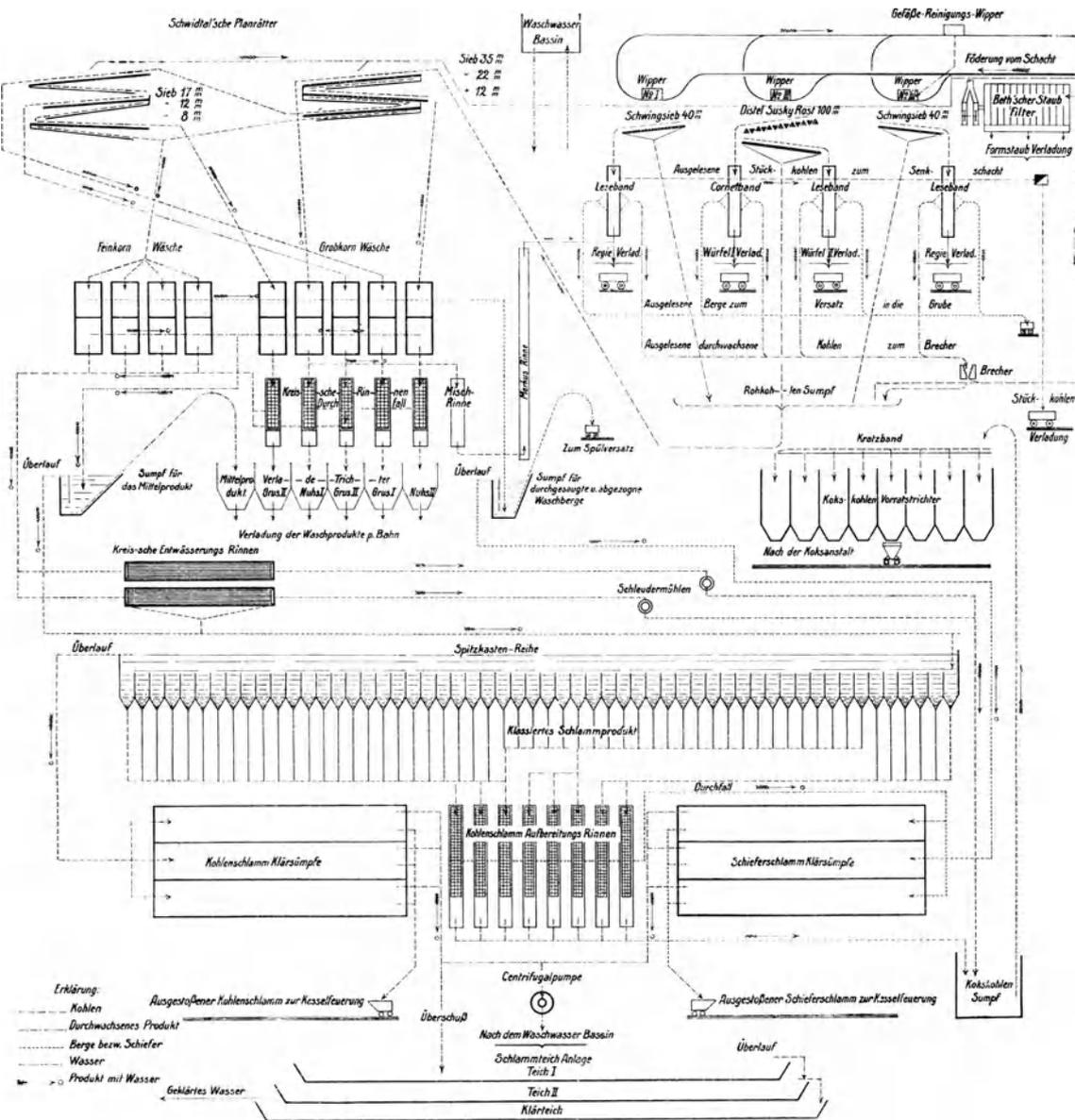


Fig. 16.



Schematische Darstellung der Kohlenaufbereitung „Bahnschacht“ in Waldenburg 1. Senf.

sich bestens bewährt und haben gegenüber den Rinnen mit in Lagern beweglichen eisernen Stützhebeln den Vorteil eines wesentlich geringeren Verschleißes. Die Rinnen werden am äußersten Ende von einer gekröpften Welle mit 15 bis 20 mm Hub und 300 bis 350 Touren pro Minute angetrieben. Die Schlammtrübe gelangt an der Antriebsstelle auf die Rinne und wird nach der Entwässerung ungefähr in der Mitte von einem kräftigen Wasserstrahl bearbeitet. Voraussetzung für eine gute Leistung und Scheidung ist die Aufgabe des Schlammes in möglichst konzentrierter Trübe, was durch ein ausgedehntes Spitzkastensystem und Vermeidung zu großer Wasserumlaufmengen erreicht wird. Das durchlaufende Schlammwasser gelangt mit einem Aschengehalt von 35 bis 40 Proz. in die Klärsümpfe, um von dort einigermaßen geklärt durch die Zentrifugalpumpe den Kreislauf in die Wäsche anzutreten, während das von der Rinne ausgetragene Reinprodukt auf einem Gummitransportgurt oder durch eine Transportschnecke der gewaschenen Staubkohle zugeführt wird.

Anschließend an diese Feinkohलगewinnung kann das in letzter Zeit viel von sich redende und aus Amerika stammende Flotations- oder Schwimmaufbereitungsverfahren besprochen werden, das im wesentlichen die umgekehrte Form des bereits geschilderten Schlamm- aufbereitungsverfahrens darstellt. Während das letztere auf dem Gesetz der Gleichfälligkeit unter Zuhilfenahme von Spitzkasten beruht, arbeitet das Flotationsverfahren mit Hilfe eines Luftstromes, der die leichten Teilchen an die Oberfläche befördert bzw. fortspült, während die spezifisch schwereren Teile am Boden liegen bleiben und von dort besonders entfernt werden. Das Ganze ist ein dem Aufbereitungstechniker nicht unbekanntes Experiment, das er bei der Prüfung der Waschberge auf Reinheit anwendet, und zwar mit Hilfe eines Standgefäßes, das mit Wasser und der unreinen Kohle beschickt ist und aus dem die Kohlenbestandteile durch einen auf den Boden des Gefäßes führenden Wasserschlauch an die Oberfläche befördert werden. Die an die Oberfläche steigenden Luftbläschen heben die spezifisch leichteren Kohleteilchen mit hoch, und damit dieselben an der Oberfläche haften bleiben, setzt man bei dem Flotationsverfahren dem Wasser zweckmäßig schaubildende Stoffe zu, wofür sich alle in Wasser löslichen bzw. mit dem Wasser Emulsionen bildenden leichten Öle, wie Phenolöl usw. eignen. Es ist selbstverständlich, daß ein derartiges Verfahren nur bei feinkörnigen Kohlen anwendbar ist, und die in Amerika ausgeführten Versuche<sup>1)</sup> geben als geeignetste Korngröße 2 bis 3 mm an. Es kann also dieses Verfahren nicht die Feinkornsetzmaschine ersetzen, die bekanntlich ein größeres Kohlenkorn von 0 bis 10 mm verarbeitet, eine Körnung, die zur guten Entwässerung der Kohle erforderlich ist. Wollte man für das Flotationsverfahren die ganze Kohle auf 2 bis 3 mm zerkleinern, so würde, abgesehen von der kolossalen Entwertung durch den hierbei entfallenden hohen Staubgehalt, die Kohle nicht genügend entwässern und für die weitere Verarbeitung zur Koks- oder Brikettherstellung, wo der Feuchtigkeitsgehalt zweckmäßig 12 Proz. nicht übersteigen soll, auf große Schwierigkeiten stoßen. Es wird sich dieses Verfahren daher auch nur in beschränktem Maße anwenden lassen.

Das Verfahren arbeitet nach dem Grundsatz, daß die Kohlentruhe abwechselnd in den Zustand der Bewegung und der Ruhe versetzt wird.

---

<sup>1)</sup> „Glückauf“, Heft 1, Jahrg. 58.

Jedes hierfür eingerichtete Aggregat besteht aus der eigentlichen Mischzelle und der durch einen Schlitz hiermit in Verbindung stehenden Schaumzelle. In der Mischzelle arbeitet ein kreuzförmiges Rührwerk, das zunächst den Zweck hat, eine innige Verbindung und Berührung der verschiedenen Bestandteile hervorzurufen und ferner eine wirbelartige Bewegung an der Oberfläche der Flüssigkeit zu verursachen, damit das Wasser die notwendige Luftmenge aufnehmen kann. Durch die pumpenartige Wirkung des Rührwerkes wird die Trübe durch ein im unteren Teil der Schaumzelle mündendes und mit dem Rührwerk in Verbindung stehendes Rohr in beständigem Umlauf gehalten. — An der Oberfläche der Schaumzelle bewegt sich ein Kratzband, das den Schaum mit dem hier abgeschiedenen reinen Kohlenschlamm abschöpft und einer zweiten Vorrichtung zuführt, wo sich der Vorgang nach Bedarf wiederholt.

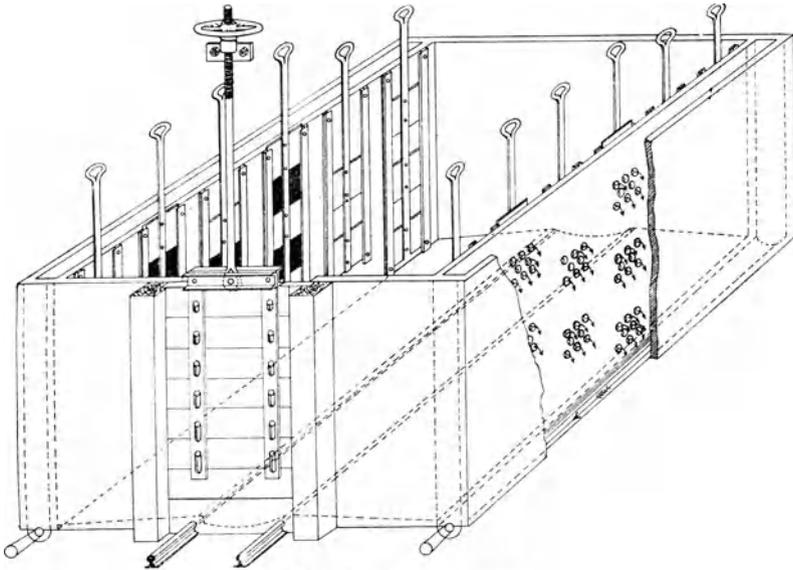
In der Abhandlung über die amerikanischen Versuche wird darauf hingewiesen, daß bei der Verarbeitung einer geringwertigen Durham-Kokskohle mit 24,1 Proz. Asche auf Setzmaschinen die ausgetragenen Berge einen Aschengehalt von 45,3 Proz. gehabt hätten, aus denen nach dem Flotationsverfahren noch 36 Proz. Kohle mit 8,3 Proz. Asche hätte gewonnen werden können. Wenn bei dem amerikanischen Aufbereitungsbetriebe Feinkohlenberge mit 45 Proz. Aschengehalt gefördert werden, dann dürfte das weniger an der Konstruktion der Setzmaschine als in der ganzen Handhabung der Betriebsweise selbst zu suchen sein. — Berge mit derartig hohem Kohlengehalt kann man nicht in die Gesamtberge geben. Bei der Feinkohlensetzmaschine geschieht diese Aufbereitung in der Weise, daß man die aus den ersten Spitzen abgezogenen, immer etwas Kohle enthaltenden Berge wieder mit aufgibt und nur die Berge aus den letzten Spitzen mit etwa 70 bis 80 Proz. Asche in die Gesamtberge abführt. Berge unter 65 Proz. Asche darf eine gut geleitete Setzmaschinenwäsche nicht führen.

Es lassen sich daher aus den amerikanischen Flotationsresultaten keine brauchbaren Vergleichsschlüsse ziehen, ebensowenig wie dieses Verfahren nach Ansicht Wüsters dazu angetan ist, die Setzmaschine zu verdrängen. In Deutschland und hauptsächlich in dem mit unreinen und mannigfaltigen Kohlenarten bedachten niederschlesischen und Saarbrücker Revier ist die Aufbereitung der hier in Frage kommenden Feinkohlen schon seit vielen Jahren mit Erfolg betrieben und in der Aufbereitung fortschrittlich gearbeitet worden. Leider aber ist diesem Gebiet noch nicht allgemein die nötige Beachtung geschenkt, die es in Anbetracht seiner hoch wirtschaftlichen Bedeutung verdient. Die Kohlenaufbereitung muß als eines der wirtschaftlich wichtigsten Gebiete mehr als Spezialfach behandelt, und es müssen hierfür Spezialingenieure herangezogen und ausgebildet werden. Bei dem hohen Wert unserer Kohlen ist die eingehende Bearbeitung dieser Materie eine hochwichtige volkswirtschaftliche Notwendigkeit.

Die weitere Klärung des Überlaufwassers und Gewinnung des Schlammes geschieht in gemauerten sogenannten Niederschlagsümpfen und außerhalb der Wäsche angelegten Klärteichen. Als Niederschlagsumpfen hat sich folgende in der Wäsche Bahnschacht getroffene Einrichtung gut bewährt, die es ermöglicht, den Schlamm in diesen verhältnismäßig kleinen Sümpfen so verdickt zu gewinnen, daß er mittels Schaufel gestochen und in Gefäßen verladen werden kann. Die mit Zement glatt verputzten Wände des Schlammumpfes erhalten bis zur Höhe des Wasserstandes eine aus Holz hergestellte Hohlwand (s. Fig. 18), die oben geschlossen und in Reihen von 1 m

Abstand drei bzw. zwei übereinander und reihenweise versetzt angebrachte Siebflächen von je 0,12 qm erhält. Die Bretter sind an diesen Stellen mit einer Anzahl Löcher von 50 mm Durchmesser versehen, die mit einem Messingdrahtgewebe von 2 mm Maschenweite überdeckt sind. Die Flächen erhalten in Führung gehende Verschlussschieber, die, an einer gemeinsamen Zugstange befestigt, von oben bedient werden. Der Boden des Sumpfes ist nach den Seiten abgebösch und mündet in eine unterhalb der Hohlwand sich langziehende Rinne, die von außen durch einen Stöpsel geschlossen werden kann. Die Eingangsöffnung des Sumpfes ist mit einem aus mehreren Flächen bestehenden Schieber verschließbar, der von einer Spindel mit Handrad derartig betätigt wird, daß die Flächen sich einzeln hintereinander in Abständen von

Fig. 18.

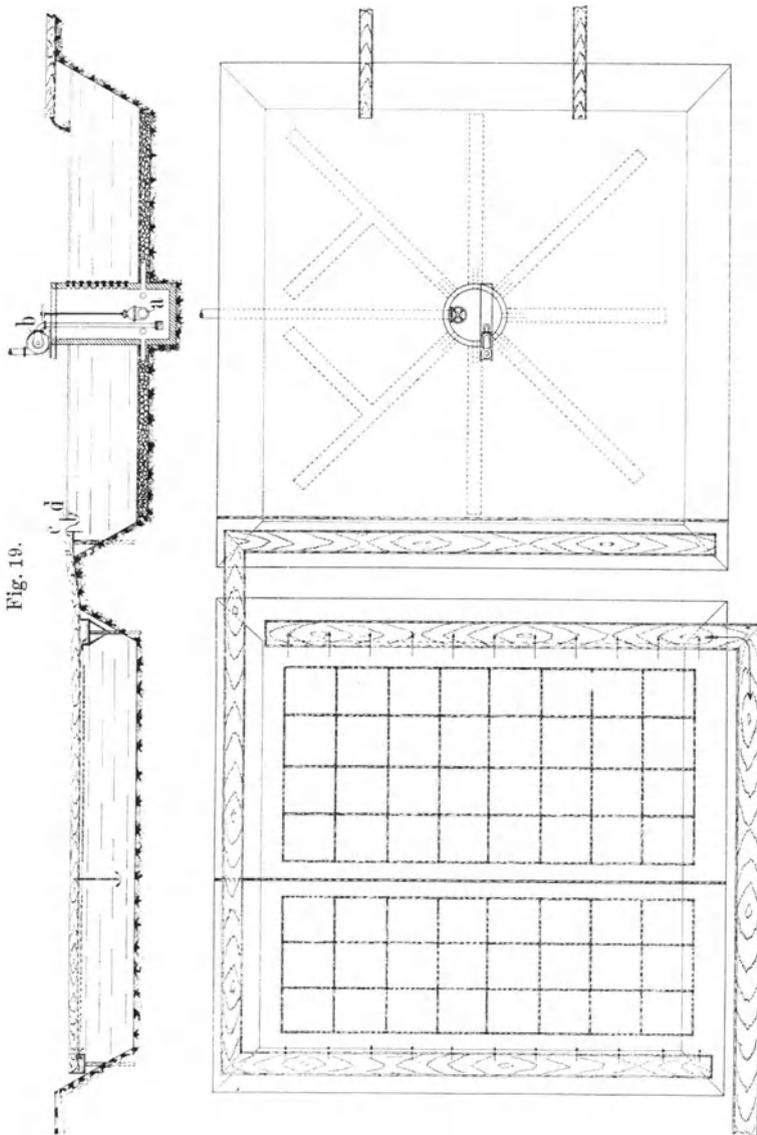


Schlammwässerungssumpf.

4 bis 5 cm abheben, um durch die in dieser Weise entstandenen Schlitzte eine allmähliche Entfernung des hinter der Eingangstür stehenden Wassers zu bewirken. Das schlammhaltige Wasser tritt an der Vorderseite des Sumpfes unter einer Haube ein und wird durch zwei an den Längswänden angebrachte Übertragsfluter in den nächsten Sumpf geführt. Die Sumpfe werden hintereinander geschaltet. Ist ein Sumpf mit abgesetztem Schlamm fertig, so wird der Zufuß umgestellt und zunächst die seitlichen Schieber hintereinander hochgezogen. Hat die Hohlwand sich mit Wasser gefüllt, so werden die außen liegenden Verschlusstöpsel der Hohlwand entfernt, wodurch der Abfluß wie ein Heber wirkt und den Schlamm trocken saugt. Der Schlamm bleibt noch zwölf Stunden stehen und kann dann nach Entfernen des Wassers an der Eingangstür durch allmähliches Hochziehen der Schieberflächen ausgestochen werden.

Das aus dem Frischwasserzusatz der Wäsche sich bildende Überlaufwasser des Pumpensumpfes fließt, bevor es in die Bachwässer gelassen wird, zur

endgültigen Klärung in große, hintereinander schaltbare Teiche von 2 bis 2,5 m Tiefe und je 2000 bis 2500 qm Fläche (s. Fig. 19), von denen meist zwei Stück als Ausschlagsümpfe und der dritte als Nachklärumpf dienen. Der



Schlammklärteiche der Kohlenaufbereitung „Bahnschacht“ in Waldenburg i. Schl.

Boden der Ausschlageteiche erhält mit Steinen oder Schlacken ausgefüllte und mit lockerem Erdreich überdeckte Drainagegräben, die sich in einem Schacht vereinigen, aus dem das Wasser mittels Pumpe oder auf natürlichem Wege durch die Abflußöffnung *a* entfernt wird. Der Schacht ist bis zur Oberfläche als Drainageschacht ausgebildet, indem im Mauerwerk Öffnungen vorgesehen

sind, die beim Füllen des Teiches geschlossen und vor dem Ausschlagen des abgeschiedenen Schlammes hintereinander und von oben nach unten geöffnet werden. Während dieser Manipulation ist der untere Drainageabfluß *a* geschlossen und das in den Schacht fließende schlammhaltige Wasser wird mittels Pumpe zur Nachklärung in den zweiten Ausschlageteich gepumpt. Das durch die Drainagegräben einlaufende Wasser ist meist klar und kann, wenn aus den oberen Drainageöffnungen des Schachtes kein Wasser mehr eindringt, durch Öffnung *a* entfernt werden.

Zur Vermeidung einer einseitigen Strömung und hierdurch hervorgerufenen unruhigen und unvollkommenen Klärung gelangt das Wasser am entgegengesetzten Ende des Teiches in ein in der ganzen Breite des Teiches angebrachtes Übertragsfluter *c*, das so ausgerichtet sein muß, daß das Wasser an allen Stellen gleichmäßig übertritt. Zur Zurückhaltung des an der Oberfläche sich bildenden Schaumes usw. ist in kurzer Entfernung vor dem Übertragsfluter eine kleine Holzwand *d* angebracht, die etwa 10 cm in Wasser taucht und unter die das Wasser seinen Weg zum Übertragsfluter nehmen muß. Aus dem Übertragsfluter fließt das Wasser in den zweiten Teich und gelangt von hier in gleicher Weise zum Nachklärteich. Im Nachklärteich wird das ankommende Wasser auf der ganzen Breitseite des Teiches durch ein mit runden Öffnungen versehenes Fluter gleichmäßig verteilt und durch eine in der Mitte des Teiches befindliche, etwa 1 m tauchende Trennungswand *e* gezwungen, seinen Weg nach unten zu nehmen, wodurch ein besseres Absetzen der noch vorhandenen suspendierten Stoffe ermöglicht wird. Auf der anderen Seite der Trennungswand gelangt das Wasser völlig geklärt durch ein Übertragsfluter in die Vorflut. Die ganze Wasserfläche des Nachklärteiches ist mit einem Holzlattennetz versehen, um jegliche Wellenbewegung bei Regen oder Sturm zu vermeiden. In einer derartigen von der Wäsche Bahnschacht angelegten Kläranlage erreicht man bei einer stündlichen Durchgangsmenge von 90 bis 100 cbm Schlammwasser ein vollkommen geklärtes wasserhelles Abwasser.

Der abgeschiedene, zur Kesselfeuerung verwendete Schlamm wird in Kippgefäße gefüllt, die mittels eines elektrisch angetriebenen Haspels auf eine schräge Ebene hochgezogen oder durch eine seitlich angebrachte Dammtür in Bodenhöhe abgefahren werden.

**Untersuchung.** Der Aschengehalt des Kohlschlammes beträgt 30 bis 40 Proz. Der Aschengehalt der gewaschenen Reinprodukte bewegt sich zwischen 5 und 8 Proz., der der ausgewaschenen „Berge“ bzw. „Schiefer“ zwischen 60 und 80 Proz. In einer gut geführten Aufbereitung soll der Aschengehalt der Berge nicht unter 65 Proz. betragen, weil darunter mit einem Gehalt an Kohlen gerechnet werden kann. Gut aufbereitete und von Mittelprodukt getrennte Berge enthalten etwa 80 Proz. Asche. Der Heizwert des Reinproduktes bewegt sich zwischen 7200 und 7600 W.-E., der des Mittelproduktes zwischen 4000 und 4500 W.-E.

Die anorganischen Bestandteile werden gewichtsanalytisch durch Veraschung der Kohle in Platin- oder Porzellanschälchen als Asche bestimmt. Zu dem Zweck wird aus einer größeren, in einem verschlossenen Behälter gesammelten Tagesprobe ein Durchschnitt von 1 kg gezogen und diese im Laboratorium auf etwa 100 g zerteilt, dann getrocknet und gerieben. Hiervon

werden etwa 5 g in flachen Porzellanschälchen von 40 mm Durchmesser am zweckmäßigsten in einem mit Gas geheizten Muffelofen zur Veraschung gebracht. Dieser Veraschungsofen empfiehlt sich besonders dann, wenn eine größere Anzahl Veraschungen, wie das in jedem Aufbereitungsbetrieb der Fall ist, vorgenommen werden muß. Da die unreinen, durch die nasse Aufberei- tung scheidbaren Bestandteile vorwiegend noch brennbare Substanz enthalten, so bestimmt man den Gehalt an wirklich scheidbaren, für den Setzprozeß in Frage kommenden unreinen Körper zweckmäßig mit Hilfe einer Salzlösung vom spez. Gew. 1,3. Am besten eignet sich hierfür eine wässrige 45 proz. Zinksulfatlösung. Nach dem spezifischen Gewicht scheidet sich dann die Kohle an der Oberfläche ab, von wo sie abgeschöpft und auf einem Filter ausgewaschen und hiernach getrocknet und gewichtsmäßig bestimmt wird.

Im Betriebe empfiehlt sich zur fortlaufenden Prüfung und Kontrolle der Waschapparate die Waschung in einem Holztrug unter einem Wasserhahn, dessen Ausfluß so reguliert wird, daß die Kohle fortgespült wird, während die spezifisch schwereren Bestandteile an der Aufgabestelle liegen bleiben.

## Brikettierung der Steinkohle.

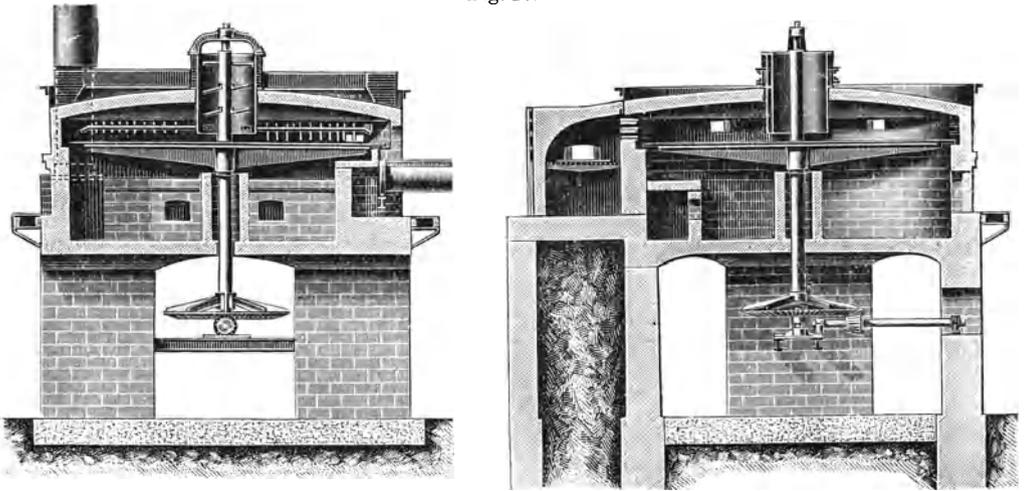
Wenn backfähige Staubkohlen durch den Verkokungsprozeß eine Steigerung ihres Wertes erfahren, so erreicht man dies bei mageren oder halbfetten, für die Verkokung nicht geeigneten Kleinkohlen durch Überführung derselben unter Zusatz eines Bindemittels in den gepreßten Zustand, durch sogenanntes Brikettieren. Die ersten Brikettierungsversuche mit Steinkohlen sind Anfang der dreißiger Jahre des vorigen Jahrhunderts in St. Etienne in Frankreich vorgenommen, und zwar zuerst mit Teerzusatz, der kurze Zeit darauf infolge des ungenügenden Bindungsvermögens durch Steinkohlenpech ersetzt wurde.

Dieses bei der Teerdestillation gewonnene asphaltartige Produkt wird auch heute noch vorwiegend als Bindemittel mit einem Schmelzpunkt von 65 bis 75° für die Steinkohlenbrikettierung verwendet. Die vielen in neuerer Zeit vorgenommenen Versuche, durch andere organische und anorganische Bindemittel einen geeigneten Ersatz für das altbewährte Steinkohlenpech zu finden, sind bisher ohne wesentlichen Erfolg geblieben. Den größten Anspruch auf praktische Verwendbarkeit scheint der Zusatz von Naphthalin und die bei der Papierfabrikation in großen Mengen als Abfallprodukt gewonnene Sulfitzellulose- lauge zu haben. Bei der zurzeit herrschenden großen Knappheit an Steinkohlenpech, sowie bei den hierfür gezahlten hohen Preisen haben diese Produkte an verschiedenen Stellen in der Brikettfabrikation Zugang gefunden. Durch Zusatz von 0,2 Proz. Naphthalin kann der Pechzusatz um rund 1 Proz. reduziert werden. Die mittels Schwefelsäure entkalkte Sulfitzellulose- lauge besitzt in eingedicktem Zustand stark klebrige Eigenschaft. Einen Nachteil bildet die Wasserlöslichkeit, weshalb die Briketts, um wetterbeständig zu sein, nach dem Pressen, zwecks Verkokung des Zelluloseextraktes, kurze Zeit auf etwa 300° erhitzt werden müssen. Die bei der Teerdestillation entfallenden schwer absetzbaren Anthracenrückstände hat Verfasser durch Dehydrierung, D. R.-P. Nr. 332 888, in asphaltartige Produkte übergeführt, die sich neben anderen Verwendungsgebieten auch für die Brikettierung von

Steinkohlen als geeignetes Bindemittel erwiesen haben. Das Produkt hat bei seinem hohen Schmelzpunkt von  $105^{\circ}\text{C}$  einen hohen Bitumengehalt und zeichnet sich bei seiner Verwendung als Brikettierungsmittel dadurch vorteilhaft aus, daß es, ohne in den Mühlen zu kleben, zu Mehlform zerrieben und mit der Kohle in innige Verteilung gebracht werden kann. Auch in den heißesten Sommermonaten bleibt dieses Pech in seiner Form beständig, was für die Entladung und Weiterverarbeitung eine wesentliche Arbeitserleichterung in sich schließt.

**Trocknung und Erwärmung der Brikettkohlen bzw. des Brikettgemisches.** Das Trocknen der in gewaschenem Zustand zur Brikettierung gelangenden Kohlen geschieht mittels Feuergasen oder mittels indirekten Dampfes. Die erstere Art ist die ältere und bisher fast allgemein bei dem

Fig. 20.



Wärmeofen „Bié trix“.

Couffinhal-System angewandt worden, während die aus der Braunkohlenindustrie stammende Dampftrocknung hauptsächlich bei den Zeitzer- und Tiglerpressen angewandt worden ist.

Der mit Feuergasen betriebene, von Bié trix zuerst angewandte sogenannte Wärmeofen vertrat früher, wo die Kohlen meist ungewaschen brikettiert wurden, das heutige Knetwerk und ist dann später als Trockenofen für gewaschene Kohlen beibehalten worden, wobei dieselben, mit dem Pech fertig gemischt, in den Ofen gelangen.

Der Wärmeofen (s. Fig. 20) besteht in der Hauptsache aus einem langsam kreisenden Rundtisch, der Vorrichtung zum Aufgeben, Wenden und Abstreichen des Brikettgemisches, der seitlichen Feuerung mit Abzugskanal und dem das Ganze umgebenden Mauerwerk mit Eisenausführung. Das Kohlepechgemisch fällt aus der oberhalb des Ofengewölbes angebrachten, aus einem Zylinder mit schraubenförmig angeordneten Flügeln bestehenden Aufgabevorrichtung auf den rotierenden Ofentisch. Hier wird das Produkt durch eine Wendevorrichtung, die aus mehreren rechenartig hergestellten Stäben besteht, gut

durchgemischt und durch schräg gestellte Abstreichplatten in die Austragsöffnung und von da zur Transportschnecke befördert.

Das ausgetragene Gemisch hat bei normalem Ofengang eine Temperatur von etwa 90 bis 95° C. Die Temperatur oberhalb des rotierenden Tisches soll nicht über 300° C betragen, weil sonst Pech verdampft bzw. abbrennt. Der kreisende Rundtisch hat einen Durchmesser von etwa 6,5 m und macht etwa  $3\frac{1}{2}$  Umdrehungen in der Minute. Der Ofen leistet pro Stunde etwa 10 bis 12 t Brikettiergut mit 2 Proz. Wassergehalt. Der Kohleverbrauch für die Feuerung stellt sich auf etwa 3 Proz. der Briketterzeugung, das bedeutet bei einer Leistungsmöglichkeit von stündlich 12 t bei zwei Couffinhalpressen eine Kohlenmenge von 360 kg. Das bei den meisten Brikettpressen, und zwar meist unmittelbar mit demselben verbundene Dampfknätnetzwerk, auch Malaxeur genannt, hat den Zweck, entweder an Stelle des Wärmeofens das Kohlenpechgemisch vorzubereiten oder die Arbeit dieser Öfen zu ergänzen, d. h. das bereits getrocknete und erwärmte Gut auf die zum Pressen geeignete Temperatur zu bringen. Das Knätnetzwerk besteht aus einem stehenden Eisenblechzylinder, in dem eine drehbare Welle mit schraubenförmigen Flügeln angebracht ist, die das Produkt durchrühren und es den darunter liegenden Preßformen zudrücken. An der Zylinderwandung sind in schraubenförmiger Anordnung Dampfdufen angebracht, durch die überhitzter Dampf in das Gemisch eingeführt wird. Sehr wichtig ist die Anwendung von überhitztem Dampf, da das Produkt je nach Anwendung des Peches vor dem Formen eine Temperatur von etwa 100° C haben muß, um gut bildsame und gut gepreßte Briketts zu erhalten.

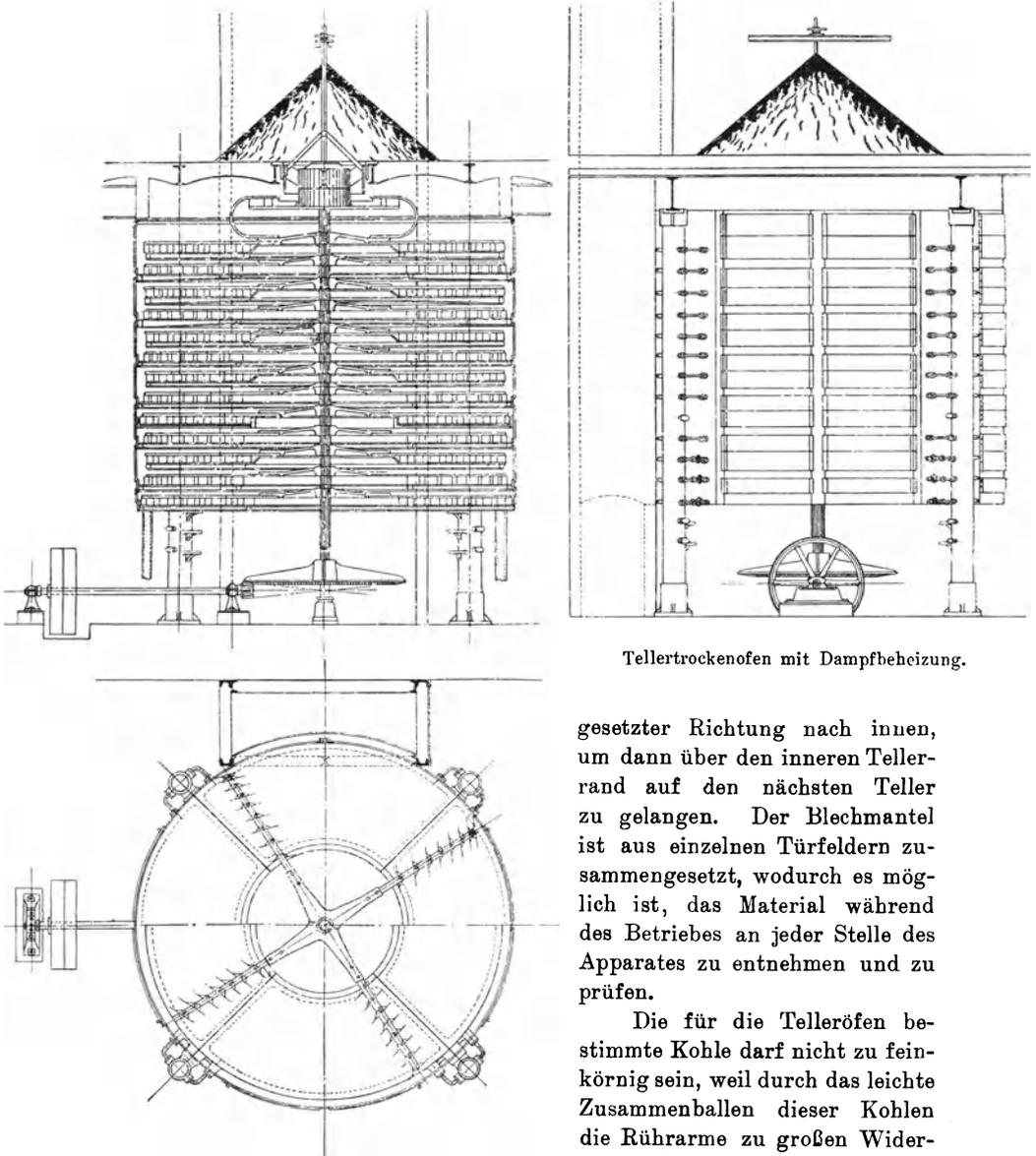
Eine weit geringer aufmerksame Bedienung erfordert das Trocknen der Kohlen mit Dampf in sogenannten Dampftellerrockenöfen, die zuerst von der Zeitzer Maschinenfabrik für die Trocknung von Braunkohlen gebaut wurden.

Der von der Firma Tigler-Meiderich verbesserte Tellerrockenofen (Fig. 21) unterscheidet sich von dem ersteren zunächst in der Bauart der Teller, deren innerer Dampfraum mit einem nach der Peripherie geneigten Boden versehen ist, um ein Ansammeln von Kondenswasser und eine damit verbundene unvollkommene Ausnutzung des Dampfes zu vermeiden. Ferner wird die Beförderung der Kohlen auf die einzelnen untereinander angeordneten Teller nicht durch ausgesparte Öffnungen, sondern abwechselnd über den äußeren und inneren Tellerrand bewerkstelligt. Die übereinander liegenden doppelwandigen Teller, deren Anzahl sich nach den zu verdampfenden Wassermengen richtet, haben einen Durchmesser von 5 m und lagern auf vier Säulen, von denen zwei für die Zuleitung des Dampfes und zwei für die Ableitung des Kondenswassers ausgebildet sind. Die zu jedem Teller führenden Abzweigsleitungen sind bei den unteren Tellern mit Ventilen versehen, um durch entsprechende Regulierung die Kohlen auf einem bestimmten Feuchtigkeits- und Wärmegrad halten zu können. Durch die Mitte des Apparates geht eine stehende Welle mit Rührarmen und Stahlblechschaukeln, welche von unten durch ein Zahnradgetriebe in Tätigkeit gesetzt wird. Der ganze Apparat ist mit einem Blechmantel versehen, welcher an einer Seite den Anschluß der einzelnen Teller an den Dunstschlot frei läßt.

Die Kohle fällt aus dem Vorratstrichter durch eine oberhalb des ersten Tellers angebrachte Aufgabevorrichtung auf die Mitte des obersten Tellers

und wird mittels des Rührwerks in langer Schneckenlinie und in geringer Schicht nach der Peripherie des Tellers transportiert, wo sie auf den darunter liegenden Teller fällt. Hier beschreibt die Kohle denselben Weg in entgegen-

Fig. 21.



Teller-trockenofen mit Dampfheizung.

gesetzter Richtung nach innen, um dann über den inneren Teller-rand auf den nächsten Teller zu gelangen. Der Blechmantel ist aus einzelnen Türfeldern zusammengesetzt, wodurch es möglich ist, das Material während des Betriebes an jeder Stelle des Apparates zu entnehmen und zu prüfen.

Die für die Telleröfen bestimmte Kohle darf nicht zu feinkörnig sein, weil durch das leichte Zusammenballen dieser Kohlen die Rührarme zu großen Widerstand finden und leicht abbrechen. Die Kohlen werden daher zweckmäßig erst nach dem Trocknen zerkleinert und ebenso der Zusatz des Peches erst nach der Trocknung vorgenommen.

Die Leistung eines aus 15 Tellern bestehenden Trockenofens beträgt stündlich 15 bis 18 t Kohlen mit einer Abtrocknung von durchschnittlich 12 Proz. auf 3 bis 4 Proz. Feuchtigkeit. Die Heizung erfolgt mit Frischdampf von 1,5 Atm., wobei der Dampfverbrauch sich auf etwa 80 kg per Tonne getrocknete Kohle stellt. Die Kohle verläßt den Trockenofen mit einer Temperatur von etwa 40°.

Infolge der leichten Regulierbarkeit kann bei Dampftrocknung eine Entwertung der Kohlen durch Überhitzung sowie eine Brand- oder Explosionsgefahr nicht eintreten. Dagegen ist der Verschleiß der Ofen ein sehr großer, da im Laufe eines Jahres etwa ein Drittel der Teller erneuert werden muß.

**Pressen.** Von den Brikettmaschinen hat bisher die **Couffinhalpresse**, und zwar zur Herstellung von Briketts von 3 bis 11 kg, die größte Verbreitung erfahren. Die Couffinhalpresse stammt aus den Werkstätten von Biéatrix Cie. in St. Etienne, dessen Leiter Couffinhal der Konstrukteur der Presse war. Durch die Firma Schüchtermann & Kremer, die das Patent vor etwa 30 Jahren für Deutschland erworben hatte, hat die Presse weitere Verbesserungen erfahren und in Deutschland die größte Verbreitung erlangt.

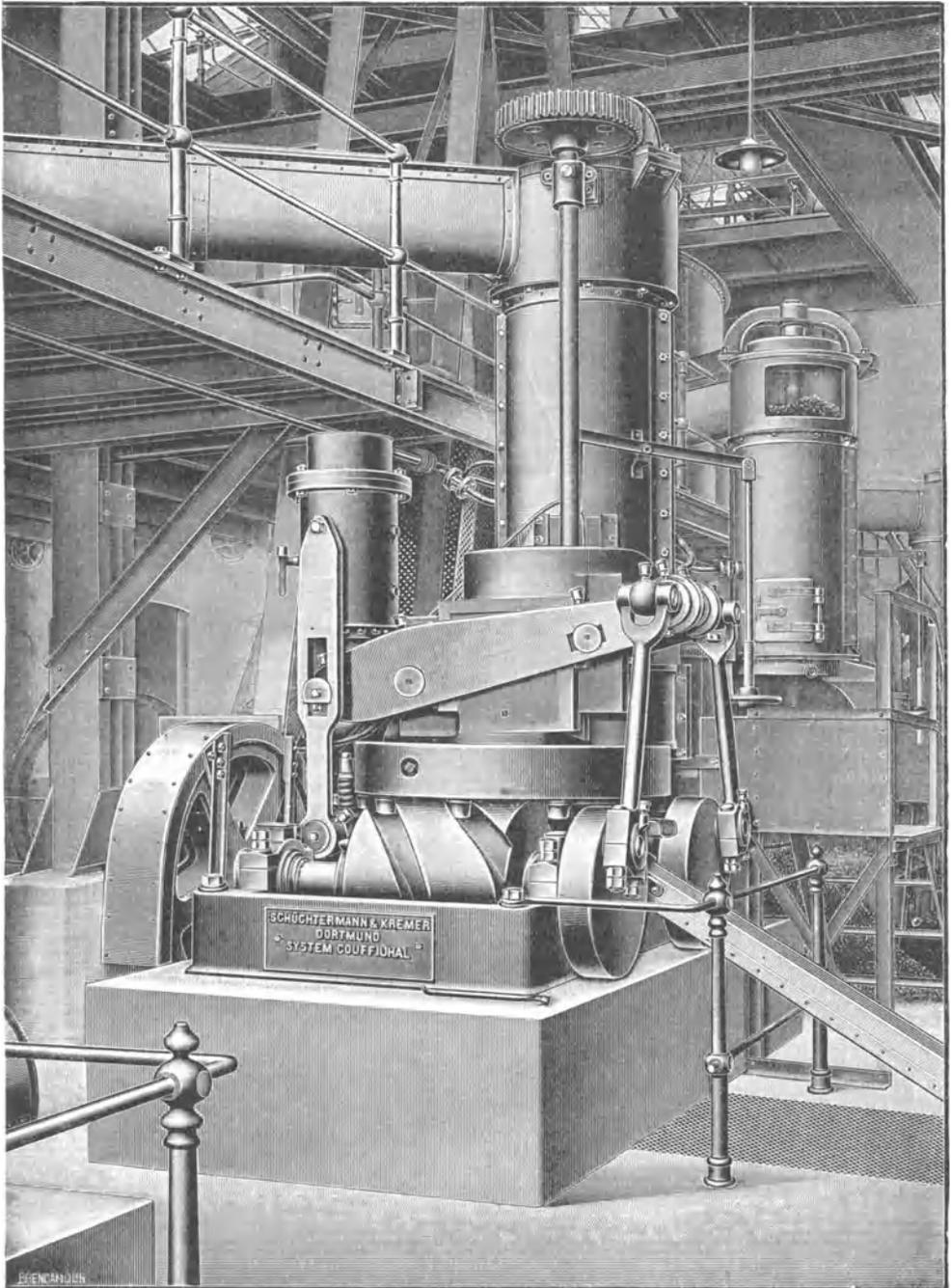
Der durch Motor oder Transmission bewirkte Antrieb der Couffinhalpresse (s. Fig. 22) erfolgt auf eine Vorgelegewelle, welche mittels eines Ritzels und zweier Zahnräder zwei zur Achse der Presse symmetrisch gelagerte Wellen in Umdrehung setzt. Der Vorgang beim Pressen gestaltet sich folgendermaßen:

Die in der Form befindliche Masse wird durch den niedergehenden Druckstempel so weit zusammengedrückt, bis die obere Schicht der Briketts an den Wandungen der Formen eine derartig starke Reibung erzeugt, daß sie nicht mehr nachgibt, was zur Folge hat, daß der hintere Teil des Hebelarms sich um den Befestigungspunkt des Druckstempels dreht und die Zugschere mit dem unteren Hebelarm, der den unteren Druckstempel trägt, in die Höhe zieht, so daß nunmehr auch ein gleichzeitiger Druck von unten erfolgt. Der Gesamtpressendruck beträgt etwa 150 Atm.

Der mit Hebelarmen verbundene hydraulische Zylinder hat den Zweck, dem auf das Brikett auszuübenden Drucke eine nach Belieben veränderliche höchste Grenze geben zu können und zweitens als Sicherung zu dienen, wenn der Widerstand beim Pressen aus irgend einem Grunde zu groß wird. In diesem Falle öffnet sich ein im Druckzylinder befindliches, vorher eingestelltes Druckventil, um den Überdruck durch Ausströmen einer entsprechenden Menge Wasser aus dem unteren in den oberen Teil des Zylinders auszugleichen. Nach jeder Preßperiode wird der Formtisch so weit gedreht, bis die nächste gefüllte Form unter den Preßstempel gerückt ist. Während des Preßvorgangs hat der Ausstoßstempel gleichzeitig ein fertiges Brikett aus der Form nach unten herausgestoßen, welches über eine federnde Klappe auf ein Transportband gleitet, durch das es direkt in den Wagen verladen wird.

Die Couffinhalpressen werden für 1, 3, 5 bis 7 und 9 bis 11 kg schwere Briketts hergestellt. Die stündliche Leistung beträgt bei einer 1 kg-Brikettpresse 2 t, bei einer 3 kg-Pressen 6 t, bei 5 bis 7 kg-Pressen 9 bis 13 t und bei 9 bis 11 kg-Pressen 18 t. Im Inlande hat sich das 3 kg-Brikett am meisten eingeführt, das namentlich von den Eisenbahnen, die ungefähr 50 Proz. der gesamten Briketterzeugung aufnehmen, verlangt wird, während für die Marine Briketts von größerem Kaliber hergestellt werden.

Fig. 22.



Brikettpresse „System Couffinhal“.

Schreiber, Steinkohlenveredelung.

Neben diesen Maschinen älteren Systems haben neuerdings in der Steinkohlenbrikettfabrikation zwei weitere Systeme mit bestem Erfolg Anwendung gefunden, und zwar die Kniehebel- und die Revolverpresse. Erstere so genannt, weil durch das Durchdrücken eines kniegelenkartigen Stempels der Druck erzeugt wird, letztere, weil der Formtisch ähnlich einem Revolver in senkrechter Lage zur Antriebswelle drehbar angeordnet ist. Beide Pressen sind in den 1840er Jahren von dem Engländer Middleton in Leeds erfunden und nach von Detombay und Yeadon vorgenommenen Änderungen Ende der 90er Jahre in Deutschland durch die Maschinenfabriken Tigler in Duisburg-Meiderich und die Zeitzer Maschinenfabrik in Zeitz eingeführt und weiter verbessert worden.

Die Tigler-Kniehebelpresse unterscheidet sich im wesentlichen von der alten Middleton-Detombay-Presse durch die Anordnung von Doppelkniehebeln, wodurch der Druck auf die Brikettpresse wie bei der Couffinalpresse gleichzeitig von oben und von unten ausgeübt wird. Außerdem ist statt des rotierenden Tisches ein feststehender Formtisch mit verschiebbarem Füllkasten vorhanden.

Die Kniehebelpressen eignen sich nur für größere Briketts von 3 kg aufwärts, wobei sie sich durch hohe Leistung (12 bis 20 t pro Stunde) auszeichnen, indem bei jedem Pressenhub eine Anzahl von drei bis acht Briketts gleichzeitig hergestellt werden können.

Die Konstruktion der neuen Tiglerpresse ist aus Fig. 23 ersichtlich. Der Antrieb erfolgt von Riemenscheibe 1 aus durch ein Zahnradgetriebe 2 bis 5, welches eine Kurbelwelle 6 in Drehung versetzt. An jeder Seite der Welle ist eine Kurbelscheibe 7 aufgesetzt, deren Zapfen mit zwei gefederten Pleuelstangen 9 verbunden sind, welche dem Kniehebel 10 eine gleichmäßige auf- und abwärtsgehende Bewegung geben, die wiederum auf zwei kniehebelartig mit ihm verbundene Gelenkhebel 11 und 12 übertragen wird. Diese Gelenkhebel sind durch Bolzen mit dem in senkrechter Richtung beweglichen Querhaupt 13 und dem Stempelschlitten 14 verbunden. Die Hebung und Senkung des Querhauptes 13 wird durch kräftige Schraubenbolzen 15 auf das untere Querhaupt 16, welches den unteren Preßstempel 17 trägt, übertragen. Der Bolzen des unteren Kniehebelgelenkes 11 hebt den Stempelschlitten 14 in seinen zwischen dem Gestell befindlichen Führungen herab, wodurch der an ihm befestigte obere Preßstempel 18 in die Preßform gedrückt wird. Gleichzeitig wird auch das untere Querhaupt 16 mittelst der Schraubenbolzen 15 gehoben und dadurch die untere Pressung bewirkt. Um nach erfolgter Pressung ein schnelles Heben des die oberen Preßstempel tragenden Druckstückes 20 zu ermöglichen, wird das Zwischenstück 21 durch eine auf Kurbelwelle 6 angebrachte unrunde Scheibe 21 a, die den mit Rolle versehenen zweiarmligen Hebel 23 und die Zugstange 24 bei jeder Umdrehung der Kurbelwelle entsprechend betätigt, ausgerückt. Die rasche Hebung des Druckstückes 20 mit Oberstempel 18 erfolgt dann durch die auf Achse 26 befestigten Hebelarme 27 und 28, welche von der unrunder Scheibe 29 a hochgedrückt werden; dem rasch sich hebenden Druckstück mit Oberstempel folgt im gleichen Tempo das untere Querhaupt 16 mit dem Druckstempel 17, welcher, ähnlich wie vorstehend ausgeführt, durch Zusammenwirken von Hebel 31, Rolle 32 und unrunder Scheibe 33 gehoben und gesenkt wird.

Sobald der untere Preßstempel 17 so hoch gehoben ist, daß die fertigen Briketts mit dem Preßtisch 34 gleich liegen, wird der Füllkasten 35 durch die Kurvenschleife 36 mittels Rolle und Hebel 37 vorwärts bewegt und die Briketts vorgeschoben. In dem Augenblick, wo der Füllkasten über der

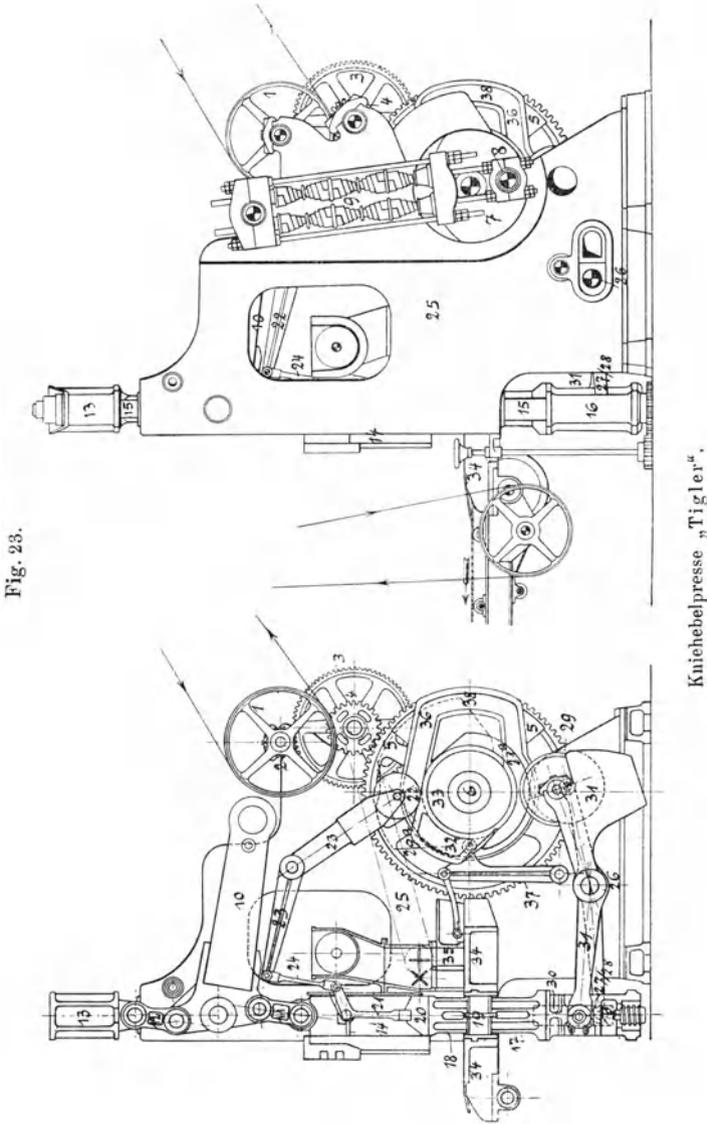


Fig. 23.

Kniehebelpresse „Tigler“.

Preßform 19 steht, geht das Querhaupt 16 mit dem Unterstempel 17 herunter, die Preßform ist wieder offen, so daß der Füllkasten darin entleert und dann zurückgezogen wird. Die Kurvenschleife 36 ist so konstruiert, daß der Füllkasten in vorgeschobener Stellung über der Preßform 19 eine Ruhepause macht. Die unrunde Scheibe 29 a, welche das Druckstück 20 mit dem Oberstempel 18

betreibt, erhält am Umfange eine Vertiefung, in welche während der Ruhepause des Füllkastens die zugehörige Rolle 29 einläuft und dadurch den Oberstempel eine abwärtsgehende Bewegung ausführen läßt, wodurch das im Füllkasten befindliche Material in die Preßform gedrückt wird. Sind die Formen gefüllt, dann wirkt die auf der Kurbelachse sitzende unrunde Scheibe wieder auf das Hebelwerk und das Druckstück 20, so daß dieses den Oberstempel 18 mit schlagender Geschwindigkeit in die Preßform fallen läßt. Gleichzeitig wird in ähnlicher Weise das Zwischenstück 21 zurückgeführt, worauf dann der Kniehebeldruck stattfindet, welcher den eigentlichen Preßdruck auf die Preßstempel 17 und 18 gleichzeitig und gleichstark wirken läßt.

Die Preßformen, sowie die Stempelplatten sind aus Phosphorbronze hergestellt, die einen wesentlich geringeren Verschleiß als die von Stahl ergeben haben und nach Abnutzung ihren Materialwert behalten.

Die Federung der Kniehebelpleuelstangen hat den Zweck, bei entstehendem Überdruck in der Presse, sei es durch zu große Füllung im Formkasten, oder bei Eindrängung von unnachgiebigen Fremdkörpern in die Formen, ausgleichend zu wirken, indem bei Beginn des Überdrucks eine Verlängerung der Pleuelstangen eintritt und Brüche usw. hierdurch vermieden werden.

Für die Herstellung von kleinen, namentlich für Hausbrandzwecke geeigneten 1 kg-Briketts hat sich die Zeitzer Revolverpresse, System Busse, die heute ebenfalls von der Firma Tigler mit weiteren Verbesserungen gebaut wird, gut bewährt. Die Konstruktion dieser Revolverpresse ist aus Fig. 24 ersichtlich. Der Antrieb erfolgt mittels Riemens bei 1, die Zahnräder 2 und 3 übertragen die Kraft auf die Kurbelachse 4, von wo aus die federnde Zugstange 5 die drehende Bewegung in eine schwingende Bewegung des Hebels 6 umwandelt. Dieser Hebel ist mit der Welle 7 fest verbunden, durch welche wiederum der zweiarmlige Hebel 8 und damit die durch Zugbolzen 9 verbundenen Preßhebel 10 bewegt werden, die an ihren unteren Enden drehbar gelagert sind und über den Drehpunkten die Preßstempel 11 tragen. Die dem Verschleiß stark unterliegende Gleitführung der Preßstempel im Stempelbock ist neuerdings mit einer Metallauskleidung versehen, deren oberer mit Stellschrauben versehener Teil ein der Abnutzung entsprechendes Nachstellen der Führung ermöglicht. Die ebenfalls aus Phosphorbronze hergestellten Preßformen sitzen in einer auf horizontaler Achse 12 angebrachten Revolverscheibe 13, die von der Kurbelachse aus durch Zwischenvorgelege in absatzweise Drehung versetzt wird. Auf dem Haupttrahmen 14, in welchem sämtliche Wellen und Achsen verlagert sind, ist das Knetwerk 15 aufmontiert, in welchem das Kohlenpechgemisch unter Einwirkung überhitzten Dampfes für die Pressung vorbereitet wird.

Der Preßvorgang ist folgender:

Das vom Knetwerk ausgetragene heiße Gemisch gelangt in den Stopferkasten 16, welcher unter dem Knetwerk angebracht ist. Ein Stopfstempel, welcher von der Hauptwelle hin und her bewegt wird, schiebt die Masse in die davorstehende Preßform der Revolverscheibe 13, die an dieser Stelle von außen durch ein Widerlager gedeckt ist. Durch entsprechende Einstellung des verstellbaren Hubes beim Stoßstempel wird bei diesem Vorgang eine gleichzeitige Vorpressung der Briketts vorgenommen. Die Revolverscheibe erfährt darauf eine absatzweise Drehung nach unten, bis die gefüllte Form



Anzahl nebeneinander angeordnete, muldenförmige Vertiefungen besitzen, welche meistens die Form eines halben Ellipsoids tragen. Die Brikettmasse wird aus einem oberhalb der Walze angebrachten Verteilungsgefäß oder durch eine Transportschnecke vom Dampfknctwerk zugeschraubt. In letzterem Falle muß darauf geachtet werden, daß die Transportschnecke heizbar angeordnet ist, damit das Produkt auf dem Wege zur Presse nicht unter dem Schmelzpunkt des Peches erkaltet, was ein lockeres Gefüge der Briketts mit entsprechend hohem Abfall zur Folge haben würde. Durch die Umdrehung der Walzen wird der Inhalt der Form mit einem Druck von etwa 50 kg pro Quadratcentimeter zusammengepreßt und fällt in Eiform über eine Rutsche auf das Verladeband. Da bei der Drehung der Walzen nicht alles Brikettiergut von den Formen aufgenommen werden kann, so gibt es im Gegensatz zu dem Stampf-Preßverfahren größeren Abfall, der sich mit den zerbrochenen und beim wiederholten Pressen zerquetschten Briketts auf etwa 4 bis 10 Proz. erstrecken kann.

Die ersten Eierbriketts sind Ende der 70er Jahre zu Port-Rigmond in Nordamerika hergestellt worden. In Deutschland, wo sich neuerdings auch andere Firmen mit dem Bau derartiger Pressen befassen, sind vorwiegend die Systeme von Zimmermann und Hanrez, sowie von Schüchtermann & Kremer vertreten.

Zur Vorbereitung des Brikettgemisches für die Pressung dient ein bei jeder Presse heute vorhandenes Dampfknctwerk oder Malaxeur. Derselbe besteht aus einem zylinderförmigen Eisengefäß, das im Innern eine mit schraubenartig angeordneten Flügeln versehene Welle trägt, die das Kohlenpechgemisch fortwährend durchknetet, während durch den Mantel aus spiralförmig verteilten Düsen überhitzter Dampf einströmt, der das Gemisch bis zum Schmelzpunkt des Peches erhitzt. Es ist zweckmäßig, die Temperatur des Brikettgutes etwa 30° höher zu halten, da der für die innige Mischung in Frage kommende tropfbarflüssige Zustand des Peches um mehrere Grade höher liegt, als der für die Klassifizierung der Peche geltende Schmelzpunkt. Vorwiegend wird mittelhartes Pech mit einem Schmelzpunkt von 65 bis 70° für die Brikettierung verwendet. Die Anwendung einer genügend hohen Temperatur ist erforderlich für eine innige Verteilung der Bindemittel und die damit zusammenhängende wirtschaftliche Ausnutzung derselben.

Auf Zeche Holland 3 und 4 in Westfalen wurde schon vor 20 Jahren das Pech direkt aus der Teerdestillation im flüssigen Zustand, und zwar an der Stelle, wo die Kohle vom Abstreichteller fällt, zugesetzt. Dies Verfahren ist neuerdings von Flohr-Kleinschmidt weiter ausgebaut und auf verschiedenen Zechen, unter anderen auf Zeche Engelsburg in Westfalen mit Erfolg angewandt worden. Das Pech wird für diese Anlage von der Teerdestillation der Zeche Carolinenglück in Kesselwagen, und zwar in heißflüssigem Zustande angeliefert. Das Pech hält sich in diesem Verladungszustande etwa 28 Stunden flüssig. Infolge der innigeren Verteilungsmöglichkeit des Bindemittels in flüssiger Form und der dadurch hervorgerufenen Ersparnis schließt dieses Verfahren gewisse Vorteile in sich. Auf dem Brikettwerk Rheinau wird das ebenfalls flüssige Pech mit Hilfe eines Dampfstrahlgebläses in fein verteilter Form der Kohle zugesetzt. Bei diesem Verfahren kann der Pechzusatz infolge der innigen Verteilung entsprechend reduziert werden.

Das so vorbereitete Gut gelangt durch einen am Boden des Gefäßes mit Handrad einstellbaren Schieber durch den Verteiler in die Preßformen.

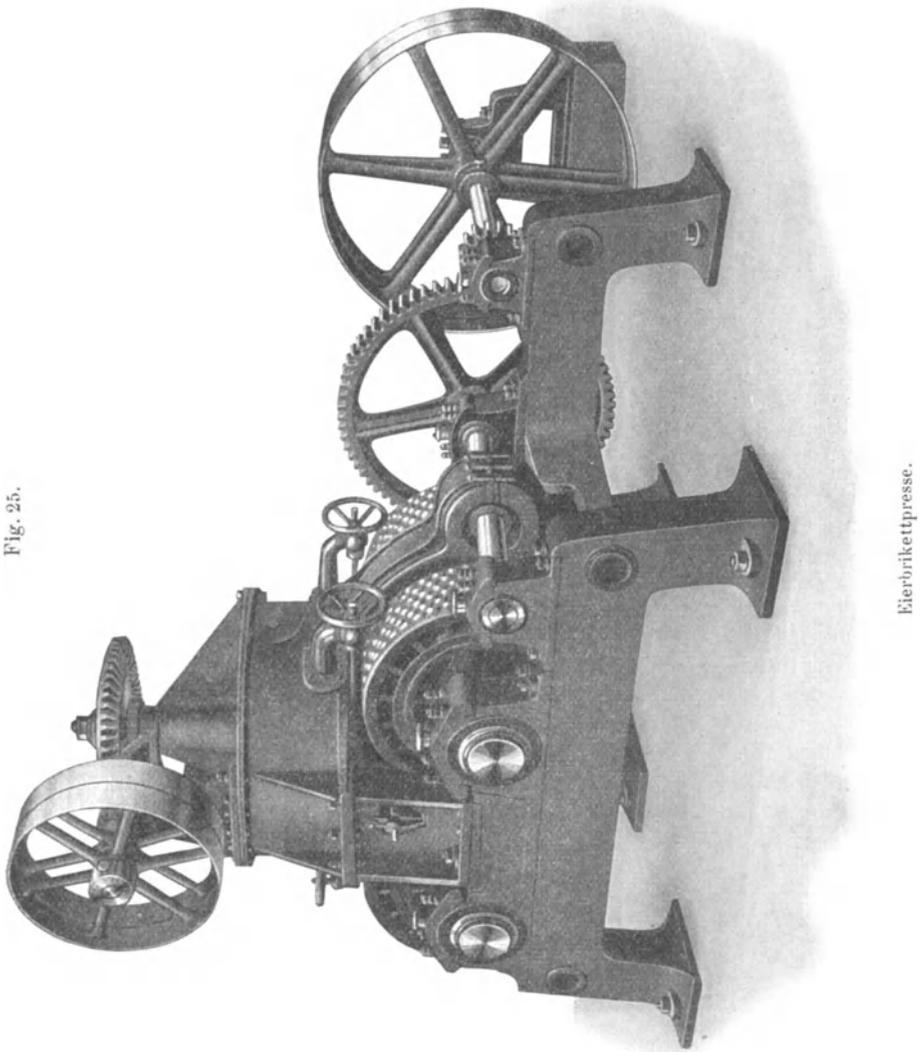


Fig. 25.

Eierbrikettpresse.

Der Gang und der Betrieb der **Brikettfabrikation** gestaltet sich im allgemeinen folgendermaßen:

Hauptsächlich findet die bei der Förderung fallende Flammkohle, im rohen oder gewaschenen Zustand, für die Herstellung von Briketts Verwendung. Die gewaschene Kohle wird in einer Korngröße von 0 bis 10 mm und mit einem Aschengehalt von 5,5 bis 6,5 Proz., sowie einer Feuchtigkeit von etwa

14 Proz. im Bunker gestapelt und gelangt von hier nach 24stündiger Entwässerung mit einem Feuchtigkeitsgehalt von 11 bis 12 Proz. in den Trockenofen. Die Kohle verläßt den Ofen mit einer Feuchtigkeit von 3,5 bis 4 Proz., die hinsichtlich Pechverbrauch und Festigkeit der Briketts die günstigste Norm bei der Brikettierung ergeben hat.

Das meistens in Blöcken gelieferte Pech wird zunächst von Hand in Stücken von etwa 100 mm Korngröße zerschlagen und dann durch ein sogenanntes Pechknackwerk bis zu einer Korngröße von etwa 25 mm vorzerkleinert. Das Knackwerk besteht aus einer drehbaren Walze, auf der in versetzter Lage Messer angebracht sind, welche sich zwischen einem Stahlrost bewegen, auf dem das Pech von den kreisenden Messern zerschlagen wird und der den weiteren Zweck hat, eventuell vorhandene feste Beimengungen, wie Eisenteile usw., zurückzuhalten. Nach der Zerkleinerung gelangt das Pech in eine Mischschnecke, deren Austrag durch einen Schieber eingestellt werden kann.

Der Pechzusatz beträgt bei der Brikettierung je nach Beschaffenheit der Kohle 6 bis 10 Proz., und zwar ist der Pechverbrauch um so größer, je magerer, härter und feiner die Kohle ist.

Beim Tiglersystem vereinigt sich die aus dem Trockenofen kommende Kohle in genauem Mischungsverhältnis mit dem Pech. Die Einstellung der richtigen Mischung geschieht durch einen Verteilungstrichter, dessen trichterförmiger Boden oberhalb eines rotierenden runden Tisches, des sogenannten Abstreichtellers, mündet. Der Raum zwischen Teller und Trichtermündung kann durch einen um den Trichterhals angebrachten, nach oben und unten bewegbaren Ring eingestellt und damit die Auslaufmenge beliebig reguliert werden. Die so im richtigen Mengenverhältnis zum Pech ausgetragene Kohle gelangt mittels eines Abstreichers vom Teller in die Mischschnecke und von da mit dem Pech zur Schleudermühle, wo eine Zerkleinerung des Peches sowie eine weitere innige Mischung stattfindet. Durch das Schleudern wird die Kohle auf eine Korngröße von etwa 3 mm gebracht. Diese Korngröße hat sich bisher als die günstigste erwiesen, da bei größerer Feinheit ein entsprechend höherer Pechzusatz notwendig wurde. Das so gemischte Brikettgut nimmt dann seinen Weg zum Dampfknetzwerk, wo es mittels überhitzten Dampfes die zum Pressen erforderliche Plastizität erhält.

Beim Couffinhalsystem wird die gewaschene Kohle in einer Korngröße von 0 bis 12 mm, sowie einer Feuchtigkeit von durchschnittlich 13 Proz. aus dem Vorratsturm der Brikettanlage in einen Verteilungstrichter mit rotierendem Tisch abgezogen. Das durch ein Backenwerk vorgebrochene Pech wird durch ein Becherwerk auf die Schleudermühle gehoben und auf dieser in Korngröße von 0 bis 1 mm gemahlen. Aus der Schleudermühle fällt das Pech in einen zweiten Trichter mit ebenfalls rotierendem Tisch, von dem das Pech in entsprechendem Verhältnis auf den Kohlentisch abgestrichen und mit der Kohle durch ein Becherwerk dem Wärmeofen zugeführt wird. Hier wird die Kohle auf etwa 5 Proz. getrocknet und das Pech zum Schmelzen gebracht. Von dem rotierenden Tisch des Wärmeofens wird das Brikettgut in eine Schnecke abgestrichen, die es den Couffinhalpressen zuschraubt.

Dieses Verfahren hat insofern gewisse Nachteile, als durch die Behandlung des Mischgutes mit direkten Feuergasen Pechverluste durch Abdestillierung

entstehen können und ein großer Teil der aufgewandten Wärmemenge auf dem Wege zur Presse verloren geht. Man hat daher dieses kombinierte Trocknungs- und Mischungsverfahren teilweise verlassen und auch bei den Couffinhaltpressen das vorher beschriebene Verfahren mit nachfolgender Behandlung des Brikettgutes im Malaxeur unter Verwendung überhitzten Dampfes angewendet.

Am vorteilhaftesten arbeiten im allgemeinen die Pressen bei Herstellung größerer Briketts von 3 kg aufwärts, während kleinere durch Teilung der Formen erhaltene Formate infolge des in den Formen zu überwindenden höheren Reibungswiderstandes und des verhältnismäßig hohen Materialverschleißes bei geringerer Pressenleistung größere Herstellungskosten verursachen.

Im Inlande hat sich das 3 kg-Brikett am meisten eingeführt, das namentlich von den Eisenbahnen, die ungefähr 50 Proz. der gesamten Briketterzeugung aufnehmen, verlangt wird, während für die Marine, zwecks möglicher Ausnutzung der Stapelräume, Briketts von größerem Kaliber bis 11 kg hergestellt werden. Für Hausbrandzwecke haben sich besonders die handlichen, 350 bis 1000 g schweren Würfelbriketts eingeführt, während die Eierbriketts namentlich in Amerika und neuerdings auch in Deutschland zum Heizen von Füll- und Dauerbrandöfen verwendet werden.

**Prüfung.** Der Heizwert der aus Steinkohlenpech hergestellten Steinkohlenbriketts beträgt je nach dem Aschengehalt der verwendeten Kohle 6500 bis 7800 Cal.

Für die Versand- und Lagerfähigkeit spielt die Festigkeit der Briketts, der sogenannte Kohäsionsgrad eine nicht unwesentliche Rolle. Bei der staatlichen Werft wird derselbe in der Weise festgestellt, daß die Briketts zunächst in Stücke von 0,2 bis 0,5 kg zerschlagen und auf einem Sieb von 30 mm Maschenweite abgeseibt werden. Von diesen abgeseibten Stücken werden 50 kg in eine Blechtrommel gebracht, die 50 mal langsam umgedreht wird. Der auf diese Weise entstandene Abrieb wird auf dem 30 mm-Maschen-sieb entfernt. Der Rückstand ergibt in Prozent auf die angewandte Menge von 50 kg die Kohäsionsziffer. Dieselbe schwankt bei Steinkohlenbriketts zwischen 40 und 70 Proz.

**Produktion.** Von den Steinkohlenbriketts erzeugenden und verbrauchenden Ländern steht das Deutsche Reich mit einer im Jahre 1912 festgestellten Produktion von 5 333 651 t, von denen 3 266 672 t auf den Selbstverbrauch fallen, an erster Stelle.

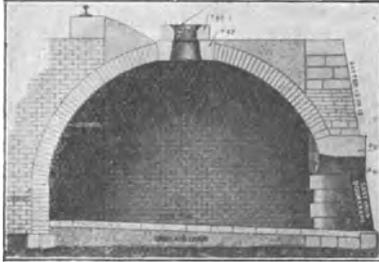
Im Jahre 1921 betrug die Steinkohlenbrikettproduktion der erzeugenden Länder:

Deutsches Reich . . . . .	5 688 000 t
Frankreich . . . . .	2 484 000 t
England . . . . .	1 100 000 t
Belgien . . . . .	2 667 000 t
Vereinigte Staaten von Amerika . . . . .	362 000 t
<hr/>	
Weltproduktion . . . . .	12 301 000 t

## Verkokung der Steinkohle.

Die ersten Anfänge der Kokserzeugung, welche in England zu suchen sind, liegen ungefähr in der Mitte des 17. Jahrhunderts und schlossen sich der Herstellung der Holzkohle an, indem die Kohle, von der man nur die Stücke verwendete, in Meilern oder Haufen gesetzt, verkokt wurde. Neben der

Fig. 26.

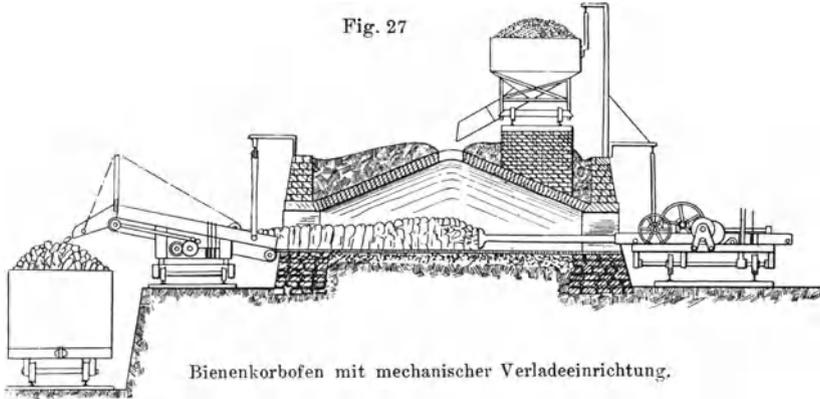


Bienenkorbofen.

Meilerverkoklung wurde in England in den 1760er Jahren auch schon Koks, und zwar aus Kleinkohlen, in geschlossenen Öfen hergestellt. Diese Öfen von etwa 1 t Inhalt hatten muffelartige Form von quadratischem Querschnitt und sind damals in England wohl in erster Linie zur Leuchtgasherstellung verwendet worden. Die belgische Hüttenindustrie führte diese Öfen für ihre Koks-

gewinnung ein, und auch in Deutschland haben dieselben in den 1780er Jahren vorübergehend in Anwendung gestanden<sup>1)</sup>. Aus dem Muffelofen bildete sich der heute noch in Amerika viel verbreitete Bienenkorbofen, der von England über Belgien etwa um das Jahr 1830 nach Deutschland eingeführt wurde. Während beim Bienenkorbofen die Verkokung durch Verbrennung

Fig. 27



Bienenkorbofen mit mechanischer Verladeeinrichtung.

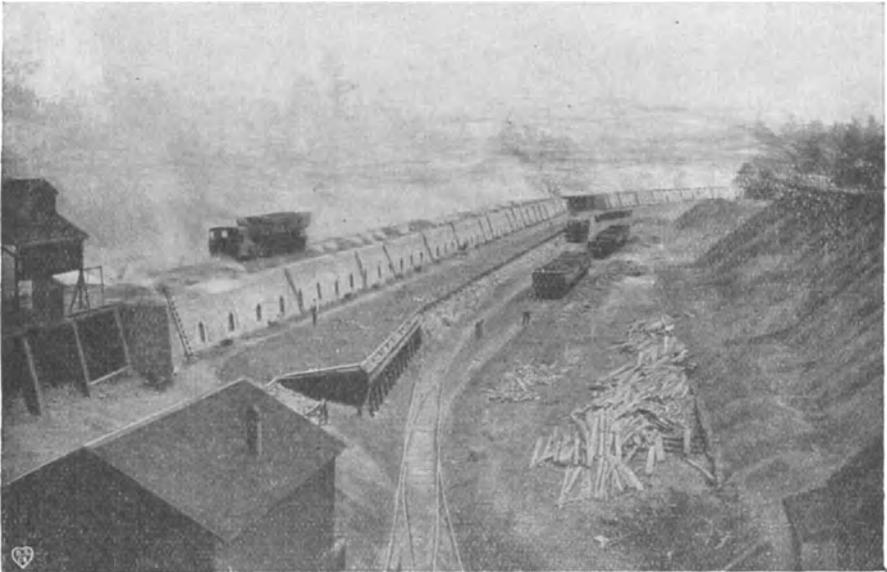
der Destillationsgase im Verkokungsraum selbst, durch entsprechende Luftzuführung vor sich geht, finden wir bei dem im Jahre 1855 in Saarbrücken, Westfalen und Schlesien gebauten Appoltofen, dessen Kammer senkrecht und dessen Sohle durch eine Klapptür zum Entleeren der Kammer ersetzt war, die erste Anwendung der Beheizung durch Seitenkanäle.

Einen großen Fortschritt erhielt die Kokserzeugung durch die Anwendung der horizontalen Kammer. François und Rexroth waren die ersten, welche um die Mitte der 60er Jahre des vorigen Jahrhunderts horizontale Kammern

<sup>1)</sup> Schreiber, Kokereiindustrie Niederschlesiens.

mit vertikalen Heizzügen verwendet haben, die zur Erzielung einer gleichmäßigen Beheizung der Kammer durch weitgehendste Teilung der Hauptströme bis in die Neuzeit mustergültig geblieben sind. Das System François-Rexroth wurde von Coppée weiter ausgebildet, der von dem Grundsatz ausging, schmale und hohe Kammern zu bauen und diese in möglichst scharfe und ausgedehnte Berührung mit den Heizgasen zu bringen, was durch Verminderung der Steinstärke zwischen Kammer und Zügen, sowie durch Anbringung einer größeren Anzahl Vertikalzüge erreicht wurde.

Fig. 28.

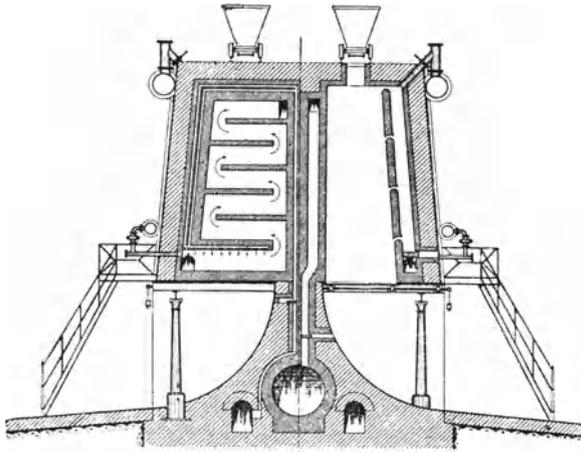


Bienenkorbofenanlage in Amerika.

Einen wichtigen Abschnitt in der Geschichte der Kokerei bildet das Jahr 1882, in welchem mit Hilfe des von Gustav Hoffmann bahnbrechend gebliebenen Regenerativofens die erste Gewinnung der Nebenerzeugnisse mit Erfolg durchgeführt wurde. Zwar hatten im Anfang der 60er Jahre des vorigen Jahrhunderts schon Knab und Carvès bei ihren Öfen in Frankreich gezeigt, daß man durch Kühlung und Waschung der Destillationsgase die wertvollen Bestandteile Teer und Ammoniak gewinnen konnte, welches Verfahren in Deutschland im Jahre 1881 in modifizierter Form durch Hüssener in Essen Verbreitung fand und weiter bei dem Ofensystem von Samet-Solvay, sowie bei der Ottoschen Modifikation des Coppéeofens zur Anwendung gelangte. Alle diese Ofensysteme mit Nebenproduktengewinnung litten jedoch mehr oder weniger an dem Übelstande, daß namentlich bei schwer backenden Kohlen die notwendige Verkokungstemperatur nicht immer erreicht wurde, und der Koks aus diesen Öfen gegenüber den Öfen ohne Nebengewinnung an Qualität zu wünschen übrig ließ. Diese für die Verwertung des Kokses in der Hüttenindustrie wichtige Frage wurde erst gelöst, als es Gustav

Hoffmann im Jahre 1882 auf den schlesischen Kohlen- und Kokswerken in Gottesberg gelang, durch Bau von Regeneratoren große Wärmemengen aufzuspeichern, welche durch Vorwärmung der Verbrennungsluft nutzbar gemacht wurden und zu einer erheblichen Verbesserung und Mehrleistung der Koks-ofenheizung führten. Damit war der Weg für die Weiterentwicklung der Destillationskokerei geebnet, die dann namentlich durch die hervorragenden

Fig. 29.



Appolofen.

Verdienste des Dr. Karl Otto in Dahlhausen, welcher die Öfen nach weiteren Verbesserungen unter dem Namen Otto-Hoffmann-Öfen einführte, einen ungeahnten Aufschwung erfuhr. Bestrebungen, den pyrometrischen Effekt durch vollkommene Verbrennung der Gase bei der Ofenheizung auf das Maximum zu bringen und durch bessere Verteilung der Wärmemengen eine gleichmäßigere Beheizung und damit eine höhere Leistung des Ofens zu erzielen, führten dann zu den auf S. 59 näher beschriebenen Systemen, deren Namen mit der Entwicklung unseres heutigen Kokereistandes eng verknüpft sind.

### Verkokungschemie.

Zur Klärung der Frage über den Zusammenhang der verschiedenartigen Destillationsprodukte der Kohle wurde zunächst der Weg der Extraktion mit Lösungsmitteln bei niedriger Temperatur beschritten, um Veränderungen der Bestandteile tunlichst zu vermeiden. So gewann Pictet durch Ausziehen mit siedendem Benzol aus verschiedenen Steinkohlen ein Öl, in welchem Naphthene,  $C_n H_{2n}$ , neben hydroaromatischen Kohlenwasserstoffen, unter anderem Tetrahydrofluoren,  $C_{13} H_{16}$ , nachgewiesen wurden, und das dem kalifornischen Erdöl ziemlich verwandt ist. Die auf diese Weise gewonnenen Mengen betragen etwa 1,1 Proz. Wesentlich größere Mengen der gleichen Art gewannen Franz Fischer und W. Gluud, als sie die Temperatur der Benzolbehandlung der Kohle auf  $270^\circ$  im Autoklaven steigerten und als sie an Stelle des Benzols flüssige schweflige Säure von gewöhnlicher Temperatur anwandten.

Die hierbei gewonnene Ausbeute an Öl betrug etwa 1 Proz. In ähnlicher Weise hat man dann auch mit Pyridin versucht, die in der Kohle vorhandenen Bitumina zu extrahieren. In weit größerer Menge lassen sich diese bituminösen Bestandteile der Kohle durch Destillation gewinnen, und um hierbei die in der Kohle vorgebildeten Stoffe in möglichst unveränderter Form zu erhalten, haben E. Börnstein in Charlottenburg und später auch Pictet und Bouvier in Genf die Destillation der Kohle bei niedriger Temperatur und im Vakuum vorgenommen und hierbei gefunden, daß die Destillation der Steinkohle bereits wenig über 300° einsetzt, nachdem schon von 100° ab kleine Mengen gasförmiger Paraffine und Kohlensäure und von 270° an auch Schwefelwasserstoff, Wasserstoff und Kohlenoxyd entwichen waren, daß aber bei 400 bis 450° schon in wenigen Stunden reichliche Mengen kondensierbarer Stoffe gewonnen werden, wobei als Rückstand ein lockerer, nicht gebackener Koks zurückblieb.

Die Bearbeitung dieser **Tieftemperaturdestillation** der Kohle ist dann in neuerer Zeit durch die Arbeiten von Franz Fischer und seiner Mitarbeiter Glud und Schneider gefördert und erweitert worden, indem an Stelle der Vakuumdestillation die Dampfdestillation angewandt und an Stelle des festliegenden Destillationsapparates eine rotierende Trommel eingeführt wurde, mit deren Hilfe Überhitzungen, d. h. über 500° C liegende Temperaturen vermieden wurden. Gibt man den bei dieser niedrigen Temperatur entstandenen Teerdämpfen die Möglichkeit, sich sofort abzukühlen, ohne vorher auf höhere Temperatur erhitzt zu sein, so erhält man den Teer in der Form, die heute allgemein als Urteer bezeichnet wird. Die Hauptmerkmale dieses Teers sind das Vorhandensein aliphatischer und das völlige Fehlen aromatischer Kohlenwasserstoffe, insbesondere des Benzols, seiner Derivate, Toluol, Xylol usw. und des Naphthalins und Anthracens, die erst bei höheren Temperaturen (etwa 720° C) entstehen. Fischer und Glud erhielten bei einer auf vorstehende Weise destillierten Gasflammkohle 60 Liter Gas auf 1 kg Kohle mit einem Heizwert von etwa 9000 W.-E. Das in verschiedenen Temperaturintervallen entnommene Gas zeigte folgende Zusammensetzungen:

	Temperaturbereich der Gasentwicklung		
	bis etwa 420°	bis 500°	bei und über 500°
$C_2O + H_2S$ . . . . .	11,5—15,5	4,0— 6,5	3,5— 8,5
Ungesättigte Kohlenwasserstoffe .	8,0—10,5	2,0— 5,5	0,2— 1,5
CO . . . . .	6,0— 9,5	5,0— 7,0	5,0—10,0
$H_2$ . . . . .	7,0—11,5	20,0—30,5	34,0—50,0
$CH_{41}$ . . . . .	28,5—38,0	34,5—44,0	28,0—41,5
$C_2H_{61}$ . . . . .	17,0—26,0	10,4—14,5	1,5— 7,0
$N_2$ . . . . .	5,0— 7,0	4,0— 7,0	4,0— 6,0
Oberer Verbrennungswert . . .	9500—9700	7800—8200	~ 5000 W.-E.

**Urteer.** Der als Kondensprodukt gewonnene Urteer stellt eine dünnflüssige, rotbraune Masse dar, deren spez. Gew. bei etwa 1,03 bis 1,05 liegt. Das Ausbringen an diesem Teer beträgt etwa 8 bis 15 Proz. Der Teer beginnt bei etwa 60° zu sieden und geht bis etwa 400° über, wobei jedoch über

300° die Produkte schon erhebliche Zersetzungen erleiden. Um dieses zu vermeiden, verwenden Fischer und Gluud überhitzten Wasserdampf und bezeichnen die bis 180° (in Dampf gemessen) bzw. die bei einfacher äußerer Heizung bis 300° übergehenden Öle als nicht viskose Öle. Die darüber liegenden Destillate haben viskose Eigenschaften und gehen bei der Dampfdestillation etwa bis 240° über. Diese Produkte können für die Schmierölfabrikation Verwendung finden, während die weiter höher siedenden Destillate halbflüssige Formen annehmen und als Harze bezeichnet werden. Die Mengen, die Fischer und Gluud auf diese Weise aus dem Teer einer Fettkohle und einer Gasflammkohle der Zeche Lohberg erhielten, sind folgende:

Teerdestillate	Fettkohle	Gasflammkohle
	3 Proz. Teer 4 cbm Gas Proz.	10 Proz. Teer 6 cbm Gas Proz.
Nichtviskose Öle . . . . .	33,5	15,0
Schmieröle . . . . .	15,2	10,0
Paraffin . . . . .	0,4	1,0
Phenole . . . . .	14,0	50,0
Harz . . . . .	4,2	1,0
Pech . . . . .	19,0	6,0

Förster erhielt aus sächsischer Gaskohle des Zwickauer Reviers mit 11 Proz. Teerausbeute bei der Destillation mit überhitztem Wasserdampf<sup>7</sup> von 300 bis 350° C folgende Ergebnisse:

Nichtviskose Öle . . . . .	14,0—18,0	Proz.
Schmieröle . . . . .	7,0—9,0	"
Paraffin . . . . .	0,7—1,3	"
Phenole aus den nichtviskosen Ölen und den Schmierölen . . . . .	24,0—31,0	"
Harz } einschließlich Phenolen . . . . .	9,5—25,0	"
Pech }		

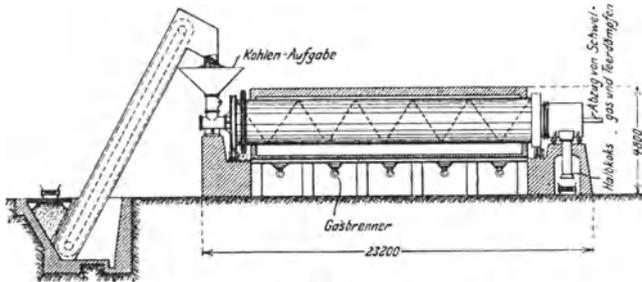
Was die Qualität der Schmieröle anbetrifft, so betrug die Viskosität bei 20° 5° E., während Fischer und Gluud bei einem bis 235° übergehenden Öl 7,2° E. und für Öle, die bis 255 bis 265° übergangen, 19,2° E. bei 20° erhielten.

Der bei der Tieftemperaturdestillation in der Trommel verbleibende Rückstand, der sogenannte Halbkoks mit einem Ausbringen von etwa 74 Proz. stellt eine wenig harte, leicht zerreibliche Masse dar, welche die Form des Ausgangsmaterials beibehalten hat und nur selten zu größeren, dann aber auch leicht wieder zerteilbaren Massen zusammengebacken ist. Das Produkt enthält etwa noch die Hälfte des Wasserstoffs, der beispielsweise bei einem Halbkoks mit 88,7 Proz. Kohlenstoff 3,55 Proz. gegenüber 84,4 Proz. Kohlenstoff und 5 Proz. Wasserstoff des Ausgangsproduktes betrug. Außerdem bleiben im Koks etwa  $\frac{2}{3}$  des Stickstoffgehaltes der Kohle zurück. Da die Ammoniakentwicklung zur Hauptsache erst bei etwa 600° C vor sich geht, so besteht das entweichende Drittel des Stickstoffs überwiegend aus elementarem Stickstoff und nur zu ganz geringen Mengen aus Ammoniak und pyridinartigen Basen. Vom Schwefelgehalt entweicht etwa die Hälfte, und zwar bei etwa 400° C zum größten Teil als Schwefelwasserstoff.

In der Praxis ist die wirkliche Urteergewinnung in rotierenden Trommeln bisher nur in ganz geringem Umfange, und zwar auf Zeche Bismarck und der Gewerkschaft Deutscher Kaiser und Schalke ausgeführt worden. Es handelt sich hierbei um etwa 1500 t pro Jahr, von denen der größte Teil auf einer besonderen Destillation der Gesellschaft für Teerverwertung, Meiderich, verarbeitet wird.

Da der bei der eigentlichen Urteergewinnung fallende Halbkoks als kein verkäufliches Produkt angesehen werden kann und erst durch Brikettierung oder Pulverisierung für weitere Verwendungszwecke geeignet bzw. versendbar gemacht werden muß, so wird hierdurch die Wirtschaftlichkeit der Anlage in sehr hohem Maße nachteilig beeinflusst, im Gegensatz z. B. zu einer Kokereianlage, bei der schon im gewonnenen Koks die Kosten für die aufgewandte Kohle gedeckt sind.

Fig. 30.



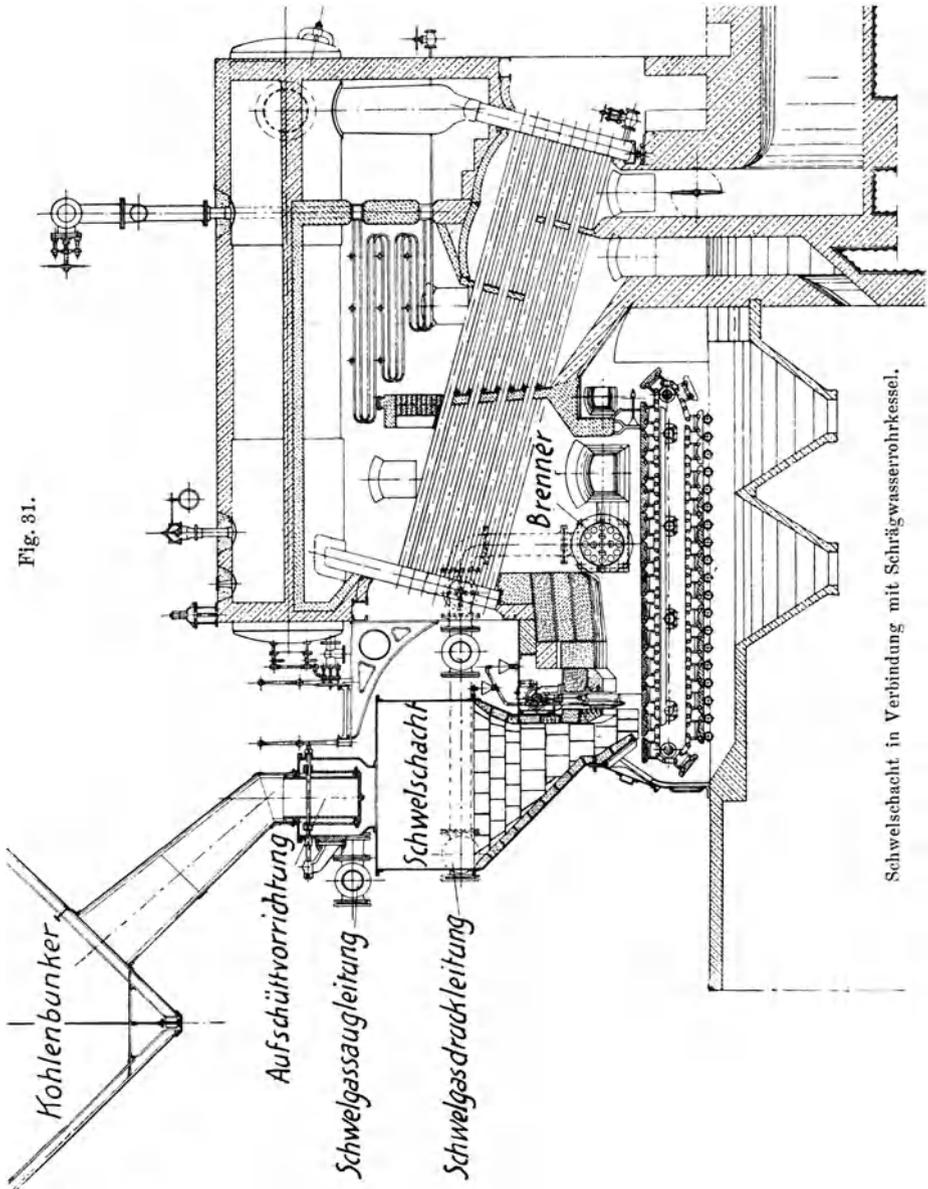
Entgasung der Kohle im Drehofen.

Die Vorschläge zur Brikettierung des Halbkoks haben insofern keinen Anklang gefunden, als es widersinnig ist, der Kohle zunächst durch Tieftemperaturverkokung 10 Proz. Bitumen zu entziehen, um hiervon nachher dem Halbkoks 8 Proz. in Form von Pech als Bindemittel wieder zuzusetzen. Aussichtsreicher erscheint das Verfahren, den Halbkoks zu vermahlen und ihn in dieser Form als Brennstoff für Staubkohlenfeuerung zu verwenden. — Ein weiterer Nachteil ist außer dem großen Verschleiß der Drehtrommel der bei der Destillation sich entwickelnde Staub, der, mit den Destillaten fortgetragen, sich im Urteer wiederfindet und als Destillationsrückstand im Pech den Aschengehalt und die unlöslichen Bestandteile erhöht.

Da auch die Bestandteile des Urteers nicht so verlockend sind, daß hierdurch die Ausfälle an Koks, Ammoniak und Benzol gedeckt sind, so dürfte die Zukunft wohl weniger auf die Gewinnung von reinem Urteer mittels Drehtrommel, als mehr auf die Gewinnung von Teer bzw. Ölen aus der Kohle überhaupt hinarbeiten.

Neben der bisherigen Generator-Teergewinnung beschreitet in diesem Sinne die Firma Pintsch einen wirtschaftlich gangbaren Weg bei der von ihr konstruierten Kesselfeuerung mit Schwelteinrichtung (s. Fig. 31). Der Brennstoff gelangt hier aus dem Bunker mittels Schurrem in den Schwelenschacht, der über einem Wanderrost angebracht ist und von dem die heißen Rauchgase aufwärts durch den Brennstoff geführt werden und auf diese Weise eine Schwelung des Brennstoffs bewirken. Die Schwelprodukte mischen

sich mit den Rauchgasen und gelangen dann zusammen mit diesen in eine Reinigungsanlage, während der entschwelte Brennstoff als Halbkoks direkt in heißem Zustande auf den Wanderrost gelangt und hier verbrennt<sup>1)</sup>.



Der in den sogenannten Urteergeneratoren hergestellte Teer kann nicht als reiner Urteer angesprochen werden, sondern besteht meistens aus einem

<sup>1)</sup> Die Zeichnung ist der „Brennstoffchemie“ mit deren Genehmigung entnommen.

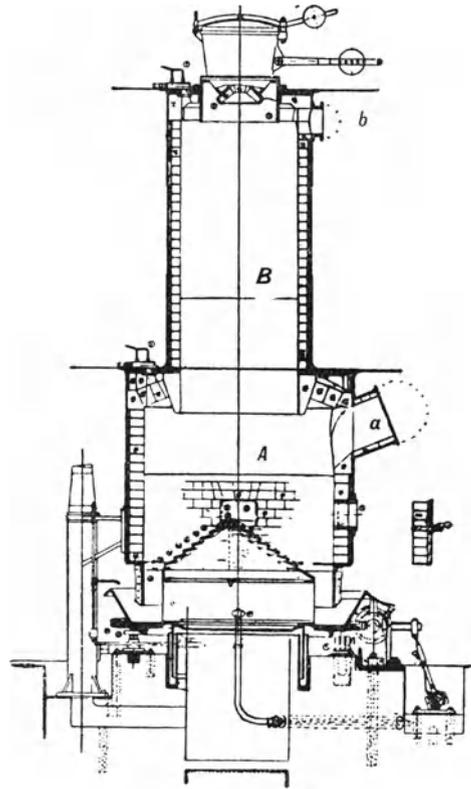
Gemisch von aromatischen und aliphatischen Kohlenwasserstoffen, da die für die Erzeugung des Urteers notwendige Temperatur bei diesen Einrichtungen nicht immer gleichmäßig eingehalten werden kann. Diese sogenannten Urteergeneratoren bestehen aus einem Generator und einem Schwelschacht, der je nach dem System entweder auf dem Generator aufgebaut oder in denselben eingebaut ist (Fig. 32). Die Wirkungsweise dieser beiden Typen ist ungefähr dieselbe.

Das in dem eigentlichen Generatorschacht erzeugte Generatorgas teilt sich in zwei Ströme, von denen der eine den Generator an der Stelle des Schwelschachtes verläßt, während der zweite Strom durch den oben aufgesetzten Schwelschacht geht und seine fühlbare Wärme an den Brennstoff, der langsam nach unten wandert, abgibt<sup>1)</sup>. Die Eintrittstemperatur der Gase in diesen Schwelschacht beträgt etwa 600° und die Austrittstemperatur etwa 100° C. Die den Schwelschacht verlassenden Gase werden in üblicher Weise durch einen Kühler und Teerscheider geleitet, wo die Teerdämpfe dann niedergeschlagen und gewonnen werden.

Wird die Kohle bei Temperaturen über 500° C erhitzt, so findet eine Zersetzung der primären Teerbildner unter gleichzeitiger Verkittung der Kohleteilchen zu einer graphitartigen festen Masse in dem Koks statt.

Die **Verwendbarkeit einer Kohle zur Verkokung** ist abhängig von der Schmelzbarkeit, d. h. von der Fähigkeit, beim Erhitzen in einen teigartigen Zustand überzugehen. Diese Backfähigkeit wird bedingt durch das Vorhandensein von Kohlenwasserstoffverbindungen, sogenannten Teerbildnern, die bei zunehmender Temperatur flüchtig werden und als Zersetzungsprodukt festen, graphitartig glänzenden Kohlenstoff abscheiden, der in molekularer Ablagerung die Muttersubstanz durchsetzt und umgibt und das Ganze kittend als Koks zusammenfügt. Die dem Koks eigene glasartige Härte führt Verfasser auf flüssige Silikate zurück, die am Ende der Garungsperiode aus den mineralischen Bestandteilen der Kohlensubstanz entstehen und das Koksgebilde schmelzartig

Fig. 32.



Urteergenerator.

<sup>1)</sup> Siehe Anmerkung auf voriger Seite  
Schreiber, Steinkohlenveredelung.

durchziehen <sup>1)</sup>. Das praktische Ausbringen an Koks schwankt nach dem Gasgehalt der Kohle zwischen 68 bis 85 Proz.

Die Backkohlen geben einen großstückigen, kompakten Koks von dichtem Gefüge, wohingegen die backenden Sinterkohlen einen porösen Koks von rissiger, stengliger Struktur hinterlassen. Durch vorheriges Stampfen der Kohle wird die Porosität des Kokses verringert und das Gefüge dichter. Ein Koks aus gestampfter Kokskohle ergab einen Porenraum von 39 Proz., während gute Backkohlen im ungestampften Zustand einen Koks mit einem Porenraum von 46 bis 53 Proz. ergeben <sup>2)</sup>. Auf die Rissigkeit hat das Stampfen keinen verringernden Einfluß, sondern erhöht dieselbe eher, da die gleiche Gasmenge auf ein geringeres Kohlenvolumen verteilt wird und bei der Entgasung auf dieses Volumen entsprechend mehr Schwindrisse entstehen müssen. Verkokungsversuche mit einem Zusatz von 10 bis 20 Proz. gasarmer Kohle oder feingemahlener Koksasche haben gezeigt, daß die Rissigkeit hierdurch vermindert werden kann. Eine weitere Eigentümlichkeit der backenden Sinterkohle ist die lange Stengelbildung auf der Sohle der Verkokungskammer. Diese Stengelbildung ist durch die fortschreitende Verkokung von der Sohle und den Seitenwänden der Ofenkammer aus zu erklären, und zwar werden die Stengel um so länger, je heißer die Ofensohle betrieben wird. Da der stenglige Koks infolge seiner leichten Zerbrechlichkeit und geringen Tragfähigkeit ebenso nachteilige Eigenschaften besitzt wie der rissige Koks, so wird man bei der Verkokung von backenden Sinterkohlen Öfen mit breiten Kammern und heißer Sohlenheizung meiden müssen.

Der Aschengehalt im Koks beträgt je nach dem Aschengehalt der zur Verkokung gelangten Kohle zwischen 7 und 12 Proz. Die Zusammensetzung der Asche eines westfälischen und niederschlesischen Kokses zeigt folgende Untersuchung:

	Asche in Prozenten aus	
	westfälischem Koks	niederschlesischem Koks
SiO <sub>2</sub> . . . . .	30,38	30,07
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .	39,64	29,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .	20,88	13,99
CaO . . . . .	3,54	7,62
MgO . . . . .	1,13	2,13
Alkali als K <sub>2</sub> O . . . .	3,74	7,89
SO <sub>3</sub> . . . . .	0,69	8,81
Mn <sub>3</sub> O <sub>4</sub> . . . . .	Spur	Spur
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> . . . . .	—	0,13

Entsprechend dem Aschengehalt schwankt der Heizwert des Kokses von 7000 bis 7300 Cal.

Der Gesamtschwefel, welcher außer Bindung an Eisen und Kalk in Form von FeS<sub>2</sub>, CaS und CaSO<sub>4</sub> zum größten Teil als organischer Schwefel im Koks vorhanden ist, schwankt im Gehalt von 0,8 bis 2 Proz. Der orga-

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1913, S. 408; 1910, S. 1644.

<sup>2)</sup> Ebenda 1904, S. 446.

nische Schwefel, der bis 80 Proz. des im Koks vorhandenen Gesamtschwefels betragen kann, verhält sich bei der Verkokung analog dem in der Kohle vorhandenen Stickstoff, der ebenfalls in bisher unerklärter Form zum größten Teil im Koks zurückbleibt. Ein Teil des Sulfidschwefels wird beim Löschen des glühenden Kokskuchens mit Wasser als Schwefelwasserstoff entfernt:  $\text{FeS} + \text{H}_2\text{O} = \text{FeO} + \text{H}_2\text{S}$ . Bei schwefelreichem Koks zeigen sich nach kurzem Lagern an der Luft braune Flecken, deren Ränder in regenbogenfarbiger Tönung auslaufen.

Der Stickstoffgehalt schwankt im Koks zwischen 0,6 bis 0,9 Proz. Im allgemeinen kann man sagen, daß hohe Temperatur und schnelle Vergasung die Bildung von koksfixem Stickstoff fördert. Daher ist beispielsweise der Gasanstaltskoks reicher an Stickstoff als der Kokereikoks, und der Durchschnittsstickstoffgehalt im Kokereigas immer um einige Prozent höher als im Gasanstaltsgas. Die Verteilung des Gesamtstickstoffs und des Schwefels stellt sich nach Short <sup>1)</sup> bei der Verkokung einer Durham-Kokskohle von 76,4 Proz. Koks, 1,57 Proz. Stickstoff und 0,82 Proz. Schwefel wie folgt:

	Stickstoff Proz.	Schwefel Proz.
Im Koks . . . . .	43,31	72,53
Als Ammoniak bzw. Schwefelwasserstoff . .	15,16	24,00
Als Cyan bzw. Schwefelverbindungen . .	1,43	1,72
Im Teer . . . . .	2,98	1,45
Frei . . . . .	37,12	0,30

Über das **Verhalten der Kohle im Ofen**, die zum Schutz gegen zu schnelle Vergasung und für den Stampfbetrieb zum besseren Zusammenhaften mit etwa 12 Proz. Feuchtigkeit besetzt wird, sind von Hilgenstock eingehende Untersuchungen unternommen worden <sup>2)</sup>.

Nach Einbringen der Kohle in die heiße Ofenkammer tritt in der Berührungsschicht an den Wänden nach Verdampfung der in dieser Schicht vorhandenen Feuchtigkeit die Entgasung der Kohle ein. Die entstehenden Kohlenwasserstoffe, namentlich die Teerbildner, werden von der noch kühlen Nachbarschicht zu Teer verdichtet. Es entsteht eine fortschreitende Verkokungsnaht, eine teerige Masse, die auf der Wandseite erhitzt wird, auf der Innenseite aber vermöge der Wärmeabsorption durch die Verdampfung kühl, d. h. nicht über 100° heiß ist, während die Wandschicht beispielsweise bereits 800° zeigt. Durch Probenahme aus dem Innern eines besetzten Kohlenkuchens ist nachgewiesen worden, daß der Feuchtigkeitsgehalt der Kohle in den ersten Stunden der Destillation um mehrere Prozent zunimmt, und daß ganz trocken eingebrachte Kohle eine Zeitlang aus dem chemisch gebundenen, etwa 5 Proz. betragenden Wassergehalt eine gewisse Feuchtigkeit aufnimmt.

Durch die infolge des Feuchtigkeitsgehaltes schichtenweise nach der Mitte zuschreitende Ofentemperatur ist die große Stückbildung des Kokereikokses zu erklären, im Gegensatz zu dem von allen Seiten gleichmäßig schnell erhitzten

<sup>1)</sup> Journal Gaslight 1907, S. 97—99.

<sup>2)</sup> Gasjournal 1902, S. 617.

Retortenkoks, indem im ersteren Fall die Teerbildner in verdichteter konzentrierter Form als Kittmasse in der Kohle erhalten werden, während bei schneller Erhitzung eine vorzeitige Verflüchtigung derselben stattfindet. Sind die Wände der Verkokungskammer gleichmäßig beheizt, so schreitet die Verkokung von beiden Seiten gleichmäßig nach der Mitte zu vor. An dieser Stelle bildet sich die Kokstrennungsnaht, die sich bei ungleichmäßig beheizten Wänden entsprechend aus der Mitte verschiebt.

Einige Kohlen haben die Eigenschaft, während des Erhitzens im Ofen zu „wachsen“ oder zu „treiben“, d. h. nach der Verkokung ein größeres Volumen als das zur Verkokung angewandte Kohlenvolumen zu hinterlassen. Der Druck, den derartige Kohlen infolge ihrer Ausdehnung auf die Kammerwände ausüben, ist bisweilen derartig, daß Deformationen der Wände durch Ausbauchung entstehen.

Die treibende Wirkung steigt mit der Dichtigkeit des angewandten Kohlenvolumens und ist abhängig von dem Schmelzgrad der Kohle und ihrem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen. Je leichter die Kohle schmilzt, also je höher der Gehalt an sogenannten Teerbildnern ist, um so geringer ist die Treibkraft der Kohle.

Die Prüfung der Treibkraft geschieht nach einer vom Verfasser ausgearbeiteten Methode durch Verkoken unter Druck eines in Zylinderform gepreßten Kohlenkuchens von 12 mm Durchmesser und 8 mm Höhe, hergestellt aus 1 g gepulverter Kohle<sup>1)</sup>. Das Kohlenbrikettchen gibt man in ein dünnwandiges, oben und unten offenes Röhrchen aus Nickelstahl von 12,5 mm Durchmesser und 35 mm Höhe, das in senkrechter Stellung in einen Platintiegel gesetzt und von unten mit einem kräftigen Dreibunsenbrenner beheizt wird. Das Kohlenbrikettchen wird beschwert mit einem in einer Führung sich auf- und abwärts bewegbaren Metallstempel von 11 mm Durchmesser und 150 g Gewicht. Aus dem Aufstieg des Stempels bis zur völligen Verkokung der Kohle kann das Treibmaß der verschiedenen Kohlenarten festgestellt werden. So ergaben nicht treibende gute Fettkohlen einen Aufstieg von + 0 bis 1 mm, während treibende Kohlen einen solchen von 3 bis 6 mm und darüber aufwiesen.

Eine andere Prüfungsmethode ist die Verkokung einer größeren Probe in einem mit anziehbaren Verschußdeckeln versehenen Eisenrohr von etwa 150 mm Durchmesser und 450 mm Länge, das der Temperatur der Kokskammer ausgesetzt wird. Die Deckel bewegen sich in zwei im Rohr angebrachten Schlitzen und werden durch seitlich angebrachte Schraubenbolzen festgestellt. Durch die beim Wachsen der Kohle eintretende Verschiebung des Deckels kann man einen ungefähren Anhalt über das Treibmaß der Kohle gewinnen.

Weiter wird in der Praxis vielfach die Prüfung der Kohle in einer Blechkiste angewandt, die in Kokskammerbreite mit der Kohle eingesetzt wird und bei der die Ausbauchung der Deckel bzw. Wände ein Merkmal des Treibens darstellt.

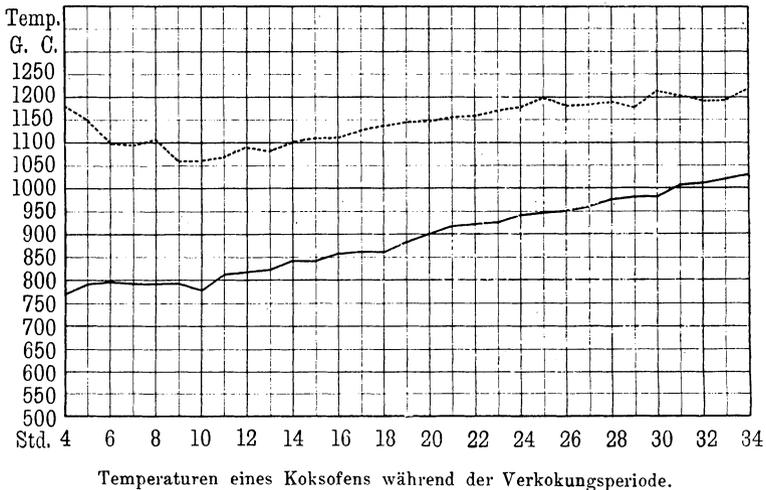
Damit der infolge des Treibens an den Wänden stark anhaftende Koks sich beim Ausstoßen leichter ablöst und Defekte der Wände durch gewaltsames Ausstoßen vermieden werden, müssen bei Verkokung von treibenden

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1920, Nr. 38, S. 1278.

Kohlen die Kammern reichliche Konizität von 60 bis 100 mm erhalten. In Betrieben, wo die Kohle gestampft wird, muß außerdem die Breite des Kohlenkuchens entsprechend verringert werden. Der Spielraum zwischen Kohlenkuchen und Wand wird zweckmäßig an der engsten Stelle der Kammer nicht unter 30 mm gehalten.

Durch die Erhitzung der Kohle unter Luftabschluß findet ein stufenweiser Abbau der die Kohle bildenden Kohlenstoffverbindungen statt, und zwar um so weitgehender, je höher die angewandte Temperatur ist. Die hierbei stattfindende Vergasung stellt einen Vorgang der ständigen Wasserstoffabspaltung dar. Es entstehen zunächst die Kohlenwasserstoffe der Methanreihe  $C_nH_{2n} + 2$ , dann diejenigen aus der Äthylenreihe  $C_nH_{2n}$ , und bei zunehmender

Fig. 33.

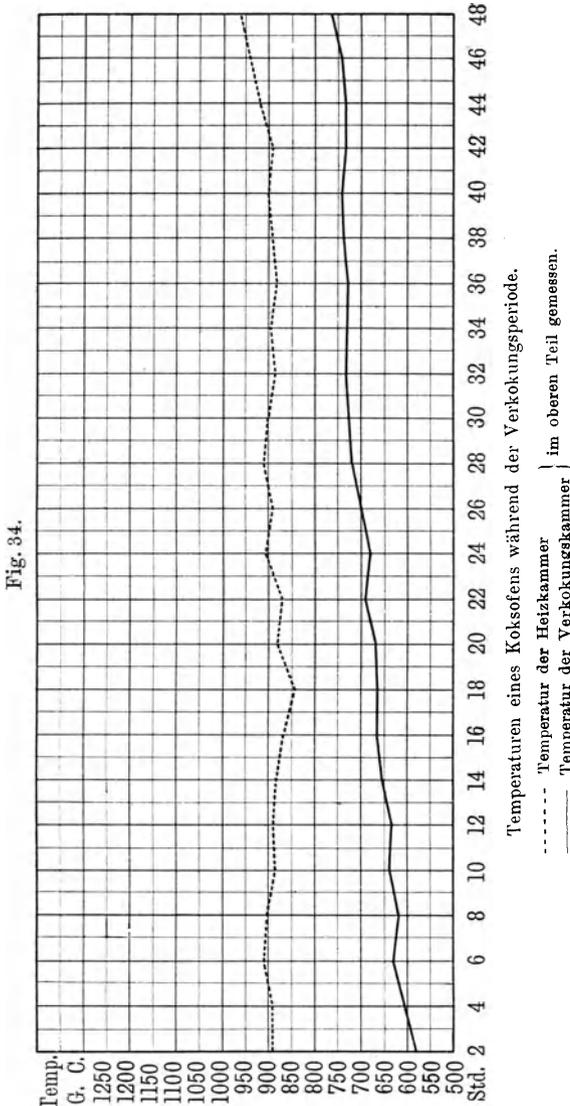


Temperaturen eines Koksofens während der Verkokungsperiode.  
 - - - - - Temperatur der Heizkammer  
 ——— Temperatur der Verkokungskammer } im oberen Teil gemessen.

Temperatur die kohlenstoffreichen Verbindungen der aromatischen Reihe. Bei niedriger Temperatur werden also weniger beständige Gase und mehr methylierte Derivate (Toluol, Xylol, höhere Phenole) erzeugt, während bei höherer Temperatur mehr Gase und daneben mehr wirkliches Benzol, Naphthalin, Anthracen und mehr freier Kohlenstoff entstehen. Nach den Forschungen Fischers werden die die Kohle bildenden Humusstoffe sowie die wachs- und harzartigen Anteile derartig zerlegt, daß bei niedriger Temperatur von etwa 500° C sich der Humusanteil unter Abgabe von Phenolen und die wachsartigen Bitumen unter Bildung von Kohlenwasserstoffen, die dem Erdöl nahestehen, zersetzt. Dieses Gemisch der Phenole und des künstlichen Erdöls stellt den sogenannten Urteer dar, der bei weiterer Erhitzung bis auf 800° C in Gegenwart von Wasserstoffen oder wie bei der Kokerei durch direkte Erhitzung der Kohle weiter derartig verändert wird, daß aus den Phenolen durch Reduktion die Benzolkohlenwasserstoffe entstehen, während die erdölartigen Bestandteile in Gas verwandelt werden.

Das praktische Ausbringen an Koks schwankt je nach dem Gehalt der Kohle zwischen 68 und 85 Proz. Das Ausbringen an Teer beträgt 1,8 bis 4 Proz., an Ammoniak 0,15 bis 0,35 Proz. und an Benzol 0,5 bis 1,2 Proz.

Die Temperatur der Verkokungskammer, im oberen Teil der abziehenden Gase gemessen, beträgt bei mäßig heißgehenden Öfen unmittelbar nach dem



Besetzen etwa  $600^{\circ}$  und steigt bis zum Schluß der Garung um etwa 200 bis  $250^{\circ}$ . Bei heißgehenden Öfen betragen die Anfangs- und Endtemperaturen gegen  $200^{\circ}$  mehr. Fig. 33 u. 34 zeigen den Verlauf der Temperaturkurve einer mäßig beheizten und einer wegen schwerbackender, gasarmer Kohle sehr heiß betriebenen Kammer.

Die kondensierbaren Kohlenwasserstoffe werden durch Kühlung in Form einer schwarzen, zähflüssigen Masse, des Teeres, gewonnen, der einen Pechgehalt (Fraktion über  $350^{\circ}$ ) von 50 bis 60 Proz. und ein spezifisches Gewicht von 1,1 bis 1,2 hat.

Die Teerentwicklung vollzieht sich in der Hauptsache zwischen  $300$  und  $400^{\circ}$  und ist bei  $500^{\circ}$  beendet. Der bis  $450^{\circ}$  sich bildende Teer, der sogenannte Primärteer, hat nach Börnstein ein geringes spezifisches Gewicht (0,95 bis 1,03) und einen geringen Pechgehalt von 7,5 bis 13,2 Proz., dafür

einen hohen Gehalt an Phenolen (4 bis 28 Proz.), während Naphthalin-Anthracen, Thiophen, sowie freier Kohlenstoff fehlen, da diese Stoffe erst sekundär durch Überhitzung gebildet werden. — Die folgende Tabelle zeigt die Zusammensetzung eines Teeres aus mäßig beheiztem Ofen und die Zusammensetzung eines Teeres aus heißgehender Kokskammer.

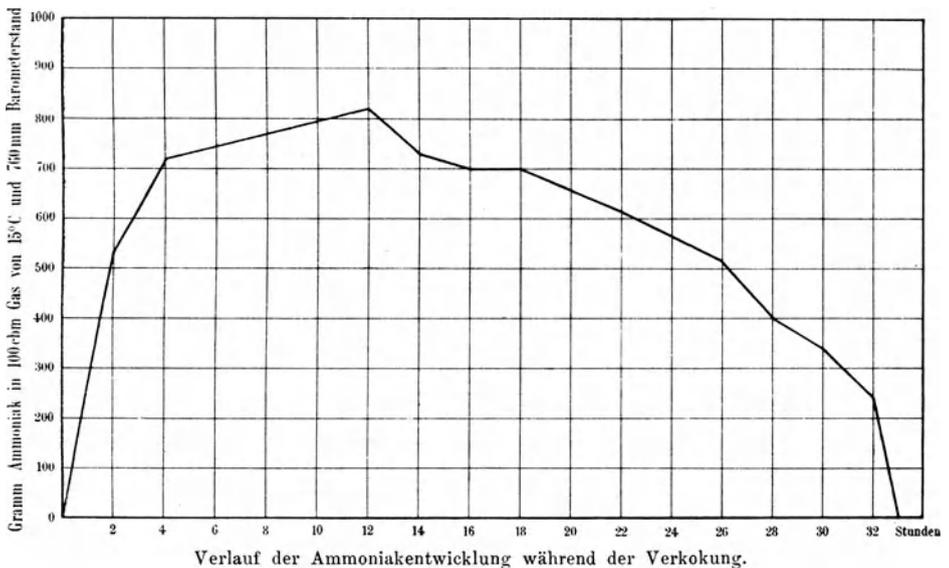
## Steinkohlenteer bei der Verkokung von Kokskohlen aus:

	mäßig beheizter Kammer	heißgehender Kammer
Wasser . . . . .	1,45 Proz.	2,70 Proz.
Freier Kohlenstoff . . . . .	2,33 "	7,12 "
Viskosität bei 20 <sup>0</sup> . . . . .	17,75	94,4
Fraktionsbeginn . . . . .	etwa 100 <sup>0</sup>	—
Fraktion bis 170 <sup>0</sup> . . . . .	2,0 Vol.-Proz.	—
" 170 bis 230 <sup>0</sup> . . . . .	14,0 "	—
" 230 " 270 <sup>0</sup> . . . . .	13,0 "	3,5 Vol.-Proz.
" 270 " 350 <sup>0</sup> . . . . .	20,5 "	32,0 "
" 350 " 380 <sup>0</sup> . . . . .	11,5 "	5,5 "
" über 380 <sup>0</sup> . . . . .	39,0 "	59,0 "
Naphthalin . . . . .	2,65 Proz.	2,1 Proz.
Spezifisches Gewicht bei 15 <sup>0</sup> . . . . .	1,14	1,19
Oberer Heizwert . . . . .	9093 W.-E.	9045 W.-E.
Unterer " . . . . .	8744 "	8710 "
Flammpunkt, unkorrigiert . . . . .	90 <sup>0</sup>	125 <sup>0</sup>
Brennpunkt, " . . . . .	120 <sup>0</sup>	148 <sup>0</sup>

Das Teerausbringen der Kokskohlen schwankt zwischen 1,8 und 4,0 Proz.

Das aus dem Stickstoffgehalt der Kohle stammende und bei der Verkokung bis durchschnittlich etwa zu einem Fünftel umgesetzte Ammoniak

Fig. 35.



ergibt bei den verschiedenartigen Kokskohlen ein Ausbringen von 0,15 bis 0,35 Proz.

Der Verlauf der Ammoniakentwicklung im Koksofen während der Destillation ist aus der in Fig. 35 dargestellten Kurve einer vom Verfasser

vorgenommenen Gasuntersuchung der Kokerei „Bahnschacht“ ersichtlich. Die Ammoniakentwicklung erreicht hiernach am Anfang des zweiten Drittels der Vergasungsperiode ihren Höhepunkt, und zwar vollzieht sich diese Entwicklung zwischen 500 und 700° und hält bis 800° an, wobei über 600° schon teilweise Zersetzung eintritt. Durch Zusatz von Wasserdampf und Kalk kann der Ammoniakgehalt bei der Destillation der Kohle erhöht werden<sup>1)</sup>.

Der Gehalt an Benzolkohlenwasserstoffen schwankt bei der Verkokung der Kohle zwischen 0,45 bis 1,2 Proz. Das Gasausbringen beträgt ebenfalls, je nach Art der Kohle, 250 bis 360 cbm bei 760 mm Barometerstand und 15°.

Von großem Einfluß auf die Ausbeute der Nebenprodukte ist die Geschwindigkeit der Entgasung, sowie die Größe der mit den abziehenden Gasen in Berührung kommenden Heizfläche, die eine Zersetzung der Produkte im Gefolge hat. Die Neigung zur Zersetzung steigt mit zunehmender Temperatur und Größe der feuerumspülten Berührungsfläche und steht quantitativ im umgekehrten Verhältnis zur Geschwindigkeit der abziehenden Gase.

Zur rationellen Gewinnung der in der Kohle vorhandenen wertvollen Produkte Teer, Ammoniak und Benzol bietet der jetzige Verkokungsprozeß mit Hilfe der langgestreckten Kammer und der seitlichen Beheizung die denkbar ungünstigsten Vorbedingungen. Da die Temperatur von der Ofenwandung nach der Mitte des Kuchens fortschreitet und die Destillationsgase den umgekehrten Weg von der Mitte des Kohlenkuchens durch die glühende Koks-schicht nach der heißen Ofenwand und hier aufwärts zur Vorlage nehmen, so werden die im Anfang aus der Kohle destillierten hochwertigen Verbindungen auf diesem Wege durch die heißen Zonen zum größten Teil in minderwertigere Sekundärprodukte zersetzt. Man geht nicht zu weit, wenn man sagt, daß über die Hälfte des Teers und des Ammoniaks auf diesem Wege verloren geht.

Da zur Erzeugung von festem Hüttenkoks eine über die Zersetzungsgrenze der genannten Destillationsprodukte liegende Temperatur von etwa 800° C erforderlich ist, so muß man die Produkte in der Weise zu schützen suchen, daß man während der Destillation durch den Kohlenkuchen einen Strom von Zusatzgas leitet, der eine Verdünnung und Schonung der Destillate und ein schnelleres Entfernen derselben aus der Zersetzungszone bewirkt.

Ein in diesem Sinne vom Verfasser eingeleiteter Destillationsversuch mit Kohle in einem Rohr, unter Zusatz von Wasserstoffgas, ergab beispielsweise folgende Ausbringen:

	Ohne Zusatz Proz.	Mit Gaszusatz Proz.
Teer . . . . .	4,01	6,92
Benzol . . . . .	1,08	1,07
Gesamtammoniak . . . . .	0,28	0,53

In die Praxis übertragen müßten die Schutzgase bei Anwendung der langgestreckten Ofenkammer zwecks ausgiebiger Ausnutzung auf den ganzen Kohlenkuchen, und zwar von unten aufsteigend, verteilt werden. Verfasser

<sup>1)</sup> Gasjournal 1906, S. 925—929.

hat in diesem Sinne während seiner früheren Tätigkeit eine Einrichtung ausgearbeitet, mit deren Hilfe abwechselnd Gas und Dampf unter die Kammersohle geführt werden kann. Dies geschieht in der Weise, daß zunächst während der letzten Verkokungsperiode Wasserdampf von der Sohle aus in die Verkokungskammer eingeblasen wird. Auf diese Weise wird die Wärme des glühenden Kokes nutzbar gemacht und dies so erblasene heiße Wassergas mit Hilfe einer Verteilungsleitung in eine Kammer geleitet, welche sich in der ersten Garungsperiode befindet. Außer einem höheren Ausbringen an Nebenprodukten wird durch die Einführung der heißen Gase ein schnelleres Aufschließen der Kohle bewirkt, d. h. die Garungszeit wird verkürzt und die Leistung des Ofens erhöht.

Zur Ermittlung der aus der Kohle praktisch erzielbaren Mengen an Destillationsprodukten hat sich die von A. Bauer an Hand praktischer Vergleichsresultate ausgearbeitete Kohlendestillationsmethode im schwer schmelzbaren Glasrohr mit vorgelegter Schicht Schamottkörner als sehr zweckmäßig erwiesen <sup>1)</sup>. Bis auf den Teergehalt, von dem ein Teil bei der heißen Teerscheidung überdestilliert und der infolgedessen um einige Zehntel Prozent zu niedrig ausfällt, geben die Resultate ziemlich mit der Praxis übereinstimmende Werte.

Das aus schwer schmelzbarem Glas hergestellte, an einem Ende zugeschmolzene Verbrennungsrohr, das bei einer lichten Weite von 11 mm = 750 mm, bei 12 mm = 720 mm und bei 14 mm = 600 mm lang ist, erhält für die Destillation 15 bis 20 g auf etwa 0,5 mm feingeriebene Kohle, die von der vorgelegten 25 cm langen Schamotteschicht durch eine mittels Asbestpfropfens gebildete Luftisolierungsschicht von 3 cm getrennt liegt. Das Rohr steckt mit seinem offenen Ende in einem etwa 3 cm weiten Rohr, das zur Filtrierung der teerhaltigen Gase mit Watte gefüllt ist und zur Austreibung etwaiger zurückgehaltener Mengen freien Ammoniaks in einem Wasserbad auf 100° erhitzt wird. Anschließend an das Teerrohr folgt zur Bindung des Ammoniaks ein in Wasser gekühltes, mit 5 ccm  $\frac{n}{1}$ -Schwefelsäure gefülltes Geißlersches Absorptionsfläschchen, sowie eine mit Chlorcalcium gefüllte U-förmige Trockenröhre. Beide Apparate werden zur Feststellung des in der Kohle enthaltenen Hydratwassers vor und nach der Destillation zusammen gewogen. Zur Absorbierung der Kohlensäure, der Schwefel- und Cyanverbindungen folgen zwei Geißlersche Fläschchen mit Kalilauge 1:3, sowie eine mit Chlorcalcium gefüllte Trockenröhre, die mit den Fläschchen ebenfalls vor und nachher gewogen wird. Zur Absorbierung der Benzolkohlenwasserstoffe folgen dann zwei Geißlersche Fläschchen, die mit Paraffinum liquidum gefüllt sind und während des Versuches in Eis gekühlt werden. Die von Nebenprodukten befreiten Gase werden in eine mit Manometer und Thermometer versehene Saugflasche von etwa 8 Litern Inhalt mit einem Unterdruck von 50 mm Quecksilbersäule angesaugt, die ausgelaufenen Wassermengen gewogen und das so festgestellte Gasvolumen unter Berücksichtigung der Tension des Wasserdampfes auf 760 mm Barometerstand und 15° berechnet.

Der Verlauf der Destillation, die in einem Verbrennungsofen vorgenommen wird, gestaltet sich in der Weise, daß zuerst die Schamotteschicht bis zur Isolierschicht auf Rotglut von etwa 700 bis 800° gebracht und dann durch

<sup>1)</sup> Bauer, Beiträge zur Chemie der sogenannten trockenen Destillation der Steinkohle. Dissertation, Rostock 1908.

hintereinander folgendes Öffnen der Brenner, in Zwischenräumen von 20 bis 15 Minuten, die Kohle von der Isolierschicht aus zur Entgasung gebracht wird, so daß die Gasblasen gleichmäßig schnell, ohne Mitführung von Teernebel, durch die Absorptionsfläschchen streichen. Die Kohlschicht wird auf etwa

1000° getrieben und nach völliger Entgasung  $\frac{3}{4}$  Stunden auf dieser Temperatur gehalten. Aus dem vor und nach der Destillation

festgestellten Gewicht des gefüllten Destillationsrohres ergibt sich nach Abzug der am Rohrausgang anhaftenden Teerrückstände, die durch vorheriges und nachheriges Wiegen des entsprechend abgeschnittenen und gereinigten Glasrohrendes bestimmt werden, das Koks ausbringen.

Das mit Watte gefüllte Teerrohr wird nach dem Trocknen auf 100° gewogen und das in diesem zurückgebliebene gebundene Ammoniak durch Auswaschen mit heißem Wasser entfernt. Durch Zurücktitrieren der bei der Kohlendestillation angewandten Säuremengen erhält man das flüchtige Ammoniak, das mit dem ausgewaschenen und dann abdestillierten fixen Ammoniak das Gesamtausbringen an Ammoniak ergibt.

Der im Kaliapparat absorbierte Schwefelwasserstoff wird unter Zusatz von konzentrierter Salzsäure und Stärkelösung durch Titration mit  $\frac{1}{10}$ -Jodlösung bestimmt. — Die Gewichtszunahme der nach Durchleiten von Luft von den Destillationsgasen befreiten Paraffinfläschchen ergibt das Ausbringen an Benzolkohlenwasserstoffen. Die Anordnung der Destillation zeigt Fig. 36.

Da 1 cbm  $H_2$  bei 0° und 760 mm B. = 2570 W.-E., 1 cbm  $CH_4$  = 8562 W.-E., 1 cbm  $C_m H_n$  (als  $C_2 H_4$ ) = 13940 W.-E. und 1 cbm CO = 3052 W.-E. bei Verbrennung zu Wasserdampf und Kohlen- säure liefern, so lassen sich aus den

jeweilig gefundenen Volumprozenten die Wärmemengen des betreffenden Gases berechnen. Der so gefundene Heizwert stellt den unteren Heizwert bei 0° und 760 mm B. dar. Derselbe beträgt bei den vorstehenden luftfreien Gasen 4926 W.-E.

Eine nach dieser Methode untersuchte westfälische Kokskohle mit 7 Proz. Asche ergab folgende Resultate:

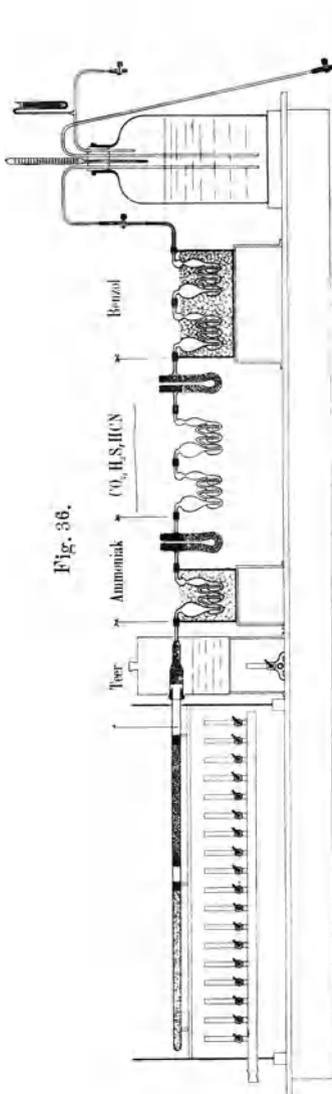


Fig. 36.

Versuchsordnung einer Kohlendestillation im Laboratorium.

## Einwaage 15 g.

	g	Proz.	cbm	
Koks . . . . .	11,01	73,4	—	
Flüchtig . . . . .	3,99	26,6	—	
Teer . . . . .	0,5648	3,76	—	Ammoniak:
NH <sub>3</sub> -Wasser . . . . .	1,2596	8,39	—	Flüchtig . . . 0,317 Proz.
CO <sub>2</sub> . . . . .	0,2400	1,60	0,81	Gebunden . . . 0,033 "
H <sub>2</sub> S . . . . .	0,0433	0,29	0,19	Summe . . . 0,350 Proz.
Benzolkohlenwasserstoffe .	0,1283	0,85	0,24	= 1,36 " Sulfat
Summe . . . . .	2,2360	14,89	1,24 cbm pro 100 kg = 12,40 cbm pro Tonne	
Gas (aus der Differenz) . .	1,7540	11,71		

## Gasberechnung.

Gefundenes Gasvolumen . . . . .	4,85 Liter
Abgelesene Gastemperatur . . . . .	18° C
Abgelesener Gasdruck . . . . .	-45 mm Quecksilbersäule
Abgelesener Barometerstand <i>B</i> . . . . .	762 "
Auf 0° C reduzierter Barometerstand <i>B</i> <sub>0</sub> = 762 - 2	760 "
Tension des Wasserdampfes bei 18° C und <i>B</i> <sub>0</sub> .	15 "
Somit <i>P</i> bei 0° = 760 - (45 - 15) . . . . .	700 "
Reduktionsfaktor bei 18° C und 700 mm <i>B</i> <sub>0</sub> .	0,8641
Somit reduziertes Gasvolumen bei 0° C	
= 4,85 × 0,8641 . . . . .	279,3 cbm pro Tonne
<i>V</i> bei 15° C = <i>V</i> <sub>0</sub> (1 + 0,003 67 t) . . . . .	298,6 " " "
Gesamtausbringen bei Anlage ohne Benzol-	
gewinnung <i>V</i> <sub>15</sub> = 298,6 + 12,4 . . . . .	311,0 " " " trockene Kohle

## Zusammensetzung und Heizwert des Gases.

	Vol.-Proz.	Luftfrei	Heizgas
Luft . . . . .	12,4	—	—
N <sub>2</sub> . . . . .	3,5	4,0	—
CO <sub>2</sub> . . . . .	1,1	1,1	—
H <sub>2</sub> . . . . .	44,3	50,8	53,5
CH <sub>4</sub> . . . . .	28,1	32,0	33,9
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> . . . . .	4,1	4,7	4,8
CO . . . . .	6,5	7,4	7,8

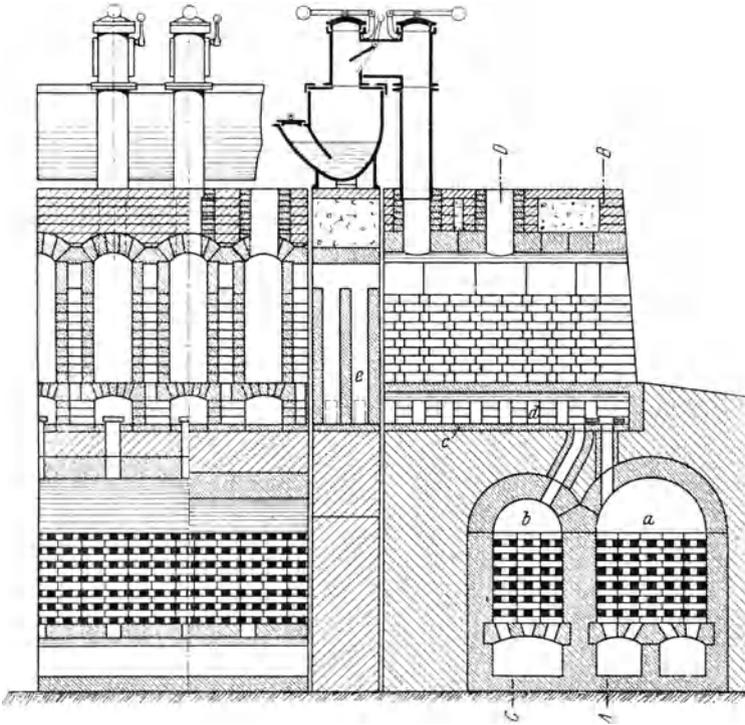
## Verkokungstechnik.

Nachdem die Gewinnung des Koks, wie in der Einleitung kurz erwähnt, sich aus den primitiven Anfängen des Kohlenmeilers bis zur geschlossenen Kammer des Coppée-Flammofens vervollkommen hatte, wobei die entstehenden Destillationsgase unmittelbar von der Kammer in die Heizzüge zur Beheizung derselben eingeführt und die Abhitze zur Dampferzeugung verwendet wurde, begann mit der Gewinnung und Aufarbeitung der in Destillationsgasen enthaltenen wertvollen Produkte ein neuer wichtiger Abschnitt in der Kohlendestillation.

Die fabrikatorische Durchführung dieser in der Kokereitechnik allgemein als Nebenprodukte bezeichneten Destillate bei gleichzeitiger Gewinnung eines brauchbaren Hüttenkokes wurde ermöglicht durch den von Gustav Hoffmann erbauten Regenerativofen.

Gustav Hoffmann, ein Schüler Theodor v. Bauers, suchte die mit den Abgasen der Koksöfen verloren gehende Abhitze für die Vorwärmung der Verbrennungsluft dadurch intensiver auszunutzen, daß er nach dem Vorbilde Wilhelm Siemens Wärmespeicher auf beiden Seiten der Ofenkammer baute, welche durch eine Umstellvorrichtung abwechselnd einmal

Fig. 37.



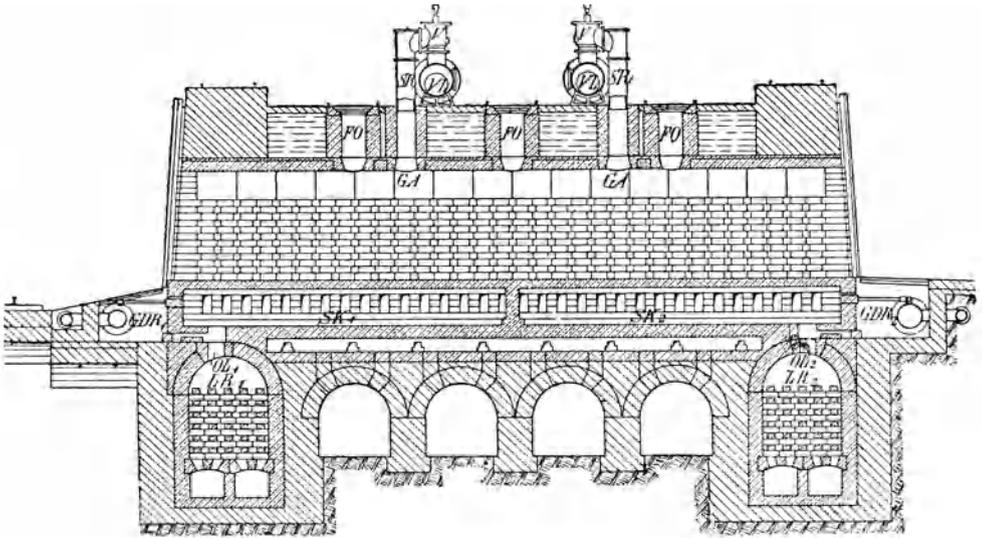
Der erste Regenerativofen mit Nebenproduktengewinnung von Hoffmann, erbaut im Jahre 1882 auf den schlesischen Kohlen- und Kokswerken in Gottesberg, Schl.

mit heißen Abgasen und das andere Mal mit der kalten Verbrennungsluft beschickt wurden. Die ersten zehn Öfen dieses Systems, welche Hoffmann in Gottesberg auf den schlesischen Kohlen- und Kokswerken erbaut hatte, hatten 6 m lange, 1,40 m hohe und 400 mm breite Kammern. Neben dem Lufterhitzer besaßen sie noch einen zweiten Regenerator zur Vorwärmung der Verbrennungsgase. Die Anordnung ist aus Fig. 37 ersichtlich <sup>1)</sup>.

<sup>1)</sup> Die Ofenanlage ist im Jahre 1908 abgebrochen worden. Die Zeichnung des Ofens mit der damaligen Anordnung der Vorlage verdankt Verfasser den persönlichen Mitteilungen des Herrn Hoffmann, mit dem er mehrere Jahre zusammen gearbeitet hat.

Die Vorwärmung des Gases wurde bei den späteren Ofenbauten verlassen, weil bei den nebeneinander liegenden Gas- und Luftregeneratoren Undichtigkeiten in den Trennungswänden eintraten, was zu einer Vermischung von Gas und Luft im Regenerator und damit zu Schmelzungen in ihm führte. Abgesehen von der Herabminderung des Heizwertes infolge pyrogener Zersetzung der Kohlenwasserstoffe entstand ein nicht unbedeutender Gasverlust dadurch, daß mit jedesmaliger Umstellung der Wechsellvorrichtung ein ganzer Regeneratorinhalt in die Luft ging. Die nach dieser Richtung von Dr. Otto verbesserten Otto-Hoffmann-Öfen erhielten daher auf jeder Seite nur einen Regenerator, in dem nur die Verbrennungsluft vorgewärmt wurde, während das Gas durch seitlich angebrachte Düsenrohre direkt unter die Sohle der Verbrennungskammer eingeführt wurde (Fig. 38).

Fig. 38.



Otto-Hoffmann-Ofen.

Die anfänglich schwere Einführung dieses Nebenproduktenofens in der Industrie, dem namentlich von seiten der Hüttenleute hinsichtlich der Koksqualität Bedenken entgegengebracht wurde, löste Dr. Otto in der Weise, daß er den Zechen eine komplette Ofenanlage mit Nebenproduktengewinnung auf seine Kosten hinstellte und als Entgelt hierfür 15 Jahre lang den Erlös aus den Nebenprodukten Teer, Ammoniak und Benzol erhielt.

In den letzten Jahren hat die Verkokungstechnik einen bedeutenden Aufschwung erfahren, der sich neben der leistungsfähigeren Ausgestaltung der Koksöfen vornehmlich auch in der weiteren Entwicklung der Gewinnung der Destillationsprodukte, sowie in der besseren Ausnutzung und Verwertung der Gase kundgibt. Bei den Koksöfen erstrecken sich die Hauptbestrebungen auf eine gleichmäßige und ökonomische Beheizung der Kammern durch bessere Verteilung und vollkommener Verbrennung der Heizgase. Das Hauptverdienst an der Lösung dieser Frage gebührt in erster Linie der Firma Dr. Otto in Dahl-

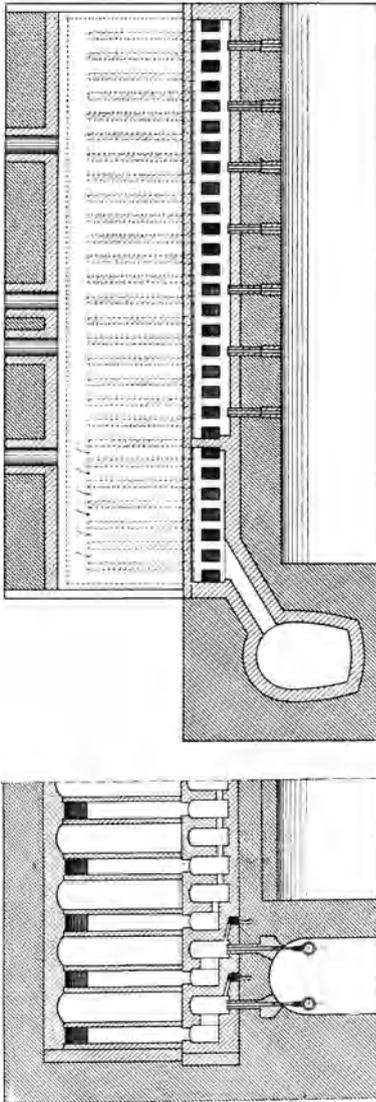
hausen durch ihren im Jahre 1896 auf den Markt gekommenen Unterbrennerofen. Bestrebungen, durch bessere Verteilung der Wärmemengen eine gleichmäßigere Beheizung und damit eine höhere Leistung des Ofens zu erzielen, veranlaßten Otto im Jahre 1895 zu einer Abänderung des Otto-Hoffmann-

Ofens dahin, daß die Gasführung unterhalb der Kammersohle durch sieben Verteilungsröhrchen erfolgte, die ihre Verbrennungsluft durch seitlich im Mauerwerk ausgesparte Kanäle erhielten (s. Fig. 39). Der Regenerator fiel fort und die Teilung der aus 28 Heizzügen bestehenden Hoffmann-Kammer wurde von der Mitte in den 21. und 22. Heizzug verlegt. Das Heizgas kam aber erst zur Wirkung und brachte den gewünschten Erfolg, als die Brenner in Bunsenbrenner umgeändert wurden, deren Verlegung wegen Schmelzung der Sohle unter die Heizwand erfolgte, bei der dann statt sieben nur drei Züge für die abfallende Abhitze verwendet wurden. So entstand auf der Versuchsanlage in Dahlhausen der Otto-Unterbrennerofen, der im Jahre 1896 in fünf Exemplaren zuerst auf der Halbergerhütte in Brebach erbaut wurde und seit der Zeit den Otto-Hoffmann-Ofen überholt und vom Markt verdrängt hat.

Die Bauart der Unterbrenneröfen unterscheidet sich von den bisherigen Horizontalkammeröfen durch den Unterbau, der aus überwölbten, begehbaren Gängen besteht, in denen die Gaszuführungsleitung mit den in die Heizkanäle mündenden Brennern liegt. Die Brenner, deren Anzahl man zur Steigerung der gleichmäßigen Be-

heizung mit der Zeit erhöhte, und von denen jetzt für jede Kammer 16 Stück vorgesehen sind, haben die Form eines großen Bunsenbrenners, bei dem die zur Verbrennung dienende Primärluft durch verstellbare Öffnungen im Rohr und die Sekundärluft durch den zur Aufnahme des Brenners bestimmten Brennerkanal angesaugt wird.

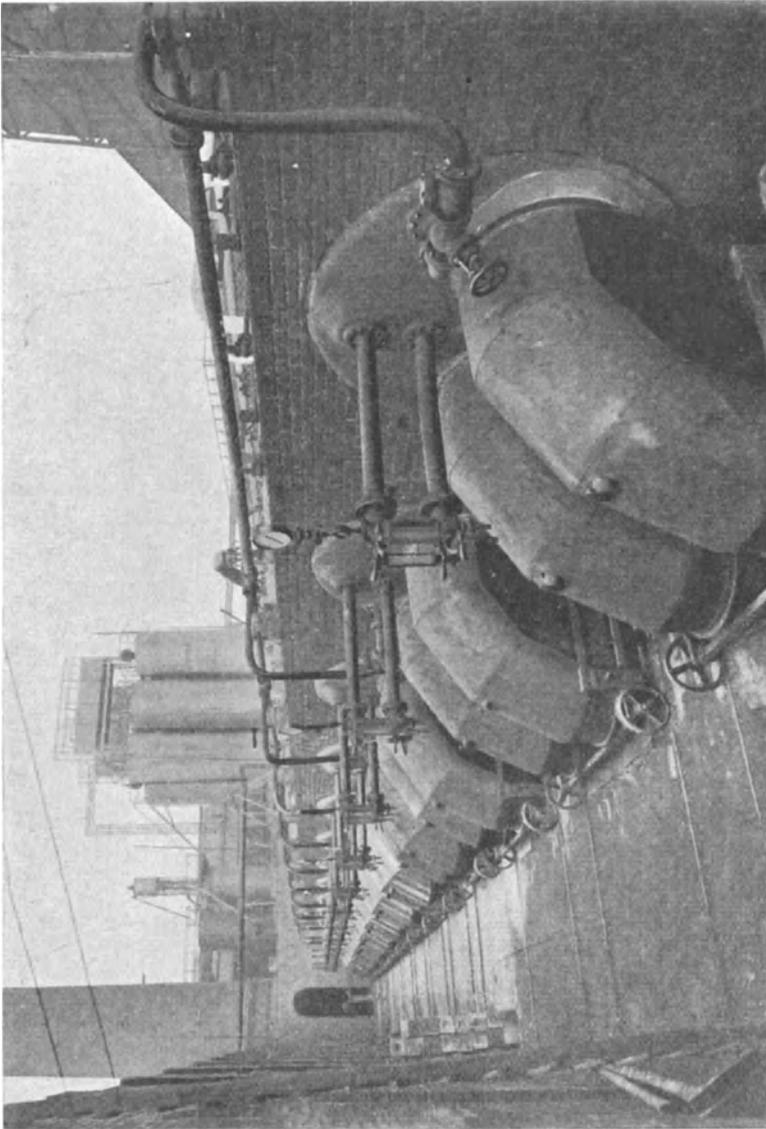
Fig. 39.



Der erste Unterbrenner-Versuchsöfen, erbaut im Jahre 1895 auf der Versuchsanlage der Firma Dr. Otto u. Co. in Dahlhausen a. d. Ruhr.

Um eine bessere Verteilung der Heizgase zu erreichen, hat man die Trennungswände der Vertikalzüge bis an die Mündung der Brenner gelegt. Die Absaugung der Abhitzegase geschieht durch den zweiten und dritten

Fig. 40.



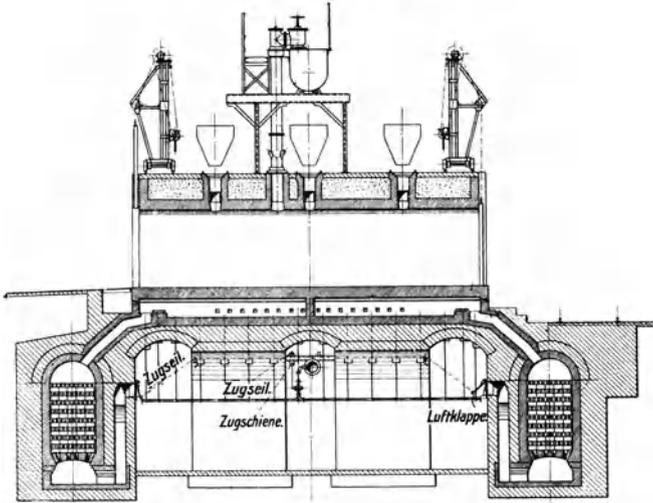
Unterbrenneröfen mit Abhitzeesselanlage.

Heizzug, während der erste Zug mit einem besonderen Brenner versehen worden ist, um ein besseres Ausgaren des Kokes an diesen durch Außenstrahlung ohnehin kühler gehenden Stellen zu bewirken.

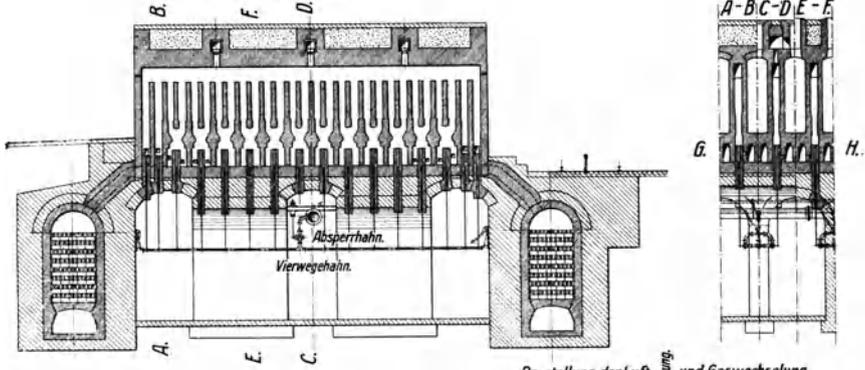
Die Ottoschen Unterbrenneröfen wurden bis zum Jahre 1905 nur für Abhitze gebaut, d. h. die bei der Verbrennung entstehenden überschüssigen

Fig. 41.

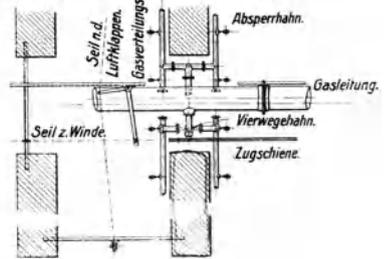
Schnitt durch eine Ofenkammer.



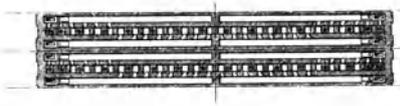
Schnitt durch eine Ofenwand.



Darstellung der Luft- und Gaswechslung.



Schnitt G-H.

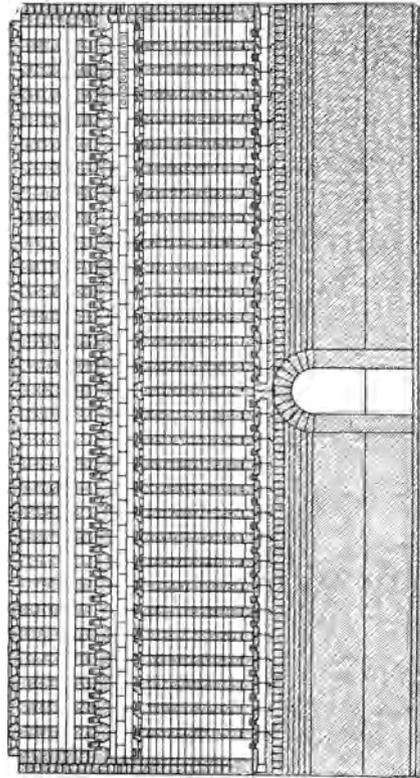


Gasmengen wurden zur Erzeugung von Dampf unter die Kessel geleitet (Fig. 40). Um keine großen Verluste der Abhitze durch Strahlung zu erhalten, muß die Kesselanlage zweckmäßig in unmittelbarer Nähe der Ofengruppe angelegt werden. Die inzwischen eingetretene und immer stärker werdende Nachfrage für das Gas zu Kraft- und Beleuchtungszwecken, sowie die öfter Schwierigkeiten bereitende Platzfrage zur Unterbringung der Kesselanlagen in unmittelbarer Nähe der Öfen veranlaßten die Firma, ihren bisher vertretenen Standpunkt der ausschließlichen Gewinnung von Abhitze zu verlassen und auch zur Regenerierung der Abhitze überzugehen.

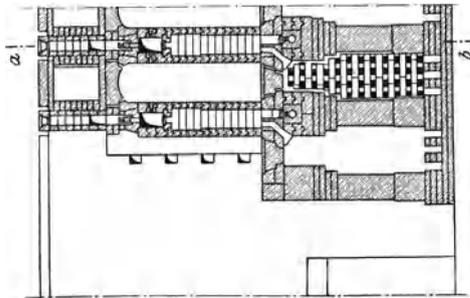
Eine nennenswerte Verbesserung bildet bei den neuen Ottoschen Unterbrenner-Regenerativöfen (s. Fig. 41) die Ableitung der bisweilen unerträglichen Hitze aus den unterhalb der Ofenkammern liegenden begehbaren Düsenräumen. Man hat dies in der Weise erreicht, daß die den Düsenräumen zugekehrte Abschlußwand der Regeneratoren mit einer Anzahl Luftschächte versehen ist, durch die aus einer Höhe von etwa 2 m die heiße Luft aus den Innenräumen in den unterhalb des Regenerators liegenden Verteilungskanal angesaugt wird. Es findet auf diese Weise eine wirtschaftliche Ausnutzung der ausgestrahlten Wärmemengen unter gleichzeitiger Zuführung frischer Außenluft für die in den unteren Räumen arbeitenden Düsenwärter statt. Die Verbesserung wird wesentlich dadurch gefördert, daß die unteren Räume hoch gehalten sind (3 bzw. 3,5 m) und die heiße Luft oberhalb Manneshöhe abgesaugt wird. Die Einfallöffnungen sind mit schräg angeordneten, dicht schließbaren Deckeln versehen, mittels deren halbstündlich, je nach den Temperaturverhältnissen, die wechselseitige Umstellung der Luft vorgenommen wird.

Schreiber, Steinkohlenveredelung.

Fig. 42.



Kopperscher Regenerativofen.



Die Umstellung von Gas und Luft erfolgt gleichzeitig von einer im Mittelgang angebrachten Führungsstange aus, die von einer Handwinde mittels Drahtseils betätigt wird, und an der sowohl die Arme zum Öffnen und Schließen der Gashähne als auch die Winkelhebel zum Öffnen und Schließen der mittels Zugseils bedienten Luftklappe befestigt sind. Die Gasverteilung auf die Düsen geschieht von der im Mittelgang untergebrachten Hauptleitung aus in der Weise, daß durch einen im Abzweig vorgesehenen Vierwegehahn die Düsenleitungen für je zwei Heizzüge bedient werden, und zwar abwechselnd beim Umstellen einmal die der vorderen und das andere Mal die der hinteren Kammerhälfte.

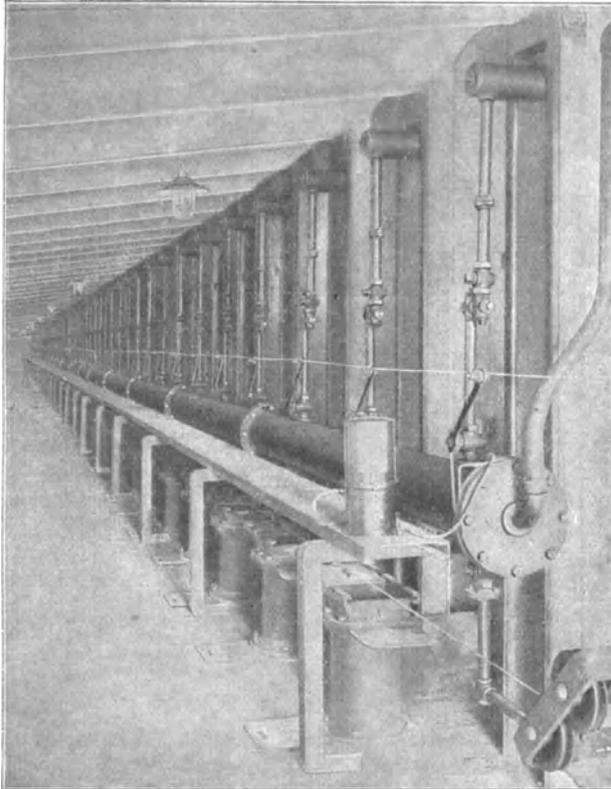
Das Kopperssche System unterscheidet sich von dem Ottoschen Unterbrennerofen in der weitgehenden Verteilung der Gasmengen auf 32 Düsen, die von oben durch die Ofendecke zugänglich sind. Dadurch, daß ferner jeder Heizzug mit einem verstellbaren Schieber versehen ist (s. Fig. 42), kann die Verbrennung eines jeden Heizzuges reguliert und damit eine äußerst gleichmäßige Beheizung der Ofenwand erreicht werden. Das zur Verbrennung dienende Gas wird den Öfen durch eine regulierbare Düsenleitung zugeführt, welche in einem unterhalb der Ofensohle an den beiden Enden der Kammer liegenden begehbaren Raum untergebracht ist. Das Verbrennungsgas gelangt von hier in einen unterhalb der Vertikalzüge liegenden Kanal, der bei jedem Heizzug an der Oberfläche den Sitz einer herausnehmbaren Schamottedüse trägt, durch welche das Gas ausströmt und mit der seitlich aus dem Sohlkanal austretenden Luft verbrennt. Während bei den ersten Regenerativöfen die Wärmespeicher nach der Hoffmannschen Konstruktion am Ende der Kammer und in der Längsrichtung der Ofengruppe angebracht waren, hat Koppers bei den neueren Öfen den ganzen Raum unterhalb der Ofenkammer zur Regenerierung der Abhitze ausgenutzt. Er hat somit jedem Ofen seinen besonderen Regenerator gegeben, der in der Mitte durch einen Kanal mit kräftigem Gewölbe in zwei Hälften geteilt ist und gleichzeitig als Stützpfiler der Ofensohle dienen soll. Die Verbindung eines jeden Regenerators einmal mit dem Abzugskanal am Kamin, das andere Mal mit der zuströmenden Verbrennungsluft geschieht mittels eines gußeisernen Kniestückes, das in seinem oberen Teil einen verstellbaren Schieber zur Regulierung der Luft und in seinem unteren Teil einen gleichartigen Schieber zur Regulierung des Kaminzuges für die Abhitze besitzt (s. Fig. 43). Diese Anordnung befindet sich an beiden Enden der Ofenkammer. Die Schieber sowie die Hähne der Düsenleitung sind mit einer Zugstange aus dünnem Rohr verbunden, mittels welcher alle halbe Stunden die Reversierung in der Weise erfolgt, daß auf der einen Seite der Luft- und Gasschieber sich öffnet, während auf der anderen Seite der umgekehrte Fall eintritt.

Bei dem Koksofensystem von Collin (s. Fig. 44) geschieht die Gasverteilung durch seitlich der Ofenkammer angebrachte übereinanderliegende Rohre, von denen jedes Rohr gleichzeitig mehrere Heizzüge versorgt. Charakteristisch ist bei diesem Regenerativsystem die Einrichtung der Zugumkehr, die nicht wie bei den bisher beschriebenen Systemen in der Längsrichtung der Öfen, also von einer Ofenhälfte zur anderen, vor sich geht, sondern in verschiedenen Zeitabständen in senkrechter Richtung einmal von unten nach oben, das andere Mal von oben nach unten vorgenommen wird. Das Heizgas gelangt zu diesem

Zweck abwechselnd durch die Gasröhren  $d$  bzw.  $d_1$  von den beiden Ofenseiten gleichzeitig entweder in die unteren Gasverteilungsräume  $e$  oder in die oberen Verteilungsräume  $e_1$ .

Die Verbrennungsluft kommt das eine Mal aus dem Regenerator  $f$  durch Kanal  $g$  in die Ofensohlkanäle  $h$ , von welchen aus für jeden Wandkanal  $k$

Fig. 43.

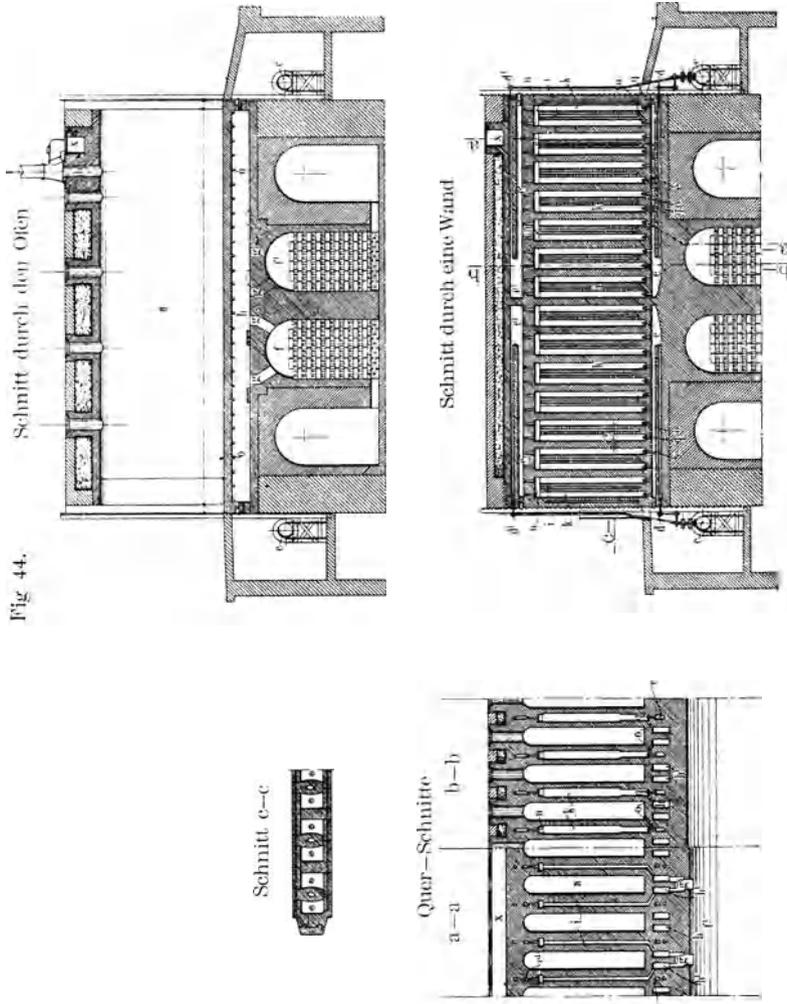


Begehbarer Düsenkanal einer Koppersschen Regenerativofen-Gruppe.

eine Verbindung  $o$  vorgesehen ist, das andere Mal aus dem Regenerator  $f$  durch Kanal  $g$  in die Ofenkanäle  $h$ . Von hier aus gelangt die Luft durch den in jedem zweiten Binder vorgesehenen Verbindungskanal  $i$  in den oberen Teil der Heizwand  $n$ , wo sie mit den von oben eingeführten Gasen zusammentrifft. Die Verbrennungsprodukte fallen durch Kanal  $k$  in den Regenerator.

Bei aufwärts gehender Beheizung steigen Luft und Gas durch die Düsen  $q$  und  $o$ , und die nach Zusammentreffen erzeugten Flammen in den Wandkanälen  $K$  hoch bis in die Räume  $n$ , von wo das verbrannte Gas durch die in den Bindern ausgesparten Kanälchen  $i$  zu den Sohlkanälen  $h$  und in den Regenerator  $f$  abgeführt wird.

Die Heizung im oberen Teil des Ofens verstößt insofern gegen die allgemeine Regel, als die Temperatur der Kammer nach oben zu abfallen soll, um die im oberen Teil der Kammer entweichenden Destillationsprodukte vor Überhitzung und damit verbundener Zersetzung zu schützen und dem Ofen keine unnützen Wärmemengen mit den entweichenden Gasen zu entziehen.



Weiter gibt es noch eine Anzahl Regeneratorsysteme, die alle auf das Endziel hinauslaufen, die Temperaturschwankungen der Ofenwände durch möglichst zwangsläufige Führung der Gase und Abhitze auszugleichen. Es geschieht dies aber zum Teil auf Kosten des Verbrennungsgases, weil die in den abfallenden Zügen niedriger temperierte Abhitze aus den benachbarten beheizten Zügen wieder Wärme aufnimmt. Bei dem vorwiegend in England, Belgien und Frankreich gebauten Regenerativofen von Coppée ist die Heizwand in mehrere Gruppen von je drei Vertikalzügen für Gas und Abhitze

eingeteilt, so daß beim Umstellen die verschiedenen Gruppen abwechselnd einmal mit Gas und das andere Mal mit Abhitze betrieben werden. Mit dieser Verteilungsart will man den durch die Abhitze hervorgerufenen Temperaturabfall nicht auf eine Stelle beschränken, sondern auf die ganze Wand in möglichst kleinen Abständen verteilen. Die Konstruktion des Ofens ist aus Fig. 45 ersichtlich. Jede Heizwand hat zwei Gaszuführungskanäle  $d_1$  und  $d_3$ , die mit einer Gruppe von je drei Vertikalzügen der Heizwand in Verbindung stehen, und zwar  $d_1$  mit den Vertikalzügen 1, 2, 3 und  $d_3$  mit den Vertikalzügen 4, 5, 6. Die Vertikalzüge 1, 2, 3 sind mit den Sohlkanälen  $B_3$  oder  $B_5$  oder  $B_7$  und die Vertikalzüge 4, 5, 6 mit den Sohlkanälen  $B_2$  oder  $B_4$  oder  $B_6$  usw. verbunden. Die Sohlkanäle mit den geraden Zahlen stehen durch den Kanal  $N$  mit dem Regenerator  $R_2$  und die Sohlkanäle mit den ungeraden Zahlen durch den Kanal  $M$  mit dem Regenerator  $R_1$  in Verbindung. Durch  $\frac{1}{2}$  stündliche Umstellung werden einmal die Vertikalzüge 1, 2, 3 beheizt, wobei die Abhitze durch die Züge 4, 5, 6 in den zugehörigen Sohlkanal  $B_2$  zum Regenerator  $R_2$  fällt, während das andere Mal die Vertikalzüge 4, 5, 6 beheizt werden, die in diesem Fall aus Regenerator  $R_2$  die vorgewärmte Frischluft erhalten und die Abhitze durch die Züge 1, 2, 3 über Sohlkanal  $B_3$  an den Regenerator  $R_1$  abgeben.

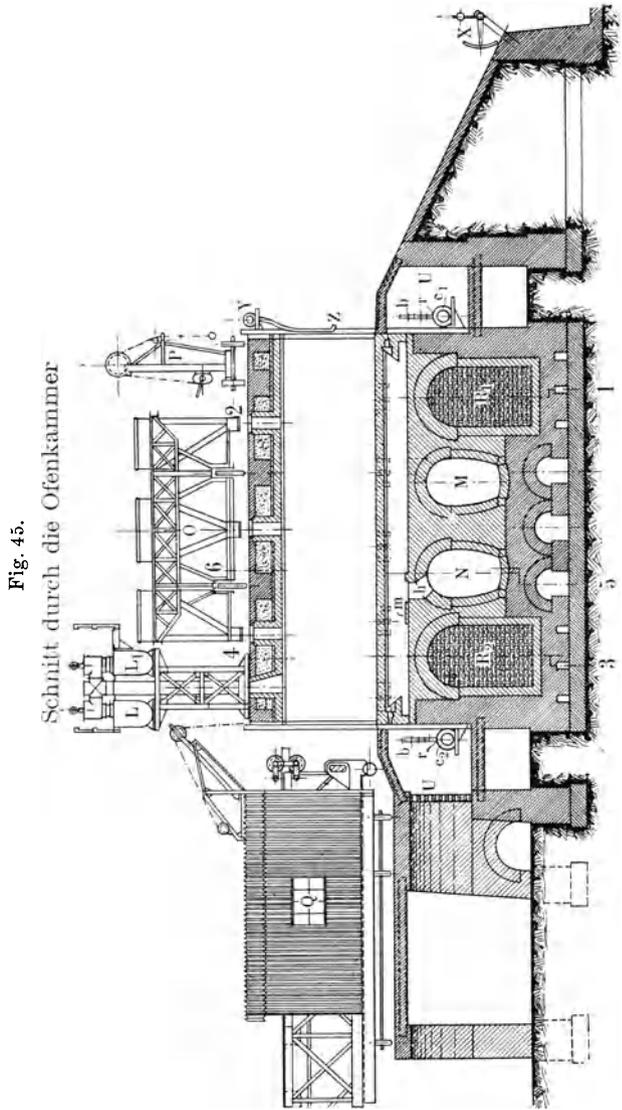
Von dem Regenerativsystem unterscheidet sich das von der Firma Theodor v. Bauer vertretene Rekuperativsystem. Während beim Regenerativsystem die Vorwärmung der Luft eine Umstellung von Gas und Luft in gewissen Zeitabständen erforderlich macht, geschieht die Vorwärmung der Verbrennungsluft beim Rekuperativsystem kontinuierlich ohne Umstellung, indem die zum Kamin führende Abhitze dauernd durch ein unterhalb der Ofensohle liegendes Kanalsystem geleitet wird, zwischen dem die Kanäle zur Fortbewegung der Verbrennungsluft liegen, die auf diese Weise die abgeführte Wärme fortlaufend aufnimmt. Neben der Rekuperation bildet eine weitere Eigentümlichkeit der Bauerschen Öfen die Verbrennung der Gase in wagerechten Heizzügen. Das neueste, aus Fig. 46 ersichtliche v. Bauersche System stellt eine Kombination von wagerechten und senkrechten Heizzügen, letztere zur besseren Verteilung der Verbrennungsgemische, dar.

Luft und Gas gelangen vorgewärmt durch die an den Stirnseiten des Ofens liegenden Standrohre, sowie durch die Verteilungsöffnungen der horizontalen Trennungswand  $h$  in die Heizzüge. Das im obersten Zug  $e$  verbrennende Gas-Luftgemisch tritt durch die kurzen senkrechten Züge  $f$  der Zwischenwand nach dem zweiten wagerechten Heizzug  $g$  und aus diesem über die Gas und Luft zuführende Trennungswand  $h$  hinweg zum dritten Heizzug  $i$ . Der Heizzug  $g$  erhält aus den Düsen der Luft- und Gasstandrohre neue Luft- und Gasmengen, ebenso der Heizzug  $i$  in senkrechter Richtung aus den Verteilungsöffnungen der Trennungswand  $h$  und in wagerechter Richtung aus den außenliegenden Zuführungsröhren. Aus dem Heizzug  $i$  treten die Heizzüge durch die senkrechten Heizzüge  $k$  in den Ofensohlkanal  $l$  und gelangen zuletzt in den Rekuperator. Die vom Rekuperator in den Luftpfeifen  $lp$  aufsteigende vorgewärmte Verbrennungsluft erfährt durch die in den Zügen  $k$  abfallende Abhitze eine weitere Überhitzung. Zwecks Erzielung einer vollkommenen Verbrennung läßt v. Bauer die Feuergase vor Eintritt in die senkrechten Heizzüge  $k$  nach dem Boneschen Prinzip der Oberflächenverbrennung durch einen mit zerkleinerten Schamottestücken ausgefüllten siebkastenartigen Raum  $Sch$  treten.

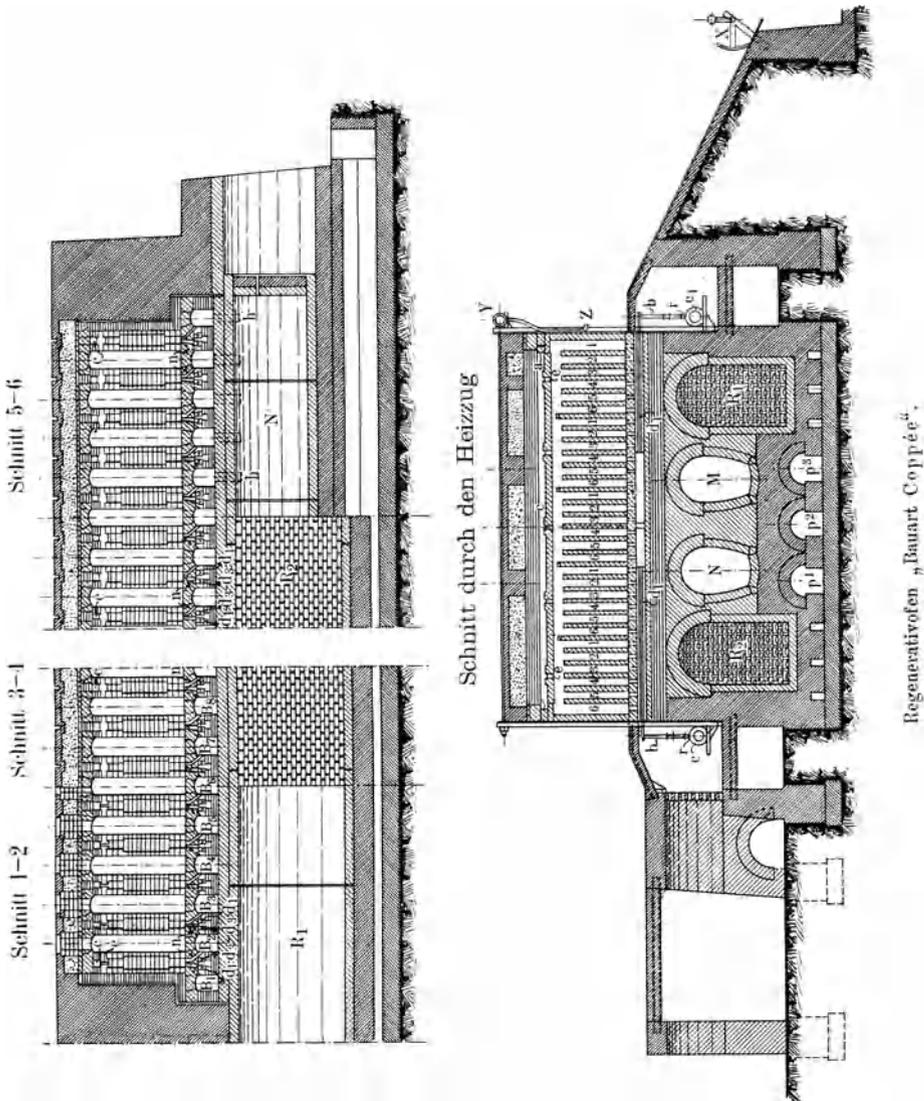
Brunck, ein alter Anhänger des Rekuperativsystems, betreibt bei seinem neuesten Ofen (s. Fig. 47) den Rekuperator als Regenerator, indem die durch Kanäle vorgeschriebenen Wege für Luft und Abhitze in verschiedenen Zeitabständen gewechselt werden. Die Heizwand *w* ist wie beim Coppéeschen System in mehrere Gruppen von je vier Vertikalzügen eingeteilt, die miteinander verbunden sind und wechselweise einmal mit Gas und das andere Mal mit Abhitze betrieben werden.

**Gasverwertung.** Die Vervollkommnung der Großgasmaschine sowie die erfolgreichen Versuche zur Beheizung der Martinöfen mit Koksofengas und ferner die Verwendung als Leuchtgas in Städten und Gemeinden in Verbindung mit den Fortschritten der Ferngasversorgung steigerten die Nachfrage nach Koksofengas derart, daß das Bedürfnis entstand, noch größere Mengen von Koksofengas für genannte Zwecke freizumachen.

Diese Frage löste Koppers durch eine im Jahre 1911 ausgeführte neue Ofenbauart, mit deren Hilfe es möglich war, die Öfen mit hochwertigem Koksofengas und andererseits auch mit Schwachgas zu beheizen, entsprechend den jeweils benötigten oder zur Verfügung stehenden Gasmengen der einen oder anderen Art. Diese als „Verbundofen“ bezeichnete Konstruktion wurde im Jahre 1911 zum erstenmal auf der Friedrich-Wilhelm-Hütte in Mülheim a. d. Ruhr erbaut, wobei als Schwachgas Hochofengas verwendet wurde. Mit diesem „Verbundofen“ war eine Ofenbauart gegeben, welche die Verwendung des Koksofens auch in der Gasindustrie durchführbar

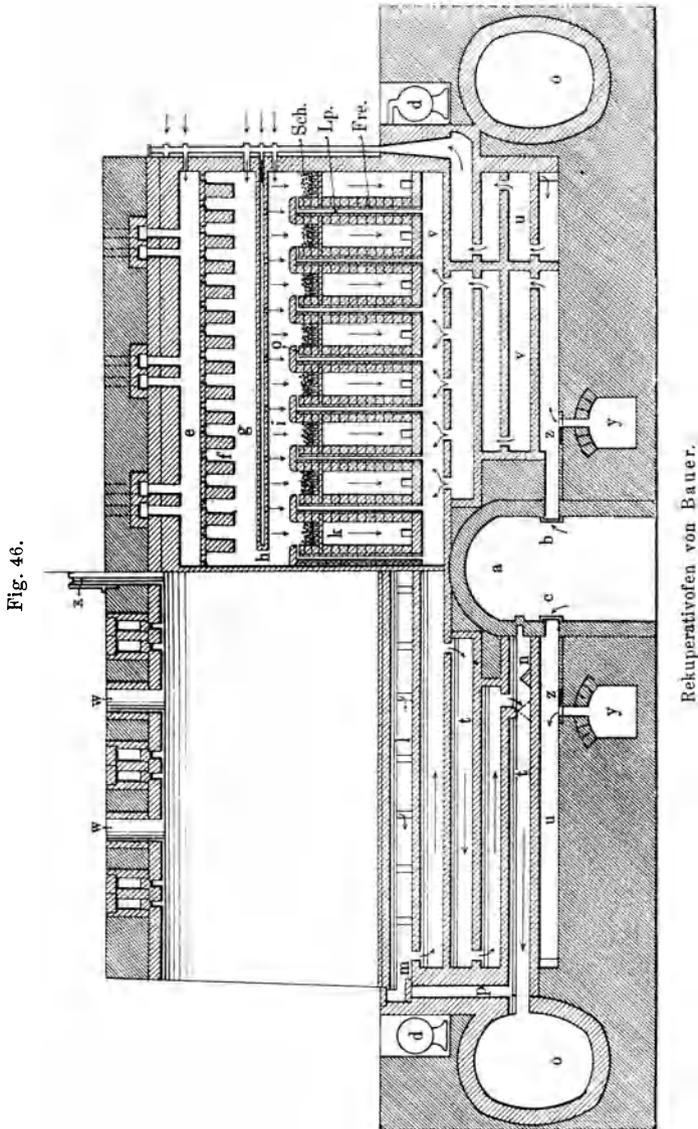


machte, da man mit demselben in der Lage war, sich dem wechselnden Leuchtgasverbrauch anzupassen und je nach Bedarf mehr oder weniger Öfen durch Generatorgas aus einer Zentralgeneratoranlage durch eigenes Destillationsgas beheizen konnte. Die größere Wirtschaftlichkeit einer solchen Anlage gibt sich



darin kund, daß dieselbe von dem wechselnden Leuchtgasverbrauch unabhängig während des ganzen Jahres voll ausgenutzt werden kann, wobei neben Leuchtgas auch ein für metallurgische Zwecke geeigneter Koks an Stelle des nur für Heizzwecke verwendeten Gaskokes gewonnen wird. Der Gang und die Beheizung eines solchen sog. Verbundofens ist aus der Konstruktion Fig. 48 ersichtlich.

Bei Verwendung von Destillationsgas tritt das Gas durch die für beide Gasarten gemeinsame Leitung *o* in der üblichen Weise in den unterhalb der Heizzüge liegenden Gaskanal *p* ein, von wo es durch Düsen auf die einzelnen Heizzüge verteilt wird und mit der seitlich aus den Regeneratoren eintretenden Luft verbrennt.



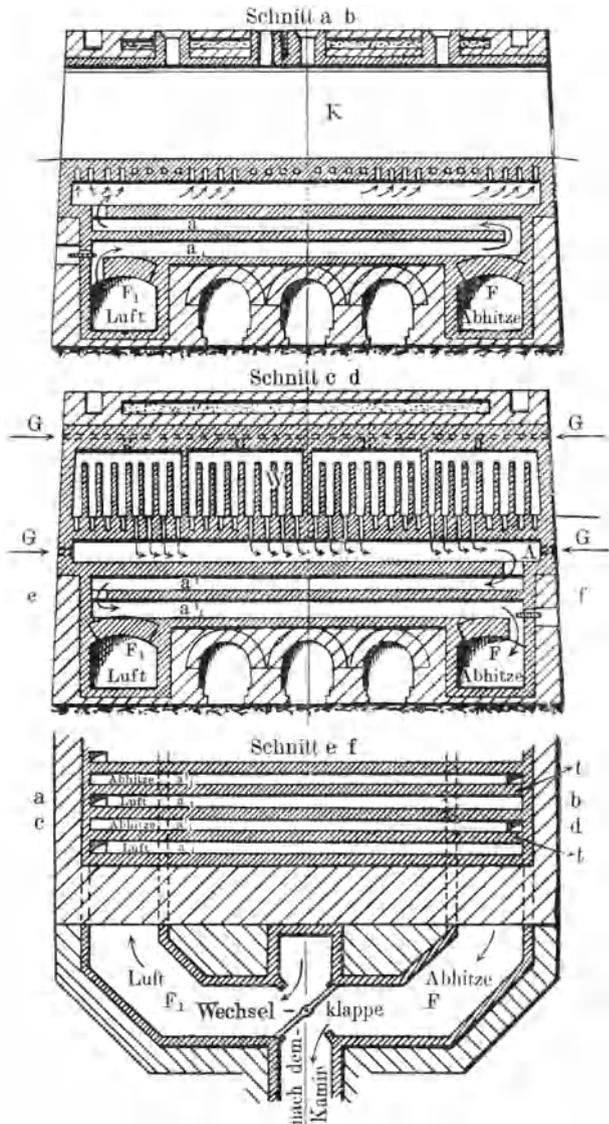
Bei Verwendung von Generatorgas müssen infolge des geringeren Heizwertes entsprechend größere Mengen verbrannt und dementsprechend größere Einströmungsquerschnitte vorgesehen werden. Koppers erreicht dies bei seinem Verbundofen in der Weise, daß die unterhalb der Ofenkammer liegenden Regeneratoren mit den entsprechend größeren Luftverteilungskanälen zur

Aufnahme des Generatorgases bei gleichzeitiger Vorwärmung desselben auf etwa 900° dienen. Eine Zersetzung des vorwiegend aus Wasserstoff und Kohlenoxyd bestehenden Generatorgases ist hierbei nicht zu befürchten. Die nebeneinander liegenden Regeneratoren, welche durch eine Mittelwand in zwei Hälften geteilt sind, werden getrennt mit Gas und Luft beschickt.

Während beispielsweise durch die Verteilungskanäle der Kammern 1 und 2 des Regenerators *a* das Generatorgas in die Heizzüge gelangt, tritt aus Kammer 3 und 4 der Regeneratoren *b* und *c* die für die Verbrennung nötige vorgewärmte Luft ein. Die Abhitze nimmt ihren Weg wie bei dem vorhin besprochenen Regenerativofen nach den in der zweiten Ofenhälfte liegenden Regeneratoren, und ebenso erfolgt die Reversierung, indem auf der einen Seite durch eine Zugstange die Gas- und Luftschieber geöffnet und die Kaminschieber geschlossen werden, während auf der gegenüberliegenden Seite das Gegenteil erfolgt.

Die Firma Hinselmann hat den Unterbrenner - Regenerativofen in der Weise als Verbundofen für Reich- und Schwachgasbeheizung ausgebildet, daß zwischen den für den regulären Ofenbetrieb mittels Reichgases betriebenen und bis zur Ofensohle reichenden Düsen kleine Einzelregeneratoren angeordnet sind, welche ebenfalls durch Düsen von entsprechend größerem Querschnitt an die Gasverteilungsleitung angeschlossen werden. Die Einzelregeneratoren unter

Fig. 47.



Brunckscher Rekuperativofen.

den Heizzügen dienen nur für die Vorwärmung des Schwachgases und sind zur Fortleitung der Abhitze durch kleine regulierbare Öffnungen an einen Abzugskanal angeschlossen, der wiederum mittels Wechsellventilen mit den zum Kamin führenden Hauptabzugskanälen in Verbindung steht. Für die Vorwärmung der Luft dienen die bekannten längsseitig der Ofenbatterie angeordneten Hauptregeneratoren. — Eine weitere Modifikation besteht bei der Hinselmanschen Ofenkonstruktion in der Einrichtung einer Dampfzuführung in die Sohle der Verkokungskammer zwecks Schonung und Erhöhung der Ausbeute an Destillationsprodukten, insbesondere Ammoniak.

Eine neue Konstruktion bringt die Firma Dr. Otto u. Co., welche ihre Unterfeuerungs-Regenerativöfen mit Einzelregeneratoren ausgestattet und diese Öfen auch als Verbundöfen mit wahlweiser Beheizung durch Stark- oder Schwachgas eingerichtet hat.

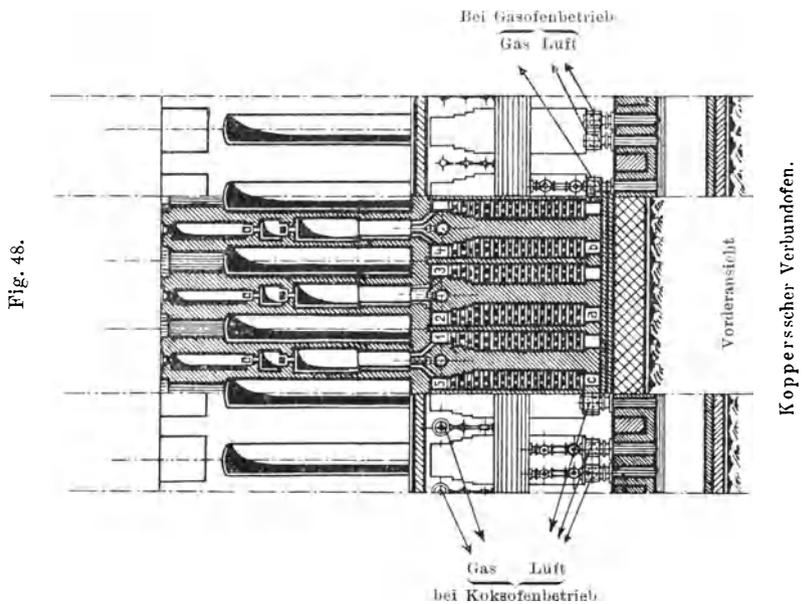


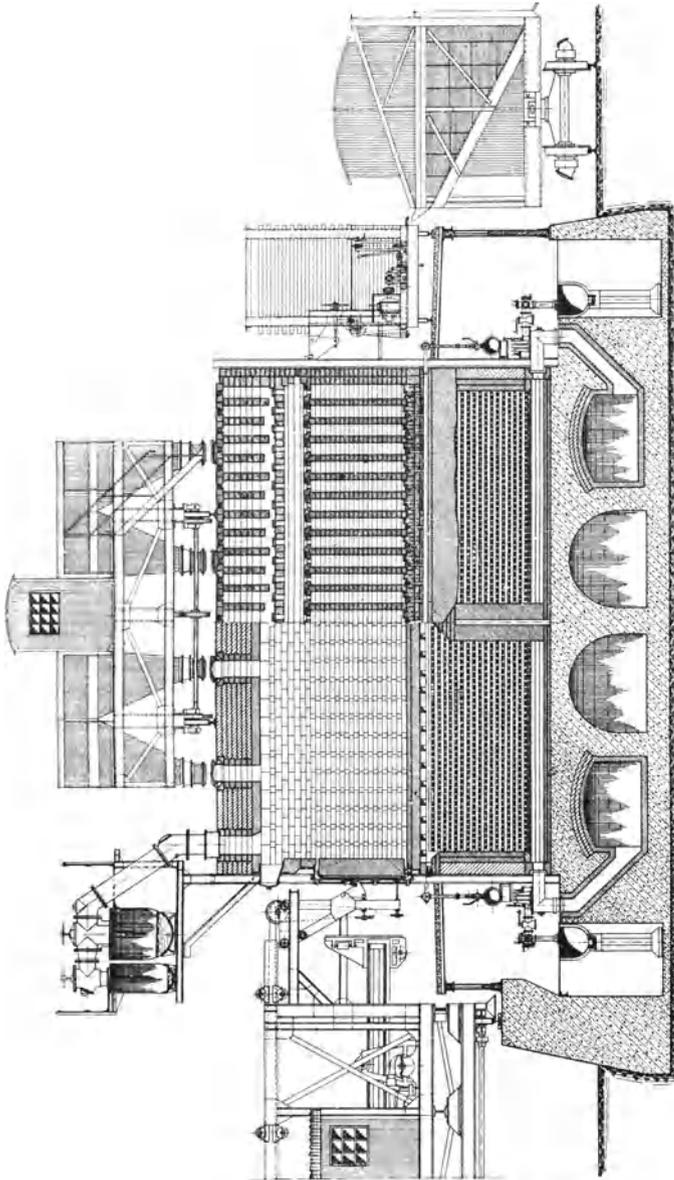
Fig. 48.

Die Eigenart der Konstruktion besteht zur Hauptsache darin, daß unter Beibehaltung der bekannten Gaszuführung der Unterbrenner jeder Heizung mit seinem Brenner einen besonderen Wärmespeicher erhält und der Gas- und Lufteintritt sowie auch die fortgeleitete Abhitze getrennt in einfacher Weise von dem begehbaren Raum aus eingestellt werden können. Die Vorwärmung des Gases wird rekuperativ durchgeführt, wobei die Rekuperativräume zwischen den Räumen für die Luftvorwärmung angebracht sind.

Die Gesamtanordnung der Konstruktion ist aus Fig. 49 ersichtlich.

1 stellt die wagerechte Ofenkammer in bekannter Ausführung mit den Abschlußtüren 2, den Füllöffnungen 3 und der Gasabzugsöffnung 4 dar. Zwischen zwei Ofenkammern liegt die Heizwand 5, die aus einer größeren Anzahl von senkrechten Heizzügen 6 bzw. 6a besteht, deren obere Enden

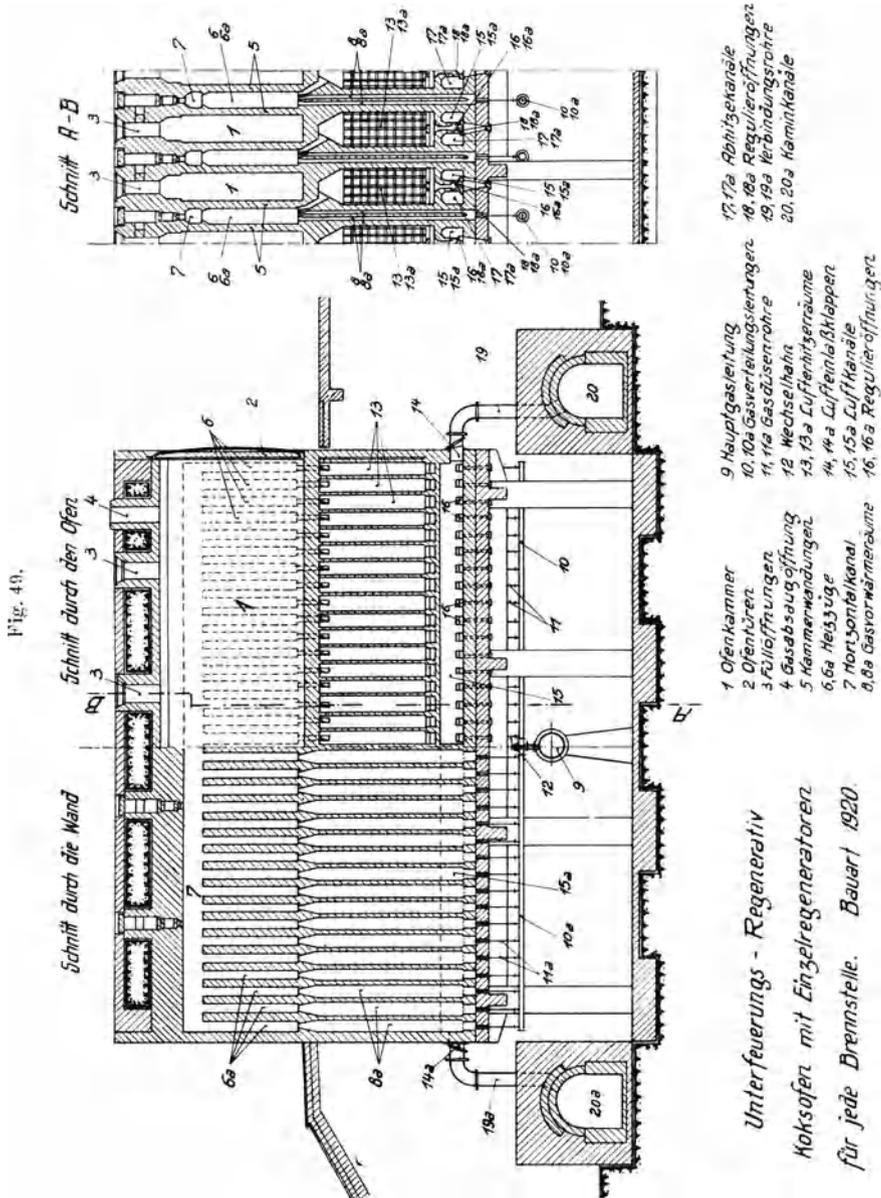
durch den Horizontalkanal 7 miteinander verbunden sind. Jede Wandhälfte wird in bekannter Weise abwechselnd beheizt, d. h. wenn die Züge 6 Heizgas erhalten, fallen die Abgase durch die Züge 6a ab, und umgekehrt.



Kopperscher Verbundkammerofen.

Mit jedem Heizzug ist ein besonderer, als Gasvorwärmaum ausgebildeter Kanal 8 bzw. 8a verbunden, dem aus der Hauptleitung 9, der Verteilungsleitung 10 bzw. 10a und den Brennerrohren 11 bzw. 11a abwechselnd durch den Dreiwege-Hahn 12 Heizgas zugeführt wird. Außer

dieser Einrichtung besitzt jeder Heizung bzw. jede Brennstelle einen besonderen mit Gitterwerk ausgestatteten Wärmespeicher 13 bzw. 13a. Die in diesem Raum vorzuwärmende Luft gelangt durch die Klappen 14 über den



Sohlkanal 15 durch die Öffnungen 16, während die Abhitze durch besondere Abhitze-Sohlkanäle 17 bzw. 17a und durch die Öffnungen 18 bzw. 18a mit Hilfe der Verbindungsrohre 19 bzw. 19a in die AbhitzeKanäle 20 bzw. 20a und von da durch Wechselventile in den Kamin gelangen.

Das Charakteristische bei der Ofenkonstruktion ist die getrennte Anordnung der Luftsohlenkanäle 15 bzw. 15a sowie der Abhitze-Sohlenkanäle 17 bzw. 17a, mit Hilfe deren durch die leicht zugänglichen Schieber die eintretende Luft und die entweichende Abhitze getrennt für jeden einzelnen Heizzug eingestellt werden können. Durch diese zwangsweise Einstellvorrichtung eines jeden Heizzuges ist die Beheizung der Wandfläche eine vollkommen gleichmäßige, ebenso wie durch die getrennte Anordnung der Wärmespeicher für jeden Heizzug eine restlose Ausnutzung des gesamten Gitterwerkes gesichert ist. Die Temperaturen der einzelnen Heizzüge können von unten durch Schauöffnungen beobachtet werden.

Die heutigen Ofenkammern werden in Längen von 10 bis 11 m, in Höhen von 2 bis 3 m und in mittleren Weiten von 45 bis 55 cm, je nach den Eigenschaften der Koks kohlen, ausgeführt.

Die Firma Koppers geht neuerdings von dem Grundsatz aus, schmale und hohe Kammern zu bauen, um dadurch die Garungszeit zu vermindern und einen Koks herzustellen, der sich besonders für Hochofenzwecke eignen soll. Die Kammer, welche eine Breite von etwa 350 mm und eine Höhe bis zu 3,5 m erhält, wird zur Erhöhung der Stabilität nach oben konisch ausgeführt. Bekanntlich wird beim Hochofenprozeß eine für die Reduzierung der Erze kohlenoxydhaltige Gaszone benötigt, die bei kleinstückigem und porösem Koks, infolge seiner dem Sauerstoff darbietenden größeren Kohlenstoffoberfläche, besser erreicht wird, als bei großstückigem, dichtem Koks, wo diese Oberfläche geringer ist. Durch die schon an anderer Stelle erwähnte schnelle Verkokung wird die Kleinstückigkeit und die Porosität des Kokses bei gleichzeitiger Erhöhung des Gasausbringens gefördert, eine Erscheinung, die die Gasanstalten bei ihrer Retortenvergasung anwenden und die damit zusammenhängt, daß die teerhaltigen Gase infolge der von allen Seiten intensiven Beheizung schneller entwickelt und aus der Kammer entfernt werden und eine innerhalb des Kokses stattfindende, das Ganze zu festen Stücken zusammenbackende Ablagerung von pyrogen gebildetem graphitischen Kohlenstoff vermieden wird. Für jede, namentlich für gasreiche, schwer backende Kohlen dürfte das Verfahren nicht den gleichen Erfolg haben, abgesehen davon, daß dieser so hergestellte Koks für Gießereizwecke, wo eine vollkommene Verbrennung gewünscht wird, an und für sich schon wenig geeignet ist. Entsprechende Studien und Erfahrungen über das Verhalten des zur Rissigkeit und Kleinstückigkeit neigenden niederschlesischen Kokses aus backender Sinterkohle hat Verfasser im Jahre 1904 in Heft 9 der Zeitschrift „Stahl und Eisen“ näher besprochen. Es ist hier besonders auf die nachteiligen Folgen eines leichten kleinstückigen Kokses für Gießereizwecke hingewiesen und auf die Maßnahmen, die für die lukrative Verarbeitung eines Kokses für Hüttenzwecke erforderlich sind.

Durch die allgemein geschaffenen Neuerungen in der Beheizung der Koksöfen ist, abgesehen von dem wirtschaftlichen Erfolg in der besseren Ausnutzung der Heizgase, die Leistungsfähigkeit der Öfen gegen früher um ein beträchtliches erhöht worden. Während bei den Öfen älteren Systems mit meist niedrigerem Ofenbesatz die Garungszeiten 48 bis 50 Stunden und darüber betragen, sind dieselben bei den neueren Öfen mit einem Kohlenbesatz von 8,5 bis 15 t auf 32 Stunden und darunter zurückgegangen. In den

schmalen und hohen Öfen werden sogar Garungszeiten von nur 18 bis 24 Stunden erzielt.

Die von der Firma Koppers auf dem amerikanischen Stahlwerk der Indiana Steel Co. in Gary erbaute größte Kokereianlage der Welt verarbeitet mit 560 Öfen täglich 10160 t Kohlen und stellt daraus täglich 8130 t Koks, 124 t Teer und 29 t schwefelsaures Ammoniak her. Die Ofenkammer von 3 m Höhe und 11,3 m Länge faßt  $12\frac{1}{4}$  t Kohlen und hat eine Garungszeit von  $16\frac{1}{4}$  Stunden. Die verhältnismäßig geringe Ausbeute dieser Anlage an Nebenprodukten ist darauf zurückzuführen, daß die Kohlenmischung sehr mager ist und wenig Ammoniak enthält. Außerdem wird ein Teil der Nebenprodukte infolge des heißen Ofenganges und des geringen Feuchtigkeitsgehaltes der Kohle im Ofen zersetzt.

Die wirtschaftliche Ausnutzung der Heizgase bei der Kohlendestillation ist derartig, daß je nach dem Gasgehalt der Kohlen bis 50 Proz. der gesamten Wärmemengen als Überschuß für andere Zwecke verwertet werden können. Auch die Qualität des Koks hinsichtlich seiner Verwendbarkeit für hütten-technische Zwecke hat sich erheblich gebessert, und die anfängliche Abneigung verschiedener Hüttenleute gegen Koks aus Destillationsöfen ist längst einer besseren Überzeugung gewichen.

**Das feuerfeste Steinmaterial und die zerstörenden Einflüsse bei Ofenkammern.** Zur Herstellung der Kammern wird entweder saures Material bis 85 Proz. Kieselsäure und darüber verwendet, oder aber man benutzt ein Material aus tonigem Grundbestandteil mit etwa 20 bis 40 Proz. Tonerde. Dies zur Verwendung kommende feuerfeste Steinmaterial muß infolge der oft beträchtlichen chemischen und physikalischen Einflüsse, welchen es im Betriebe ausgesetzt ist, hohe Widerstandsfähigkeit zeigen, zumal da die heutige Koks-ofentechnik bestrebt ist, die Leistungsfähigkeit der Öfen dauernd zu erhöhen.

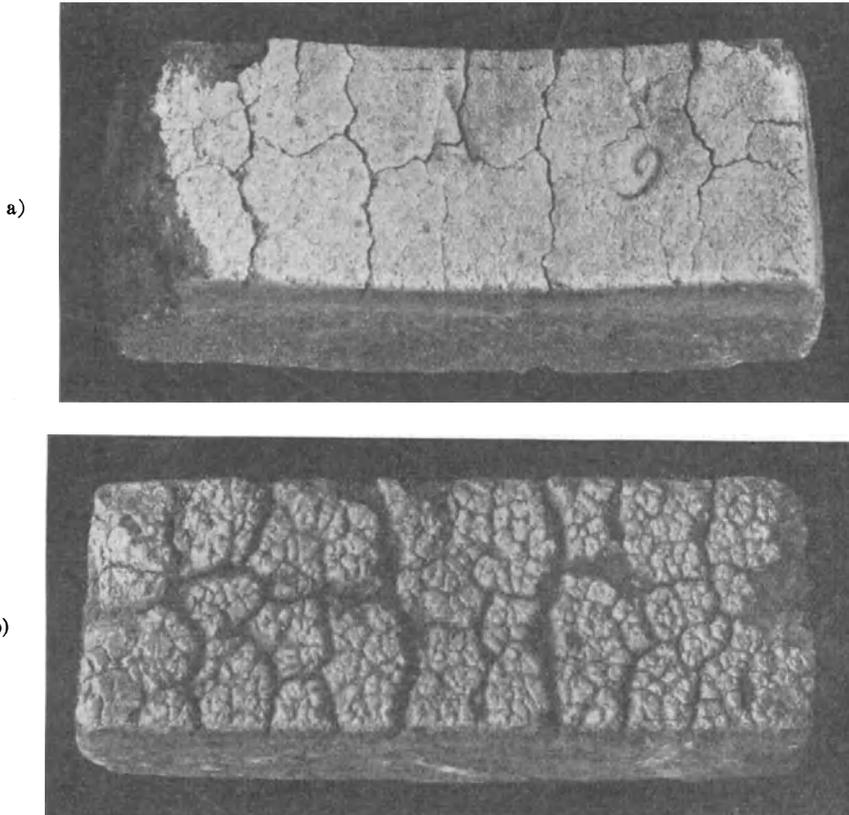
Neben gewöhnlicher Schmelzung kommen von den physikalischen Vorgängen vornehmlich Ausdehnung und Zusammenziehung in Frage, die beim Leeren und Besetzen der Ofenkammern infolge starken Temperaturwechsels eintreten, während sich die chemischen Vorgänge durch Aufnahme und Berührung solcher Körper geltend machen, welche das Gefüge des Steinmaterials lockern oder mit demselben Verbindungen von niedrigerem Schmelzpunkt eingehen.

Von diesen Körpern sind in erster Linie die Natriumsalze zu nennen, welche in Form von Chloriden, Sulfaten, Carbonaten usw. in der Kohle und, im ausgelagten Zustande, im Kohlenwaschwasser vorhanden sind und im letzteren Falle mit dem Feuchtigkeitsgehalt der Kohlen in die Ofenkammer gelangen. Hier erfahren die Salze bei steigender Temperatur eine Spaltung in Säure und Hydroxyd. Die Säuren gehen an das Ammoniak, die Schwefelsäure infolge Reduktion als Sulfid, und finden sich als gebundenes Ammoniak im Gaswasser wieder. Die bei weiter steigender Temperatur dampfförmig werdenden Hydroxyde werden, soweit sie mit dem Steinmaterial in Berührung kommen, von diesem aufgenommen unter Bildung einer Natriumsilikatverbindung, die zunächst die Außenschicht des Steines in eine helle, fein gesinterte, teilweise glasurartige Masse verwandelt. Diese Schicht verliert an Widerstandsfähigkeit gegen Temperaturwechsel und erhält an der Oberfläche feine Risse oder Sprünge. Durch diese Sprünge dringen die Salze weiter ein und bilden, wenn die Temperatur hoch genug ist, stärkere gesinterte Schichten, die dann infolge der

verschiedenartigen Ausdehnung dieser und der gesunden Steinschicht von einer Anzahl Querrisse durchsetzt werden, welche das Gefüge dieser Masse lockern, so daß dieselbe abblättert oder ausbröckelt (Fig. 50). Bei sehr hohen Temperaturen, durch eventuelle Überhitzung der Kammern, kann es weiter vorkommen, daß das Material abschmilzt. Ein Teil der abgeschmolzenen sowie der ausgebröckelten Masse zeigte gegenüber dem gesunden Stein folgende Untersuchungsergebnisse:

	Gesunder Stein Proz.	Aus- gebröckelte Schicht Proz.	Ab- geschmolzene Schicht Proz.
SiO <sub>2</sub> . . . . .	61,29	57,76	55,42
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .	34,77	34,63	36,43
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .	1,81	1,85	2,12
CaO . . . . .	0,26	0,43	0,34
MgO . . . . .	0,17	0,15	0,18
Alkali als K <sub>2</sub> O . . . . .	1,22	4,63	5,03
SO <sub>3</sub> . . . . .	0,23	0,24	0,19
Glühverlust . . . . .	0,25	0,31	0,29
Schmelzp. Segerkegel Nr. . .	33	27	22

Fig. 50.



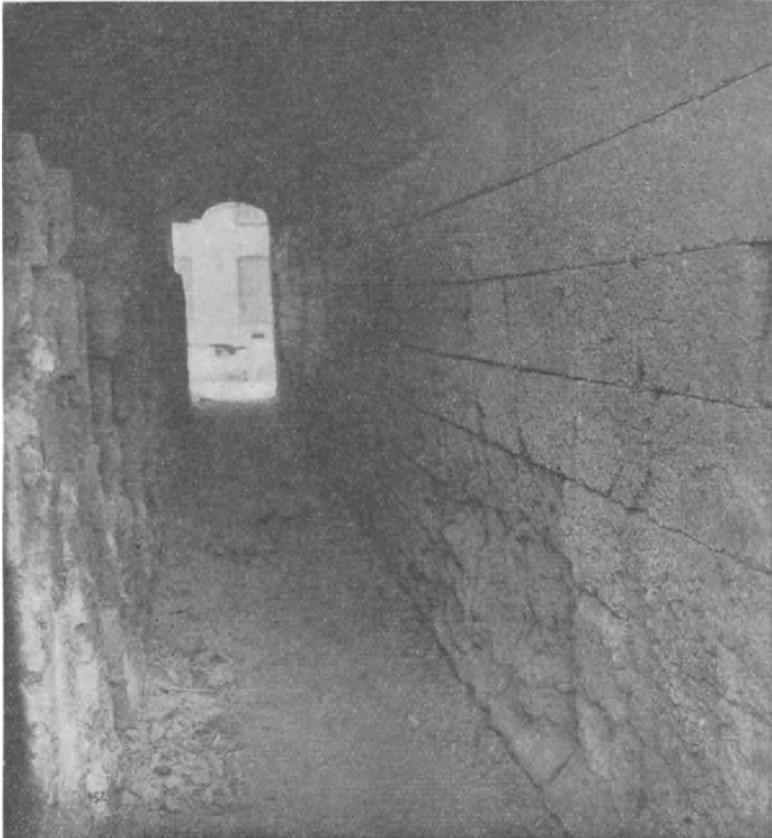
Wirkung der Natriumsalze.

a) Anfangsstadium. — b) Fortgeschrittene Zerstörung.



Stein frühzeitig erweichen lassen. Dies Erweichen ist auf feine Gemengteile des Steines zurückzuführen, die schon bei verhältnismäßig niedriger Temperatur aus dem festen in den flüssigen Zustand übergehen, wobei naturgemäß auch das Volumen des Steines eine Änderung erfährt. Sind die Beimengungen in geringer Menge vorhanden, so tritt hinsichtlich der Schwindung nach einiger Zeit ein Beharrungszustand ein. Sind diese Beimengungen jedoch in größerer Menge vorhanden, so schreitet die Volumenverminderung und das

Fig. 51.



Durch Salze der Kohle zerstörte Koksofenwand.

Setzen der Steine bei Belastung fort, bis schließlich der Zustand eintritt, wo die gewissermaßen als Gerüst dienende, schwerer schmelzbare Substanz ihren Halt verliert und der Stein durch völlige Erweichung deformiert. Derartige zur Erweichung neigende Koksofensteine zeigen, längere Zeit bei 1400 bis 1450° C erhitzt, auf der Bruchfläche dunkel gesinterte Stellen, die, je nach der vorhandenen Menge der wenig feuerbeständigen Beimengungen, die Bruchfläche marmoriert bis vollständig homogen gesintert erscheinen lassen.

Der Erweichungspunkt und der Schmelzpunkt eines Steines sind zwei verschiedenartige Begriffe. So kann ein Stein einen hohen Schmelzgrad zeigen,

während er schon bei verhältnismäßig niedriger Temperatur erweicht. Ein Koksofenstein vom Schmelzpunkt Segerkegel 30 fing schon bei Segerkegel 14 an zu erweichen. Da bei frühzeitigem Erweichen der Steine die Stabilität der Ofenwände leidet und die Kammerwände infolge von Fugenbildung undicht werden, so erhellt, daß bei der Beurteilung der Feuerfestigkeit eines Koksofensteines die Feststellung des Erweichungspunktes eine wesentlichere Rolle spielt als die Prüfung auf Schmelzpunkt, dessen Temperatur im Koks-ofen kaum erreicht wird. Der Erweichungspunkt wird zweckmäßig in der

Fig. 52.



Bei Segerkegel 16 unter Belastung auf ihren Erweichungsgrad geprüfte Koksofensteine.

Weise festgestellt, daß drei bis vier der zu prüfenden und vorher genau gemessenen Steine übereinandergelegt und nach Belastung mit etwa 1,8 kg pro Quadratcentimeter (Traglast des Steines im Ofenbetrieb) in einem Brennofen einer Temperatur entsprechend Segerkegel 16 mindestens 48 Stunden ausgesetzt werden. Brauchbare Steine dürfen bei dieser Temperatur keine Veränderung im vorstehenden Sinn zeigen.

Fig. 52 zeigt drei bei Segerkegel 16 unter Druck geprüfte Steine. Bei dem oberen Stein VIII ist deutliche Erweichung eingetreten. Die in der Druckrichtung liegende Flächenhöhe hatte sich um 20 mm gesetzt, was an den seitlich noch stehengebliebenen Überresten des Steinzapfens, der sogenannten Feder, zu erkennen ist, die an den Teilen, wo der Belastungskörper eingewirkt hat, vollkommen flach gedrückt ist. Ebenso ersieht man aus der Figur, wie der Stein infolge der Belastung in die Breite auseinandergegangen ist. Im Bruch zeigte der Stein völlig gesintertes, glasurartiges Gefüge.

Stein V zeigte gar keine Formveränderung, ebenso wie die Bruchfläche das noch ursprüngliche Gefüge des gesunden Steines aufwies.

An Stelle des tongebundenen feuerfesten Materials werden für die Heizwände des Koksens neuerdings Steine aus Silikamaterial verwandt. Dieses Material ist nach Angabe der Firma Koppers zuerst in Amerika, und zwar bei den im Jahre 1908 auf den United-States-Corporations in Nordamerika erbauten Öfen angewandt worden und nach Erkenntnis der hiermit verbundenen Erfolge, besonders hinsichtlich Verkürzung der Garungszeit, dann auch in Deutschland für den Ofenbau eingeführt worden.

Die schnellere Garung der Öfen bei Silikamaterial ist vornehmlich darauf zurückzuführen, daß diesen Öfen infolge des weit höheren Erweichungspunktes der Silikasteine mehr Heizgas zugeführt werden kann. Andererseits kommt auch die bessere Wärmeleitfähigkeit hinzu, durch die eine schnellere Übertragung der Wärme und ein geringerer Temperaturabfall zwischen Heizwand und Ofenkammer stattfindet. Folgende aus der Arbeit „Über Wärmeleitfähigkeit feuerfester Steine“ von Goerens und Gilles entnommene Zahlen geben ein Bild über die Leitfähigkeit verschiedener feuerfester Materialien:

Chemische Zusammensetzung.

Material	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	Alkalien	Wärmeleitungs- koeffizient K = $\frac{WE}{M. St. ^\circ C}$ Mittel 0 bis 1000°
	Proz.	Proz.	Proz.	Proz.	Proz.	Proz.	
Halbschamotte .	73,11	22,85	1,94	0,20	0,18	1,72	0,90
Schamotte . . .	67,68	28,18	1,89	0,28	0,12	1,86	0,91
Schieferton . .	53,91	40,16	1,94	0,15	0,22	1,30	0,99
Lias . . . . .	53,00	45,30	1,20	Spur	Spur	0,50	0,76
Silika . . . . .	96,04	1,82	0,68	1,46	—	—	0,11

Ein wesentlicher Vorteil des Silikamaterials besteht darin, daß sein Erweichungspunkt annähernd in Höhe des Schmelzpunktes liegt, während beim Schamottmaterial der Erweichungspunkt erheblich niedriger liegt, wodurch namentlich bei schwerem Ofengang Durchbiegungen und Krümmungen der Wände entstehen können. Der Schmelzpunkt eines guten Silikasteines liegt bei 1750 bis 1770° C, entsprechend Segerkegel 34/35. Auch hinsichtlich der Salzanfressungen hat man bei Silikamaterial günstigere Erfahrungen als bei tonhaltigem Material gemacht. Wie Verfasser auf S. 80 bereits ausgeführt hat, bietet in dem tongebundenen Stein die aus der Muttersubstanz aufgeschlossene und in äußerst feinsandiger Form vorhandene Kieselsäure eine große Angriffsfläche für Salze, während in den Quarziten, dem Ausgangsprodukt der Silikasteine, diese Kieselsäure nicht vorhanden ist. Die auf den Rheinischen Stahlwerken mit einer Ofenbatterie aus Silikamaterial folgender Zusammensetzung:

SiO <sub>2</sub> . . . . .	94,5 Proz.	CaO . . . . .	1,8 Proz.
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .	1,0 „	MgO . . . . .	0,1 „
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> . . . . .	1,6 „	Alkali . . . . .	0,6 „

und einer Ofenbatterie aus tongebundenem Material von 15 bis 17 Proz. Ton-erdegehalt angestellten Vergleichsversuche haben während einer vierjährigen

Betriebszeit ergeben, daß bei der Schamottebatterie fast sämtliche Teile sehr große Anfressungen infolge des im Kohlenwaschwasser teilweise 5 bis 7 g im Liter enthaltenen Kochsalzgehaltes zeigten, während bei der Silikabatterie kein merkbarer Verschleiß eingetreten war<sup>1)</sup>. Die Garungsdauer der Silikabatterie betrug durchschnittlich 24 Stunden, während dieselbe bei der Schamottebatterie 29 Stunden betrug. Der aus dem Silikaofen erzeugte Koks soll ein besseres Aussehen gehabt haben und wesentlich härter als der Koks aus dem Schamotteofen gewesen sein. Im Ausbringen der Nebenprodukte sind keine wesentlichen Unterschiede festgestellt worden, dagegen zeigte der Teer aus dem Silikaofen eine dickflüssigere Beschaffenheit als aus dem Schamotteofen, was darauf zurückgeführt wird, daß bei dem Silikaofen der Horizontalkanal höher lag als bei dem mit Schamottematerial hergestellten Ofen. Bei den Kokereien in Amerika sind die Ausbringungen an Nebenprodukten niedriger als in Deutschland, was zum größten Teil auch damit zusammenhängt, daß die Kohlen in Amerika mit der ursprünglichen Feuchtigkeit von nur 3 bis 4 Proz. besetzt werden, während bekanntlich in Deutschland die Kokskohlen vorwiegend aus der Wäsche stammen und mit einer das Ausbringen fördernden Feuchtigkeit von durchschnittlich 12 Proz. besetzt werden. Immerhin ist es nicht ausgeschlossen, daß bei der höheren Erhitzungsmöglichkeit der Silikaöfen Zersetzungen der Destillationsprodukte eintreten, was bei der Konstruktion des Ofens durch Tieferlegung des Horizontalkanals und entsprechende Kühlerhaltung der Gassammelzone berücksichtigt werden muß.

Bei der Bewertung der feuerfesten Schamottesteine nach der chemischen Untersuchung hat man dem Alkaligehalt bisweilen eine zu geringe Bedeutung beigemessen. Da, wie die Erfahrung gelehrt hat, das Alkali selbst ein starkes Flußmittel darstellt und bei frischen Schamottesteinen ein mehr oder wenig hoher Alkaligehalt auf die Gegenwart entsprechender pyrometrisch wenig widerstandsfähiger Beimengungen schließen läßt, so bildet der Alkaligehalt ein wichtiges Kriterium für die Feuerbeständigkeit der aus Ton und Quarz hergestellten Schamottesteine.

Nach praktischen Erfahrungen des Verfassers haben sich Schamottesteine mit über 2 Proz.  $K_2O$  für den Ausbau von Ofenkammern wenig bewährt.

Was die Untersuchung des feuerfesten Steinmaterials und die Bestimmung des Alkalis in Steinen anbelangt, so hat Verfasser wiederholt die Beobachtung machen müssen, daß dasselbe Material, bei verschiedenen Untersuchungsstellen untersucht, verschiedene Resultate ergeben hat. So ergab ein vom Verfasser untersuchter Stein mit 2,5 Proz.  $K_2O$  an einer Stelle 1,93 Proz. und an einer anderen Stelle sogar nur 1,2 Proz.  $K_2O$ . Es ist daher dringend wünschenswert, einheitliche Methoden für diese wichtige Bestimmung anzustreben. Nachstehende Methode stellt einen Untersuchungsgang dar, den Verfasser seit Jahren mit bestem Erfolg bei der Untersuchung von Kokssteinen angewendet und der stets übereinstimmende und zuverlässige Werte ergeben hat.

Die vorher fein geriebene und gebeutelte Substanz wird etwa zwei Stunden bei  $120^\circ$  getrocknet und 1 g zu Analyse in einem Platinschälchen, dessen Tara vorher bestimmt ist, abgewogen. Den Glühverlust bestimmt

---

<sup>1)</sup> „Glückauf“ 40, Jahrg. 56.

man, indem das Ganze eine Viertelstunde über einem Bartelsbrenner stark geglüht wird.

Zum Aufschluß gibt man Flußsäure und 2 bis 3 ccm konzentrierte Schwefelsäure in das Schälchen und läßt das Ganze auf dem Wasserbad eindampfen. Nachdem die Schwefelsäure auf einem Drahtnetz und zuletzt über freier Flamme sorgfältig abgeraucht ist, setzt man konzentrierte Salzsäure zu, dampft auf dem Wasserbad bis fast zur Trockne ein, setzt abermals Salzsäure und Wasser zu und sieht, ob alles gelöst ist, indem man mit einem Platindraht umrührt, wobei kein Knirschen etwa noch vorhandenen Sandes oder unaufgeschlossener Substanz stattfinden darf. In diesem Fall müßte eine Wiederholung des Aufschlusses mit Flußsäure eventuell auch mit Fluorammonium stattfinden.

Die Flüssigkeit wird in eine Porzellanschale gespült, einige Tropfen Bromwasser zur Oxydation des Eisens zugesetzt und das Ganze auf ein geringes Volumen eingedampft. Hiernach setzt man etwas Filterschleim zu, damit sich die Tonerde besser filtrieren läßt und nachher nicht solange geglüht zu werden braucht. Um überschüssiges Ammoniak bei der Fällung von  $\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3$  zu vermeiden, setzt man zur besseren Wahrnehmung der basischen Reaktion einige Tropfen Lackmustinktur zu. Zur Verhinderung einer Ausfällung von Kalk gibt man einige Tropfen Essigsäure in die Flüssigkeit, kocht das Ganze ordentlich auf und filtriert mittels Saugpumpe. Das Filtrat wird bis zu einem geringen Quantum eingedampft und abermals mit Ammoniak, Tonerde und Eisen gefällt, deren Filter mit dem ersten Filter vereinigt wird.

Nachdem das Filtrat wiederum bis zu einem geringen Volumen eingedampft ist, fällt man den Kalk mit Oxalsäure und Ammoniak und bestimmt ihn als  $\text{CaO}$ .

Das Filtrat der Kalkfällung läßt man in eine weite Platinschale laufen und bringt dasselbe nach vorausgegangener guter Auswaschung des Filters auf dem Wasserbad zur Trockne. Nunmehr erwärmt man den Rückstand bis zur vollständigen Entfernung der Feuchtigkeit auf einer Eisenplatte und raucht dann die Ammonsalze zuerst auf dem Drahtnetz und dann über der Flamme ab. Um ein Emporklettern der Salze über den Rand der Platinschale zu verhindern, überzieht man denselben zweckmäßig mit einer feinen Schicht Vaseline.

Nach dem Abrauchen bringt man einige Tropfen konzentrierte Schwefelsäure in die Schale und raucht die Schwefelsäure ab, nimmt mit Salzsäure und Wasser auf, spült das Ganze in ein kleines Becherglas und fällt den letzten Rest Tonerde und Eisen mit Ammoniak.

Das Filtrat bringt man in eine vorher genau tarierte Platinschale auf das Wasserbad, dampft ein, setzt dann zur vollständigen Trocknis etwas Alkohol zu und dampft abermals zur Trockne und raucht wie vorher die Ammonsalze erst auf dem Drahtnetz und zuletzt über der Flamme ab. Nunmehr setzt man konzentrierte Schwefelsäure zu, führt das Ganze in Sulfate über, raucht die Schwefelsäure ab und zieht vorsichtig zwecks Verjagung der Bisulfate kurze Zeit die Platinschale durch die offene Flamme. Das Ganze wird dann als Magnesium und Alkalisulfat gewogen. Zur Gewißheit, ob keine sauren Salze mehr vorhanden gewesen sind, prüft man die mit Wasser aufgenommenen Salze mit Lackmuspapier. Bei saurer Reaktion muß

der Vorgang wiederholt werden, eventuell unter Zusatz einiger Körnchen Ammoniumcarbonat.

Der mit Wasser aufgenommene Rückstand wird dann weiter unter Zusatz einiger Tropfen Salzsäure in ein kleines Becherglas gespült und das Magnesium mit Ammoniumphosphat ausgefällt. Das gewogene Pyrophosphat wird auf Magnesiumsulfat umgerechnet und aus der Gewichts-differenz der vorher bestimmten Gesamtsulfate das Alkalisulfat bestimmt. Da das Alkali in frischen Schamottesteinen vorwiegend das Kali der Muttersubstanz darstellt, so erübrigt sich die weitere kostspielige Trennung auf Kali und Natrium mittels Platinchlorid. Es wird also das Alkali, wenn nicht besonderer Wert auf die Prüfung etwa vorhandenen Natriums gelegt wird, zweckmäßig auf  $K_2O$  umgerechnet, indem man die Summe des Alkali als  $K_2SO_4$  auffaßt.

Zur Bestimmung des Eisenoxyds löst man das geglühte Filter des  $Al_2O_3 + Fe_2O_3$ -Niederschlages in Schwefelsäure 8:3, reduziert mittels Zinks das Oxyd zu Oxydul und titriert mit  $KMnO_4$ .

Die bei Aufschluß mit Flußsäure aus der Differenz erhaltene Kieselsäure wird durch Aufschluß einer neuen Substanz mit Natrium-Kaliumcarbonat nachgeprüft, wobei die in der bekannten Weise erhaltene Kieselsäure nachträglich mit Flußsäure behandelt werden muß, weil geringe Mengen Aluminium- und Eisenoxyd in der Schmelze unaufgeschlossen bleiben und so die Kieselsäure zu hoch ausfallen würde.

Der in der Kohle vorhandene Aschengehalt ist in der Lage, einen stärkeren oder mindernden Einfluß auf die Einwirkung der Salze auszuüben. Ist die Asche basischer Natur, so kann sie die Basen der Salze nicht aufnehmen. Ist sie aber sauer, so daß also freie, bindungsfähige Kieselsäure vorhanden ist, so werden die Alkalien und Erdalkalien von der Kieselsäure aufgenommen und treten nicht in Erscheinung. Kupfers will gegen die zerstörenden Einflüsse der Alkalien eine Abhilfe darin finden, daß man in irgend einer Form der Kohle vor der Verkokung Kieselsäure in guter Mischung zusetzt oder geeignete Kohlenarten mischt.

Die praktische Durchführung dieser beachtenswerten Anregung stößt namentlich bei solchen Anlagen, welche zur Verminderung des Aschengehaltes in der Rohkohle schon ohnehin erhebliche Aufbereitungskosten aufwenden und auf jegliche Erhöhung des Aschengehaltes zur Vermeidung einer niedrigeren Bewertung Rücksicht nehmen müssen, auf nicht zu überwindende Schwierigkeiten.

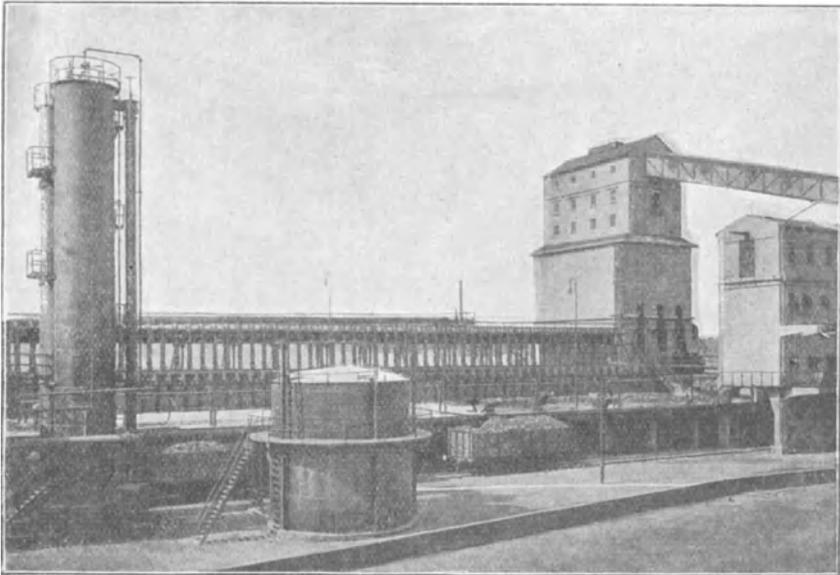
Eine weit weniger in Erscheinung tretende Ursache der Kammersteinzerstörungen ist die durch pyrogene Zersetzung der Kohlenwasserstoffe in den Steinen sich bildende molekulare Ablagerung von Kohlenstoff, der die Widerstandsfähigkeit des Steines durch allmähliche Auflockerung des Gefüges herabsetzen und schließlich zur Zerstörung des Steines führen kann. Derartige, bis 6 Proz. aus Kohlenstoff bestehende Ablagerungen hat Verfasser vorwiegend bei saurem Material wahrgenommen, wahrscheinlich aus dem Grunde, weil infolge des im Feuer eintretenden Wachsens der Kieselsäure der Stein voluminöser und lockerer und die Diffusion der Gase auf diese Weise erleichtert wird <sup>1)</sup>.

<sup>1)</sup> Schreiber, Über Zerstörungen von Koks- und Gaskammerofensteinen. Essen. Bädeler, 1913.

Unter allen Umständen ist bei der Verwendung von feuerfestem Schamotte-material für Koksofenkammern mit salzhaltigen Kohlen darauf zu achten, daß bei der Steinherstellung feiner Sand und Schluff (aus dem Muttergestein) gut ausgehalten, das Gefüge möglichst dicht und das Material scharf gebrannt ist <sup>1)</sup>.

**Koksherstellung.** a) Das Beschicken der Ofenkammern wird bei Verkokung guter Backkohlen meistens mittels eines auf den Ofen fahrbaren Beschickungswagens vorgenommen, dessen Behälter eine ganze Ofenfüllung faßt, die gleichzeitig durch vier Füllöffnungen in die Kammer entleert wird.

Fig. 53.



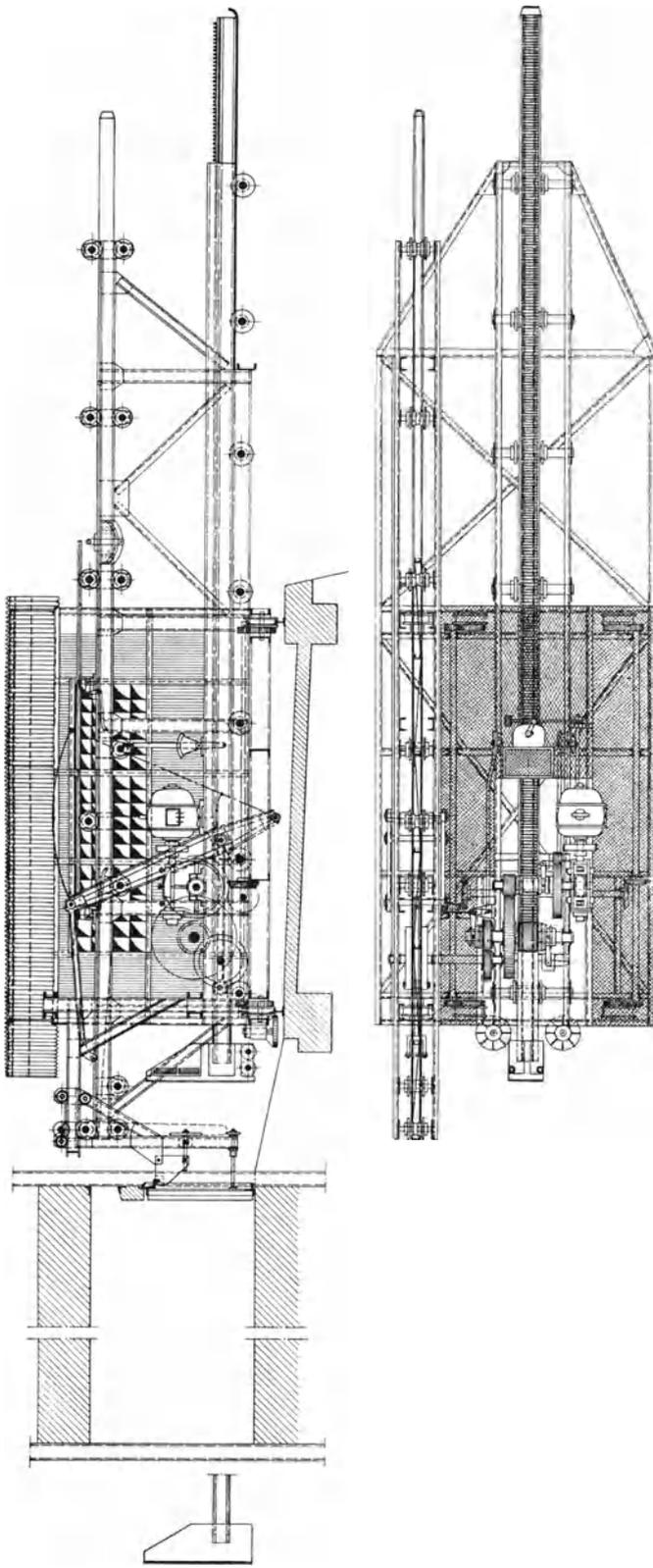
Koksofengruppe mit Anordnung des Kohlénsilos.

Das Füllen der Beschickungswagen geschieht vom Kohlénsilo aus, der für diese Zwecke zwischen den Ofengruppen aufgestellt ist. Fig. 53 zeigt die Anordnung eines Kohlénsilos. Bei dieser Einrichtung wird die Kokskohle aus der Wäsche auf einem Transportgurt über Desintegratoren in den Vorrats- und Verladeturm befördert. Bei Anwendung des Beschickungswagens müssen Steigerrohr und Vorlage am Kopfende der Kammer angebracht werden (s. Fig. 48).

Mittels einer auf der Ausstoßmaschine angebrachten mechanisch betriebenen Planiervorrichtung wird die Kohle nach dem Besetzen in der Kammer durch Vor- und Rückwärtsbewegen der Planierstange geebnet. Die Planierstange wird heute allgemein freitragend angeordnet. Zur Erzielung eines großen Trägheitsmomentes müssen die Stangen hohen, aber schmalen Querschnitt besitzen. Vielfach werden leiterartige Konstruktionen verwendet, indem

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen **43**, 1839 (1910).

Fig. 54.



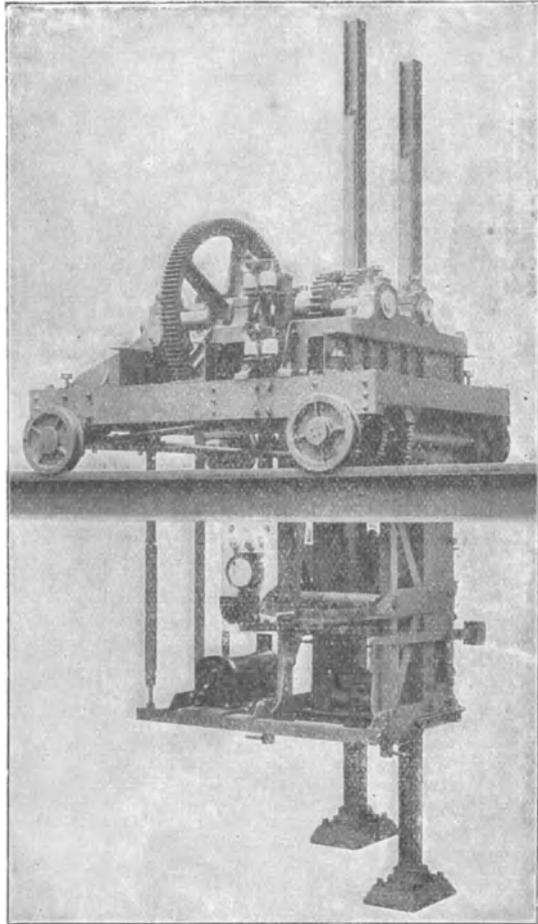
Planiermaschine mit Abhebvorrichtung für Koksöfenröhren.

zwei hochkant gestellte Flacheisen durch gleichfalls hochkant eingebaute Flacheisensprossen verbunden und versteift werden. Die Sprossen dienen hierbei als Planierwerkzeuge. Der Antrieb der Planierstange, die oberhalb oder neuerdings meist seitlich der Ausstoßstange angebracht ist, erfolgt mittels Elektromotors entweder durch Zahnstange oder durch Seil bzw. Kette, oder durch eine Kurbelschwinge.

Letztere Antriebsweise ist die einfachste und bevorzugteste. Fig. 54 zeigt eine derartige im Betrieb bewährte Konstruktion, bei der die Planierstange an der Oberfläche entsprechend der Hublänge mit Einschnitten versehen ist, in die ein an dem oberen Teil der Schwinge befestigter Greifarm lose eingreift und die auf Rollen gelagerte Planierstange hin und her bewegt. Soll die Stange ganz aus dem Ofen entfernt werden, so wird durch eine Hebelvorrichtung beim Vorgehen der Schwinge der Greifarm ausgeklinkt, so daß die Planierstange in ihrer Ruhelage verharrt, während beim Zurückgehen der Schwinge der in den nächsten Einschnitt eingeschnappte Greifarm die Planierstange um eine Hublänge zurückzieht usw. Der gleiche Vorgang vollzieht sich in umgekehrter Weise beim Einführen der Stange in den Ofen.

Bei der Verkokung der backenden Sinterkohlen ist man wegen der schwer backenden Eigenschaft zur Erzielung eines großstückigen festen Kokes unter Vermeidung eines zu hohen Abraumgehaltes allgemein zum Stampfverfahren übergegangen. Durch das Stampfen der Kohlen werden die Kohlenpartikelchen inniger zusammengebracht, was ein leichteres Zusammenschmelzen derselben im Ofen bewirkt. Ende der achtziger Jahre hat man diese Kohle mit der Hand in Holzkasten gestampft und den Kuchen mittels eines Haspels auf einer Blechplatte in die Ofenkammer gezogen.

Fig. 55.



Kohlenstampfapparat „Bauart Hartmann“.

Ebenso hat man anfänglich versucht, unter fortwährendem Nachfüllen von Kohlen den Kohlenkuchen durch wiederholtes Auffahren mit dem Stoßkopf der Aufstoßmaschine im Ofen zu pressen. Erst Ende der neunziger Jahre ist man allgemein zur mechanischen Stampfung übergegangen.

Die Stampfeinrichtung ist fast durchweg mit der Ausstoßmaschine vereint und je nach Anzahl der zu bedienenden Öfen ist dieselbe auf einer oder auf beiden Seiten der Maschine angebracht. Oberhalb der Stampfkasten liegen in seitlicher Anordnung die Trichter, in die die Kohlen entleert werden.

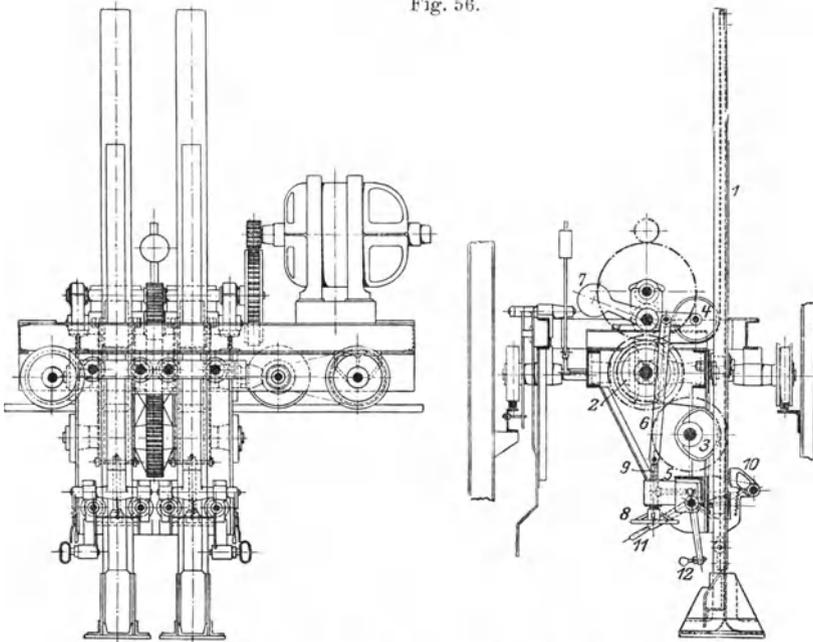
Der Antrieb der auf einem fahrbaren Gestell oberhalb der Stampfkasten montierten Stampfmaschine erfolgt ausschließlich durch Elektromotor von 6 bis 8 PS. Die ersten Stampfmaschinen von der Maschinenfabrik Kuhn hatten nur einen Stampfer, dessen zahnartig ausgearbeiteter Stahlstempel durch ein Kurbelwerk von einer Art Sperrklinke gefaßt wird, welche in einer bestimmten Höhe selbsttätig ausrückt und den Stempel frei fallen läßt. Die jetzt eingeführten Stampfmaschinen besitzen durchweg Doppelstampfer. Fig. 55 zeigt eine Konstruktion mit konkaven Stampfplatten, deren Stempel an der Greifseite auswechselbare Rillenplättchen aus Hartguß tragen, in welche die ebenfalls mit Rillenplättchen versehene Greifplatte der Hubeinrichtung faßt und den Stempel unter elastischer Anpressung rund 350 mm in die Höhe hebt. Beim Erreichen des höchsten Hubpunktes läßt die Hubeinrichtung den Stempel frei fallen, nachdem kurz vorher die zwangsläufig bewirkte Lösung der Greifplatte vom Stempelschaft erfolgt ist. Die Hubbewegung beider Stampfstempel, welche in der Minute je 66 Schläge ausführen, kann während des Arbeitens aus- und eingeschaltet werden. Ebenso kann jeder Stempel mittels Exzenterbremse in beliebiger Stellung festgehalten werden. Die Fortrückung der Stampfmaschine erfolgt bei jedem Stempelhub selbsttätig, und zwar derartig, daß die Vorwärtsbewegung erst erfolgt, wenn der Stempel angehoben ist. Am Ende des Stampfkastens wird die Hin- und Herbewegung ebenfalls selbsttätig umgesteuert.

Eine andere Stampfeinrichtungskonstruktion, System Korotwicka, mit stoßfreiem Reibungsantrieb mittels Riemens oder Gurtes, zeigt Fig. 56. Das Anhuborgan der Fallstempel bildet hier ein Riemen, welcher mit seinen beiden Enden am oberen und unteren Ende der Stampfstange befestigt ist. Der Riemen wird über die beiden angetriebenen Rollen 2, 3, sowie über die lose Rolle 4 geführt. Die Rolle 3 ist segmentarisch ausgebildet; Rolle 2 erzeugt die zum Anheben notwendige Reibung. Die Rolle 4 ist pendelnd gelagert und hat den Zweck, den Riemen richtig anzuspannen. Hierzu ist sie mit dem Stellständer 5 durch Gestänge 6 verbunden. Mittels des Handrades 8 kann durch die Rolle 4 der Riemen gekürzt oder gelängt und damit die Hubhöhe der Fallstempel reguliert werden. Das Abstellen des Stampfers geschieht durch Bremshebel 11, wodurch der Stampfer ruckweise hochgehoben wird und in seiner Höchststellung den Hebel 12 trifft, welcher die Mutter der Schraube 9 lüftet, so daß Rolle 4 durch das Gegengewicht 7 hochgezogen und der Riemen aus der Wirkungssphäre der Rolle 3 gebracht wird.

Bei der Stampfmaschinenkonstruktion von Méguin werden die Stampfer durch einen Elektromagneten gehoben und an einer bestimmten Stelle durch Unterbrechung des Stromes frei fallen gelassen. Die Maschine wird, wenn Dreh- oder Wechselstrom vorhanden, mit einem kleinen Umformer zur Erzeugung des für die Erregung des Magneten notwendigen Gleichstromes versehen.

Die Stampfkasten haben an der Vorderseite eine hochziehbare Verschlusstür, während der stark versteifte Verschluß auf der hinteren Seite mittels eines Handrades verschiebbar ist (s. Fig. 57). Die äußere Stampfkastenwand ist beweglich und kann, zwecks Einführung des Kohlenkuchens, durch einfaches Umlegen eines Hebels gelüftet werden. Der Hebel, welcher in der Mitte der Stampfkastenwand angebracht ist, wirkt durch ein Zahnradgetriebe auf zwei an der Längsseite der Wand angebrachte Wellen, welche Exzenterführungen tragen, durch die beim Drehen der Welle die Wand angepreßt oder gelüftet wird. Der Stampfkastenboden ist aus einer rinnenförmig gepreßten Blechplatte hergestellt, in welche die Zahnsegmente aus Stahlguß eingietet sind.

Fig. 56.



Kohlenstampfmaschine „Bauart Korotwicka“.

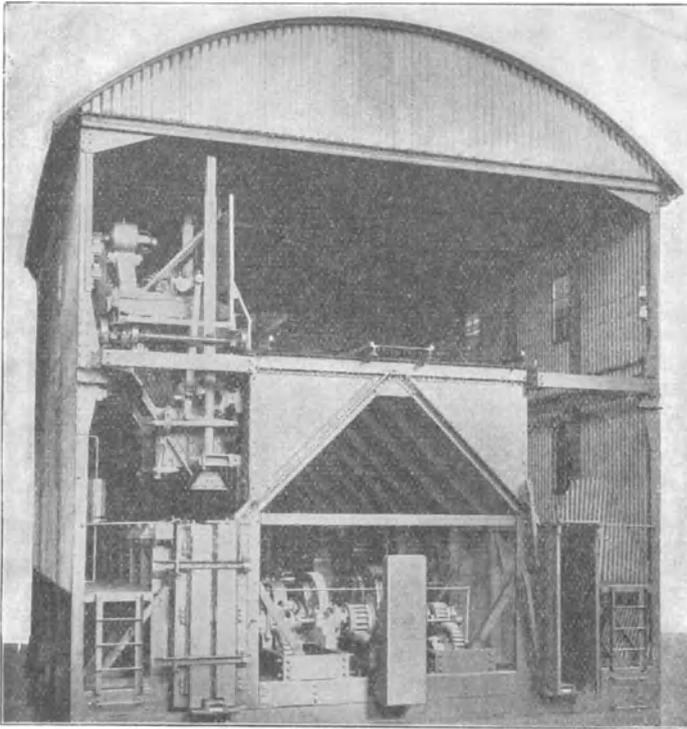
Die Firma Méguin stellt den Stampfkastenboden aus einem Doppel-I-Träger her, bei dem die unterhalb des Steges liegenden Fußflanschen abgeschnitten sind. Der auf diese Weise U-förmig hergestellte Boden wird mittels Kettenzuges bewegt.

Die Herstellung eines Kohlenkuchens von 8,5 bis 10 t nimmt etwa zehn Minuten in Anspruch, während das Besetzen in etwa zwei Minuten vollendet ist.

Was den Verschluß der Ofenkammer anbelangt, so werden neben Türen aus Gußeisen mit Erfolg gepreßte schmiedeeiserne Türen mit wellenförmigen Oberflächen verwendet. Letztere sind gegen Temperaturwechsel widerstandsfähiger als die gußeisernen Türen und haben außerdem noch den Vorzug, daß sie billiger sind. Bei Kokereien mit Planierbetrieb hat Koppers die Türen auf der Maschinenseite als sogenannte Stopftüren ausgebildet, in der Weise, daß der obere Teil der Türe mit der Planieröffnung ein festes

Ganzes mit der Kammer bildet und nur der untere Teil in Höhe des Koks-kuchens herausnehmbar ist. Dieser untere Teil, der eigentliche Stopfen, besteht aus einer mit konischem Rahmen versehenen schmiedeeisernen Wand, die mit feuerfesten Steinen derartig ausgekleidet ist, daß die Steine etwa 15 cm über den Rahmen vorstehen. Dieser vorstehende Teil mündet in die Ofenkammer und bildet, nachdem die Rahmenfläche von außen mit Lehm abgedichtet ist, einen doppelten stöpselartigen Verschluß. Die Türen werden von der Ausstoßmaschine aus durch einen hier angebrachten drehbaren Kran

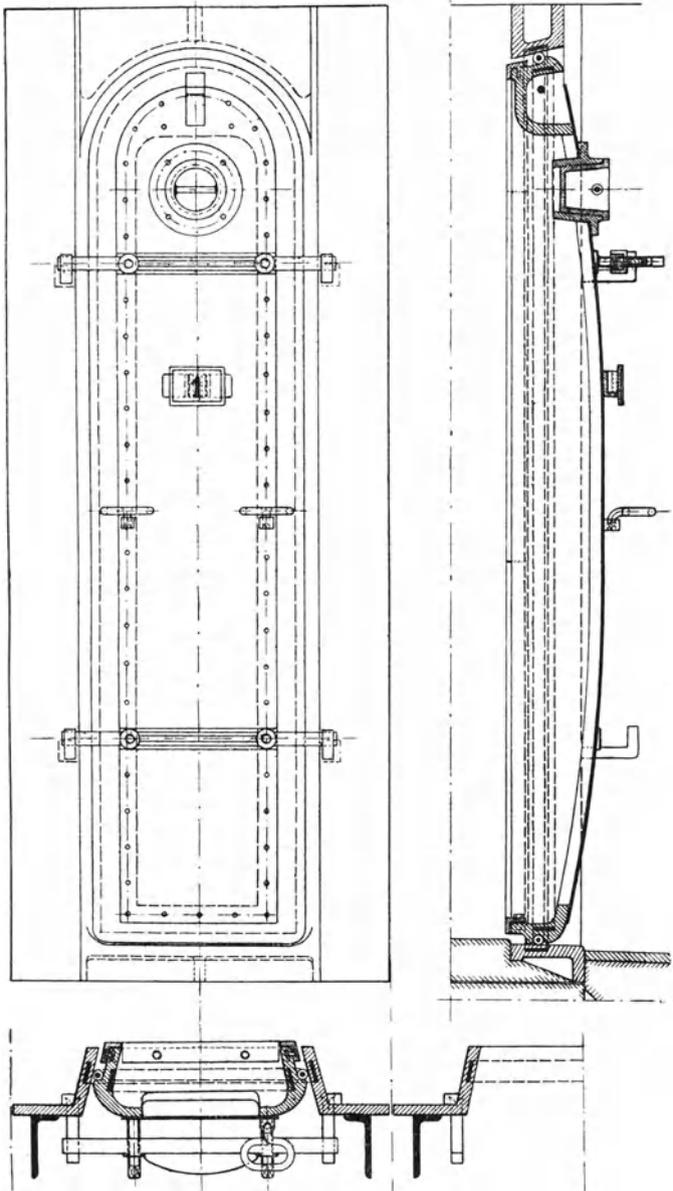
Fig. 57.



Koksausstoßmaschine mit Kohlenstampfeinrichtung.

beim Besetzen oder Entleeren der Kammer abgehoben und nach der Seite gefahren. Diese Türhebevorrichtung, die auf der Fig. 48 erkennbar ist, besteht aus einem drehbaren Ausleger, auf dem eine durch Kettenzug von unten betätigte Katze läuft. Die Katze trägt nach unten eine Verlängerung aus zwei Knotenblechen, worin der bewegliche Arm lagert, der unter die auf den Türen angebrachten Knaggen faßt. Um ein Kippen der Tür nach hinten beim Anheben derselben zu verhüten, wird am untersten Ende der Eisenkonstruktion ein als Spindel mit Handrad ausgebildeter Gegendrücker angebracht. Die Türhebevorrichtung ist so konstruiert, daß ein Mann imstande ist, die Tür ein- und auszuheben, ohne daß die Maschine fortgerückt zu werden braucht.

Fig. 58.



Selbstdichtende Koksofenür „System Limberg“.

Die Abdichtung der Türen erfolgt meistens mit Lehm, der, von außen aufgetragen, durch öfteres Verpinseln eine dichte Abschlußmasse bildet. Neuerdings geht man, wie bei Gaskammeröfen, dazu über, auch die Koksöfentüren durch Anpressen derselben gegen eine eiserne Rahmenfläche abzudichten, wobei als Dichtungsmaterial ein am Ofentürrahmen angebrachter Asbestring dient. Fig. 58 zeigt eine im Kokereibetrieb angewandte Konstruktion „System Limberg“. Dieselbe besteht aus einem der Form des Ofenkopfes entsprechenden, nach der Ofenkammer zu verjüngten Gußrahmen, in den die Koksöfentür mit gleichem Querschnitt eingesetzt und mit Druckschrauben angepreßt wird. Als Dichtungsmaterial dient eine eisenarmierte Asbestwicklung, die sich um den wulstartig ausgebauten Ofentürrahmen legt. Der bei der Limbergschen Konstruktion in stabiler Form angewandte Abdichtungsring wird neuerdings zur besseren Anpassung unregelmäßiger Stellen in biegsamer Form, aus mehreren Gliedern bestehend, ausgeführt.

Die Mehrkosten dieses Ofentürverschlusses machen sich durch die Ersparnisse an Arbeitslöhnen bei Wegfall des Verschmierens bezahlt. Außerdem fallen die Verluste an Destillationsgasen fort, die während des Verschmierens entweichen und die Umgegend belästigen.

Von der Forst verwendet als Abdichtungsmaterial Koksasche. Bei der für diese Zwecke konstruierten Tür reicht die vordere Wandfläche bis an die seitlichen Kopffeiler der Ofenkammer und schließt den sonst für die Lehm-masse bestimmten Raum vorn ab. Dieser so gebildete Hohlraum wird von oben mit Koksasche ausgefüllt. Die Teernebel kondensieren in der Asche und bilden eine dichte Abschlußmasse. D. R.-P. Nr. 273606.

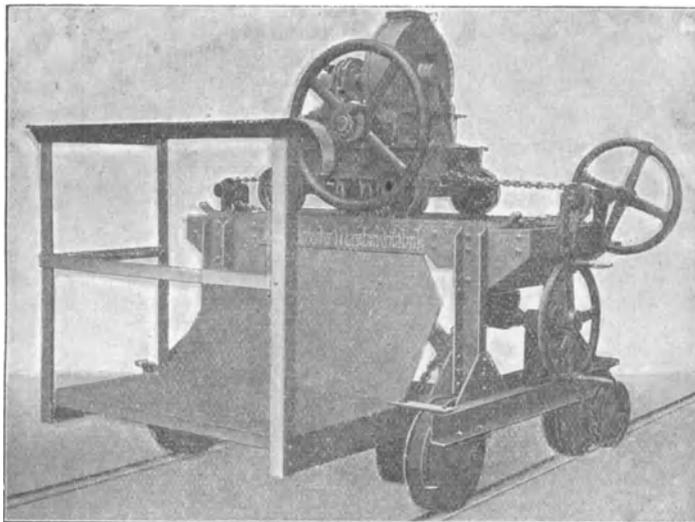
Zum Hochziehen der Türen werden sogenannte Türkabel verwendet. Vielfach im Gebrauch sind Kabel mit Kontergewicht, die von einem Arbeiter bedient werden können. Fig. 59 zeigt eine bewährte Bauart, bei welcher die Tür nicht hochgekurbelt, sondern abgehoben und auf die Seite geführt wird. Die Einrichtung besteht aus einem kleinen Wagen, welcher auf zwei auswärts der Öfen liegenden und auf Konsolen angebrachten Gleisen bewegt wird. Der Wagen trägt eine Laufkatze mit Flanschzuggetriebe, mittels dessen die Tür durch Anheben zuerst gelüftet und dann nach vorn geführt und auf die Seite gefahren wird. Die verschiedenen Arbeitseinrichtungen werden mittels Handräder von einem Arbeiter in äußerst leichter Weise in Tätigkeit gesetzt. Wegen der vorspringenden Gleisführung kann dieses Kabel nur auf der Planseite angebracht werden.

b) Löschen und Verladen des Kokes. Zum Ausstoßen des Koks-kuchens dient ein mit gußeisernen Platten abgepflastertes sogenanntes Koksplanum oder auch Rampe, auf dem der Kuchen mit Wasser abgelöscht und mit Haken zerrissen wird. Wo der Koks gleichmäßig fest und hart oder der Platz etwas beschränkt ist, werden zweckmäßig schräge Rampen verwendet, auf die der Koks beim Herausstoßen selbsttätig zerfällt. Für die Neigung dieser Rampen wird ein Winkel von 30 bis 32° gewählt, damit der Koks beim Forträumen allein nachrutschen kann. Statt der gußeisernen Platten werden neuerdings vielfach als Plattenbelag sogenannte Basaltinplatten mit Erfolg verwendet. Diese Platten bestehen aus kleinen Basaltstückchen, die mit einem Mörtel zu einer festen Masse gepreßt und dann längere Zeit gelagert werden. Wegen der hohen Härte, die diese

Platten besitzen, nutzen sich dieselben weniger ab als gußeiserne; sie haben außerdem den Vorteil, daß sie um weit über die Hälfte billiger sind als die gußeisernen Platten

Die immer ernster werdende Arbeiterfrage hat auch im Kokereibetrieb dazu geführt, die Handarbeit soweit als möglich durch mechanische Vorrichtungen zu ersetzen. So ist man denn auch in letzter Zeit vielfach dazu übergegangen, das viele Hände benötigende Löschen und Verladen des Kokses mechanisch zu gestalten. In Deutschland haben sich mit dieser Frage außer den Koksofenbaufirmen vornehmlich die Maschinenfabriken Méguin und die Berlin-Anhaltische Maschinenbau-Aktiengesellschaft, die Maschinenfabrik Hartmann in Chemnitz sowie die Schalker

Fig. 59.



Koksofentürkabel zum Anheben und seitlichen Verschieben der Tür.

Eisenhütte beschäftigt. Letztere hat eine Einrichtung geschaffen, die wie die Ausführung der Koksofenbaufirma Still im wesentlichen darauf beruht, daß der Koks mittels eines fahrbaren Kratzers von der Horizontalrampe über einen Rost in den Waggon befördert wird.

Während hierbei der Koks noch in alter Weise von Hand auf den Koksplatz abgelöscht werden muß, geschieht das bei der auf dem Koksplatz auf Gleise verfahrbaren Lösch- und Verladeeinrichtung von Schöndeling mechanisch in einem Kasten, in den der glühende Koks hineingedrückt wird.

Bei der von der Bamag als eine der ältesten ausgeführten Einrichtung ist die Lösch- und Verladeeinrichtung auf einem Wagen untergebracht, der durch maschinellen Antrieb auf einem vor der Koksofenbatterie verlegten Gleise hin und her bewegt wird (s. Fig. 60). Bei dieser Einrichtung fällt die Rampe fort. Der untere Teil des Löschwagens ist als Wasserbehälter ausgebildet, über dem an einer Winde der Tauchkübel zur Aufnahme des glühenden Kokses hängt. Der Kübel nimmt einen ganzen Ofenkammerinhalt auf und wird zum Ablöschen desselben durch Nachlassen der Winde in den Wasserbehälter getaucht,

wobei das Wasser durch den durchlochtem Boden des Kübels eindringt. Zur Entfernung der Wasserdämpfe ist oberhalb der Ablöschvorrichtung ein breiter Abzugschlot angebracht.

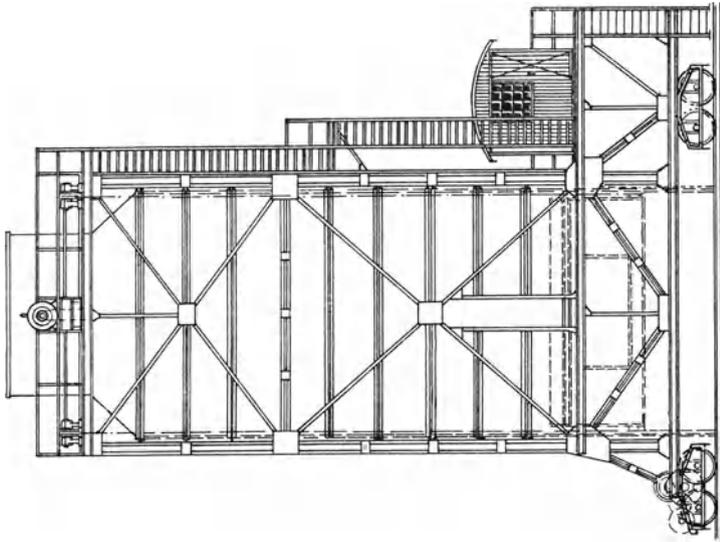
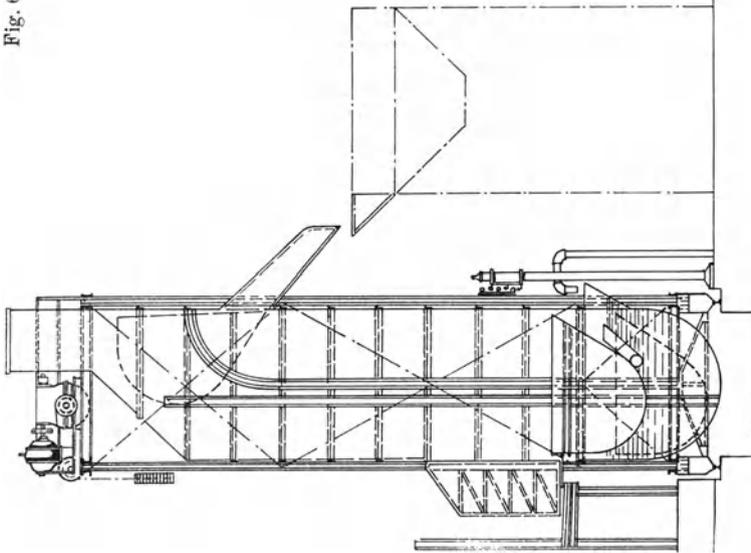


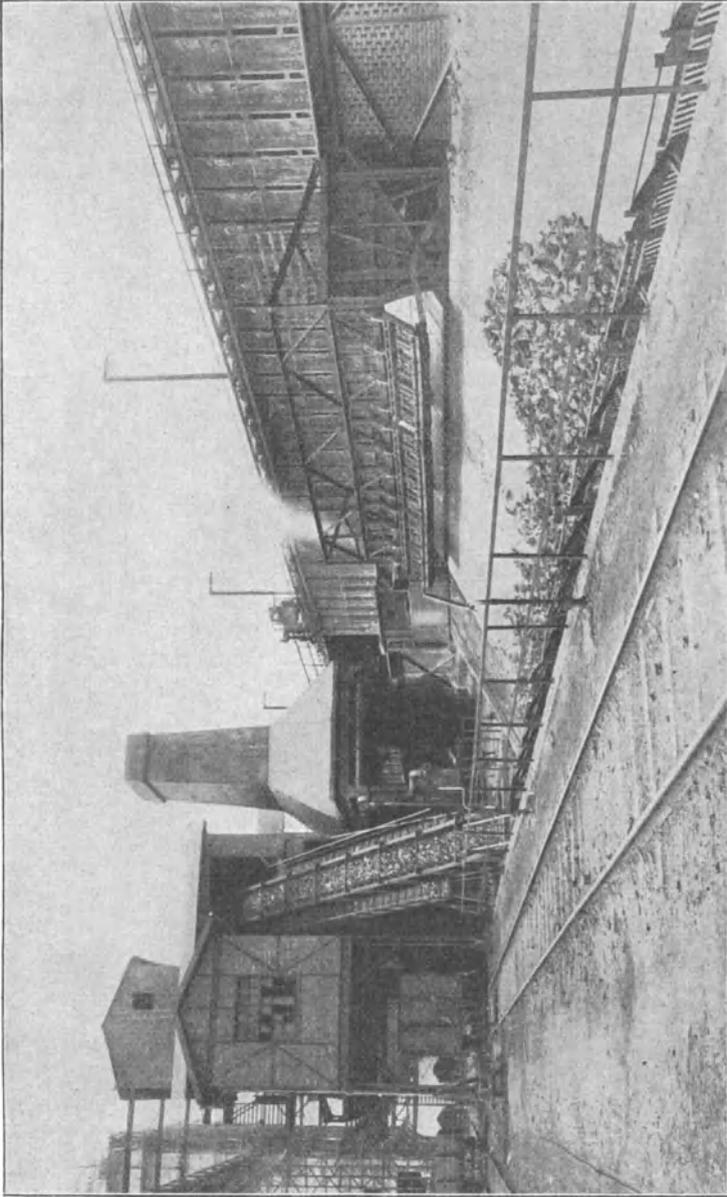
Fig. 60.



Kokslösch- und Verladeeinrichtung mit fahrbarer Separation.

Nachdem der Koks in dem Tauchkübel gelöscht ist, wird dieser in einer festen Führung hochgezogen und auf einem Schüttelrätter entleert. Dieser trennt den Koks in Stückkoks über 80 mm, welcher direkt in die Eisenbahnwaggons fällt, und in ein Produkt unter 80 mm, das zur Koksauflaufanlage gelangt.

Fig. 61.

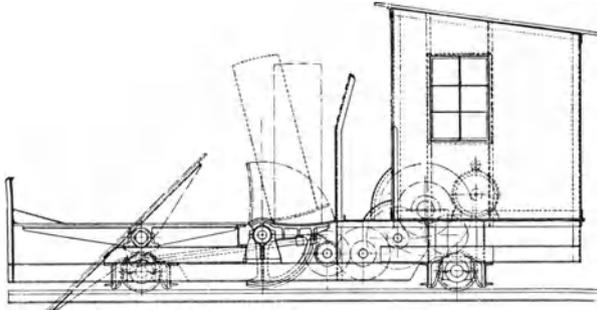


Mechanische Kokslösch- und Verladeeinrichtung mit fahrbarem Wagen und stationärer Separation.

Der Löschwagen ist für elektrischen Betrieb eingerichtet und mit einem Fahrmotor von 27 PS, einem Motor von 38 PS zum Heben und Senken des Löschgefäßes und einem Motor von 8 PS für die Absiebung ausgerüstet.

Infolge des großen Verschleißes sowie der unvollkommenen Klassierung ist der beabsichtigte Erfolg bei der letztbeschriebenen sowie auch bei vielen anderen fahrbaren Lösch- und Verladeeinrichtungen nicht eingetreten<sup>1)</sup>. Was man an Arbeitslöhnen zu sparen gedachte, haben die hohen Reparaturkosten wieder wettgemacht. Außerdem hat sich das Fehlen der Rampe bei Wagenmangel störend bemerkbar gemacht, da die Verladeeinrichtung von der Wagenstellung abhängig ist und bei Unregelmäßigkeiten der ganze Ofenbetrieb in Mitleidenschaft gezogen wird. Die schräge Rampe mit einem unterhalb der Rampe angebrachten und zur Separation oder zur Halde einstellbaren Verladeband, wie sie im Jahre 1905 auf einer Anlage in Rothenbach ausgeführt wurde, hat sich wirtschaftlich und technisch bewährt.

Fig. 62.



Koksverlademaschine „Hartmann-Fordanski“.

An Stelle der festen schrägen Rampe ist der fahrbare Löschwagen aufgekomen, der beim jedesmaligen Entleeren der Öfen vorgefahren und mit seinem glühenden Inhalt unter einen Löschturm zum Ablöschen des Kokes gefahren wird. Von hier wird der Inhalt des Wagens auf eine schräge Abwurf-rampe entleert, von der er mittels mit Schiebern regulierbaren Austrägen auf ein Transportband zu einer stationären Sieb- und Verladeeinrichtung gefördert wird. Diese Bauart ist von der Firma Koppers auf verschiedenen Anlagen ausgeführt und die Erfahrungen, die man damit gemacht hat, sind gut. Die Ausführung ist in Fig. 61 bildlich dargestellt. Für das Löschen und Verladen des Kokes mit der Hand sind bei einer Anlage von 200 Öfen rund 35 Mann pro Schicht erforderlich. Die jährlichen Ausgaben hierfür werden mit vorbeschriebener Einrichtung auf etwa  $\frac{1}{4}$  der bisherigen Auslagen eingeschränkt. Zugrunde gelegt sind hierbei eine Bedienungsmannschaft von vier Mann pro Schicht und ein Kraftbedarf von etwa 50 PS.

Den Löschwagen und die schräge Abwurframpe vereint die Hartmann-Fordanskische Einrichtung mit ihrem transportablen Rampenwagen (siehe Fig. 62). Die Einrichtung besteht aus einer an den Öfen langfahrenden Bühne

<sup>1)</sup> Zeitschr. „Glückauf“ 1919, Heft 42 u. 43.

mit einer kippbar angeordneten Plattform, auf die der Kokskuchen ausgestoßen wird. An Stelle des bisher von Hand notwendigen Zerreißen des Kokses wird der Kuchen durch Schrägstellung der Plattform gekippt und fällt in zerteilter Form auf eine benachbarte, ebenfalls kippbar angeordnete Plattform, auf der nach Beförderung des Wagens zu einer Löschstation die Ablöschung des Kokses erfolgt. Durch Schrägstellung der Plattform auf mechanischem Wege wird der Koks selbsttätig über einen drehbaren Rost in den Waggon befördert, wobei das durchfallende Produkt zur weiteren Sortierung in die Separation gelangt. Je nach Bedarf kann auch der ganze Koks zur Kleinkoksherstellung in den Separationssumpf gestürzt werden. Die mit dieser Einrichtung ersparten Kosten werden mit rund 90 Proz. der bisherigen mit Hand verrichteten Lösch- und Verladearbeiten angegeben.

An Stelle der vorerwähnten Einrichtungen hat man die Nachahmung der von Menschenhänden getätigten Schaufelarbeit zur Herstellung von mechanischen Verladeeinrichtungen verwendet. Eine derartig elektrisch betriebene und hauptsächlich für Haldenverladung gedachte Verladeschaufel ist mehrfach, unter anderem auch im Jahre 1906 von Wolff in Waldenburg konstruiert worden. In neuerer Zeit hat man sich diesem Problem zwecks Verladung des Kokses von Horizontalrampen wieder zugewandt. Die erste dieser Schaufelvorrichtungen ist auf der Kokerei Wolfbank von Wessel und Brandes im Jahre 1920 ausgeführt worden. Hierüber berichtet Thau in Stahl und Eisen, Nr. 51, Jahrg. 1922.

Die gesamte Verladeeinrichtung besteht aus einem in der Längsrichtung der Rampe fahrbar angeordneten Krangestell, auf dem sich eine elektrisch betriebene Laufkatze mit der in der Breitseitenrichtung der Rampe betätigten Schaufel befindet (s. Fig. 63). Die Schaufel, welche 2 bis 3 Tonnen Fassungsraum besitzt, leistet etwa 50 Tonnen Koks in der Stunde.

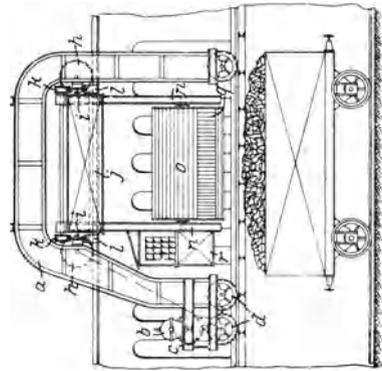
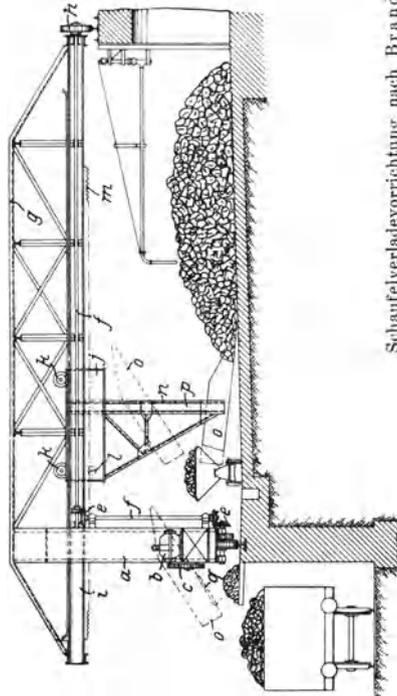


Fig. 63.



Schaufelverladevorrichtung nach Brandes.

Die von der Schalker Eisenhütte Méguin, Fa. Schöndeling, Rheinischen Metallwarenfabrik und anderen Firmen ausgeführten Konstruktionen unterscheiden sich hauptsächlich in der mechanischen Bewegungsart dieser Schaufel.

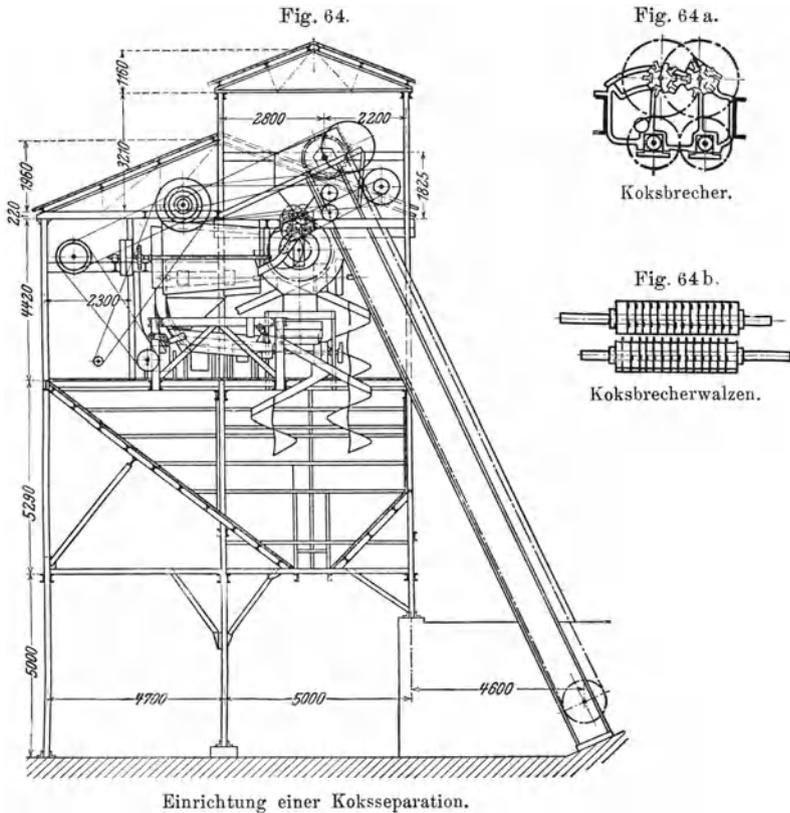
Die großen Wärmemengen, welche bei der Löschung des glühenden Kokes verloren gehen, haben die Kokereiingenieure schon lange mit der Aufgabe beschäftigt, Mittel und Wege zu finden, diese Verluste durch Nutzbarmachung der Wärmemengen wett zu machen. Auch neuerdings ist diese Frage wieder akut geworden, und da die Kokslöschdämpfe wegen ihres Gehaltes an Schwefelwasserstoff und schwefliger Säure die Metallteile angreifen, so hat man sich der trockenen Kühlung zugewandt, die allerdings ohne besondere Einrichtung zur Ausnutzung der Wärme schon sehr alt ist und bereits in den achtziger Jahren auf den von Arnimschen Kokswerken bei Zwickau angewandt wurde. Der glühende Koks wurde hier in mit Steinen ausgebaute und mit Lehm verschmierte, vor den Kammern aufgestellte Auskühlkammern gestoßen.

Das von der Wärmeverwertungsgesellschaft in Berlin ausgearbeitete Verfahren der Trockenkühlung besteht darin, daß der glühende Koks in doppelwandige Kammern gedrückt wird, wo derselbe unter Luftabschluß und durch Ausfüllung der Doppelwände mit Wasser gekühlt wird. Das Wasser wird unter genügend hohem Druck gehalten, um eine Verdampfung zu vermeiden. In diesem Kreislauf ist nach dem Austritt aus der Doppelwand ein Kessel eingeschaltet, in welchem durch Verminderung des Druckes der nutzbar zu machende Dampf gebildet wird.

Auf dem Gaswerk in Zürich wird die Kokswärme dem Kessel direkt zugeführt, und zwar durch indifferente Gase, welche mit Hilfe eines Ventilators durch den in einem luftdicht abgeschlossenen Behälter befindlichen glühenden Koks geleitet werden. Die beim Durchstreichen aufgenommene Wärme wird an ein benachbartes Röhrenkesselsystem abgegeben. Der glühende Koks wird auf diese Weise von etwa 1100° C auf etwa 250° C abgekühlt und pro Tonne Koks sind rund 400 kg Sattdampf erzeugt worden, was eine nutzbare Wärmemenge von 240 Kalorien pro Kilogramm Koks bzw. ein Wärmegewinn von 5 Proz. der produzierten Koksmenge ergibt.

Separieren. Ein großer Teil des Kokereikokes geht als Sortimentkoks für Zentralheizungen und Generatorgasanlagen in den Handel. Es gibt Kokereianlagen, namentlich im niederschlesischen Revier, welche bis 80 Proz. und darüber ihrer gesamten Koksproduktion zwecks Herstellung von Sortimentkoks brechen und separieren. Die Separation der Kokerei Bahnschacht, welche für 750 t täglicher Leistung gebaut ist, besitzt drei voneinander unabhängige Aggregate, auf die der Koks durch drei Becherwerke gleichzeitig aufgegeben werden kann. Der Antrieb geschieht durch einen Elektromotor von 35 PS. Zum Zerkleinern des Kokes werden sogenannte Messerbrecher aus bestem Stahl verwendet. Der Brecher besteht aus zwei verstellbaren entgegengesetzt laufenden Walzen, die aus je 12 bis 16 Ringen zusammengesetzt sind, von denen jeder fünf Stahlmesser trägt (s. Fig. 64, a und b). Jeder Ring besitzt T-artige Auskerbungen, in die hinein die gleichartig geformten Messer eingepaßt sind, die durch Auflegen des nächsten Ringes in ihrem Sitz festgehalten werden. Die Messer, welche etwa alle 14 Tage erneuert werden müssen, laufen ineinander, das heißt, die Walzenringe sind so versetzt, daß immer ein Messer der einen Walze mit dem vorspringenden Stein der anderen Walze zusammen-

arbeitet, wobei der vorspringende Stein die Unterlage beim Zerschneiden des Kokes bildet. Die Arbeitsweise des Zerschneidens hat den Vorteil, daß der Fall an Kleinkoks erheblich geringer ist gegenüber beispielsweise solchen Brechern, bei denen die Zerkleinerung durch Quetschung hervorgerufen wird. Damit die Aufgabe auf den Brecher gleichmäßig verteilt wird, ist derselbe im oberen Teil der Separation angebracht. Das zerkleinerte Gut wird in rotierenden Siebtrommeln und Schüttelsieben in die verschiedenen Sortimente, Würfel 50 bis 80 mm, Nuß I 35 bis 50 mm, Nuß II 20 bis 35 mm, Nuß III 10 bis 20 mm und Nuß IV in Körnung 5 bis 10 mm, klassiert.



Die Kombination von Siebtrommeln und Schüttelsieb hat den Zweck, die bei den größeren Sortimenten auftretenden langen Stengel, welche sich in senkrechter Lage in die Maschen der Schüttelsiebe festsetzen und zu Verstopfungen Veranlassung geben können, durch die rotierende Bewegung der Trommel selbsttätig zu beseitigen.

Der beim Brechen und Sortieren des Kokes entstehende, auf die Arbeiter lästig wirkende Flugstaub wird in der gleichnamigen Koksseparation durch eine Entstaubung und Staubsammelanlage „System Beth“ entfernt. Der im Betfilter abgezogene Staub von etwa 100 kg täglich wird der Kokschole zugesetzt.

Zur Stapelung des Sortimentskokes, der für Heizzwecke zum größten Teil in den Wintermonaten abgerufen wird, dienen große Stapelplätze. Zur Bewältigung größerer Mengen bei starkem Abruf wird der Koks zweckmäßig als Fertigprodukt gestapelt.

Außer den Sortimenten des Brechkokes wird beim Stückkoks noch Gießerei- und Hochofenkoks unterschieden. Da für Gießereizwecke, zur Vermeidung von Verlusten infolge Kohlenoxydbildung, nur großstückiger, kompakter Koks geeignet ist, so muß bei diesem Koks, im Gegensatz zum Hochofenkoks, auf bessere Auswahl und sorgfältigere Verladung gesehen werden. Ein chemischer oder physikalischer Unterschied besteht zwischen beiden Marken sonst nicht.

Der Zweck des Gießereikokes besteht darin, die zum Schmelzen des Eisens notwendige Temperatur im Kupolofen zu erzeugen. Es muß also darauf hingearbeitet werden, die zu Gebote stehende Wärmemenge des Brennstoffes vollständig auszunutzen; das geschieht durch Verbrennung des Kohlenstoffs zu Kohlensäure. Poröser Koks bietet der Verbrennungsluft eine größere Kohlenstoffoberfläche dar, d. h. dem Sauerstoff stehen eine größere Anzahl Kohlenstoffmoleküle zur Verfügung als bei dichtem Koks, so daß infolge der schnelleren Verbrennung leichter Kohlenoxyd entsteht, welches bei der meist vorherrschenden starken Windpressung im oberen Teile des Schachtes verbrennt und für die Schmelzung verloren geht. Über die nutzbare Anwendung des Kokes in Kupolöfen hat Verfasser eingehend in Stahl u. Eisen, Jahrg. 1904, Heft 9 berichtet. Es wird für Gießereizwecke möglichst dichter und kompakter Koks zu verwenden sein, während für Hochofenzwecke, wo Kohlenoxyd im oberen Teile des Schachtes zur Reduktion der Erze benötigt wird, auch poröser Koks verwendet werden kann, vorausgesetzt, daß derselbe die genügende Härte besitzt. Ebenso eignet sich poröser Koks wegen seiner leichten und schnellen Verbrennlichkeit infolge der leichten Zugänglichkeit der Luft besonders für Beheizungsanlagen mit natürlichem Zug, Zimmeröfen usw.

**Chemische und physikalische Untersuchungen des Kokes.**  
**Feuchtigkeit.** Die im Koks enthaltene Feuchtigkeit rührt vom Ablöschen des glühenden Kokes mittels Wasser her. Bei normalem Betriebe beträgt der Wassergehalt des abgelöschten Kokes etwa 4 Proz. Der Jahresdurchschnitt eines täglich auf Feuchtigkeit untersuchten Kokes betrug auf einer Anlage Niederschlesiens 3,8 Proz. Das Wasseraufnahmevermögen beträgt bei glühendem Koks je nach der Porosität bis 50 Proz., bei abgelöschtem Koks etwa 25 Proz. Bei einem längere Zeit nasser Witterung ausgesetzt gewesenen Haldenkoks mit 42 Proz. Porenraum betrug der Wassergehalt 20 Proz.

Die Probe zur Feuchtigkeitsbestimmung wird in der Weise genommen, daß ein Durchschnitt von etwa 50 kg in Faustgröße zerkleinert und hiervon wieder eine Durchschnittsmenge von etwa 10 kg durch ein Sieb von 15 mm gestampft wird. Von dieser Probe wird etwa 1 kg bei 120° getrocknet.

Für die Aschenbestimmung wird von derselben Probe etwa 1 kg in einem Mörser fein gestampft und hiervon etwa 50 g in einer Achatschale auf  $\frac{1}{2}$  mm Korn gerieben. Zur Aschenbestimmung verwendet Verfasser dünnwandige Porzellanschälchen von 45 mm Durchmesser aus der Königl. Porzellanmanufaktur, in denen 5 g abgewogen und in einem Muffelofen ver-

ascht werden. Diese Untersuchungsweise empfiehlt sich besonders bei einer größeren Anzahl Untersuchungsproben, die zweckmäßig des Nachts verascht werden, so daß der Betrieb am folgenden Tage die Resultate vom vorhergehenden Tage erhält.

Der Schwefel wird in bekannter Weise als Gesamtschwefel nach Eschka bestimmt. Wichtiger ist die Bestimmung des sogenannten schädlichen Schwefels, d. h. des Schwefels, der bei der Verbrennung in Form von schwefliger Säure entweicht und bei Verwendung des Koks zu Hüttenzwecken durch Kalkzuschlag gebunden werden muß. Dieser Schwefel, der etwa 70 Proz. vom Gesamtschwefel beträgt, wird in der Weise bestimmt, daß 1 bis 2 g der fein gepulverten Koks-substanz in einer schwer schmelzbaren Glasröhre im Sauerstoffstrom verbrannt und die Verbrennungsgase durch eine mit bromierter Salzsäure gefüllte Winklersche Schlange geleitet werden, wobei die schweflige Säure zu Schwefelsäure oxydiert und mit Bariumchlorid gefällt wird. Der Schwefelgehalt als Gesamtschwefel bewegt sich, wie schon an anderer Stelle erwähnt, zwischen 0,5 bis 2 Proz. In der sogenannten Kokslösche oder Staubkoks ist der Schwefel- und der Aschengehalt höher als im Stückkoks, und zwar kann dieser Unterschied im Schwefelgehalt 20 bis 30 Proz. und im Aschengehalt 30 bis 40 Proz. betragen. Diese Erscheinung hängt mit den schwefelhaltigen mineralischen Verunreinigungen der Kokskohle zusammen, die an den betreffenden Stellen die Backfähigkeit beeinträchtigen und locker gesinterte Koksmassen bilden, welche leicht abbröckeln und sich als Abrieb im Staubkoks wiederfinden.

Der Brennwert wird zweckmäßig mit der kalorimetrischen Bombe festgestellt, indem 1 g der fein gepulverten Substanz in losem Zustande in das an den Platinpolen der Bombe aufzuhängende Tonschälchen gegeben wird. Verfasser hat auf diese Weise stets vollkommene Verbrennung mit gut übereinstimmenden Werten erhalten. Zu beachten ist hierbei nur, daß die Koks-substanz äußerst fein gerieben und in nicht über  $\frac{1}{5}$  mm Korngröße zur Anwendung gelangt, da es anderenfalls vorkommen kann, daß keine völlige Verbrennung eintritt. Der Heizwert des Koks richtet sich vorwiegend nach dem Aschengehalt und bewegt sich entsprechend zwischen 6800 und 7500 W.-E.

Der Stickstoffgehalt wird zweckmäßig nach Kjeldahl bestimmt in der Weise, daß 1 g der äußerst fein gepulverten Kokssubstanz mit 20 ccm konzentrierter Schwefelsäure und 10 g Kaliumbisulfat in einem schräg gestellten langhalsigen Kochkolben auf dem Sandbade oder auf dem Drahtnetz bis zur völligen Zersetzung gekocht wird. Der Prozeß dauert etwa 24 bis 48 Stunden. Durch Zusatz von etwas Kaliumchromat kann man ihn auf etwa die Hälfte der Zeit verkürzen. Das gebildete Ammoniak wird mit Kalilauge unter Zusatz von etwas granuliertem Zink in  $\frac{n}{10}$ -Schwefelsäure überdestilliert.

Die weitere Untersuchung des Koks auf Kohlenstoff und Wasserstoff geschieht in der bekannten Weise im Verbrennungsrohr über Kupferoxyd und einer vorgelegten Schicht Bleichromat zur Absorbierung etwaiger flüchtig gewordener Schwefelverbindungen. Erwähnt sei an dieser Stelle noch kurz, daß zur Bestimmung des Sauerstoffs aus der Differenz der nach der Elementaranalyse gefundenen und zusammengestellten Werte der Schwefel vielfach als Gesamtschwefel nach Eschka eingesetzt wird. Dies führt insofern zu Fehlern,

als der nach Eschka bestimmte gebundene Schwefel in der Asche enthalten ist und so doppelt angegeben würde. Es darf somit bei der Bestimmung des Sauerstoffs aus der Differenz der Schwefel in der Zusammenstellung nur als flüchtiger Schwefel in Anrechnung gebracht werden<sup>1)</sup>.

Bei der physikalischen Untersuchung des Kokes kommen die Bestimmungen des spezifischen Gewichtes, der Porosität und der Festigkeit bzw. der Zerreiblichkeit in Betracht.

Beim spezifischen Gewicht des Kokes unterscheidet man ein wirkliches und ein scheinbares spezifisches Gewicht. Unter letzterem versteht man das spezifische Gewicht des porenhaltigen Kokes im Originalzustande, wohingegen man unter wirklichem spezifischen Gewicht das spezifische Gewicht der Kokssubstanz, also des fein geriebenen Kokes ohne Poren versteht. Einfacher und verständlicher würde es lauten, wenn man spezifisches Gewicht des Kokes und spezifisches Gewicht der Kokssubstanz unterscheiden wollte.

Das spezifische Gewicht gibt Aufschluß über die Dichtigkeit des Kokesgefüges und seine Verwendbarkeit für Gießereischmelzzwecke. Je dichter und schwerer ein Koks ist, desto besser eignet er sich als Gießereikoks. Es spielt hierbei aber auch noch die Struktur des Koksstückes, ob kompakt oder rissig, eine sehr wesentliche Rolle<sup>2)</sup>.

Zur Bestimmung des scheinbaren spezifischen Gewichtes wird ein Gefäß von bekanntem Inhalt und Gewicht zunächst mit feinem Sand gestrichen gefüllt, der aus einem Trichter zufließt, dessen Höhe und Ausflußweite bei jeder Füllung zur Vermeidung von ungleich dichter Schüttung gleich bleiben muß<sup>3)</sup>. Das Alleingewicht des Sandes, welches man aus dem Gesamtgewicht abzüglich des Eigengewichtes des Gefäßes erhält, dividiert durch das Volumen, ergibt das spezifische Gewicht des Sandes. Nach dieser Feststellung gibt man das bei 120° getrocknete und gewogene Stück Koks in dasselbe Gefäß und füllt wieder bis zum Rande gestrichen mit Sand. Das Volumen dieses Zusatzsandens, welches sich aus dem Gesamtgewicht abzüglich des Eigengewichtes des Gefäßes und des Kokes, dividiert durch das vorher gefundene spezifische Gewicht des Sandes, berechnet, wird von dem Inhalt des Gefäßes abgezogen und ergibt das Volumen des Koksstückes. Dividiert man dieses Volumen in das Gewicht des Kokes, so erhält man sein scheinbares spezifisches Gewicht.

Die Bestimmung des wirklichen spezifischen Gewichtes geschieht auf ähnliche Weise mit Hilfe eines Pyknometers. Als Flüssigkeit verwendet man zweckmäßig Schwefelkohlenstoff, dessen spezifisches Gewicht mittels eines Aräometers bestimmt ist. Nachdem zunächst das Alleingewicht der bis zur Marke des Pyknometers eingefüllten Schwefelkohlenstoffmenge festgestellt ist, gibt man 1 g der pulverisierten Kokssubstanz in das leere Pyknometergefäß und füllt bis zur Marke mit Schwefelkohlenstoff auf. Aus dem vorher bestimmten Alleingewicht der Flüssigkeit abzüglich der aus dem Gesamtgewicht berechneten aufgefüllten Flüssigkeit, dividiert durch deren spezifisches Gewicht, erhält man das Volumen der Kokssubstanz, das, durch das angewandte Gewicht dividiert, das wirkliche spezifische Gewicht des Kokes darstellt.

1) Stahl und Eisen **10**, 408 (1910).

2) Ebenda **9**, 521 (1904).

3) Ebenda **14**, 844 (1906).

Das wirkliche spezifische Gewicht eines Kokes schwankt zwischen 1,2 bis 1,9, während das scheinbare spezifische Gewicht 0,7 bis 1,1 beträgt.

Eine für die Qualitätsbewertung des Gießereikokes wichtige Untersuchung bildet die Untersuchung des Porenraumes.

Der Porenraum oder die Porosität eines Kokes wird in der Weise bestimmt, daß man ein Stück Koks, dessen Volumen in der bereits vorher geschilderten Weise festgestellt ist, in heißes Wasser gibt und längere Zeit aufkocht, bis sämtliche Luft aus den Poren entwichen ist. Das Stück wird dann oberflächlich abgetrocknet und gewogen. Da 1 g Wasser 1 cm entspricht, so ergibt das zugenommene Gewicht den Porenraum, der auf das angewandte Koksvolumen in Prozent den Porositätsgrad ausdrückt. Derselbe schwankt bei Koks zwischen 25 und 50 Proz. Oberschlesischer Koks hatte 37 Vol.-Proz. und englischer Koks 41,6 Vol.-Proz. Porenraum.

Die Porosität eines Kokes ist unabhängig von seiner sonstigen Festigkeit und Härte, die in der Beschaffenheit der Porenwände begründet ist. Sind die Porenwände hart, so ist auch poröser Koks fest und hart, sind sie dagegen weich, so ist auch dieser Koks weich und leicht zerreiblich.

Bei der Festigkeitsbestimmung kommen die Untersuchungen auf Druckfestigkeit und Zerreiblichkeit in Betracht.

Für die Druckfestigkeitsbestimmung werden mittels eines Hohlbohrers aus mehreren Stücken Zylinder von 15 bis 20 mm Durchmesser und Länge hergestellt und auf einer Hebelpresse zerdrückt.

Die Druckfestigkeit pro Quadratcentimeter bewegt sich zwischen 60 und 180 kg; Koks aus westfälischer Fettkohle ergab eine Druckfestigkeit von 120 bis 175 kg/qcm, Koks aus gestampfter Saarkohle 120 bis 140 kg/qcm, Koks aus gestampfter oberchlesischer Kohle 120 bis 170 kg/qcm, niederschlesischer Koks aus gestampfter Kohle 160 bis 180 kg/qcm.

Da der Koks im Hochofen nur mit etwa 3 kg pro Quadratcentimeter belastet wird, so spielt die Zerdrückbarkeit bei der physikalischen Bewertung des Hochofenkokes keine so wesentliche Rolle. Viel wichtiger ist dagegen die Prüfung auf Zerreiblichkeit, da auf diese Weise die Widerstandsfähigkeit des Kokes gegen solche Einflüsse, wie sie beim Niedergang der Chargen im Hochofen auftreten, am besten festgestellt werden kann. Je nachdem der Abrieb ein großer oder geringer ist, wird der Koks weniger oder mehr fest und entsprechend weniger oder mehr für den Hochofenprozeß geeignet sein.

Zur Bestimmung des Abriebes, d. h. der Zerreiblichkeit des Kokes, wird eine Trommel verwendet, die in einer bestimmten Zeit eine gewisse Anzahl Umdrehungen macht. In diese Trommel wird ein bestimmtes Quantum Koks gegeben, das nach der ein für allemal festgelegten Umdrehungszahl auf Sieben, die der Größe des Sortimentskokes entsprechen, abgesiebt wird. Aus den Mengenverhältnissen der Siebrückstände können dann vergleichende Werte über die jeweilige Härte des Kokes erhalten werden. Simmersbach verwendet für diese Zwecke eine Trommel von 1 m Durchmesser, die in der Minute 25 Umdrehungen macht und vier Minuten lang gedreht wird<sup>1)</sup>. Eingesetzt werden 50 kg Koks, die nach dem Drehen über Siebe von 100, 80, 40, 25 und 10 mm Maschenweite abgesiebt werden. Er erhielt bei einem außer-

---

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1913, S. 515.

gewöhnlich harten Koks auf dem 100 mm-Sieb = 45 Proz., auf dem 80 mm-Sieb = 20 Proz., auf dem 40 mm-Sieb = 25 Proz., auf dem 25 mm-Sieb = 3 Proz. und auf dem 10 mm-Sieb = 7 Proz. Rückstände. Ein noch hinreichend harter Koks, in derselben Weise behandelt, ergab folgende Werte: 100 mm-Sieb = 30 Proz., 80 mm-Sieb = 20 Proz., 40 mm-Sieb = 25 Proz., 25 mm-Sieb = 15 Proz., 10 mm-Sieb = 10 Proz. Rückstände.

## Nebenproduktengewinnung.

Die ersten Anlagen zur Kondensierung der Kohlendestillationsgase waren nach dem Muster der Gasanstalten eingerichtet. Nach den im Betrieb erkannten Vor- und Nachteilen wurden die Apparate durch weitere Verbesserungen und Umgestaltungen der Zweckmäßigkeit des Kokereibetriebes angepaßt.

Die von den Gasanstalten übernommenen nassen Vorlagen gehören im Kokereibetriebe zu den Seltenheiten und sind fast durchweg durch trockene Vorlagen ersetzt. Die trockenen Vorlagen, welche meistens aus Schmiedeeisen hergestellt sind und U-förmige Gestalt haben, sind mit der Ofenkammer durch sogenannte Steigerohre verbunden. Die Absperrung derselben geschieht meistens durch sogenannte Tellerventile, die neuerdings vielfach durch Drosselklappen oder durch drehbare Krümmer ersetzt werden. Im ersteren Falle ist im oberen Teil des Steigerohres eine von außen drehbare Klappe angebracht, während im zweiten Falle zwischen Steigerohr und Vorlage ein abnehmbarer Krümmer die Verbindung darstellt, der am Steigerohr und an der Vorlage außenliegende hydraulische Abdichtung erhält.

Die Destillationsgase treten mit einer Temperatur von 500° in die Vorlage, wo sie sich auf 250 bis 300° abkühlen. Kurz nach dem Besetzen der Öfen mit feuchter Kokskohle weisen die Gase in den Steigerohren die höchsten Temperaturen auf, die infolge der hohen Wärmekapazität des Wasserdampfes bis 650° betragen. In der Vorlage scheidet sich der kohlenstoffreiche sogenannte Dickteer ab, der als solcher ausgeräumt oder durch Spülung mit Dünnteer in Lösung gehalten wird.

Zu der Ofenarmierung gehört noch eine weitere Einrichtung, die neuerdings von der Behörde bei solchen Anlagen vorgeschrieben wird, welche in der Nähe von bewohnten Häusern liegen. Diese Einrichtung besteht in der Unschädlichmachung der beim Besetzen der Öfen entweichenden Füllgase. Für diesen Zweck ist neben der Vorlage für die Destillationsgase eine zweite Vorlage angebracht, welche durch einen Ventilschieber mit dem Kaminzug in Verbindung gebracht werden kann. Die Vorlage hat in der Längsrichtung eine horizontal liegende Trennungswand, deren Räume an einem Ende kommunizieren, am anderen Ende durch je eine Rohrleitung mit dem Fuchs des Kanals in Verbindung stehen. Das Rohr der einen Kammer mündet vor, das andere hinter dem Kaminschieber. Durch die auf diese Weise in den Kammern hergestellten Depressionsunterschiede findet eine fortwährende Zirkulation von Verbrennungsprodukten durch die Vorlage statt, die eine Explosion beim Absaugen der Destillationsprodukte verhüten. Das Steigerohr ist zwischen den beiden Vorlagen angebracht; wird der Ofen besetzt, so wird das eine Krümmerende mit der Kaminvorlage verbunden,

während nach dem Besetzen durch eine Drehung des Krümmers um 180° die Verbindung mit der Destillationsvorlage hergestellt wird.

Ein anderer Weg, die abgeführten Füllgase zu beseitigen, besteht darin, die Zündungsgelegenheiten durch Wasserabschluß auszuschließen. Auf diesem Leitgedanken baut sich die von der Firma Salau & Birkholz in Essen gebaute Einrichtung auf, bei der die Füllgase durch einen Wasserverschluß in eine besondere Vorlage eingeführt werden. Der Abschluß wird durch eine Tauchglocke gebildet, die auf dem Abzweigstutzen eines jeden Steigerohres angebracht ist und beim Besetzen des Ofens etwas angehoben wird, so daß der Flüssigkeitswiderstand zwecks Abführung der Füllgase entsprechend verringert wird <sup>1)</sup>.

An Stelle der eisernen Füllgasvorlage, welche von den durchziehenden Verbrennungsprodukten stark angegriffen wird, saugt man die beim Besetzen entweichenden Gase durch einen parallel der Längsachse der Ofengruppe in der Ofendecke liegenden und mit dem Kamin in Verbindung stehenden gemauerten Kanal ab, und zwar mittels eines abnehmbaren Krümmers aus dem unteren Teil des Steigerohres oder aus dem Fülloch der Kammer. Bei der Vorrichtung von Collin sollen die Füllgase in dem mit feuerfestem Material ausgemauerten Kanal verbrannt werden. Koppers hat neuerdings die Absaugung der Gase in ähnlicher Weise ausgeführt, nur setzt er dem Gasgemisch, da eine vollkommene Verbrennung der Gase bei der vorherrschenden Temperatur im Kanal ausgeschlossen ist, zur Vermeidung von Explosionen indifferentes Verbrennungsgas aus der Heizkammer zu <sup>2)</sup>.

**Teer.** Bei der Kondensierung oder Verdichtung des Destillationsgases, die in der bekannten Weise in Luft- und Wasserrohrkühlern nach dem Gegenstromprinzip erfolgt, wobei das zu kühlende Gas zwecks besseren Kühleffektes stets von oben nach unten zu leisten ist, haben sich die Kühler mit horizontal liegenden Kühlröhren neuerdings vielfach eingeführt und bewährt. Neben guter Kühlung wird bei diesen Kühlern eine intensive Teerscheidung durch die Stoßwirkung des Gases erzielt. Ferner kann jeder von oben nach unten durch außenliegende Krümmer verbundene Wasserrohrstrang einzeln ausgeschaltet werden, so daß derselbe einen unabhängigen Teil des ganzen Kühlsystems bildet. Der Vorteil hierbei liegt darin, daß bei einer oft notwendig werdenden Reinigung der verschlammten Wasserrohre der übrige Teil des Kühlers in Betrieb bleiben kann. Zwecks Reinigung der Rohre wird ein Rohrstrang durch oben und unten angebrachte Ventile abgesperrt und die Zugänglichkeit der Rohre durch einfaches Abheben der durch Klemmschrauben befestigten Krümmer ermöglicht (s. Fig. 65).

Zur ausreichenden Kühlung eines Kokereigases von 80 bis 100° C auf etwa 20° C sind für je 100 cbm Gas in 24 Stunden 0,9 bis 1,0 qm Wasserkühlfläche erforderlich. Voraussetzung für eine vollkommene Teerscheidung und gute Kühlung des Gases ist, die Geschwindigkeit desselben durch möglichst große Querschnitte der Kühlapparate auf ein Minimum zu reduzieren. Die Teer- und Wasserdämpfe werden bei der Kühlung bis auf denjenigen Teil verdichtet, der in dem gekühlten Gas als Dampf zugegen sein kann. Neben einer vollkommenen Teerscheidung muß durch richtige Kühlung für

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1913, S. 489.

<sup>2)</sup> Ebenda, S. 1476.

eine gleichzeitige Entfernung der namentlich bei heißgehenden Öfen im Gas stark auftretenden und bei ungenügender Scheidung zu späteren Verstopfungen führenden Naphthalindämpfe Sorge getragen werden. Da die im Gas vorhandenen Teernebel meistens ausreichen, um das Naphthalin aufzulösen, so muß zur Vermeidung einer vorzeitigen Scheidung des Teeres die Aufstellung der Verdichtungsapparate in möglichster Nähe der Ofengruppe erfolgen. Durch plötzliche Abkühlung, die man neuerdings allgemein anstrebt, werden die im Gas dampfförmig vorhandenen Bestandteile in Nebel umgewandelt, die das Naphthalin aufnehmen und mit niederschlagen. Die Teernebel dürfen daher nicht eher aus dem Gas abgeschieden werden, als bis auch das Gas seine niedrigste Kühltemperatur erreicht hat, weil im anderen Fall dasselbe wieder Naphthalin aus dem Teer aufnehmen würde.

Nach Sainte - Claire Deville sind bei verschiedenen Temperaturen folgende Naphthalinmengen in 1 cbm Gas enthalten bzw. werden von demselben aufgenommen:

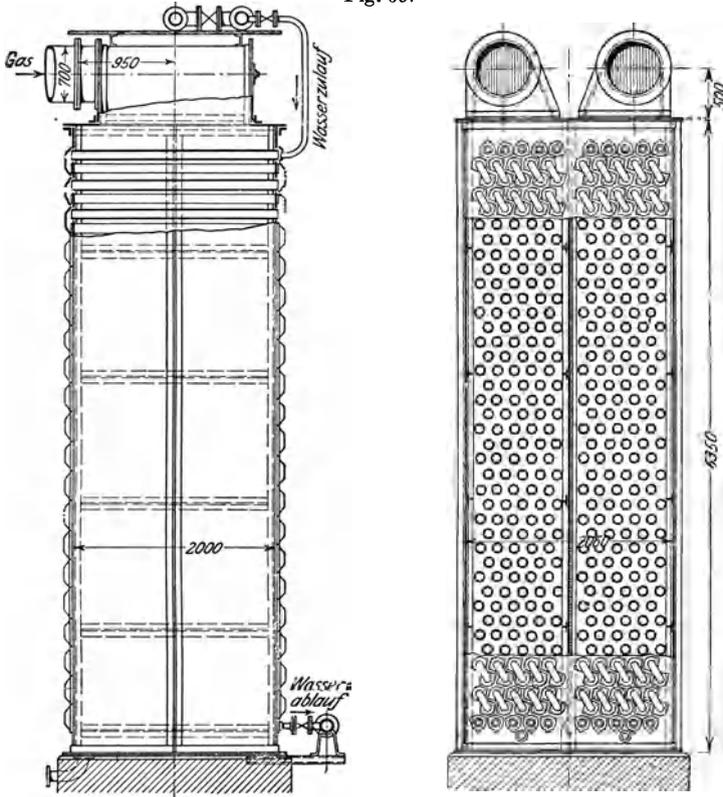
Temperatur °C	Naphthalin- gehalt g	Temperatur °C	Naphthalin- gehalt g	Temperatur °C	Naphthalin- gehalt g
0	0,054	22	0,516	44	3,733
1	0,057	23	0,558	45	4,059
2	0,061	24	0,614	46	4,582
3	0,066	25	0,672	47	4,737
4	0,070	26	0,736	48	5,174
5	0,076	27	0,811	49	5,608
6	0,086	28	0,886	50	6,093
7	0,096	29	0,973	51	6,646
8	0,108	30	1,072	52	7,262
9	0,123	31	1,175	53	7,741
10	0,138	32	1,294	54	8,660
11	0,154	33	1,423	55	9,456
12	0,173	34	1,594	56	10,280
13	0,195	35	1,747	57	11,121
14	0,219	36	1,934	58	11,980
15	0,246	37	2,112	59	12,867
16	0,270	38	2,318	60	13,772
17	0,306	39	2,515	61	14,719
18	0,340	40	2,734	62	15,683
19	0,378	41	2,960	63	16,703
20	0,417	42	3,196	64	17,765
21	0,461	43	3,461		

Die Tension des Naphthalins beträgt bei

0°	. . . . .	0,022 mm	Barometerstand
10°	. . . . .	0,047 "	"
20°	. . . . .	0,080 "	"
30°	. . . . .	0,135 "	"
40°	. . . . .	0,320 "	"

Eine Verfeinerung der bisherigen rohen Kühlung, bei welcher der Teer und der größere Teil des Ammoniaks in Form von Ammoniakwasser zugleich abgeschieden werden, suchen W. Feld und Kubierschky durch stufenweise Kühlung und Waschung der Gase zu erzielen<sup>1)</sup>. Aus den Koksofengasen sollen aufeinanderfolgend Pech, schweres und leichtes Teeröl, Leichtöl und konzentriertes Ammoniakwasser abgeschieden werden, wobei die fraktionierte

Fig. 65.



Intensivkühler mit zwangsläufiger Wasserführung.

Kühlung durch Waschung mit den im Betriebe gewonnenen eigenen Kondensaten bewirkt wird, in der Weise, daß ein Teil des im folgenden Kühler gewonnenen Produktes als Kühlflüssigkeit für den vorhergehenden Kühler bzw. Wascher benutzt wird, wobei die Waschflüssigkeit verdunstet und das höher siedende Produkt als Kondensat abfließt. Der erste von fünf Washern wird mit schwerem Teeröl aus dem zweiten berieselt, wobei kondensiertes Weichpech abfließt. Mit 100 bis 180° tritt das Gas in den zweiten Wascher, für den leichtes Teeröl aus dem dritten Wascher als Waschflüssigkeit genommen wird: es fließt schweres Teeröl ab. Das Gas gelangt mit 70 bis 120° in den dritten Wascher, der mit Leichtöl aus dem vierten Wascher berieselt wird:

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1910, S. 1246.

man gewinnt leichtes Teeröl. Das mit 50 und 90° austretende Gas tritt in den vierten Wascher, auf den schweres Teeröl aus dem zweiten Wascher gegeben wird: es fließt mit Benzol angereichertes Waschöl ab, das nach Abtreibung des Benzols als schweres Teeröl auf den vierten Wascher zurückgeht. Das kondensierte Gaswasser geht nach Kühlung auf die untere Hälfte des fünften Washers, während die obere Hälfte mit Wasser berieselt wird. Dieses Verfahren ist auf der Kokerei der Zeche „Fröhliche Morgensonne“ bei Wattenscheid ausgeführt, wegen nicht zufriedenstellender Produkte von handelsüblicher Beschaffenheit aber nach dem Tode Felds wieder außer Betrieb gesetzt worden.

Das zum Kühlen der Gase verwendete Wasser wird auf Kühlwerken rückgekühlt. Auf 1 cbm stündlich rückzukühlendes Wasser sind rund 0,5 qm Kühlwerksfläche erforderlich. Zum Befördern des Wassers haben sich mit Elektromotoren direkt gekuppelte Zentrifugalpumpen gut bewährt. Zum Kühlen von je 1000 cbm Gas werden stündlich rund 1 cbm rückgekühltes Wasser benötigt.

Zum Ansaugen des Gases finden noch größtenteils die von den Gasanstalten her bekannten dreiflügeligen Exhaustoren Verwendung, die wegen ihres ruhigen Ganges und ihres verhältnismäßig geringen Kraftverbrauchs bei hoher Leistung sich auch in den Kokereien gut bewährt haben. Die Gassauger, von denen einer in Reserve sein muß, werden entweder durch Transmission oder durch direkt gekuppelte Maschinen betrieben. Letztere Betriebsweise ist zur Gewährleistung eines unabhängigen sicheren Betriebes vorzuziehen.

Mit der zunehmenden Anwendung der Dampfturbinen und Elektromotoren haben sich in letzter Zeit in der Kokerei für die Ansaugung und Fortschaffung des Gases schnelllaufende, mit den Rotationsmaschinen direkt gekuppelte Kreisel- oder Turbogebälse [Eingang verschafft<sup>1)</sup>], die einen Wirkungsgrad von etwa 68 Proz. ergeben. Die vorteilhafte Verwendung dieser Maschinen setzt große Gasmengen voraus, deren Druckerhöhungen in verhältnismäßig niedrigen Grenzen bleiben.

Das Turbogebälse von Brown, Boverie Co. (s. Fig. 66) besteht aus dem rotierenden Teil der Welle, welche ein oder mehrere mit stählernen Schaufeln versehene Räder trägt, und aus dem feststehenden Gebläse, welches mit einer Reihe von Leitelementen versehen ist, zwischen denen je ein Rad des beweglichen Teiles zu stehen kommt. Das Gas tritt an der Nabe eines Schaufelrades ein und entweicht aus diesem in einen als Diffusor wirkenden Raum, in welchem die Geschwindigkeit in Druck umgewandelt wird. Von der Peripherie dieses Raumes wird das Gas durch einen mit Leitschaufeln versehenen Kanal nach der Mitte des nächsten Rades geleitet, von wo sich der gleiche Vorgang wiederholt. Der Druck nimmt hierbei von einem Kreiselrad zum anderen nach dem Durchgang durch jeden Diffusor zu und kann deshalb durch Hintereinanderschaltung von einzelnen Stufen zu einer beliebigen Höhe gesteigert werden. Da die Gase im Gebläse flüssigen Teer niederschlagen, so werden an jeder Stufe Ablaßrohre vorgesehen. Die angesaugte Gasmenge ist, wie bei den Zentrifugalpumpen, der Umlaufgeschwindigkeit unmittelbar proportional, während der Druck sich ungefähr mit dem Quadrat der Geschwindigkeit ändert und jeweils proportional dem spezifischen Gewicht des Gases ist. Es ergibt sich hieraus für jeden gewählten Druck

1) „Glückauf“ 1913, S. 888—899.

durch die zulässige Umfangsgeschwindigkeit eine obere und untere Belastungsgrenze, die in jedem einzelnen Falle für eine vorteilhafte Anwendung des Turbogeblasses bestimmend ist. — Die Vorzüge der Turbogebläse bestehen darin, daß man sie mit Rotationsmotoren direkt kuppeln und somit die Vorteile der letzteren voll ausnutzen kann. Außerdem beanspruchen diese Gebläse in Anbetracht ihrer großen Leistungsfähigkeit nur wenig Raum. Zum Antrieb werden neben Dampfturbinen Elektromotoren gewählt, die zur Vermeidung von Funkenzündungen ventiliert gekapselt sein müssen. Die Umdrehungszahl, die sich leicht regulieren läßt, beträgt meistens etwa 3000 pro Minute. Zuweilen werden zum Antrieb auch Dampfturbinen mit einer Umdrehungszahl von etwa 3500 gewählt. Ein elektrisch angetriebener achtstufiger Turboexhauster hatte bei 2800 Touren in der Minute und einer stündlichen Fördermenge von 2200 cbm auf 1400 mm Wassersäule einen Kraftverbrauch von 20 PS. Ein mit einer Dampfturbine gekuppelter Gasturboexhauster ergab bei einer Tourenzahl von 3330 pro Minute und einem Kraftverbrauch von 156 PS eine stündliche Leistung von 24 000 cbm mit einer Pressung von 1200 mm Wassersäule. — Für geringe Gegendrucke von 200 bis 500 mm werden die durch besondere Einfachheit sich auszeichnenden Turbosauger, Bauart Parson, benutzt. Dieser Sauger besteht aus einem kurzen zylindrischen Gehäuse, das an jedem Ende einen nach oben oder nach unten gerichteten, mit Stopfbüchsen versehenen Krümmer trägt, durch den die Welle für das Laufrad führt. Im Innern des Gehäuses ist der sogenannte Diffusor befestigt, welcher aus

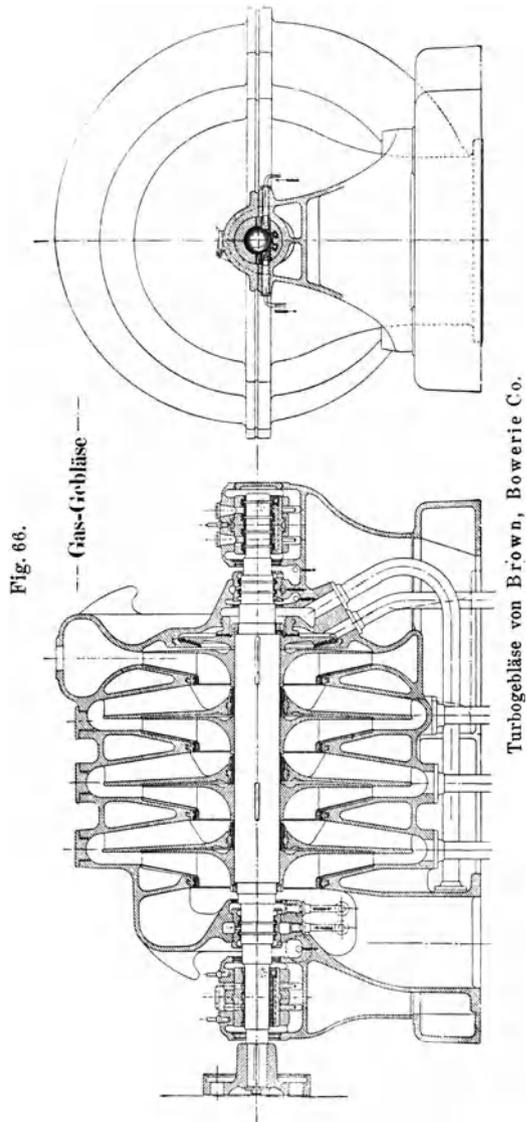


Fig. 66.

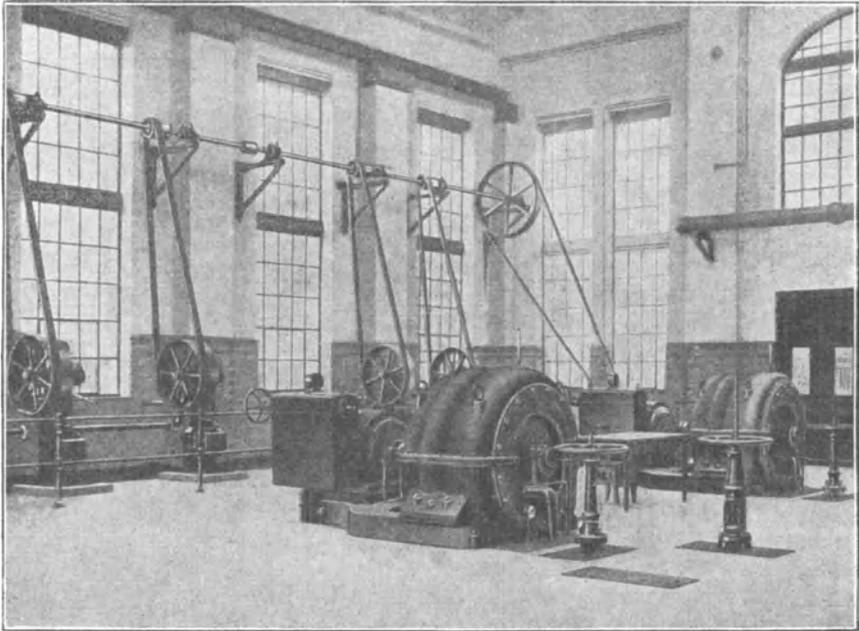
--- Gas-Gebläse ---

Turbogebälse von Brown, Boverie Co.

schraubenartig gewundenen, in der Mitte zu einer Nabe auslaufenden Leitungen besteht, vor denen sich die auf der Welle angebrachten Propeller bis zu 8000 Umdrehungen in der Minute bewegen. Die Welle läuft in Kugellagern, die mit Wasserkühlung und Druckölschmierung versehen sind. Durch Einbau einer größeren Anzahl von Diffusoren und Propellern kann die Leistung sowie der Überwindungsdruck entsprechend erhöht werden.

Die Regelung der Saugung erfolgt im Kokereibetriebe meistens durch ein in die Umgangsleitung eingebautes Ventil, das im geschlossenen Zustande die Saugung verstärkt, während dasselbe beim Öffnen Gas aus der Druckleitung eintreten läßt und die Saugung reduziert.

Fig. 67.



Gassaugerraum mit elektrisch betriebem Turbogebälse.

Gasreinigung. Zur weiteren Reinigung und Kühlung des Gases, dessen Temperatur in den Saugern meistens um einige Grade zugenommen hat, werden entweder Apparate mit kombinierter Kühlung und Waschung benutzt, oder aber man verwendet im Kokereibetriebe die vielfach eingeführten und sich gut bewährenden Teerscheider nach System Pelouze-Audouin. Die ersten Apparate und Röhrenwasserkühler waren die mit senkrechten oder horizontal liegenden Röhren (System Reutter), durch die das Kühlwasser geleitet wird, während das Gas dem Lauf des Kühlwassers entgegentritt und von oben durch Zerstäubungsdüsen mit schwachem Ammoniakwasser gleichzeitig bespült wird. Der Teerscheider Pelouze arbeitet auf trockenem Wege, wobei die letzten Teerreste nach dem Prinzip der Stoßwirkung entfernt werden.

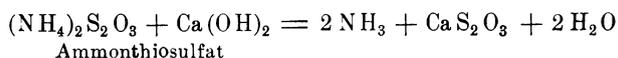
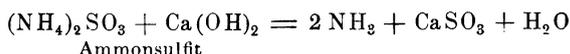
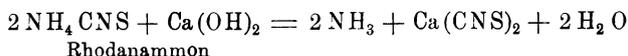
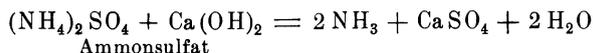
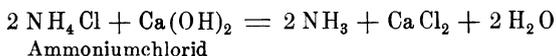
Das Gas tritt zu dem Zweck unter eine mit Gegengewicht ausbalancierte Siebglöcke, deren unterer Rand durch eine Teerfüllung abgesperrt ist. Die meist rechteckig hergestellten Glockenflächen bestehen aus zwei hintereinander angeordneten Blechen mit schlitzartigen Öffnungen, die gegeneinander versetzt sind, so daß das Gas durch die Sieblöcher des ersten Mantels auf die Stoßfläche des nächsten Mantelbleches aufprallt. Wird durch eintretende Verstopfungen einzelner Sieböffnungen der Durchgangsquerschnitt reduziert, so hebt sich durch die dadurch entstehende Druckerhöhung die Glocke selbsttätig, um durch Anwendung einer größeren Siebfläche den Druck wieder auszugleichen. Die Teerscheidung ist sehr intensiv und geht am besten zwischen 25 bis 30° vor sich.

**Die Gewinnung des Ammoniaks**, von dem rund 50 Proz. schon mit dem Kondenswasser bei der Teerkühlung abgeschieden sind, erfolgt entweder indirekt durch vorherige Waschung des Gases mit kaltem Wasser und Abtreibung des Ammoniaks aus dem ammoniakhaltigen Wasser, oder direkt durch Einleiten der ammoniakhaltigen Destillationsgase in Schwefelsäure. Bei dem ersteren Verfahren werden zur Waschung der Gase Hordenwäscher verwendet, die gegenüber den alten gußeisernen Glockenwäschern den Vorteil eines etwa vierfach geringeren Druckverlustes haben und dem Gasstrom eine verhältnismäßig große Berieselungsfläche darbieten. Die Wascher bestehen aus 15 bis 18 m hohen, meist zylindrisch geformten schmiedeeisernen Behältern von 3 m Durchmesser, welche von unten bis oben mit Holzhorden ausgekleidet sind. Die Holzhorden sind Bündel aus flachkeilförmigen, auf Hochkante gestellten Brettern, welche an der Unterkante zackenartige Ausschnitte tragen, durch welche eine bessere Verteilung des Wassers durch Tropfenbildung hervorgerufen wird. Die Berieselung erfolgt im oberen Teil des Waschers durch eine Anzahl Düsen, welche an der Ausflußstelle einen Teller tragen, auf den das Wasser ausfließt und eine sprühartige Verteilung auf die Hordenfläche bewirkt. Das Gas steigt dem herunterrieselnden Wasser von unten nach oben entgegen. Die Wascher werden hintereinandergeschaltet und derartig betrieben, daß der Schlußwascher mit frischem Wasser berieselt wird, das in einen Sammelbottich fließt, aus dem eine Pumpe von 6 bis 9 cbm stündlicher Leistung das Wasser kontinuierlich über den Wascher pumpt. Der Überlauf dieses Topfes, dessen Menge durch die Zusatzmenge des Frischwassers bedingt wird, fließt in den nächsten Topf des zweiten Waschers, wo ebenfalls eine Pumpe von gleicher Leistung das Wasser fortwährend über den zweiten Wascher zirkulieren läßt, und so fort. Auf diese Weise wird bei verhältnismäßig geringem Frischwasserverbrauch eine starke Anreicherung des Wassers an Ammoniak ermöglicht. Man kann pro 100 000 cbm Gas einen Frischwasserverbrauch von etwa 30 cbm rechnen, an kalten Tagen weniger, an wärmeren etwas mehr. Die Anreicherung des Wassers beträgt 1,2 bis 1,4 Proz. Als Waschfläche rechnet man zweckmäßig je nach Güte des Wassers 7 bis 8 qm für je 100 cbm Gas. 1 cbm Wasser Inhalt faßt rund 45 qm Waschfläche.

Neben stehenden Waschern werden zum Auswaschen des Ammoniaks auch rotierende Wascher, System Holmes, verwendet. Diese Wascher bestehen aus einem wagerecht liegenden gußeisernen Trommelgehäuse, das im Innern durch Scheidewände in mehrere Kammern geteilt ist. In diesen Kammern bewegen sich auf einer rotierenden Welle Bürsten aus Piassava-

fasern oder besser Holzstäben, welche zur Vermeidung von Kesselsteinansätzen mit Paraffin oder Wachs überzogen werden. Durch die Bürsten findet eine feine Zerteilung des Wassers und eine innige Berührung mit dem Gase, das sich durch die Bürsten durcharbeiten muß, statt. Der Frischwasserverbrauch ist gering und stellt sich auf ungefähr 10 cbm pro Wascher von etwa 50 000 cbm Leistung.

Zum Abtreiben des im Wasser an Schwefel, Kohlensäure, schweflige Säure, Cyan, Chlor und Schwefelsäure gebundenen Ammoniaks dienen Destillierapparate, sogenannte Kolonnenapparate, die aus mehreren Abteilungen zusammengesetzt sind und im unteren Teil das Kalkzersetzungsgefäß tragen. Die einzelnen Abtreibekolonnen tragen gezackte Hauben, an denen vorbei oder über die durch Zwangsführung das Ammoniakwasser geleitet wird, während der Dampf sich unter den Glocken durcharbeitet. Die Höhe der Haubentauchung wird durch einen Überlaufstutzen bedingt, der in jeder Kolonne angebracht ist, und durch den das Ammoniakwasser von einer zur anderen Kolonne befördert wird. Das Wasser, welches durch den entgegenströmenden Dampf von seinen flüchtigen Verbindungen  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ ,  $(\text{NH}_4)_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_4\text{CN}$ ,  $\text{NH}_4\text{SH}$  befreit ist, tritt nun in das Kalkgefäß, wo eine Umsetzung der im Wasser vorhandenen fixen Salze, die je nach dem Salzgehalt der verkokten Kohle 5 bis 40 Proz. des gesamten Ammoniaks betragen können, durch zugeführte Kalkmilch erfolgt:



Die heute in Betrieb befindlichen verschiedenen Systeme von Feldmann, Dr. Otto, Koppers usw. beruhen alle auf demselben Prinzip. Der Erfolg bei allen Abtreibeapparaten liegt in der genügend großen Verteilungsfläche, auf der das Ammoniakwasser und nachher das Kalkgemisch mit dem Dampf in innige Berührung kommt. Namentlich für solche Wässer, welche viel gebundenes Ammoniak enthalten, ist für eine ausreichende Kalkzersetzungsfläche Sorge zu tragen. Während Feldmann und Koppers neben dem Hauptabtreiber noch einen besonderen Kolonnenapparat aufstellten, auf den das aus dem Hauptapparat überlaufende Ammoniakalkwassergemisch nochmals auf besondere Kolonnen verteilt und ausgekocht wird, ist diese Verteilung bei den Dr. Ottoschen Apparaten im unteren Teil des Hauptapparates untergebracht (s. Fig. 68).

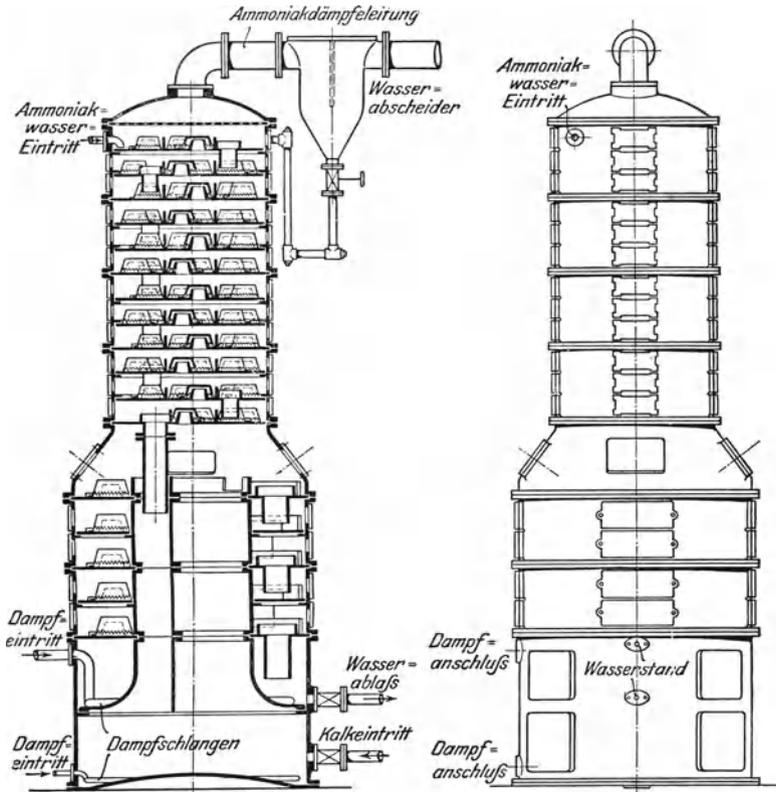
Der Dampfverbrauch beträgt rund 300 kg pro Tonne Ammoniakwasser.

An Stelle der Handpumpen, bei denen man auf die Zuverlässigkeit der Arbeiter angewiesen war, geschieht neuerdings die Kalkzuführung fast allgemein durch automatisch wirkende Dampfpumpen, welche periodisch arbeiten,

und deren Hubtätigkeit durch eine Membran- oder durch eine Pendelwerksteuerung eingestellt werden kann.

Die Abwässer, welche in 1 cbm noch etwa 25 bis 30 g Ammoniak und außer den bereits genannten Kalkverbindungen noch zum Teil an Kalk gebundene Phenole und sonstige in Wasser gelöste Teerverbindungen enthalten, werden in Klärteiche geleitet, wo die abgeschiedenen Kalkbestandteile mittels Baggers oder Kettenpumpe gehoben und in dickflüssigem Zustande durch ein

Fig. 68.



Ammoniakabtreiber „Bauart Otto“.

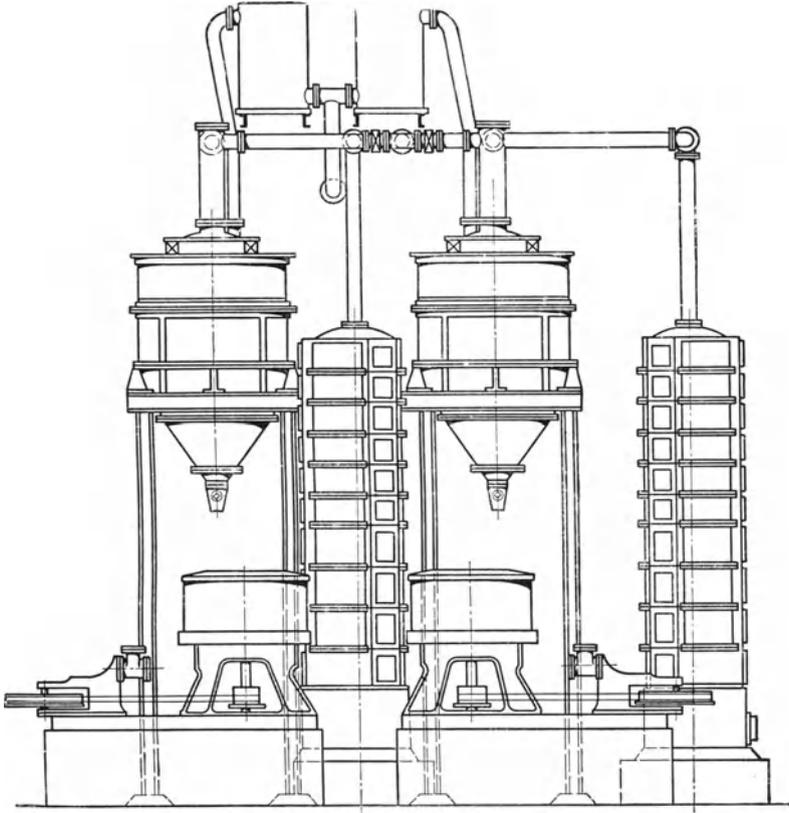
Fluter auf die Schlammhalde befördert werden. Die geklärten, durch das Vorhandensein organischer Teerverbindungen bei Gegenwart von Kalk sich braun färbenden Abwässer gehen entweder in die Vorflut, oder sie werden, wo brennende Berghalden vorhanden sind, auf diesen zweckmäßig vernichtet.

Das abgetriebene Ammoniak wird allgemein in der Kokereiindustrie durch Einleiten in Schwefelsäure als Ammoniumsulfat gewonnen. Hierzu dienen Sättigungskästen, die entweder periodisch oder kontinuierlich betrieben werden. Bei der ersteren, älteren Einrichtung gibt man eine bestimmte Menge Schwefelsäure in den Sättigungskasten von meistens viereckiger Form, der innen ausgebleit ist, läßt das angesetzte Bad von etwa 45° Bé vollständig garen und

schöpft nach Außerbetriebsetzung des Kastens das erhaltene Sulfat mittels durchlochter kupferner Kellen auf eine Abtropfbühne.

Bei den kontinuierlichen Sättigungskästen bleibt der Apparat ständig im Betrieb, und das Salz wird mechanisch abgezogen. Die ersten dieser Kästen waren runde, 4 m hohe schmiedeeiserne Behälter von 1,8 bis 2 m Durchmesser, deren Boden konisch zuläuft und einen Hahn aus Phosphorbronze trägt. Der Behälter ist innen ausgebleit, und zwar zur besseren

Fig. 69.



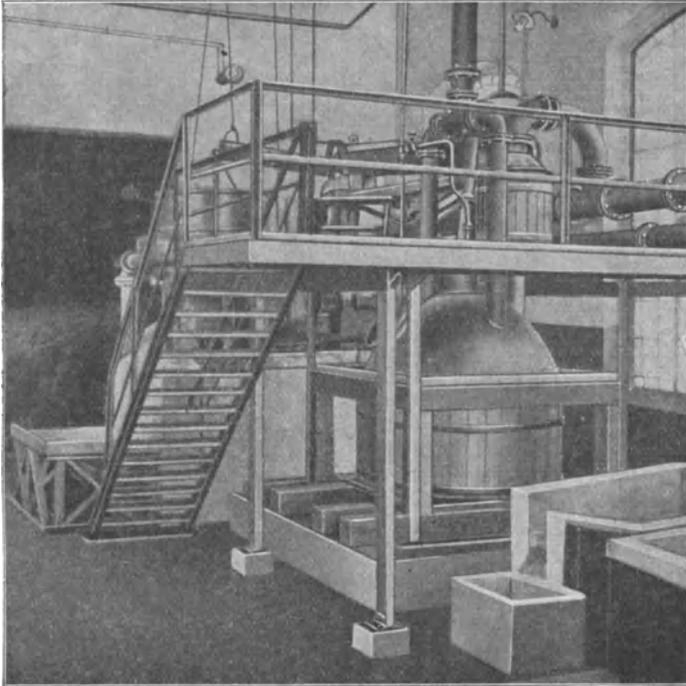
Ununterbrochen arbeitender Sättigungsapparat mit Untenentleerung.

Haltgebung des Bleies aus drei bis vier Teilen zusammengesetzt, deren Flanschenverbindungen den an diesen Stellen umgebördelten Bleimantel festhalten. Der obere Teil trägt wie beim periodisch betriebenen Sättigungskasten eine Tauchglocke aus Blei, unter die die Eintauchrohre münden, und unter der die schädlichen, nicht absorbierten Gase abgesaugt werden. Das Salz setzt sich in dem trichterförmigen Boden ab und wird periodisch durch Öffnen des Hahnes in eine Zentrifuge abgezogen und geschleudert. Die ausgeschleuderte Lauge fließt in ein Gefäß, woraus sie mittels Ejektors wieder in das Bad gebracht wird. Bei dieser Einrichtung (s. Fig. 69) fallen die schwie-

rigen Arbeiten des Ausschöpfens und die damit verbundenen höheren Betriebskosten fort.

Eine weitere Vervollkommnung dieser Salzgewinnung bildet das Wilton'sche System (s. Fig. 70). Dieser vollständig geschlossene Apparat besteht aus einem runden Bleibehälter mit Holzverkleidung, in welchen die aus dem Wasser abgetriebenen Ammoniakdämpfe durch zwei am Boden angebrachte siebartig durchlöchernte Verteilungsrohre eintreten. Das Salz sammelt sich in einer Bodenvertiefung und wird mittels eines durch komprimierte Luft oder Dampf betriebenen Ejektors in eine Saturierpfanne gehoben, wo die abfließende Lauge

Fig. 70.



Ununterbrochen arbeitender Sättigungsapparat „System Wilton“.

in einen Topf gelangt, dessen Flüssigkeit mit der Flüssigkeit des Sättigungskastens kommuniziert, und aus dessen Höhe der Stand des Bades im Kasten beobachtet werden kann. Die Abdämpfe werden durch eine besondere Leitung abgeführt, die zur Zurückhaltung mitgerissener Flüssigkeitsteilchen einen Scheidetopf trägt, durch den die Schwefelsäure zur gleichzeitigen Bindung etwaiger aus dem Bade entweichender Ammoniakgase in dünnem Strahl dem Bade kontinuierlich zufließt.

Der geschlossene Apparat, der neben der einfachen Arbeitsweise vor den offenen Sättigungskästen den Vorteil hat, daß die beim Kochen entstehenden, für den Arbeiter lästig wirkenden Schwaden nicht in den offenen Raum gelangen, bildet den Übergang zu dem heutigen direkten Ammoniumsulfatgewinnungsverfahren.

Bei diesem Sulfatgewinnungsverfahren fällt die Waschung des Gases mit Wasser fort, indem das ammoniakhaltige Destillationsgas direkt in Schwefelsäure geleitet wird.

Franz Brunck war der erste, welcher in Deutschland das Ammoniak aus dem Destillationsgas durch direktes Einleiten der heißen Destillationsgase

in Schwefelsäure gewann, indem er den Teer durch Zentrifugieren der Destillationsgase zu entfernen suchte <sup>1)</sup>. Brunck verwendete Schwefelsäure von 66° Bé und konnte eine Verdünnung des Säurebades nur dadurch verhüten, daß er die Gase mit 140° in den Sättiger einführte. Das Verfahren scheiterte an der Schwierigkeit, den Teer bei so hohen Temperaturen rationell auszuschneiden.

Dr. Otto griff dieses Verfahren auf, indem er statt der unvollkommen arbeitenden Zentrifuge zur Entfernung des Teers ein mit Teer betriebenes Strahlgebläse verwendete, mit dem es nach Hilgenstock auch bei Temperaturen des Gases bis 100° möglich war, eine noch gute Teerscheidung zu erzielen <sup>2)</sup>. Statt der Strahlgebläse wurden später Vielstrahlapparate verwendet, die mit Teerwasser beschickt werden und eine erheblich geringere Betriebskraft beanspruchen (s. Fig. 71). Die den Sättigungsapparat verlassenden heißen Gase werden bei diesem Verfahren zwecks Abscheidung der Wasserdämpfe in Kühlern gekühlt

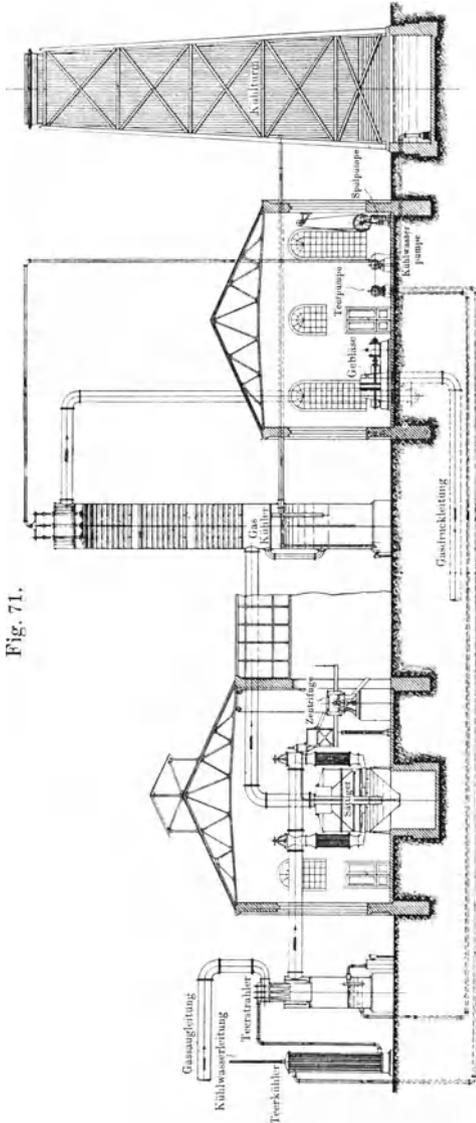


Fig. 71.

Das „direkte Verfahren“ von Otto mit heißer Teerscheidung.

und mittels Exhaustoren zur weiteren Verwendungsstelle befördert. Das bei diesem Verfahren unter dem bei 70° liegenden Taupunkt abgeschiedene

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1919, S. 1787.

<sup>2)</sup> Ebenda, S. 1644.

Ammoniakwasser sowie das zum Betrieb des Strahlapparates dienende Teerwasser wird nach Anreicherung der fixen Ammoniumsälze im Sättiger, oder getrennt auf Chlorammonium, oder in Abtreibeapparaten unter Zusatz von Kalk verarbeitet.

Zu diesen sogenannten direkten Verfahren mit heißer Teerscheidung, bei denen, abgesehen von den Naphthalinschwierigkeiten usw.<sup>1)</sup>, der thermische Gleichgewichtszustand sich nur durch besondere Heizvorrichtungen, Heizung der Sättigerwände, oder mittels im Sättiger angebrachter Dampfschlangen erreichen ließ, zählt auch noch das Semet-Solvaysche Verfahren, welches den Teer in Kolonnenwaschern, die mit heißem Teer berieselt werden, trennt, sowie das von Simon Carvet, welcher hierfür cyclonenartig wirkende Abscheider verwendet.

Von vorstehenden Verfahren unterscheidet sich das sogenannte halbdirekte Verfahren von Koppers<sup>2)</sup>, welches die alte vollkommene Teerscheidung durch Kühlung der Destillationsgase unter den Taupunkt beibehält und die Destillationsgase vor Eintritt in den Sättigungskasten durch Abdämpfe usw. oder durch Austausch der von den Öfen kommenden heißen Destillationsgase auf 40 bis 80° wieder vorwärmt, um im Sättigungskasten eine Verdampfung des Verdünnungswassers der Schwefelsäure zu ermöglichen und durch Wärmestrahlung entstehende Verluste auszugleichen. Das bei der Kühlung des Gases sich mit dem Teer abscheidende Ammoniakcondensat, welches zum größten Teil fixe Ammoniaksalze enthält, wird auf einem Abtreibeapparat abdestilliert und das frei gewordene Ammoniak den von den Öfen kommenden Destillationsgasen wieder zugeführt, um mit diesen in den Sättigungsapparat zu gelangen (siehe schematische Darstellung Fig. 72).

Das Mont-Cenis-Verfahren unterscheidet sich von dem Kopperschen Verfahren dadurch, daß kein Überhitzer vorgesehen ist und die Ammoniakdämpfe des destillierten Kondenswassers dem Gas unmittelbar vor Eintritt in den Sättiger zugeführt werden. Der Teerscheider befindet sich hier vor dem Sauger an einer Stelle der Gasleitung, wo die Temperatur ungefähr 40° beträgt.

Der Gang des halbdirekten Verfahrens von Collin ist fast der gleiche, nur werden die vom Abtreiber kommenden Ammoniakdämpfe dem Sättiger so zugeführt, daß eine Vereinigung mit dem Koksofengas nicht stattfindet.

Den Weg der kalten Teerscheidung hat neuerdings auch die Firma Dr. Otto gewählt, nachdem die Praxis gezeigt hat, daß der anfänglich beschrittene direkte Weg zum Sättiger ohne jegliche Zwischenkühlung eine Menge nachteiliger Begleiterscheinungen<sup>3)</sup> im Gefolge hat, die das Verfahren als technisch und wirtschaftlich nicht vollkommen erscheinen lassen.

Während bei dem Kopperschen Verfahren eine Kühlung und ein Wärmeaustausch der Gase auf indirektem Wege stattfindet, wird dies bei dem neuen Ottoschen Verfahren auf direktem Wege durch Waschung der Gase mit dem aus der Feuchtigkeit und dem Hydratwasser der Kohle stammenden, vorher gekühlten Kondensat erreicht.

1) Stahl und Eisen 1910, S. 1801.

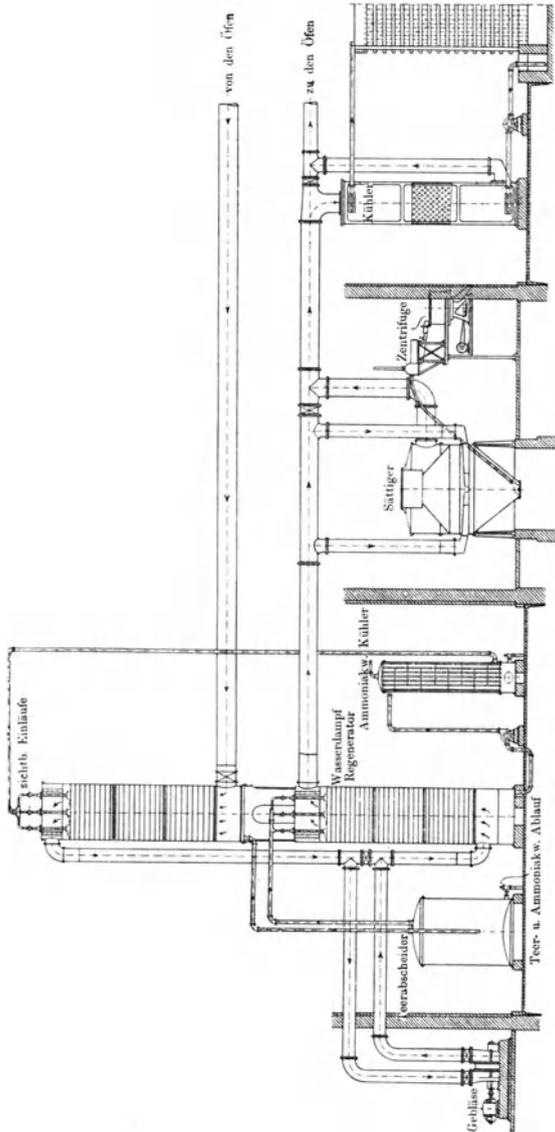
2) Ebenda, S. 113.

3) Gasjournal 1913, S. 244.



Vorlage kommende heiße Gas tritt in die obere Hälfte des Washers ein, steigt nach oben und gibt einen Teil seiner Wärme und kondensierbaren Bestandteile an das ihm entgegenrieselnde kalte Gaswasser ab. Ein Turbinengebläse saugt an das ihm entgrieselnde kalte Gaswasser ab. Ein Turbinengebläse saugt

Fig. 73.



Das Ottosche Teer-Ammoniakgewinnungsverfahren mit Wärmeaustausch.

das gekühlte und gereinigte Gas an und drückt es in den unteren Teil des Washers, den es gleichfalls von unten nach oben durchstreicht. Hier kommt es mit dem erwärmten Gaswasser in Berührung, das im Teerabscheider von allen spezifisch schweren Bestandteilen befreit ist, nimmt das flüchtige Ammoniak sowie die Wasserdämpfe wieder auf und geht mit diesen zum Sättiger,

während das Umlaufwasser sich durch den ständigen Kreislauf mit fixen Ammoniakverbindungen anreichert und auf einem Abtreibeapparat mittels Kalkzusatz in bekannter Weise behandelt wird. Bei dieser Anordnung kann die Menge der Abwässer je nach dem Konzentrationsgrade des Umlaufwassers entsprechend eingeschränkt werden.

Das im unteren Teil des Wassers aufgefangene Gaswasser wird durch eine Pumpe den oberen Einläufen wieder zugeführt, nachdem es zur Erzielung des nötigen Temperaturgefälles in einem Röhrenkühler um einige Grad heruntergekühlt ist.

Bei dem fast gleichzeitig entstandenen Verfahren von Still, welches sich von dem vorhergehenden dadurch unterscheidet, daß neben der Berieselung eine Zwischenkühlung der Gase auf indirektem Wege, wie bei Koppers, vorgenommen wird, tritt das von den Öfen kommende Gas mit etwa 80° in der Mitte des sogenannten Verdichters ein. Derselbe hat eine Höhe von etwa 25 m und einen Durchmesser von 3 m und ist in seinem unteren Teil als Teerscheidebehälter ausgebildet, aus dem der Teer versandfähig abfließt. Der obere Teil des Verdichters ist mit übereinander angeordneten Stoßblechen versehen, über die das Ammoniakwasserkondensat den aufsteigenden heißen Gasen entgegenfließt und aus dem unteren Teil, von aufgenommenem Teer befreit, mit etwa 70° auf den zweiten Apparat, den sogenannten Verdunster, gelangt. Hier gibt es seine Wärme an das in einem zwischengeschalteten Röhrenkühler gekühlte Gas ab, das dann mit dem freien Ammoniak in den Sättiger gelangt, während das abgekühlte, die fixen Salze enthaltende Kondensat wieder auf den Verdichter gelangt und von hier wieder seinen Kreislauf antritt. Durch diese Beschickung tritt im Wasser ein Beharrungszustand bezüglich seines Gehaltes an Ammoniak ein, welcher verhindert, daß eine größere Ammoniakmenge, als der Temperatur des Wassers entspricht, von diesem aufgenommen werden kann. Ein Teil des Kondensats wird durch eine Abzweigung dem Abtreiber zugeführt, von wo das befreite Ammoniak direkt in den Sättiger gelangt und hier an Schwefelsäure gebunden wird<sup>1)</sup>.

Die bei dem neuen Ottoschen und Stillschen Verfahren mit der Berieselung der heißen Gase mittels des Kondensats gleichzeitig verbundene Möglichkeit einer Einschränkung der schädlichen Ammoniakabwässer ist im Jahre 1904 von Koppers in der Britischen Patentschrift Nr. 20 870 und in der Deutschen Patentschrift Nr. 181 846 bei der Durchführung seines Verfahrens erwähnt und vorgesehen worden<sup>2)</sup>. Die Berieselung der heißen teerhaltigen Gase mit den an fixen Salzen angereicherten Kondensaten hat den Nachteil, daß sich Teeremulsionen bilden, die eine Anreicherung von schädlichen Chlorsalzen im Teer zur Folge haben.

Der zur Bindung des Ammoniaks aus dem Gas dienende Sättigungsapparat (s. Fig. 74) besteht aus mehreren schmiedeeisernen Ringen von 3 bis 4 m Durchmesser, die im Innern verbleit und außerdem meistens noch mit einer säurefesten Steinauskleidung versehen sind. Das Gas verteilt sich auf zwei innerhalb des Bades liegende Bleirohre, welche schlitzartige Öffnungen besitzen, aus denen das Gas in das auf etwa 50° C erwärmte Schwefelsäurebad

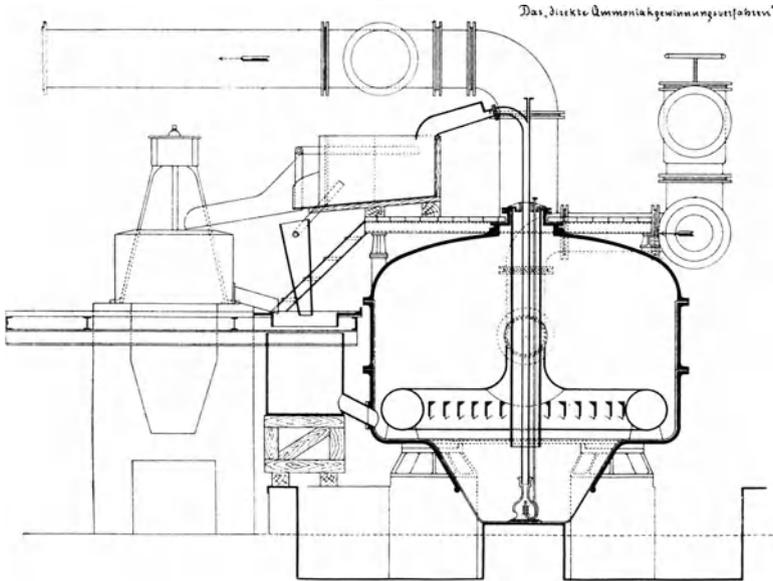
1) Berg- u. Hüttenm. Zeitschr. „Glückauf“ 1913, S. 1102.

2) Zeitschr. f. angew. Chem. 1913, S. 593—596.

von 30 bis 32° Bé austritt. Das Salz sammelt sich am Boden des Apparates und wird durch Heben mittels eines mit komprimierter Luft betriebenen Ejektors in Saturierpfannen, wie vorhin beschrieben, gewonnen.

Die Vorteile des direkten Sulfatgewinnungsverfahrens liegen, neben der Ersparnis des Anlagekapitals für die Wascher, in der Erzielung niedriger Selbstkosten durch Ersparnisse von Wasser, sowie des zum Abtreiben des Wassers notwendigen Dampfes, ferner in der Verringerung des Arbeiterpersonals, sowie in der Erreichung eines höheren Ammoniakausbringens. Während bei dem indirekten Verfahren die Gewinnung des Ammoniaks durch Auswaschen, namentlich in warmen Jahreszeiten, nie ohne Verluste vor sich

Fig. 74.



Sättigungskasten beim direkten Sulfatgewinnungsverfahren.

geht und ferner infolge Überhitzung des Säurebades Ammoniakverluste durch Zersetzung entstehen konnten, scheidet die neueren direkten Verfahren diese Möglichkeiten bei dem Einleiten des Ammoniaks in ein Schwefelsäurebad von etwa 50° vollkommen aus. Nach Passieren des Säurebades enthält das Gas nur etwa 0,05 g  $\text{NH}_3$  in 100 cbm.

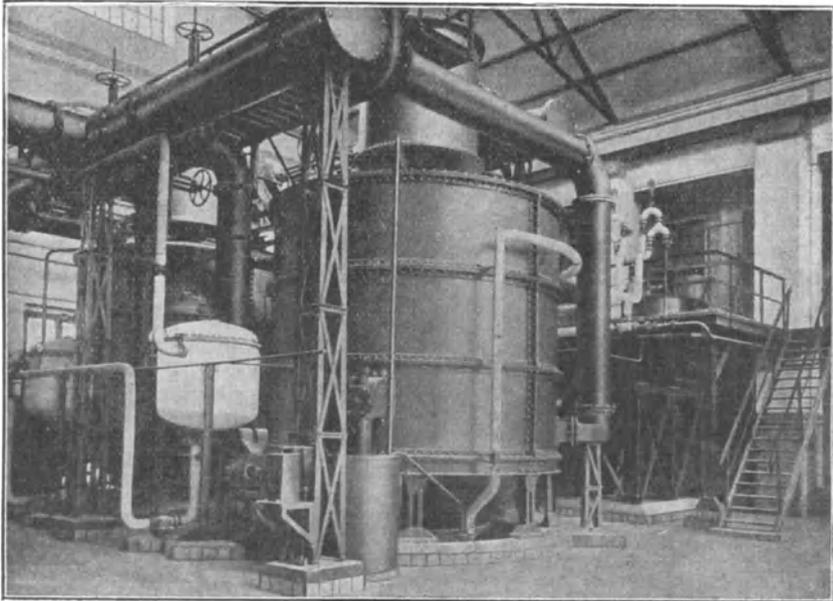
Zur Prüfung des ausgewaschenen Gases auf Ammoniak läßt man etwa 500 Liter mittels Gasuhr gemessenen Gases mit 50 bis 60 Liter Stundengeschwindigkeit durch zwei Wulfsche Fläschchen mit je 5 ccm  $\frac{n}{10}$ -Schwefelsäure streichen, vor denen ein leeres Fläschchen zur Zurückhaltung etwa mitgerissener Bestandteile eingeschaltet wird. Durch Zurücktitrieren mit  $\frac{n}{10}$ -Kalilauge erhält man den an Schwefelsäure gebundenen Ammoniakgehalt. 1 ccm entspricht 0,0017 g  $\text{NH}_3$ .

Nach dem Zentrifugieren, wofür sich die hängenden Zentrifugen mit Kugellagerung besonders gut bewährt haben, wird das Salz entweder auf

Darren oder in beheizten Trockentrommeln mit rotierenden Schaufelwendern getrocknet, in Kugel- oder Scheibenmühlen gemahlen und in diesem Zustand als Fertigprodukt in den Handel gebracht.

Die hohen Kosten für die zur Bindung des Ammoniaks erforderliche Schwefelsäure — bei einer Jahreserzeugung von rund 400 000 t Ammonsulfat sind rund 300 000 t Schwefelsäure im Werte von über 30 Milliarden Mark erforderlich, die als nutzloser Ballaststoff auf den Acker geworfen werden — und die zurzeit herrschende große Knappheit dieser Säure haben zur Ausarbeitung von Verfahren geführt, die sich die Verwertung des beim Verkokungsprozeß fallenden eigenen Bindungsstoffes zur Aufgabe gemacht haben.

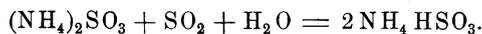
Fig. 75.



Ansicht einer Sulfatfabrik.

Die beiden ersten Verfahren erstrecken sich auf die Gewinnung und Nutzbarmachung des Schwefels in den Destillationsgasen.

Schwefel. Der Schwefel ist im Gas meistens in größerer Menge vorhanden, als zur Bindung des  $\text{NH}_3$  erforderlich ist. Bei dem ersten Verfahren von Burkheiser <sup>1)</sup> wird der im Gas vorhandene Schwefel in wechselweise betriebenen Apparaten von Eisenoxydhydratmassen absorbiert und durch Durchleiten von Luft zu schwefliger Säure verbrannt. Die schwefligsauren Gase werden in einem Wascher mit Ammoniumsulfitlauge berieselt, wobei sich Bisulfat bildet:



<sup>1)</sup> Gasjournal 1910, S. 265.



Während anfänglich die Absorbierung des Schwefels mit trockener Reinigungs- masse von 10 bis 15 mm Körnung vorgenommen wurde, vollzieht sich dieser Prozeß neuerdings auf nassem Wege bei etwa 40 bis 50° in Standard- waschern, die mit einer Waschflüssigkeit aus einem Gemisch von feiner Rei- nigungsmasse und Wasser beschickt werden<sup>1)</sup>. Die Waschflüssigkeit wird durch den rotierenden Wascher *R* von Kammer zu Kammer dem Gasstrom entgegen befördert und gelangt mit Schwefel gesättigt aus dem Wascher in den Separator *P*, wo die feste Masse von der Flüssigkeit geschieden wird. Während die abgeschiedene Flüssigkeit, welche das Rhodanammon enthält, von Zeit zu Zeit abgestoßen und mittels Kalks auf Ammoniak verarbeitet wird, fällt die Masse aus dem Separator in den Regenerierer *RR*, der aus mehreren übereinander geordneten rotierenden Trommeln besteht, in denen eine Abschei- dung des Schwefels und die Oxydation desselben zu schwefliger Säure statt- findet.

Die schwefligsauren Gase werden zu Anfang des Verfahrens in dem so- genannten Luftwascher *L* mit ammoniakhaltigem Wasser gewaschen, wobei das für die weitere Umsetzung erforderliche primäre Ammon- oder Bisulfit,  $\text{NH}_4\text{OH} + \text{SO}_2 = \text{NH}_4\text{HSO}_3$ , gewonnen wird. Diese gelangt in den Wascher *N*, wo sich nach Aufnahme von Ammoniak neutrales Ammonsulfit  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$  bildet, das bei Berieselung des Luftwaschers wieder in Bisulfit umgesetzt wird. Die neutrale Lauge wird also zur Aufnahme der schwefligen Säure verwendet, während die so gewonnene saure Lauge wieder zur Bindung des Ammoniaks dient, das im Sättiger *S* bei einer Temperatur von etwa 20° angereichert und hier als festes Salz in bekannter Weise gewonnen wird. Die reinen Herstellungskosten des Salzes wurden vor dem Kriege für eine Kokerei von täglich 500 Tonnen Kohlendurchsatz bei schwefelreichen Gasen von etwa 12 g  $\text{H}_2\text{S}$  im Kubikmeter Gas auf rund 21 Mark pro Tonne berechnet. Das Salz, welches einen Ammoniakgehalt von 25,6 Proz. enthält, reagiert alkalisch und gibt sowohl in wässriger Lösung als auch in festem Zustande Ammoniak ab, dessen Menge mit der Temperatur steigt und eine Folge der hohen Ver- dampfungstension der beiden Komponenten Ammoniak und schweflige Säure ist. Ein Teil des Sulfits wird bei dem Prozeß in Sulfat umgesetzt. Eine völlige Überführung in Sulfat durch nachherige Oxydation ist jedoch bisher nicht gelungen.

Das nasse Burkheisersche Verfahren ist auf einer Versuchsanlage der Gasanstalt Tegel bei Berlin ausprobiert. Dasselbe ist aber, nachdem der Erfinder inzwischen verstorben, aus dem Versuchsstadium nicht herausgekommen.

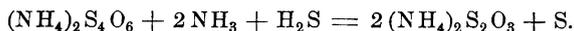
Das Feldsche Polythionatverfahren führt das Ammoniak in die beständige Verbindung des Ammoniumsulfats über.

Walter Feld fand zunächst, daß Zinkthiosulfat durch Schwefelwasserstoff in Schwefelzink und freien Schwefel zersetzt wird. Auf schwefelhaltiges Leuchtgas angewandt, konnten 80 bis 90 Proz. des darin enthaltenen Schwefelwasserstoffs mit Hilfe von Zinkthiosulfatlösung absorbiert werden. Durch weitere Behandlung des so gebildeten Schwefelzinks mit schwefliger Säure konnte aus dem Schwefelzink Zinkthiosulfat regeneriert werden. Hierbei wurde weiter gefunden, daß nebenher aus dem Thiosulfat eine zweite Ver-

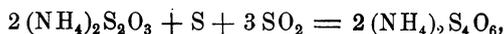
<sup>1)</sup> Stahl u. Eisen 1913, S. 986.

bindung, das Polythionat, entstand, das nach weiterer Behandlung in Zinksulfat, schwefliger Säure und Schwefel zersetzt werden konnte. Dies brachte Feld auf den Gedanken, das Verfahren auf solche Gase anzuwenden, welche neben Schwefelwasserstoff auch Ammoniak enthalten, wobei es gelang, 100 bis 150 Proz. Schwefelwasserstoff, auf das Ammoniak berechnet, auszuwaschen. Das Verfahren wurde dahin abgeändert, daß statt Zinkthiosulfat Eisenthiosulfat verwendet wurde.

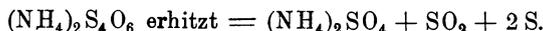
Aus diesem sogenannten Metallthionatverfahren entstand dann das Polythionatverfahren, nachdem Versuche zeigten, daß eine Lösung von Ammonthiosulfat schweflige Säure unter Bildung von Ammonpolythionat zu absorbieren vermag. Dieses Ammonpolythionat gab ein Mittel ab, um aus Gasen Schwefelwasserstoff und Ammoniak, selbst bei höheren Temperaturen, unter Bildung von Ammonthiosulfat und Schwefel vollständig auszuwaschen<sup>1)</sup>:



Das Ammoniumthiosulfat wird durch die aus der Verbrennung des abgedehnten Schwefels erzeugte schweflige Säure wieder in Polythionat übergeführt:



welches den Kreislauf auf die Wascher antritt, bis nach einer gewissen Zeit der Gehalt an Ammoniumsulfaten derartig zugenommen hat, daß das Abstoßen eines Teiles dieser Lauge vorgenommen werden kann. Die Lauge, welche Sulfat, Thionat und Polythionat enthält, wird mit schwefliger Säure behandelt, die Thionate in Polythionate übergeführt und letztere durch Erhitzen in Sulfate umgesetzt:



Die Ammoniumsulfatlauge wird eingedampft und der abfiltrierte Schwefel dient zur Erzeugung von  $\text{SO}_2$  für die vorhin erwähnte Umsetzung des Thiosulfats.

Der Lauf des Prozesses ist aus der schematischen Darstellung [Fig. 77<sup>2)</sup>] ersichtlich. Zu Anfang des Verfahrens wird das vom Teer befreite Gas in dem Wascher *W* mit Wasser berieselt, um die für das Ausgangsprodukt notwendige ammoniak- und schwefelwasserstoffhaltige Flüssigkeit zu erhalten, welche aus dem Sammelgefäß *WB* in die Bottiche *MB* und *SB* gelangt. Durch Einleiten von schwefliger Säure in den Bottich *SB* bildet sich Polythionat  $(\text{NH}_4)_2\text{S}_4\text{O}_6$  (Ammonverbindung der Tetrathionsäure), welches im Wascher *W* durch Aufnahme von Ammoniak und Schwefelwasserstoff in Thiosulfat umgewandelt wird. Diese Thiosulfatlauge wird im Bottich *SB* nach Einführen von schwefliger Säure wieder in Polythionat umgesetzt, das wieder seinen Kreislauf über den Wascher beginnt. Die Auswaschung der Gase erfolgt bei etwa 35°.

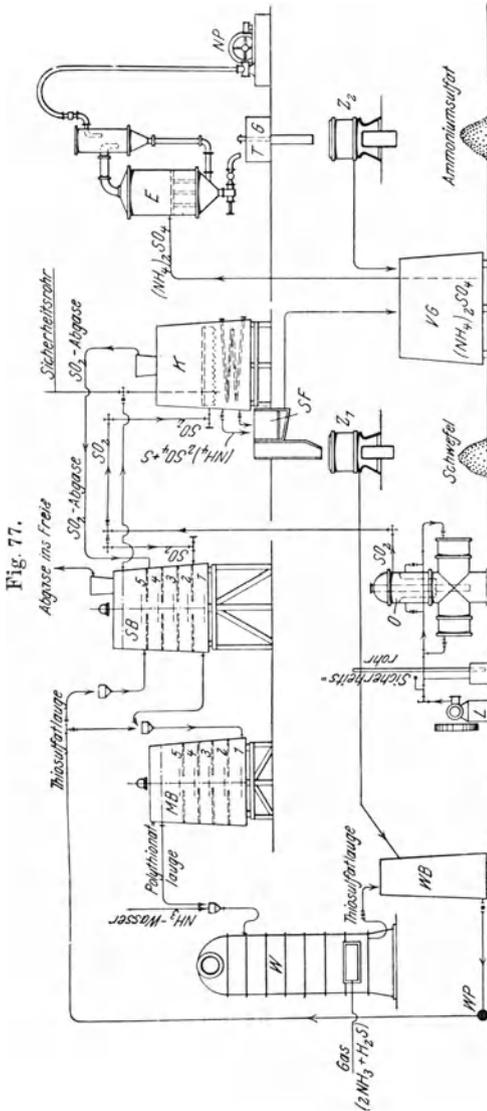
Hat die Polythionatlauge einen Gehalt von etwa 40 Proz. erhalten, so wird ein Teil abgezogen und in dem Kocher *K* zunächst mit schwefliger Säure zur vollkommenen Überführung der Thiosulfate in Polythionate behandelt und diese dann auf 100° erhitzt. Die gebildete Ammonsulfatlauge gelangt

<sup>1)</sup> Zeitschr. f. angew. Chem. 1912, S. 705.

<sup>2)</sup> Die Abbildung ist der Zeitschrift Stahl u. Eisen mit deren Genehmigung entnommen.

durch das Filter *SF* in den Laugenbehälter *VG*, aus dem sie in den mit indirektem Dampf beheizten Vakuumapparat *E* gedrückt und dort auf Salz eingedickt wird. Der auf dem Filter zurückgebliebene Schwefel wird zentrifugiert, auf einer Darre getrocknet und im Ofen *O* mittels zugeführter komprimierter Luft von 0,35 Atm. verbrannt.

Der Schwefel wird bei diesem Verfahren aus dem Gas bis etwa 80 Proz. des zur Bindung des Ammoniaks notwendigen Schwefels ausgewaschen, so daß der Rest durch Rösten von Schwefelkiesen usw. ersetzt werden muß. Das Feldsche Verfahren ist in Deutschland auf der Gasanstalt Königsberg in Betrieb, ebenso ist dasselbe auf der Kokerei der „Gutehoffnungshütte“ in Sterkrade zur Ausführung gelangt. Eine weitere Anwendung hat das Verfahren, nachdem der Erfinder leider zu früh aus seinem arbeitsreichen Leben abberufen ist, nicht gefunden. Ein nach dem Feldschen Verfahren gewonnenes Ammonsulfat enthält:



Schematische Darstellung des Feldschen Polythionat-Verfahrens.

$NH_3$  . . . . . 25,33 Proz.  
 Freie Säure . . . . . 0,0 „  
 Unlösliches . . . . . 0,97 „  
 Feuchtigkeit . . . . . 0,12 „  
 $Fe_2O_3$  . . . . . 0,46 „  
 Sulfit S . . . . . 0,12 „

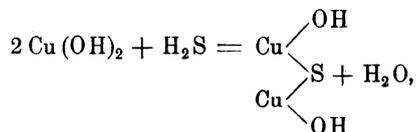
$NH_3$	. . . . .	25,33	Proz.
Freie Säure	. . . . .	0,0	„
Unlösliches	. . . . .	0,97	„
Feuchtigkeit	. . . . .	0,12	„
$Fe_2O_3$	. . . . .	0,46	„
Sulfit S	. . . . .	0,12	„

Die nach dem Trocknen auftretende rötliche Färbung des Salzes rührt von Rhodaneisen her. Die reinen Selbstkosten pro Tonne

Salz wurden im Jahre 1913 beim Feldschen Verfahren für eine Anlage von 500 t Kohlendurchsatz pro Tag und etwa 12 g  $H_2S$  im Kubikmeter zu etwa 23 bis 29 Mark berechnet<sup>1)</sup>.

<sup>1)</sup> Stahl u. Eisen 1913, S. 1030.

Glud verwendet für die Auswaschung des Schwefelwasserstoffs verdünnte Kupfersulfatlösungen und oxydiert das gefällte Kupfersulfid durch Luftsauerstoff zu Sulfat und Thiosulfat. Es tritt also eine beständige Regenerierung der Waschflüssigkeit unter Abscheidung von Schwefel ein, wobei die Oxydation am leichtesten in ammoniakalische Kupferlösung, und zwar nach der Reaktionsformel

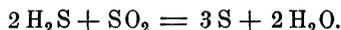


vor sich geht. Das Verfahren, welches auf der Gewerkschaft „Tremonia“ für die Auswaschung der Kokereigase in einer Versuchsanlage ausgeführt wird, gestaltet sich in der Weise, daß die Gase durch eine mit Kupfersalzen versetzte Flüssigkeitssäule gedrückt werden, wobei das umgesetzte Kupfersulfid in einen zweiten Waschturm gelangt, durch den von unten ein Luftstrom durchgedrückt wird. Der im oberen Teil abgeschiedene Schwefel wird gewonnen und zentrifugiert und die regenerierte Flüssigkeit wird wieder zur Auswaschung des Gases im Kreislauf verwendet.

Die Überführung von Schwefelwasserstoff in Schwefel mittels aktiver Kohle hat Engelhardt in der „Zeitschr. f. angew. Chem.“ Nr. 52, Jahrg. 21, bereits näher beschrieben, so daß an dieser Stelle hierauf nur kurz hingewiesen zu werden braucht. Das Wesen dieses Verfahrens beruht bekanntlich darin, daß die aktive Kohle als Oxydationskatalysator den Schwefelwasserstoff zu Wasser und Schwefel oxydiert nach der Gleichung



wobei die Reaktion exothermisch verläuft unter Abgabe von 111 Kalorien. Die Oxydation des Schwefelwasserstoffs wird wesentlich erhöht bei Gegenwart von Ammoniak, der bewirkt, daß der Oxydationsvorgang in einer sehr kurzen Reaktionszone sich abspielt, was für die Reinigung der Kohlendestillationsgase von großen Vorzügen ist. Das Ammoniak braucht hierbei nicht in einer dem Schwefelwasserstoff äquivalenten Menge vorhanden zu sein. Bei 10 g Schwefelwasserstoff im Kubikmeter genügen 0,5 g Ammoniak. Ein weiterer Vorteil dieses Oxydationsverfahrens besteht darin, daß bei lokaler Bildung von Schwefeldioxyd dieses ebenfalls mit dem Schwefelwasserstoff eine Reaktion in Schwefel und Wasser bewirkt nach der Gleichung



Für die Durchführung des Prozesses würde etwa die Luftzusatzmenge genügen, die die Gasanstalten für die Regenerierung der Gasreinigungsmassen dem Leuchtgas zusetzen.

Als wirksames Extraktionsmittel für den in der aktiven Kohle abgeschiedenen Schwefel hat sich das durch Hydrierung des Naphthalins gewonnene Tetralin gezeigt. Außer den guten Lösungseigenschaften hat das Tetralin den Vorzug, daß die aktive Kohle nach der Extraktion ohne Trocknung oder Ausdampfung sofort wieder für die weitere Behandlung verwendet werden kann, d. h. also ihre Aktivität durch Gegenwart von Tetralin nicht verliert. Man kann auf diese Weise dasselbe Gefäß für die Absorbierung und Extraktion

des Schwefels verwenden, was das Verfahren auf diese Weise sehr einfach gestaltet <sup>1)</sup>.

Kohlensaures Ammoniak. Ein anderes Bindungsmittel für Ammoniak ist die Kohlensäure, die bei den Kokereien und Gasanstalten als unerwünschtes Nebenprodukt in genügender Menge fällt, und in Verbindung mit Ammoniak das sogenannte Ammonbicarbonat,  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ , liefert, welches 17,7 Proz. N bzw. 21,5 Proz.  $\text{NH}_3$  enthält. Die infolge der losen Bindung des Ammoniaks entstehenden Verdunstungsverluste haben sich nach eingehenden Versuchen der „Phönix“ A.-G., Zeche Holland, wo dieses Produkt zuerst fabrikatorisch hergestellt ist, als nicht so bedeutend herausgestellt, als anfänglich vermutet wurde. Lagerungsversuche dieser Zeche ergaben bei Verpackung in Fässer einen Verlust von rund 5 Proz. in 50 Tagen. Die mit dem Salz vorgenommenen Düngungsversuche haben durchweg gezeigt, daß dasselbe dem Sulfat an Wirkung nicht nachsteht, sondern einen besser und schneller wirkenden Stickstoffdünger darstellt <sup>2)</sup>. Das an Schwefelsäure bzw. Cl gebundene Ammoniak hat den Nachteil, daß die in ihm enthaltenen Säuren bei dauernder Verwendung den Boden insofern nachteilig verändern, als sie mit dem Kalk wasserlösliche Salze bilden, die aus dem Boden ausgewaschen und zur Verarmung des Bodens an Kalk führen. Von diesen Nachteilen ist das kohlensaure Ammoniak nicht nur frei, sondern es besitzt in der Kohlensäure einen Pflanzennährstoff, der in letzter Zeit Gegenstand eingehenden Studiums geworden ist.

Ammoniaksoda. Die Kohlensäure erhält man bei der Herstellung des verdichteten Ammoniakwassers in Abtreibern. Es wird also auf verdichtetes Ammoniakwasser von etwa 20 Proz. Ammoniak gearbeitet, das in einem mit Rührwerk versehenen Sättiger mit der aus dem Abtreiber kommenden Kohlensäure behandelt wird. Der mit der Kohlensäure eingeleitete Schwefelwasserstoff geht ungebunden durch, während die Kohlensäure zum größten Teil festgehalten wird. Die Bicarbonatbildung ist in etwa 10 bis 12 Stunden beendet, wonach das Salz im Schleudern abgezogen und hier von der Lauge getrennt wird. Das geschleuderte Salz wird als Fertigprodukt in Fässer verpackt, während die zu etwa  $\frac{1}{10}$  der ursprünglichen Menge fallende Lauge in den Betrieb zurückkehrt und zur Anreicherung neuer Mengen Gaswasser dient. Nach Gluud <sup>3)</sup> stellen sich die bei dem ständigen Wechsel der Betriebskosten jetzt nur noch als Vergleichswerte anzusehenden Kosten für die Bindung von zwei Tonnen Ammoniak in Form von

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	$\left\{ \begin{array}{l} \text{beim direkten} \\ \text{„ halbdirekten} \\ \text{„ indirekten} \end{array} \right.$	Verfahren . . . . .	auf 11 890—16 690	Mark
		„ . . . . .	„ 12 665—17 465	„
		„ . . . . .	„ 14 990—19 790	„
$\text{NH}_4\text{NO}_2$ . . . . .		„	19 783	Mark
$\text{NH}_4\text{Cl}$ . . . . .		„	17 313	„
$\text{NH}_4\text{HCO}_3$ . . . . .		„	8 492	„

<sup>1)</sup> Brennstoffchemie, Nr. 23, Jahrg. 1922, S. 355.

<sup>2)</sup> Chemiker-Ztg. 1922, Nr. 92. Riedel, „Ausnutzung der Hochofengase zur Kohlensäuredüngung“, Stahl u. Eisen 1919, S. 1497.

<sup>3)</sup> Chemiker-Ztg. 1922, S. 716.



eine besondere Leitung  $f$  dem Gasstrom wieder zugeführt werden. Das Rohwasser gelangt zu dem Zweck durch die Leitung  $e$  in den obersten Teil der Kolonne, wo es herabrieselt und von den von unten aufsteigenden heißen Dämpfen, die durch ein in der Leitung  $S$  eingeschaltetes Ventil reguliert werden können, vom Schwefelwasserstoff und von der Kohlensäure befreit wird. Das hierbei auch zum Teil entstehende freie und halb gebundene Ammoniak wird in dem oberen Teil der Kolonne von dem kalten herabrieselnden Wasser größtenteils wieder gelöst und fließt mit dem übrigen Rohwasser durch die Umgangsleitung  $h$  in den unteren Teil der Kolonne, von wo es durch die Überlaufleitung  $n$  in die Kalkkolonne  $C$  übertritt. Das hier ausgetriebene und von seinen Bindungssäuren befreite Ammoniak gelangt durch die Leitung  $S$  zum Ammoniakwasserverdichter. Durch das Ventil  $V$  und ein in die Leitung  $S$  eingebautes Ventil wird der Strom so eingestellt, daß ein Teil der Dämpfe durch die Kolonne  $a$  zur Entsäuerung des Rohwassers Verwendung findet.

Durch Leitung  $S$  gelangt das Ammoniak in den gußeisernen Verdichtungsapparat, der mit gußeisernen Kühlrohren versehen ist und aus zwei Teilen, dem Rückflußkühler und dem eigentlichen Verdichter besteht. In dem oberen Rückflußkühler wird je nach den gewünschten Konzentrationsgraden ein Teil der Wasserdämpfe als Kondensat entzogen, das auf die Nebenkolonne des Abtreibers zurückfließt. Die an Ammoniak angereicherten Dämpfe gelangen in den zweiten sogenannten Verdichtungskühler, wo sie zu einer Flüssigkeit verdichten, die als verdichtetes Ammoniak mit etwa 20 Proz. Ammoniakgehalt durch einen Schautopf in den Vorratsbehälter abfließt. — Der Dampfverbrauch beträgt etwa 30 t pro 100 cbm abgetriebenes Rohwasser.

Cyan. Die zunehmende Bedeutung des Cyans, hervorgerufen durch die Fortschritte in der chemischen Industrie und besonders durch die Aufbereitung der Golderze, hat das Interesse auch in den Kokereikreisen wachgerufen und zur Gewinnung dieses Produktes aus den Gasen angespornt. Die einzige Möglichkeit, das Cyan vollständig, und zwar in brauchbarer leicht verkäuflicher Form zu gewinnen, bietet das „nasse Verfahren“.

Das bekannteste und namentlich auf den Gasanstalten weit verbreitetste ist das Dr. Buebsche Verfahren. Bueb arbeitet darauf hin, unter Mitwirkung des im Gase enthaltenen Ammoniaks die in den Wäschern eingeführte Eisenvitriollösung in unlösliches Ferrocyanür,  $\text{Fe}_2\text{Fe}(\text{CN})_6$ , überzuführen. Im Wascher selbst bildet sich außerdem noch lösliches Ferrocyanammonium,  $(\text{NH}_4)_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ . Durch Kochen mit überschüssigem Eisenvitriol wird das Gemisch in unlösliches Ferrocyanür und Ammonsulfat übergeführt, und das Ferrocyanür gewöhnlich mit Kalk aufgeschlossen und zu Cyankali weiter verarbeitet. Das Buebsche Verfahren hat trotz der Zuverlässigkeit insofern verschiedene Nachteile, als zunächst der Verbrauch an Eisenvitriol ein sehr großer ist (3 Atome Eisen und 1 Mol. der Verbindung) und weiter ein Drittel des im Gase vorhandenen Ammoniaks zur Cyangewinnung aufgebraucht wird. Bei dem Dr. Leybold-Schmidtschen Verfahren, welches auf dem Gaswerk in Hamburg eingeführt ist, besteht die Waschflüssigkeit aus Eisenvitriol und Kalkmilch. Das Ammoniak wird vorher aus dem Gase entfernt, und das Endprodukt ist Ferrocyancalcium,  $\text{Ca}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ .

Die Vorzüge dieses Verfahrens liegen darin, daß zunächst nur der dritte Teil Eisenvitriol verwendet werden braucht und außerdem das Ammoniak

vorher aus dem Gas vollständig entfernt und unabhängig von Cyan verarbeitet werden kann. Für die Auswaschung dient ein rotierender, sogenannter Holmes-Wascher mit sechs Kammern. Jede derselben trägt im Innern zwei aus Blechscheiben bestehende Trennungswände, die in der Mitte durchbrochen sind und so dem Gas den erforderlichen Durchgang frei lassen. Jede Kammer hat mehrere Putzöffnungen und einen Schlammkasten mit Rohranschlüssen für den Ein- und Austritt der Waschflüssigkeit. Die aus einzelnen Brettsegmenten mit eingesetzten Holzstäben bestehenden Waschelemente werden durch eine mit Stopfbüchsen gelagerte Welle in langsame, rotierende Bewegung versetzt, wobei die Waschflächen immer von neuem abgespült und mit frischer Waschflüssigkeit befeuchtet werden, so daß auf diese Weise eine innige Berührung des Gases mit der Waschflüssigkeit vor sich geht. Die erste Füllung des Washers erfolgt in der Weise, daß alle Kammern mit Eisenvitriollösung bis zu einer gewissen Höhe gefüllt werden. Zum Zweck der Füllung und Entleerung ist jeder Schlammkasten mit zwei Anschlüssen versehen. Zum Transport der Flüssigkeit dient eine Flügelpumpe aus Phosphorbronze, die an der Hauptleitung eingebaut ist. Nach Füllung des Washers wird durch die seitlichen Anschlüsse von Zeit zu Zeit jeder Kammer eine gemessene Kalkmilchmenge zugeführt. Der Prozeß dauert dann so lange, bis das in der ersten Kammer befindliche Eisen gebunden ist. Dann wird die Flüssigkeit aus Kammer 1 abgelassen und die Lösung von 2 nach 1 und von 3 nach Kammer 2 usw. umgepumpt. Die letzte Kammer wird immer mit frischem Vitriol beschickt. Nach dem genannten Verfahren läßt man die aus 1 entfernte Lauge absetzen, wobei sich das suspendierte Calciumsulfat niederschlägt. Man führt dies mit Zusatz von Eisenvitriol wieder in die letzte Kammer ein. Durch diese Manipulation werden sehr hoch gesättigte Laugen erzielt und die Kosten für das Eindampfen vermindert.

Pyridin. Die Pyridinbasen, welche bei der Verkokung sowohl als primäre als auch als sekundäre pyrogene, zersetzte Produkte anzusehen sind, umfassen die Körper der Formel  $C_nH_{2n} - 5N$ , deren Kern dem Benzolkern analog ist mit dem Unterschied, daß an Stelle der dreiwertigen CH-Gruppe ein Stickstoffatom tritt. Die Siedepunkte liegen zwischen 115 und 230° C. Das bis 160° siedende Destillat, welches vorwiegend Pyridin,  $C_5H_5N$ , die Methylpyridine (Picoline)  $C_6H_7N$  und die Dimethylpyridine (Lutidine)  $C_7H_9N$  enthält, dient zur Denaturierung des Spiritus, während die höher siedenden minderwertigen Destillate für die Herstellung des hochprozentigen Anthracens verwendet werden, und zwar auf Grund des großen Lösungsvermögens für die das Anthracen begleitenden Körper Phenanthren und Carbazol.

Ein Teil der Pyridinbasen wird vom Teer aufgenommen und bei der nachherigen Destillation aus dem Leichtöl bzw. Carbolöl wiedergewonnen. Ein anderer Teil, und zwar der leichter siedende, wertvollere bleibt in den Destillationsgasen oder wird vom Ammoniakwasser aufgenommen und bei der Sulfatherstellung zum Teil zersetzt, was an dem ausgesprochenen Pyridingeruch der Säurebäder wahrnehmbar ist.

Bei dem zunehmenden Bedarf an Pyridinbasen und dem zurzeit hohen Preise von 600 000 Mark pro 100 kg ist es wichtig, auch der Gewinnung des Pyridins aus den Koksofengasen besondere Beachtung zu schenken. Versuche haben ergeben, daß die nicht mit dem Teer verflüssigten und in den Gasen

verbleibenden Pyridinbasen, auf 1 t verkokter Kohle bezogen, etwa 45 g betragen. Der größte Teil dieser dampfförmigen Pyridinbasen wird von der Schwefelsäure im Sättiger absorbiert und zu Pyridinsulfat gebunden und bleibt als solches im Bade in Lösung. So konnte bei Versuchen auf einer amerikanischen Kokerei in Toledo festgestellt werden, daß bei einem Pyridin-gehalt der Badflüssigkeit von 2,5 Proz. kein Pyridin im Ammonsulfat nachzuweisen war. Dies war erst, und zwar in Mengen von 2,5 Proz. möglich, als die Badflüssigkeit einen Gehalt an Pyridin von 7,5 Proz. aufwies <sup>1)</sup>.

Um das Pyridin aus dem Ammoniaksättiger der Kokereien zu gewinnen, läßt man das Bad so lange gehen, bis die ersten Spuren Pyridin im Salz nachweisbar sind. Dann stellt man den Sättiger um und läßt die pyridinhaltige, an der Oberfläche der Ammonsulfatlauge sich abscheidende Flüssigkeit in einer besonderen, mit Blei ausgeschlagenen Pyridinblase ab und bearbeitet dieselbe mit Ammoniakdämpfen aus einem Abtreiber. Hierbei wird das Pyridinsulfat in freies Pyridin und Ammonsulfat umgesetzt, wobei die Reaktionswärme ausreicht, die Lauge ins Sieden zu bringen und das Pyridin völlig abzutreiben. Das letztere wird mit den Wasserdämpfen in einem Kühler niedergeschlagen und in einer besonderen Vorlage aufgefangen. Die Trennung des so gewonnenen wasserhaltigen Pyridins wird in der Weise vollzogen, daß demselben festes Ammonsulfatsalz (100 g auf 1 Liter) zugesetzt wird. Das Ammonsulfat nimmt das Wasser auf und scheidet sich als spezifisch schwerere Flüssigkeit am Boden ab, während das so getrennte und getrocknete Pyridin von der Oberfläche in einem Behälter abgezogen und in eisernen Blasen in Form der Leichtölblasen durch Destillation und Rektifikation in bekannter Weise weiter verarbeitet wird.

Wenn man bedenkt, daß von dem gesamten Stickstoff der Kohle nur etwa ein Fünftel bei der Destillation in Ammoniak übergeführt wird, so liegen die Bestrebungen nahe, Mittel und Wege zu finden, die Ausbeute durch weitere Umsetzung von Stickstoff und Stickstoffverbindungen in  $\text{NH}_3$  zu erhöhen.

Katalytische Gewinnung des Ammoniaks. Hinsichtlich der Kohlenstickstoffverbindungen hat Verfasser gefunden, daß dieselben auf katalytischem Wege schon bei verhältnismäßig niedriger Temperatur in  $\text{NH}_3$  und  $\text{CO}_2$  umgesetzt werden, wenn man sie bis etwa  $300^\circ$  beispielsweise auf Eisenoxyd bzw. eisenoxydhydrathaltige Massen einwirken läßt <sup>2)</sup>.

Der N-Gehalt der Pyridinsulfosäure konnte hierbei zu 54 Proz., der des Albumins zu 70 Proz., der des Blutlaugensalzes zu 98 Proz. und der des Berlinerblaus zu 95 Proz. in  $\text{NH}_3$  übergeführt werden.

Durch Überleiten eines Kokereigases mit 40,4 g Gesamtcyan als  $\text{HCN}$  in 100 cbm erhielt Verfasser in dem mittels Schwefelsäure von  $\text{NH}_3$  befreiten Gas in einem Fall 47,6, im anderen Fall 32,7 g  $\text{NH}_3$  in 100 cbm. Hiernach sind an der Umsetzung nicht allein der Cyanstickstoff, sondern auch andere Stickstoffverbindungen, Pyridine usw. beteiligt gewesen. Das Gas hatte beim Verlassen des Reaktionsrohres im Durchschnitt  $75^\circ$ , so daß pyrogene Zersetzungen der Kohlenwasserstoffe hierbei nicht zu befürchten sind <sup>3)</sup>. Den

<sup>1)</sup> „Glückauf“ 28, Jahrg. 58.

<sup>2)</sup> D. R.-P. Nr. 257 188.

<sup>3)</sup> Chemiker-Ztg. 1911, S. 943.

in ausgebrauchter Gasreinigungsmasse vorhandenen Stickstoff hat Verfasser nach seinem Verfahren zu 90 bis 95 Proz. in Ammoniak umgesetzt. Bei stark ausgebrauchter Masse ist der Katalysator durch entsprechenden Zusatz von frischem Erz zu ergänzen.

Vor Auswaschung der Benzolkohlenwasserstoffe müssen die beim direkten oder halbdirekten Ammoniakprozeß vorgewärmten Destillationsgase auf 20 bis 25° C rückgekühlt werden. Die Rückkühlung erfolgt in Wasserrohrkühlern nach Fig. 62. Zur Rückkühlung eines Gases von 50° C auf 20 bis 25° C werden für je 1000 cbm 4 bis 5 qm Kühlfläche benötigt. Die stündliche Kühlwassermenge beträgt 0,5 cbm auf 1000 cbm Gas.

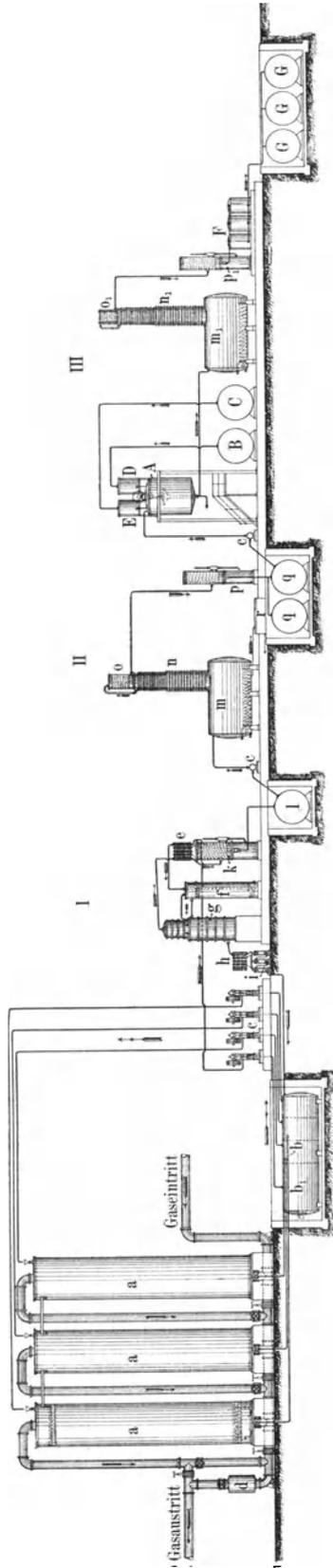
**Die Gewinnung der Benzolkohlenwasserstoffe** geschieht heute allgemein durch Waschung der Gase mit Teeröl nach dem Gegenstromprinzip in hintereinander geschalteten Washern von 20 bis 25 m Höhe und 3 m Durchmesser, welche, wie bei den Ammoniakhordenwashern, mit Holzhorden ausgelegt sind. Für je 1000 cbm Gas nimmt man zweckmäßig eine Waschfläche von nicht unter 100 qm. Außer der Waschfläche ist auch auf die Zeitdauer Rücksicht zu nehmen, während welcher das Gas mit dem Öl in Berührung ist, d. h. auf den Rauminhalt, den die Waschfläche ausfüllt. Dieses Volumen soll zweckmäßig nicht unter 15 cbm pro 1000 qm Waschfläche betragen. Zwecks Erreichung einer guten Auswaschung muß man bestrebt sein, die Geschwindigkeit der Gase auf ein Minimum zu verringern, und zu dem Zweck sollte der Durchmesser der Wascher so gewählt werden, daß die Geschwindigkeit der Gase nicht über 0,75 m pro Sekunde beträgt. Das benzolhaltige Gas wird mit einem Teeröl gewaschen, das ein spezifisches Gewicht von 1,05 bis 1,06 hat und bei der Fraktion von 200 bis 300° mindestens 80 Proz. übergelende Bestandteile besitzt. Das Öl, welches bis 200° C nicht mehr als 10 Proz. übergelende Bestandteile haben soll, hat die Eigenschaft, Benzol und seine Homologen zu absorbieren, und zwar um so eingehender, je größer die Verteilung und je niedriger die Waschungstemperatur ist. Den Gang der Benzolgewinnung zeigt die schematische Darstellung Fig. 79.

Die Anreicherung des Öles erfolgt wie bei der Ammoniakwaschung. Zum Auffangen der verschiedenen angereicherten Öle dient ein außerhalb der Benzolfabrik aufgestellter Anreicherungsbehälter mit durch Überläufe verbundenen Abteilungen, aus dem beispielsweise eine Pumpe von 12 cbm das abgetriebene frische Öl auf den Ausgangswascher pumpt, während eine zweite Pumpe von 14 cbm stündlicher Leistung das schwach angereicherte Öl auf den zweiten Wascher und eine Pumpe von 16 cbm stündlicher Leistung das mittelstarke Öl auf dem Eingangswascher im Rundlauf hält. Aus dem vierten Abteil wird das hier übertretende, stark angereicherte Öl durch eine Pumpe von 12 cbm auf den Abtreiber gebracht.

Mittels dieser sich in der Praxis bestens bewährten Waschmethode ist man in der Lage, große Mengen zur ausgiebigen Auswaschung der Benzolkohlenwasserstoffe über die Wascher zu pumpen, ohne daß der Abtreiber durch zu große Mengen belastet, der Dampfverbrauch unnötig erhöht und das Öl frühzeitig durch den Abtrieb verschlechtert wird.

Die Bewegung des Washöles geschieht durch Plunger- oder Rotationspumpen, die mittels Riemen von einer Transmission angetrieben werden. Zur Auswaschung von je 100 000 cbm Gas werden stündlich 6 cbm Washöl auf

Fig. 79.



Schematische Darstellung einer Benzolgewinnungsanlage.

- I. Leichtölanlage.**
- a* Benzolwäscher, *b* Ölkreislaufbehälter,
  - b*<sub>1</sub> Kammer für angereichertes Waschlöl,
  - c* Pumpen, *d* Ölabscheider, *e* Wärmetauscher,
  - f* Ölheizter, *g* Abtreibeapparat, *h* Ölvorwärmer,
  - f* Ölheizkühler, *k* Leichtölkondensator,
  - l* Sammelbehälter für Leichtöl.
- II. Rohbenzolgewinnung.**
- m* Destillierblase, *n* Rektifizierkolonne,
  - o* Rückflußkühler, *p* Benzolkühler,
  - q* Behälter für Rohprodukte, *r* Kuhlpfanne.
- III. Gewinnung der gereinigten Produkte.**
- A* Rührwerk, *B* Behälter für Schwefelsäure,
  - C* Behälter für Natronlauge, *D* Melßgefäß für Schwefelsäure, *E* Melßgefäß für Natronlauge,
  - m*<sub>1</sub> Destillierblase, *n*<sub>1</sub> Rektifizierkolonne,
  - o*<sub>1</sub> Rückflußkühler, *p*<sub>1</sub> Benzolkühler, *F* Vorlagen,
  - G* Behälter für Fertigprodukte.

dem Ausgangswascher im Kreislauf benötigt. Da das Waschöl während des Betriebes infolge Verharzung dickflüssiger wird und das Aufnahmevermögen des Öles für Benzol mit zunehmender Viskosität fällt, so ist es zweckmäßig, das Öl hin und wieder auf seine Zähflüssigkeit zu untersuchen. Verfasser hat gefunden, daß bei einer Viskosität von 12 das Aufnahmevermögen zurückgeht und bei 15 bis 18 derartig fällt, daß es zweckmäßig ist, das Öl abzustoßen.

Einen Nachteil dieses einfachen Ölwaschverfahrens bildet die unvollkommene Absorption, die durch die chemische Beschaffenheit der Gase sowie deren Temperatur in hohem Maße beeinflußt wird und nicht unbeträchtliche Verluste an Benzol im Gefolge haben kann. Man kann sagen, daß nach dem Teerölwaschverfahren im günstigsten Falle 80 Proz. der im Gas vorhandenen absoluten Mengen Benzol gewonnen werden, auch wenn die Waschflächen noch so groß bemessen sind. Diese unvollkommene Gewinnung liegt an der hohen Tension der Benzoldämpfe, die bei 0° 25,3 mm Quecksilbersäule beträgt. Bei dieser Temperatur vermag das Gas noch 116 g Benzoldämpfe aufzunehmen. Da ein Gas von einer bestimmten Temperatur mit Dampf einer Flüssigkeit gesättigt ist, wenn der Partialdruck dieses Dampfes der Gasspannung bei der betreffenden Temperatur entspricht, und da die Volumina der verschiedenen im Gas enthaltenen Körper ihren Partialdrucken proportional sind, so läßt sich für jede Temperatur aus der Tension das jeweilige Aufnahmevermögen des Gases berechnen.

Beträgt die Tension des Benzols bei 0° = 25,3 mm, und ist das Gas bei 0° und 760 mm mit Benzol gesättigt, so muß der Partialdruck 25,3 mm und der Druck des Gesamtgases oder Gasgemisches 760 mm betragen. Aus der Proportion  $\frac{\text{Benzol}}{\text{Gasgemisch}} = \frac{25,3}{760}$  ergibt sich das Volumen des Benzoldampfes, das bei 100 Liter  $\frac{x}{100} = \frac{25,3}{760} = 3,33$  Liter beträgt.

Da das Molekulargewicht eines jeden Bestandteiles bei 0° und 760 mm einem Volumen von 22,4 Liter entspricht, so beträgt das Gewicht von einem Liter Benzoldampf, dessen Molekulargewicht 78 ist, bei 0° = 3,49 g. Das in 100 Liter Gas bei 0° berechnete Volumen von 3,33 Liter Benzoldampf hat also ein Gewicht von 11,61 g. Somit enthält das gesättigte Gas bei 0° in 1 cbm = 116,1 g Benzol.

Aus der Tension läßt sich daher für jede Temperatur die Sättigungsmenge des Gases an Benzol feststellen. Dieselbe beträgt:

Temperatur des Gases Grad	Tension des Benzols mm	Sättigungs- menge Benzol in 1 cbm Gas	Temperatur des Gases Grad	Tension des Benzols mm	Sättigungs- menge Benzol in 1 cbm Gas
— 20	5,8	28,6	+ 30	120,2	497,5
— 15	8,8	43,2	+ 40	183,6	735,5
— 10	12,9	61,5	+ 50	271,4	1052
— 5	18,3	85,5	+ 60	390,1	1470
0	25,3	116,1	+ 70	547,4	1995
+ 10	45,3	200,0	+ 80	751,9	2870
+ 20	75,7	327,6			

Benzolabsorbierung mittels aktiver Kohle. An Stelle des Waschöles sind in den letzten Jahren von den Farbenfabriken Bayer Versuche unternommen worden, die darauf hinauslaufen, die in den Gasen enthaltenen Benzolkohlenwasserstoffe mittels aktiver Kohle zu absorbieren. Diese aktive Kohle, sogenannte Chlorzinkkohle, wird nach dem D. R.-P. Nr. 290 656 erzeugt. Als Ausgangsmaterial dient vorwiegend Zellulose und deren Abbauprodukte enthaltende Stoffe, die unter entsprechenden Zusätzen einem Verkokungsprozeß unterworfen werden, der sich dadurch kennzeichnet, daß sich keine oder nur geringe Mengen teerige Destillationsprodukte bilden, so daß der Destillationsrückstand aus einem sehr hochprozentigen kohlestoffhaltigen Produkt besteht und außerdem durch die Zusätze eine hochporöse Beschaffenheit zeigt.

Auch Fischer hat sich mit der Herstellung von aktiver Kohle und deren Wirksamkeit auf die Absorbierung der Kohlenwasserstoffe beschäftigt<sup>1)</sup> und gefunden, daß die natürlichen Kohlen um so wirksameren Koks liefern, je jünger sie sind. Insbesondere fand Fischer, daß der Koks eines Lignits, als außerordentlich billiges Material, eine Absorptionsfähigkeit von über 20 Proz. seines Gewichtes hatte, also ungefähr so viel wie die aktive Kohle von Bayer.

Wenn die Gewinnung der Benzolkohlenwasserstoffe nach dem Bayerischen Verfahren mittels aktiver Kohle durchgeführt werden soll, so muß naturgemäß auch für ein entsprechendes preiswertes Absorptionsmittel Sorge getragen werden, und es wäre daher zu begrüßen, wenn eine entsprechend billige Fabrikationsweise für eine hochwertige Absorptionskohle gefunden wird.

Das Prinzip des Benzolabsorptionsverfahrens besteht darin, daß beim Durchgang durch eine Schicht aktive Kohle die Gase ihre leicht kondensierbaren Bestandteile, in diesem Falle die Benzolkohlenwasserstoffe, an diese restlos abgeben. Als unterste Norm gilt, daß aktive Kohle bei vollständiger Sättigung mit Benzol aus 25 g Benzol im Kubikmeter enthaltender Luft von 20° C mindestens 25 Proz. ihres Gewichtes an Benzol absorbieren muß. Der Absorptionsvorgang geschieht in der Weise, daß das Gas durch zwei oder drei hintereinandergeschaltete Absorptionstürme geschickt wird, in denen die aktive Kohle auf einem Siebrost, der mit einer geringen Schicht Quarzstücken belegt ist, aufgeschichtet wird. Es ist zweckmäßig, daß die Absorptionsschichten nicht zu hoch, dafür aber in breiterer Schicht angewandt werden, da sich gezeigt hat, daß die Wirksamkeit der aktiven Kohle um so größer ist, je langsamer das Gas diese Schichten durchstreicht. Das Gas wird von oben nach unten durchgeleitet, und wenn die Kohle mit Benzolkohlenwasserstoffen gesättigt ist, werden die Absorptionstürme aus dem Gaskreislauf ausgeschaltet und mit überhitztem, entspanntem Dampf behandelt. Der Absorptionsturm wird in einem Falle also gleichzeitig als Abtreibapparat benutzt, wobei die mit dem Dampf kondensierten Produkte in der gewöhnlichen Weise in einem Scheidetrichter gewonnen und die flüssigen Benzole von dem Wasser getrennt aufgefangen werden.

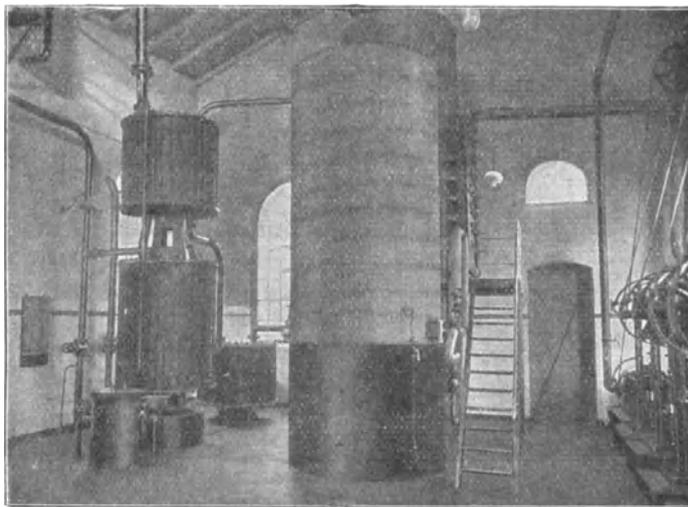
Das auf diese Weise gewonnene Vorprodukt unterscheidet sich von dem mit Waschöl gewonnenen Vorprodukt zunächst in der heller gelblichgrünen Flüssigkeit, sodann fehlt bei diesem Produkt der für das Waschölvorprodukt charakteristische Phenol- bzw. Kresolgeruch. Das spezifische

---

<sup>1)</sup> Brennstoffchemie, Heft 16, Jahrg. 1922.

Gewicht des Kohlevorproduktes beträgt 0,85 bei 15° gegenüber 0,9 bis 0,93 bei dem Waschölvorprodukt. Während das Waschölvorprodukt einen nennenswerten Gehalt an hochsiedenden Benzolkohlenwasserstoffen enthält, die allerdings vorwiegend aus dem Waschöl selbst stammen, enthält das Kohlevorprodukt nur etwa 2 Proz. über 140° siedende Bestandteile, so daß es nach den Siedegrenzen fast als 80er Handelsbenzol anzusprechen ist. Bei der Waschung mit Schwefelsäure und Natronlauge verhält sich das Kohlevorprodukt wesentlich günstiger als das Waschölvorprodukt, während infolge Fehlens der phenolhaltigen bromaddierenden Körper der Waschverlust ein erheblich geringerer ist.

Fig. 80.



Leichtöl-Gewinnungsanlage.

Abtrieb der Benzolkohlenwasserstoffe. Der Abtrieb der vom Waschöl absorbierten Benzolkohlenwasserstoffe geschieht im Betrieb kontinuierlich, wobei man sich eine möglichst innige Ausnutzung der Wärme zur Aufgabe gemacht hat. Als Wärmeaustauscher haben sich die aus dünnem Gußeisen hergestellten und gegen  $\text{NH}_3$ - und  $\text{H}_2\text{S}$ -Dämpfe unempfindlichen Apparate, System Henneberg (Fig. 80), gut bewährt. Der Wärmeaustausch wird bei diesen Apparaten derartig bewerkstelligt, daß durch ein Element das kalte abzutreibende Öl geführt wird, während durch das jedesmal darüber liegende Element das heiße abgetriebene Öl in spiralförmig angeordneten Gängen kursiert. Von diesem Wärmeaustauscher gelangt das Öl in einen zweiten Apparat, bei dem in gleicher Weise ein Wärmeaustausch der heißen abgetriebenen Benzoldämpfe vorgenommen werden kann. Durch diese Anordnung kann eine Vorwärmung des Öles auf 80° erreicht werden.

Der Benzolabtreiber besteht aus einem Kolonnenapparat, dessen Teller runde oder herzförmige Dephlegmierhauben tragen, und auf denen das Öl nach Vorwärmung in einem getrennt stehenden Ölerhitzer verteilt wird.

Der Ölerhitzer, von denen einer in Reserve ist, besteht aus einem zylindrischen schmiedeeisernen Behälter, welcher im Innern senkrecht eingewalzte schmiedeeiserne Heizrohre oder eine schmiedeeiserne Heizschlange trägt, durch die das Öl geführt wird, während außen der heiße Dampf steht. Da schmiedeeiserne Rohre von Ölen mit Schwefel- oder Ammoniakverbindungen stark angefressen werden <sup>1)</sup>, so verwendet man in solchen Fällen zweckmäßiger Ölerhitzer mit gußeisernen Heizrohren, die schlangenwindungenartig in horizontaler Lage angeordnet sind und um die das Öl mittels eingelegter Platten zwangsweise geführt wird. Der Ölerhitzer kann auch als zweiter Kolonnenapparat ausgebildet sein. In diesem Falle tritt das Öl, wie aus Fig. 81 ersichtlich, in

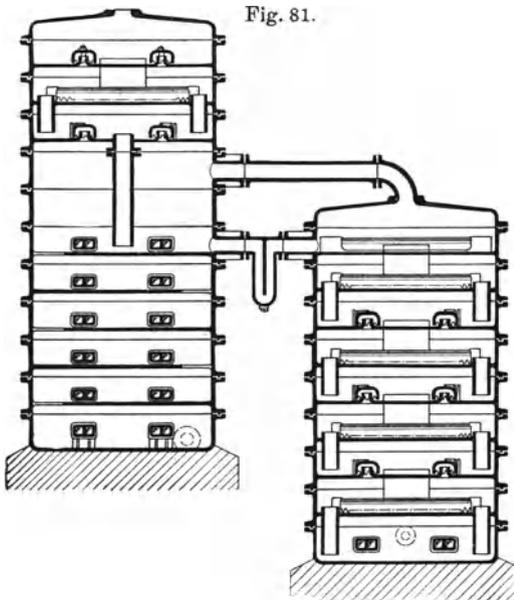


Fig. 81.

Leichtöl-Abtreiber.

der untersten Kammer des linksstehenden Kolonnenapparates ein, der im unteren Teile herausnehmbare Dampfheizkörper trägt.

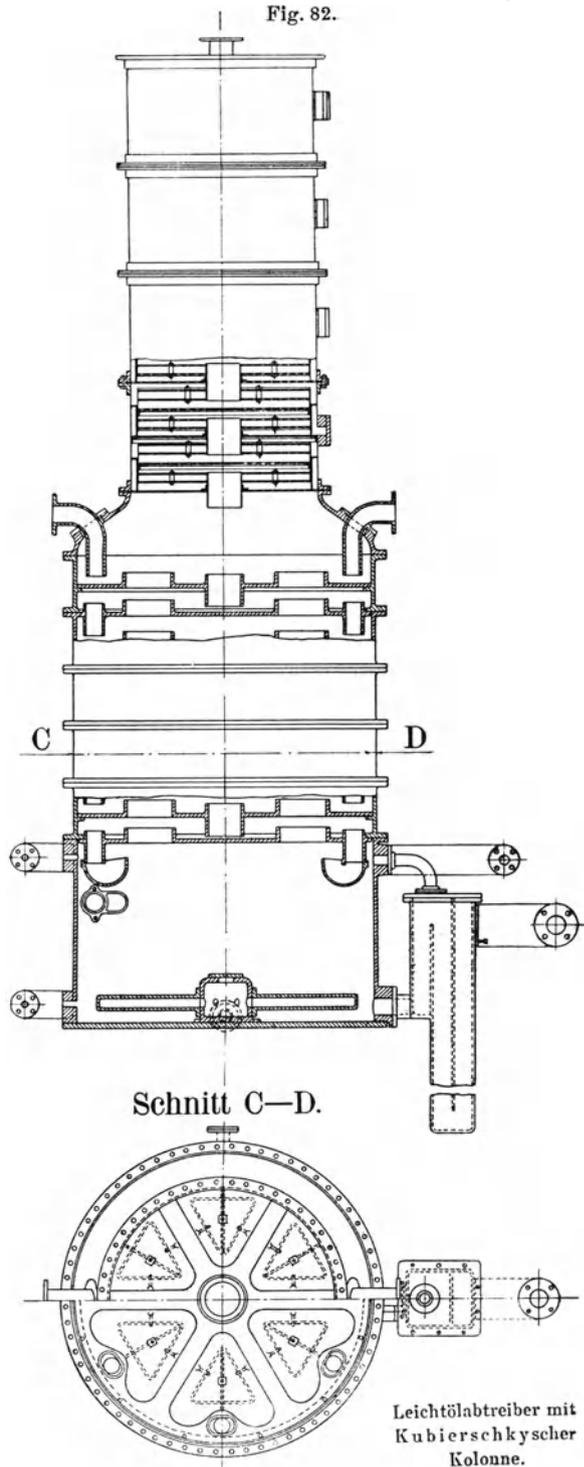
Während die Benzoldämpfe durch den oberen Teil der Kolonne abgeführt werden, fließen die höher siedenden Produkte mit dem Öl durch den Überlauf nach dem zweiten tiefer stehenden Apparat und verteilen sich über langgestreckte oder runde, unten ausgezackte, mit Zwangsführung versehene Hauben, unter denen von unten her direkter Dampf entgegenströmt. In der untersten Kammer ist außerdem noch eine Auskochung durch geschlossene Heizkörper vorgesehen.

Um ein möglichst konzentriertes Leichtöl zu erhalten,

empfehl es sich, auf der oberen Dephlegmierkolonne des Abtreibers einen Rückflußkühler aufzustellen, der gleichzeitig als Vorwärmer wirkt, indem das zum Kühlen benutzte Waschöl von etwa 80° C durch den Austausch weiter vorgewärmt wird. Die im Rückflußkühler niedergeschlagenen hochsiedenden, wasserhaltigen Destillationsprodukte gelangen nach Scheidung des Wassers mittels einer Florentiner Flasche von 2 m Länge in das angereicherte Waschöl oder in den unteren Teil des Abtreibers zurück. Auf diese Weise erhält man ein angereichertes Vorprodukt von 95 Proz. Benzolkohlenwasserstoffen. Die voraufgehende Scheidung des Wassers aus dem Kreislauf des Abtreibeprozesses bewirkt eine Entlastung der Apparatur und eine Ersparnis an Dampf.

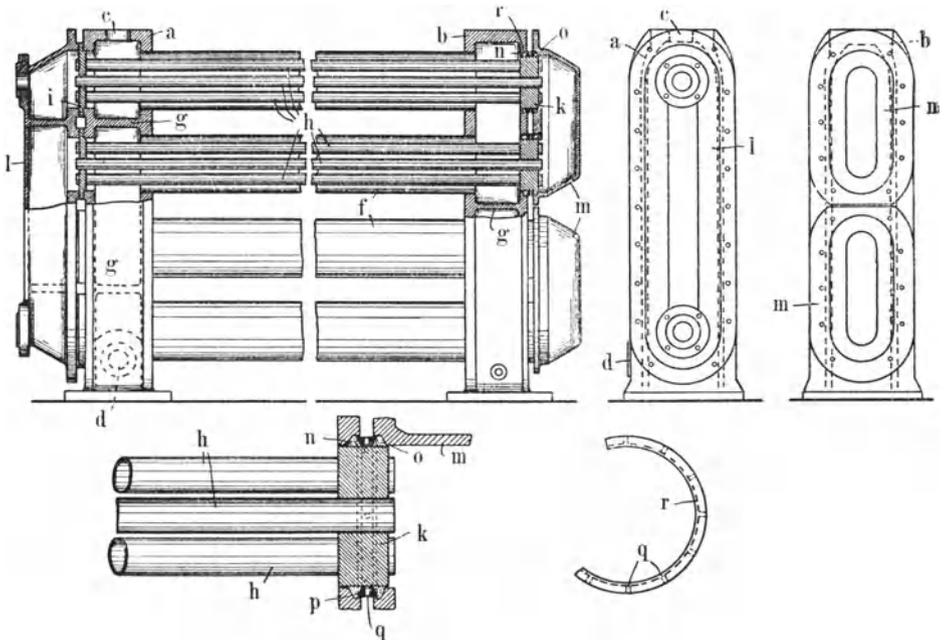
<sup>1)</sup> In der stark angefressenen Schicht eines schmiedeeisernen Siederohres fand Verfasser 2,2 Proz. Schwefel.

Zum Abtreiben des benzolhaltigen Waschöles wird vielfach der durch die Firma Borrmann vertretene und in der Kokereiindustrie eingeführte Kolonnenapparat System Kubierschky angewandt. Dem Kubierschkyschen System liegt folgendes Prinzip zugrunde. Da das Raumgewicht des Wasserdampfes stets geringer ist als das Raumgewicht der bei den gebräuchlichen Destillationsprozessen abgetriebenen Dämpfe, so wird beim Destillieren von Flüssigkeiten, in diesem Falle benzolhaltigem Waschöl, mit Wasserdampf, infolge der stetigen Anreicherung des Wasserdampfes an Benzolkörpern, von Kolonne zu Kolonne eine stufenweise Erhöhung des Raumgewichtes eintreten. Dieses Schwerkere werden der aufsteigenden Dämpfe benutzt Kubierschky, um aus jeder Kammer zuerst die schwersten, d. h. angereichertsten Dämpfe zu entfernen, ehe die frischeren, leichteren Dämpfe aus der nächst tiefer liegenden Kolonne hineingelangen können. Dies wird in der Weise erreicht, daß, im Gegensatz zu den bisher gebräuchlichen Kolonnenapparaten, das spezifisch leichtere Dampfgemisch in jede Kammer oben eingeführt wird. Hier breitet es sich auf dem in der Kammer vorhandenen schweren



Dampfgemisch aus und sinkt schichtenweise nach unten in dem Maße, wie die schwerer gewordenen Dämpfe durch die am Boden der Kammer befindliche Austrittsöffnung entfernt werden. Durch diese den physikalischen Gesetzen folgende Abführung der Dämpfe sollen falsche Strömungen und ein damit zusammenhängendes unvollkommenes Arbeiten der Kolonnen vermieden werden. Der für den Benzolbetrieb eingerichtete Apparat ist aus Fig. 82 ersichtlich. Der untere Teil stellt einen gewöhnlichen, aus mehreren Kammern bestehenden Abtreiber mit herzförmigen Glocken dar, auf den der Kubierschky'sche Kolonnenapparat als Dephlegmator aufgesetzt ist. Die Dämpfe treten durch den mittleren Stutzen hoch, breiten sich über die siebförmigen Netzböden

Fig. 83.



Intensivkühler für Benzolwaschöle.

einer jeden Kammer aus und fallen angereichert in den unteren Teil der Kammer, von wo sie durch den an der Peripherie liegenden Verbindungskanal in die nächst höher liegende Kammer geleitet werden usf.

Sehr wichtig beim Abtrieb des Leichtöles ist die Verwendung trockenen, am besten überhitzten Dampfes. Ebenso muß darauf geachtet werden, daß das Öl vor Eintritt in den Abtreiber auf mindestens 110° C vorerhitzt ist, da sich sonst durch den direkten Dampfzusatz im Abtreiber sehr leicht Öl-emulsionen bilden können, die das Wasser auch nach längerem Stehen nicht von sich geben und eine unvollständige Auswaschung des Benzols bewirken. Der Dampfverbrauch pro Tonne Leichtöl beträgt etwa fünf Tonnen. Für je 10 cbm stündlich abgetriebenes Waschöl rechnet man 40 qm Heizfläche für die Ölerhitzung im Ölerhitzer.

Das abgetriebene heiße Öl von etwa 120° wird nach der ersten Kühlung im Wärmeaustauscher durch ein Röhrenkühlersystem geführt, das aus mehreren Abteilungen freiliegender schmiedeeiserner Röhrenbündel besteht, welche hintereinander und parallel geschaltet werden können und von oben her mit Wasser berieselt werden. Sehr gut haben sich für diese Kühlzwecke wegen ihrer großen Ausstrahlungsfläche auch gußeiserne Rippenheizkörper bewährt.

Neben diesen Rieselkühlern werden bei Vorhandensein von gutem Kühlwasser auch geschlossene Ringkühler, sogenannte Intensivkühler, verwendet, bei denen das Ölrohr von einem Mantel umgeben ist, durch den das Kühlwasser geleitet wird. Einen derartigen Ölkühler zeigt die Fig. 83. Der Kühler besteht hier aus einer Anzahl Kühlelemente, die aus Siederohren von 216 mm Durchmesser bestehen, in denen je ein Bündel von sieben Ölverteilungsröhren untergebracht ist. Die Elemente, von denen immer vier Stück übereinander angeordnet sind, sind derart miteinander verbunden, daß das Öl auf zickzackförmigem Wege von der Eintritts- zur Austrittsstelle gelangt, wobei das Kühlwasser im Gegenstrom um die Rohre geführt wird. Die inneren Rohrbündel sind gegen das äußere Gehäuse zwecks freier Ausdehnung der Rohre mit stopfbüchsenartiger Abdichtung versehen. Bei der vorstehenden Konstruktion ist die Stopfbüchsendichtung durch einen dazwischen geschalteten Ring in zwei Hälften geteilt, von denen eine gegen das Kühlwasser, die andere gegen das Öl abdichtet, wobei durch radiale Bohrungen des Zwischenringes etwa durchdringende Flüssigkeiten nach außen abgeführt werden. Infolge dieser getrennten Abdichtung ist ein Vermischen von Öl und Wasser bei undicht gewordenen Stellen nicht möglich. Zur Rückkühlung des Öles von 120° C auf etwa 25° C sind 15 qm Kühlfläche für je 1 cbm stündliche Öldurchgangsmenge erforderlich.

Das gekühlte Öl fließt dem Schlußwascher zu, um von hier wieder den Kreislauf zu beginnen.

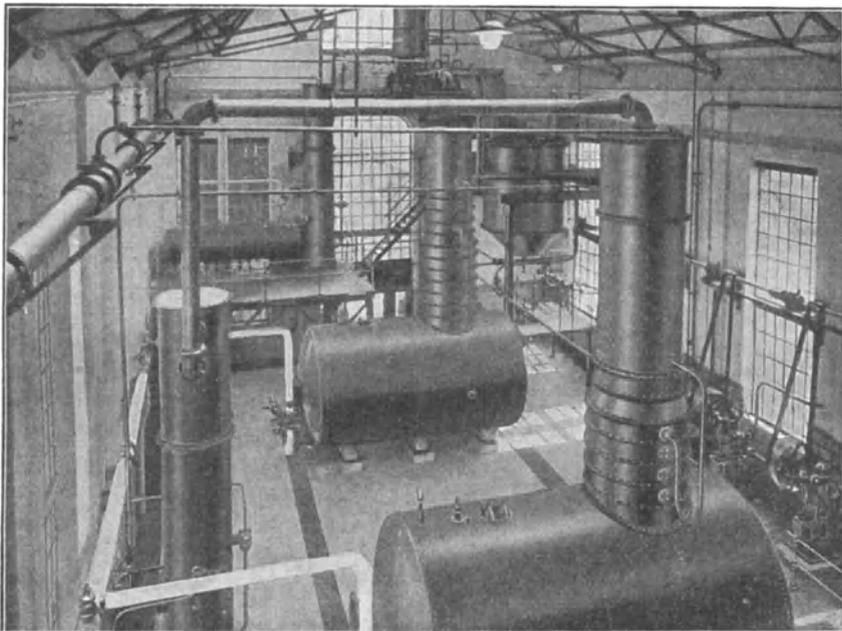
Das gewonnene Leichtöl, welches einen Gehalt von 50 bis 65 Proz. Benzol,  $C_6H_6$  (bis 100°), etwa 11 Proz. Toluol,  $C_7H_8$  (von 100 bis 120°), etwa 9 Proz. Xylol,  $C_8H_{10}$  (von 120 bis 150°), etwa 6 Proz. Solventnaphtha,  $C_9H_{12}$  (von 150 bis 180°) (Cumol usw.), und 10 bis 20 Proz. Rückstand über 180° hat, wird in Destillierblasen weiter fraktioniert, die man zur Anpassung eines möglichst kontinuierlichen Betriebes mit einem Inhalt von 40 bis 50 cbm versieht (s. Fig. 84).

Die eigentliche Blase besteht aus einem schmiedeeisernen Kessel mit Sicherheitsventil und Flüssigkeitsstandrohr, der zum Abtrieb der Leichtöle im Innern schlangenwindungenartig angeordnete Heizkörper sowie eine Brause für direkten Dampfzusatz trägt. Der Dephlegmieraufsatz ist aus mehreren Elementen zusammengesetzt, von denen jedes wie beim Leichtölabtreibearrangement geackte, runde, längliche oder herzförmige Hauben trägt, unter die die abgetriebenen Produkte sich durcharbeiten müssen. Die bei der jeweilig angewendeten Fraktionstemperatur höher siedenden Produkte schlagen sich in den Aufsätzen nieder und fließen durch Überläufe von einem zum anderen Element, wobei die Überläufe zweckmäßig so gelegt werden, daß das Kondensat zwecks innigen Abtriebes zwangsläufig um die Hauben geführt wird.

Das den Dephlegmieraufsatz dampfförmig verlassende Produkt gelangt zunächst in den mit senkrecht angeordneten Kühlrohren versehenen sogenannten

Rückflußkühler, in dem sich die übergegangenen höher siedenden Produkte niederschlagen und durch ein Rohr in den unteren Teil der Dephlegmierkolonne zurückgeführt werden. Das getrennte, noch dampfförmige Produkt wird in einem mit Wasser gekühlten Intensivkühler kondensiert und nach Scheidung des mitgeführten Wassers in einem Luttertopf bzw. Florentiner Flasche als flüssiges Produkt in einem Auffangebehälter gesammelt. Die Auffangebehälter, welche vor den Lagerbehältern eingeschaltet sind, haben den Zweck, durch jeweilige Untersuchung eine scharfe Trennung der verschiedenen Fraktionen vornehmen zu können, die je nach ihrer Beschaffenheit von hier in die bestimmten Lagerbehälter dirigiert werden.

Fig. 84.



Ansicht einer Benzolfabrik.

Für die fraktionierte Destillation der Benzolkohlenwasserstoffe sowohl auf Roh- wie auf Reinware hat sich eine von der Koksofenbaugesellschaft Hinselmann ausgeführte und vom Verfasser entworfene Rektifizierkolonne bewährt, die aus einer außen- und einer innenliegenden Kolonne besteht und insgesamt so arbeitet, daß das in dem äußeren Teile mittels Füllkörper aus Tonkugeln oder Kies über Glockentellerböden vorgeschiedene Rektifikat im inneren Teile eine nochmalige Destillation und Fraktionierung mit Hilfe der im äußeren Teile abgeführten Wärme erfährt. Mit dieser auch in wärme-wirtschaftlicher Hinsicht erhebliche Vorteile bietenden Einrichtung wird eine äußerst scharfe Trennung des Benzols und seiner Homologen bei deren Siedegraden auf ganz automatische Weise erzielt.

Der Arbeitsvorgang des in Fig. 85 dargestellten Rektifikators ist folgender:

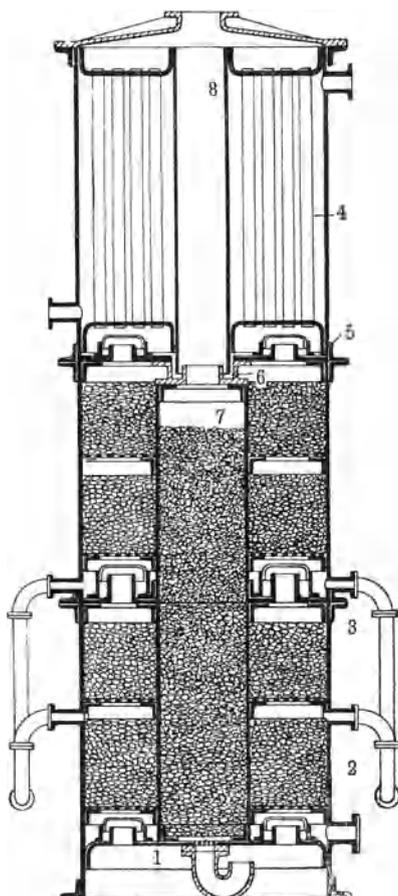
Die aus dem unteren Kolonnenansatz der Destillierblase aufsteigenden Destillatdämpfe gelangen über einen zum Auffangen und Ableiten der schwerer siedenden Destillate bestimmten Tellerboden in den äußeren, ringförmigen Teil des Rektifikators. Dieser Teil trägt oberhalb des unteren Tellerbodens in bestimmten Abständen Siebböden, die eine den Zwischenraum ausfüllende Lage Steinkugeln oder Kies tragen. Ein in der Rektifikationssäule zwischen-geschalteter Tellerboden dient zum Auf-fangen der auf dem Dephlegmierwege niedergeschlagenen schwerer siedenden Destillate zwecks Ableiten derselben in den nächst tiefer liegenden Teil. Das den oberen Teil des Rektifikators ver-lassende Dampfgemisch gelangt in den Kondensator, und das hier verflüssigte Rektifikat fließt über den obersten Tellerboden durch einen gleichzeitig als Abschluß des äußeren Teiles dienenden Tauchverschlußring in den innen lie-genden zweiten Teil des Rektifikators, der ebenfalls mit Füllmasse beschickt ist und in welchem mit Hilfe der aus dem äußeren Teil zugeführten Wärme eine abermalige Destillation mit wiederholter Fraktionierung des bereits vorgeschie-denen ersten Rektifikats stattfindet. Die hier frei werdenden Dämpfe ent-weichen durch den als Abzugsrohr aus-gebildeten inneren Teil des Konden-sators zum eigentlichen Destillatkühler, wo sie als Fertigprodukt verflüssigt und gewonnen werden.

Die mit diesem Rektifikator bei der Benzolgewinnung hergestellten Roh-fractionen erfordern infolge der schar-fen Trennungsmöglichkeit der unge-sättigten bromaddierenden und mit Schwefelsäure reagierenden Verbindungen bei der nachfolgenden Reini-gung einen wesentlichen, etwa 50 Proz. geringeren Schwefelsäureverbrauch als die nach der bisherigen unvollkommenen Trennung erzeugten Destillate. Durch die scharfe Scheidung der Vorlauf-produkte ist man in der Lage, einen 90 proz. Vorlauf mit einem Siedepunkt von 79° C herzustellen. Fig. 84 zeigt die Ansicht einer von der Firma Hinselmann erbauten Benzolfabrik.

Um zu vermeiden, daß in den Benzolräumen durch Unachtsamkeit des Arbeiters explosible und tödlich wirkende Benzolgase infolge mangelhafter

Schreiber, Steinkohlenveredelung.

Fig. 85.



Rektifizierkolonne  
zur Herstellung von Reinprodukten.

Kühlung in unkondensiertem Zustand in den Fabrikraum eintreten können, ist bei den niederschlesischen Benzolfabriken die Kühlung der Benzolgase von der Heizung der Destillierblase in der Weise abhängig gemacht worden, daß durch einen Riegelverschluss der Arbeiter das Dampfventil nicht eher öffnen kann, als bis der Wasserhahn des Kondensators für Benzoldämpfe geöffnet ist.

Die Fraktion des Leichtöles wird meistens bis 180° durchgeführt unter Anwendung direkten Dampfes von 150° ab. Der in der Blase nach der Fraktionierung der Leichtöle verbleibende Rückstand, das sogenannte Rückstandöl, wird in schmiedeeiserne Kühlpfannen abgelassen, um das gelöste Naphthalin durch Kühlung auszuschneiden, welches in Zentrifugen zwecks Gewinnung des absorbierten Öles geschleudert und als Rohnaphthalin verkauft wird. Das nach der Auskristallisierung des Naphthalins in eiserne Behälter geführte Öl wird als Waschöl den Leichtölanlagen wieder zugestellt. Die bei der Fraktionierung gewonnenen Produkte: Benzol, Toluol, Xylol und Naphtha, gehen als 90proz. Rohprodukte in den Handel.

Der größte Teil der Produkte wird zur Entfernung der Pyridinbasen und der bromaddierenden Kohlenwasserstoffverbindungen Hexen und Homologen, Cyklopendadien, Di- und Tetrahydrobenzol usw. mit konzentrierter Schwefelsäure von 66° Bé gewaschen, wobei das Pyridin in Pyridinsulfosäure und die ungesättigten bromaddierenden Körper teils in Schwefelsäureester, teils in polymerisierte oder kondensierte dickflüssige und harzartige Verbindungen übergehen, die mit der Schwefelsäure und den Waschwässern entfernt oder bei der nachfolgenden Destillation im Blasenrückstand gewonnen werden. Die bei den höher siedenden Homologen, Xylol und Solventnaphtha, nach Behandlung mit Schwefelsäure in der Destillationsblase bis etwa zu 40 Proz. zurückbleibenden braun gefärbten und an der Luft erhärtenden Harze (Polymeres, Cumaron und Inden) werden in heißem, flüssigem Zustand in Fässer abgefüllt und als Cumaronrückstände für die Lack- und Schwarzdruckfarbenfabrikation in den Handel gebracht. Da der Ausfall dieser Harzrückstände von der Schwefelsäurewaschung und der Beschaffenheit des Ausgangsproduktes abhängig ist, so hat man eine ganze Anzahl von etwa 40 verschiedenen Typen festgesetzt, die nach Farbe und Zähflüssigkeit unterschieden werden.

Bei den helleren Harzen wird als Vergleichslösung eine Lösung von 50 g Kaliumbichromat in 1 Liter fünfziger Schwefelsäure verwendet und diese mit der frisch bereiteten und mit Handelsbenzol entsprechend verdünnten Harzlösung in einem Reagenzrohr von 15 mm lichter Weite nebeneinander im durchfallenden Tageslicht betrachtet.

Die Festsetzung der Härte und Konsistenz wird nach der Erweichungspunktbestimmung von Kraemer-Sarnow vorgenommen. Für die zähflüssigen Harze dient die sogenannte Eintauchprobe, die darin besteht, daß ein fünfzölliger Drahtnagel im Gewichte von 23 g in eine im Becherglas aufgefüllte Harzschicht von 15 bis 20 cm Höhe und 20° C eindringt. Die Anzahl Sekunden, welche verfließen, bis der Kopf des Nagels beim Einsenken in die Harzschicht die Oberfläche berührt, wird als Einlaufzeit festgesetzt. Als Grenze zwischen „weich“ und „zähflüssig“ gilt eine Eintauchzeit von 500 Sekunden, als Grenze zwischen „zähflüssig“ und „flüssig“ eine solche von 100 Sekunden. Als Grenze zwischen „springhart“ und „hart“ gilt ein Erweichungspunkt von 50° C und zwischen „hart“ und „mittelhart“ ein solcher

von 40° C, während als Grenze zwischen „hart“ und „weich“ ein Erweichungspunkt von 30° C festgelegt ist.

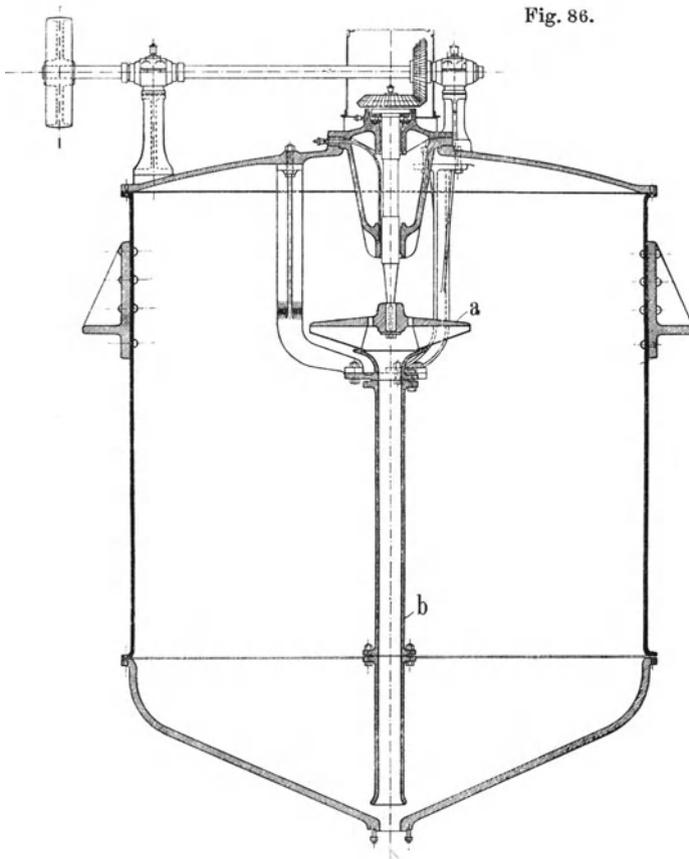
Die Herstellung der feineren zur Firnisherstellung und Papierfabrikation benötigten hellen Cumaronharzsorten geschieht nach einer besonderen Fabrikationsmethode, die darin besteht, daß die zwischen 150 und 180° C bis zu 90 Proz. siedenden Benzolkohlenwasserstoffe durch vorherige Auslaugung der Phenole und langsame Polymerisierung mit Schwefelsäure, wobei die Temperatur nicht über 50° C steigen darf, sowie durch Nachwaschung mit 30 proz. Sodalösung behandelt werden, wodurch eine Überpolymerisierung und eine Bildung von Brandharzen, die das Produkt schwarz färben, vermieden wird.

Die Waschung wird in einem Rührwerk vorgenommen und für die Entfernung der Phenole etwa 3 Proz. einer Natronlösung von 30° Bé verwendet und mit etwa 2 Proz. Wasser nachgewaschen. Die darauffolgende Polymerisierung wird unter langsamem Zutropfen von 3 Proz. Schwefelsäure von 66° Bé vorgenommen, wobei, wie schon gesagt, die Temperatur nicht über 50° C steigen darf. Nach Ablassen der Säure und Nachwaschung mit etwa 2 Proz. Wasser wird mit 30 proz. Sodalösung neutralisiert und nochmals mit Wasser nachgewaschen. Das so behandelte Produkt wird in einer Blase abdestilliert, der verbleibende Rückstand mit etwa 30 Proz. Ausbringen und als helles springhartes Cumaronharz in Blechtrommeln abgezogen.

Der Reinigungsprozeß der Benzolkohlenwasserstoffe vollzieht sich in gußeisernen Waschern von meist 10 t Fassungsraum und mechanischem Rührwerk. Dem Boden des Waschers gibt man zweckmäßig schwache Konizität, um tote, nicht in Aktion tretende Stellen angesammelter Schwefelsäure beim Mischen tunlichst zu vermeiden. Der Säureverbrauch stellt sich in derartigen Waschern beim Benzol und Toluol auf etwa 7 Proz., während er bei Solventnaphtha [10 bis 12 Proz. beträgt. Fig. 86 zeigt eine Wascherkonstruktion, bei der die Säure vom Boden des Gefäßes mittels eines Propellers *a* durch das Rohr *b* ständig nach oben befördert und dort durch die Schleuderkraft des Propellers mit dem Benzol wieder innig gemischt wird.

Die Regenerierung der bei der Benzolfabrikation entstehenden Abfallschwefelsäure wird zweckmäßig in drei bis vier Kochgefäßen von je 1700 mm lichter Weite und 1500 mm Höhe vorgenommen. Diese Gefäße haben eine säurefeste Ausmauerung von etwa 40 mm Stärke und eine Bleirohrdampfbrause sowie einen abnehmbaren Deckel mit einer Wasserverschlußtauchung. Die durch Behandlung mit Dampf entstehenden Gase werden einem aus Steingutröhren hergestellten Kamin von etwa 15 m Höhe zugeführt, während die in den Gasen noch vorhandenen Benzolkohlenwasserstoffe vorher ein mit Koks gefülltes Rohr passieren und durchlaufen, das von oben mit Wasser berieselt wird. Das Benzol wird hierbei in einen unterhalb des Berieselungsgefäßes angebrachten Scheidetopf nach dem spezifischen Gewicht abgeschieden und der Benzolfabrik wieder zugeführt. — Zur Abscheidung der Brandharze ist in der Abflußleitung der Kochgefäße ein verbleiter Schmiedekasten angeordnet, aus dem die regenerierte Säure in einen Druckbehälter und von dort mittels Druckluft zur Weiterverarbeitung in die Ammoniakfabrik gedrückt wird. Die Verbindung zwischen Kochgefäß und Entgasungsleitung wird durch einen abnehmbaren Krümmer hergestellt, der ebenso wie der Deckel selbst mittels einer Laufkatze von etwa 1000 kg Tragkraft abgehoben werden kann.

Nach der Behandlung mit Schwefelsäure werden die Benzole bis zur neutralen Reaktion mit Natronlauge von 1,03 spez. Gew. oder mit einer Kalkmilchlösung von 160 bis 180 kg auf 1 cbm Wasser gewaschen. Die Neutralisation mit Kalkmilch hat gegenüber Kalilauge bei gleichem Erfolg den Vorzug eines fünf- bis sechsfach niedrigeren Kostenaufwandes. Die nach dem Waschprozeß verunreinigte Säure wird zweckmäßig in Bleikästen mit Dampf ausgekocht und nach Entfernung der teerartig abgeschiedenen Stoffe an die



Mischer zur Waschung von Benzolen.

Schwefelsäurefabriken zurückgegeben, während die alkalischen schwefel- und phenolhaltigen Waschwässer zweckmäßig auf brennende Halden geführt und dort vernichtet werden. Eine Unschädlichmachung dieser penetrant riechenden Abwässer geschieht auch vorteilhaft durch Einleiten derselben in die kalkhaltigen Abwässer der Ammoniakfabriken, wobei sich die übelriechenden Stoffe mit dem suspendierten Kalk in den Klärteichen niederschlagen.

Der Reinigungsverlust beträgt beim Benzol 7 bis 8 Proz., beim Toluol 10 bis 15 Proz. und bei dem höher siedenden als Solventnaphtha in den Handel gehenden Produkt 20 bis 35 Proz.

Das Benzol und Toluol findet außer in Farben- und Sprengstoffabriken, zum Antrieb von stationären Motoren, Automobilen usw., sowie zu Beleuchtungszwecken Verwendung, während die übrigen Produkte zum größten Teil in die Gummifabriken, Wäschereien usw. wandern und auch als Terpentinersatz Absatz finden.

Zur Erhöhung des Gefrierpunktes erhält das Benzol für außenlaufende Motore im Winter einen Zusatz von 10 bis 15 Proz. Toluol. Bei diesem Zusatz wird die Gefriertemperatur auf etwa  $-22^{\circ}$  erhöht. Wichtig für die Herstellung des Winterbenzols ist die völlige Ausscheidung des Wassers, da selbst die geringsten Mengen den erhöhten Gefrierpunkt illusorisch machen, indem sie schon bei bedeutend niedrigerer Temperatur zu festen Ausscheidungen in den Zuführungsröhrchen des Vergasers und damit zu Störungen Veranlassung geben.

Ein anderes Verwendungsgebiet des Benzols bildet seine Verwertung für Beleuchtungszwecke. Die Fernholzlichtgesellschaft in Schenkendorf bei Königswusterhausen liefert Lampen bis zu 3000 Kerzenstärken. Die Vergasung des Benzols geschieht hierbei unter Luftdruck von 2 bis 3 Atm., was durch eine Zentralstelle oder für jede Lampe besonders vorgenommen werden kann. Auch reines Toluol, welches bei starker Kälte den Vorzug hat, nicht zu gefrieren, kann für diese Zwecke, wie Versuche gezeigt haben, anstandslos verwendet werden. Das vergaste Benzolgemisch wird durch ein biegsames Kupferrohr der hoch hängenden Lampe zugeführt und strömt aus einer feinen Öffnung in den hängenden Brenner aus, gleichzeitig von außen vorgewärmte Verbrennungsluft ansaugend. Durch die erzielte hohe Verbrennungswärme (1 kg Benzoldampf liefert etwa 10 200 Cal) wird ein hängender Glühstrumpf in starkes Leuchten gebracht, der gegen Witterungseinflüsse von außen durch eine Glocke geschützt ist. Der Brenner kann mittels komprimierter Luft von unten aus reguliert werden. Die Lampe verbraucht bei 1500 Kerzenstärke pro Stunde 0,4 kg Benzol und eignet sich besonders zur Beleuchtung von Bahnhöfen, Fabrikhöfen, Werkstätten usw.

**Untersuchungsmethoden zur Bestimmung der Benzolkohlenwasserstoffe.** Als zweckmäßig für den Betrieb hat sich die Untersuchung durch Absorbierung in Paraffinum liquidum erwiesen, das infolge seines hohen Siedepunktes beim Durchleiten des Gases sich nicht verflüchtigt und auch sonst keinen Veränderungen unterworfen ist.

Die Methode ist folgende: Zur Zurückhaltung der teerigen Bestandteile sowie des Naphthalins wird ein mit Watte gefülltes Rohr, sogenanntes Teerfilter von etwa 50 mm Durchmesser vorgeschaltet. Sodann folgen zur Trocknung des Gases drei U-Röhren mit frisch gefülltem Chlorcalcium, von denen das letzte vor und nach dem Versuch gewogen wird, um festzustellen, ob etwa Wasserdämpfe mit in das Paraffin gegangen sind, was sich auch an der Trübung des Paraffins sofort bemerkbar macht. Bei den nachstehend noch näher angegebenen Gasdurchgangsmengen ist meistens keine Wasserzunahme mehr im letzten Rohr zu verzeichnen. An die Chlorcalciumröhren anschließend folgen fünf Absorptionsfläschchen mit je 50 ccm Paraffinum liquid., deren Gewichts-differenz vor und nach dem Versuch die Menge der Benzolkohlenwasserstoffe angibt. Zu beobachten ist, daß vor der Rückwägung Luft durch

die hintereinandergeschalteten Fläschchen geleitet wird, weil sonst das zurückgebliebene spezifisch leichtere Gas ein unrichtiges Gewicht ergeben würde. Sämtliche fünf Absorptionsfläschchen, die durch kurze Schlauchstücke miteinander verbunden sind, befinden sich zur Erzielung einheitlicher Werte in einem Blechkasten mit Eis. Vor der Benzolwäsche werden bei jedem Versuch etwa 100 Liter Gas durchgeleitet mit einer Geschwindigkeit von etwa 35 Liter pro Stunde, während nach der Benzolwäsche ein Durchleiten von etwa 200 Liter bei gleicher Gasgeschwindigkeit geboten ist. Die durchgeleiteten Gasmengen werden mittels Aspirators durch Wiegen des aufgeflossenen Wassers bestimmt und unter Berücksichtigung des Gasdruckes und der Temperatur auf 0° C und 760 mm Barometerstand umgerechnet.

Die nach dieser Methode erhaltenen Werte stellen die nach dem Waschlö-  
verfahren auswaschbaren und bis 200° C siedbaren Benzolkohlenwasserstoffe dar. Für die Betriebskontrolle können diese vor der Benzolwäsche mittels Paraffinöl gefundenen Werte als Maßstab gelten, indem sie mit den täglich auszuwaschenden Gasmengen multipliziert eine Zahl ergeben, die als Mindestleistung mit der im Betrieb in gleicher Zeit aus dem Vorprodukt gewonnenen und bis 200° C siedbaren Menge übereinstimmen muß.

Das Benzol als solches wird bei der Paraffinmethode entsprechend dem Waschverfahren nicht vollkommen erhalten. Die im Gas vorhandenen absoluten Mengen Benzol erhält man nach der Gefriermethode bei einer Temperatur von -70°, bei der die Tension des Benzols gleich Null ist. Für den Zweck wird das benzolhaltige Gas durch eine mittels fester Kohlensäure gekühlte Gasschlange geleitet. Dieselbe besteht aus einem mittleren zylindrischen Sammelgefäß von etwa 75 mm Durchmesser und 450 mm Höhe, um das ein Rohr von etwa 15 mm lichter Weite in acht Windungen gelegt ist. Die Schlange mündet am Boden des Gefäßes, das oben einen Ausgangsstutzen sowie eine Verschlussöffnung besitzt. Man bringt sie für den Versuch zweckmäßig in ein Blechgefäß, das mit einem Gemisch von Kohlensäureschnee und Aceton ausgefüllt und in einem gut isolierten, mit Filz usw. ausgeschlagenen Holzkasten untergebracht wird. Ein nach der Gefriermethode vom Verfasser untersuchtes Kokereigas enthielt 22,6 g Benzolkohlenwasserstoffe in 1 cbm Gas auf 15° und 760 mm Barometerstand mit 90,6 Proz. bis 100 g siedenden Bestandteilen = 20,5 g eigentliches Benzol, während das gleiche Gas nach der Paraffinmethode 25,15 g Bestandteile mit folgender Zusammensetzung ergab:

Fraktion	bis 100° . . . . .	65,5 Proz. = 16,5 g Benzol
„ von 100	„ 120 . . . . .	12,6 „
„ „ 120	„ 150 . . . . .	9,8 „
„ „ 150	„ 180 . . . . .	5,1 „
„ „ 180	„ 200 . . . . .	2,5 „
Rest . . . . .		4,5 „

Neben diesen angeführten Methoden hat sich neuerdings die Untersuchungsmethode mittels aktiver Kohle mit Erfolg eingeführt, mittels derer man in der Lage ist, die Benzolkohlenwasserstoffe restlos zu absorbieren. Die Untersuchung wird in einem mit eingeschlifftem Glasstopfen versehenen U-Rohr vorgenommen, das mit 30 bis 40° sorgfältig getrockneter Kohle gefüllt ist. Bei benzolhaltigen Gasen mit einem normalen Benzolgehalt von

etwa 25 g im Kubikmeter werden etwa 200 Liter Gas für die Untersuchung angewendet, während bei der Untersuchung des ausgewaschenen Gases eine größere Menge von etwa 1000 Liter durchgeleitet wird.

Da die aktive Kohle mehr oder minder große Gewichtsmengen Gasbestandteile aus dem Gase aufnimmt, welche bei der nachfolgenden Destillation mit Wasserdampf sich nicht kondensieren lassen, so wird nicht die Gewichtszunahme des mit aktiver Kohle beschickten U-Rohres der Bestimmung der Benzolkohlenwasserstoffe zugrunde gelegt, sondern das beim Abtreiben mit Wasserdampf und nachfolgendem Kondensieren erhaltene Volumen nachgemessen und hieraus der Benzolkohlenwasserstoffgehalt im Gase festgestellt. Auf diese Weise vorgenommene Versuche haben gezeigt, daß bei der verwendeten Apparatur die Geschwindigkeit des durchgesetzten Gasstromes auf 225 Liter pro Stunde gesteigert werden kann, ohne daß Benzolverluste festgestellt werden konnten. Im Vergleich mit der Paraffinölmethode und der Dinitrobenzolmethode geben die mit aktiver Kohle gefundenen Gehalte erheblich höhere Werte an Benzolkohlenwasserstoffen an. Während nach der Kohlenmethode beispielsweise im Darmstädter Leuchtgas Gehalte an Benzolkohlenwasserstoffen von 20 bis 23 ccm pro Kubikmeter erhalten wurden, ergab diese nach der Dinitrobenzolmethode 16 bis 17 ccm und nach der Paraffinölmethode nur 9 bis 10 ccm pro Kubikmeter Gas.

Die Prüfung des abgetriebenen Waschöles auf Benzolkohlenwasserstoffe geschieht zweckmäßig in der Weise, daß zunächst etwa zwei Liter in einer eisernen Blase (Kupfer wird stark angegriffen) bis 200° abdestilliert und, nach völliger Scheidung des Wassers, das Destillat in einem Kölbchen von etwa 150 ccm fraktioniert wird. Die sofortige Fraktionierung des Öles ruft Ungenauigkeiten infolge mitgerissener höher siedender Produkte durch die übergehenden Wasserdämpfe hervor.

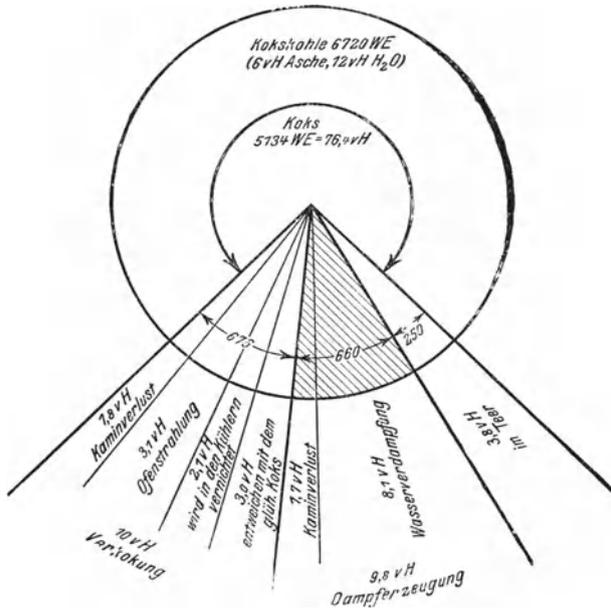
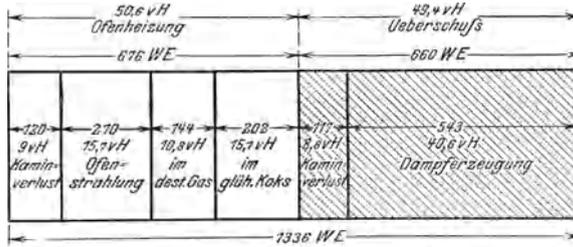
Zur Untersuchung der Leichtöle auf ihre Bestandteile verwendet Verfasser einen Hempelschen Fraktionsaufsatz von 30 cm Länge und 15 mm lichter Weite. Der Aufsatz erhält eine Füllung von 75 Glasperlen von 7 mm Durchmesser. Zur Erzielung einer gleichmäßigen Fraktionierung und zur Vermeidung von Übergehen hochsiedender Bestandteile wird der Aufsatz bis zum Abflußstutzen mit einem Glasmantel von 35 mm Durchmesser umgeben. Die Unterkante der Quecksilberkugel des in halbe Grade eingeteilten Thermometers muß mit der unteren Ansatzfläche des Abflußstutzens der Fraktionsröhre in gleicher Richtung liegen. Für die Abmessungen des Kühlers sowie des Destillierkölbchens gelten die auf S. 175 näher angegebenen Bestimmungen. Zur genauen Ablesung der einzelnen Fraktionsmengen werden Meßröhren von 100 ccm mit  $\frac{2}{10}$  ccm Einteilung verwendet, die zur Aufnahme der verschiedenen Fraktionen auf einem drehbaren Stativ angebracht sind. Die Destillation ist so zu betreiben, daß in der Minute 5 ccm übergehen bzw. in der Sekunde zwei Tropfen in die Meßröhre abfallen.

Nach vorstehender Methode untersuchte Proben haben ziemliche Übereinstimmung mit den im Großbetriebe erhaltenen Fraktionen ergeben.

**Gasverwertung.** Eine wichtige Errungenschaft haben die Kokereien in den letzten Jahren auf dem Gebiete der Gasverwertung durch Abgabe von Leucht-, Heiz- und Kraftgas für Städte, Ortschaften sowie industrielle Unter-

nehmungen zu verzeichnen. Die Verteilung der Wärmemenge bei einem modernen Koksofenbetrieb ist aus einer vom Verfasser aufgenommenen graphisch dargestellten Wärmebilanz (Fig. 87) ersichtlich. Der Gasüberschuß einer Koksofenanlage beträgt je nach dem Gasgehalt der Kohle bis 50 Proz. Der hohe Heizwert des Kokereigas es hat heute der Hüttenindustrie Veranlassung gegeben, das gesamte Gas aus den Hüttenkokereien zu Schmelzzwecken in

Fig. 87.



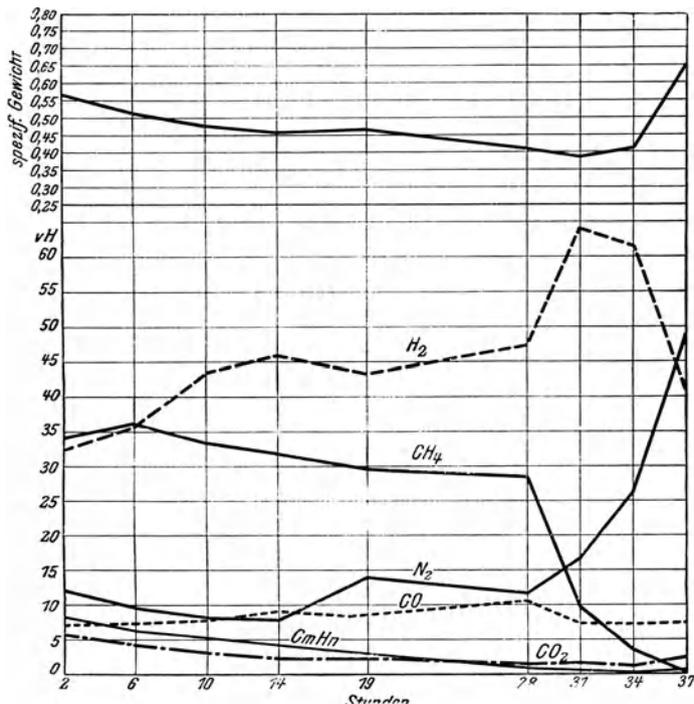
Verteilung der Wärmemengen im Kokereibetrieb.

Martinbetrieben usw. zu verwenden und die Koksöfen durch entsprechende Vergrößerung der Gasdüsenquerschnitte (siehe auch Verbundofen) mit dem weniger kräftigen Hochofengas oder mit Generatorgas zu beheizen. Auf demselben Prinzip beruhen die Öfen, welche das ganze oder das überschüssige Gas für Leucht- und Heizzwecke abgeben.

Die Herstellung des Leuchtgases bei den Kokereien für Ferngasversorgung usw. geschieht durch getrennte Absaugung des Gases aus bestimmten Vergasungsperioden. Der Heizwert eines Destillationsgases während der Ver-

gasung ist aus der Heizkurve (Fig. 88) eines alle Stunden entnommenen und untersuchten Rohgases der Kokerei „Bahnschacht“ ersichtlich. Das Gas hat hier in der dritten Vergasungsstunde seinen höchsten Heizwert von 6250 Cal und liefert bis zur 28. Stunde ein Leuchtgas mit einem durchschnittlichen Heizwert von 5500 Cal. Die Zusammensetzung dieses Gases während der Destillation ist aus Fig. 89 und der Verlauf ebenso aus der gleichen graphischen Darstellung ersichtlich. Das spezifische Gewicht ist zu Anfang infolge des

Fig. 88.



Zusammensetzung mit spezifischem Gewicht eines Kokereigases in den verschiedenen Vergasungsperioden.

höheren Gehaltes an Kohlenwasserstoffen hoch und fällt bei steigender Temperatur der Kammer infolge pyrogener Zersetzung der Kohlenwasserstoffe unter Bildung von Wasserstoff, um dann nach Schluß der Vergasung durch zunehmenden Gehalt an Stickstoff wieder zu steigen.

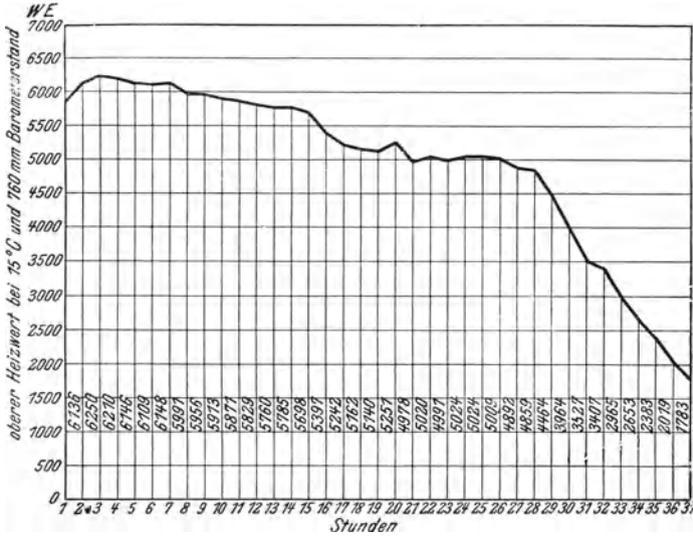
Bei der Leuchtgaskokerei, wo die Vorlage unter größerem Druck gehalten wird, verläuft die Stickstoffkurve in niedrigeren Grenzen und fängt etwa bei der 34. Stunde erst an zu steigen. Ein in einer Leuchtgaskokerei für Fernversorgung hergestelltes Gas hatte folgende Zusammensetzung:

CO <sub>2</sub> . . . . .	3,1 Proz.	H <sub>2</sub> . . . . .	55,54 Proz.
S. K. W. . . . .	3,6 "	CH <sub>4</sub> . . . . .	24,84 "
O <sub>2</sub> . . . . .	0,2 "	N <sub>2</sub> . . . . .	4,12 "
CO . . . . .	8,6 "		

Oberer Heizwert bei 0° und 760 mm Barometerstand = 5200 WE.  
Spez. Gew. = 0,45.

Die Gewinnung des hochwertigen Gases geschieht durch Anbringung einer zweiten Vorlage mit besonderer Kondensation. Das Gas aus der Leuchtgasvorlage wird in der üblichen Weise durch Kühlung und Waschung von Teer und Ammoniak befreit, passiert hinter den Saugern einen rotierenden Naphthalinwascher, um dann durch eine Entschwefelungsanlage gereinigt in den Gasometer und von da in das Stadtrohrnetz oder durch einen Kompressor zu den ferner liegenden Ortschaften befördert zu werden. Für die Ferndruckleitung werden gut asphaltierte Mannesmann-Muffenrohre oder spiralgeschweißte schmiedeeiserne Muffenrohre von 10 bis 12 m Länge verwendet, welche neben der üblichen Bleidichtung eine mittels loser Flanschen

Fig. 89.



Heizwert eines Kokereigases in den verschiedenen Vergasungsperioden.

anziehbare Außendichtung von Gummi erhalten und wegen der auf diese Weise hergestellten Bewegungsmöglichkeit der Muffen namentlich in grubenunsicherem Gelände eine große Sicherheit gegen Bruch und Undichtigkeit gewährleisten. Außerdem ist jede Muffenverbindung mit einem bis zur Straßenoberfläche reichenden Entlüftungsrohr versehen, wodurch etwa eintretende Undichtigkeiten durch ausströmendes Gas bemerkt werden können.

Die von der Gewerkschaft „Deutscher Kaiser“ in Hamborn über Mülheim, Kettwig nach Barmen gelegte Ferngasleitung von 500 und 400 mm lichter Weite hat eine Gesamtlänge von 47 km. Die Leitung ist für eine Tagesabgabe von rund 200 000 cbm Gas bestimmt.

Außer dieser Thyssenschen Fernversorgung mit zurzeit etwa 90 Millionen Kubikmeter ist noch die Fernversorgung der Rheinisch-Westfälischen Elektrizitätswerke zu nennen, die ihr Gas hauptsächlich von der Zeche „Mathias Stinnes“ und dem Bergwerksverein „König Wilhelm“ mit einem Konsum von etwa 46 Millionen Kubikmeter Gas pro Jahr entnehmen. Zwischen der Thyssenschen Leitung und der Leitung der Rheinisch-Westfälischen Elek-

trizitätswerke besteht bei der Stadt Barmen eine Verbindung zwecks gegenseitiger Aushilfe.

Dann gibt es noch eine Anzahl Kokereien wie die Anlagen: „Viktoria Mathias“, „Friedr. Ernestine“, „Carolus Magnus“, „Helene und Amalie“, die ihr Gas mit einem Konsum von etwa 38 Millionen Kubikmeter Gas an die Stadt Essen abliefern.

Außerdem sind noch für örtliche Versorgung zu nennen: Zeche „Rhein-Elbe“ für die Stadt Gelsenkirchen, Zeche „König Ludwig“ für die Stadt Herne, Zeche „Hannover“ für die Stadt Bochum, Bergwerksgesellschaft Trier für die Städte Hamm und Münster i. W., Hochofenwerk Lübeck für die Stadt Lübeck, „Cons. Fuchsgrube“ für die Stadt Waldenburg und Altwasser i. Schl.

Die für die Versorgung von Städten und Gemeinden zurzeit abgegebene Menge an Kokereigas beläuft sich in Deutschland auf mehr als 200 Millionen Kubikmeter pro Jahr.

Für die Berechnung der Drucke und der sich hieraus ableitenden günstigsten Rohrquerschnitte ergibt nach den bisherigen Erfahrungen über 1 Atm. die Birkholzsche Formel:

$$h \text{ mm} = \left( 484,78 \cdot \frac{Q^2 \text{ Std.}}{d^4 \text{ cm}} + 1.8823 \right) \text{ l km}^4$$

die richtigsten Werte. Der Kraftverbrauch für den Kompressor berechnet sich aus der Formel

$$N = \frac{10\,000 p_1 \log n \frac{p_2}{p_1} Q \text{ Std.}}{3600 \cdot 75 \eta}$$

wobei  $p_1$  der absolute Druck vor und  $p_2$  der absolute Druck hinter dem Kompressor ist.  $\eta = 0,65$ .

Bis zu welchen Entfernungen derartige Versorgungsanlagen noch rentabel sind, ergibt die Berechnung aus dem Anlagekapital, den laufenden Betriebskosten, sowie der Höhe des Gaskonsums. Der hierbei zu berücksichtigende Rohgaswert für die Kokerei berechnet sich aus den für die Benzolgewinnung verloren gehenden Benzolmengen und bei bisheriger Verwendung des Gases zur Kesselfeuerung aus den Mehrkosten der Dampferzeugung, welche entstehen, wenn statt Gas ein anderes jeweilig zur Verfügung stehendes Brennmaterial verwendet wird. Hierbei kann angenommen werden, daß zur Erzeugung von 1 t Dampf 175 cbm Gas von 5000 Cal erforderlich sind, so daß beispielsweise ein Werk, welches in 1 cbm Rohgas 20 g Benzolkohlenwasserstoffe besitzt und bei Kohlen- bzw. Schlammfeuerung pro 1 t Dampf 1  $\mathcal{M}$  und bei Gasfeuerung 0,25  $\mathcal{M}$  Erzeugungskosten hat,

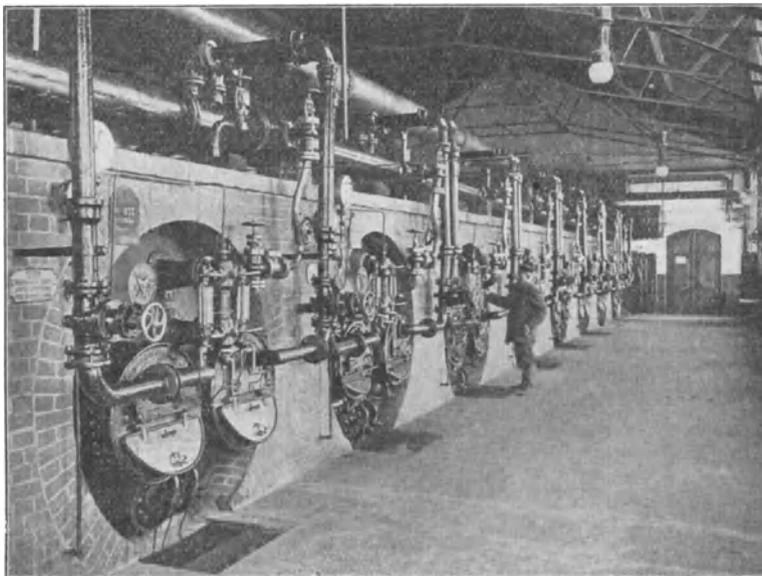
$$= \frac{1 - 0,25 \mathcal{M}}{175} = 0,43 \text{ } \mathfrak{S} + 0,30 \text{ } \mathfrak{S} \text{ Benzol,}$$

in Summa 0,73  $\mathfrak{S}$  pro Kubikmeter Rohgas als Selbstwert in Anrechnung zu bringen hätte <sup>1)</sup>.

<sup>1)</sup> Die hier zugrunde gelegten Werte stellen die vor dem Kriege üblichen Kosten dar. Für die heutigen Verhältnisse müßten die jeweils in Frage kommenden Kosten in Rechnung gezogen werden.

**Salpetersäure.** Die Tatsache, daß sich bei der Explosion eines Gasluftgemisches Stickstoffoxyde bilden, hat Prof. Häußler in der Weise technisch zu verwerten gesucht, daß er in Stahlbomben von 100 bis 300 Liter Inhalt ein Gasluftgemisch unter Zusatz von reinem Sauerstoff bei einem Überdruck von etwa 3 Atm. zur Explosion bringt, wobei die gebildeten Stickstoffoxyde in der bekannten Weise auf Oxydations- und Berieselungstürmen in Salpetersäure übergeführt werden. Die Ausbeute der Salpetersäure steigt mit der Höhe der angewendeten Kompression, sowie der Temperatur der vorgewärmten Verbrennungsluft. Man hat auf 1 cbm Gas von rund 4300 Cal unter Zusatz von

Fig. 90.



Gaskesselhaus „Bahnschacht“.

33 Proz. Sauerstoff eine Ausbeute bis zu 130 g  $\text{HNO}_3$  erlangt, deren Menge man bei Steigerung der Kompression auf 4 und 5 Atm., sowie einer Vorwärmung der Luft auf  $300^\circ$  bis auf  $200^\circ$  g  $\text{HNO}_3$  zu erhöhen gedenkt, woraus sich eine Verwertung des Gases von rund 2,5 bis 3  $\text{g}$  pro Kubikmeter berechnet <sup>1)</sup>.

Die ersten Versuche mit dem Häußlerschen Verfahren sind auf der Versuchskokerei der Firma Dr. C. Otto in Dahlhausen ausgeführt und später auf dem Versuchswerk der Maschinenfabrik Augsburg-Nürnberg fortgesetzt worden. Zur Ausbeutung des Verfahrens wurde in Heringen bei Hamm die Aktiengesellschaft Stickstoffwerke gegründet, und die erste größere Anlage wurde auf der Kokerei der Zeche „de Wendel“ bei Hamm für eine Leistung von 7000 cbm Gas pro Tag errichtet. Die Anlage ist nach dem Kriege stillgelegt.

Um eine Vorstellung von den überschüssigen Gasmengen unserer deutschen Destillationskokereien zu gewinnen, sei erwähnt, daß die Produktion dieser

<sup>1)</sup> Stahl und Eisen 1912, S. 1571.

Gasmengen mit 2000 Mill. Kubikmetern pro Jahr nicht zu hoch eingeschätzt ist. Die Verwertung dieser verhältnismäßig billig abgebbaren Energie für Versorgung von Städten, industriellen Unternehmungen usw. ist daher vom volkswirtschaftlichen Standpunkte zu begrüßen.

Die Entwicklung der Destillationskokereien Deutschlands, die im Jahre 1911 19 903 Öfen zählten, geht zahlenmäßig aus folgenden Produktionsziffern der Jahre 1900, 1911 und 1921 hervor:

Jahr	Koks t	Teer t	Ammoniumsulfat t	Benzol t
1900	12 957 000	210 000	80 000	25 000
1911	25 405 108	851 202	344 881	90 000
1921	28 000 000	1 150 000	488 897	187 408

Die gesamte **Koksproduktion** im Jahre 1921 verteilt sich auf die einzelnen Länder wie folgt:

Deutsches Reich einschl. Saarrevier . .	28 000 000 Tonnen
Frankreich . . . . .	745 000 „
England . . . . .	12 900 000 „
Belgien . . . . .	1 391 000 „
Amerika . . . . .	23 133 000 „

### Destillation des Teers.

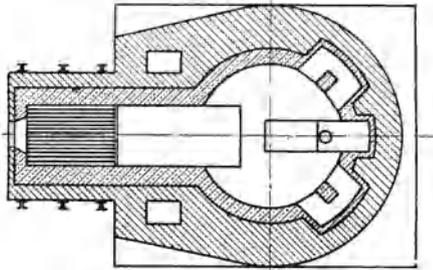
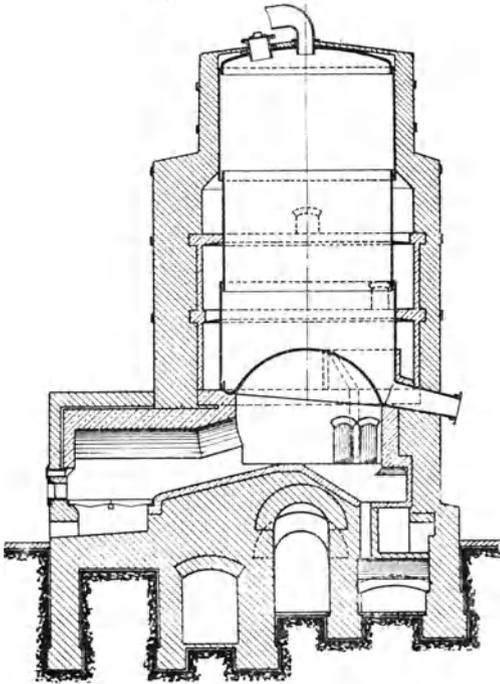
Etwa 80 Proz. der gesamten Teererzeugung stammt aus der Kokereiindustrie, während der Rest bei der Leuchtgasbereitung und nur ein ganz geringer Teil als Generatorsteer gewonnen wird. Der erste Steinkohlenteer wurde Anfang des 18. Jahrhunderts in den damals schon in England bei der Leuchtgasherstellung betriebenen kleinen Muffelöfen gewonnen, die dann auch in Sulzbach bei Saarbrücken im Jahre 1768 teilweise Anwendung gefunden haben. — Über die Bildung des Teers aus der Steinkohle ist bereits auf S. 45 und 54 Näheres gesagt worden und wird auf diese Ausführungen verwiesen. — Der Steinkohlenteer stellt eine schwarze, zähflüssige Masse vom spez. Gew. 1,1 bis 1,28 dar und bildet ein kompliziertes Gemenge von chemischen, zum Teil noch nicht vollständig isolierten Verbindungen. Er enthält neben den reinen Kohlenwasserstoffverbindungen stickstoffhaltige Bestandteile, vorwiegend basischer Natur, sowie sauerstoff- und schwefelhaltige Verbindungen, die als Begleiter der Kohlen anzusehen sind. — Die Zusammensetzung des Teers ist sehr verschieden und von der Art der vergasten Kohle sowohl als auch von den Bedingungen, unter denen die Kohle verkocht ist, abhängig. Ein Kriterium für die Qualität des Teers bildet der freie Kohlenstoff, der beim Kokereiteer je nach dem Verkokungsvorgang der Steinkohle zwischen 3 und 8 Proz. schwankt, und beim Gasanstaltsteer aus horizontalen Retorten infolge der vorwaltenden großen feuerumspülten Berührungsflächen und der dadurch hervorgerufenen pyrogenen Zersetzung bis 30 Proz. betragen kann, während Gasanstaltsteer aus Vertikalöfen nur 2 bis 4 Proz. freien Kohlenstoff besitzt. — Der Rohteer als solcher wird nur in beschränktem

Maße verwendet. Fast aller Teer wird einer Destillation unterworfen und hierbei meistens in vier Fraktionen, und zwar bis

180° C in Wasser und Leichtöl,  
230° C „ sogenanntes Mittelöl,

270° C in sogenanntes Schweröl,  
350° C „ „ Anthracenöl,

Fig. 91.



Stehende Teerdestillierblase.

zerlegt, wobei als Rest das für die Brikettierung und für den Straßenbau fallende Steinkohlenteerpech verbleibt. — Die Destillationsergebnisse eines rheinisch-westfälischen Steinkohlenteers mit einem spezifischen Gewicht von 1,145 bis 1,19 sind:

Wasser . . . . .	2,69 Proz.
Leichtöl . . . . .	1,38 „
Mittelöl . . . . .	3,46 „
Schweröl . . . . .	9,93 „
Anthracenöl . . . . .	24,76 „
Pech . . . . .	56,44 „
Destillationsverlust . . . . .	1,34 „

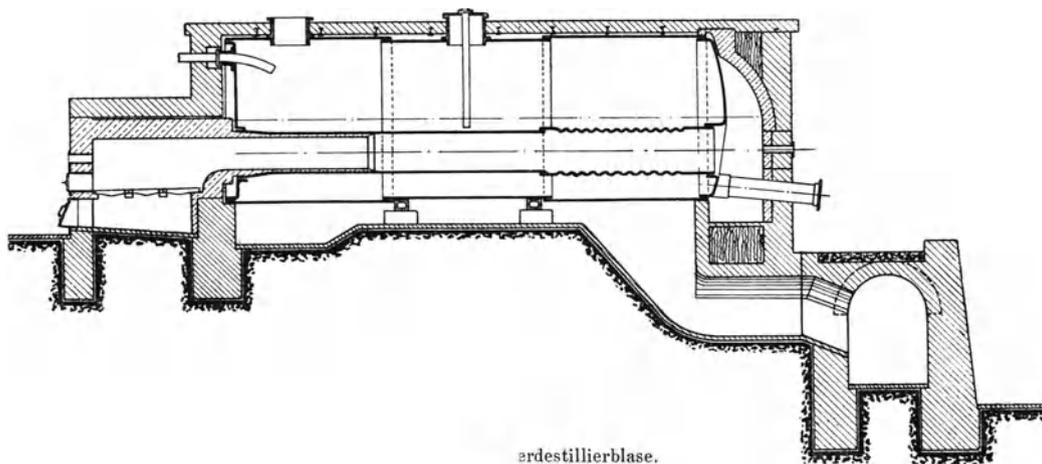
Der Gang der Teerdestillation gestaltet sich folgendermaßen:

Vorwiegend werden für den Abtrieb des Teers stehende Blasen von etwa 15 bis 20 t Inhalt mit gewölbtem Deckel und nach innen gewölbtem Boden verwendet (siehe Fig. 91). Die Blasen haben einen Abfußstutzen von etwa 400 mm Durchmesser und besitzen im Deckel neben den Destillationsstutzen ein Mannloch, durch welches die Blase nach innen zugänglich ist. Als Sammelfang der Destillationsdämpfe dient ein auf der Blase angebrachter Helmstutzen, aus dem die Dämpfe in Kühler geleitet und von da als flüssiges Produkt mit Hilfe von Vorlagen ihren verschiedenen Bestimmungsorten zugeführt werden. — Die zunehmenden An-

sprüche, welche an die Leistungsfähigkeit der Destillationsapparate infolge der gewaltig gestiegenen Rohmengen gestellt wurden, haben dazu geführt, von der stehenden Blasenform zur liegenden Kesselform überzugehen, die zuerst von der Firma Weyl in Mannheim in Form eines Röhrenkessels ausgeführt wurde und bei dem die Heizgase durch ein System von in Teer

liegenden Heizrohren geleitet werden. — Dieser Form folgte der Zweiflammrohrkessel, der infolge seiner großen Heiz- und Verdampfungsfläche und der damit verbundenen besseren Auswirkungsmöglichkeit der Brennstoffe den Vorteil der Brennstoffersparnis hat. Damit im Zusammenhang steht die bessere Schonung des Destillationsgutes infolge Verringerung der pyrogenen Zersetzung und ferner auch eine Schonung des Blasenmaterials selbst. Diese Blasen haben eine Füllung von etwa 55 t, deren Destillationsdauer in etwa zwölf Stunden beendet ist. Fig. 92 zeigt eine von der Firma Still ausgeführte liegende Blasenkonstruktion. Die Destillation wird hierbei zweckmäßig in der Weise vorgenommen, daß unter Zuhilfenahme von zwei Kesseln in einem Kessel abgetrieben und in dem anderen Kessel mit Hilfe der aus dem ersten Kessel stammenden Abhitze die Entwässerung des Teers vorgenommen wird. Die

Fig. 92.



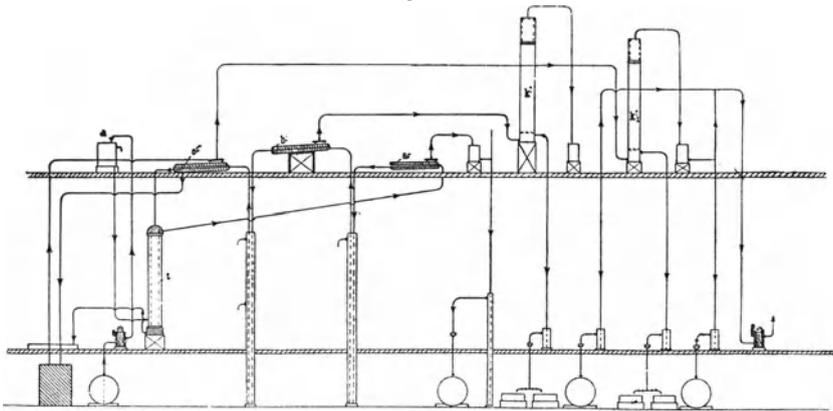
schwierige Entwässerung des Teers in stehenden Blasen hat man dadurch behoben, daß man den Teer vor Eintritt in die Blase durch einen Kolonnenapparat schickt, dem von unten die heißen Destillationsgase aus der Blase entgegenströmen (s. Fig. 95). Die auf diese Weise abgetriebenen Wasser- und Benzoldämpfe werden gekühlt und im Scheider getrennt gewonnen.

Das Bestreben, die Nachteile der unterbrochen arbeitenden Destillationsweise zu beseitigen, haben zu den kontinuierlich arbeitenden Destillationsverfahren von Sadwasser, Dr. Kubierschky und Dr. Raschig geführt, die sich bisher in der Praxis an einzelnen Stellen Eingang verschafft haben.

Bei dem Raschig-Verfahren wird die Destillation des Teers in geschlossenen gußeisernen Pfannen von rechteckiger Form vorgenommen, die im Innern Heizschlangen tragen, die mit Dampf von 8 bis 15 Atm. beheizt werden (s. Fig. 93). — Der Rohteer gelangt aus dem Hochbehälter *h* in einen Austauscher *t*, in welchem er von dem entgegenströmenden heißen Pech vorgewärmt und dann in Destillationspfanne *a* durch die indirekte Dampfheizung auf eine Temperatur von 140 bis 170° gebracht wird, wobei der vollständige

Abtrieb von Ammoniakwasser und Leichtöl erfolgt, das in Kühlern aufgefangen und nach dem spezifischen Gewicht getrennt wird. Der Teer steigt dann in die evakuierte zweite Pfanne *b*, wo infolge des herrschenden Vakuums eine Verdampfung der Teerdestillate bis zu einem Siedepunkt von  $230^{\circ}$  stattfindet. — In der letzten Pfanne *c* erfolgt dann mittels über  $300^{\circ}\text{C}$  erhitzten Wassers die Umwandlung in Pech, wobei die zwischen  $230$  und  $350^{\circ}$  siedenden Anteile des Teeres verdampfen. Die in Pfanne *b* und *c* sich bildenden Destillate werden mittels Pumpe durch die Kolonnenapparate *k* bzw. *k*<sub>1</sub> gedrückt, die mit Raschig-Ringen ausgefüllt sind und in denen mit Hilfe eines Rückflußkühlers eine Scheidung in die Fraktionen Mittelöl, Schweröl und Anthracenöl erfolgt. Das in der letzten Pfanne verbleibende Pech fließt kontinuierlich durch den Austauscher und von dort mit einer Temperatur von etwa  $120^{\circ}$  in die Formen *f*.

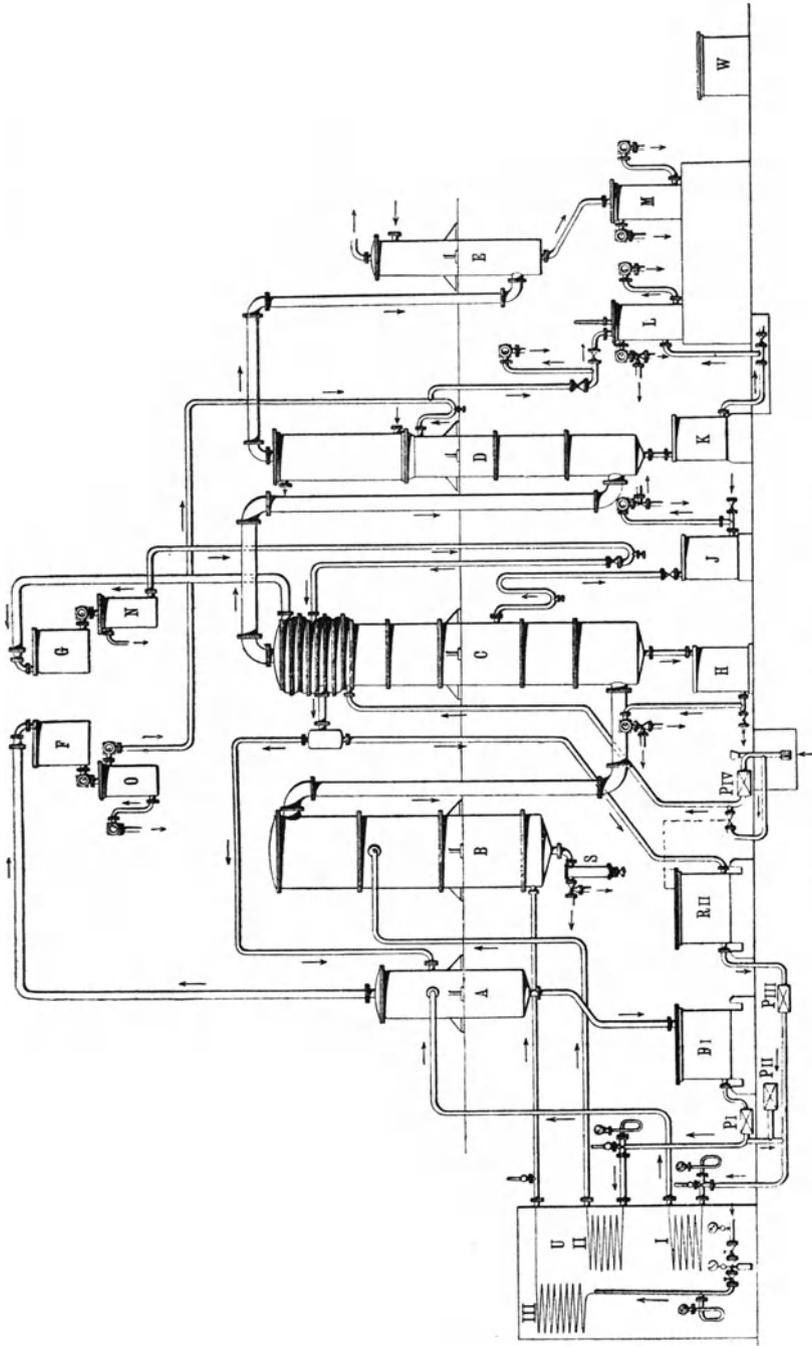
Fig. 93.



Kontinuierliche Teerdestillation nach Raschig.

Der Arbeitsgang der Borrmannschen Destillation ist aus der schematischen Darstellung, Fig. 94, ersichtlich. Der Teer wird durch Pumpe *P*<sub>4</sub>, oder von einem Hochbehälter aus, in den Kühllaufsatz der Kolonne *C* geleitet und dient hier zur Kühlung der in *C* aufsteigenden Dämpfe. Hier vorgewärmt, gelangt er in den Schwimmerkasten *R* II und wird mittels Pumpe *P* III durch das mit Abgasen erhitzte Vorwärmesystem I des Erhitzers *U* gefördert und dort so weit vorgewärmt, daß er im Dämpfeabscheider *A* den gesamten Wassergehalt und einen großen Teil der Leichtöle in Dampfform abgibt. Diese Dämpfe werden im Kühler *F* niedergeschlagen und die Leichtöle können nach Trennung von dem mitgeführten Wasser in Scheideflasche *O* zum Berieseln von Kolonne *D* oder zum Leichter machen des Mittelöls in *L* verwendet werden. Sie können jedoch bei Bedarf auch besonders aufgefangen werden.

Der in *A* noch nicht verdampfte Teer gelangt in den Schwimmerkasten *R* I und von dort mittels Pumpe *P* I durch das Hauptheritzersystem II in die Destillierkolonne *D*, wo der Teer mit Hilfe des im Heizsystem III überhitzten Wasserdampfes so weit abdestilliert, daß durch den Syphon *S* nur Pech zum Ablauf gelangt.



Kontinuierliche Destillation nach Borrmann.

Die Teer- und Wasserdämpfe, welche oben aus Kolonne *B* austreten, werden durch die Kolonne *C* von unten nach oben hindurchgeführt und durch den Kühlaufsatz von *C* in dem Maße gekühlt, daß durch den Destillatkühler *H* das Anthracenöl und durch den Kühler *J* das Schweröl abläuft.

Die erzeugten Wasserdämpfe werden in *G* niedergeschlagen und das Kondensat in *N* gesammelt, von wo es durch ein Regulierventil im Kreislauf wieder dem Kühlaufsatz von *C* zugeleitet werden kann. Wenn der Rohteer zur Kühlung im Oberteil von *C* nicht ausreicht, so findet die weitere Kühlung an dieser Stelle mit Wasser statt.

Die von den Schwerölen befreiten Dämpfe werden darauf durch die Kolonne *D* geleitet, welche ebenfalls einen Rückflußkühler trägt, und außerdem mit Leichtöl aus *O* berieselt werden kann. Aus dem unteren Teil von *D* läuft dann durch den Destillatkühler *K* das Mittelöl ab und wird in der Scheideflasche *L* von dem mitgeführten Kondenswasser befreit.

Die restlichen Dämpfe gelangen zum Schlußkühler *E*, wo die niedergeschlagenen Leichtöle durch die Scheideflasche *M* in Wasser und Leichtöle getrennt werden.

Die Siedegrenzen der einzelnen Ölfractionen können durch Einstellen der Kühlung in den Rückflußkühlern der Kolonnen *C* und *D* in sehr weiten Grenzen verändert werden. Durch Hinzufügung weiterer Kolonnenapparate kann die Anzahl der herzustellenden Ölfractionen beliebig vergrößert werden.

Der Dampfverbrauch wird auf je 100 kg verarbeiteten Rohteers mit 10,3 kg angegeben.

Die Destillation des Teers erfolgt heute allgemein mit nur wenigen Ausnahmen im Vakuum, ein Verfahren, welches sowohl hinsichtlich der Reinheit der erzielten Produkte als auch mit Rücksicht auf Ersparnis an Brennmaterial und Schonung der Apparate erhebliche Vorteile in sich schließt.

Die bei der Destillation fallenden einzelnen Ölfractionen werden heute fast durchweg mit Hilfe von Ölspindeln abgenommen, mit denen sich unter Berücksichtigung der Temperatur das spezifische Gewicht ermitteln läßt, das mit dem Siedepunkt der Öle proportional im Verlauf der Destillation von etwa 0,90 bis 1,15 ansteigt.

Das bei der ersten Fraktion mit dem Wasser fallende Leichtöl wird nach dem spezifischen Gewicht getrennt und auf Benzol verarbeitet, über dessen Arbeitsweise auf S. 142 verwiesen wird.

Bei der Verarbeitung des Leichtöles wird das als Denaturierungsmittel bekannte Pyridin gewonnen. Das Pyridin bildet mit dem Phenol der Teeröle lockere Verbindungen, weshalb es trotz seines niedrigen Siedepunktes von 140° C vorwiegend mit den höher siedenden phenolhaltigen Ölen übergeht, die nach Extraktion der Phenole im Benzolbetrieb weiter aufgearbeitet werden. Als Ausgangsprodukt für die Pyridinherstellung dient die bei der Benzolwäsche erhaltene Pyridinschwefelsäure, die einen Gehalt von etwa 20 bis 30 Proz. Pyridinbasen enthält. Diese werden in Steinguttöpfen oder mit Blei ausgeschlagenen Gefäßen durch Einleiten von gasförmigem Ammoniak unter gleichzeitiger Bildung von Ammonsulfat abgeschieden und durch wiederholte Destillation in Blasen mit Fraktionsaufsätzen und Entwässerung über Ätznatron als Rohpyridin gewonnen, das, als neuer Test in den Handel gebracht, bis 160° C 90 Proz. übergehende Bestandteile enthalten soll. Über

die Herstellung des Pyridins siehe auch S. 133.

Das als zweite Fraktion fallende Mittelöl wird entweder direkt zur Kristallisation und Abkühlung gebracht oder wird zur Gewinnung des etwa 25 Proz. enthaltenen Carbolöles, von denen etwa ein Drittel aus Phenolen und der Rest aus Kresolen besteht, in besonderen Blasen mit Fraktionsaufsätzen redestilliert. Dieses Verfahren hat besonders bei der Herstellung von Naphthalin als Ausgangsprodukt für die Reinerstellung vor dem ersteren wesentliche Vorteile. Das Carbolöl wird dem Carbonsäurebetrieb zugeführt, wo das Phenol-Kresol-Gemisch mit Hilfe von Natronlauge weiter behandelt und getrennt wird, während das von diesen Bestandteilen befreite Öl als sogenanntes Neutral- oder Putzöl in den Handel kommt.

Das Phenol (Carbonsäure) dient größtenteils zur Herstellung von Trinitrophenol oder Pikrinsäure in der Sprengstoffindustrie und zur Erzeugung des in der Pharmazie wichtigen Phenolkarbons oder Salicylsäure, während das Kresol fast ausschließlich zu Desinfektionszwecken und wegen seiner stärkeren antiseptischen Wirkung gegenüber Phenol in der Chirurgie ausgedehnte Anwendung findet. Mit Seifen bildet es Emulsionen, die unter dem Namen Lysol, Solutol usw. in den Handel gebracht werden. Eine neue Verwendungsart des Phenols bilden die von Bayer schon vorher nachgewiesenen und von der Firma Baekeland (Berlin) mittels Formaldehyd hergestellten Kondensationsprodukte, die unter dem Namen „Bakelit“ als Bernsteinersatz zu

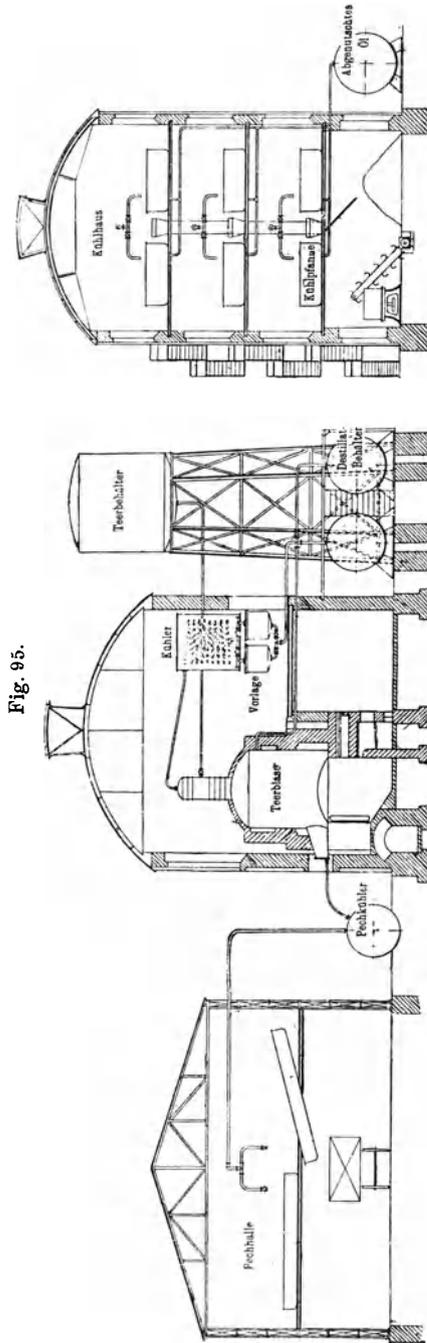


Fig. 95.

Anordnung einer Teerdestillations.

Schmuck- und Gebrauchsgegenständen verarbeitet werden<sup>1)</sup>. — Das vom Carbolöl befreite Mittelöl gelangt in Kühlpfannen von etwa 5 m Länge, 2,5 m Breite und etwa 1 m Höhe, worin die Auskristallisation des nachher näher behandelten Naphthalins erfolgt. Die Zeitdauer der Naphthalinausscheidung richtet sich nach der Größe der herrschenden Temperaturen und beträgt zwischen fünf und zehn Tage. Das auskristallisierte Naphthalin wird nach Abnutschen des Öles auf Abtropfbühnen befördert, oder wird von dem anhaftenden Öl zweckmäßiger durch Zentrifugieren befreit. Das Mittelöl enthält etwa 90 Proz. bis 260° siedende Bestandteile und einen Naphthalingehalt von etwa 30 Proz. Das abgenutzte Öl siedet durchschnittlich bis 260°, und das spezifische Gewicht liegt zwischen 1 bis 1,02.

Die dritte, bei der Destillation des Rohteers fallende Fraktion, das sogenannte Schweröl, geht meistens zwischen 250 und 300° über und bildet den Übergang von den phenol- und naphthalinhaltigen zu den auf Anthracen zu verarbeitenden schweren Teerölen. — Der technisch wichtigste Kohlenwasserstoff des Schweröles ist das Naphthalin, welches aus ihm in gleicher Weise wie aus dem Mittelöl in fast chemischer Reinheit gewonnen wird. Als fernerer Bestandteil des Schweröles ist das Acenaphthen zu nennen, das als Ausgangsprodukt zu dem indigoiden Küpenfarbstoff des Cibarot dient. Außerdem ist das Öl von höheren Phenolen (Xylenolen) und stickstoffhaltigen, basischen Bestandteilen, den Chinolinen sowie methylierten Naphthalinen begleitet. Es hat ein spezifisches Gewicht von 1,04 und siedet meistens zwischen 230 und 300°. In vielen Teerdestillationen werden die flüssigen und festen Anteile des Schweröles getrennt verarbeitet, vielfach jedoch wird eine Fraktion durch Destillation in Carbolöl, Naphthalinöl I und II vorgenommen und der Rückstand dem Anthracenöl zugeführt. Das Naphthalinöl I siedet zwischen 180 und 230° und liefert beim Abkühlen fast reines Naphthalin, während das zwischen 230 und 280° siedende Naphthalinöl II Naphthalin, Methyl-naphthalin und Acenaphthen enthält. Aus dem Naphthalinöl werden nach Umdestillieren Carbolöle sowie als Antiseptika verwendete Öle gewonnen. Das Naphthalinöl II ergibt nach Abnutschen des Kristallgutes das eigentliche Kreosotöl, das zur Tränkung der Eisenbahnschwellen und Telegraphenstangen und zur Streichung von Holzplanken usw. Verwendung findet.

Die letzte Fraktion, das sogenannte Anthracenöl, liefert den spezifisch schwersten Anteil und siedet zwischen 270 und 350°. Es hat ein spezifisches Gewicht von ungefähr 1,1 und scheidet vor der Abkühlung Kristalle von grünlichgelber Farbe ab, die aus Carbazol, Anthracen und Phenanthren bestehen und die das Ausgangsprodukt für die Herstellung des Reinanthracens bilden.

Die Abkühlung des Anthracenöles erfolgt genau wie bei dem Mittelöl und Schweröl in flachen, eisernen Kühlpfannen, die nebeneinander und übereinander aufgestellt sind und die zur Abkühlung etwa fünf bis acht Tage benötigen. Der dann abgeschiedene Kristallbrei gelangt in Nutschen und, um die letzten Spuren des Öles zu entfernen, in Zentrifugen oder Filterpressen. Die Filterpressen empfehlen sich zum Filtrieren von Anthracenölen und Teerfettölen an den Stellen, wo es sich um sehr feine, mehr schleimartige

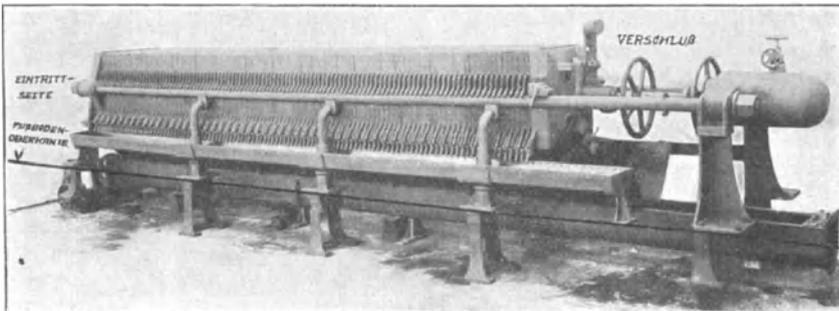
1) Siehe Nachtrag S. 192.

Beschaffenheit der Rückstände handelt, die mittels der Schleuder nicht vollkommen zurückgehalten werden können.

Die Presse von Wegelin & Hübner (Fig. 96) besteht aus einer Anzahl Filterplatten, die auf einem Gestell ruhen, mit Filtertüchern bespannt sind und die miteinander Kammern bilden. Die Filtermasse tritt am festen Kopfstück ein und fließt durch einen Kanal sämtlichen Kammern zu, dringt dann durch die Filtertücher, läuft an den Platten herab und durch die Filterhähne in die Sammelrinne. — Durch die Tücher werden die festen Teile in den Kammern zurückgehalten und in der Weise entfernt, daß man die Presse öffnet und die Schlammkuchen aus jeder Kammer herausstößt.

Das ablaufende filtrierte Anthracenöl wird zum Teil als Imprägnieröl verwendet, während ein anderer Teil zur Herstellung der für die Schmierung wichtigen Teerfettöle verarbeitet wird.

Fig. 96.



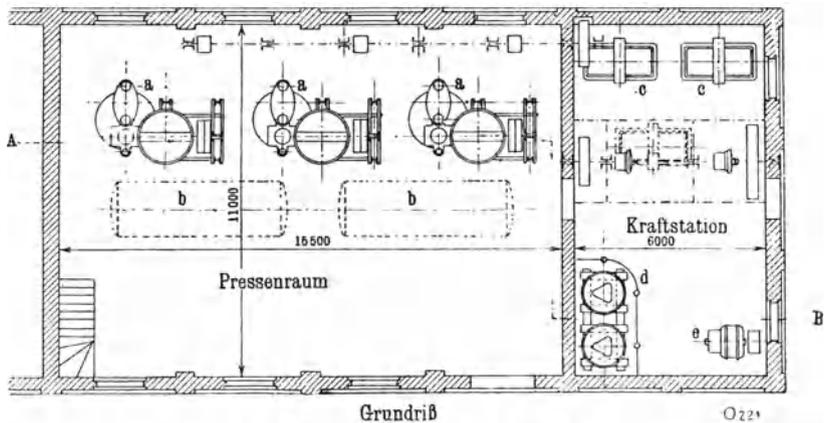
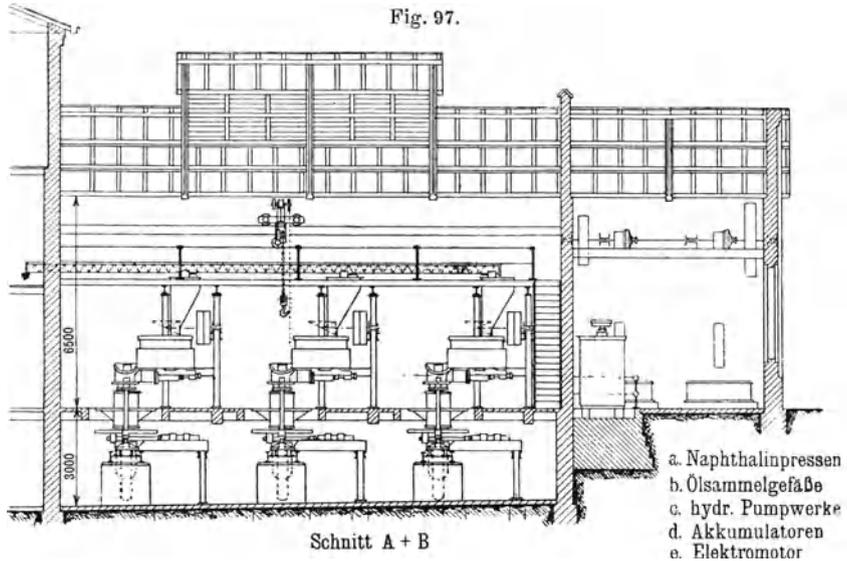
Filterpresse.

Das zentrifugierte oder gepreßte Rohanthracen hat einen Gehalt von etwa 25 Proz. Anthracen, das durch Waschung mit einem leichten Teeröl auf etwa 40- bis 45proz. Rohanthracen angereichert werden kann. Das Rohanthracen wird von den Farbenfabriken zur Erzeugung von Anthrachinon für die Alizarinfabrikation verwendet und ein Teil dient als Ausgangsmaterial für die Rußfabrikation. Die Begleiter des Anthracens, Carbazol und Phenanthren, können mit Hilfe von Pyridinbasen weiter in Lösung gebracht werden, so daß durch Behandlung nach diesem Verfahren ein hochprozentiges Anthracen von etwa 80 Proz. gewonnen werden kann. Das Verhalten des Carbazols, mit Ätzkali Verbindungen einzugehen, hat die A.-G. für Teer- und Erdölindustrie Berlin dazu verwendet, um nach einem ihr geschützten Verfahren D. R.-P. Nr. 111 359 durch Überführung des Carbazols in Carbazolkali bei 260° C ein Anthracen von 80 bis 90 Proz. Reingehalt herzustellen.

Die Weiterverarbeitung des aus dem Mittel- und Schweröl gewonnenen Rohnaphthalins auf Reinnaphthalin wird in der Weise vorgenommen, daß das in den Pfannen auskristallisierte Naphthalin nach Abtropfen oder nach voraufgegangenem Schleudern mittels Zentrifugen in Warmpressen bei etwa 250 bis 300 Atm. Druck gepreßt wird, wobei dann das sogenannte Warmpreßgut entsteht. Für das Pressen des Naphthalins hat sich am besten die sogenannte Koeberpresse bewährt (s. Fig. 21), die aus zwei Preßseihern besteht, welche um eine der Preßsäulen derart drehbar angeordnet sind, daß

der eine Seiher unter Druck steht, während aus dem zweiten mittels des Ausdrückapparates die fertigen Preßkuchen entfernt werden. Die Kuchen haben einen Durchmesser von etwa 450 mm und können durch Zwischenlegen von Eisenplatten in beliebiger Stärke, zweckmäßig 100 mm, hergestellt werden.

Fig. 97.



Herstellung von Naphthalinwärmepreßgut.

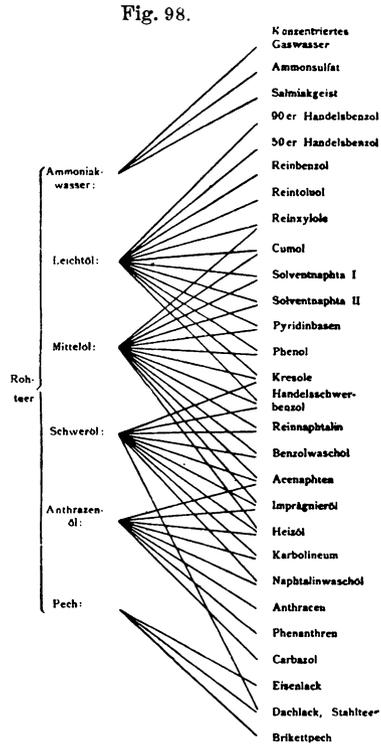
Sind alle Kuchen aus dem Seiher herausgedrückt, so wird der Ausstoßkolben umgesteuert und während des Zurücksinkens des Kolbens der Seiher mit neuem Naphthalin gefüllt. Dieses Naphthalin wird aus einer mittels Dampf erhitzten Wärmepfanne dem sogenannten Mischbottich zugeführt, der an der Presse so hoch montiert ist, daß durch einen am Boden angebrachten Abzugschieber das Füllmaterial in breiigem Zustande automatisch in den Seiher hineinfließt.

Das die Presse verlassende Warmpreßgut, welches bereits einen dem Reinprodukt ziemlich nahestehenden Erstarrungspunkt von etwa  $79^{\circ}\text{C}$  hat, enthält nur noch wenig verunreinigende Beimischungen, die mittels Schwefelsäure ähnlich wie bei der Benzolwaschung in einem Rührwerk beseitigt werden. Das gewaschene Produkt wird nach Neutralisierung in Destillierblasen mit kleinen Fraktionsaufsätzen destilliert und das so überdestillierte Reinnaphthalin mit einem Erstarrungspunkt von  $79,8^{\circ}\text{C}$  in Blöcke gegossen und nach dem Erkalten in Brechwerken gemahlen. Dieses gemahlene Produkt dient vorwiegend als Ausgangsprodukt für die Farbenfabrikation, während ein anderer Teil in Kugelform gepreßt oder auf Schuppenaphthalin umsublimiert, d. h. in Pfannen geschmolzen und bei einer Badtemperatur von etwa  $120^{\circ}$  vergast wird, wobei die abziehenden Dämpfe in Sublimationskammern aus Holz abgekühlt und zur Auskristallisation gebracht werden. Die Holzkammern erhalten trichterförmige Böden, aus denen das Sublimat in Säcken oder Fässer abgezogen wird. Das so gewonnene Schuppenaphthalin dient vorwiegend zur Konservierung von Häuten und Fellen und zur Vertilgung von Insekten.

Ein großer Teil des Warmpreßgutes dient neuerdings zur Herstellung von Tetralin, welches ein hydriertes Naphthalin von der Formel  $\text{C}_{10}\text{H}_{12}$  darstellt und auf katalytischem Wege unter Druck bei Zusatz von Wasserstoff als flüssiges Produkt mit einem oberen Heizwert von 10 100 W.-E. gewonnen wird. Es findet als Lösungsmittel und als Motorenbetriebsstoff Verwendung.

Ein weiterer Teil des Naphthalins findet Verwendung als Betriebsstoff für Explosionsmotore, wo es mit seinem oberen Heizwert von 9600 W.-E. das Benzol ersetzt. Vorwiegend dienen hierzu von den Motorenfabriken Deutz und Benz gebaute 4 bis 20 PS-Motore für Mühlen- und kleinindustrielle Betriebe. Das Naphthalin wird für diesen Zweck als sogenanntes Motorennaphthalin in kleinen Briketts hergestellt, die an Ort und Stelle in einem am Motor befindlichen Aufschmelzbehälter mit Hilfe des heißen Kühlwassers aufgeschmolzen und in der üblichen Weise als flüssiger Brennstoff zerstäubt und vergast werden. Der Brennstoffverbrauch beträgt bei einem 8 PS-Motor und normaler Belastung etwa 300 g pro PS-Stunde.

Die bei der Mittel-, Schweröl- und Anthracenölfraction entfallenden Öle finden neben den bereits genannten Verwendungsgebieten vorwiegend als Heiz- und Motorenbetriebsstoff und als Imprägnieröle Absatz, während ein anderer



Destillationsprodukte des Steinkohlenteers.

Teil als Benzol- und Naphthalinwaschöl für die Kokereien und Gasanstalten dient. Alle diese Öle stellen Mischungen der drei genannten Fraktionen in bestimmten Grenzen dar. Während Heizöl ein in seiner Fraktion wahlloses Produkt vom spez. Gew. 1 — 1,1 darstellt, sollen beim Treiböl bis 350° C mindestens 75 Proz. und beim Benzolwaschöl bis 300° C mindestens 80 bzw. 90 Proz. Destillate übergehen, für Naphthalinwaschöle ist der Gehalt an naphthalinhaltigen Ölen bis 270° C auf 10 Proz. und für Imprägnieröle der Gehalt bis 235° C auf höchstens 25 Proz. begrenzt.

Als **Imprägnieröl** finden die bei der Mittel-, Schweröl- und Anthracenölfraction der Steinkohlenteerdestillation entfallenden Öle Verwendung, wobei nicht nur die Phenole, sondern auch vorwiegend die in den höher siedenden Kohlenwasserstoffen vorhandenen Kresole dem Öl die konservierende Eigenschaft verleihen. Die in diesen Ölen vorhandenen organischen Basen und neutralen Stoffe wirken ebenfalls stark antiseptisch, so daß das schwere Steinkohlenteeröl aus solchen Stoffen besteht, welche infolge ihrer antiseptischen Wirkung und besonders auch wegen ihrer wasserbeständigen Eigenschaften für die Erhaltung des Holzes von größtem Wert sind. Nach den wissenschaftlichen Untersuchungen über die konservierende Wirkung des Teeröles ist durch künstliche Fäulnisversuche festgestellt, daß 1 cbm Kiefernholz, welches mit einer 2,5 proz. Teerölemulsion getränkt war und eine Aufnahme von 300 kg Tränkungsflüssigkeit erhalten hatte, also in seinem völlig durchtränkten Teil nur 7,5 kg Teeröl pro Kubikmeter enthielt, schon allen Pilzangriffen bei jahrelang fortgesetzten Versuchen wirksam widerstand. In der Praxis verwendet man 50 bis 60 kg Teeröl pro Kubikmeter. Man hat also die sieben- bis achtfache Sicherheit gegenüber derjenigen Menge, die bereits ausreicht, um die Hölzer dauernd vor Fäulnis zu schützen. Bei der Reichseisenbahn wird allgemein nach dem sogenannten Rüping-Verfahren gearbeitet, das im wesentlichen darin besteht, daß das Öl in die Hölzer unter Druck eingeführt, die Holzzellen also völlig durchtränkt werden und der Überschuß durch nachträgliche Evakuierung wieder entfernt wird. Es bleibt also in dem zu imprägnierenden Öl nicht mehr Teeröl zurück, als gerade zum Durchtränken der Zellwände notwendig ist, da lediglich der Schutz der Zellwände, also desjenigen Teils des Holzes, welches der Fäulnis ausgesetzt ist, bei der Konservierung des Holzes einzig und allein in Frage kommt. Die vorzüglich konservierenden Eigenschaften der Imprägnieröle zeigen sich am besten in den statistischen Aufzeichnungen der Eisenbahn- und Postverwaltungen, nach welchen die Konservierung mit Teeröl unter allen Konservierungsverfahren die größte Verlängerung der mittleren Gebrauchsdauer gewährleistet. Die mittlere Gebrauchsdauer von Telegraphenstangen, die mit verschiedenen Imprägniermitteln durchtränkt waren, betrug beispielsweise bei

Kupfervitriol 11,7 Jahre, Quecksilberchlorid 13,7 Jahre, Teeröl 20,6 Jahre

gegenüber nicht imprägnierten Stangen, die nur eine Gebrauchsdauer von 7,7 Jahren aufzuweisen hatten. Für die Imprägnierung von Wasserbauhölzern hat sich nur die Tränkung mit Steinkohlenteeröl bewährt, da alle anderen Mittel bei den Hölzern, die dauernd unter Wasser sich befinden, versagt haben. Nach den Eisenbahnvorschriften für Preußen, Bayern, Württemberg, Schweiz, Dänemark und Bulgarien soll das spezifische Gewicht des Imprägnieröles 1,04

bis 1,1 betragen, bis 150° C sollen höchstens 3 Proz., bis 200° C höchstens 10 Proz. und bis 235° C höchstens 25 Proz. überdestillieren. Der Wassergehalt soll höchstens 1 Proz. und der Gehalt an sauren Ölen mindestens 6 Proz. betragen. Bei 45° C soll das Öl satzfrei sein.

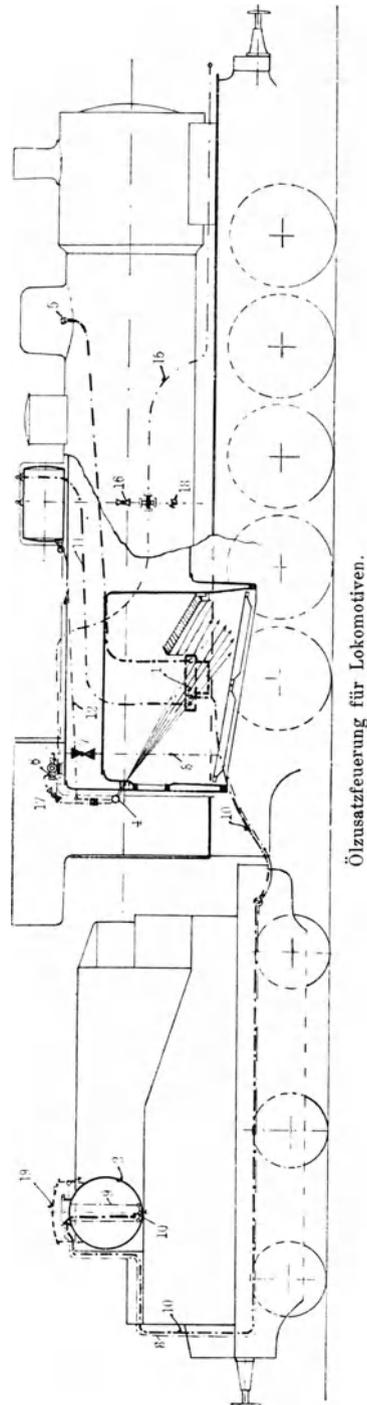
Nach den Vorschriften für Amerika soll das Öl bei 15° C satzfrei sein und das spez. Gew. 1,05 bis 1,09 betragen.

**Die Heizöle** mit einem oberen Heizwert von 9300 W.-E. finden Anwendung in metallurgischen Betrieben und als Zusatzfeuerung zur Erhöhung der Leistungsfähigkeit von Schmelzöfen, Schiffskesseln und Lokomotiven usw.

Die Verwendung der Steinkohlenteeröle für Heizzwecke reicht in das Jahr 1909. Seit der Zeit findet dasselbe namentlich in der Metallurgie, in der Glas-, Zement- und Tonindustrie ausgedehnte Verwendung<sup>1)</sup>. Das Wesen der Teerölfeuerung besteht in der Erzielung einer vollständigen rußfreien Verbrennung, die durch Unterdrucksetzen des Öles oder dadurch erreicht wird, daß das Öl unter Zuführung von Dampf oder Preßluft in fein zerstäubtem Zustande in den Verbrennungsraum mit Hilfe entsprechend konstruierter Zerstäubungsdüsen eingespritzt wird<sup>2)</sup>. Das Heizöl siedet zwischen 200 und 350° C und besteht aus einem Gemisch von Mittelöl, Schweröl und Anthracenöl. Der Flammpunkt liegt zwischen 85 und 100° C.

Die Verwendung des Steinkohlenteeröles zur Heizung von Lokomotiven geschieht zweckmäßig in Form einer Zusatzfeuerung, auch schon aus dem Grunde, weil für reine Ölfeuerung die heimische Erzeugung bei weitem nicht ausreichen würde. Bei dem heutigen aschenreichen Feuerungsmaterial und bei der häufigen Entschlackung der Lokomotiven ist der

Fig. 99.



<sup>1)</sup> Ölfeuerungstechnik Dr. Essich. Verlag Springer, 1919.

<sup>2)</sup> Siehe Nachtrag S. 185.

Aktionsradius, d. h. die Tonnenkilometerzahl wesentlich zurückgegangen. Durch eine Ölzusatzfeuerung kann das vorzeitig notwendig werdende Entschlacken vermieden werden, indem der mit Kohle bzw. Koks beschickte Rost nur mäßig beschickt und so befeuert wird, daß stets eine rauchlose Verbrennung vorherrscht, und nur der forcierte, also der eigentliche Spitzenbetrieb durch Ölzusatz reguliert wird. Bei plötzlichem Halten der Lokomotive vor geschlossenem Signal kann durch Abstellen des Öles eine unnötige Brennstoffvergeudung bzw. ein Abblasen des überschüssigen Dampfes vermieden werden. Es läßt sich also durch Zusatzfeuerung eine bessere Ausnutzung der Lokomotive erzielen, was andererseits eine Ersparnis bzw. Verringerung an betriebsfertigen Lokomotiven zur Folge haben würde, indem, wie gesagt, die Lokomotive besser ausgenutzt und das Durchfahren längerer Strecken möglich wird. Hiermit hängt zusammen, daß auch das für die Unterhaltung der Lokomotiven in den Betriebs- und Reparaturwerkstätten erforderliche Personal ebenfalls um den Prozentsatz dieser Verminderung reduziert werden könnte. Die Vorteile der Ölzusatzfeuerung lassen sich kurz zusammenfassen:

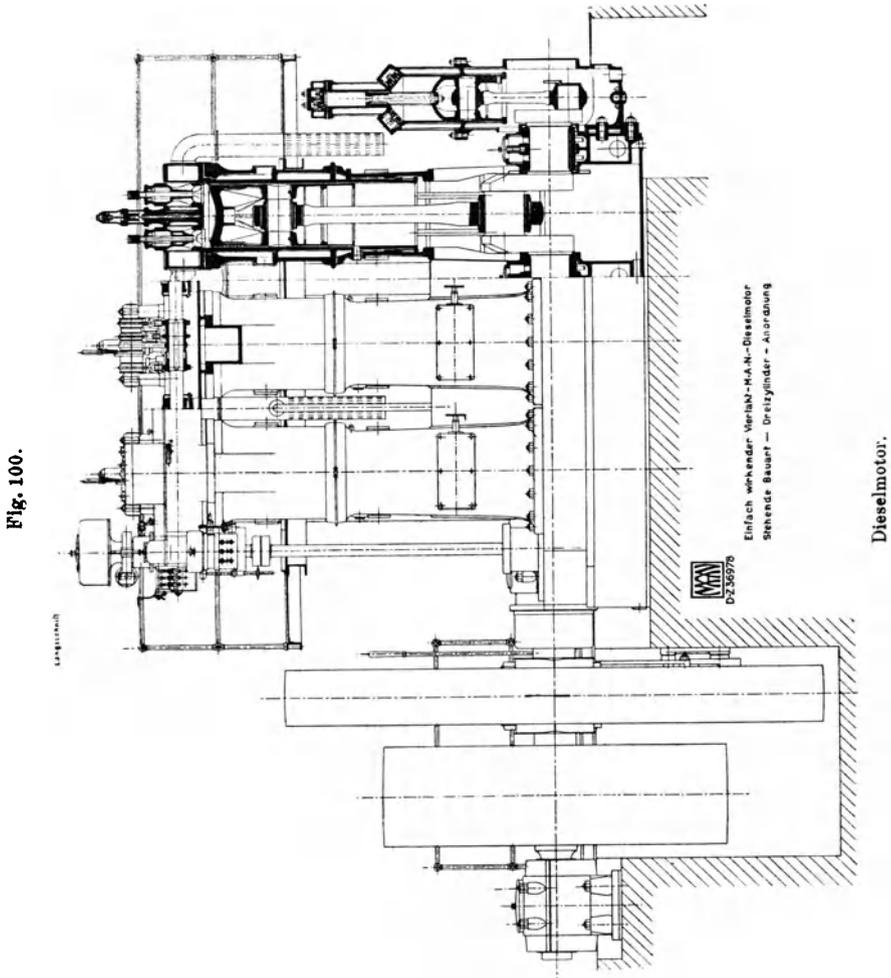
1. Durch höhere Leistung der Lokomotiven und entsprechende Ersparnis durch Einschränkung des Lokomotivbestandes, sowie der damit verbundenen Ersparnis an Reparatur- und Unterhaltungskosten;
2. durch bessere Ausnutzung des festen Brennstoffes infolge vollkommener Verbrennung und Fortfall der Schlackenverluste;
3. durch Beseitigung bzw. Ermäßigung der Rauch- und Brandschadenskosten;
4. durch bessere Ausnutzung des Lokomotivpersonals infolge Verkürzung des Vorbereitungs- und Abschlußdienstes.

Die Anordnung einer von der V. f. T. in Essen getroffenen Ölfeuerungs-einrichtung für Versuche an einer G 10-Lokomotive ist derart, daß aus einem auf dem Tender befindlichen Ölbehälter von etwa 1,5 cbm Fassungsraum das Öl mittels einer kleinen Duplexpumpe in einen oberhalb des Dampfkessels angebrachten Betriebsbehälter gepumpt wird, von wo das auf diese Weise vorgewärmte Öl mit einem Druck von etwa 10 Atm. in zwei Körtingdüsen gelangt, die oberhalb der Feuerung an Stelle der bisherigen Dampfstrahldüsen eingebaut sind und von wo aus das Öl als fein zerstäubter Nebel mit der von außen mitgerissenen Sekundärluft oberhalb des Rostes verbrennt (s. Fig. 99).

Für das Heizöl gelten folgende Beschaffenheitsbedingungen: Spezifisches Gewicht 1,02 bis 1,1; Flammpunkt nicht unter 65° C; Wassergehalt höchstens 1 Proz.; bei 15° C satzfrei.

**Treiböl.** Eine unmittelbare Kraftquelle bildet die Anwendung des Teeröles als Treiböl für Verbrennungsmotoren. Während anfänglich, namentlich bei geringen Belastungen infolge des niedrigen Zündungspunktes für diese Zwecke vorwiegend ausländische Gasöle in Frage kamen — der Zündungspunkt des aliphatischen Gasöles liegt bei 450° C, während er bei den aromatischen Steinkohlenteerölen infolge des um 5 Proz. niedrigeren Wasserstoffgehaltes bei 630° C liegt — ist es der Maschinenfabrik Augsburg-Nürnberg durch eine entsprechende Gaszündvorrichtung gelungen, den Betrieb der Dieselmotoren mit Steinkohlenteeröl ebenso sicher zu gestalten wie mit Gasöl. Diese Verwendungsmöglichkeit bedeutet im Wett-

bewerb der Wärmekraftmaschinen einen Fortschritt von größter Tragweite; da es für den Motorenbesitzer einerseits äußerst wichtig ist, billige Brennstoffe zur Verfügung zu haben, die aus heimischen Bodenschätzen erzeugt sind und die Sicherheit verbürgen, daß auch im Falle der Sperrung der Grenzen oder Verkürzung der äußeren Zufuhr der Betrieb ungestört aufrechterhalten werden



kann und es andererseits auch volkswirtschaftlich von erheblicher Bedeutung ist, wenn das Kapital für den Ölbezug im Lande bleibt, wo es der Veredelungsindustrie der Steinkohle und dem deutschen Volke zugute kommt.

Der jährliche Absatz an Steinkohlenteertreiböl für Dieselmotore beträgt etwa 50 000 Tonnen.

Die Beschaffenheit dieser Öle entspricht den Vorschriften des Teerwirtschaftsverbandes, d. h. es sollen bei der Siedeanalyse bis 350°C 75 Proz. Destillate übergehen, der Verkokungsrückstand soll nicht mehr als 3,5 Proz.

betragen, und außerdem sollen nicht mehr als 0,3 Proz. in Xylol unlösliche Bestandteile vorhanden sein. Der Aschengehalt soll 0,05 Proz. nicht überschreiten.

Der Verbrauch pro PS-Stunde im Dieselmotor beträgt rund 210 g Teeröl und etwa 10 g Gasöl als Zündöl.

Wenn man bedenkt, daß bei der Dampfmaschine auch in ihrer vollendetsten Form nur allerhöchstens 15 Proz. der im Brennmaterial zur Verfügung stehenden Wärme in mechanische Arbeit übergeführt werden kann, während bei der Dieselerbrennungsmaschine diese Leistung 35 Proz. beträgt, so erhellt, welch volkswirtschaftlicher Wert und welch ungeheure Aufgaben sich für den Ölmaschinenbau hieraus ergeben.

Eine sehr wichtige Aufgabe liegt noch in der Entwicklung der Diesellokomotive. Der Wirkungsgrad der Heißdampflokomotive beträgt im günstigsten Falle etwa 10 Proz. und bei Berücksichtigung der Verluste durch Anheizen, Löschen, Stillstand unter Dampf, Verschiebedienst usw. sinkt diese Ausnutzungswertziffer auf rund 6 Proz. Hinzu kommt noch, daß in Deutschland die Kohlenfundstätten an der äußersten Grenze im Osten und Westen liegen, und daher für die Beförderung der Lokomotivkohlen Wagen freigemacht und Gleise belastet werden müssen. Für die 15 Millionen Tonnen Lokomotivkohlen müssen jährlich an Fracht und Nebenarbeiten mehrere Milliarden Mark verausgabt werden, abgesehen von den Arbeitskosten für die Verladung und Fortschaffung der Aschenrückstände. Wenn man weiter in Betracht zieht, daß von dem gesamten Heizwert dieses so kostspielig erworbenen Stoffes nur etwa 6 Proz. zur Ausnutzung gelangt, so bedeutet das eine nicht unerhebliche Vergeudung unseres Nationalvermögens. Bei Anwendung von Ölmaschinen ließen sich diese Ausgaben auf etwa  $\frac{1}{5}$  verringern, abgesehen davon, daß bei Verwendung des hierfür in Frage kommenden Brennstoffes in flüssiger Form die übrigen aus der Destillation der Kohle gewonnenen Wertstoffe der Volkswirtschaft zur Verfügung bleiben.

Auch für die Flußschifffahrt ist an Stelle der schwarzen, die Gegend durch Rauch und Ruß belästigenden Kohle der Dieselmotor getreten. Fig. 101 zeigt den ersten großen von den M. A. N.-Werken in Augsburg gebauten und mit Steinkohlenteeröl betriebenen Rheinschleppermotor von 900 PS, welcher vor drei Monaten dem Verkehr der Gesellschaft Haniel übergeben worden ist.

Für eine Kraftanlage Mitteldeutschlands mit einer Frachtlänge von 300 km ab Ruhrrevier stellen sich die nackten Brennstoffkosten pro PS-Stunde in der Dampfmaschine und im Verbrennungsmotor bei einem Kohlenpreise von rund 160 000 Mark pro Tonne und einem Ölpreise von 720 000 Mark pro Tonne laut nachstehender Aufstellung ungefähr auf gleiche Höhe.

Für 1 PS-Stunde sind erforderlich:

Dampfmaschine:

0,85 kg Kohle . . . . .	136,80 Mark
Fracht (35,20 Mark pro Kilogramm) . . . . .	29,90 „
Summa . . . . .	166,70 Mark

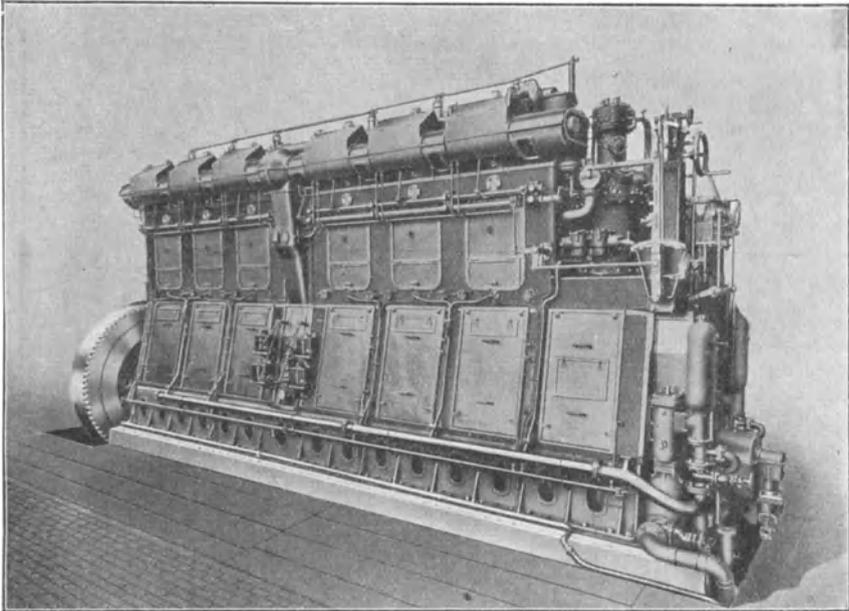
Dieselmotor:

220 g Teeröl . . . . .	158,40 Mark
Fracht (38,42 Mark pro Kilogramm) . . . . .	8,42 „
Summa . . . . .	166,80 Mark

Berücksichtigt sind hierbei nur die reinen Brennstoffkosten, während die Betriebskosten bei der Dampfmaschine in Anbetracht der höheren Anlage- und Betriebskosten für das erforderliche Kesselhaus noch entsprechend höher bewertet werden müssen.

Ein weiteres wichtiges Verwendungsgebiet der Teeröle bildet die Herstellung von Schmiermitteln. Als Ausgangsprodukt werden hierfür die hochsiedenden Anthracenöle verwendet, aus denen nach sorgfältiger Ausscheidung der Anthracenkristalle und wiederholter Destillation und Polymerisierung die Teerfettöle gewonnen werden, die besonders während des Krieges, und zwar vorwiegend zur Schmierung der Eisenbahnwagenachsen Verwendung fanden.

Fig. 101.



Der erste mit Steinkohlenteeröl betriebene von den M. A. N.-Werken gebaute 900 PS Schiffsdieselmotor des Rheinschleppers „Haniel“.

Im Jahre 1918 sind etwa 50 000 Tonnen Teerfettöle hergestellt, von denen die Eisenbahn etwa 15 000 Tonnen bezogen hat. Einen wesentlichen Fortschritt bildet das nach dem Verfahren, D. R.-P. 330 970, aus Teerfettölen hergestellte und kältebeständige Schmieröl „Ess“ mit einer Viskosität 4,5 E bei 50° C und einem Stockpunkt von  $-15^{\circ}$  C<sup>1)</sup>.

Bei diesem Verfahren werden die Anthracenkohlenwasserstoffe auf chemischem Wege durch Dehydrierung in Stoffe von völlig anderer Beschaffenheit umgewandelt, die kein Kristallisationsvermögen mehr besitzen, im Öl lösbar sind und demselben einen hohen Schmierwert verleihen. Der Stockpunkt hat sich durch Verminderung der kristallisierbaren Bestandteile

<sup>1)</sup> Zeitschr. f. angew. Chem. 1921, Heft 65, S. 425.

wesentlich heraufsetzen lassen, so daß diese Öle bei ihrer hohen Viskosität auch in der Kälte beständig sind. Sie eignen sich daher zur Dochtschmierung der im freien laufenden Eisenbahnwagenachsen, sowie zur Schmierung aller Transmissions- und Maschinenlager, mit Ausnahme der unter Dampf gehenden. Da das Öl sich in seinen sonstigen Eigenschaften, auch hinsichtlich seines Geruches und seines Gehaltes an hochsiedenden Bestandteilen von den übrigen Teerölen vorteilhaft unterscheidet, so hat es zum Unterschied von diesen als Warenschutz die Bezeichnung Öl „S“ erhalten.

Die mit diesem Öl beim staatlichen Materialprüfungsamt im Vergleich mit anderen aliphatischen Mineralölen ausgeführten Versuche haben ergeben, daß bei einer Druckbelastung von 60 kg pro Quadratzentimeter die Reibungskurve des „S“-Öles niedriger verlief, als bei reinen Mineralöldestillaten von Viskosität 5,5 und 8,5 E bei 50° C. Lagerwärme und Reibung war nach dem Prüfungsergebnis beim „S“-Öl unter der Höchstbelastung niedriger bzw. kleiner als bei den beiden Vergleichsölen, was sich mit den praktischen Ergebnissen deckt und die Vollwertigkeit dieses Öles als Lagerschmieröl dokumentiert.

Die Beschaffenheit des Öles zeigt nachstehende Untersuchung:

Fraktion bis 300° . . .	etwa 0 Proz.	Das spez. Gewicht beträgt . . .	etwa 1,14
„ „ 340° . . .	40 „	Der Flammpunkt des Öles	
„ „ 380° . . .	75 „	liegt bei . . . . .	„ 160°
„ „ 400° . . .	85 „	Die Viskosität beträgt bei 50° C	„ 4,5° E
„ „ 430° . . .	95 „	Der Stockpunkt liegt . . . .	unter -15° C

Dem Staate und unserer Industrie können bei Verwendung dieser heimischen Öle große Summen gespart werden, die allein bei der Eisenbahn mit einem Jahresbedarf von etwa 20 000 Tonnen unter den heutigen Verhältnissen mehr als 2 Milliarden Mark betragen. Andererseits können die für den Bezug dieser Öle bisher an das Ausland abgeführten Summen dem Inlande erhalten und zur Hebung der heimischen Industrie verwendet werden.

Die aus Teererzeugnissen hergestellten konsistenten Fette, die zur Schmierung von Achsen und an schwer zugänglichen Schmierstellen verwendet werden, stellen meistens mit schweren Anthracenölen gefüllte Seifen dar, die durch Verseifung von Montanwachs mit Kalk, unter Zusatz von harzartigen Stoffen und sonstigem Füllmaterial gewonnen werden. — Ein Verfahren D.R.-P. 336 573 stellt diese konsistenten Fette ohne Verseifung dar, wobei als Träger der Konsistenz die bei der Auskühlung der Anthracenöle verbleibenden festen Anthracenrückstände verwendet werden. Dieselben werden mit hochviskosen Schmierölen bei einer Temperatur von etwa 100° in Lösung gebracht und dieses so erhaltene Lösungsgemisch durch plötzliche Abkühlung abgeschreckt, wobei die Anthracenkörper in vollkommen fein verteilter Form auf Zerreibungs- maschinen zu einem salbenartigen homogenen Brei zerrieben werden. Die so hergestellten Fette können in jeder beliebigen Konsistenz gewonnen werden und eignen sich zur Schmierung von Wagenfetten und als sogenanntes Spritzfett zur Schmierung von Rollenlagern. Der Tropfpunkt dieser Fette liegt je nach der Konsistenz bei 80 und 35° C.

Der nach der Destillation in den Blasen verbleibende Rückstand, das sogenannte **Steinkohlenpech**, mit einem Ausbringen von etwa 55 Proz., wird so weit abgetrieben, daß der Erweichungspunkt zwischen 60 und 75° C liegt.

In dieser Beschaffenheit findet das Pech Anwendung in der Brikettfabrikation, die etwa 80 Proz. der gesamten Pecherzeugung verbraucht. Vor dem Füllen der Pfannen oder Coquillen läßt man das Pech zur Vermeidung der lästigen Pechdämpfe in Vorlagekesseln bis auf etwa 120°C abkühlen (s. Fig. 19). Die Güte des Peches wird nach seinem Gehalt an Bitumen beurteilt, d. h. nach den in Anilin und Pyridinbasen löslichen Bestandteilen. Derselbe soll mindestens 75 Proz. betragen und der Aschegehalt 0,5 Proz. nicht übersteigen. Der Erweichungspunkt des Peches liegt zwischen 60 und 75°C und der Verkokungsrückstand soll nicht über 45 Proz. betragen.

Das Pech findet außer zu Brikettierungszwecken für Isolier- und Bauarbeiten Verwendung, und unter Zusatz von etwa 40 Proz. mineralischer Bestandteile bildet es den sogenannten Pflasterkitt. Die Auflösung in Anthracenöl stellt es den sogenannten präparierten Teer vom spez. Gew. 1,13 bis 1,18 dar, der in den verschiedenen Konsistenzen zur Herstellung von Dach- und Isolierpappe gebraucht wird.

Als Bindemittel für Magnesit findet es in der Hüttenindustrie als Stahlwerksteer Verwendung, und ein weiterer Teil dient als Oberflächenteerung für Straßenbauzwecke. Mit Steinschlag liefert es den sogenannten Teermakadam, der bei dem in Deutschland vorhandenen Straßennetz von insgesamt 120 000 km Länge, die an Unterhaltungskosten jährlich rund 32 Milliarden verursachen, ein billiges und aussichtsreiches Straßenbaumittel darstellt. In Auflösung von leichten Teerölen bildet es den Eisenlack.

Die gesamte Teererzeugung Deutschlands betrug im Jahre 1913 etwa 1,4 Millionen Tonnen.

Daraus wurden hergestellt:

Pech . . . . .	etwa 750 000 t	Waschöl . . . . .	etwa 40 000 t
Imprägnieröl . . . . .	„ 250 000 t	Leichtöle . . . . .	„ 30 000 t
Heizöl . . . . .	„ 100 000 t	Naphthalin . . . . .	„ 60 000 t
Treiböl . . . . .	„ 50 000 t	Rohanthracen . . . . .	„ 40 000 t

Im Jahre 1921 betrug die Erzeugung etwa 1,1 Million Tonnen Teer. Daraus wurden hergestellt:

Pech . . . . .	etwa 650 000 t	Leichtöle . . . . .	etwa 20 000 t
Imprägnieröl . . . . .	„ 120 000 t	Schmieröle . . . . .	„ 20 000 t
Heizöl . . . . .	„ 100 000 t	Naphthalin . . . . .	„ 50 000 t
Treiböl . . . . .	„ 50 000 t	Rohanthracen . . . . .	„ 30 000 t
Waschöl . . . . .	„ 70 000 t		

## Untersuchungsmethoden.

1. Öle. a) Spezifisches Gewicht. Das spezifische Gewicht wird mit der Mohrschen Wage oder mit dem Aräometer bestimmt und soll für 15°C angegeben werden. Die Umrechnung des bei anderer Temperatur gefundenen spezifischen Gewichtes erfolgt durch Ab- bzw. Zuzählen von 0,0008 für jeden Grad unter oder über der Temperatur von 15°C. Satzhaltige Öle müssen vor der Bestimmung durch Erwärmen verflüssigt werden.

b) Siedeanalyse. Für Imprägnieröle wird die Destillation in Glasretorten vorgenommen, wobei zu beachten ist, daß das Ablesen der Destillate möglichst bei derselben Temperatur vorgenommen wird, die das Öl bei der Einfüllung besaß.

Für die Destillation in der Glasretorte wird eine tubulierte gläserne Retorte von etwa 300 ccm Inhalt verwendet. Diese Retorte wird mit einem stumpfwinklig gebogenen Vorstoß verbunden und an einem Stativ über einem Drahtnetz erwärmt, nachdem dieselbe vorher mit 100 ccm Öl beschickt wurde und durch den oberen Tubus ein Thermometer von 0 bis 360° C derart eingeführt worden ist, daß sich das Quecksilbergefaß 2 cm über dem Flüssigkeitsspiegel befindet. Die Destillation wird in der Weise vorgenommen, daß in der Sekunde etwa zwei Tropfen übergehen. Das Destillat wird in einem Zylinder aufgefangen und in Volumprozenten abgelesen. Die Ablesung erfolgt jedesmal bei erreichter Beobachtungstemperatur ohne Unterbrechung der Destillation.

Die Siedeanalyse im Kupferkölbchen wird wie folgt ausgeführt: Das Kupferkölbchen hat etwa 66 mm Durchmesser und 150 ccm Inhalt, eine Wandstärke von 0,6 bis 0,7 mm und zur Aufnahme des Siederohres einen Stutzen von 25 mm Länge, 20 mm unterer und 22 mm oberer Weite. Das mittels Kork darin befestigte gläserne Siederohr von 14 mm lichter Weite und 150 mm Länge ist in der Mitte zur Kugel erweitert. Ein Ansatzrohr von 8 mm Weite ist 10 mm über der Kugel fast rechtwinklig angeschmolzen. Das Quecksilbergefaß des im Siederohr untergebrachten Thermometers, das aus möglichst dünnwandigem Glas bestehen und nicht mehr als den halben Durchmesser des Siederohres haben soll, muß sich in der Mitte der Kugel befinden. Das Kölbchen steht vermitteltst einer Asbestplatte mit kreisförmigem Durchschnitt von 33 mm Durchmesser auf einem Ofen, dessen Mantel 10 mm vom oberen Rand mit vier runden Öffnungen zum Austritt der Verbrennungsgase versehen ist. Es wird durch einen einfachen Bunsenbrenner von 7 mm Öffnung mit blau brennender Flamme erhitzt. Als Kühlrohr dient ein Glasrohr von 20 mm lichter Weite und 800 mm Länge, das so geneigt ist, daß sich der Ausfluß 100 mm tiefer als der Einfluß befindet. Zur Destillation gelangen 100 ccm, die in einem Meßzylinder abgemessen und möglichst bis zum letzten Tropfen eingefüllt werden. Der zum Einfüllen benutzte Zylinder dient auch als Vorlage. Die Destillation ist so zu leiten, daß in der Sekunde etwa zwei Tropfen übergehen. Bei 350° C wird die Destillation unterbrochen, der Kühler ablaufen gelassen und abgelesen.

c) Satzgehalt. Der Satzgehalt des Öles wird bestimmt, indem man 100 ccm Öl unter Umrühren auf dem Wasserbade bis zum Verschwinden aller Ausscheidungen anwärmt und hierauf auf + 15° C abkühlt. Bei dieser Temperatur wird sodann die Probe unter öfterem Umrühren eine halbe Stunde stehen gelassen, worauf die entfallenen Ausscheidungen möglichst rasch vom Öl durch Abnutschen getrennt und durch Aufstreichen auf einen nicht zu kleinen, porösen Tonteller vom Rest des Öles befreit werden. Der Rückstand wird mit einem Spatel abgenommen und gewogen.

d) Wassergehalt. Der Wassergehalt wird wie folgt bestimmt: 100 ccm der zu untersuchenden Probe werden unter Zusatz von 50 ccm Xylol aus einem kleinen Destillierkolben aus Glas oder Metall bis 180° C destilliert

und das Destillat in einem graduierten Zylinder aufgefangen. Die abgelesenen Kubikzentimeter Wasser entsprechen ebenso vielen Prozenten Wasser im Öl.

An Stelle des schräg liegenden Kühlrohres, in welchem bei sublimierenden Bestandteilen leicht Wasserteilchen zurückgehalten werden können, verwendet Aufhäuser zur Bestimmung des mit Xylol ausgeführten Wassergehaltes in Ölen und Teeren einen neuen, von der Firma Dittmar u. Vieth in Hamburg gebauten Apparat, bei dem der mit eingeschlifftem Glasstopfen und Meßrohr versehene Kühler direkt auf dem Kochkolben in senkrechter Lage angeordnet ist. Das in dem Kühler kondensierte Xylol-Wassergemisch fließt in eine unterhalb des Kühlrohres angebrachte und mit einem Extraktionsumlauf versehene Meßröhre, wo das sich scharf scheidende Wasser sofort abgelesen werden kann, während ein Teil des Xylols wie beim Extraktionsapparat immer wieder in den Kochkolben zurückgelangt.

e) Gehalt an sauren Ölen. Zur Bestimmung der sauren Öle werden 100 ccm des Teeröles wie bei der Siedeanalyse überdestilliert, bis die Menge des Destillats 95 Proz. beträgt. Das Destillat wird mit 50 ccm Xylol verdünnt und in einem 250 ccm fassenden Meßzylinder mit 100 ccm Natronlauge vom spez. Gew. 1,15 fünf Minuten kräftig durchgeschüttelt. Nach halbstündigem Stehen wird die Volumenzunahme der Natronlauge als Prozente des Öles an Phenolen abgelesen. Hierbei ist der den zulässigen Wassergehalt übersteigende Wassergehalt in Abzug zu bringen.

Für Öle mit mehr als 20 Proz. sauren Ölen werden für je 10 Proz. des zu erwartenden Gehalts an sauren Ölen 50 ccm der obigen Natronlauge angewandt.

f) Chlorbestimmung. 50 ccm des zu untersuchenden Öles werden in einem graduierten Schüttelzylinder von etwa 100 ccm Inhalt mit eingeschlifftem Glasstöpsel eine Minute lang kräftig mit 50 ccm etwa 60 bis 70° heißem, destilliertem, chlorfreiem Wasser durchgeschüttelt. Nach erfolgter Trennung der Schichten filtriert man die wässrige Schicht durch ein kleines Faltenfilter. Vom Filtrat entnimmt man 10 ccm mit der Pipette, versetzt mit 100 ccm chlorfreiem Wasser, 5 ccm chlorfreier Salpetersäure und 10 ccm 5proz. Silbernitratlösung und erhitzt bis zum beginnenden Sieden. Der Niederschlag von Chlorsilber wird abfiltriert, mit heißem durch Salpetersäure angesäuertem Wasser gewaschen und mit dem Filter in bekannter Weise im gewogenen Tiegel verascht. Den Rückstand versetzt man mit etwas Salpetersäure und darauf mit etwas Salzsäure, raucht vorsichtig ab und erhitzt bis zum beginnenden Schmelzen, worauf der Tiegel nach dem Erkalten gewogen wird. Die Gewichtszunahme, multipliziert mit dem Faktor

$$\frac{0,2474 \cdot 100}{s \cdot 10},$$

ergibt den Chlorgehalt des Teeröles in Prozenten; s bedeutet das spezifische Gewicht des Teeröles.

f) Bestimmung der in Xylol unlöslichen Bestandteile. 25 g des Öles werden mit 25 ccm Xylol kräftig durchgeschüttelt und durch ein vorher getrocknetes und gewogenes Filter filtriert. Das Filter wird mit heißem Xylol ausgewaschen, bis dieses fast farblos abläuft. Die Gewichtszunahme des Filters nach dem Trocknen gibt den Gehalt an unlöslichen Bestandteilen an.

g) Bestimmung des Gehalts an unverbrennlichen Bestandteilen. 10 bis 15 g Öl werden in einem vorher geglühten und gewogenen Porzellantiegel vorsichtig erhitzt, bis beim Nähern einer Zündflamme die Oberfläche von selbst weiterbrennt. Die Erhitzung wird so lange vorsichtig mit kleiner Flamme fortgesetzt, bis alle flüchtigen Teile des Öles verbrannt sind. Der kohlige Rückstand im Tiegel wird alsdann mit starker Flamme unter teilweiser Bedeckung des Tiegels mit dem Porzellandeckel bis zum Verschwinden jeglicher schwarzer Teile geglüht und nach dem Erkalten gewogen. Die Gewichtszunahme gibt den Gehalt an unverbrennlichen Bestandteilen an.

h) Schwefel. Verfahren nach Eschka. 1 g Substanz wird mit 1,5 g eines Gemisches von 2 Tln. Magnesiumoxyd und 1 Tl. wasserfreier Soda im Platintiegel innig gemischt und bei schräger Lage des Tiegels über dem Bunsenbrenner geglüht. Der Tiegel soll so erhitzt werden, daß er im unteren Teil schwach rotglühend ist. Die Substanz, die in etwa einer Stunde verbrannt ist, muß während dieser Zeit mit einem Spatel bzw. mit einem Platindraht hin und wieder umgerührt werden. Das Ganze wird nach der Abkühlung in ein Becherglas gespült und unter Zusatz von einigen Kubikzentimetern Bromwasser in verdünnter Salpetersäure durch Kochen auf dem Wasserbade gelöst, wobei sich das Brom verflüchtigt. Die Lösung wird durch ein Filter filtriert und im Filtrat der in Schwefelsäure umgesetzte Schwefel mittels Bariumchlorid als Bariumsulfat gefällt. Nach zwölfstündigem Stehen wird durch ein gehärtetes Filter filtriert und das Filtrat nach Veraschung als Bariumsulfat gewogen und hieraus der Schwefel durch Multiplikation mit dem Faktor 0,1374 berechnet.

Bestimmung in der Parrschen Bombe. Diese Untersuchung hat sich als zweckmäßig für die Schwefelbestimmungen in flüssigen Produkten, Ölen usw. erwiesen. Die Parrsche Bombe besteht aus dem eigentlichen Stahlzylinder von 22 mm Durchmesser und 100 mm Länge, dessen Boden abschraubbar ist, und dessen oben aufschraubbarer Deckel eine mit Federverschluß versehene Öffnung trägt, durch die ein hineinbeförderter glühender Stift die Füllung zur Verbrennung bzw. zur Explosion bringt.

Für die Untersuchung werden 0,5 g Öl in einer Porzellanschale mit etwa 10 g Natriumsuperoxyd gut gemischt und dann in die Parrsche Bombe gefüllt. Auf diese Füllung gibt man zur besseren Zündung 0,5 g Weinsäure, ohne nochmals durchzumischen. Nach der Zündung und dem Erkalten der Bombe wird dieselbe geöffnet und in einem Becherglase von etwa 500 ccm Inhalt unter Wasser gesetzt. Bei vollkommener Lösung des Inhalts wird die Bombe gut mit Wasser ausgespült und die Lösung mit Salzsäure versetzt, bis sie sauer reagiert. Der Rückstand wird filtriert und im Filtrat der Schwefel als  $\text{SO}_2$  mit Bariumchlorid gefällt und in der vorauf beschriebenen Weise bestimmt.

i) Flammpunkt. Die Flammpunktsbestimmung erfolgt bei Treiböl und Schmieröl im offenen Tiegel nach Marcusson. Der für diese Bestimmung verwendete Porzellantiegel hat eine Höhe und Weite von 4 cm und besitzt 1 cm unter dem Tiegelrand eine Füllmarke. Der Tiegel steht auf einem Einsatz in einer halbkugelförmigen, 18 cm breiten Blechschale, die in dem unteren Teil unterhalb des Tiegels eine Sandschicht von etwa 1,5 cm Höhe trägt,

welche den Boden des Tiegels berührt. Am Rande der Schale befindet sich eine verschiebbare und auf- und abwärts bewegliche Zündvorrichtung, bestehend aus einem Zündrohr, das mittels Gasschlauch an eine Gasleitung angeschlossen ist, und aus dem die Zündflamme in 10 mm Länge ausströmt. Beim Abwärtsbewegen des Zündrohres soll die Spitze der Flamme 3 mm oberhalb des Ölbadess entfernt bleiben. Um die Flammenhitze des Brenners abzuhalten und die Erhitzung leichter regeln zu können, empfiehlt es sich, den Dreifuß mit einem Schutzmantel zu umgeben und einen Regulierbrenner mit Skala zu benutzen. Zum Ablesen der Temperatur wird ein bis 300° gehendes, in ganze Grade eingeteiltes Thermometer verwendet, das man in der Mitte des Tiegels anbringt, und dessen Quecksilberkugel in etwa  $\frac{2}{3}$  Tiefe des Ölbadess eintaucht. Von 100° ab ist langsamer zu erhitzen und die Temperatur so zu regeln, daß dieselbe nicht mehr als 3° pro Minute steigt. Den Punkt, bei welchem die oberhalb des Ölbadess auftretenden Dämpfe sich an der Flamme entzünden, nennt man den Flammpunkt.

Prüfung im Pensky-Martensapparat. Dieser Flammpunktsprüfer unterscheidet sich von dem offenen Tiegel dadurch, daß das aus Messing hergestellte Ölgefäß mit einem verschließbaren Deckel versehen ist, auf dem eine automatische Zündvorrichtung angebracht ist, die derartig arbeitet, daß beim Zurückschalten eines Hebels auf kurze Zeit ein Zündflämmchen in die freigewordene Öffnung des Tiegels hineintaucht und die in dem Tiegel entwickelten Dämpfe bei der Flammpunktstemperatur entzündet. Die nach dieser Methode ausgeführten Bestimmungen fallen bei Ölen um einige Grade niedriger aus als bei der Bestimmung im offenen Tiegel. Öle mit leicht flüchtigen Bestandteilen müssen im Pensky-Martensapparat geprüft werden.

k) Heizwert. Der Heizwert wird zweckmäßig in einer vorher bei 100°C getrockneten, innen emaillierten Mahler-Kroekerschen Verbrennungsbombe festgestellt. Für den Versuch werden bei flüssigen Substanzen 0,5 g und bei festen etwa 1 g in einem Platin- oder Quarztiegel abgewogen, der an den beiden Polen des Bombendeckels befestigt wird. Zur Zündung verwendet man als Leitungswiderstand einen Blumendraht von etwa 5 cm Länge und 0,1 mm Stärke, der von einem Pol zum anderen gespannt wird, und von dem aus zweckmäßig ein dünnes Wollfädchen in die Flüssigkeit eintauchend, angebracht ist. Bei festen Substanzen kann man den Blumendraht auch direkt durch die Substanz durchleiten. — Die Bombe wird hierauf dicht geschlossen und unter 20 Atm. Sauerstoff gesetzt. Dann bringt man sie in das Kalorimetergefäß, in welchem genau 2000 bis 2100 g Wasser abgewogen sind, und dessen Temperatur so zu wählen ist, daß die nach der Verbrennung erhaltene Temperatur ungefähr mit der Zimmertemperatur übereinstimmt, oder richtiger, genau so viel über der Zimmertemperatur beträgt, als vorher unter derselben. Nachdem der Temperatenausgleich eingetreten ist, setzt man das Rührwerk in Bewegung und notiert von Minute zu Minute die Temperatur des Kalorimeterwassers acht- bis zehnmal auf, wobei von Wichtigkeit ist, daß die Temperaturschwankungen nahezu konstant sind. Wenn während dieser Zeit keine Temperaturdifferenzen mehr beobachtet werden, so hat der Vorversuch sein Ende erreicht. Nunmehr wird der elektrische Strom angeschlossen und damit der Hauptversuch eingeleitet. Durch das Schließen des Stromes wird der in dem Innern der Bombe befindliche Eisendraht zum Glühen gebracht und die

Substanz restlos verbrannt. Nach dem Schließen des Stromes beginnt das Thermometer zu steigen. Diese Temperaturänderungen sind sorgfältig zu beobachten und ganz besonders die Feststellung des Höchstpunktes der Temperatur, der ungefähr zwei bis drei Minuten nach erfolgter Zündung eintritt. Damit ist das Ende des Hauptversuchs erreicht und es beginnt der Nachversuch. Bei diesem Versuch fängt die Temperatur an, langsam zu fallen. Diese Temperaturen sind ebenfalls, wie beim Vorversuch, acht bis zehn Minuten lang zu beobachten und nach jeder Minute genau zu notieren, wobei die ganze Zeit über das Rührwerk langsam in Bewegung gehalten wird. Ist der Nachversuch zu Ende, so wird die Kalorimeterbombe aus dem Kalorimetergefäß genommen, sorgfältig abgetrocknet und das bei der Verbrennung in der Bombe aus dem Wasserstoff entstandene Wasser in einem Luft- oder Ölbad bei einer Temperatur von etwa  $105^{\circ}$  in der Weise ausgetrieben, daß man einen langsam in Schwefelsäure und Chlorcalcium getrockneten Luftstrom durchleitet und die ausgetriebenen Wasserdämpfe in zwei hintereinandergeschaltete und vorher gewogene Chlorcalciumröhrchen auffängt.

Die bei dem Hauptversuch festgestellte Endtemperatur abzüglich der Anfangstemperatur des Hauptversuchs ergibt die unkorrigierte Temperaturerhöhung. Zur Korrektur dieser Temperaturerhöhung dient die Formel

$$c = m \cdot n_{\Delta} + \frac{(-v_{\Delta} + n_{\Delta})}{2},$$

wobei  $m$  die Anzahl der Temperaturablesungen beim Hauptversuch,  $n_{\Delta}$  die Durchschnittsdifferenz der Temperaturablesungen des Nachversuchs und  $v_{\Delta}$  die Durchschnittsdifferenz der einzelnen Ablesungen des Vorversuchs bedeutet. Die so erhaltene Korrekturzahl ist zur abgelesenen, unkorrigierten Temperaturerhöhung zuzuzählen. Diese so gefundene wirkliche Temperaturerhöhung multipliziert mit der eingefüllten, abgewogenen Wassermenge plus dem bei jeder Bombe vorher zu bestimmenden und etwa 315 W.-E. betragenden Wasserwert der Bombe ergibt die innere Verbrennungswärme oder den oberen Heizwert der Substanz.

Zur Bestimmung des unteren, d. h. des wirklich nutzbaren Heizwertes muß die Bildungswärme der bei der Verbrennung entstandenen Wassermenge in Abzug gebracht werden. Dies geschieht, indem man die mittels Chlorcalcium bestimmte Wassermenge mit der Verdampfungswärme (600 W.-E. pro Einheit) multipliziert und von der gesamten Verbrennungswärme in Abzug bringt.

1) Die Viskosität oder Zähflüssigkeit. Bestimmung mit dem Viskosimeter nach Engler-Holde. Das für die Aufnahme des Öles dienende Ausflußgefäß wird bis zu den drei an den Seiten befindlichen Markenspitzen gefüllt, während das aus Platin bestehende Ausflußröhrchen mit einem hölzernen, durch den Deckel des Gefäßes führenden Stift geschlossen ist. Der Ausflußbehälter sitzt in einem mit Leitungswasser regulierbaren Erwärmungsbad, das durch einen unten angebrachten Kranzbrenner auf die jeweilige Prüfungstemperatur erwärmt werden kann. Die Öltemperatur im Ausflußgefäß wird durch ein in ganze Grade eingeteiltes Thermometer kontrolliert und das Öl bei der zu prüfenden Temperatur durch Herausziehen des Verschlußstabes in einen Maßkolben, welcher bei 200 ccm eine Marke besitzt, abgelassen. Die Auslaufzeit, die vergeht, bis die Strichmarke erreicht ist, wird mit einer Stopp-

uhr beobachtet und abgelesen. Die mit diesem Apparat bestimmte Zähflüssigkeit (Englergrade genannt) wird durch den Quotient aus Ausflußzeit von 200 ccm Öl bei der Versuchstemperatur und der Temperatur derjenigen von 200 ccm Wasser bei 20° C ausgedrückt. Dieser Quotient beträgt gewöhnlich 51 bis 53. Die Viskositäten werden meistens bei 20 und bei 50° ausgeführt.

m) Stockpunkt (Kältepunkt—Erstarrungspunkt). Das Öl wird in ein Reagenzglas von 18 cm Länge und 4 cm lichter Weite 4 bis 4,5 cm hoch so eingefüllt, daß kein Öl an der Innenwandung herunterfließt. Empfehlenswert ist die Anbringung einer Strichmarke am Reagenzglase<sup>1)</sup>.

In der Mitte des Öles wird ein Kältethermometer, das durch einen auf das Reagenzglas passenden Korken senkrecht gehalten wird, so eingeführt, daß das untere Ende der Quecksilberkugel etwa 1,7 cm über dem Boden des Reagenzglases steht und das obere Ende der Kugel einige Millimeter hoch mit Öl bedeckt ist.

Das Reagenzglas mit dem Öl wird in einer Kältemischung, die zweckmäßig 1 cm über die Oberfläche ragt, langsam abgekühlt. Hierbei soll das Reagenzrohr senkrecht in der Kältemischung stehen und von allen Seiten von ihr umgeben sein.

Beim Herausnehmen und Neigen des Glases sieht man, wie das Öl ringförmig von außen nach innen erstarrt. Das Neigen muß von Grad zu Grad wiederholt werden. Die Temperatur, bei der sich beim Neigen unmittelbar am Thermometer keinerlei Wulst mehr bildet und sich keine sofort sichtbare Bewegung mehr zeigt, gilt als der Stockpunkt.

Ein Bewegen des Thermometers ist nicht erforderlich, da bei der Größe der Oberfläche keine hinderlichen Oberflächenspannungen auftreten. Nach der Eisenbahnmethode läßt man das Reagenzglas mit dem Öl 1/2 Stunde in einer Kältemischung von — 15° C und sieht dann nach, ob beim Schräghalten des Glases das Öl noch beweglich ist.

Nachstehende Tabelle gibt eine Vorschrift über geeignete Kältemischungen.

Salzlösungen (Gefrierlösungen).

	In 100 Tln. Eiswasser sind gelöst für Abkühlung auf						
	-3° C Teile	-4° C Teile	-5° C Teile	-8,7° C Teile	-10° C Teile	-14° C Teile	-15° C Teile
Kalialpeter . . . . .	13	13	13	—	—	—	—
Kochsalz . . . . .	—	2	3,8	—	—	—	—
Chlorbarium . . . . .	—	—	—	35,8	—	—	—
Chlorkalium . . . . .	—	—	—	—	22,5	—	—
Salmiak . . . . .	—	—	—	—	—	20	25

**2. Pech.** a) Erweichungspunkt. Die Untersuchung des Erweichungspunktes wird nach der Krämer-Sarnowschen Methode ausgeführt. Da die Höhe der geschmolzenen Pechsicht im Glasröhrchen bei der Untersuchung von Einfluß ist, so läßt sich diese Pechsicht zweckmäßig in der Weise genau herstellen, daß man die Glasröhrchen senkrecht einspannt und einen gut in dieses Röhrchen passenden, gerade abgeschliffenen Glasstab in dieses von

<sup>1)</sup> Richtlinien für Schmiermittel. Verlag „Stahl und Eisen“.

unten so weit einführt, bis er an einen oben aufgesetzten und mit übergreifendem Rande versehenen, genau 5 mm langen Metallstöpsel anstößt. — Eine Durchschnittprobe des Peches wird in einem Tiegel auf dem Sandbade bei 150° C geschmolzen und in den über dem Glasstabe nach der Entfernung des Stöpsels entstandenen freien Raum vom Rande des Röhrchens aus hineingegossen. Nach dem Erkalten entfernt man den Glasstab und schneidet das an der äußeren Wand des Röhrchens haftende sowie das überstehende Pech mit einem scharfen Messer ab. Die Weiterbehandlung dieser erkalteten Pechschicht erfolgt dann in der Weise, daß man auf diese Pechschicht 5 g Quecksilber aus einem dafür bestimmten Meßgefäß gibt und das so beschickte Proberohr in ein mit Wasser von 40° C gefülltes Becherglas hängt, das sich in einem zweiten weiteren, mit Wasser gefüllten Becherglas von der gleichen Temperatur befindet. In das innere Becherglas wird das Thermometer so eingeführt, daß sein Quecksilbergefaß in gleicher Höhe des Röhrchens liegt. Es wird jetzt das Becherglas mit mäßiger Flamme derart erwärmt, daß die Temperatur des Wasserbades in der Minute 1° steigt. Die Temperatur, bei der das Quecksilber die Pechschicht durchbricht, gilt als Erweichungspunkt des Peches.

b) Freier Kohlenstoff. 1 g des fein gepulverten Peches wird in einem kleinen Porzellanschälchen abgewogen, 5 ccm Anilin hinzugesetzt und das Ganze eine halbe Stunde auf siedendem Wasserbade erwärmt. Die Lösung gießt man auf einen porösen Porzellanteller von 65 mm Durchmesser. Nachdem das Anilin eingezogen ist, wäscht man das im Schälchen verbliebene mit 2 ccm Pyridin (Denaturierungsbase alter Test) sorgfältig nach und trocknet den Porzellanteller nach dem Einziehen des Pyridins im Trockenschrank bei 120 bis 150° C. Der trockene Rückstand wird als sogenannter freier Kohlenstoff mit einem Holzspatel vom Teller genommen und gewogen.

c) Verkokungsrückstand. Der Verkokungsrückstand wird in einem Platintiegel von 22 mm Bodendurchmesser, 35 mm Höhe und 33 mm oberem Durchmesser, mit gut übergreifendem, passendem und in der Mitte mit einem Loch versehenen Deckel vorgenommen, und zwar in der Weise, daß die Verkokung sofort mit voller Flamme erfolgt. Die Flammenhöhe des hierzu verwendeten einfachen Bunsenbrenners beträgt 18 cm, wobei der Boden des Tiegels sich in dem heißesten Teil der Flamme befinden soll. Man hört mit dem Erhitzen auf, wenn sich über der Öffnung des Tiegeldeckels beim Nähern einer zweiten Flamme keine Flämmchen mehr entwickeln, was nach wenigen Minuten der Fall sein soll. Der Verkokungsrückstand wird nach der im Exsikkator erfolgten Abkühlung gewogen und bestimmt.

**3. Naphthalin.** a) Erstarrungspunkt. In einem 200 ccm fassenden Porzellanbecher werden ungefähr 175 g des zu untersuchenden Naphthalins im Wasserbade geschmolzen.

Nachdem der Becher vom Wasserbade entfernt ist, wird in das vollkommen geschmolzene Naphthalin ein in Zehntelgrade geteiltes, mit dem Normalthermometer verglichenes Thermometer, das von 60 bis 85° reicht, so eingeführt, daß der Flüssigkeitsspiegel etwa 5° C unter der Marke des zu erwartenden Erstarrungspunktes liegt. Unter ständigem Rühren mit einem aus Kupferdraht gebogenen kreisförmigen Rührer wird das Fallen der Temperatur in dem langsam erkaltenden Naphthalin beobachtet. Sobald die Ausscheidung der ersten Kristalle erfolgt, was an einer Trübung der Flüssigkeit zu erkennen

ist, tritt gewöhnlich Stillstand und darauf Steigen des Quecksilberfadens ein, bis derselbe zur Ruhe gelangt und längere Zeit stehen bleibt. Die Temperatur, die unter zunehmender Kristallausscheidung geraume Zeit sich nicht verändert, wird abgelesen und als Erstarrungspunkt des Naphthalins angegeben.

Bei der Bestimmung des Erstarrungspunktes von Rohnaphthalin werden 100 bis 150 g des zu untersuchenden Naphthalins aufgeschmolzen und etwa 10 Minuten über einer Bunsenflamme auf 120°C erhitzt, bis alles Wasser verdunstet ist. — Bei genaueren Untersuchungen von Reinnaphthalin ist der Erstarrungspunkt im Shukoffschen Apparat zu bestimmen <sup>1)</sup>.

Shukoffscher Apparat. Der Shukoffsche Apparat besteht aus dem eigentlichen Flüssigkeitsgefäß von etwa 50 ccm Inhalt, das von einem luftleeren Hohlmantel aus Glas umgeben ist. Zur Feststellung des Erstarrungspunktes wird das zu prüfende Naphthalin bei etwa 90° geschmolzen und die Flüssigkeitsflasche bis zur Wölbung gefüllt. Die Flasche wird mit einem Kork, durch den ein in  $\frac{1}{10}$  Grade, und zwar von 55 bis 90°C eingeteiltes und geeichtes Thermometer führt, geschmolzen, das Ganze geschüttelt und die unter zunehmender Kristallabscheidung konstant bleibende Temperatur abgelesen. Diese Temperatur, zu der noch die Korrektur des herausragenden Quecksilberfadens hinzugezählt werden muß und die nach der Formel

$$n \frac{(t - t')}{6400}$$

berechnet wird, bildet den Erstarrungspunkt.  $n$  bedeutet die Anzahl der herausragenden Skalengrade,  $t'$  ist die mittlere Außentemperatur des herausragenden Fadens und  $t$  ist die abgelesene Erstarrungspunkttemperatur.

b) Siede-Analyse. Die Destillation erfolgt wie auf S. 176 für Öl vorgeschrieben mit dem Unterschied, daß als Kühlrohr ein Glasrohr von 50 cm Länge und 8 mm lichter Weite benutzt wird. Es gelangen 100 g Naphthalin zur Destillation. Für die Temperaturmessung dient ein mit verschiebbarer Skala ausgestattetes Thermometer, das mit siedendem Wasser eingestellt wird. Bei der Feststellung der Siedetemperatur des Naphthalins muß die auf S. 183 angeführte Korrektur des herausragenden Quecksilberfadens berücksichtigt werden. Das Destillat wird in einer tarierten Porzellanschale aufgefangen. Der besonders bestimmte Wassergehalt ist in Abzug zu bringen.

c) Schwefelsäurereaktion. 3 g Naphthalin werden in einem Reagenzglas von 15 mm lichter Weite mit 3 ccm chemisch reiner Schwefelsäure übergossen und in einem kochenden Wasserbade unter öfterem Umschütteln erwärmt, bis völlige Lösung eingetreten ist.

Die Färbung wird in der horizontalen Durchsicht beobachtet.

**4. Anthracen.** Die Bestimmung des Reingehalts. 1 g der Probe wird in einem Kolben von 500 ccm Inhalt mit 45 ccm Eisessig versetzt und zum Sieden erhitzt bis alles gelöst ist. Der Kolben ist mit einem Rückflußkühler, bestehend aus einem 650 mm langen Glasrohr von 20 mm Weite, versehen, durch das zu der dauernd im Sieden gehaltenen Lösung durch einen Kapillarheber tropfenweise eine Lösung von 15 g kristallisierter 90proz. Chromsäure in 10 g Wasser und 10 g Eisessig oder 25 ccm einer so hergestellten Vorratslösung so langsam zuzießt, daß dieses zwei Stunden in Anspruch nimmt.

<sup>1)</sup> Zeitschr. f. angew. Chem. 1899, S. 563—603.

Die Flüssigkeit hält man nach dieser Operation noch weitere zwei Stunden in Sieden und läßt dann 12 Stunden im Kolben stehen. Hierauf gibt man 400 ccm kaltes, destilliertes Wasser zu und überläßt die Lösung nochmals drei Stunden der Ruhe.

Das ausgeschiedene Anthrachinon wird abfiltriert, mit destilliertem Wasser bis zum Verschwinden der sauren Reaktion ausgewaschen und hierauf mit etwa 200 ccm siedender Ätznatronlösung (10 g im Liter) behandelt, bis das Filtrat vollkommen farblos abläuft. Zuletzt wird dasselbe mit heißem Wasser bis zum Verschwinden der alkalischen Reaktion nachgewaschen.

Das mit möglichst wenig Wasser auf ein geräumiges Uhrglas gespülte Anthrachinon wird nach dem Verdampfen des Wassers auf dem Wasserbade bei 100° C getrocknet, mit 10 ccm rauchender Schwefelsäure von etwa 16 Proz. Anhydridgehalt versetzt und 10 Minuten im Wasserdampflichtbad auf 100° C erwärmt. Das Uhrglas mit der Anthrachinonlösung bringt man zwecks Wasseranziehung auf eine dicke Lage angefeuchteten Filtrierpapiers unter eine geräumige Glasglocke und läßt es dort 12 Stunden stehen. Der durch Wasseraufnahme entstandene Kristallbrei wird mit 200 ccm Wasser in ein Becherglas gespült, das Anthrachinon filtriert und auf dem Filter bis zur Neutralität zuerst mit Wasser, dann mit siedender Ätznatronlösung und zuletzt mit heißem Wasser ausgewaschen.

Das Anthrachinon wird vom Filter in eine Platin- oder Nickelschale gespritzt, das Wasser auf dem Wasserbade verdampft und die Schale bei 100° C getrocknet und gewogen. Hierauf wird das Anthrachinon durch vorsichtiges, nicht zum Glühen der Schale gesteigertes Erhitzen verflüchtigt und letztere mit dem Asche- und Kohlenrückstand gewogen.

Der Gewichtsunterschied der beiden Wägungen ergibt die Menge des erhaltenen Anthrachinons, aus der man durch Multiplikation mit dem Koeffizienten 0,8558 den Gehalt an Reinanthracen erhält.

**5. Pyridin, C<sub>5</sub>H<sub>5</sub>N.** Bestimmung im Ammoniakwasser nach Houghton <sup>1)</sup>. 100 ccm des Ammoniakwassers werden mit 150 ccm destilliertem Wasser verdünnt und mit verdünnter Schwefelsäure unter Kühllhaltung neutralisiert. Das Ganze wird mit 5 ccm Normalnatronlauge versetzt und der Destillation unterworfen. Das aus Wasserdampf, Pyridin und Ammoniak bestehende Destillat wird durch eine Lösung von Natriumhypobromit geleitet, wobei das Ammoniak in Stickstoff und Wasser zerfällt, während das Pyridin unzersetzt hindurchgeht und in  $\frac{1}{10}$ -Normalschwefelsäure aufgefangen wird. Durch Zurücktitration mit  $\frac{1}{10}$ -Normalnatronlauge, wobei als Indikator Methylorange verwendet wird, erhält man die an Pyridin gebundene Säure. 1 ccm  $\frac{1}{10}$ -Normalsäure entspricht 0,0079 g Pyridin.

Amtliche Vorschriften zur Untersuchung der Pyridinbasen für Denaturierungszwecke:

**Farbe.** Die Farbe des Pyridins soll nicht dunkler sein als die einer Auflösung von 2 ccm  $\frac{1}{10}$ -Normaljodlösung in ein Liter destilliertem Wasser.

**Wassergehalt.** Für diese Bestimmung werden 20 ccm Pyridinbasen mit 20 ccm Natronlauge vom spez. Gew. 1,4 in einem in  $\frac{1}{5}$  ccm geteilten Standzylinder kräftig durchgeschüttelt und nach dem Stehenlassen wird der

<sup>1)</sup> Chem.-Ztg. 1909, Rep. S. 592.

Wassergehalt an der abgenommenen oberen Pyridinschicht abgelesen. Die obere Schicht soll hierbei mindestens 18,5 ccm, d. h. der Wassergehalt nicht über 7,5 Proz. betragen.

Siedepunkt. 100 ccm der mit der Pipette abgemessenen Pyridinbasen werden in einen 180 bis 200 ccm fassenden Kupferkolben gebracht, der auf eine Asbestplatte mit kreisförmigem Ausschnitt von 30 mm Durchmesser gestellt wird. Der Kolben erhält einen mit einer Kugel versehenen Aufsatz von 12 mm Durchmesser und 170 mm Länge, welcher durch ein seitlich ange-setztes und 1 cm über der Kugel sich befindendes Rohr mit einem Liebig'schen Kühler verbunden wird, dessen Wassermantel mindestens 400 mm lang ist. Das von 0 bis 300° eingestellte amtlich beglaubigte Thermometer wird so eingeführt, daß das Quecksilbergefaß sich in der Mitte der Kugel des Aufsatzes befindet. Das Ende des Kühlers trägt einen Vorstoß, dessen Abfluß in einen verschließbaren Glaszylinder von 100 ccm Inhalt und  $\frac{1}{2}$  ccm Teilung mündet.

Die Destillation wird so geleitet, daß in der Minute etwa 5 ccm Destillat übergehen. Von dem neuen Test sollen bei einem Normalbarometerstand von 760 mm bei 140° mindestens 50 ccm, bei 160° mindestens 90 ccm übergegangen sein. Beträgt der Barometerstand nicht 760 mm, so soll für je 30 mm über oder unter diesem Stand 1° mehr oder weniger in Anrechnung gebracht werden.

Titration. Man gibt in einen Meßkolben von 100 mm Inhalt, der etwa zur Hälfte mit Wasser gefüllt ist, 10 ccm Pyridinbasen und füllt das Ganze nach vorherigem Durchschütteln bis zur Marke auf. 10 ccm dieser Mischung werden mit Normalschwefelsäure titriert, bis ein Tropfen auf Kongopapier einen deutlichen blauen Rand hervorruft, der alsbald wieder verschwindet. Es sollen nicht weniger als etwa 95 ccm Säurelösung bis zum Eintritt dieser Reaktion verbraucht werden. Das Kongopapier wird in der Weise hergestellt, daß man Filtrierpapier in einer Lösung von 1 g Kongorot auf ein Liter Wasser trinkt und trocknet.

---

### Nachtrag zu Seite 169.

Die erstgenannte, bei Leistungen über 50 kg pro Stunde angewandte Art von Ölbrennern nennt man Hochdruckzerstäuber, die letztgenannten Niederdruckluft- bzw. Dampfzerstäuber. Bei den beiden letzteren Brennern wird der Brennstoff unter natürlichem Druck von etwa 4 m Höhe meist zentral zugeführt und durch den konzentrisch eingeblasenen Luft- oder Dampfstrahl in feine Teilchen zerrissen und in Nebelform weitergetragen. Der Dampfverbrauch beträgt beim Dampfzerstäuber etwa 0,5 kg pro 1 kg Öl.

Für die Verbrennung von 1 kg Öl sind rund 10 cbm Luft erforderlich, der Kohlendioxidgehalt der Verbrennungsgase beträgt über 15 Proz. und die Flammentemperatur beim Luftzerstäuber etwa 1600° C, beim Dampfzerstäuber 1300° C. Bei der Verdampfung werden pro 1 kg Öl rund 12 kg Dampf erzeugt, was einen Nutzeffekt von rund 82 Proz. darstellt. Der Ölverbrauch bei Stahlschmelzen beträgt je nach Art und Größe der Öfen 15 bis 20 Proz. Wichtig für eine gute Ölzerstäubung und Verbrennung ist in allen Fällen infolge der damit zusammenhängenden niedrigeren Kohäsion eine gute Vorwärmung des Öles auf mindestens 50° C.

---

## Aufstellung der im Steinkohlenteer nachgewiesenen wichtigen chemischen Verbindungen.

	Formel	Siedepunkt Grad	Schmelzpunkt Grad
<b>Kohlenwasserstoffe:</b>			
<b>Der Methanreihe <math>C_n H_{2n} + 2</math>:</b>			
Butan . . . . .	$C_4 H_{10}$	+ 1	—
Pentan . . . . .	$C_5 H_{12}$	37—39	} flüssig
Hexan . . . . .	$C_6 H_{14}$	69—71	
Heptan . . . . .	$C_7 H_{16}$	98	
Decan . . . . .	$C_{10} H_{22}$	158—161	
Feste Paraffine . . . . .	$C_{17} H_{36}$	—	
<b>Der Äthylenreihe <math>C_n H_{2n}</math>:</b>			
Hexen . . . . .	$C_6 H_{12}$	68—70	} flüssig
Hepten . . . . .	$C_7 H_{14}$	97—99	
<b>Naphthene:</b>			
Hexahydrobenzol . . . . .	$C_6 H_{12}$	69	} "
Hexahydrotoluol . . . . .	$C_7 H_{14}$	97	
<b>Der Acetylenreihe <math>C_n H_{2n} - 2</math>:</b>			
Butadien . . . . .	$C_4 H_6$	+ 1	} "
Pentadien . . . . .	$C_5 H_8$	41—42	
<b>Naphthylene:</b>			
Tetrahydrobenzol . . . . .	$C_6 H_{10}$	82—83	} "
Tetrahydrotoluol . . . . .	$C_7 H_{12}$	103—105	
<b>Der Reihe <math>C_n H_{2n} - 4</math>:</b>			
Cyklopentadien . . . . .	$C_5 H_6$	42	"
<b>Terpene:</b>			
Dihydrobenzol . . . . .	$C_6 H_8$	82	} "
Dihydrotoluol . . . . .	$C_7 H_{10}$	105—108	
Dihydroxytol . . . . .	$C_8 H_{12}$	132—134	
Dihydrocymol . . . . .	$C_{10} H_{16}$	174	
<b>Der Benzolreihe <math>C_n H_{2n} - 6</math>:</b>			
Benzol . . . . .	$C_6 H_6$	81,1	+ 5
Toluol . . . . .	$C_7 H_8$	111	} flüssig
Orthoxytol . . . . .		143	
Metaxytol . . . . .		139	
Paraxytol . . . . .	} $C_8 H_{10}$	137,5—138	} 15
Äthylbenzol . . . . .		134	
Propylbenzol . . . . .		152—153	} flüssig
Pseudocumol . . . . .	} $C_9 H_{12}$	168	
Mesitylen . . . . .		164	
Hemellitol . . . . .		175	
Durol . . . . .	$C_{10} H_{14}$	193	
<b>Der Reihe <math>C_n H_{2n} - 8</math>:</b>			
Styrol . . . . .	$C_8 H_8$	145	flüssig
<b>Der Reihe <math>C_n H_{2n} - 10</math>:</b>			
Inden . . . . .	$C_9 H_8$	178	} "
Hydrinden . . . . .	$C_9 H_{10}$	174	
Methylinden . . . . .	$C_{10} H_{10}$	195—200	
Dicyklopentadien . . . . .	$C_{10} H_{12}$	170	
<b>Der Reihe <math>C_n H_{2n} - 12</math>:</b>			
Naphthalin . . . . .	$C_{10} H_8$	218	79,8
Methylnaphthalin . . . . .	$C_{11} H_{10}$	243	flüssig

	Formel	Siedepunkt Grad	Schmelzpunkt Grad
<b>Kohlenwasserstoffe (Fortsetzung):</b>			
Der Reihe $C_n H_{2n} - 14$ :			
Acenaphthen . . . . .	$C_{12} H_{10}$	278	95
Der Reihe $C_n H_{2n} - 16$ :			
Fluoren . . . . .	$C_{13} H_{10}$	295	113
Der Reihe $C_n H_{2n} - 18$ :			
Anthracen . . . . .	$C_{14} H_{10}$	360	213
Methylanthracen . . . . .	$C_{14} H_{12}$	über 360	208—210
Phenanthren . . . . .	$C_{14} H_{10}$	340	99
Fluoranthen . . . . .	$C_{15} H_{10}$	} über 360	109
Pyren . . . . .	$C_{16} H_{10}$		148
Chrysen . . . . .	$C_{18} H_{12}$	436	250
Reten . . . . .	$C_{18} H_{18}$	350	98—99
Picen . . . . .	$C_{22} H_{14}$	518—520	364
Cracken . . . . .	$C_{34} H_{18}$	über 500	308
Bitumen . . . . .	$C_x H_x$	—	—
<b>Sauerstoffhaltige Körper:</b>			
Wasser . . . . .	$H_2 O$	100	0
Aceton . . . . .	$C_3 H_6 O$	56	flüssig
Benzoessäure . . . . .	$C_7 H_6 O_2$	249	121
Phenol (Karbolsäure) . . . . .	$C_6 H_6 O$	184	41
Orthokresol . . . . .	} $C_7 H_8 O$	187	32
Parakresol . . . . .		201	36
Metakresol . . . . .		202	3—4
Xylenole . . . . .	} $C_8 H_{10} O$	220—225	75
$\alpha$ -Naphthol . . . . .			280
$\beta$ -Naphthol . . . . .	} $C_{10} H_8 O$	294	122
Pyrokresol . . . . .			$C_{15} H_{14} O$
Cumaron . . . . .	$C_8 H_6 O$	169	flüssig
Diphenylenoxyd . . . . .	$C_{12} H_8 O$	287	86—87
<b>Schwefelhaltige Körper:</b>			
Schwefelwasserstoff . . . . .	$H_2 S$	—	—
Schwefelammonium . . . . .	$(NH_4)_2 S$	—	—
Schwefelcyanammonium . . . . .	$(NH_4) NCS$	—	—
Schwefelkohlenstoff . . . . .	$CS_2$	47	—
Thiophen . . . . .	$C_4 H_4 S$	84	} flüssig
Thiotolen . . . . .	$C_6 H_6 S$	113	
Thioxen . . . . .	$C_8 H_8 S$	135—138	
Biophen . . . . .	$C_4 H_4 S_2$	165—170	
Thionaphthen . . . . .	$C_8 H_6 S$	220—221	30—31
<b>Stickstoffhaltige Körper:</b>			
1. Basische.			
Ammoniak . . . . .	$NH_3$	—	—
Anilin . . . . .	$C_6 H_7 N$	182	— 8
Pyridin . . . . .	$C_5 H_5 N$	117	} flüssig
$\alpha$ -Picolin . . . . .	} $C_6 H_7 N$	135	
$\beta$ -Picolin . . . . .		138	
$\alpha$ -Lutidin . . . . .	} $C_7 H_9 N$	143	
$\beta$ -Lutidin . . . . .		162—163	
$\alpha\gamma$ -Lutidin . . . . .		157	
Chinolin (Leucolin) . . . . .	$C_9 H_7 N$	239	} 107
Acridin . . . . .	$C_{13} H_9 N$	über 360	
2. Nichtbasische.			
Pyrrrol . . . . .	$C_4 H_5 N$	133	} flüssig
Benzonitril . . . . .	$C_6 H_5 CN$	196	
Carbazol . . . . .	$C_{12} H_9 N$	355	

## Sachregister.

- Abhitzeofen 63.  
Ablagerung 2.  
Abrieb 105.  
Abstreichteller 38.  
Abtreibeapparat 114.  
Abtreibekolonne 114.  
Abtropfbühne 164.  
Abwasser 115.  
Abwasserklärung 115.  
Acenaphthen 164.  
Aktive Kohle 129.  
Albumin 134.  
Aliphatische Kohlenwasserstoffe 45.  
Alkaliprüfung 84.  
Allochthone Bildung 1.  
Ammoniakabwasser 120.  
Ammoniakanreicherung 113.  
Ammoniakausbringen 54.  
Ammoniakentwicklung 55.  
Ammoniakgewinnung 113.  
Ammoniakkatalyse 134.  
Ammoniakprüfung im Gas 123.  
Ammoniak soda 130.  
Ammoniakwasser 131.  
Ammoniumchlorid 114.  
Ammoniumsulfat 114.  
Ammoniumsulfaterzeugung 124.  
Ammoniumsulfid 114, 125.  
Ammoniumsulfidlauge 124.  
Ammoniumthiosulfat 114.  
Ammonopolythionat 127.  
Ammonsulfatzusammensetzung 124.  
Ammonthiosulfat 127.  
Amorphe Kieselsäure 80.  
Anthracen 28, 133, 164.  
Anthracengehalt (Bestimmung) 183.  
Anthracenöl 158, 164.  
Anthrazit 2.  
Appoltofen 42.  
Aschenbestimmung 102.  
Aschengehalt beim Flotationsverfahren 24.  
— im Koks 50, 103.  
— — Mittelprodukt 11.  
— — Reinprodukt 27.  
— — Schlamm 21, 23, 27.  
— in Bergen 14, 27.  
Aschezusammensetzung 50.  
Aufbereitung 4.  
Aufnahmevermögen des Waschöles 137.  
Aufstellung der im Teer vorhandenen Verbindungen 175.  
Ausklauben 4, 6, 8.  
Auschlagsumpf 26.  
Ausstoßmaschine 90.  
Autochthone Bildung 1.  
Automatische Kühlvorrichtung 146.  
Backkohlen 50.  
Bakelit 163.  
Bakterielle Zerstörung 2.  
Basaltinplatten 94.  
Benzolabtreiber 139.  
Benzolabtrieb 139.  
Benzolanreicherungsverfahren 135.  
Benzolausbringen 54, 56, 137.  
Benzolbeleuchtung 149.  
Benzolfraktion 144.  
Benzolgewinnung mit aktiver Kohle 138.  
— — Waschöl 135.  
Benzolgewinnungsanlage 136.  
Benzolreinigung 146, 147.  
Benzoluntersuchung 149.  
—, Gefriermethode 150.  
—, Methode mit aktiver Kohle 151.  
—, Paraffinmethode 149.  
Benzoluntersuchung, Paraffinölmethode 149.  
Benzolverwendung 148.  
Benzolwaschöl 168.  
Benzolwaschung 135.  
Berge 6.  
Bergeprodukt 11.  
Bergeschiefer 27.  
Bergeversatz 3.  
Berieselungsfläche 113.  
Berlinerblau 134.  
Beschicken 87.  
Beschickungswagen 87.  
Bethfilter 10.  
Betriebskontrolle 28.  
Betriebskosten 130.  
Bienenkorbofen 42.  
Bindemittel 28.  
Birkholzische Form 154.  
Bisulfat 124.  
Bisulfidlauge 125.  
Bitumen 1.  
Bitumengehalt 29.  
Blutlaugensalz 134.  
Brikettfabrikation 39.  
Brikettformat 32.  
Brikettgut 40.  
Brikettierung 28.  
Brikettmasse 38.  
Brikettproduktion 41.  
Brikettprüfung 41.  
Brom addierende Körper 146.  
Bürstenwascher 114.  
Calamiten 1.  
Carbazol 133, 164.  
Carbazolkali 165.  
Carbolöl 133, 163.  
Chinolin 164.  
Chlorbestimmung im Öl 176.  
Couffinhapresse 32.  
Cumaronharz 146.  
Cumaronharzprüfung 146:  
Cumaronharzsorten 147.

- Cumaronrückstände 146.  
 Cyangewinnung 132.  
 Cyankali 132.  
 Cycadeen 1.  
 Cyklopentadien 146.  
**Dampfkneter** 38.  
**Dampfverbrauch** bei der Teerdestillation 162.  
 — beim Ammoniakabtrieb 114, 132.  
 — — Leichtölabtrieb 142.  
**Dampfzerstäuber** 185.  
 Dehydrierung 28.  
 Dephlegmieraufsatz 143.  
 Destillatausbringen 58, 59.  
 Destillation der Steinkohle (Laboratoriumsprüfung) 57.  
 Destillationsgase 106.  
 Destillationsverlust 158.  
 Devonformation 1.  
 Dimethylpyridin 133.  
 Direktes Sulfatgewinnungsverfahren 117.  
 Distel-Susky-Rost 7.  
 Doppeltwirkende Setzmaschine „Schreiber“ 13.  
 Drainagegraben 26.  
 Drainageschacht 26.  
 Drehtrommel 45.  
 Druckstempel 32.  
 Düsenrohr 61.  
**Eierbrikettpresse** 37.  
 Eisengehalt im Koksfeinsten 79.  
 Eisenvitriol 132.  
 Emulsion bildende Öle 23.  
 Entsäuerung 131.  
 Entwässerungsrätter 17.  
 Erstarrungspunkt (Naphthalin) 166, 167.  
 —, Bestimmung im offenen Glas 182.  
 —, — — Shukoffschen Apparat 182.  
 Eruptivgestein 2.  
 Erweichungspunkt bei feuerfestem Material 81, 82.  
 — beim Cumaronharz 147.  
 — (Bestimmung) 181.  
 „Ess“-Öl 173.  
 Exhauster 110.  
 Extraktion 129.  
**Farne** 1.  
 Federrinne 22.  
 Feinkornsetzmaschine 11.  
 Feldspatbett 5.  
 Feldspatkörnung 11.  
 Ferndruckleitung 154.  
 Ferngasversorgung 153.  
 Ferrocyancalcium 132.  
 Festigkeitsbestimmung 105.  
 Feuchtigkeitsbestimmung 102.  
 Feuchtigkeitsgehalt, Brikkettiergut 30, 32.  
 —, Brikkettierkohle 40.  
 —, Koks-kohle während der Verkokung 51.  
 Feuerfestes Steinmaterial 78.  
 Filterpresse 164.  
 Fixe Salze 114.  
 Flammkohle 2.  
 Flammpunkt im Öl, Bestimmung im offenen Tiegel 178.  
 — — — — Penski-Martens-Apparat 178.  
 Flöz 3.  
 Florentiner Flasche 143.  
 Flotationsverfahren 23.  
 Flüssiger Pechzusatz 38.  
 Flugstaubgewinnung 9.  
 Fluter 20.  
 Formstaub 10.  
 Formtisch 34.  
 Fossiles Holz 1.  
 Fraktionierte Gaskühlung 109.  
 Fraktionstemperatur 146.  
 Freier Kohlenstoff 182.  
 — — (Bestimmung) 181.  
 Frischwasserverbrauch 113.  
 Frischwasserzusatz 25.  
 Füllgase 106.  
 Füllkasten 35.  
**Garungszeit** 76, 78.  
 Gasausbringen 56.  
 Gasbewertung 155.  
 Gasfördermenge 111.  
 Gasgeschwindigkeit 135.  
 Gaskohle 2.  
 Gasreinigung 112.  
 Gassaugerleistung 111.  
 Gassaugung 110.  
 Gasturbogelbläse 111.  
 Gasüberschuß 78.  
 Gasverteilung 63.  
 Gasverwertung 70, 151.  
 Gefriertemperatur im Benzol 149.  
 Gegenstromprinzip 107.  
 Gemeinsame Waschung 11.  
 Generatorgasbeheizung 72.  
 Gezähe 3.  
 Gießereikoks 78, 102.  
 Gleichfälligkeitsgesetz 11.  
 Grobkornsetzmaschine 11.  
 Gummitransportgurt 23.  
**Halbdirektes Verfahren** 119.  
**Halbkoks** 46.  
**Halbkoksverwendung** 47.  
**Handsetzmaschine** 4.  
 Hauerarbeit 3.  
 Heizfläche des Ölerhitzers 142.  
 Heizkanal 62.  
 Heizöl 168.  
 —, Beschaffenheit 170.  
 —, Heizwert 169.  
 —, Verwendung 169, 170.  
 Heizwert (Bestimmung) 103, 179.  
 — im Kokerigas 152.  
 — — Mittelprodukt 27.  
 — — Motorennaphthalin 167.  
 — — Steinkohlenbrikett 41.  
 — — Tetralin 167.  
 — in der Kohle 27.  
**Hexalin** 192.  
**Hexen** 146.  
**Hochfenkoks** 78, 102.  
**Holzhornden** 113.  
**Holzlattennetz** 27.  
**Holztrug** 28.  
**Horndenwascher** 113.  
**Hornkohle** 11.  
**Hubgeschwindigkeit** 11.  
**Hubhöhe** 11.  
**Huminstoffe** 1.  
**Hydraulische Setzmaschine** 4.  
**Hydrierung** 129.  
**Hydroaromatische Kohlenwasserstoffe** 44.  
**Imprägnieröl, Beschaffenheit** 168.  
 —, Eigenschaften 168.  
 —, Rüpingverfahren 168.  
**Intensivkühler** 109, 143.  
**Intermittierende Aufbereitung** 5.  
**Kältemischungen** 181.  
**Karoprost** 7.  
**Kaskadenartige Schlammgräben** 4.

- Katalytische Ammoniak-  
gewinnung 134.  
 Keilhaue 3.  
 Keuperformation 1.  
 Klärteich 24.  
 Klärung 24.  
 Klassierung 3.  
 Klaubeband 8.  
 Kleinkohle 4.  
 Knackwerk 40.  
 Knetwerk 29.  
 Kniehebelpresse 34.  
 Köhlsches Schüttelsieb 19.  
 Kohäsionsgrad 41.  
 Kohlenaustrag 5.  
 Kohlenbesatz 78.  
 Kohlenextraktion 45.  
 Kohlensaures Ammoniak  
130.  
 Kohlensilo 87.  
 Kohlenstoffablagerung 86.  
 Kohlenwasserstoffabbau  
53.  
 Kokereientwicklung 42.  
 Koksausbringen 53.  
 Koksbrecher 100.  
 Koksstaubung 101.  
 Kokshärte 49.  
 Koksherstellung 87.  
 Koks kohlen 2.  
 Koks löschchen 94.  
 Koks lösch- und Verlade-  
einrichtung 95.  
 Koks ofentemperatur 53.  
 Koks planum 94.  
 Koks produktion 157.  
 Koks rampe 94.  
 Koks separation 100.  
 Koks sortimente 101.  
 Koks stapelung 102.  
 Koks struktur 50.  
 Koks untersuchung 102.  
 Koks verladung 94.  
 Kolben setzmaschine 4.  
 Kolonnenapparat (Ku-  
bierschki) 141.  
 Kondensierung 107.  
 Koniferen 1.  
 Konizität 53.  
 Konsistente Fette 174.  
 Kontinuierliche Aufberei-  
tung 5.  
 — Teerdestillation 159  
—162.  
 Kontinuierlicher Sätti-  
gungsapparat 116.  
 Korngröße 40.  
 Kreisegelbläse 110.  
 Kreosotöl 164.  
 Kresol 163.  
 Kühlelement 143.  
 Kühlfäche 143.  
 Kühlpfannen 163.  
 Kühlwasserbrauch 110.  
 Kupfersulfid 129.  
 Leichtöl 158, 162.  
 Leichtölfraction 143.  
 Leichtöluntersuchung 151.  
 Lepidodendren 1.  
 Leseband 8.  
 Leuchtgasherstellung 70,  
152, 153.  
 Leuchtgaszusammen-  
setzung 153.  
 Lignin 1.  
 Lignit 2.  
 Löschwagen 95.  
 Lutidin 133.  
 Luttertopf 144.  
 Lysol 163.  
 Magerkohle 2.  
 Malaxeur 30.  
 Meilerverkokung 42.  
 Messerbrecher 100.  
 Messinggazesieb 22.  
 Metallthionat 127.  
 Methylhexalin 192.  
 Methylnaphthalin 164.  
 Methylpyridin 133.  
 Miozän 1.  
 Mischschnecke 40.  
 Mischzelle 23.  
 Mittelöl 158, 163.  
 Mittelprodukt 27, 11.  
 Molekulargewicht 137.  
 Moorvegetation 1.  
 Motorennaphthalin 167.  
 Muffelofen 42.  
 Mumifizierung 2.  
 Nachklärsumpf 26.  
 Nachklassierung 13.  
 Naphthalin 28.  
 Naphthalinausscheidung  
164.  
 Naphthalindämpfe 108.  
 Naphthalin Gehalt 108.  
 Naphthalinpresse 166.  
 Naphthalinwaschöl 168.  
 Naphthene 44.  
 Nasse Aufbereitung 11.  
 Natriumsalze (Prüfung)  
79, 80.  
 Natriumsilikat 80.  
 Nebenprodukten-  
gewinnung 80.  
 Neutralöl 163.  
 Niederdruckzerstäuber 185.  
 Oberflächenteerung 174.  
 Oberflächenverbrennung  
(Bone) 69.  
 Ölbrenner, Nachtrag 185.  
 Ölerhitzer 140.  
 Ölfraction 162.  
 Ölkühlung 143.  
 Ölproduktionsstatistik 175.  
 Öltemperatur 140—142.  
 Ölverbrauch 172, 185.  
 Ölzerstäubung 185.  
 Ofendimensionen 76.  
 Ofenkammerverschluß 91.  
 Ofenleistung 30, 32, 78.  
 Ofensohle 61.  
 Ofentemperatur 30.  
 Paläozoische Gruppe 2.  
 Partialdruck 137.  
 Pech 158.  
 Pechformen 40.  
 Pechverbrauch 40.  
 Pflasterkitt 174.  
 Phenanthren 133.  
 Phenol 163.  
 Phenolcarbon 163.  
 Physikalische Scheidung  
28.  
 Physikalische Unter-  
suchung 104.  
 Picolin 133.  
 Pikrinsäure 163.  
 Planiermaschine 88.  
 Planierstange 89.  
 Planiervorrichtung 87.  
 Plattenbelag 94.  
 Plattenkohlen 11.  
 Polymerisationsprodukt  
146.  
 Polythionat 127.  
 Polythionatverfahren 136.  
 Porenraum 50, 105.  
 Präparierter Teer 174.  
 Prellhaube 9.  
 Pressendruck 32, 37.  
 Pressevorgang 32, 36.  
 Primärluft 62.  
 Probeentnahme 27.  
 Produktionsstatistik der  
Kokerei 157.  
 Pumpensumpf 25.  
 Pyridinbasen 146, 162.  
 Pyridinentwässerung 162.  
 Pyridin Gehalt 134.  
 Pyridin Gewinnung 133.  
 Pyridinrektifizierung 134.  
 Pyridinsättiger 134.  
 Pyridinsulfat 134.  
 Pyridinsulfosäure 134.  
 Pyridinuntersuchung 184.

- Quetschwerk** 5.  
**Rätter-Schwidtal** 8.  
**Rationelle Destillation** 56.  
**Reaktionstemperatur** 134.  
**Reaktionszone** 129.  
**Regenerativofen Collin** 66.  
 — **Coppée** 68.  
 — **Hoffmann, Koppers,**  
**Otto** 60, 61, 66.  
**Regenerator** 61.  
**Regenerierung der Abfall-**  
**säure** 147.  
**Reinanthracen** 165.  
**Reinigungsverlust** 148.  
**Reinnaphthalin** 167.  
**Reinprodukt** 11.  
**Rektifikator** 144.  
**Rektifizierkolonne** 144.  
**Rekuperativofen v. Bauer**  
**69.**  
 — **Brunk** 70.  
**Reuterkühler** 112.  
**Revolverpresse** 34.  
**Rhéo-Stromwäsche** 18.  
**Rhodanamon** 114.  
**Rhodaneisen** 128.  
**Ringkühler** 143.  
**Binnenrog** 22.  
**Rinnenrogwäsche** 17.  
**Bohanthracen** 165.  
**Rotierender Wascher** 113.  
**Rückfußkühler** 143.  
**Rückkühlung** 135.  
**Rückstandsöl** 146.  
**Rundtisch** 29.  
**Sättigung an Benzol** 137.  
**Sättigungsapparat** 122.  
**Sättigungskasten** 115.  
**Säureverbrauch** 147.  
**Salicylsäure** 163.  
**Salpetersäureherstellung**  
**131.**  
**Salpetersäureverfahren**  
**nach Häußer** 156.  
**Sandkohlen** 2.  
**Satzgehalt im Öl** 176.  
**Saure Öle (Bestimmung)**  
**176.**  
**Schaufelverlader** 99.  
**Schaumzelle** 23.  
**Schauöffnung** 76.  
**Scheidetopf** 117—123.  
**Scheidung** 3.  
**Scheinbar spezifisches**  
**Gewicht** 104.  
**Schematische Darstellung**  
**einer Kohlenaufberei-**  
**tung** 18.  
**Schiefer** 6.  
**Schieferaustrag** 5, 13.  
**Schieferton** 3, 4.  
**Schlammaufbereitung** 18.  
**Schlammaufbereitungs-**  
**rinne** 22.  
**Schlammgewinnung** 18.  
**Schlammgräben** 18.  
**Schlammklärteich** 26.  
**Schlammkörnung** 22.  
**Schlammsumpf** 24.  
**Schlammtrübe** 17.  
**Schlammwäsche Artois**  
**19.**  
**Schlitzlutenapparat**  
**Karlik** 49.  
**Schmelzarbeit** 49.  
**Schmelzpunkt beim feuer-**  
**festen Material** 82, 84.  
 — **im Pech** 28, 29.  
**Schmiedekohlen** 2.  
**Schmieröl** 172.  
**Schrämarbeit** 3.  
**Schrämmaschine** 3.  
**Schuppennaphthalin** 167.  
**Schwefel im Öl nach**  
**Eschka** 177.  
 — — — **Parr** 178.  
**Schwefelbestimmung**  
**103.**  
**Schwefelgehalt im Koks**  
**50.**  
**Schwefelgewinnung** 124  
 — 129.  
**Schwefelkies** 4.  
**Schwefelsäurebad** 122.  
**Schwefelsäurekosten** 124.  
**Schwefelsäureverbrauch**  
**124.**  
**Schwefelsäure Reaktion**  
**183.**  
**Schwelschacht** 49.  
**Schweltemperatur** 49.  
**Schweröl** 158, 164.  
**Schwimmaufbereitungs-**  
**verfahren** 23.  
**Sedimentärformation** 2.  
**Sekundärluft** 62.  
**Selbstdichtende Koksofen-**  
**türen** 93—94.  
**Setzabteil** 17.  
**Setzarbeit** 11.  
**Setzhub** 17.  
**Setzmaschinen** 11—13.  
**Setzmaschinenleistung** 16.  
**Siebmaschenweite**  
**(Berechnung)** 22.  
**Siebrost** 4.  
**Siebtrommel** 175.  
**Siedeanalyse** 183.  
**Siedegrenzen** 164.  
**Sigillarien** 1.  
**Silikamaterial und Ver-**  
**halten** 83.  
**Silurformation** 1.  
**Sinterkohlen** 50.  
**Solutol** 163.  
**Sortiment** 11.  
**Spaltpilze** 2.  
**Spezifisches Gewicht** 104.  
 — — **(Bestimmung im Öl)**  
**175.**  
**Spiralrutsche** 17.  
**Spitzkasten Rittinger** 17.  
**Spitzkastensystem** 23.  
**Spritzfett** 174.  
**Spülversatz** 3.  
**Stampfkasten** 91.  
**Stampfkastenboden** 91.  
**Stampfkastenleistung** 91.  
**Stampfmaschinen** 90.  
**Stampfverfahren** 89.  
**Staubkammer** 9.  
**Stauchsetzmaschine** 4.  
**Steinkohlendestillation** 51.  
**Steinkohlenpech** 174, 28.  
**Steinkohlenverschmelzung**  
**Pintsch** 47.  
**Steinuntersuchung** 80.  
**Steinzerstörung** 80.  
**Stempelplatte** 36.  
**Stempelfestbestimmung** 103.  
**Stickstoffgehalt** 51.  
**Stockpunkt (Bestimmung)**  
**181.**  
**Stopfentür** 91.  
**Stoßkopf** 90.  
**Strahlgebläse** 118.  
**Stromsetzmaschine** 13.  
**Stückkohle** 4.  
**Sulfitzelluloselaug** 28.  
**Tauchglocke** 116.  
**Tauchkübel** 96.  
**Taupunkt** 119.  
**Teerausbringen** 54.  
**Teerbeschaffenheit** 157.  
**Teerbildner** 49.  
**Teerbildung** 157.  
**Teerblasen** 158, 159.  
**Teerdestillation** 157.  
**Teerdestillationsbetrieb**  
**158.**  
**Teeremulsion** 122.  
**Teerentwicklung** 54.  
**Teererzeugung** 174.  
**Teerfettöl** 173.  
**Teerfraktion** 158.

- Teerkondensation 107.  
 Teermakadam 174.  
 Teernebel 108.  
 Teerscheider Pélouze 112.  
 Teerscheidung 107.  
 Teerzusammensetzung 55.  
 Tellertrockenofen 30.  
 Tension des Benzols 137.  
 Tetrahydrobenzol 164.  
 Tetrahydrofluoren 44.  
 Tetralin 129, 167.  
 Thiosulfat 126.  
 Titrationssäure 127.  
 Tonsubstanz 80.  
 Transportrinne Kreis 17.  
 Transportschnecke 23.  
 Treiben 52.  
 Treibkraft (Prüfung) 52.  
 Treiböl 170—172.  
 Trockenaufbereitung 6.  
 Trockenkühlung 100.  
 Trockenlöschung 100.  
 Trockenofen 29.  
 Trockentrommel 123.  
 Trocknung 29.  
 Tropfpunkt 174.  
 Türbevorrichtung 92.  
 Türkabel 94.  
 Turbogebläse 110.  
 Überlaufwasser 25.  
 Übertragsfluter 25, 27.  
 Umdrehungszahl 111.  
 Unlösliche Bestandteile (im Öl) 177.  
 Unterbrennerofen Otto 62.  
 Unterbrennerregenerativofen Otto 63.  
 Untersuchungsgang bei feuerfestem Material 84, 85.
- Untersuchungsmethoden 175.  
 Unverbrennliche Bestandteile im Öl 177.  
 Urteer 45.  
 Urteerausbeute 46.  
 Urteererzeugung 47.  
 Urteergenerator 48.  
 Urteerzusammensetzung 46.  
 Veraschung 27.  
 Veraschungsöfen 28.  
 Verbrennungsbombe 179.  
 Verbrennungskammer 61.  
 Verbundofen Hinselmann 74.  
 — Koppers 70.  
 — Otto 75.  
 Verdichtetes Ammoniak 131.  
 Verkokbarkeit 49.  
 Verkokung 42.  
 Verkokungschemie 44.  
 Verkokungsnacht 51.  
 Verkokungsrückstand 182.  
 Verkokungstechnik 59.  
 Verkokungsvorgang 51.  
 Verladeschnabel 8.  
 Vertikalzug 42.  
 Viskosimeter 180.  
 Viskosität (Bestimmung) 180.  
 Vorflut 27.  
 Vorlage 106.  
 Vorlauf 145.  
 Vorprodukt bei aktiver Kohle 139.  
 — — Waschöl 138.  
 Wachsen der Kohle 52.  
 Wärmeaustausch 119.  
 Wärmeaustauscher 139.
- Wärmebilanz der Kokerei 152.  
 Wärmeleitfähigkeit 83.  
 Wärmeofen Biéatrix 29.  
 Wärmespeicher 60, 76.  
 Wäsche Bahnschacht 17.  
 Walzenpresse 38.  
 Warmpreßgut 165.  
 Waschfläche bei Ammoniakgewinnung 113.  
 — — Benzolgewinnung 135.  
 Waschöl 163.  
 Waschölprüfung 151.  
 Waschölverbrauch 135.  
 Waschprozeß 148.  
 Waschungstemperatur 135.  
 Waschverlust 4.  
 Wassergehaltsbestimmung 176.  
 Wasserverbrauch 135.  
 Wechselvorrichtung 61.  
 Weltförderung 2, 3.  
 Wendevorrichtung 29.  
 Wetterbeständigkeit 28.  
 Wiegenwäsche 19.  
 Wiltonsättiger 117.  
 Winddüse 9.  
 Wipper 6.  
 Wirklich spezifisches Gewicht 104.  
 Xylenol 164.  
 Zellulose 1.  
 Zellulosereaktion 2.  
 Zentrifugalpumpe 23.  
 Zentrifuge 123, 164.  
 Zerreiblichkeit 105.  
 Zerstäubungsbrenner 169, 185.  
 Zinksulfatlösung 28.  
 Zinkthiosulfatlösung 126.  
 Zugumkehr 66.  
 Zyklon 10.

### Nachtrag zu Seite 164.

Durch Hydrierung in Gegenwart von Katalysatoren geht das Phenol und Kresol in Hexalin,  $C_6H_{11}OH$ , vom spez. Gew. 0,945 bzw. Methylhexalin,  $C_7H_{13}OH$ , vom spez. Gew. 0,950 und Siedep.  $170^{\circ}C$  über. Diese Körper stellen ein wasserhelles dickflüssiges Produkt von angenehmem menthol- bzw. kampferartigem Geruch dar, das neuerdings in der Seifenindustrie wegen seiner lösenden Eigenschaft und medizinischen Wirkung eine Rolle spielt.