

REPORTING ON THE
RESULTS OF THE
EXPERIMENTAL WORK

RUDOLF ZEIDLER

OF THE
UNIVERSITY OF GIESSEN

PHYSICAL CHEMISTRY

—————



1898

Est. A-4956

Kat. nr. 1714.
T. Ü. Keemia-inst.
raamatukogu

NEUE WEGE
DER
VERWERTUNG DES ÖLSCHIEFERS
UND SEINER
UMWANDLUNG IN ÖLE

VON
RUDOLF ZEIDLER
Diplom-Bergingenieur
Generaldirektor a. D.

Mit 15 Abbildungen und 11 Tafeln



~~11. v. d. 19201.~~

REVAL, 1933
Verlag von Franz Kluge

1714

NEUE WEGE

DER

VERWERTUNG DES ÖLSCHIEFERS

UND SEINER

UMWANDLUNG IN ÖLE

Estländische Druckerei A.-G., Reval

Tartu Riikliku Ülikooli
Raamatukogu
Direktor A. D.

341



204133749

1020. A. 201

REVAL 1922
Verlag von Frank Käse

Inhaltsverzeichnis.

	Seite
Vorwort	VII
Einleitung: Die Bedeutung der Ölschieferlager für die Weltwirtschaft . .	IX

Erster Teil.

Das Problem der Verwertung des estländischen Ölschiefers (Kukkersit).

Erstes Kapitel. Allgemeines zur Kenntnis des Ölschiefers.

Die Ölschieferlager in Estland	1
Die Abbauverhältnisse	2
Eigenschaften des Schiefers	2
Verhalten des Schiefers bei der Erwärmung und Schwelung	3
Die Schwelausbeute	4
Das Schieferöl	5
Vergleich der Ölausbeute mit der Fischerausbeute	6

Zweites Kapitel. Die Verwertungsmöglichkeiten des Ölschiefers.

A. Die Verwertung des Ölschiefers als Brennstoff	8
B. Die Verwertung des Ölschiefers für Ölgewinnung	9

Zweiter Teil.

Die Gewinnung der Öle durch Schwelung.

Drittes Kapitel. A. Verfahren mit direkter Innenbeheizung durch einmaligen Durchgang eines wärmeübertragenden Spülgases durch das Schwelgut (das sogenannte Spülverfahren).

a) Spülung mit überhitztem Dampf	11
b) Spülung durch zirkulierendes permanentes Gas	11
c) Spülung auf dem Wanderroste mit neutralem Heizgase	12

	Seite
d) Spülung im Schwelgenerator durch Gas und Wasserdampf aus dem Vergasungsgenerator. Schwelanlage der Staatsgruben in Kochtel	13
e) Spülung im Schachtofen von oben nach unten durch Verbrennungsgase des Kokes	15
 Viertes Kapitel. B. Verfahren mit indirekter Aussenbeheizung.	
a) „Fusion“-Drehrohrofen mit Außenbeheizung	17
b) Thyssen-Retorte mit Außenbeheizung	17
c) Bamag-Meguïn-Retorte	18
d) Davidson-Retorte	23
 Fünftes Kapitel. C. Verfahren der zwangsläufigen Kreislaufspülung des Schwelgutes durch die durch Aussenbeheizung in Heizkörpern erwärmten Schweldämpfe	
a) Verfahren des Estländischen Ölschieferkonsortiums	27
Gröndal-Zeidler-Wanderrostschwelofen	29
Gröndal-Nodulisierungsverfahren	31
Die Schwelanlage des Estländischen Ölschieferkonsortiums	31
Die Aufbereitung	32
Die Schwelung	35
Die Kondensation	37
Die Entbenzinierung	38
Die Raffinierung	39
Die Bitumenblasung	40
b) Verfahren der Steinöl A.-G.	40
 Sechstes Kapitel. Die Betriebsresultate der Anlage des Estländischen Ölschieferkonsortiums und mögliche Verbesserungen derselben.	
Rechnerische Analyse der Wärmevorgänge und Arbeitsverhältnisse des Schwelofens	45
Wärmebedarf der Schwelung	45
Betrieb des Schwelofens	48
Faktischer Wärmeverbrauch	50
Dauer der Betriebsperioden und Jahresleistung	52
Haltbarkeit des Ofens	53
Kondensation, Gasbenzingewinnung und Entbenzinierung	53
Raffinierungsergebnisse, Benzinqualität	58
Eigenschaften der Produkte der Bitumenblasung	62
Betriebsresultate der Anlage, Leistung und Ausbeuten	64
Kraftverbrauch der Anlage	67
Umwandlungs- und Verarbeitungskosten	67
Anlagekosten und Amortisation	70
Vergrößerung der Leistung der Anlage	70
Weitere Entwicklungsmöglichkeiten in der Leistung des Wanderrostofens als Schwelofentypus	73

	Seite
Siebentes Kapitel. Andere Ausführungsformen eines Schwelofens für Kreislaufspülung von stückigem Schwelgut.	
1. Konveyorofen	76
Projekt eines Konveyor-Schwelofens	79
2. Pfannen-Wanderrostofen	81
Achtes Kapitel. Die Schieferstaubschwelung	
Versuche	84
Das Problem der Entstaubung	88
Aussichten und Vorteile der Staubschwelung	89
Vorschlag für eine Schieferstaubschwelretorte	89
Berechnung der Wärmevergänge und Arbeitsverhältnisse einer Schieferstaubschwelretorte	91
Anlagekosten einer horizontalen Schieferstaub-Schwelretorte	95

Dritter Teil.

Verarbeitung und Veredelung der Schieferöle.

Neuntes Kapitel.	
A. Gewinnung des Primärbenzines	98
B. Verarbeitung der schweren Öle in Bitumen	99
C. Verarbeitung der schweren Öle in Benzin	99
Zehntes Kapitel. Die Spaltung der schweren Öle in flüssiger Phase (die s. g. Druckcrackung)	
Untersuchungen und Versuche der Anwendbarkeit der Druckcrackung in flüssiger Phase	100
Bau einer Heckmann-Flashanlage in Kochtel	102
Elftes Kapitel. Veredelung der Schieferöle durch Spaltung in dampfförmiger Phase ohne erhöhten Druck	
Frühere Anschauungen und Vorurteile	104
Altere Versuche im Laboratorium	106
Neuere Versuche im Laboratorium	108
Crackung von Ölen im Autoklaven mit und ohne Druck	110
Crackung von Schiefer im Autoklaven mit und ohne Druck	113
Einfluß einer Beimischung von Ätzkalk zu dem Crackgute	118
Schlußfolgerungen aus den Versuchen	119
Zwölftes Kapitel. Vereinigung des Schwel- und Crackprozesses von Schiefer in einen gemeinsamen Veredelungsprozess.	
Versuche in grösserem Maßstabe	121
Beschreibung der Apparatur	122
Arbeitsweise bei den Versuchen	124
Versuchsergebnisse	126

	Seite
Phenolgehalt und Viskosität des ge crackten Rückstandöles	134
Cracken von Schiefer mit Kalkzusatz	134
Cracken von Schiefer ohne Kalkzusatz	136
Festgestellte sichere Benzinausbeuten	137
Wärmeinhalt des Schiefers und seiner Produkte	138
Raffinierungsversuche und Ausbeuten	138
Schlußfolgerungen und Revision früherer Anschauungen	141
Dreizehntes Kapitel. Aussichten der Schieferschmelzung und -Crackung in einem Arbeitsgange im Grossbetriebe	143
Schiefer-Crackung im Wanderrost-Tunnelofen	143
Projekt eines Wanderrost-Wagentunnelofens für gleichzeitiges Schmelzen und Cracken von Ölschiefer	145
Kostenanschlag für einen Tunnelofen mit einer Leistung von 20,000 kg Schiefer pro Stunde	153
Gesamtkosten einer Anlage für zwei Ofeneinheiten nebst Hilfsanlagen	155
Wärmewirtschaft der Anlage	156
Kraftbedarf der Anlage	157
Die Herstellungskosten des Benzines	158
Verwertungsmöglichkeiten für das Gas	159
Verwertungsmöglichkeiten für das Gasol	160
Der Pfannen-Wanderrostofen für Schieferschmelzung und -Crackung in einem Arbeitsgange	162
Projekt eines Ofens für 400 Tonnen Tagesleistung	162
Konstruktion des Ofens	162
Berechnung der Wärmevorgänge und Temperaturverhältnisse des Ofens und der Crackdauer	168
Vierzehntes Kapitel. Schieferstaub-Crackung	175
Anlagekosten	181
Herstellungskosten des Benzines	182
Fünfzehntes Kapitel. Veredelung der Schieferöle durch Hydrieren	183
Die Anlagekosten einer Schwelanlage und Hydrierungsanlage für das Rohöl	186
Die Herstellungskosten des durch Hydrierung gewonnenen Benzines	187
Sechzehntes Kapitel. Schiefercrackung und hydrierende Druckraffinerie des Benzines	189
Die Herstellungskosten des Benzines	190
Schlußwort. Aussichten der Ölschieferindustrie	192

Vorwort.

Motto: Feci quod potui,
faciant meliora potentes.

Der Verfasser war vor die Aufgabe gestellt, in Zusammenarbeit mit der Firma Gröndal-Ramén in Stockholm und dem hervorragenden schwedischen Erfinder Dr. Gustav Gröndal das Problem der Verwertung des estländischen ölschiefers zu lösen und in Ermangelung von bekannten erprobten Verfahren neue Mittel und Wege zu finden, welche eine lohnende industrielle Verwertung in großem Maßstabe ermöglichen sollten. Jahrelange Versuchsarbeit in kleinerem und größerem Maßstabe, der Bau und der Betrieb einer Versuchsanlage in industriellem Maßstabe, weitere Versuchsarbeit auf Grund der gesammelten Erfahrungen und Beobachtungen haben zur Lösung dieser Aufgabe geführt.

Die vorliegende Arbeit hat zum Zwecke, der Öffentlichkeit die Ergebnisse der mehrjährigen Arbeit des Verfassers und seiner Mitarbeiter, des Chef-Chemikers Bruno Hoffmann und des Diplom-Bergingenieurs Sergei Zeidler, zugänglich zu machen, die sich ergebenden Schlußfolgerungen zu ziehen und die Zukunftsaussichten für die mögliche Entwicklung der Schieferindustrie auf Grund der erreichten Erfolge zu erörtern. Das Schwergewicht der Abhandlung ist auf die Lösung der wärmetechnischen und der praktischen technisch-industriellen Probleme gerichtet mit ganz besonderer Wahrnehmung der wirtschaftlichen Seite; theoretische wissenschaftliche Probleme werden nur soweit berührt, wie es die praktische technisch-industrielle Seite der Frage mit sich bringt. Der Verfasser war bemüht, alle Fragen und Probleme, welche sich stellten, auf empirischem Wege zu lösen, wobei

natürlich von theoretischen, auf wissenschaftlicher Grundlage ruhenden Erwägungen ausgegangen wurde.

Die Abhandlung befaßt sich in erster Linie aus natürlichen Gründen mit dem estländischen Ölschiefer (Kukkersit). Da jedoch gerade der Kukkersit, einer der reichhaltigsten Schiefer der Welt, auch der Technik seiner Verwertung die schwierigsten Aufgaben stellt, welche bei ärmeren Schiefen weit leichter zu lösen sind, so können die mit dem Kukkersit erreichten Erfolge und Errungenschaften ohne weiteres verallgemeinert werden und technisch Anwendung für so gut wie alle Ölschiefer und bituminösen Stoffe finden. In jedem Einzelfalle wäre nur die wirtschaftliche Seite einer besonderen Prüfung zu unterziehen.

Inwieweit die Lösung des Problems der Verwertung der Ölschieferlager der Welt durch die Lösung des Problems der Verwertung des estländischen Ölschiefers, durch die Weisung von neuen Wegen und vereinfachten Veredelungsverfahren einen Fortschritt zu verzeichnen hat, soll der wohlwollenden Beurteilung des Lesers überlassen bleiben.

Der Verfasser.

Reval, Mai 1931.

Einleitung.

Die Bedeutung der Ölschieferlager für die Weltwirtschaft.

Eine allmähliche Erschöpfung der Erdöllager durch den rasch wachsenden Bedarf der Weltwirtschaft an flüssigem Brennstoff und durch die fieberhafte Gewinnung, welche dem Bedarfe nicht nur folgt, sondern denselben heute noch übersteigt, ist schon vor etwa zehn Jahren vorausgesagt worden.

Die einen erwarteten das Eintreten einer allmählichen Erschöpfung nach 6—10 Jahren, andere wiederum nach etwa 20 Jahren.

Die ersteren Propheten haben sich jedenfalls schon geirrt, die jetzige Entwicklung und die noch vorhandenen und neu hinzukommenden Reserven haben ihre Voraussagung widerlegt. Wie weit die letzteren recht behalten werden, kann erst die Zukunft zeigen.

Auch die letztere Annahme kann sich als unrichtig erweisen; die Erdrinde und ihr Inhalt sind noch lange nicht erschöpfend, namentlich auf größere Tiefen, erforscht, und doch werden die obigen Voraussagungen sich nur im Zeitpunkte irren, in der Sache jedoch recht behalten.

Der Weltkonsum wächst stetig und der Zeitpunkt muß unänderlich einmal — und in nicht allzu ferner Zukunft — eintreten, in welchem die Gewinnung nicht mehr mit dem wachsenden Bedarf Schritt halten können; die Preise werden anziehen, andere Gewinnungsmethoden des Erdöles werden angewandt und auch andere Quellen für Erzeugung von flüssigem Brennstoff in Angriff genommen werden müssen.

Es muß ja in Betracht gezogen werden, daß durch die heute angewandten Methoden, Bohrungen und Pumpen, nur etwa bis 10% der in der Erde lagernden Erdölschätze gewonnen werden können und daß über 90% als Reserve im Schoße der Erde verbleiben. Sobald Mangel an Erdöl eintreten wird, wird auch zu der Gewinnung dieser Reserven geschritten werden.

Diese Gewinnung wird sich jedoch erheblich kostspieliger stellen; es werden Tiefbauarbeiten in großem Maßstabe erforderlich, wahrscheinlich auch eine Gewinnung und Förderung an die Oberfläche des Ölsandes von großen Tiefen und Ausscheidung des Öles aus dem Sande.

Unter solchen Verhältnissen werden alle anderen Quellen für flüssigen Brennstoff ebenfalls in die Bresche treten müssen. Nicht nur die synthetischen Verfahren, nicht nur die reichen Schieferlager, auch der Wettbewerb des Öles aus ärmeren Schieferlagern, welche durch billigen Tagebau ausgebeutet, billiges Ausgangsmaterial liefern, wird möglich und notwendig werden.

An Ölschieferlagern ist die Welt sehr reich. Wenn den Schieferlagern mit größeren Ölausbeuten, wie beispielsweise in Colorado, Utah, Nevada etc., in Australien und Estland, schon eine nicht zu unterschätzende Rolle in der Belieferung der Weltwirtschaft zufallen wird, so sind die Lager mit geringerem Ölgehalte noch viel verbreiteter und in absehbarer Zeit nahezu unerschöpflich.

Dieser Prozeß der Inangriffnahme der anderen Ölquellen, darunter der Schieferlager, wird sich nur allmählich und langsam vollziehen. Der Weltbedarf, die wachsenden Gewinnungskosten des Erdöles, die Herstellungskosten der synthetischen Öle, die geographische Lage werden diese Inangriffnahme von weniger reichhaltigen Schieferlagern regeln.

Voraussetzung für die Möglichkeit der Verwertung der Ölschieferlager als Ölquelle sind billige rationelle Verfahren für Massenproduktion von Rohöl und Veredelung der Produkte.

Schon seit vielen Jahren ist das Problem in Angriff genommen und hat in einigen wenigen Fällen — beispielsweise in der schottischen Industrie, in Messel bei Darmstadt — zu industriellen Erfolgen und lohnendem Betriebe geführt.

In den letzten zehn Jahren, unter dem Einfluß der Befürchtungen der Erschöpfung der Erdöllager ist dieses Problem auch in den Vereinigten Staaten Gegenstand von gesteigertem Inter-

esse geworden; es sind unzählige Versuchsanlagen errichtet und im Betriebe geprüft und noch mehr Verfahren vorgeschlagen worden (siehe „Shale Oil“ von Ralph H. Mc Kee).

Doch keine dieser Anlagen oder Verfahren scheint das Problem der billigen und einfachen Massenproduktion in billiger Apparatur mit großer Leistung pro Einheit und vollen Ölausbeuten gelöst zu haben.

Die heutige Überproduktion und allgemeine Depression der Weltwirtschaft wird wohl auch abkühlend auf die Intensität der weiteren Versuchsarbeit gewirkt haben.

Und doch gibt es Schieferlager in der Welt, welche so reichhaltig sind, so günstige Abbauverhältnisse besitzen und sich in so günstiger geographischer Lage befinden, daß auch unter den heutigen Verhältnissen unter der Voraussetzung von geeigneten Verarbeitungsverfahren und Apparatur ihre Ausbeutung und Umwandlung in Öle möglich und lohnend ist. Zu dieser Kategorie gehört auch der estländische Ölschiefer.

In den letzten zehn Jahren ist dem estländischen Ölschiefer von verschiedener Seite reges Interesse entgegengebracht worden.

Intensive Versuchsarbeit ist geleistet, die verschiedensten Wege, alte und neue, sind beschritten worden, um die geeignete Apparatur und die geeigneten Verfahren zu finden, welche den obigen Voraussetzungen entsprechen. Versuchsanlagen und einige Anlagen in industriellem Maßstabe sind gebaut und in jahrelangem Betriebe geprüft, nicht unbedeutendes Kapital ist hierbei investiert worden.

Zweck dieser jahrelangen intensiven Arbeit und Bemühungen war die Lösung des Problems der Verwertung des estländischen Schiefers.

Die Arbeit ist nicht vergeblich gewesen; das Problem der Verwertung des estländischen Ölschiefers und seiner Umwandlung in Öle ist erfolgreich mit Beschreitung von ganz neuen Wegen gelöst worden in einer Weise, welche allen Ansprüchen, die vernünftigerweise an großindustrielle Verfahren gestellt werden können, gerecht werden dürfte.

Hiermit ist auch das Problem der Verwertung aller Schieferlager der Welt in ein anderes Stadium getreten, denn die Errungenschaften bei der Lösung des Problems des estländischen Ölschiefers sind technisch ohne weiteres anwendbar für so gut wie alle Ölschiefer und bituminösen Stoffe der Welt. Die wirt-

schaftliche Anwendbarkeit ist natürlich abhängig von lokalen Verhältnissen, der geographischen Lage und der Weltkonjunktur und daher nur eine Funktion der Zeit.

Folglich kann mit Fug und Recht der Satz aufgestellt werden: Das Problem des estländischen Ölschiefers ist gleichzeitig das Problem der Ölschieferverwertung in der ganzen Welt; die Lösung des ersteren ist gleichbedeutend mit der Lösung des gesamten Problemes in vollem Umfange.

ERSTER TEIL.

DAS PROBLEM DER VERWERTUNG DES ESTLÄNDISCHEN ÖLSCHIEFERS (KUKKERSIT).

Erstes Kapitel.

Allgemeines zur Kenntnis des ölschiefers.

Längs der Nordküste Estlands im unteren Silur streichen Die Ölschieferlager in Estland.
Ölschieferflöze aus, welche den Namen Kukkersit erhalten haben und denen, dank ihrem großen Bitumengehalt und Lagerungsverhältnissen, eine industrielle und wirtschaftliche Bedeutung nicht abgesprochen werden kann.

Die Flöze lagern, wie der gesamte Silur, sehr regelmäßig, das Streichen ist etwa W-O, sie fallen ein nach Süden mit etwa 2—3 m pro Kilometer und bieten daher auch für den Tagebau große Flächen.

Die Flöze keilen nach Westen aus und sind am mächtigsten etwa in der Gegend von Kochtel und Jewe, um nach Osten wiederum an Mächtigkeit und Bitumengehalt abzunehmen, doch sind dieselben geologisch von Baltischport an der Ostsee im Westen bis zum Ladogasee im Osten festzustellen.

Im Fallen ist ihr Vorhandensein 40 km weit durch Bohrungen festgestellt worden, doch nimmt die Mächtigkeit und der Bitumengehalt nach Süden zu ebenfalls ab.

Im Bereiche des Estländischen Staates ist im Streichen die Strecke von Wesenberg bis zum Grenzflusse Narowa, etwa 100 km lang, als abbauwürdig anzusprechen, und können nach Süden in der Richtung des Fallens durchschnittlich etwa 10 km als abbauwürdig angesehen werden.

Beim Ausstreichen besteht der Schiefer aus einer abbauwürdigen Flözfolge von etwa 2,5—3 m Gesamtmächtigkeit, von denen etwa 65—75% aus Schieferflözen und 25—35% aus Kalksteinflözen und bituminösem Kalkstein bestehen.

Pro einen Quadratmeter kommen also durchschnittlich ca. 2 m³ Schiefer, und es können ca. 2,5 Tonnen Schiefer gewonnen werden; die Vorräte an abbauwürdigem Schiefer in Estland kann man folglich auf ca. 2,5 Milliarden Tonnen schätzen mit einem Ölgehalte von ca. 600 Millionen Tonnen.

Die Abbau-
verhältnisse.

Von diesem Vorrat dürften im Tagebau nicht mehr als etwa zehn Prozent gewonnen werden können, der übrige Teil im Tiefbau. Doch kommt auch ein Tiefbau nicht oder kaum teurer zu stehen als ein Tagebau, da der Schiefer praktisch genommen horizontal ganz regelmäßig ohne Störungen lagert, eine sehr feste Decke hat, so gut wie keine Zimmerung erfordert, und daher auch der Tiefbau, wenn auch nicht in demselben Maße wie der Tagebau, so doch in weitem Grade mechanisiert werden kann. Unter den gegenwärtigen Verhältnissen kann man bei einigermaßen entwickelter Förderung mit Selbstkosten inklusive Amortisation von ca. 2.50 Kronen oder etwa 2.80 RM. pro Tonne geförderten und zur Schwelanlage transportierten Schiefer rechnen.

Der Schiefer wird zum größten Teile in Stückform gewonnen und ergibt bei der Gewinnung nur einige Prozent feineres Material. Eine Zerkleinerung bis auf ca. 5—6 cm ergibt jedoch circa 10—20% feineres Material unter 10 mm. Der Schiefer ist aber nicht witterungsbeständig; er hält ca. 12—14% Grubenfeuchtigkeit und verwittert, den atmosphärischen Einflüssen im Winter ausgesetzt, leicht; daher muß er, falls eine längere Lagerung notwendig ist, unter Dach gelagert werden.

Eigenschaf-
ten des
Schiefers.

Die Schieferflöze halten variierende Mengen an organischer Substanz, etwa zwischen 35 und 60%; im Durchschnitt kann mit 40—48% organischer Substanz gerechnet werden. Die organische Substanz hat einen oberen Heizwert von ca. 8300 WE.

Die natürliche Farbe des unverwitterten Schiefers ist ledergelb; beim Ausstreichen jedoch wird seine Farbe dunkler, braun bis schwarzbraun, und die Eigenschaften dieses letzteren, stark verwitterten Schiefers sind auch andere.

Die Zusammensetzung der organischen Substanz von unverwittertem Schiefer ist etwa folgende:

Wasserstoff . . .	9,1%
Kohlenstoff . . .	76,6%
Sauerstoff)	12,2%
Stickstoff)	
Schwefel	2,1%
	<hr/> 100,0%

Der unverwitterte Schiefer fängt bei ca. 200° an Gas zu entwickeln, bei ca. 360° setzt die Ölentwicklung ein; doch erst von ca. 400—450° an geht die Gas- und Ölentwicklung sehr intensiv vor sich, der Schwelprozeß ist in diesem Bereiche exotherm; schätzungsweise dürfte die Exothermität ca. 30—40 WE. pro 1 kg Durchschnittsschiefer betragen. Von 450° bis 500° verlangsamt sich die Ölentwicklung und ist praktisch genommen bei 500° beendet; bei weiterer Temperaturerhöhung werden nur noch unbedeutende Öl- und Gasmengen gewonnen.

Verhalten des Schiefers bei der Erwärmung und Schwelung.

Von ca 330—350° an fängt der Schiefer an weich zu werden und zu sintern; an organischer Substanz reicher Schiefer schmilzt bei ca. 400—410° bei langsamer Erwärmung wie Pech.

Von ca. 450° an ist der Sinterungszustand des Schiefers praktisch beendet.

Doch auch ärmerer Schiefer, zu welchem Öl zugemischt wird oder an welchem sich durch Kondensation von Öldämpfen Öl ansetzt, wird hierdurch sofort zum Schmelzen gebracht.

Hierauf beruht u. a. auch ein in Reval in der chemischen Fabrik von R. Meyer ausgearbeitetes Verfahren für Herstellung von Asphalt aus dem Schiefer, bei welchem Schiefer mit geringem Ölzusatz zu Asphalt geschmolzen wird.

Dieser Umstand spielt bei der Schwelung eine große Rolle, und das Kondensieren von Öldämpfen am Schiefer muß vermieden werden, wenn man keine Störungen durch Schmelzen des Schiefers hervorrufen will.

Der verwitterte Schiefer, ebenso wie lange an der Luft gelagerter feiner Schiefer, hält weniger Wasserstoff und mehr Sauerstoff, sintert und backt so gut wie gar nicht, ergibt aber auch geringere Ölausbeuten und schwereres Öl mit geringerer Benzinausbeute.

Diese Verschiedenheit in den Eigenschaften von verwittertem und unverwittertem Schiefer ist anfangs häufig nicht genügend beachtet worden und hat zu irreleitenden Schlußfolgerungen

bei Schwelversuchen geführt, zu denen verwitterter, nahe an der Oberfläche gewonnener Schiefer verwendet worden ist, indem Schwelmethoden zur Anwendung gekommen sind, welche sich wohl für nicht backenden Schiefer eignen, jedoch bei Anwendung von unverwittertem backenden Schiefer zu Betriebsstörungen und unvollständiger Ausschwelung Anlaß geben.

Um das Verhalten des Schiefers bei der Schwelung unter verschiedenen Erwärmungsverhältnissen klarzustellen, soll folgender Versuch des Verfassers erwähnt werden.

Es wurden zwei gleiche Stücke reichen Schiefers, welcher ca. 45% Ölausbeute ergab, in der Fischer-Aluminiumretorte verschieden angewärmt und geschwelt. Das eine Stück wurde normalerweise in die kalte Retorte einchargiert und normalerweise in 30 Minuten erwärmt und bis 500° ausgeschwelt. Nach Öffnung der Retorte war der Schiefer geschmolzen, und eine geschmolzene Koksschicht bedeckte den Boden und die Wände.

Das andere Stück wurde in die schon vorher auf 450° erwärmte Retorte chargiert, der Deckel geschlossen und die Retorte innerhalb von 30 Minuten auf 500° gebracht. Nach Öffnung der Retorte war das Stück heil, hatte seine Form bewahrt und nur im Inneren befand sich ein Hohlraum von geschmolzenem Schiefer.

Die Erklärung ist sehr einfach. Im zweiten Falle ging die Erwärmung so intensiv vor sich, daß die Oberfläche des Stückes schon ausgeschwelt und verkocht war, ehe das Innere des Stückes auf die Schmelztemperatur gebracht war. Infolgedessen gab die verkockte Oberfläche dem Stück den Halt, und dasselbe konnte seine Form bewahren. Dieser Umstand erklärt den Erfolg und Mißerfolg bei verschiedenen Schwelmethoden und verschiedener Arbeitsweise. Wenn dieser Umstand früher allgemein bekannt gewesen wäre, hätten viele Mißerfolge vermieden werden können.

Eine Schwelung bis 500° ergibt eine normale Ausbeute an Rohöl aus der organischen Substanz von 60—66%. Diese Ausbeute kann durch Austreiben mit Dampf bis auf 75% gebracht werden.

Die Schwelausbeute an Öl, Gas, Kohlenstoff im Kokse variiert in weiten Grenzen und ist abhängig von der Art der Schwelung, der Zeit, Temperatur, partialem Druck der Dämpfe und anderen Verhältnissen.

Die Schwel-
ausbeute.

Eine normale Schwelung eines normalen trockenen Durchschnittsschiefers mit ca. 42% org. Substanz ergibt ungefähr folgende Produkte:

			WE.
Rohöl	26 %	à 9400	ca. 2440
Permanentes Gas	4 %	à 8000	ca. 320
Schwelwasser	3 %		
Schwelkoks	66 %	{ 58 % Asche 8 % Kohlenstoff à 8100	ca. 660 3420 WE.

Auch die Zusammensetzung und Qualität des bei der Schwelung gewonnenen Öles variiert in weiten Grenzen je nachdem, ob schonend bei niedrigen Temperaturen geschwelt worden ist und folglich weniger Spaltungsprozesse stattgefunden haben, oder aber ob bei höheren Schweltemperaturen und längerem Verweilen der Schwelprodukte in der Retorte die Spaltung weiter getrieben und eine geringere Gesamtrohöl- und Ascheausbeute mit größerem Gehalt an leichten Kohlenwasserstoffen erhalten worden ist, ob mehr oder weniger aus der organischen Substanz in das Öl herübergetrieben worden ist usw. Das Schieferöl.

Der Benzingerhalt des Rohöles eines schonend geschwelten Schiefers beträgt ca. 8—10%, um bei weniger schonender Schwelung bis auf 20% und darüber zu steigen.

Ein normales bei der Schwelung gewonnenes Rohöl und ein getopptes Rohöl haben etwa folgende Zusammensetzung:

	Rohöl:	Getopptes Rohöl:
Wasserstoff	10,0—10,5 %	9,5— 9,7 %
Kohlenstoff	82,0—83,0 %	83,0—83,2 %
Stickstoff)	6,0— 7,0 %	6,5— 7,0 %
Sauerstoff)		
Schwefel	0,9— 1,0 %	0,8— 0,9 %

Siedekurve:

Von 50°—100°	3 %	—
„ 100°—150°	6 %	—
„ 150°—200°	8 %	—
„ 200°—250°	7 %	8 %

Rohöl.		Getopptes Rohöl.
Von 250°—300°	10 %	12 %
„ 300°—350°	20 %	23 %
Über 350°	46 %	57 %
Viskosität bei 50°	2,5 Engler	5—6 Engler
Phenole und Säuren	25 Vol. %	28 Vol. %
Ungesättigte Ver-		
bindungen	ca. 85 %	ca. 90 % (durch konz. H ₂ SO ₄)
Flammpunkt		> 100°
Oberer Heizwert	ca. 9600	ca. 9500 Kal./kg.

Der Phenolgehalt ist auch sehr schwankend je nach dem Ausgangsprodukte und der Art der Schwelung und variiert durchschnittlich zwischen 15—30 %. Der Phenolgehalt nimmt bei leichteren Ölen ab, bei schwereren zu.

Vergleich der
Ölausbeuten
mit der
Fischer-
Ausbeute.

Als Standardschwelausbeute, mit welcher die Schwelausbeuten bei verschiedenen Verfahren verglichen werden, gilt gewöhnlich die sogenannte Fischer-Ausbeute, d. h. die Ausbeute aus trockenem Schiefer durch eine standardisierte Schwelung bis 500° in der Aluminiumretorte von Fr. Fischer ohne Dampfzusatz.

Gewöhnlich wird die erhaltene Ölausbeute in Prozenten der Fischerausbeute ausgedrückt, wobei die Höhe des Prozentsatzes den Erfolg der Schwelung kennzeichnet.

Dieses ist aber nur sehr bedingt der Fall und ein richtiger Vergleich ist nur möglich, wenn gleichzeitig der Spaltungsgrad des öles bzw. sein Benzingealt berücksichtigt wird.

Die Fischerschwelung ist eine schonende Schwelung, ergibt als solche eine relativ hohe Ausbeute, und das Öl enthält etwa nur 8—12 % ölbenzin neben stark viskosen, wenig gespaltenen ölen, welche dem Urteer gleichkommen. Andererseits fehlt in der Fischerausbeute das Gasbenzin, welches sich auch bei der schonenden Schwelung in gewissem Maße bildet und jedenfalls ca. 1 % vom Schiefer beträgt, jedoch nicht aufgefangen wird.

Daher kann die Ölausbeute in einer vollkommenen Schwelapparat in Großbetriebe bei schonender Schwelung, wenn der Spaltungsprozeß auch nicht weiter vorschreitet als in der Fischer-Schwelung, auch höhere Ausbeuten ergeben als die Fischer-Ausbeute, wenn das Gasbenzin aufgefangen wird oder falls der partiale Druck der austretenden Öldämpfe, beispielsweise bei einer

Schwelung durch Spülgas, geringer ist als in der Fischerretorte, und daher mehr organische Substanz in das Öl herübergetrieben wird und weniger im Rückstande verbleibt und verkocht.

Für gewöhnlich ist die Schwelung im Großbetriebe weniger schonend als in der Fischerretorte, die Spaltung der Öle schreitet weiter vor, und es ist daher, um einen richtigen Vergleich der Ausbeuten zu erhalten, einerseits notwendig, die Mehrausbeute an Ölbenzin im Vergleich zu dem Ölbenzin der Fischerausbeute zu berücksichtigen, wobei durchschnittlich für die Crackung der ersten Anteile angenommen werden kann, daß zweieinhalb Teile Öl einen Teil Benzin ergeben, — andererseits ist zu der Fischerausbeute das nicht aufgefangene Gasbenzin hinzuzufügen.

Beispiel:

	Schwelresultat eines Wanderrost-Tunnel- ofens mit Spülung durch zirkulierende wärmeübertragende Schweldämpfe	Fischer- Schwelung
Gesamt-Ölausbeute auf trockenen Schiefer	26,26 %	26,94 %
Nicht aufgefangenes Gasbenzin	—	1,00 %
	26,26 %	27,94 %
Darunter: Gesamtbenzin	5,16 %	
Ölbenzin + Gasbenzin $2,69 + 1,0$ %		3,69 %
Die Mehrausbeute an Benzin 5,16 % — 3,69 %	1,47 %	
Der Mehrausbeute an Benzin entspricht eine Mehrausbeute an ungespaltenem Öl von $2,5 \times 1,47 - 1,47 =$	2,20 %	
Die berechnete Ölausbeute bei gleichem Spaltungsgrade	28,46 %	27,94 %

Die Ölausbeute bei gleichem Spaltungsgrade ist im Großbetriebe folglich ein wenig höher gewesen, als bei der Fischer Schwelung, was auf den geringeren partialen Druck der Öldämpfe bei der Spülschwelung im Großbetriebe zurückzuführen ist.

Zweites Kapitel.

Die Verwertungsmöglichkeiten des Ölschiefers.

A. Die Verwertung des Ölschiefers als Brennstoff.

Der Schiefer hat einen oberen Heizwert von ca. 3000—3500 WE., brennt, auf die Schweltemperatur gebracht, wie mit Öl getränkter Bimsstein und kann ohne weiteres als Brennstoff angewandt werden, wobei natürlich dank dem großen Aschengehalt, welcher mit transportiert werden muß, seine wirtschaftliche Verwendbarkeit territorial begrenzt ist.

Der hohe Aschengehalt bringt es auch mit sich, daß in gewöhnlichen Planrost- oder Treppenrostfeuerungen ohne mechanische Entfernung der Asche diese letztere viel Handarbeit verursacht. Bei Anwendung jedoch von modernen mechanischen Feuerungen, wie beispielsweise Wanderroste, Raupenroste, Treppenroste mit mechanischem Vorschub etc., läßt sich der Schiefer wie jeder andere Brennstoff gut verwenden. In Staubfeuerungen bereitet der große Aschengehalt schon mehr Schwierigkeiten, da er zu Verschlackungen Anlaß gibt, nur in Drehrohröfen für Zementfabrikation läßt er sich anstandslos in Staubform verwenden.

Als Brennstoff wurde der Schiefer schon während des Weltkrieges in Rußland angewandt, und dieses gab auch den Anstoß zu seiner Verwertung und Abbau. Der estnische Staat nahm nach dem Kriege die vom russischen Staat eröffneten Gruben in Besitz und baute dieselben aus, in erster Linie, um das Land durch Anwendung des Schiefers als Brennstoff von der Einfuhr von ausländischer Kohle in weitem Maße unabhängig zu machen.

Heute ist die Beheizung der estnischen Eisenbahnen zum größten Teile auf Schieferheizung übergeführt, und ein großer Teil der estnischen industriellen Betriebe ist ebenfalls auf Schieferheizung übergegangen.

Die hierbei anfallenden großen Aschenmengen werden auch schon teilweise auf Bausteine weiter verarbeitet.

Im besonderen geeignet ist der Ölschiefer in Staubform für die Zementfabrikation.

Die Asche des Schiefers bildet gleichzeitig mit dem großen Gehalt an Kalk und Tonerde ein geeignetes Rohmaterial für Zement, und bei geeigneter Dosierung können auf diese Weise nicht unerhebliche Ersparnisse an Rohmaterial (ca. 30 %) erreicht werden.

Daher sind auch die Zementfabriken in Estland schon seit Jahren ausschließlich auf die Verwendung des billigen Schiefers anstatt Kohle übergegangen, umsomehr als der Schiefer an der Nordküste in der nächsten Nähe der genannten Fabriken ausstreicht.

B. Die Verwertung des Ölschiefers für Ölgewinnung.

Die Möglichkeit einer Verwertung des Ölschiefers für Ölgewinnung ist natürlich von weit größerer Bedeutung als seine begrenzte Anwendbarkeit als Brennstoff und diese Möglichkeit soll daher auch hauptsächlich in der vorliegenden Abhandlung behandelt werden. Denn der flüssige Brennstoff ist und bleibt der ideale Brennstoff und Kraftstoff der nächsten Zukunft, einer der Grundpfeiler der Weltwirtschaft, und alle Ölquellen, namentlich in dem an Ölquellen verhältnismäßig armen Europa, haben daher mit Recht Anspruch auf allgemeines Interesse, — dieses umsomehr, als trotz der heutigen Überproduktion an flüssigem Brennstoff in der Welt, trotz dem heutigen katastrophal niedrigen Preisniveau die natürlichen Ölreserven der Welt nur begrenzte sind und sich mit den enormen, schon festgestellten Kohlenvorräten nicht vergleichen lassen.

Die Erfolge der I. G. Farbenindustrie und anderer auf dem Gebiete der Kohlenverflüssigung und ihre Bedeutung in der Zukunft für die Herstellung von synthetischen Ölen aus den unerschöpflichen Kohlenvorräten sollen nicht unterschätzt werden, doch ist in der Wirtschaft letzten Endes der Preis der ausschlaggebende Faktor, und Zweck dieser Abhandlung ist u. a. den Nachweis zu führen, daß die auch sehr bedeutenden Ölschieferlager der Welt und im besonderen die Lager von Estland, sowie die benachbarten in Rußland, eine reiche Quelle für flüssigen Brennstoff darstellen und daß das Schieferöl mit so niedrigen Selbstkosten hergestellt werden kann, daß es nicht nur den Wettbewerb mit dem

synthetischen Öle aufnehmen kann, sondern demselben überlegen ist.

Voraussetzung für diese praktische Bedeutung der Ölschiefer in der Welt und des estländischen im besonderen, ist die Schaffung von in der Anlage und im Betriebe billigen Schwel- und Crackverfahren für große Leistungen.

Seit etwa zehn Jahren sind eine Reihe von Interessenten in Estland und anderweitig mit der Lösung dieses Problems beschäftigt; die verschiedensten Schwelverfahren sind auf das gründlichste in kleinerem und größerem Maßstabe erprobt und eine Reihe von Anlagen für Versuche und Betrieb schon errichtet worden. Inwieweit die obige Aufgabe durch die jahrelange Versuchsarbeit gelöst ist, soll weiterhin dargelegt werden.

ZWEITER TEIL.

DIE GEWINNUNG DER ÖLE DURCH SCHWELUNG.

Drittes Kapitel.

A. Verfahren mit direkter Innenbeheizung durch einmaligen Durchgang eines wärmeübertragenden Spülgases durch das Schwelgut (das sogenannte Spülverfahren).

Durch eine englische Gruppe wurden in einer kleineren Versuchsanlage in Reval Versuche der Ölgewinnung in einer schachtelförmigen Retorte angestellt durch Spülung mit auf ca. 600° überhitztem Wasserdampf.

a) Spülung mit überhitztem Dampf.

Die Ergebnisse waren sowohl quantitativ wie qualitativ gute, jedoch kann wirtschaftlich dieses Verfahren nicht in Frage kommen, was auch ohne Versuche von vornherein hätte klar sein müssen, da im besten Falle für die Schwelung von 1 kg trockenem Schiefer 1,2 kg an überhitztem Dampf, folglich ca. 1300 WE. für die Dampferzeugung und Dampfüberhitzung erforderlich sind.

In Schweden wurden Versuche angestellt auf einer dem Staate gehörigen Versuchsanlage mit Spülung von Schiefer in einem vertikalen Schachte durch in einem Rekuperator erwärmtes permanentes Schwelgas, welches durch den Rekuperator, die Retorte, die Kondensation und wieder in den Rekuperator einen Kreislauf vollführte. Dieses Verfahren ist auch dem Spülverfahren mit einmaligem Durchgange zuzuzählen, weil das Spülgas nach jedesmaligem Durchgange in die Kondensation gelangte, abkühlte, die Öldämpfe abgab und neu erwärmt werden mußte.

b) Spülung durch zirkulierendes permanentes Gas.

Das Verfahren ergab auch eine normale ölausbeute, doch machte sich auch hier schon das Backen des reicheren Schiefers

bei größerer Schütthöhe unangenehm bemerkbar, und das Verfahren war auch nicht sehr wirtschaftlich, da viel Wärme in die Kondensation verloren ging. Auch die Verluste an Gasbenzin müssen in der großen Verdünnung in großen Mengen von Spülgasen nicht unerhebliche gewesen sein.

c) Spülung
auf dem
Wander-
roste mit
neutralem
Heizgase.

Das Institut für Gasforschung in Berlin ließ sich ein Verfahren des Prof. Mehner patentieren, um durch Strahlungswärme von Gas, welches in einem hohen Verbrennungsraume unter dem Gewölbe des Ofens bei hoher Temperatur verbrennt, den in dünner Schicht auf einem gasdurchlässigen Transportbände im unteren Teile des Schwelraumes durchgeführten Schiefer zu schwelen. Die Schwelprodukte sollten nach unten abgezogen werden, während kälteres unverbranntes Gas zwischen dem Schiefer und den Verbrennungsgasen unter dem Gewölbe eine Isolierschicht bilden und die Metallwand der indirekten Beheizung ersetzen sollte. Hierbei sollte die Wärmeübertragung durch Strahlung der Decke und des oberen Teiles der Wände nach dem Stefan Boltzmann'schen Gesetz eine sehr hohe sein und ein vielfaches des Wärmeüberganges durch Wärmeleitung betragen.

Die Steinöl A.-G. in Estland übernahm die Durchführung der Versuche. Doch kam dieses Prinzip des Verfahrens, welches recht kompliziert und aussichtslos erschien, niemals zur Anwendung, und wurde auf Vorschlag des Verfassers der Versuchsofen von ihm so konstruiert, daß er nach dem Spülverfahren arbeiten konnte, wobei das Halbgas, welches durch Vergasung des Schwelkokes erhalten wurde, als Spülgas benutzt werden und seine fühlbare Wärme dem Schiefer im Schwelraum übertragen sollte. Der Schiefer wurde auf einem Wanderroste in ca. 100—400 mm Schicht durch einen Schwelraum geführt und gelangte daraufhin in eine Halbgas-Treppenrostfeuerung, auf welcher der ausgeschwelte Koks vergaste; das Gas wurde in den Schwelraum über dem Wanderroste geleitet und durchzog den langsam in horizontaler Richtung vorrückenden Schiefer in vertikaler Richtung von oben nach unten, wurde unter dem Roste mit den Schwelprodukten abgezogen und in die Kondensation geleitet.

Späterhin wurde auf Vorschlag von Prof. Drawe, Berlin, die Vergasung des Kokes von der Schwelung getrennt und fand statt in einem getrennten Generator, während der Schwelofen durch Spülung mit neutralen Verbrennungsgasen des erzeugten Gases geheizt wurde.

So entstand der erste Wanderrost-Schwelofen, welcher nach weiteren durchgreifenden Änderungen späterhin sich als der geeignetste Apparat für die Schwelung von großen Schiefermengen in einer Einheit erweisen sollte.

Die Resultate des Versuchsbetriebes waren durchaus ermunternde. Es wurde festgestellt, daß eine volle Ausschwelung von 30—40 mm Nußschiefer in ca. 35—40 Minuten erreicht werden kann, falls der Nußschiefer gut gesichtet und gasdurchlässig ist und kein feines mulmiges Material enthält.

Natürlich hat auch dieses Spülverfahren, wie alle anderen, den Nachteil der großen Mengen Spülgas, welche benötigt werden, der großen Kühlflächen in der Kondensation und hauptsächlich der großen Verdünnung des Gasbenzins in den großen Mengen an permanentem Gase, welche den Verlust bei weitem des größten Teiles des Gasbenzines nach sich zieht.

Gleichzeitig wurde durch die Firma Julius Pintsch, nach eingehenden Versuchen auf einer kleineren Versuchsanlage, eine größere Schwelanlage von sechs Schwel- und Vergasungsgeneratoren auf den staatlichen Schiefergruben in Kochtel gebaut, mit einem Gesamtdurchsatz von 200 Tonnen Schiefer in 24 Stunden.

Jedes Agregat besteht aus einem oberen schachtförmigen Schwelgenerator und einem unteren Vergasungsgenerator, welche durch einen verengten Hals miteinander verbunden sind, durch welchen der ausgeschwelte Koks aus dem oberen in den unteren Generator gelangt. Der Vergasungsgenerator hat einen allgemein üblichen Drehrost ohne Wasserabschluß, und wird die für die Vergasung benötigte Luft durch die in der Kondensation befindlichen Exhaustoren eingesaugt. Das ganze System steht somit unter Unterdruck.

Das Gas gelangt teilweise durch den zentralen Verbindungshals durch den Koks in den Schwelraum, zum größten Teil jedoch durch seitliche Leitungen und einen seitlich um den Schwelgenerator angeordneten ringförmigen Kanal und seitliche Öffnungen, durchzieht die Schiefercharge im Schwelgenerator im Gegenstrom von unten nach oben und verläßt ihn oben mitsamt den Schwelprodukten.

Die Eintrittstemperatur des Gases wird durch Zumischung von kaltem Gase auf ca. 600° (wahrscheinlich auch höher) gebracht, und verläßt das Gas den Generator mit etwa 200—250°. Auch wird die Vergasungstemperatur durch Wasserdampfzusatz

d) Spülung im Schwelgenerator durch Gas und Wasserdampf aus dem Vergasungsgenerator.

Schwelanlage der Staatsgruben in Kochtel.

heruntergesetzt, und wird durch Zumischung von überhitztem Wasserdampfe erreicht, daß die Menge an permanentem Spülgase erheblich vermindert werden kann.

In Kochtel ist es gelungen, die Menge an permanentem Spülgase auf ca. 0,6 m³ pro 1 kg Schiefer herunterzubringen. Doch wenn man in Betracht zieht, daß dieses immer noch die etwa 15-fache Menge des permanenten Schwelgases ist, so ist ohne weiteres klar, daß ein großer Teil des Gasbenzines mit dem Spülgase verloren gehen muß, da es nicht mehr wirtschaftlich ist, dasselbe auszuwaschen.

Nimmt man die Grenze des Gasbenzingehaltes, welchen es sich nicht mehr lohnt auszuwaschen, mit 10 Gramm pro 1 m³ an, so beträgt der Verlust an wertvollem Gasbenzin jedenfalls 0,6% pro 1 kg Schiefer, also nahezu die Gesamtmenge an Gasbenzin, welche bei schonender Schwelung erhalten wird.

Der Betrieb bereitete anfangs große Schwierigkeiten durch Zusammenbacken des Schiefers und große Verluste durch unvollkommene Ausschwelung, wobei die Ausbeute an Öl nur eine geringe war und sich unter 15% hielt.

Durch sehr sorgfältiges Absieben des feinen Materiales, durch Verringerung der Schütthöhe, welche ca. 3—4 m betragen sollte, auf etwa 1 m und entsprechende Beschleunigung der Schwelung bei höheren Eintrittstemperaturen des Spülgases wurde ein „modus vivendi“ erreicht, bei welchem immerhin ca. 16—20% Öl gewonnen werden. Hierbei gestaltet sich die Schwelung schon zu einer bei weitem nicht schonenden, es bilden sich größere Mengen Benzin, und gehen im Gase etwa 2% an Gasbenzin verloren, von welchen durch das Rohöl nur ein geringer Teil absorbiert werden kann, da eine Entbenzinierungsanlage fehlt und daher größere Mengen Waschöl für die Auswaschung des Benzines nicht verwendet werden können.

Diese beschleunigte Erwärmung des Schiefers in niedrigerer Schütthöhe gibt jedoch allein die Möglichkeit, das Backen einigermaßen zu verhindern und das obige Resultat zu erzielen, denn bei größerer Schütthöhe und der großen Temperaturdifferenz im Schwelgenerator unten und oben war es unvermeidlich, daß im oberen kälteren Teil des Schiefers eine Kondensation der Öldämpfe in solchem Ausmaße stattfand, daß die Charge zum großen Teile zusammenbackte und zusammenschmolz, was eine Ausschwelung ganz unmöglich machte. Die Schweldauer geht indessen bei der

geringeren Schütthöhe soweit herunter, sofern nicht die Leistung stark vermindert werden soll, daß sie für eine volle Ausschmelzung der größeren Stücke auch nicht mehr ausreicht und anscheinend auch bei dieser Arbeitsweise Verluste an unausgeschwultem Schiefer entstehen.

Praktisch genommen, wird in Kochtel daher bei voller Leistung weder die volle Rohölausbeute noch der größte Teil des Primärbenzines (Ölbenzines) und Gasbenzines gewonnen, welche bei indirekter Beheizung etwa 4—5% auf den feuchten Schiefer betragen und den wertvollsten Teil des Rohöls bilden.

Das gewonnene Rohöl kommt also dem getoppten Öle der indirekten Beheizung recht nahe. Dieses Öl soll jetzt auf einer von der Firma Heckmann errichteten Druckcrackanlage zu Benzin gecrackt werden, wobei man mit einer Ausbeute von ca. 25% Rohbenzin auf das Rohöl rechnet. Die Rohbenzinausbeute, auf den feuchten Schiefer gerechnet, würde also bei 18% Rohölausbeute aus dem Schiefer nur 4,5% betragen, d. h. ebensoviel wie bei indirekter Beheizung allein als Primärbenzin und Gasbenzin gewonnen wird, wobei das gesamte getoppte Öl noch übrigbleibt und bei nachfolgender Crackung noch ebensoviel Crackbenzin liefern kann.

In jedem Falle haben sich der Estländische Staat und die Firma Julius Pintsch verdient gemacht durch den Bau der ersten Schwelanlage in industriellem Maßstabe, welche in jeder Hinsicht technisch vollkommen und solide ausgeführt ist und dadurch auch den Anstoß zu weiteren Unternehmungen gegeben hat. Daß die Spülmethode in Generatoren sich für den estländischen Schiefer nicht gut eignet, weil derselbe backt und keine volle Schwelausbeute erhalten werden kann, dürfte weniger der Firma Pintsch zur Last geschrieben werden als der Grubenverwaltung, da die Firma irregeführt worden ist durch den nicht backenden, teilweise verwitterten Schiefer, mit welchem sie in der Versuchsanlage hat operieren müssen.

Endlich wären unter den Spülverfahren Versuche zu erwähnen, welche von der Consolidated Goldfields Ltd., London, in Santa Maria in Kalifornien angestellt wurden in einem Schachtofen bezw. umgekehrten Generator mit unterbrochenem chargenweisen Betriebe, in welchem der Schiefer bezw. der Schieferkoks von oben nach unten brannte und die Verbrennungsgase die

e) Spülung im Schachtofen von oben nach unten durch Verbrennungsgase des Kokes.

Schmelzarbeit verrichten sollten. Wie vorausszusehen war, ergaben diese Versuche ein sehr wenig befriedigendes Resultat.

Zusammenfassend muß festgestellt werden, daß die Verfahren mit direkter Innenbeheizung durch einmaliges Durchstreichen durch den Schiefer eines wärmetragenden permanenten Spülgases, das sogenannte Spülverfahren, sich für den estländischen Schiefer wenig eignen.

Abgesehen davon, daß die Kondensation und die Auswaschung des Gasbenzines bei der großen Spülgasmenge kostspielig werden und eine vollständige Gasbenzingewinnung überhaupt nicht wirtschaftlich möglich ist und große Benzinverluste unvermeidlich sind, welcher Nachteil des Spülverfahrens für jeden Schiefer seine Geltung hat, kommt beim estländischen Schiefer noch der Umstand hinzu, daß der Schiefer leicht backt und schmilzt, und daß dieses Schmelzen hervorgerufen resp. erleichtert wird durch Benetzung des Schiefers während der Erwärmung durch flüssiges Öl.

Beim Spülverfahren müssen die Temperaturdifferenzen des ein- und austretenden wärmetragenden Spülgases, dank dem nur einmaligen Durchstreichen des Gases, relativ hohe sein und wenigstens 300—400° erreichen, um die Spülgasmenge nicht noch viel mehr vergrößern und die Wirtschaftlichkeit nicht noch viel mehr verringern zu müssen, denn nur die Wärme innerhalb dieser Temperaturdifferenz kommt dem Prozeß zugute, — die übrige geht verloren. Dank diesem starken Temperaturfall des Spülgases und daher auch des Schiefers in der Beschickung ist es unvermeidlich, daß trotz des durch Beimischung des Spülgases herabgesetzten partialen Druckes der bei der höheren Temperatur austretenden Öldämpfe, diese Öldämpfe in den kälteren Schichten sich am kälteren Schiefer niederschlagen, denselben benetzen und zum Schmelzen bringen. Wenn nun, wie beispielsweise in Schwelgeneratoren, auch die Schieferschütthöhe eine relativ hohe sein muß, um bei gegebener Schwelzeit eine gegebene Leistung zu erreichen, so wird hierdurch noch das Kondensieren der Öldämpfe erleichtert und der Schmelzprozeß gefördert. Es bilden sich kompakte zusammengebackene Schiefermassen, welche für das Spülgas undurchlässig sind und unausgeschwelt den Schwelraum verlassen.

Viertes Kapitel.

B. Verfahren mit indirekter Außenbeheizung.

Als nächste Versuchsanlage folgte der Bau von zwei von a) „Fusion“-
außen beheizten Drehrohröfen („Fusion“-Retorten) mit einer Drehrohr-
Leistung von je 15 Tonnen Schiefer in 24 Stunden durch die ofen mit
englische Firma Esthonian Oil Development Ltd. in Wanamois. Außen-
beheizung

Die Retorten, welche im Grunde genommen dasselbe Prinzip verfolgten wie die Thyssenretorte, waren jedoch im Unterschied zu dieser leicht geneigt und im Inneren mit Stampfern versehen, welche mit der Retorte bei ihrer Drehung mitrollten und den sich an den Wänden ansetzenden Koks losstampfen sollten. Die Beheizung geschah durch Schiefer auf Treppenrostfeuerungen.

Der Betrieb hatte mit unendlichen Schwierigkeiten zu kämpfen wegen des Backens des Schiefers, welche zu häufigen Stillständen führten. Es mußte 20% und mehr Sand oder Koks dem Schiefer zugesetzt werden, damit der Betrieb ohne größere Störungen betrieben werden konnte. Eine der Ursachen des starken Backens in dieser Retorte mag eine nicht richtige Beheizung gewesen sein, welche ein zu langsames Anwärmen des Schiefers zur Folge hatte und das Backen begünstigte.

Die ölausbeuten waren jedoch gute und kamen der Fischer-
ausbeute (Laboratoriumsprobe in der Fischerretorte) gleich. Die
Qualität des Öles war gut und die Benzinausbeute ebenfalls.

Der Betrieb dieser Versuchsanlage wurde wieder eingestellt.

Die Dessauer Continentale Gasgesellschaft beschäftigte sich b) Thyssen-
eine Zeit lang mit dem Problem der Schwelung des estländischen retorte mit
Schiefers. Versuche in der Thyssenretorte in Deutschland sollen Außen-
befriedigende Resultate ergeben haben. Ob dieses Resultat erzielt beheizung.
wurde dank der Qualität des für die Versuche verwandten, nicht
backenden Schiefers oder der richtigen intensiven Beheizung und
beschleunigten Erwärmung des Schiefers im Gleichstrom der
Heizgase und des Schiefers, ist jetzt schwer festzustellen.

Das Projekt dieser Anlage kam nicht zur Ausführung. Späterhin sollte eine Meguin-Retorte auf der Konzession errichtet werden, aber Differenzen mit der Regierung über einige Konzessionsfragen führten zu einer endgültigen Aufgabe der Pläne der Continentalen Gasgesellschaft.

Die Estnische Steinöl A.-G. ließ eine Serie von Versuchen mit Schwelung von estländischem Schiefer in der vertikalen Versuchsretorte der „Bamag-Méguin“ in Deutschland ausführen.

Diese Retorte besteht bekanntlich aus einem vertikalen sich rasch drehenden Zylinder, an dessen Innenwand der feine gemahlene Schiefer durch die Zentrifugalkraft in einer etwa 4 cm starken Schicht angedrückt wird und durch einen anderen konzentrischen Zylinder von geringerem Durchmesser mit Schraubenwindungen an der äußeren Haut, welcher etwas langsamer rotiert, heruntergeschraubt wird. Die Beheizung geschieht von außen, von oben nach unten, im Gleichstrom, und die Schwelprodukte werden nach innen abgezogen, wobei dieselben dank der Zentrifugalkraft frei von Staub sein sollen.

Die Versuchsretorte hatte nur geringe Abmessungen, eine Heizfläche von ca. 5 m² und eine tägliche Leistung von ca. 5 Tonnen Staubkohle.

Die Beheizung war sehr intensiv, und zwar hatte die Retortenwand eine Temperatur von 615—650°.

Es wurde ein Schiefer aus den Gruben der Estnischen Steinöl-A.-G. zu den Versuchen verwendet, welcher nicht weit vom Ausstreichen im Tagebau gewonnen war und jedenfalls schon als teilweise verwittert anzusehen ist, da die Fischer-Schwelausbeuten auf den trockenen Schiefer mit einem Gehalt an organischer Substanz zwischen 46,58% und 49,32% nur 24% bis 25,4% betragen, also eine ölausbeute von ca. 51% aus der org. Substanz aufwiesen.

Der Schiefer backte nicht oder nur unbedeutend an den Retortenwänden fest, was teilweise wohl der intensiven Beheizung, teilweise auch den nicht backenden Eigenschaften des verwitterten Schiefers zuzuschreiben ist. Jedenfalls ist der Beweis durch diese Versuche noch nicht erbracht, daß leichtschmelzender, reicher, unverwitterter Schiefer nicht eine Kokskruste an den Wänden ansetzen wird.

Die Leistung betrug bei stärkerer Erhitzung, einer Wandtemperatur von 645° und trockenem Schiefer (2,3% H₂O) auf wasserfreien Schiefer gerechnet, bis 38 kg pro 1 m² und Stunde, um bei 10,6% Wassergehalt des Schiefers und einer Temperatur der Retortenwände von 615° auf ca. 21 kg pro 1 m² und Stunde herunterzugehen.

In ersterem Falle betrug die Schwelzeit, eine 4 cm starke Schicht des Schiefers, also einen Inhalt der Retorte von ca. 140 kg gerechnet, etwa 45 Minuten, doch war der Schiefer nicht vollständig ausgeschwelt, in letzterem etwa 80 Minuten, und war der Schiefer praktisch ausgeschwelt.

Die Resultate von sieben Versuchen, in eine Tafel kurz zusammengefaßt, sind folgende:

Tafel I (siehe Seite 20).

In erster Linie fällt in die Augen die niedrige Gesamtölausbeute, welche nur 69—74% der Fischerausbeute beträgt und nur in einem Falle bis 84,5% steigt.

Die Schwelung war folglich eine sehr wenig schonende und ging teilweise an den Wänden mit starker Überhitzung vor sich, was u. a. auch daraus hervorgeht, daß der kohlen saure Kalk der Koksasche augenscheinlich zum großen Teil seine Kohlensäure in das Gas abgegeben hat, wie aus dem Vergleich der Koks ausbeute bei den Versuchen mit der Koks ausbeute der Fischer Schwelungen zu ersehen ist. Eine weniger schonende Schwelung wäre an und für sich kein Nachteil, wenn der Minderausbeute an Rohöl eine entsprechende Mehrausbeute an Benzin gegenüberstehen würde. Dieses ist jedoch nicht der Fall. Die Benzinausbeute auf trockenen Schiefer beträgt durchschnittlich 5,02% und ist als normale Benzinausbeute bei normaler Schwelung ohne weitgehende Crackung anzusprechen. Hierbei fehlen aber bis zu der Fischerausbeute 6,48% an Öl.

Um den Erfolg dieser Schwelversuche klarzustellen, sollen die erreichten Ausbeuten mit den Fischerausbeuten zusammengestellt werden unter Berücksichtigung des Spaltungsgrades und des nicht aufgefangenen Gasbenzines, wobei natürlich nur erfahrungsgemäße Zahlen für den Spaltungsgrad und Benzingehalt der Fischerschwelung zu Grunde gelegt werden.

	Schwelresultate in der Méguin- Versuchsretorte	Fischer- Schwelung
Gesamtölausbeute auf trockenen		
Schiefer	18,40%	24,88%
Nicht aufgefangenes Gasbenzin	—	1,00%
	18,40%	25,88%

TAFEL I.

Versuche	A	B	C	D	E	F	G	Durchschnitt
Organische Substanz d. Schiefers in % . . .	46,93	46,93	47,74	48,02	48,22	46,58	49,32	47,68
Fischerausbeute an Rohöl %	24,80	24,75	24,70	25,50	25,00	24,00	25,40	24,88
Fischerausbeute auf die org. Substanz % . .	52,80	52,80	51,80	53,00	51,80	51,50	51,50	52,17
Feuchtigkeitsgehalt des Schiefers %	2,3	3,3	4,4	3,9	10,6	10,6	10,6	—
Trommeltemperatur . .	645°	645°	645°	645°	645°	615°	615°	—
Durchsatz pro 24 Std.: an feuchtem Schiefer kg	4672	4379	4347	4110	3521	2868	2880	—
an trockenem Schiefer kg	4565	4234	4155	3777	2950	2564	2327	—
pro 1 m ² u. Stunde kg	38	35,3	35	31,5	23,7	21,4	21	30
Ölausbeute auf trockenen Schiefer:								
Gasbenzin %	1,5	1,50	1,64	1,19	1,48	1,46	1,47	1,46
Ölbenzin %	3,6	4,30	3,30	3,55	3,75	3,30	3,15	3,56
Getopptes Öl %	13,0	12,45	12,10	13,60	13,00	12,60	16,85	13,38
Gesamtöl %	18,1	18,25	17,04	18,34	18,23	17,36	21,47	18,40
Gesamtbenzin %	5,1	5,80	4,94	4,74	5,23	4,76	4,62	5,02
Gesamtölausbeute in % der Fischerausbeute .	73,0	74,0	69,0	72,0	73,0	72,5	84,5	73,9
Differenz d. Fischerausbeute und faktischen Ölausbeute % a. d. Schiefer	6,7	6,5	6,76	7,16	6,77	6,64	3,93	6,48
Öl im Kokse %	1,3	1,3	0,5	0,5	Spur	Spur	0,6	—
Schwelgas cbm Tonne = Liter pro kg .	84,2	92,0	82,0	80,5	119	150	144	107
Oberer Heizwert des Gases WE.	6805	7044	6500	6511	6256	6975	7745	6833
WE. pro 1 kg Schiefer im Gase	573	648	533	524	744	1046	1115	740
Koksausbeute %	60,0	60,0	59,5	59,5	59,5	56,0	54,5	58,4
Koksausbeute der Fischerschwelung % .	65,2	65,2	65,2	65,0	65,0	66,0	65,4	65,3
Heizwert d. Kokses WE.	1448	1448	1888	1888	1444	1444	1444	1572
Staubgehalt des Öles %	0,67	0,11	0,23	0,34	0,27	0,33	0,009	0,28

	Schwelresultate in der Méguin- Versuchsretorte	Fischer- Schwelung
Darunter Gesamtbenzin	5,02%	—
Ölbenzin 10% × 24,88 + Gasbenzin 1,0	—	3,49%
Die Mehrausbeute an Benzin	1,53%	—
Der Mehrausbeute an Benzin entspricht eine Mehrausbeute an ungespal- tenem Öle von (2,5 × 1,53—1,53) =	2,30%	—
Die berechnete Ölausbeute bei gleichem Spaltungsgrade	20,70%	25,88%

Bei der Schwelung in der Méguin-Retorte sind folglich 25,88—20,70=5,18% Öl nicht erhalten worden und verloren gegangen.

Gleichzeitig sind bei der Schwelung pro 1 kg Schiefer 740 WE. im Gase erhalten worden, anstatt ca. 240 WE., welche durchschnittlich bei einer schonenden Schwelung erhalten werden.

Die Mehrausbeute von 500 WE. im Gase entspricht ungefähr den verloren gegangenen 5,18% Öl. Folglich ist dieses Öl nicht zu Benzin, sondern zu Gas gespalten worden, und hat die Retorte bei der starken Überhitzung teilweise als Vergaser gearbeitet.

Ein anderes Ergebnis kann bei den gegebenen Schwelverhältnissen auch nicht erwartet werden. Trotzdem die Schieferschicht nur 4 cm beträgt, geht die Schwelung von der Trommelwand bis zu der inneren Oberfläche des Schiefers bei ungleichmäßigen Temperaturen vor sich, welche von 650° auf 450° fallen. An der Trommelwand muß folglich ein Teil der sich bildenden Öldämpfe vergast werden. Etwas weiter zur Achse der Trommel hin, in der Mitte der Schieferschicht findet ein normaler Schwel- und Spaltungsprozeß der Öle bei ca. 500° statt. An der inneren Oberfläche entweichen die Öldämpfe ohne jede Überhitzung, und ohne den nützlichen Spaltungsprozessen ausgesetzt zu sein, als Urteer.

Die Ungleichmäßigkeit der Schweltemperaturen, welche Differenzen von ca. 200° erreicht, ist daher die Ursache des minderwertigen Schwelergebnisses.

Es ist durchaus möglich, daß durch Herabsetzung der Trommeltemperatur auf ca. 500—525°, und hiermit der Temperaturspannungen bei der Schwelung, der Vergasungsprozeß vermieden werden kann und größere Ölausbeuten aus dem schonend

geschweltsen Schiefer mit geringeren Benzinausbeuten erreicht werden können.

Die Leistung jedoch, welche jetzt durchschnittlich 30 kg pro 1 m² und Stunde betragen hat, wird hierdurch sicher auf etwa die Hälfte heruntersetzt werden und nicht mehr als ca. 15 kg betragen.

Doch nehmen wir an, daß bei vorgetrocknetem Schiefer ohne allzu große Vergasung auch 20 kg durchgesetzt werden können, wie in dem Thyssen-Drehrohrofen. Eine Großbetriebsretorte von 10 m Höhe bei 2,5 m Durchmesser würde bei einer Heizfläche von ca. 75 m² folglich anstatt der berechneten ca. 72 Tonnen nur ca. 36 Tonnen trockenen Schiefer durchsetzen können.

Doch stellen sich die Anlagekosten und folglich das Anlagekapital auch bei der in Rechnung gesetzten Leistung von 72 Tonnen pro Retorte recht hoch.

Eine Anlage für 1200 Tonnen Schieferdurchsatz am Tage bzw. ca. 360.000 Tonnen im Jahre sollte laut Kostenanschlag auf ca. RM. 13.500.000.— zu stehen kommen, was bei 10% Amortisation und 78.000 Tonnen Rohölproduktion im Jahre die Tonne Rohöl mit über RM. 17.— Amortisationskosten belastet. Zu den direkten Betriebskosten des Rohöles nebst Generalunkosten von etwa RM. 23.— pro Tonne kämen also für Amortisation der Schwelanlage noch RM. 17.— pro Tonne, und für Amortisation der Grubenanlage noch ca. RM. 3.— pro Tonne hinzu, so daß die Gesamtselbstkosten auf ca. RM. 43.— pro Tonne sich stellen würden. Bei einem wahrscheinlichen Durchsatz jedoch von nur 36 Tonnen pro Retorte werden die Selbstkosten des Rohöles und die Anlagekosten pro Tonne Schieferdurchsatz noch weiter erheblich steigen. So hohe Selbstkosten bei hohem Anlagekapital mußten die Rentabilität der Anlage in Frage stellen.

Die hohen Anlagekosten mögen auch der Grund gewesen sein, daß das Projekt einer Méguin-Schwelanlage durch die Estnische Steinöl-A.-G. nicht zur Ausführung gekommen ist, umsomehr als unterdessen bessere und billigere Verfahren ausexperimentiert worden sind.

Die Méguin-Retorte scheint immerhin ein Apparat zu sein, mit welchem auch backender Ölschiefer geschwelt werden kann, wengleich auch der Staubgehalt bei den Versuchen nicht den Erwartungen entsprach und durchschnittlich 0,28% betrug.

Zu den Schwelmethoden mit indirekter Außenbeheizung d) Die Davidson-Retorte, welche in einer Anlage der Consolidated Goldfields Ltd., London, auf ihrer Konzession an der Station Kochtel zeitlich als letzte Anlage zur Ausführung kommt.

d) Die Davidson-Retorte.

Es werden vier kleinere Retorten à 25 Tonnen Schieferdurchsatz in 24 Stunden und zwei größere Retorten mit 75 Tonnen Durchsatz gebaut. Die Retorte ist eine etwas umgeänderte „Fusion“-Retorte oder Thyssen-Drehrohrofen. Der ganze Unterschied soll in der Anordnung von Kratzern bestehen, welche den Koks von den Wänden abkratzen sollen.

Wie weit es diesem Konsortium gelingt, die Nachteile der „Fusion“-Retorte zu umgehen, wird die nahe Zukunft zeigen. Die Versuche in England, auf welchen die Anlage baut, sind mit Schiefer vollführt worden, der ca. zwei Jahre gelagert haben soll, wobei die Tendenz zum Backen und Schmelzen sich jedenfalls stark vermindert hat. Es ist jedoch nicht ausgeschlossen, daß durch Anwendung eines gut gemahlten und durchgemischten Durchschnittsschiefers bei richtiger intensiver Beheizung normalerweise ein anstandsloser Betrieb erreicht werden kann. Allerdings liegt immer die Gefahr nahe, daß durch Unachtsamkeit eingetretene Temperaturveränderungen zu plötzlichen Betriebsstörungen durch Zusammenschmelzen des Ofeninhaltes führen können, welche Betriebsstörungen nur durch Einstellung des Betriebes und Ausräumen der Retorte behoben werden können.

Andere Nachteile dieser Art von Retorten sind und bleiben die geringe Leistung pro Einheit, die großen Anlagekosten pro Tonne Schieferdurchsatz und der Staubgehalt des Öles ¹⁾.

¹⁾ Mittlerweile ist die Versuchsanlage der Consolidated Goldfields Ltd. schon längere Zeit in Betrieb gewesen. Der Betrieb der größeren Retorten ist eingestellt worden. Der Grund soll darin liegen, daß eine volle Auschwelung der kompakten, sich umwälzenden Schiefermassen nicht erreicht werden konnte. Die kleinen Retorten sind fortgehend im Betriebe, doch soll die durchschnittliche Rohölausbeute unter 18% betragen. Eine volle Ausbeute wird folglich auch hier nicht erreicht. Es ist anzunehmen, daß auch hier eine gewisse Überkrackung stattfindet, bei welcher mehr Gas als nötig anfällt, wie bei der Meguinretorte. Der große Staubgehalt bereitet ebenfalls Schwierigkeiten, und sollen große Staubkammern erforderlich sein.

Fünftes Kapitel.

C. Verfahren der zwangsläufigen Kreislaufspülung des Schmelzgutes durch die durch Außenbeheizung in Heizkörpern erwärmten Schmelzdämpfe.

Diese Kreislaufspülung ist auch ein Spülverfahren mit dem Unterschiede, daß als Spülgas die eigenen, indirekt erwärmten Schmelzdämpfe benutzt werden und nicht ein Mal, sondern im Kreislaufe viele Mal das Schmelzgut spülen.

Das Verfahren ist daher eine Kombination der Innen- und Außenbeheizung, vereinigt die Vorteile beider Verfahren, ohne sich ihre Nachteile zu eigen zu machen, und ist in mehrfacher Hinsicht beiden Verfahren überlegen.

Die Vorteile der Innenbeheizung, eine intensive Wärmeübertragung an das stückige gasdurchlässige Schmelzgut durch erwärmtes Gas, wobei die großen Heizflächen des stückigen Schmelzgutes und die großen Gasmengen die Wärmeübertragung zu einer sehr raschen und intensiven gestalten und die Vorbedingung für konzentrierte große Leistungen sind, sind hier in vollem Maße vorhanden.

Zu diesen Vorteilen kommt jedoch noch hinzu, daß die Gasmengen, welche vielfach den Kreislauf vollführen, weit größere sein können als beim Spülverfahren, und daher mit ganz geringen Temperaturdifferenzen operiert werden kann, was bei einmaligem Durchgang des Spülgases durch das Schmelzgut nicht möglich ist, da sonst sehr viel unnötige Wärme mit dem Spülgase in die Kondensation verloren gehen müßte und die Wirtschaftlichkeit eine sehr geringe werden würde.

Bei den sehr großen Mengen Kreislaufgas und ganz geringen Temperaturdifferenzen beim jedesmaligen Durchgange, welche in der Periode der Ölentwicklung kaum 10—20° überschreiten (anstatt 300—400° beim Spülverfahren), bei relativ geringer Schütthöhe des Schmelzgutes kann eine nahezu gleichmäßige Erwärmung und gleichmäßige Temperatur des Schmelzgutes in den oberen und unteren Schichten erreicht werden.

Daher können die Nachteile des Spülverfahrens vermieden werden, welche durch die hohen Temperaturdifferenzen des Spül-

gases in den verschiedenen Lagen des Schwelgutes hervorgehoben werden und darin bestehen, daß die Öldämpfe, welche in den wärmeren Lagen des Schwelgutes austreten, in den kälteren wieder kondensieren und zum Backen und Schmelzen des Schiefers führen.

Bei dem vorliegenden Verfahren ist die Gefahr der Kondensation der Öldämpfe im Schiefer selbst und die Gefahr des Schmelzens so gut wie vermieden, umsomehr wenn für diese Verfahren ein Wanderrost-Tunnelofen zur Anwendung kommt.

Im Wanderrost-Tunnelofen ruht das gasdurchlässige Schwelgut in geringer Schütthöhe auf wagerechten durchbrochenen Böden oder Rosten und wandert in horizontaler Richtung durch den Tunnelofen, während der Kreislauf der Schweldämpfe durch das Schwelgut und die Heizkörper sich in senkrechter Richtung vollzieht. Die Schweldämpfe wälzen sich gleichzeitig im Gleichstrom mit dem Schwelgute in horizontaler Richtung im Ofen weiter, und ist ihre Temperatur daher in stetigem Steigen begriffen, was eine Kondensationsgefahr ausschließt.

Die Gefahr der Kondensation der Schweldämpfe in der Beschickung wird auch noch weiter dadurch herabgesetzt, daß bei dem intensiven Kreislaufe von im Heizkörper überhitzten Schweldämpfen der partielle Druck der aus dem Schwelgute austretenden Öldämpfe vermindert wird, da die Kreislaufdämpfe aus einem Gemisch von Öldämpfen von verschiedenen Siedepunkten mit permanentem Gase und Wasserdampf bestehen, so daß der Taupunkt auch der schwersten Öldämpfe bei den geringen Temperaturdifferenzen nicht erreicht werden kann. Daher ist es von Vorteil, nicht vorgetrockneten Schiefer zu schwelen, da die in die Schweldämpfe übergehende Feuchtigkeit des Schiefers den Taupunkt der Öldämpfe weiter herabsetzt.

Ein weiterer Vorteil der geringen Temperaturdifferenzen und der nahezu gleichmäßigen Erwärmung des Schiefers besteht darin, daß der Schwelprozeß so geführt werden kann, wie gewünscht und die Temperatur dem Spaltungsgrade der Öldämpfe, welcher erreicht werden soll, streng angepaßt werden kann.

Dank diesen Vorteilen erscheint das Verfahren der Spülung des Schwelgutes durch vielfachen Kreislauf der Schweldämpfe dem einmaligen Durchgange des Spülgases weit überlegen.

Dieses Verfahren besitzt aber auch die Vorteile der indirekten Außenbeheizung.

In die Kondensation gelangen nur die Schweldämpfe ohne Verdünnung durch permanentes, aus anderer Quelle stammendes Spülgas; die Kondensation erfordert daher geringe Kühlflächen, und das Gasbenzin kann aus den geringen Mengen des anfallenden permanenten Gases so gut wie restlos und wirtschaftlich gewonnen werden.

Eine Überlegenheit des Verfahrens dem Verfahren der indirekten Außenbeheizung von Retortenwänden gegenüber besteht jedoch noch darin, daß die Heizflächen der indirekten Beheizung hier für das zirkulierende Kreislaufgas und Dämpfe bestimmt sind, und daher im Gegensatz zu der begrenzten Heizfläche der Retortenwände, durch welche das Schwelgut direkt durch Leitung die Wärme übernimmt (Thyssen-Retorte, Meguin-Retorte), Heizkörper von beliebiger Form, darunter Röhren-erhitzer, in welchen auf einem geringen Raume große dünnwandige Heizflächen konzentriert sind, in Anwendung kommen können.

Diese großen und billigen Heizflächen der Heizkörper zusammen mit den großen Heizflächen des stückigen, vom Gase durchspülten Schwelgutes sind aber die Vorbedingungen für die anderweitig nicht erreichten und nicht erreichbaren Leistungen, welche das vorliegende Verfahren ermöglicht.

Es kommt bei Anwendung des Wanderrost-Tunnelofes für dieses Verfahren noch ein Vorteil hinzu, und zwar die völlige Staublosigkeit der Öldämpfe und des Öles.

Es war zwar zu erwarten, daß ruhendes und stückiges Schwelgut weit weniger Staub entwickeln würde, als beispielsweise im Drehrohrofen rollendes feines Material, oder auch stückiges Material, welches in einem Spülgasgenerator sich langsam vorwärts bewegt und Reibungen unterworfen ist.

Die intensive Zirkulation der Dämpfe durch das ruhende Material mit 3—5 m/sek. Geschwindigkeit ließ jedoch befürchten, daß immerhin in den Schweldämpfen Staub mitgerissen werden würde. Überraschenderweise ist dieses nicht der Fall, und das Öl ist vollkommen rein von Staub.

Die Erklärung dieser Erscheinung ist darin zu suchen, daß sich während des Trockenprozesses am Eintrittsende des Ofens wohl Staub bildet und mit den Schweldämpfen mitgerissen wird, daß diese Schweldämpfe aber beim weiteren Fortschreiten im Ofen vielfach den schwelenden erweichten Schiefer mit klebriger

Oberfläche durchstreichen, in diesen Schichten filtriert werden und ihren Staubgehalt völlig verlieren. Wenn man in Betracht zieht, daß die Schweldämpfe etwa 50—70 mal durch den Schiefer streichen, ehe sie den Ofen verlassen, wird die intensive Filtrierwirkung der Schieferschichten klar.

Das Prinzip der Wärmeübertragung an das Schwelgut durch die eigenen Schweldämpfe, welche durch Heizkörper indirekt erwärmt werden, ist nicht neu.

Es ist in Schweden in den Holzverkohlungsöfen, welche durch im Inneren der Öfen gelagerte Heizkörper erwärmt wurden, schon seit Jahren angewandt worden. Dr. Gustav Gröndal wandte es zum ersten Male an in seinem Kanalofen für Holzverkohlung mit ununterbrochenem Betriebe. Die Erwärmung des Schwelgutes (des Holzes) geschah durch die indirekt durch die Heizkörper erwärmten Schweldämpfe, welche anfangs allerdings nur durch die Temperaturunterschiede im Ofen in natürlichen Kreislauf versetzt wurden. Späterhin wandte man zwecks Intensivierung der Wärmeübertragung auch einen zwangsweisen Kreislauf der Schweldämpfe durch Ventilatoren an.

a. Verfahren des Estländischen Ölschieferkonsortiums.

Das Estländische Ölschieferkonsortium, welches auf Initiative des Verfassers in Schweden gegründet und dessen Leitung in Estland demselben übertragen wurde, hat nach vielen Versuchen in den verschiedensten Richtungen diesen Weg als erster beschritten.

Dr. Gustav Gröndal konstruierte zuerst einen Abschnitt eines Tunnelofens, welcher der Konstruktion seines Holzverkohlungs-ofens angelehnt war. An den Seiten des Ofens befanden sich aus Gasrohren zusammengesetzte Heizkörper, welche innen durch Feuergase erwärmt wurden. Zwischen den Heizkörpern wurde durch ein Tor ein Wagen eingeschoben, auf welchem das Schwelgut in einer Reihe übereinander gestapelter horizontalen, oben offenen Pfannen von ca. 180 m/m Höhe aus Eisenblech mit horizontalen Zwischenräumen, ruhte.

Im Boden des Ofens waren auf einer horizontalen durch den Ofen gehenden Achse propellerförmige Ventilatoren angeordnet,

welche die Schwelgase in einen Kreislauf um die Heizkörper und die Pfannen versetzten.

Die Pfannenwagen hatten ja den Vorteil, daß der gesamte Schiefer ohne Berücksichtigung der Korngröße verarbeitet werden konnte, jedoch erwies es sich, daß die Schweldauer über 24 Stunden dauerte, und hierbei eine Ölausbeute von ca. 21% aus einem Schiefer mit einer Fischerausbeute von 25% erzielt wurde; das Öl enthielt ca. 26% Benzinfraktionen unter 200°, und ist die Verminderung der Gesamtrohöl ausbeute auf die weitergehende Cracking im Ofen selbst, dank der großen Schweldauer, zurückzuführen.

Um die Schwelzeit zu verringern, wurde in den Ofen ein effektiver Zirkulationsventilator unter dem Gewölbe eingebaut und die Zirkulationsgase zwangsweise um die Heizkörper und durch die Wagen und die Zwischenräume zwischen den Pfannen geleitet.

Auch dieses ergab nur eine Herabsetzung der Schwelzeit auf 19 Stunden.

Diese lange Schweldauer ist jedoch verständlich, wenn man in Betracht zieht, daß die Charge ca. 2400 kg betrug, die Heizfläche der Heizkörper nur ca. 34 m² und die Heizfläche der Pfannen nur ca. 17 m², wogegen die Schieferschichten 180 mm stark waren. Den Schieferpfannen mußten ca. 300 WE. × 2400 kg = 720.000 WE. übertragen werden, und kommen folglich pro 1 m² Pfannenfläche und Stunde durchschnittlich ca. 2200 WE., welche Wärmeübertragung bei den sich bildenden geringen Temperaturdifferenzen nicht überschritten werden kann. Die Ursache der langen Schweldauer lag somit in der geringen Heizfläche der Pfannen, welche pro Tonne Schiefer nur 7 m² betrug.

Es lag auf der Hand, daß man zu einer kurzen Schweldauer und daher großen Ofenleistung nur kommen konnte, wenn diese Heizfläche vergrößert wurde.

Es wurde auf Vorschlag des Verfassers daher zurückgegriffen auf das Prinzip des Wanderrostofens, d. h. der Wärmeübertragung durch wärmeführendes Gas, welches direkt den in dünner Schicht auf einem Rost lagernden, gasdurchlässigen Nußschiefer durchstreicht. Hierbei vergrößert sich die Heizfläche des Schiefers, wenn man beispielsweise durchschnittlich eine Nußgröße von 40 mm Würfeln annimmt, auf ca. 120 m² pro Tonne; bei einer Durchschnittsgröße von 30 mm Würfeln würden

pro Tonne sogar 300 m² kommen, also ca. das 17- bis 43-fache der Pfannenheizfläche.

Dagegen wurden anstatt des Spülgases die bei der Schwelung anfallenden Schweldämpfe benutzt, welche zwangsweise in einen mehrfachen Kreislauf durch die Heizkörper und das Schwelgut versetzt wurden.

Auf diese Weise entstand eine Kombination des Gröndal-Ofens mit dem Wanderrostofen, welche den Namen Gröndal-Zeidler-Carlson-Wanderrostschwelofen erhielt und sich als ein in jeder Hinsicht leistungsfähiger Schwelapparat erwiesen hat, eine sehr kurze Schwelzeit beansprucht, daher die größten Leistungen in einer Einheit ermöglicht, alle Vorteile der Innen- und Außenbeheizung vereinigt, ja dieselben in mancher Hinsicht weit übertrifft und allen Nachteilen der beiden Verfahren gleichzeitig aus dem Wege geht.

Gröndal-
Zeidler-Wan-
derrost-
schwelofen.

Die Versuche wurden sofort in dieser Richtung fortgesetzt sowohl in demselben Ofen nach einigen Umänderungen, wie auch in einem kleineren Versuchsschwelapparat (Fig. 1), in welchem durch einen Ventilator die Schwelgase in intensiven Kreislauf um von innen geheizte Rohre und durch eine Schicht von Nußschiefer versetzt wurden.

Die Versuche ergaben in jeder Hinsicht befriedigende Resultate.

Es wurde festgestellt, daß je nach der Korngröße des Nußschiefers oder der Nodulen eine Schwelzeit von ca. 1—2½ Stunden vollkommen ausreicht.

Es wurde festgestellt, daß das Schwelgut voll ausgeschwelt wird und die Ölausbeute der Fischerausbeute gleichkommt, bezw. dieselbe noch übertrifft.

Es wurde festgestellt, daß die als Wärmeüberträger dienenden Schweldämpfe durch die mehrfache Erwärmung nicht leiden, sondern je nach der Temperatur und der Schweldauer ein beliebig großer Grad der Crackung und Gehalt an Benzin im Rohöl zwischen 15 und 25% erreicht werden kann.

Es wurde endlich festgestellt, daß der Schiefer aus den oben angeführten Gründen nicht sinterte und zusammenschmolz, sondern seine Gasdurchlässigkeit beibehielt. Auch der reichste Schiefer konnte mit einem gewissen Dampfzusatz und bei genügend intensiver rascher Erhitzung gut ausgeschwelt werden, ohne daß die Masse zusammenschmolz.

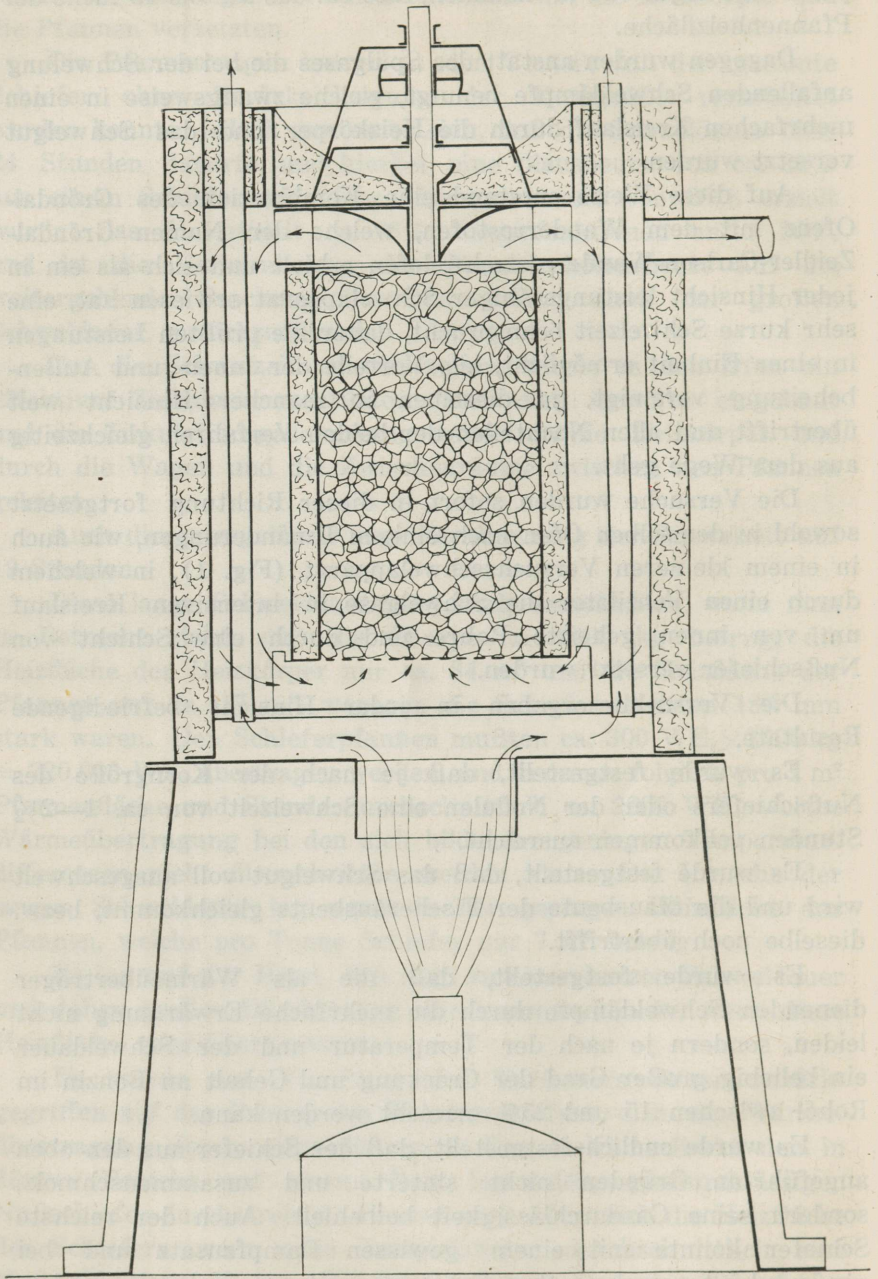


Fig. 1.

Der einzige Nachteil des neuen Verfahrens bestand darin, daß nur gasdurchlässiger Nuß- oder Stückschiefer verwendet werden kann, daß daher eine gute Sichtung Vorbedingung ist für eine gute und rasche Ausschmelzung und daß das abgeseibte feinkörnige Material entweder durch Aufbereitung in grobkörniges umgewandelt oder aber in anderen Schwelapparaturen verarbeitet werden muß.

Glücklicherweise zeigten viele Versuche, daß man ungestraft mit der Korngröße bis 10 m/m heruntergehen kann und, eine vorsichtige Zerkleinerung und gute Sichtung vorausgesetzt, nur ca. 10—20% feineres Material unter 10 m/m unter diesen Verhältnissen erhalten wird.

Außerdem gelang es durch ein sehr einfaches und billiges Verfahren, bei einem gewissen Wassergehalte das feinkörnige Gut in einer Trommel zu Kügelchen von ca. 20—40 mm Durchmesser zu nodulieren, welche auf einem Transportbande durch einen durch Abgase direkt erwärmten Trockenofen geführt, vollständig hart werden und in die Schwelwagen fallen, wo sie ein ideal gasdurchlässiges Schwelgut bilden, dessen Schwelzeit eine minimale ist und etwa 40—50 Minuten nicht übersteigt, und welche niemals, dank der innigen Mischung der verschiedenen Schiefersorten, backen oder schmelzen.

Gröndal-Nodulierungsverfahren.

Durch gleichzeitige Nodulierung des feinen Materiales wurde also ein Verfahren geschaffen, welches universal ist und den Gesamtschiefer verarbeiten kann.

Nach langjährigen Vorarbeiten, Untersuchungen und Versuchen schien das Schwelungsproblem des estländischen Schiefers soweit gelöst zu sein, daß man zu dem Bau einer Anlage schreiten konnte, welche eine Großbetriebsschweleinheit umfassen sollte mit allen Hilfsanlagen und Anlagen zur Weiterverarbeitung des Öles in marktfähige Ware. Eine eigene Grube wurde vorläufig nicht eröffnet, und war die Anlage angewiesen auf den Bezug von Schiefer aus anderen Gruben.

Die Schwelanlage des Estländischen Ölschieferkonsortiums.

Im Frühling 1927 wurde zum Bau der Anlage am Meeresstrande an der Bucht von Narva bei Sillamägi geschritten, und nach einem Jahre im Frühling 1928 konnte die Anlage in Betrieb gesetzt werden.

Wie aus dem Plane (Fig. 2) zu ersehen ist, umfaßt die Anlage folgende Einrichtungen und Gebäude:

1. Zufuhrbahn von der Station Waiwara.
2. Hochbahn für das Ausladen des Schiefers und Schieferlager.
3. Zerkleinerung.
4. Transportband in die Sichtung.
5. Sichtung und Schieferbunker.
6. Nodulisierungsanlage.
7. Trockenofen für Nodulen.
8. Schwelofen.
9. Umlaufgeleise für die Schwelwagen.
10. Schwelwagenkipper.
11. Aufzug und Bunker für Schwelkoks.
12. Kondensation.
13. Vorlagen für die verschiedenen Öle.
14. Entbenzinierungs- und Flaschanlage für das Leichtöl.
15. Raffinierungs- und Rektifizierungsanlagen nebst Vorlagen.
16. Kanal für Rohrleitungen und Abwässer.
17. Tankanlage.
18. Kesselhaus und Kraftzentrale.
19. Bitumenblaseanlage.
20. Büro und Laboratorium.
21. Reparaturwerkstatt.
22. Trommelwerkstatt für Bitumenemballage.
23. Lager.
24. Benzinabfüllanlage.

Ansichten der Anlage zeigen die Abbildungen Fig. 3 und Fig. 4.

Die Aufberei-
tung.

Die Schieferwagen gelangen auf die Hochbahn und werden hier ausgeladen. Der Schiefer fällt durch einen Trichter auf Transportbänder und eine Walzenmühle mit zwei Paar Walzen, welche denselben auf durchschnittlich 6 cm Korngröße zerkleinern.

Aus der Walzenmühle fällt der zerkleinerte Schiefer auf ein geneigtes Transportband, welches denselben in die Sichtung führt. Die Sichtung besteht aus einer Sichttrommel mit 12 mm Öffnungen im ersten Teil und 40 mm im zweiten Teil.

Der Schiefer wird folglich aufgeteilt in feines Material von unter 12 mm, das durch eine zweite Walzenmühle auf 5 mm zerkleinert wird und in den Bunker für feinen Schiefer fällt, in Nuß-

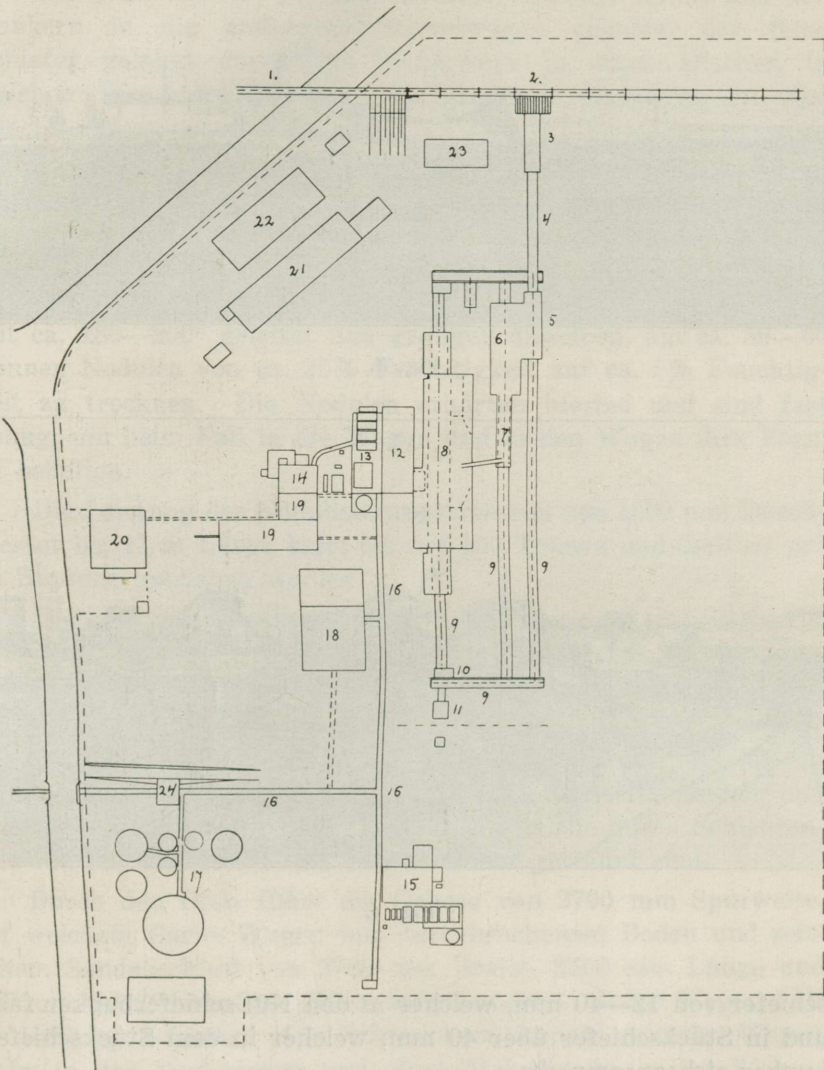


Fig. 2.

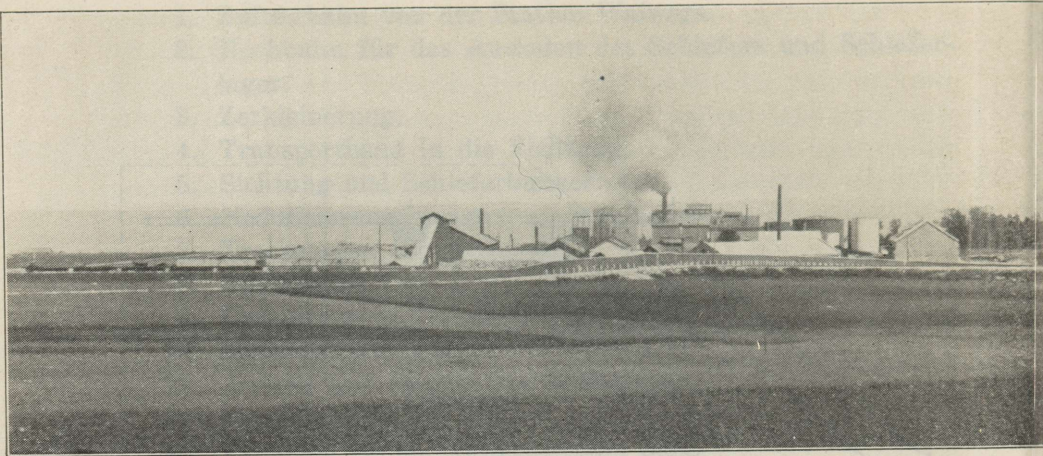


Fig. 3.

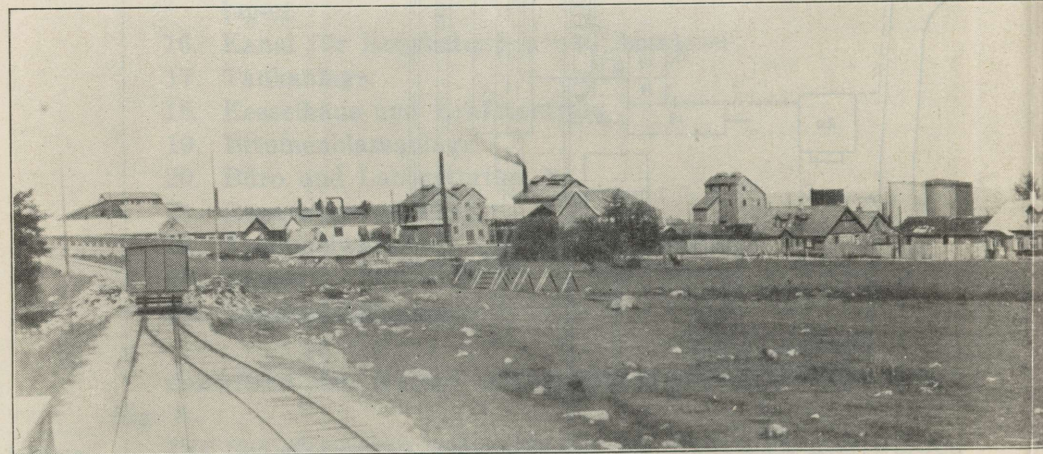


Fig. 4.

schiefer von 12—40 mm, welcher in den Nußschieferbunker fällt, und in Stückschiefer über 40 mm, welcher in dem Stückschieferbunker sich ansammelt.

Für eine gute Sichtung ist relativ trockener Schiefer erforderlich, und daher ist es zu empfehlen, den Schiefer unter Dach zu lagern und vor Regen zu schützen. Man kann jedoch auch den zerkleinerten Schiefer vor der Sichtung vortrocknen oder vor

der Sichtung demselben etwas gemahlene gebrannten Kalk zusetzen, um den nötigen Trockenheitsgrad für die Sichtung zu erreichen.

Der Nußschiefer und Stückschiefer werden direkt aus den Bunkern in die entleerten Schwelwagen geladen, der feine Schiefer gelangt durch ein Becherwerk in einen Mischer, in welchen Wasser zugesetzt wird, und aus demselben in eine geneigte Nodulisierungstrommel.

Die Nodulisierungstrommel wälzt den erdfeuchten feinen Schiefer um, und bilden sich rasch und leicht feuchte Nodulen, welche auf ein Trockenband von 2,5 m Breite fallen und auf demselben einen Trockenofen von 25 m Länge in ca. 30 Minuten durchlaufen. In den Trockenofen werden die Abgase des Ofens mit ca. 180—200° geleitet und genügen dieselben, um ca. 50—60 Tonnen Nodulen von ca. 25% Feuchtigkeit auf ca. 5% Feuchtigkeit zu trocknen. Die Nodulen erhärten hierbei und sind fest genug, um beim Fall in die Wagen und in den Wagen ihre Form zu behalten.

Die Leistung der Nodulisierungstrommel von 1500 mm Durchmesser bei 11 m Länge kann bis auf 100 Tonnen und darüber pro 24 Stunden getrieben werden.

Die aus den Bunkern mit Nußschiefer und Stückschiefer und aus dem Trockenofen mit Nodulen geladenen Schwelwagen gelangen auf eine Schiebebühne und durch eine Wage in den Schwelofen.

Die
Schwelung.

Der Schwelofen ist auf der Fig. 5 dargestellt. Es ist ein Tunnelofen von ca. 50 m Länge mit einer Eintrittskammer und Austrittskammer von je ca. 11 m Länge, welche durch Schleusentore von der Außenluft und untereinander getrennt sind.

Durch den Ofen führt ein Geleise von 2700 mm Spurweite, auf welchem flache Wagen mit durchbrochenem Boden und seitlichem Sandabschluß von 2700 mm Breite, 2500 mm Länge und 300 mm Schütthöhe den Ofen durchwandern. Jeder Wagen hält ca. 1500 kg Schiefer. Im Schwelraum haben zwanzig Wagen Platz, in der Vorkammer und Austrittskammer je vier Wagen. Im Schwelofen beträgt die Schiefercharge bei voller Füllung der Wagen folglich bis 30 Tonnen Schiefer, und können bei 2½-stündiger Schwelzeit maximal bis 288 Tonnen in 24 Stunden durchgesetzt werden. Dieses geschieht so, daß jede halbe Stunde je

vier Wagen aus der Austrittskammer austreten, die Wagenreihe im Schmelofen um vier Wagen vorwärts geschoben wird und vier Wagen in die Austrittskammer eintreten, worauf aus der Eintrittskammer vier Wagen in den Schmelofen und vier neue Wagen in die Eintrittskammer geschoben werden.

Der Vorschub der Wagen geschieht durch elektrisch angetriebene Zahnräder, welche in Zahnstangen an den Boden der Wagen eingreifen.

Die Beheizung erfolgt durch zwei getrennte Stränge von Heizkörpern, welche unter den Wagen angeordnet sind. Die Heizkörper haben einen rechteckigen Querschnitt von 2500 mm Breite bei 2000 mm Höhe und sind aus starkem Blech genietet und untereinander durch Kompensatoren verbunden. In jedem Heizkörper sind vertikale Rohre von 95 mm innerem Durchmesser eingewalzt, durch welche die zirkulierenden Schweldämpfe ziehen. Die Heizgase ziehen durch die verbundenen Heizkörper und umspülen die Rohre von außen. Die Gesamtheizfläche der Heizkörper beträgt ca. 1600 m². Die den beiden Feuerungen nächstgelegenen Heizkörper sind aus feuerfestem rostfreien Stahle hergestellt.

Der Ofen hat einen Außenmantel aus zusammengeschweißten Blechen und ist vollständig gegen die Außenluft isoliert. Beim Eintritt und Austritt der Heizgase in und aus dem Ofen sind Krümmer als Heizkörper angeordnet, welche ebenfalls an den Außenmantel geschweißt sind und eine vollständige Isolierung der Heizgase von den Schwelgasen herbeiführen.

Die Beheizung erfolgt in der ersten Hälfte des Ofens im Gleichstrom der Heizgase und des Schiefers, in der zweiten Hälfte im Gegenstrom. In der Mitte des Ofens saugen zwei Exhaustoren die Heizgase aus den Heizkörpern und jagen dieselben zum größeren Teil als Rücklaufgas zurück in die Feuerungen, um hier die erwünschte Temperatur zu erhalten, während der Teil der Heizgase, welcher in den Feuerungen hinzukommt, durch einen Ljungström-Luftvorwärmer in den Trockenofen für Nodulen mit ca. 170—200° aus dem Kreislaufe austritt.

Die zwei Feuerungen bestehen aus langgestreckten horizontalen Kammern von kreisförmigem Querschnitt, welche längs dem Ofen angeordnet sind, und werden mit dem permanenten Schwelgase und vorgewärmter Luft und etwas Öl beheizt, da das Schwelgas nicht vollkommen für die Beheizung ausreicht. Aus

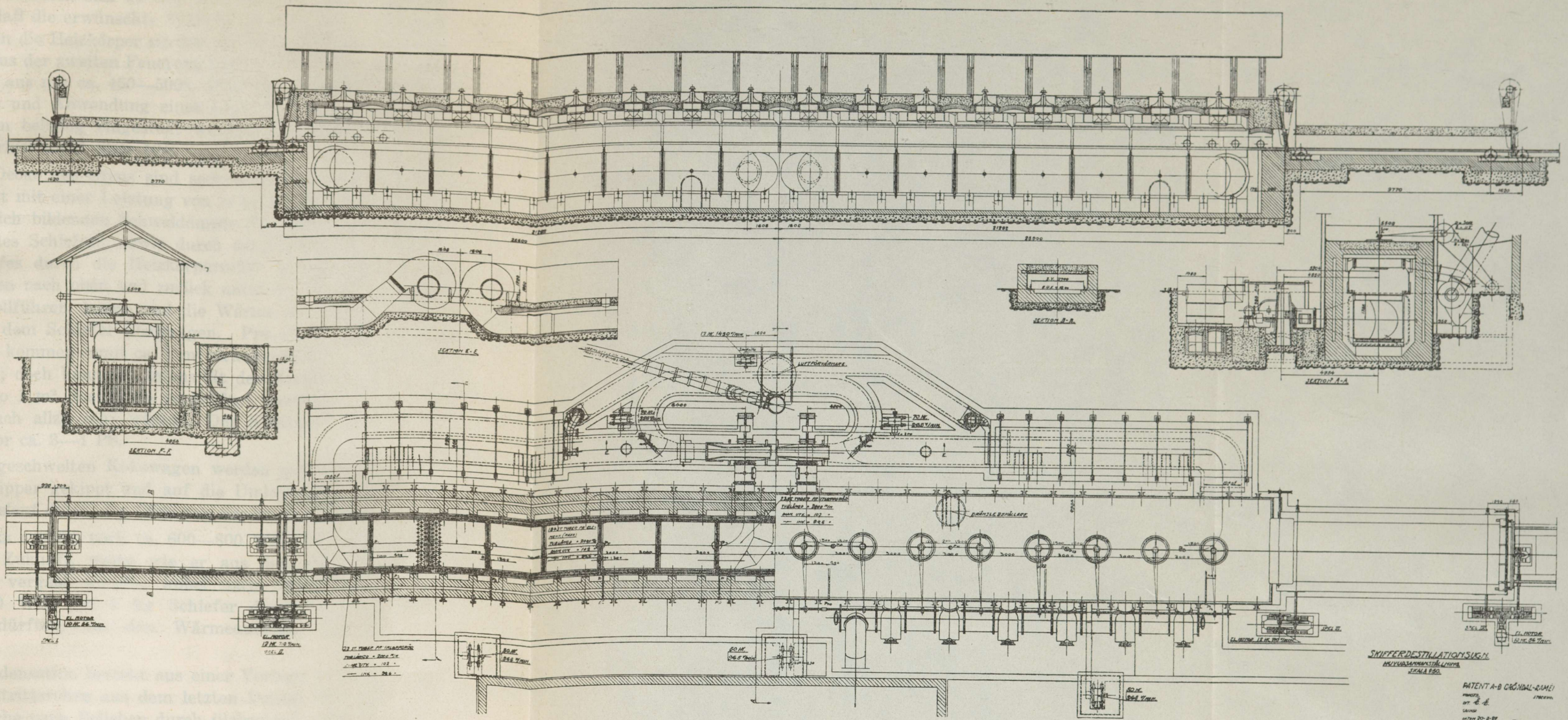


Fig. 5.

SHIFFERDESTILLATIONSMASCH.
MULTIPLUMMANTSTILLERUNG
PATENT A-B GRÖNDAL-BAHNE
BY G. S.
1782/1888
MAY 20-8-87
177/1888
B 5427

den Rücklaufkanälen treten die Rücklaufgase in die Feuerungen ein durch seitlich im Boden der Feuerungen offen gelassene Schlitze und mischen sich zu den frischen Heizgasen in solchem Verhältnis, daß die erwünschte Temperatur sich bildet. Die Heizgase treten in die Heizkörper ein aus der ersten Feuerung mit ca. 800—900°, aus der zweiten Feuerung mit ca. 600—700° und treten in der Mitte aus mit ca. 450—500°. Dank dem Prinzip der Rücklauffeuerung und Anwendung eines Luftvorwärmers können die Temperaturen beliebig eingestellt werden, und dennoch beträgt der Essenverlust nicht über 10%.

In die Decke des Ofens sind sechzehn Zirkulationsventilatoren eingebaut mit einer Leistung von je ca. 8,33 m³ pro Sekunde, welche die sich bildenden Schweldämpfe einschließlich des durch Trocknung des Schiefers, sowie durch die Schwelung gebildeten Wasserdampfes durch die Heizkörperrohre und die Schieferwagen von unten nach oben und zurück unter die Heizkörper einen Kreislauf vollführen lassen und die Wärme der Heizkörper auf diese Weise dem Schiefer übertragen. Pro einen Quadratmeter Wagenfläche kommen somit ca. 1 m³ zirkulierender Schweldämpfe pro Sekunde; doch kann die Intensität des Kreislaufes noch auf ca. 1,5 m³ pro 1 m² Rostfläche vergrößert werden, ohne daß der Kraftverbrauch allzu sehr wächst. Der Kraftverbrauch beträgt pro Ventilator ca. 3—4 PS.

Die ausgeschwelten Kokswagen werden gelöscht, auf einem fahrbaren Kipper gekippt und auf die Umlaufgeleise geschoben, um den Kreislauf durch den Ofen von neuem zu beginnen.

Der Koks enthält noch ca. 600—800 WE. pro 1 kg Schiefer und soll in Zukunft, warm wie er aus dem Ofen kommt, in Generatoren vergast werden, wobei nach Abzug der Verluste ca. 450—500 WE. pro 1 kg Schiefer disponibel werden und ausreichen dürften, um den Wärmehaufwand des Ofens zu decken.

Die Kondensation besteht aus einer Vorlage, in welche sechs seitliche Austrittsrohre aus dem letzten Drittel des Ofens münden und welche nach Belieben durch Ölabschluß geschlossen oder geöffnet werden können.

Die mit ca. 500° in die Vorlage am Ende des Ofens austretenden Schwelprodukte gelangen mit ca. 300° in den Rieselkühler, in welchem die Temperatur bis ca. 150° sinkt und welcher den

Konden-
sation.

Zweck hat, das Schweröl niederzuschlagen. Der Kühler hat Raschigringfüllung, durch welche die Schwelgase aufsteigen und berieselt werden durch auf ca. 100° in einem Ölkühler gekühltes Schweröl.

Die Dämpfe aus dem Rieselkühler gelangen in einen Theißenwäscher, in welchem der Schwerölnebel mechanisch durch Zentrifugalkraft ausgeschieden wird, und durch einen Tropfenfänger mit ca. 125° in die Wasserröhrenkühler.

Das im Theißenapparat und im Tropfenfänger niedergeschlagene Schweröl hält schon einige Spuren von Wasser und Benzin und muß erst als Rieselöl den Rieselkühler passieren, um wasserfrei und benzinfrei aus dem Rieselkühler als Schweröl mit ca. 200° auszutreten. Im Rieselkühler und Theißenwäscher werden ca. $\frac{2}{3}$ des Gesamtrohölles niedergeschlagen.

In zwei nachfolgenden Wasserröhrenkühlern wird das Leichtöl und das Schwelwasser nebst der Feuchtigkeit niedergeschlagen, und trennt sich das Leichtöl, welches ein spez. Gewicht von ca. 0,8—0,82 hat, leicht von dem Wasser. In diesem Leichtöle ist das gesamte Benzin konzentriert und enthält das Leichtöl normalerweise 60—80% Fraktionen unter 200°.

Die auf die Wassertemperatur heruntergekühlten Schwelgase streichen darauf durch einen Ströderwäscher und eine gewöhnliche Waschkolonne im Gegenstrom zu dem Waschöle, welches, in den Wäscher oben eingespritzt, aus dem Ströderwäscher angereichert austritt und das Gasbenzin mit sich führt.

Ein Gasgebläse treibt das permanente Gas zu den Ofenfeuerungen.

Das Schweröl ist als Heizöl fertige Marktware oder wird mit Luft zu Bitumenasphalt verblasen.

Entbenzinierung.

Das Benzin haltende Leichtöl zusammen mit dem angereicherten Waschöl gelangt in die Entbenzinierung als Mischöl mit einem Durchschnittsgehalt von etwa 20—25% Benzin. Das Mischöl wird durch einen Wärmeaustauscher in die Schlange eines Rohrofens gepumpt, normalerweise auf ca. 300° unter einem Druck von 3—5 Atmosphären erwärmt und expandiert in einer Expansionsblase, aus welcher einesteils der Entbenzinierungsrückstand austritt, andernteils die Dämpfe in eine Heckmannkolonne und einen horizontalen Röhrendephlegmator gelangen und

in Destillat I oder Rohbenzin mit einem Gehalte von 96—99% Fraktionen unter 200°, und ein Destillat II, welches in der Hauptsache Fraktionen zwischen 150°—300° enthält, aufgeteilt werden. Dieses Destillat II wird als Waschöl benutzt, indem es einen mehrfachen Kreislauf durch die Kondensation als Waschöl und durch die Entbenzinierung vollführt, bis es schließlich in Entbenzinierungsrückstand und Rohbenzin (Destillat I) aufgeteilt ist. Auch schon bei 300° findet im Rohrofen eine gewisse Crackung der Fraktionen über 200° in Fraktionen unter 200° und von Schwerbenzin in Leichtbenzin statt; durch Erhöhung der Temperatur des Öles in der Rohrschlange auf 350—400° wird diese Crackwirkung noch bedeutend erhöht, und kann die Entbenzinierung gleichzeitig als Flashanlage für das Mittelöl dienen. Eine Trennung der Entbenzinierung des Waschöles von der Entbenzinierung des Leichtöles ist jedoch zu empfehlen und auch schon ins Auge gefaßt, da der vereinigte Prozeß immerhin mit Wärmeverlusten verbunden ist.

Das Destillat I — Rohbenzin wird hierauf in die Raffinierung und Rektifizierung gepumpt, welche in Chargen von je ca. 25 m³ vorgenommen wird. Raffinierung.

Zu diesem Zweck sind drei Agitatoren aufgestellt, ein Agitator für Laugenbehandlung und Behandlung mit Plumbit, ein mit Blei ausgekleideter Agitator für Schwefelsäurebehandlung und ein Agitator für die Nachwaschung des schon rektifizierten Benzins mit etwas Lauge und Plumbit.

Für die Rektifizierung ist eine 25 m³ fassende Rektifizierungsblase mit indirekter und direkter Dampfheizung und reichlich groß bemessener Heckmannkolonne aufgestellt, welche je eine Charge in 15 bis 20 Stunden rektifizieren kann. Das raffinierte Benzin wird aufgeteilt in Leicht- oder Kraftbenzin von 50—160°, in Schwer- oder Traktorbenzin von 160—200° und in Rektifizierungsrückstand.

Das Kraftbenzin wird nach der Rektifizierung noch einmal mit Lauge und Plumbit nachgewaschen, da es sich erwiesen hat, daß die erneute Erwärmung bei der Rektifizierung des schon raffinierten Benzins mit negativem Dokortest auf über 140° den Dokortest wieder positiv gestaltet, d. h. ein Teil der im Benzin vorhandenen inaktiven Schwefelverbindungen geht durch Erwärmung wieder in aktive Schwefelverbindungen über.

Um für das Schweröl Absatz zu schaffen, wurde nach vielen Versuchen eine Anlage für Verblasung des Schweröles in Bitumenasphalt gebaut und auch eine Trommelwerkstatt für die Anfertigung von Blechtrommeln als Emballage eingerichtet.

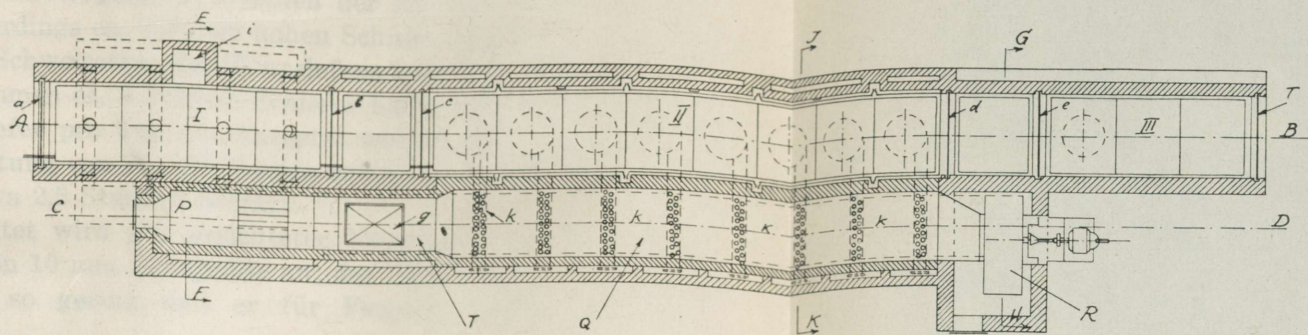
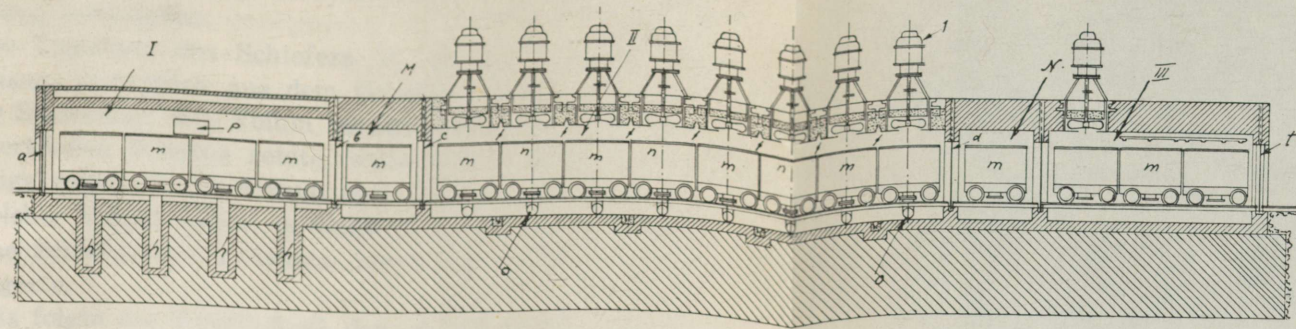
Zu diesem Zwecke wurden drei vertikale zylinderförmige Retorten von 2,5 m Durchmesser bei ca. 6 m Höhe aufgestellt, in welchen eine Ölcharge von ca. 12—15 Tonnen durch eine Dampfschlange auf ca. 100—150° angewärmt wird, worauf durch Vakuumluftpumpen in den unteren Teil der Retorten Luft eingesaugt wird. Schon von 100° an beginnt ein exothermer Oxydationsprozeß der öle, welcher bei 150° recht große Mengen an Wärme entwickelt, so daß bei dieser Periode eine Luftkühlung der Retortenwände einsetzen muß, um die Temperatur unter 200° zu halten und ein qualitativ besseres Material zu erhalten. Der Prozeß geht auf diese Weise recht rasch vor sich, und kann eine Charge je nach dem Schmelzpunkt, den man erreichen will, in ca. 10—15 Stunden zu Ende geblasen werden.

Die fertigen Chargen werden in eine Gießpfanne, welche auf einem Geleise über einer Gießgrube läuft, abgelassen und in die Trommeln vergossen. Über der Gießgrube läuft ein leichter Brückenkran für die Verladung der Trommeln.

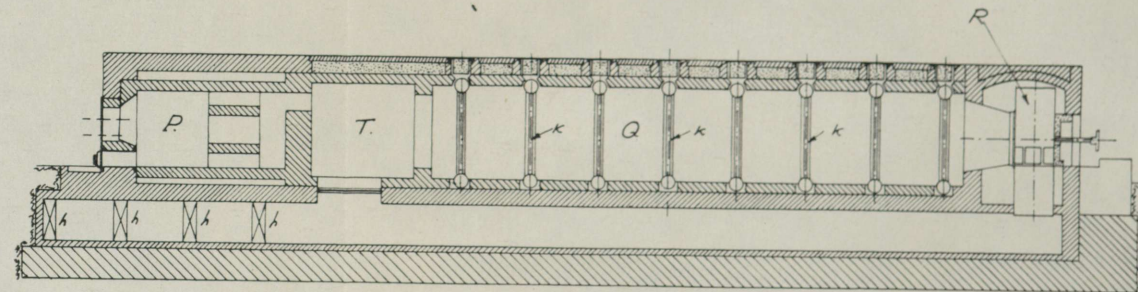
Aus dem Rohöle werden etwa 90% Bitumenasphalt und ca. 10% Bitumendestillat von ca. 0,91 spez. Gewicht erhalten. Dieser Asphalt ist durchaus brauchbar für alle Zwecke, wie Straßenbelag, Dachpappefabrikation etc.; nur bei höheren Schmelzpunkten von 50° und darüber kann die Penetration der aus Erdöl geblasenen Asphalte nicht voll erreicht werden, was auf einen größeren Gehalt an Carbenen im Schieferasphalt zurückzuführen ist, welche sich schon bei der Schwelung bilden und im Schweröle schon vorhanden sind.

b. Verfahren der Estnischen Steinöl-A.-G.

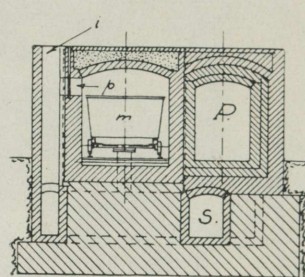
Denselben Weg wie das Estländische Ölschieferkonsortium hat die Estnische Steinöl-A.-G. betreten, um das Problem der Schieferschwelung zu lösen. Ursprünglich sollte das Spülverfahren zur Anwendung kommen in einem Tunnelofen, durch welchen eigenartig konstruierte Wagen wanderten, auf denen der



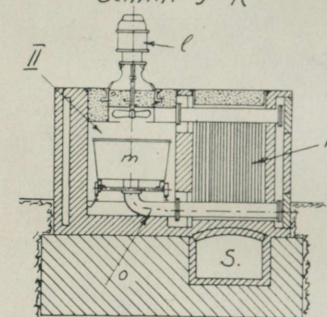
Schnitt C-D



Schnitt E-F



Schnitt J-K



Schnitt G-H

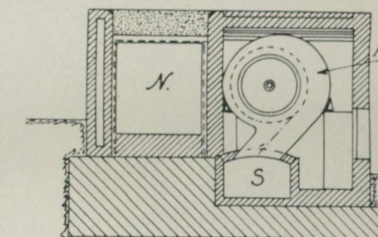


Fig. 6.

Schiefer in mehreren parallelen vertikalen Schichten innerhalb durchbrochener gasdurchlässiger Eisenwände lagerte.

Die günstigen Resultate des Estländischen Ölschieferkonsortiums mit Anwendung der Schwelgase als Spülgas und Wärmeüberträger in mehrfachem Kreislauf durch den Schiefer und Heizkörper bewogen jedoch auch die Steinöl-A.-G., Versuche in derselben Richtung anzustellen.

Auch die Lagerung des Schiefers in vertikalen Schichten wurde verlassen, vermutlich aus dem Grunde, daß der Schiefer während der Schwelung sein Volum verminderte und sich zwischen den vertikalen Wänden setzte, wodurch die Spülung eine ungleichmäßige wurde; es kam wohl noch die Schwierigkeit des Entladens solcher Wagen hinzu, in welchen der teilweise zusammengebackene Schieferkoks zwischen hohen parallelen Wänden recht fest lagerte.

Jedenfalls folgte die Steinöl-A.-G. dem Beispiel des Estländischen Ölschieferkonsortiums und schritt zu dem Bau einer kleineren Versuchsanlage in der Nähe der Station Jsenhof mit einem Tunnelofen und Wagen, in welchen der Schiefer in einer horizontalen, allerdings ca. 750 mm hohen Schicht lagerte.

In dem Schwelräume des Tunnelofens haben 12 Wagen Platz, welche zusammen ca. 8 Tonnen Schiefer halten. Es sollten ca. 50 Tonnen Schiefer pro Tag durchgesetzt werden, doch wurde eine tägliche Leistung von 70—80 Tonnen erreicht, so daß die Schwelzeit auch etwa 2,5 Stunden beträgt.

Verarbeitet wird gut gesichteter Nusschiefer aus der eigenen Grube von 10 mm Korngröße an; der Prozentsatz von feinem Schiefer ist so gering, daß er für Feuerungszwecke verwendet wird.

Der Ofen ist in der Fig. 6 abgebildet, welche der Patentschrift entnommen ist.

Der Ofen hat einen Innenmantel, besteht also aus einer geschlossenen eisernen Retorte, welche die Wagen durchwandern und deren einzelne Abteilungen durch hermetisch geschlossene Schleusentore getrennt sind.

In der Decke der Retorte sind eine Reihe von Zirkulationsventilatoren angeordnet, welche das Schwelgas aus dem oberen Teile der Retorte absaugen und durch seitliche Rohrsysteme wieder in die Retorte, und zwar durch Rohrstützen in die Wagen und durch den Schiefer treiben. Die Wagen haben durchbrochene

Böden und unter denselben einen Hohlraum, in welchen durch Rohrstützen die zirkulierenden Schweldämpfe eingeblasen werden. Die Rohrstützen jedes Wagens korrespondieren mit den Rohrstützen für den Eintritt der Dämpfe, so daß sie übereinander mit einem ganz geringen Spielraum zu stehen kommen.

Die seitlichen Rohrsysteme sind in einen dem Ofen parallel laufenden Heizkanal eingebaut, welcher mit Gas resp. mit Heizöl im Gleichstrome der Heizgase und des Schiefers beheizt wird.

Die Zirkulation ist eine sehr intensive, und die Ventilatoren verbrauchen viel Kraft, — etwa 0,75 kw pro Tonne in 24 Stunden durchgesetzten Schiefers gegenüber ca. 0,15 kw in dem Schmelofen des Estländischen ölschieferkonsortiums. Der Kraftverbrauch für die Zirkulation allein beträgt daher ca. 18 kw-Stunden pro t Schiefer. Dieser Unterschied beruht teilweise auf der größeren Schütthöhe des Schiefers, teilweise auf der intensiveren Zirkulation mit großen Geschwindigkeiten und Kraftverlusten. Dafür ist aber die Heizfläche eine weit geringere.

Auch die Temperaturdifferenzen dürften hier größere sein und daher eine weniger schonende Schwelung und weiter gehende Spaltung der öldämpfe zur Folge haben. Soweit diese Spaltung oder Crackung schonend, d. h. in gewissen strengen Temperaturgrenzen und längerer Zeitdauer vor sich geht, wäre dieses ja, wie weiter ausgeführt werden wird, kein Nachteil; wenn aber der Crackprozeß in weiteren Temperaturgrenzen und höheren Temperaturen weniger schonend vor sich geht, findet eine Übercrackung statt mit Bildung von mehr Gas, als unbedingt nötig, und mehr leichtem Gasbenzin resp. Gasol, welches als Benzin nicht niedergeschlagen werden kann, woher größere Verluste als nötig von Wasserstoff in das Gas entstehen. Daß bei geringerer Heizfläche und größeren Temperaturdifferenzen eine solche Übercrackung der öldämpfe eintreten kann, ist nicht ausgeschlossen.

Die Fortbewegung der Wagen geschieht auf hydraulischem Wege, und werden die Schleusentore auch durch hydraulische Stempel an scharfe Kanten angedrückt, so daß ihr Verschluß ein vollkommener ist. Die ganze Bedienung des Ofens ist auf einer Steuerbühne zentralisiert, was als unbedingter Fortschritt anzusehen ist und nicht unerheblich Arbeitskraft spart.

Der Schiefer wird durch die Abgase in der Vorkammer vorgetrocknet und, da dieselben im ausschließlichen Gleichstrome

mit recht hoher Temperatur abgehen, ist zwischen Heizkanal und Trockenraum noch ein Kessel für Dampferzeugung eingeschaltet. Eine Vorwärmung der Verbrennungsluft findet nicht statt.

Die Vortrocknung ermöglicht natürlich, geringere Heizflächen für die indirekte Beheizung anzuwenden, aber an Schmelzeit wird hierdurch wenig gespart, da die Vortrocknung im Schmelzraume, wie die Praxis gezeigt hat, bei hohen Temperaturdifferenzen am Eintrittsende überaus rasch vor sich geht.

Die Vortrocknung hat jedoch ohne Zweifel den Nachteil, daß die Öldämpfe im Ofen einen höheren partialen Druck haben, und daher leichter eine Kondensation der Öldämpfe aus den wärmeren unteren Schieferschichten des Wagens in den kälteren oberen stattfinden kann, was, wenn der Schiefer zum Schmelzen neigt, leichter ein solches hervorrufen kann.

Die Wagen werden in einer Austrittskammer mit Wasser gelöscht und durch den sich bildenden Dampf gekühlt, so daß der Schieferkoks nach dem Austritte nicht so leicht in den Wagen zu brennen anfängt, was auf die Haltbarkeit der Wagen nicht ohne Einfluß ist, da die Entleerung der Wagen immerhin einige Zeit erfordert.

Die Inbetriebsetzung des Ofens ging nicht ohne Störungen vor sich, und im Laufe von mehreren Monaten mußten eine Reihe von Konstruktionsänderungen vorgenommen werden, ehe der Ofen Anfang 1929 in regelrechten Betrieb eintreten konnte.

Die Hauptschwierigkeit bestand in der geringen Haltbarkeit des Exhaustors, welcher die im Gleichstrom mit dem Schiefer bei ca. 600° abgehenden Heizgase ansaugen und weitertreiben sollte. Erst nach gründlicher Umänderung seiner Konstruktion und Herabsetzung der Austrittstemperatur der Heizgase auf ca. 550° konnte dieser Fehler behoben werden, und der Ofen soll anstandslos arbeiten. Die Betriebsperioden des Ofens dauern in der Regel etwa 2—3 Wochen; der Betrieb braucht indessen nicht mehr als etwa einen Tag unterbrochen zu werden, da die Reinigung der Rohre ohne Kühlung des Ofens von außen leicht bewerkstelligt werden kann.

Über die Betriebsergebnisse liegen nur spärliche Unterlagen vor. Der Ofen soll eine Ausbeute von ca. 25% Rohöl auf den trockenen Schiefer, also etwa 21—22% auf den grubenfeuchten, ergeben. Die Ausbeute an Primärbenzin dürfte der Ausbeute des Estländischen Ölschieferkonsortiums gleichkommen, was ja auch

zu erwarten war, da das Prinzip, auf welchem der Ofen konstruiert ist, im Grunde genommen genau das gleiche ist und nur Einzelheiten in der Konstruktion die beiden Öfen unterscheiden.

Es wäre noch zu erwähnen, daß die Estnische Steinöl-A.-G. für die Gasbenzingewinnung eine künstliche Kühlung auf -10° vorsieht.

Im Jahre 1930 wurde eine Erweiterung der Anlage beschlossen, welche zwei Ofeneinheiten von je 250 Tonnen Tagesleistung umfaßt; es soll das Primärbenzin abgeschieden und raffiniert und das getoppte Öl als Heizöl verkauft werden.

Die Konstruktion der Öfen ist im großen und ganzen dieselbe wie des Versuchsofens. Zu erwähnen wäre, daß der Innenmantel der neuen Öfen zylinderförmig gestaltet ist, um ein Verwerfen der Bleche in der Hitze zu vermeiden. Eine weitere Umänderung besteht darin, daß die Zirkulationsventilatoren zwischen die Heizkörper und die Schieferwagen eingeschaltet sind und daher bei der Konstruktion des Steinölofens nicht in die Decke über den Wagen, sondern in den Retortenboden eingebaut sind. Die Ventilatoren saugen daher überhitzte Schweldämpfe an, wodurch vermieden wird, daß der Ölnebel der gesättigten Öldämpfe, welche aus dem Schiefer austreten, durch die Zentrifugalkraft in den Ventilatoren ausscheidet und zu Koksansätzen führt. Diese Umänderung der Reihenfolge ist richtig, kann aber bei anderen Ofenkonstruktionen auch erreicht werden, ohne daß die Ventilatoren, welche am praktischsten in die Decke mit Wasserverschluß eingebaut werden, in den Boden der Retorte verlegt zu werden brauchen. Die Anlage nähert sich ihrer Vollendung und soll im Laufe des Frühlings 1931 in Betrieb genommen werden¹⁾.

¹⁾ Mittlerweile ist die Neuanlage in Betrieb genommen und hat schon eine längere Betriebsperiode hinter sich, in welcher die Anlage sich im großen und ganzen bewährt hat. Die durchschnittliche Rohölausbeute beträgt ca. 20% aus dem grubenfeuchten Schiefer.

In Frage zu stellen wäre höchstens, ob es sich nicht doch empfehlen würde, geringere Schütthöhen des Schiefers in den Wagen anzuwenden, als 800—1000 mm, und größere Heizflächen, als dieses auch bei der Neuanlage der Steinöl-A.-G. der Fall ist. Abgesehen von dem geringeren Kraftbedarf der Zirkulation kann bei größerer Heizfläche und geringerer Schütthöhe der Temperaturfall beim jedesmaligen Durchgang der Schweldämpfe durch den Schiefer weiter herabgesetzt werden, so daß die Gefahr einer Unterschreitung des Taupunktes und einer teilweisen Kondensation der Öldämpfe am Schiefer, welche sein Schmelzen begünstigt und die volle Ausschmelzung be-

Jedenfalls ist durch den Betrieb der Versuchsanlage der Estnischen Steinöl-A.-G. erwiesen, daß man mit einem Nusschiefer von 10 mm Korn an, Schütthöhen bis zu 750 mm anwenden kann, daß man auch mit geringeren Heizflächen und größeren Temperaturdifferenzen, als das Estländische ölschieferkonsortium in seiner ersten Konstruktion gewagt hat anzuwenden, dennoch normale Ausbeuten erhalten kann, falls der Schiefer nicht leicht schmelzbar ist, die ärmeren Flöze auch mitgenommen werden und der Schiefer nicht weit vom Ausstreichen aus geringer Tiefe gewonnen wird.

Diese Betriebsergebnisse ergänzen in wertvoller Weise die durch das schwedische Konsortium erzielten Resultate und Feststellungen.

Sechstes Kapitel.

Die Betriebsresultate der Anlage des Estländischen ölschieferkonsortiums und mögliche Verbesserungen derselben.

Um die Wärmevorgänge und Arbeitsverhältnisse des Schwelofens, welche sich während des Betriebes einstellen, klarzulegen, sollen dieselben rechnerisch analysiert werden. Diese Analyse stimmt im großen und ganzen mit der Berechnung des Ofenprojektes überein, abgesehen davon, daß Variationen in den Betriebsverhältnissen natürlich auch Variationen in den Betriebsresultaten hervorrufen. Der rechnerischen Analyse ist zugrundegelegt ein normaler Betrieb mit normaler Leistung von 11.000 kg Schiefer pro Stunde.

Rechnerische Analyse der Wärmevorgänge und Arbeitsverhältnisse des Schwelofens.

Die Schwelung des Schiefers erfordert rechnerisch unter den gegebenen Verhältnissen ungefähr den nachfolgenden Wärmeaufwand pro 1 kg feuchten Schiefer mit ca. 13% normaler Gru-befeuchtigkeit:

Wärmebedarf der Schwelung.

hindert, vermindert wird. Diese Gefahr ist um so größer, je leichter schmelzend der verarbeitete Schiefer ist, und sie wächst daher mit dem Fortschreiten des Schieferabbaues in größere Tiefen.

Es fragt sich, ob nicht auch schon im jetzigen Stadium des Schieferabbaues durch Verringerung der Schütthöhe, intensivere Zirkulation und größere Heizflächen eine größere Rohölausbeute zu erreichen wäre.

Verdampfung der Feuchtigkeit	WE.	
$0,13 \times 600^{\circ} =$	78	
Überhitzung des Dampfes		
$0,13 \times 0,5 \times 400^{\circ} =$	26	
Erwärmung des Schiefers auf 400°		
$0,87 \times 0,3 \times 400^{\circ} =$	104	
Erwärmung d. Schieferkokes auf 500°		
$0,57 \times 0,2 \times 100^{\circ} =$	11	
Erwärmung der Schwelprodukte auf 500°		
$0,30 \times 0,5 \times 100^{\circ} =$	15	
Erwärmung der Schieferwagen auf 500°		
$1,00 \times 0,12 \times 500^{\circ} =$	60	
Strahlung des Ofens		
$1200 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{360.000}{11.000} =$	33	
Strahlung der Feuerungen, Exhaustoren und Umlaufkanäle		
$800 \text{ m}^2 \times 500 \text{ WE.} = \frac{400.000}{11.000} =$	36	363
Essenverlust ca. 10%		<u>40</u> 403 WE.

Der Gesamtwärmeverbrauch des Schwelofens pro Stunde		
$11.000 \text{ kg} \times 403 \text{ WE.} =$		4.433.000 WE.
Dnrch die Heizflächen sind zu übertragen		
$11.000 \times (363 - 36) \text{ WE.} =$		3.597.000 "
Pro 1 m^2 Heizfläche und Stunde kommen		
durchschnittlich $\frac{3.597.000}{1.600} =$		2.250 "

Die Schwelprodukte pro 100 kg feuchten Schiefer bestehen aus:

	kg.	m ³	Spez. Gewicht	Spez. Wärme
Wasserdampf (Feuchtigkeit)	13	20		$16 \times 0,5 = 8,0$
„ (Schwelwasser)	3			
Öldämpfe	23	3		$23 \times 0,5 = 11,5$
Permanentes Gas	4	4		$4 \times 0,3 = 1,2$
	43 kg	27 m ³ (0°)	1,6 (0°)	20,7
		= 72 m ³ (450°)	0,6 (450°) Sp. W. =	0,48
		= 77 m ³ (500°)	0,56 (500°)	

Das Volum der anfallenden Schwelprodukte beträgt für 11.000 kg Schiefer pro Stunde bei einer Durchschnittstemperatur von 450° :

$$110 \times 72 = 7920 \text{ m}^3$$

pro Sekunde = 2,2 m³

Pro Sekunde wälzen die Zirkulationsventilatoren um $16 \times 8,33 = 133 \text{ m}^3$; folglich streichen die sich bildenden Schwelprodukte vor ihrem Austritt ca. $\frac{133}{2,2} = 60$ mal durch den Schiefer.

Der Ofen hat ein Volum von ca. 660 m³, und verbleiben die Schwelprodukte im Ofen ca. 300 Sekunden oder 5 Minuten.

Die Schwelprodukte haben pro Stunde Wärme zu übertragen 3.597.000 WE. Diese Wärme wird übertragen durch $133 \times 3600 = 478.800 \text{ m}^3$ oder $478.800 \times 0,6 = 287.280 \text{ kg}$. Schwelprodukte. Folglich beträgt die durchschnittliche Temperaturdifferenz der Schwelprodukte bei jedesmaligem Durchgang $T - t = 26^\circ$, wie aus folgender Formel hervorgeht:

$$3.597.000 = 287.280 \times 0,48 \times (T - t).$$

Da die Temperaturdifferenz am Eintrittsende mehrere hundert Grad beträgt, kann sie in der Mitte nicht über 10—20° betragen, um am Austrittsende nicht mehr bemerkbar zu sein.

Dieses ist tatsächlich im Betriebe auch der Fall.

Durch die Heizgase ist den Heizkörpern Wärme zu übertragen
pro Stunde ca. 3.600.000 WE.

hiervon in der Feuerung	I ca. 75%	2.700.000	„
„ „ „ „	II ca. 25%	900.000	„

Die Menge der durch die Heizkörper der Feuerung I zirkulierenden Heizgase beträgt:

$$Q_1 = \frac{2.700.000}{0,25 (810^\circ - 450^\circ)} = 30.000 \text{ kg pro Stunde}$$

$$= 23.000 \text{ m}^3 \text{ „ „ } (0^\circ)$$

$$= 6,4 \text{ m}^3 \text{ pro Sekunde } (0^\circ)$$

$$= 25,6 \text{ m}^3 \text{ „ „ } (810^\circ)$$

$$= 17,3 \text{ m}^3 \text{ „ „ } (450^\circ)$$

$$= 21,4 \text{ m}^3 \text{ „ „ im Durchschnitt.}$$

Die Durchschnittsgeschwindigkeit der Heizgase in dem Heizkörper = $\frac{21,4 \text{ m}^3}{2,5 \text{ m}^2} = 8,6 \text{ m/Sek.}$

Die Menge der durch die Heizkörper der Feuerung II zirkulierenden Heizgase beträgt:

$$\begin{aligned}
 Q_2 &= \frac{900,000}{0,25 (610^{\circ} - 450^{\circ})} = 22.500 \text{ kg pro Stunde} \\
 &= 17.300 \text{ m}^3 \quad \text{,,} \quad \text{,,} \quad (0^{\circ}) \\
 &= 4,8 \text{ m}^3 \text{ pro Sekunde} \quad (0^{\circ}) \\
 &= 15,6 \text{ m}^3 \quad \text{,,} \quad \text{,,} \quad (610^{\circ}) \\
 &= 13,0 \text{ m}^3 \quad \text{,,} \quad \text{,,} \quad (450^{\circ}) \\
 &= 14,3 \text{ m}^3 \quad \text{,,} \quad \text{,,} \quad \text{im Durchschnitt.}
 \end{aligned}$$

Die Durchschnittsgeschwindigkeit der Heizgase in dem Heizkörper $= \frac{14,3 \text{ m}^3}{2,5 \text{ m}^2} = \text{ca. } 6 \text{ m/Sek.}$

Betrieb des
Schwelofens.

Die Inbetriebsetzung des Ofens ging ohne Störungen vor sich; der Ofen arbeitete von Anfang an nach Entfernung einiger geringfügiger Konstruktionsfehler anstandslos und ist seitdem ca. 1½ Jahre mit einigen Unterbrechungen im Betriebe gewesen. Die längeren Unterbrechungen des Betriebes und der zeitweise nicht volle Betrieb waren hervorgerufen nicht durch technische Notwendigkeit, sondern durch wirtschaftliche Ursachen. Gleichzeitig mit dem Betriebe und seiner Entwicklung mußte ein Markt für die Produkte gesucht und geschaffen werden. Diese Aufgabe war eine nicht leichte und jedenfalls zeitraubende, und bei vollem Betriebe waren die Behälter bald angefüllt, da die Organisation des Absatzes dem Betriebe nicht folgen konnte.

Dank der intensiven Beheizung im Gleichstrom in der ersten Hälfte des Ofens und der hohen Eintrittstemperatur der Heizgase aus der ersten Feuerung in den Ofen geht die Trocknung und Erwärmung des Schiefers äußerst schnell vor sich, und die Temperatur der zirkulierenden Dämpfe erreicht am Eintrittsende des Ofens sehr rasch nach dem Eintritt der kalten Schwelwagen ca. 200° über dem Schiefer und ca. 400° unter dem Schiefer. Diese große Temperaturdifferenz schadet hier während des Vorbereitungsprozesses zur Schwelung nicht, sondern beschleunigt nur denselben. Weiterhin vermindert sich die Temperaturdifferenz über und unter den Wagen und geht in der Mitte bei langsam ansteigender Durchschnittstemperatur auf ca. 10–20° herunter, um am Ende des Ofens, wo der Schwelprozeß beendet ist, ganz

zu verschwinden. Die Durchschnittstemperatur der zirkulierenden Schweldämpfe steigt langsam von ca. 300° am Eintrittsende bis auf ca. 400°—450° in der Mitte des Ofens und bis auf 500—525° am Ende des Ofens.

Die Schweldämpfe wälzen sich im Ofen vorwärts in der Richtung der ansteigenden Temperaturen und werden entweder am Ende oder jedenfalls im letzten Drittel des Ofens in die Kondensation abgezogen. Je nachdem, an welcher Stelle und bei welcher Temperatur die Schweldämpfe abgezogen werden, ändert sich der Spaltungsgrad der Dämpfe, und kann mehr oder weniger schonend geschwelt werden und mehr Rohöl mit geringerem Benzingealt oder weniger Rohöl mit größerem Benzingealt gewonnen werden.

Die Hauptsache für eine anstandslose volle Ausschmelzung ist eine intensive beschleunigte Erhöhung der Temperatur in der ersten Hälfte des Ofens, welche am besten durch eine Beheizung im Gleichstrome des Schiefers und der Heizgase erreicht wird. Wenn stark backender reicher Schiefer verarbeitet wird, muß die Temperatur so rasch wie möglich auf ca. 450° gebracht werden, von welchem Niveau sie langsam auf 500° weiter steigen kann.

Daher ist eine Schmelzung auch durchaus möglich im ausschließlichen Gleichstrome der Heizgase und des Schiefers, nur müssen in diesem Falle die Heizgase aus dem Ofen mit mindestens 550° abziehen, um die Schmelzung bei 500—525° zu beenden. Eine höhere Endtemperatur der Schmelzung bis 550°, welche erwünscht sein kann in Fällen, wenn man gleichzeitig stark cracken will, ist im Gleichstrome allein jedoch nicht so leicht zu erreichen, da 550° für die Haltbarkeit von Exhaustoren wohl die Grenze bedeutet, es sei denn, daß die Temperatur der 600° und darüber betragenden austretenden Heizgase durch einen zwischengeschalteten Luftvorwärmer herabgesetzt wird oder die Abgase für Vortrocknung oder andere Zwecke benutzt werden.

Eine Beheizung des Ofens im ausschließlichen Gegenstrome wäre doch für den Schwelprozeß an und für sich nicht richtig, da die Anwärmung des Schiefers auf die Schweltemperatur sehr langsam vor sich gehen und daher weniger Zeit für die eigentliche Schmelzung übrig bleiben würde, weswegen der Schwelprozeß durch höhere Endtemperaturen beschleunigt oder aber die Leistung herabgesetzt werden müßte. Backender Schiefer würde bei

der langsamen Anwärmung außerdem leichter zum Schmelzen gebracht werden.

Die sich im Ofen einstellenden Temperaturen sind auf Fig. 7 in Kurven dargestellt.

Durch stärkere Heizung in der Gleichstromfeuerung kann die Austrittstemperatur der Heizgase in der Mitte und damit auch die Temperatur der Mitte des Ofens um ca. 50° auf 450° gehoben und durch weitergehende Zerkleinerung und Verkürzung der Schmelzeit die Leistung bedeutend vergrößert werden.

Bei den gegebenen Verhältnissen ist eine normale Leistung von 240—270 Tonnen pro 24 Stunden erreicht worden, welche abhängig ist von der Schmelzeit, die $2\frac{1}{2}$ Stunden betragen mußte, um die größeren Stücke des Schiefers, welche über 100 mm groß waren, durchzuschwelen, und von dem Füllungsgrade der Wagen, von denen namentlich die mit Nodulen gefüllten Wagen nicht immer ganz voll waren.

Faktischer
Wärmever-
brauch.

Das Schwelgas enthält je nachdem, ob schonend oder weniger schonend geschwelt wird, ob reicherer oder ärmerer Schiefer zur Anwendung kommt, pro 1 kg feuchten Schiefer zwischen 200 und 500 WE. Im Durchschnitt kann man mit ca. 300 WE. rechnen. Es fehlen also durchschnittlich bei einem Wärmebedarf von ca. 400 WE. und bei einigermaßen schonender Schwelung ca. 100 WE. im Gase, welche durch Zuheizung mit ca. 1—1,5% Öl zu ersetzen sind. Tatsächlich hat der Betrieb erwiesen, daß bei voller Leistung des Ofens je nach der Jahreszeit nur 1,0—2,0% vom allerschwersten Öle zugeheizt werden müssen. Bei nicht voller Leistung des Ofens, feuchterem Schiefer, nicht voller Ausnutzung des Gases, — was in Ermangelung eines ausgleichenden Gas-holders manchmal vorkam, — stieg natürlich der Ölverbrauch auch auf 3—4%. Auch ist der faktische Strahlungsverlust schwer festzustellen und mag auch zur Winterzeit größer gewesen sein; im besonderen kann der Strahlungsverlust der nicht isolierten Exhaustoren ein recht bedeutender gewesen sein, und dürften durch ihre Isolierung nicht unerhebliche Wärmeersparnisse erreicht werden können.

Jedenfalls kann man auf Grund der Betriebserfahrungen feststellen, daß, falls etwas weniger schonend geschwelt wird und eine höhere Benzinausbeute im Ofen selbst gewonnen werden soll, — was, wie später ausgeführt werden soll, durchaus im

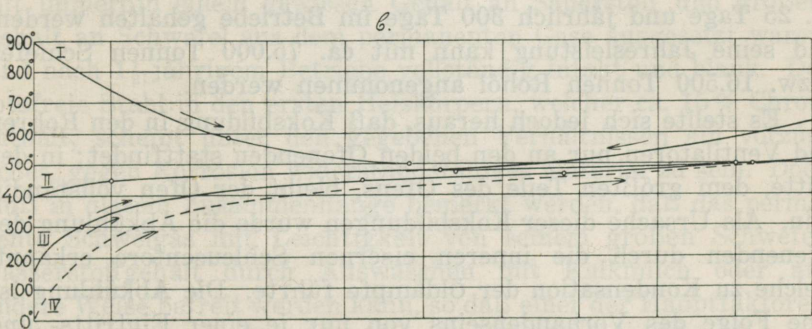
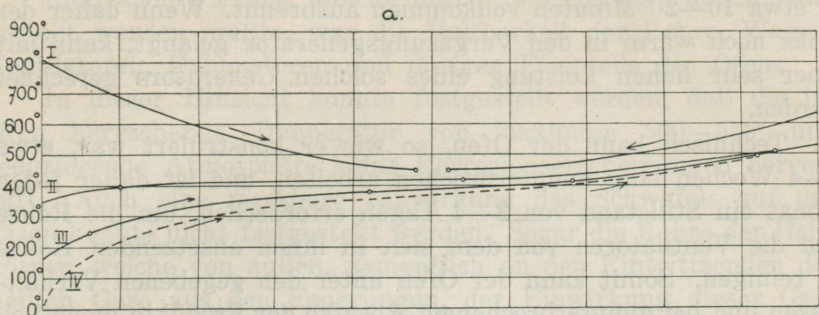


Fig. 7.

Temperaturkurven:

- | | |
|---|-----------------------------------|
| a. Normale Beheizung durch Feuerung I. | I — Heizgas. |
| | II — Heizkörper. |
| b. Intensive Beheizung durch Feuerung II. | III — Zirkulierende Schweldämpfe. |
| | IV — Schiefer und Schieferkoks. |

Gegensatz zu früheren Anschauungen vorteilhaft ist, — man im Gase die für die Schwelung nötige Anzahl von ca. 400 WE. pro 1 kg feuchten Schiefer erhalten und mit Hilfe eines Gasholders den Wärmebedarf allein mit dem Gase decken kann.

Wenn dagegen eine anderweitige Verwendungsmöglichkeit für das wertvolle permanente Gas mit 6000—8000 WE. pro 1 m³ vorhanden ist, dürfte es sich rationeller stellen, den Schwelkoks zu vergasen und mit seinem Wärmegehalt den Bedarf des Schwelbetriebes zu decken.

Versuche, welche mit Verbrennung des noch warm aus dem Ofen tretenden Schwelkoks angestellt worden sind, haben gezeigt, daß der ungemein poröse Schwelkoks ungemein schnell

in etwa 10—20 Minuten vollkommen ausbrennt. Wenn daher der Koks noch warm in den Vergasungsgenerator gelangt, kann mit einer sehr hohen Leistung eines solchen Generators gerechnet werden.

Dauer der
Betriebs-
perioden und
Jahres-
leistung.

Technisch kann der Ofen, so wie er konstruiert war, etwa 3—4 Wochen lang ununterbrochen arbeiten, und ist daher jeden Monat ein Stillstand von 3—4 Tagen erforderlich, um die Rohre und die Ventilatoren von dem sich in ihnen ansetzenden Kokse zu reinigen. Somit kann der Ofen unter den gegebenen Verhältnissen und bei ununterbrochenem Absatze der Produkte monatlich ca. 25 Tage und jährlich 300 Tage im Betriebe gehalten werden, und seine Jahresleistung kann mit ca. 75.000 Tonnen Schiefer bzw. 16.500 Tonnen Rohöl angenommen werden.

Es stellte sich jedoch heraus, daß Koksbildung in den Rohren und Ventilatoren nur an den beiden Ofenenden stattfindet; in der Mitte, dem größten Teile des Ofens, bleibt der Ofen vollständig rein. Als Ursache dieser Koksbildungen wurde die Abkühlung der Ofenenden durch die inneren eisernen Schleusentore erkannt, welche zu Kondensation der Öldämpfe führte. Die Abkühlung ist eine Folge des Vorhandenseins von nur je einer Eintritts- und Austrittskammer, in welche beim Chargieren kalte Luft eintritt und die Kühlung der Ofenenden durch die eisernen Tore hervorruft. Eine weitere Ursache der Kondensation und Koksbildung am Eintrittsende sind die größeren Temperaturschwankungen, die durch Chargieren von gleichzeitig vier Wagen, des fünften Teiles des Ofeninhaltes, hervorgerufen werden.

Eine Teilung jeder Kammer in zwei Kammern durch Einbau von noch zwei Schleusentoren und Zahnradgetriebe für die Fortbewegung und eine Chargierung alle fünfzehn Minuten von nur je zwei Wagen muß daher die Ursachen dieser Koksbildung restlos beseitigen, namentlich wenn die Eintrittskammern mit Rauchgasen und die Austrittskammern mit Dampf gespült werden, so daß immer eine der zwei Kammern unter einem gewissen Überdruck von Rauchgasen bzw. Dampf steht, was den Eintritt der kalten Luft an die Schleusentore verhindert. Gleichzeitig wird dieses System von Doppelkammern den Ofen noch viel vollständiger von der Außenluft isolieren. Man kann daher mit Sicherheit damit rechnen, daß nach Ausführung dieser Verbesserungen der Betrieb ein so gut wie ununterbrochener wird und jedenfalls mehr als 300 Betriebstage im Jahre zur Verfügung stehen werden.

Eine andere Frage, welche durch Betriebserfahrungen klar- gestellt werden mußte, war die Haltbarkeit der Rohre, Wagen, Ventilatoren, Exhaustoren und übrigen Eisenteile des Ofens.

Haltbarkeit
des Ofens.

In dieser Hinsicht konnte festgestellt werden, daß die im Ofen herrschende Temperatur von maximum 500—550° und reduzierende Atmosphäre keine Korrosionserscheinungen hervor- ruft. Auch eine merkbare Einwirkung des Schwefels auf das Eisen konnte nicht festgestellt werden. Sogar die Rohre der Heiz- körper, welche von außen, namentlich an den Eintrittsenden der heißen Gase aus den Feuerungen, der Einwirkung dieser Gase mit immerhin einem gewissen Gehalt an Sauerstoff und großem Gehalt an Schwefel aus dem permanenten Gase ausgesetzt waren, sind nach 1½-jährigem Betriebe vollständig intakt und blank. Der rotsfreie Stahl in den ersten Heizkörpern, welcher ca. 15 % Chrom enthält, scheint unter den gegebenen Verhältnissen ein vorzüg- liches, gegen Korrosion widerstandsfähiges Material zu sein. Doch muß in diesem Zusammenhange bemerkt werden, daß das perma- nente Schwelgas mit Leichtigkeit von seinem großen Schwefel- wasserstoffgehalt durch Auswaschen mit Kalkmilch oder auf andere Weise befreit werden kann, so daß einer der Hauptfaktoren, welcher in längerem Betriebe Korrosion hervorrufen könnte, beseitigt werden kann.

Die Kondensation funktionierte von Anfang an anstandslos, und eine weitgehende Fraktionierung in der Kondensation selbst wurde erreicht. Es wurde ein praktisch wasserfreies und benzin- freies Schweröl mit höchstens 0,5 % Fraktionen unter 200° erhalten und das Benzin im Leichtöl konzentriert. Man konnte die Kon- zentration des Benzingehaltes im Leichtöl bis auf 90 % treiben, und durch Einstellung einer Tellerkolonne könnte eine noch schär- fere Trennung erreicht werden. Zu beachten ist jedoch, daß die Pumpen, welche heißes schwefel- und phenolhaltiges Öl pumpen, keine Kupferteile enthalten dürfen, sondern nur Eisenteile. Kupfer und Bronze werden in kurzer Zeit vom heißen Öle zerstört.

Kondensati-
on, Gasben-
zingewin-
nung und
Entbenzini-
rung.

Das anfallende Schweröl (BC-öl) hat etwa folgende durch- schnittliche Zusammensetzung und Eigenschaften:

C	= 83,1 %	Spez. Gewicht 1,020/20°
H	= 9,0 %	Viskosität bei 50° = 17 Engler
O+N	= 7,2 %	Phenole und Säuren 30 Vol. %.
S	= 0,7 %	

Siedegrenzen:

bis 250°	nichts
250—300°	= 15 %
300—350°	= 30 %
> 350°	= 55 %

Das anfallende Leichtöl (D-öl) hat etwa folgende Eigenschaften:

Spez. Gewicht	0,810/20°
Phenole und Säuren	8 Vol. %

Siedegrenzen:

bis 100°	= 9 %
100—150°	= 26 %
150—200°	= 29 %
200—250°	= 18 %
250—300°	= 9 %
> 300°	= 9 %

Der Entbenzinierungsrückstand hat etwa folgende Eigenschaften:

Spez. Gewicht	0,900/20°
Viskosität bei 20°	= 1,5 Engler
Phenole und Säuren	12 Vol. %
Ungesättigte Verbindungen	ca. 60 % (durch konz. H ₂ SO ₄)
Verkokungszahl	0,5 %
Flammpunkt	73° C (nach Martens-Pensky)

Siedeanalyse:

150—200°	= 0,5 %
200—250°	= 49,0 %
250—300°	= 37,0 %
300—350°	= 9,0 %
> 350°	= 4,5 %

Für die Gasbenzingewinnung standen ca. 2,5 m³ Waschöl pro Stunde zur Verfügung, da die gemeinsame Entbenzinierung von Leichtöl und angereichertem Waschöl nicht mehr als 3 m³ pro Stunde leisten konnte. Die Belastungsfähigkeit des Waschöles

betrug durchschnittlich ca. 3,6% Gasbenzin, und konnten daher stündlich nur 92 Liter oder ca. 64 kg Gasbenzin gewonnen werden, welche bei voller Leistung des Ofens von 11.000 kg pro Stunde nur 0,6% Gasbenzin pro 1 kg feuchten Schiefer ergeben. Die faktische durchschnittliche Ausbeute an Gasbenzin betrug auch, da nicht immer mit voller Leistung gearbeitet wurde, ca. 0,7% Gasbenzin. Diese Menge Gasbenzin mag im Winter bei stärkerer Kühlung in den Wasserröhrenkühlern und bei schonender Schwelung, bei welcher weniger Gasbenzin erhalten wird, auch die volle Ausbeute sein. Wird jedoch weniger schonend geschwelt mit größeren Benzinausbeuten im Ofen und wird im Sommer weniger Gasbenzin in den Röhrenkühlern niedergeschlagen, so steigt, wie eine weitere Untersuchung ergeben hat, die mögliche Gasbenzin- ausbeute auf 1,5—2,0% pro 1 kg Schiefer; um diese Menge gewinnen zu können, muß daher die Waschölmenge wenigstens verdreifacht werden. Für diesen Zweck ist es natürlich unbedingt notwendig, die Waschölbenzinierung, damit dieselbe wirtschaftlich bleibt, von der Entbenzinierung des Leichtöles zu trennen. Eine solche getrennte Entbenzinierung des Waschöles, welches nur auf ca. 150° erwärmt zu werden braucht, ist auch bei sehr großen Waschölmengen wirtschaftlich. Durch Einstellung von großen Wärmeaustauschern kann etwa $\frac{2}{3}$ dieser Wärme zurückgewonnen werden, und braucht daher für 8000 kg Waschöl stündlich nur $8000 \times 0,5 \times 50^\circ = \text{ca. } 200.000 \text{ WE.}$ stündlich, bzw. für 220 kg Gasbenzin stündlich nur ca. 900 WE. pro 1 kg. Gasbenzin oder 18 WE. pro 1 kg Schiefer aufgewandt zu werden. Dieser Wärmeverbrauch kann noch weiterhin reduziert werden durch Verwendung der Abgase für die Erwärmung des Waschöles, beispielsweise der Abgase der Entbenzinierung des Leichtöles.

Weitgehende Versuche und Untersuchungen nach verschiedenen Richtungen haben erwiesen, daß die Gasbenzingewinnung durch große Mengen Waschöl jedenfalls die rationellste und wirtschaftlichste Methode der Gasbenzingewinnung unter den gegebenen Verhältnissen ist.

Eine Kompression des permanenten Gases stellt sich viel teurer, und eine solche scheint sich in den Vereinigten Staaten für die Gewinnung von Benzin aus dem Erdgase nur aus dem Grunde eingebürgert zu haben, weil sowieso für den Transport des Gases in Leitungen seine Kompression notwendig wird.

Eine Kühlung auf -10° bzw. sogar -20° ohne Kompression ist durchaus unzureichend, um das Gasbenzin voll zu gewinnen.

Theoretische Berechnungen auf Grund der durchschnittlichen Dampfspannung und des Molekulargewichtes des Gasbenzines und Versuche haben gezeigt, daß beispielsweise aus einem Kubikmeter Gas, welches bei $+20^{\circ}$ 423 Gramm Gasbenzin enthält, durch Kühlung auf -10° nur 315 gr oder ca. 75%, und durch Kühlung auf -20° nur 366 gr oder ca. 86% gewonnen werden können, d. h. daß 108 gr oder 25%, bzw. 57 gr oder 14% im Gase verbleiben und verloren gehen; hierbei würde eine solche Kühlung sich teurer stellen, als der oben errechnete Wärmeverbrauch.

Dagegen haben zahlreiche Versuche erwiesen, daß durch Anwendung von reichlichen Mengen Waschöl bei $+20^{\circ}$ nicht nur die volle Ausbeute an Gasbenzin, sondern auch noch eine nicht unbedeutende Menge an Gasol durch das Waschöl absorbiert wird, wobei unter Gasol eine Reihe von schweren Kohlenwasserstoffen zu verstehen ist, welche bei der Destillation des Waschöles bei einer Temperatur unter 0° nicht kondensieren und im Benzine nicht zurückgehalten werden können.

Eine künstliche Kühlung bis -10° oder -20° dürfte jedoch durchaus angebracht sein für die Kondensation des aus dem Waschöle abgetriebenen Gasbenzines, welches daraufhin so rasch wie möglich noch in kaltem Zustande mit dem Ölbenzin gemischt werden muß, damit seine Verluste beim weiteren Lagern möglichst vermindert werden.

Eine Anwendung von Tetralin als Waschöl dürfte auch weniger wirtschaftlich werden, weil dieses Produkt immerhin von Zeit zu Zeit ersetzt werden muß, während das eigene Waschöl ständig durch abgehende und neu hinzukommende Mengen sich erneuert und gleichzeitig durch mehrfachen Kreislauf durch die Entbenzinierung teilweise gecrackt wird.

Eine Anwendung von aktiver Kohle dürfte sich auch kaum wirtschaftlicher stellen als eigenes Waschöl, da dasselbe sehr leicht und rasch durch Schwefel resp. auch durch Aufnahme von schwereren Ölen, welche in der Kohle zurückgehalten werden, vergiftet wird.

An Waschöl darf jedoch nicht gespart werden, und können durch reichliche Anwendung desselben weit größere Mengen Gasbenzin gewonnen werden als bisher. Beim bisherigen Betriebe

sind jedenfalls im Sommer nicht unerhebliche Mengen verloren gegangen.

Natürlich ist darauf zu achten, daß das aufgefangene Gasbenzin durch unvorsichtige Manipulationen nicht wieder verloren geht.

Wie im V. Kapitel ausgeführt, wird bei der jetzigen Entbenzinierung nur ein Rohbenzindestillat bis 200° gewonnen, da die eine vorhandene Kolonne ihren Abmessungen nach nicht genügend groß ist, um das Rohbenzin in zwei Fraktionen aufzuteilen, was ursprünglich beabsichtigt war, um durch getrennte Raffinierung von Leichtbenzin und Schwerbenzin, von welchen das erstere viel weniger scharf behandelt zu werden braucht, die Raffinierungsverluste zu verringern.

Der Rohofen für die Entbenzinierung des Leichtöles dürfte rationellerweise der gleichzeitigen Flaschung des Mittelöles und des Schwerbenzines dienen, indem bei erhöhter Temperatur und erhöhtem Druck das Mittelöl teilweise in Benzinfraktionen und die schwereren Benzinfraktionen in leichtere aufgeteilt werden.

Dieses Ziel kann leicht erreicht werden durch zweckmäßige Anordnung von einer oder mehreren größeren Kolonnen, in welchen durch schärfere Trennung zwei Rohbenzindestillate, beispielsweise bis 130° und $130\text{--}180^{\circ}$, und ein Rücklauföl über 180° erhalten werden. Dieses letztere wird in die Waschölembenzinierung geleitet, wo seine Wärme nicht verloren geht, sondern der Waschölembenzinierung zugute kommt, und erneuert ständig das zirkulierende Waschöl, indem entsprechende Mengen armen Waschöls ständig als Rücklauföl mit dem Frischöl (Leichtöl) in die Entbenzinierung geleitet werden. Auf diese Weise vollführt das Rücklauföl einen mehrfachen Kreislauf durch die Entbenzinierung und Flaschung und als Waschöl durch die Waschölembenzinierung, bis es in Benzin unter 180° und Entbenzinierungsrückstand aufgeteilt ist.

Das Leichtbenzin von etwa 50° bis 130° kann mit dem Gasbenzin von ca. $30\text{--}130^{\circ}$ vereinigt und zusammen raffiniert werden, während das Benzin $130\text{--}180^{\circ}$ einer getrennten Raffinierung unterworfen wird.

Durch solche Verbesserungen, deren Möglichkeit der Betrieb erwiesen hat, kann die Quantität und Qualität der erhaltenen Produkte vergrößert bzw. verbessert, an Wärme gespart und die Verluste verringert werden.

Die Raffinierung hat zum Zwecke, durch Laugenbehandlung die sauren Öle auszuschalten, durch Schwefelsäurebehandlung einen Teil der ungesättigten Verbindungen zu verharzen und einen Teil des Schwefels auszuschleiden und durch Plumbitbehandlung den aktiven Schwefel zu entfernen. Nach erfolgter Rektifikation und Ausscheidung aller schwereren Fraktionen, welche sich schon im Rohbenzin befunden haben und während der Refination durch Polymerisation hinzugekommen sind, entsteht ein wasserhelles Benzin, welches alle allgemein üblichen Prüfungen, denen Erdölbenzin unterworfen wird, besteht. Bei gleichem Siedepunkte ist das Schieferbenzin jedoch spezifisch ein wenig schwerer als Erdölbenzin, enthält auch mehr ungesättigte und aromatische Verbindungen, welche ihm höhere Klopffestigkeit und Kompressionsfähigkeit verleihen, und ist nach amerikanischen Begriffen ein qualitativ wertvolleres Produkt als ein typisches Erdölbenzin. Der Gesamtschwefelgehalt des Rohbenzines, welcher 0,9—1,0% beträgt, wird durch eine auf normale Weise durchgeführte Raffinierung auf ca. 0,3—0,4% Schwefel in Form von ausschließlich inaktiven Schwefelverbindungen herabgesetzt.

Die Erfahrung in mehrjährigem Betriebe hat erwiesen, daß der nachbleibende Gehalt an inaktivem Schwefel in keiner Weise die Qualität des Benzines beeinträchtigt, zu welcher Auffassung man ja schon allgemein in Deutschland gekommen ist und welche Auffassung auch in Amerika mehr und mehr Fuß faßt.

Doch hat weitere Versuchsarbeit gezeigt, daß es durchaus möglich ist, mit Anwendung von reiner Schwefelsäure den Gesamtschwefelgehalt auf unter 0,1% herunterzubringen, was allerdings mit ca. 6% Mehrverlusten an Benzin verbunden ist.

Eine normale Raffinierung ergibt aus dem Rohbenzin-Destillat I folgende Ausbeute:

Leichtbenzin 50—160°	ca. 65—72%
Schwerbenzin 160—200°	ca. 22—15%
Rektifikationsrückstand (schwerere Fraktionen und Polymerisationsprodukte)	ca. 6%
Verluste an Phenolen und Verharzungsprodukten .	ca. 7%

Der Gesamtverlust von ca. 13% wird jedoch auf ca. 10% reduziert, wenn man in Betracht zieht, daß das Rohbenzin immerhin ca. 3% an über 200° siedenden Fraktionen hält.

Besondere Aufmerksamkeit ist bei der Raffinierung und Rektifizierung (auch bei der Entbenzinierung) auf das Gasbenzin zu richten, von welchem bei unvorsichtiger Handhabung die leichtesten Fraktionen leicht verloren gehen.

Es ist zu empfehlen, namentlich die Schwefelsäureraffinierung in geschlossenen und künstlich gekühlten Agitatoren vorzunehmen und bei der Rektifizierung das erste Destillat in Absorptionskolonnen durch schwereres Benzin aufzufangen, da diese leichten Fraktionen wohl mit anderen Fraktionen zusammen kondensieren, allein dagegen als Gas abgehen.

Zu erwähnen wäre noch der Verbrauch an Chemikalien für die Raffinierung, welcher durchschnittlich, auf das Rohbenzin gerechnet, betragen hat:

Konzentrierte Schwefelsäure	4,19 %
Ätznatron	1,40 %
Bleioxyd	0,07 %
Schwefel	0,01 %

Die Eigenschaften des erzeugten Leicht- oder Kraftbenzines und des Schwer- oder Traktorbenzines sind folgende:

Kraftbenzin:

Spez. Gewicht 0,746/20°
 Kennziffer 114,2
 Schwefel 0,33 %
 Doctor Test negativ
 Kupferschalen-Probe:
 Gums nicht vorhanden
 Korrodierender Schwefel:
 nicht vorhanden
 Toluolzahl: 21,9
 Kompr. Koeff. 5,45
 Farbe: 24—25 Saybolt

Traktorbenzin:

Spez. Gew. 0,822/20°
 Kennziffer 181
 Schwefel 0,80 %
 Doctor Test negativ
 Kupferschalen-Probe:
 Gums 0,002 gr in 100 ccm
 Korrodierender Schwefel:
 nicht vorhanden
 Flammpunkt +45° C
 (Abel-Pensky)

Siedeanalyse:

1 Tropfen 52°
 5 ccm 73°
 10 ccm 81°

Siedeanalyse:

1 Tropfen 150°
 5 ccm 160°
 10 ccm 163°

Siedeanalyse :

15 ccm	85°
20 ccm	90°
25 ccm	94°
30 ccm	98°
35 ccm	102°
40 ccm	106°
45 ccm	110°
50 ccm	114°
55 ccm	117°
60 ccm	121°
65 ccm	125°
70 ccm	129°
75 ccm	133°
80 ccm	138°
85 ccm	143°
90 ccm	150°
95 ccm	160°

Siedeanalyse :

15 ccm	165°
20 ccm	167°
25 ccm	169°
30 ccm	171°
35 ccm	173°
40 ccm	175°
45 ccm	177°
50 ccm	179°
55 ccm	181°
60 ccm	184°
65 ccm	186°
70 ccm	188°
75 ccm	191°
80 ccm	194°
85 ccm	198°
90 ccm	204°
95 ccm	210°

Elementaranalyse:

C =	85,50 %
H =	14,10 %
S =	0,33 %

Ungesättigte Ver-
bindungen:

	56,8 %
Aromate:	9,5 %
Naphtene:	4,5 %
Paraffine:	29,2 %

Wie eingehende Versuche auf einer Versuchsstation in Schweden erwiesen haben, ist das Benzin den besten Marken von Erdölbenzin überlegen und der Verbrauch in gewöhnlichen Motoren um ca. 5—10 % geringer. In Motoren mit höherer Kompression wird die Anwendung dieses Benzines noch wirtschaftlicher sein.

Mehrjähriger Betrieb und Absatz haben erwiesen, daß das Benzin in jeder Hinsicht anstandslos verwendbar ist; es hatte nur einen Schönheitsfehler, einen spezifischen Geruch der Abgase.

Nach gründlicher Versuchsarbeit ist es endlich gelungen, auch diesen Fehler zu beseitigen.

In erster Linie mußte die Ursache des Geruches festgestellt werden.

Es war bekannt, daß das estländische Benzin den Vorschriften der Verdampfungsprobe in der Kupferschale nicht entsprach. Auch das auf das sorgfältigste raffinierte und rektifizierte Benzin war zwar wasserklar und hatte einen ausgesprochen angenehmen Geruch, — die Verdampfungsprobe ergab jedoch jedesmal einen nicht unbedeutenden Rückstand von sogenannten „gums“.

Es wurden die für Erdölbenzine angewandten Raffinierungsverfahren mit Fuller- und anderen Erden — beispielsweise auch der Gray-Prozeß — erprobt, welche zum Zweck haben, die im Benzin enthaltenen „gums“ zu entfernen. Die Versuche ergaben keinen Fortschritt; die „gums“ erschienen nach wie vor in der Schale.

Auf Grund dieser Versuche wurde vorausgesetzt, daß durch gute Raffinierung und Rektifizierung es zwar möglich ist, die im Benzin enthaltenen „gums“ zu entfernen, daß aber das Benzin eine Reihe von nicht entfernten labilen Komponenten enthält, welche beim erneuten Erhitzen und Verdampfen an der Luft durch Oxydation und Polymerisation neue Mengen von „gums“ bilden.

Es wurde weiter vorausgesetzt, daß ein kausaler Zusammenhang bestehen muß zwischen der Labilität des Benzines und der Neubildung von „gums“ einerseits und dem spezifischen Geruch andererseits, — daß diese „gums“ bei der Anwendung des Benzines in Motoren den spezifischen Geruch erzeugen.

Es wurde daher die Hypothese aufgestellt, daß, falls es gelingen sollte, dem Benzin einen stark reduzierenden Stoff einzuverleiben, welcher die Oxydation beim Erwärmen an der Luft verhindert und das Benzin stabilisiert, auch die Bildung von „gums“ bei der Kupferschalenprobe vermieden werden kann und hiermit auch der Geruch beseitigt werden wird.

Durch systematisch durchgeführte Versuche mit einer Reihe von sogenannten Stabilisatoren wurde festgestellt, daß unter diesen das Hydrochinon, welches sich im Benzine in ganz geringen Mengen löst, sich hervorragend für die Stabilisierung eignet. Ein vorher gut rektifiziertes Benzin, — welches also keine „gums“ enthält, — hinterläßt bei der Verdampfungsprobe nach Zusatz

von Hydrochinon eine vollständig reine und blanke Schale, während dasselbe Benzin ohne Zusatz des Stabilisators einen reichlichen Rückstand an „gums“ von neuem bildet. Eingehende Versuche mit Anwendung des auf diese Weise stabilisierten Benzines in Motoren zeigten, daß der spezifische Schieferbenzingeruch vollständig verschwunden war.

Es blieb noch festzustellen, ob die Stabilisierung eine dauerhafte ist oder aber mit der Zeit wieder verschwindet. Es zeigte sich, daß bei Lagerung in verzinkten Fässern das Benzin stabil verblieb, in eisernen Behältern dagegen ohne, oder mit ungenügendem Rostschutz, der Stabilisierungseffekt nach einiger Zeit wieder verschwand. Augenscheinlich wurden die geringen Mengen an gelöstem Hydrochinon durch den Sauerstoff des Rostes verbraucht. Hieraus folgt, daß für eine dauernde Stabilisierung bei längerer Lagerung die Behälter einen guten Rostschutz erhalten müssen und daß bei Beobachtung dieser Vorsichtsmaßregel die Frage der Entfernung des spezifischen Geruches praktisch als in positivem Sinne gelöst angesehen werden kann.

Eigenschaften der Produkte der Bitumenblasung.

Die Produkte der Bitumenblasung haben folgende Eigenschaften:

a) Bitumen. (Physikalische Eigenschaften s. Tafel II, Seite 63).

Elementaranalyse:

C = 83,7 %	Maltene und Petrolene	69 %
H = 8,5 %	Asphaltene	30 %
O + N = 7,3 %	Karbene	1 %
S = 0,5 %		

Die Elementaranalyse bezieht sich auf ein Bitumen mit dem Erweichungspunkt 50° nach Krämer-Sarnow.

b) Bitumen-Destillat.

Spez. Gewicht 0,920/20°.

Viskosität bei 20° = 1,7 Engler.

Phenole und Säuren 12 Vol. %.

Verkokungszahl 0,6 %.

Flammpunkt 68° (nach Martens-Pensky).

TAFEL II.
B i t u m e n.

M a r k e	1	2	3	4	5	6	7
Spez. Gew. / 20° .	1,09	1,10	1,10	1,11	1,11	1,12	1,12
Schmelzpunkt n. Kr. Sarnow . . .	20—25°	26—30°	31—35°	36—40°	41—45°	46—50°	51—70°
Schmelzpunkt n. Ring & Ball . .	29—34°	35—39°	40—44°	45—49°	50—54°	55—59°	60—79°
Flammpunkt im offenen Tiegel	160—165°	165—170°	170—175°	175—180°	180—185°	185—190°	190—210°
Brennpunkt . . .	210—215°	215—220°	220—225°	225—230°	230—240°	240—250°	250—270°
Löslich in CS ₂ (im Soxleht) .	98—99%	98—99%	98—99%	98—99%	98—99%	98—99%	98—99%
Dehnbarkeit bei 25° C	—	100 cm	100 cm	100 cm	100 cm	75—100 cm	8—75 cm
Penetration bei 25° C	250	150—250	85—150	50—85	35—50	20—35	5—20
Penetration bei 0° C	12—18	8—12	7—8	5—7	3—5	3	1
Verlust bei der Verdunstung 5 Std. bei 163° .	2—3%	1—3%	1—3%	1—3%	1—3%	1—2,5%	1—2%
Penetration nach oberer Probe .	50—60%	50—60%	50—60%	50—60%	50—60%	50—60%	50—60%
d e r u r s p r ü n g l i c h e n							
Erstarrungs- punkt	unter —15° C	unter —15° C	—5° C	—3° C	—1° C	+3° C	+5° C
Spannung zwi- schen Erstarr- ungs-u.Tropf- punkt.	ca. 60° C	ca. 60° C	ca. 60° C	ca. 60° C	ca. 60° C	ca. 65° C	ca. 75° C
Dasselbe n. Pro- be II	ca. 65° C	ca. 65° C	ca. 65° C	ca. 65° C	ca. 65° C	ca. 70° C	ca. 80° C
Fadenlänge vor Probe II	14—18 cm	14—18 cm	14—16 cm	14—16 cm	12—14 cm	12—14 cm	10—12 cm
Fadenlänge nach Probe II	10—12 cm	10—12 cm	8—10 cm	8—10 cm	6—8 cm	5—6 cm	4—5 cm
Schwefel	0,60%	0,55%	0,50%	0,50%	0,45%	0,45%	0,40%
Paraffin	0	0	0	0	0	0	0

Siedeanalyse:

bis 200°	=	0,8 %
200—250°	=	45,0 %
250—300°	=	47,0 %
300—320°	=	3,0 %
		<u>95,8 %</u>

Betriebs-
resultate der
Anlage.
Leistung und
Ausbeuten.

Um ein ausführlicheres Bild von den erreichten Betriebsresultaten der Anlage zu geben, sollen nachfolgend die Resultate einer Arbeitsperiode von 17 Tagen vom 22./XI. bis zum 8./XII. 1928 angeführt werden, welche unter der Kontrolle von drei Ingenieuren der schottischen Schieferindustrie stand, und während welcher Zeit auf das genaueste die Leistung und Ausbeuten nachgeprüft worden sind. Es muß nur bemerkt werden, daß die Leistung der ersten 7 Tage absichtlich niedrig gehalten wurde, da in den Tanks wenig Platz für Öl war.

Die Tabelle III zeigt die einzelnen Tagesleistungen.

Tafel III (siehe Seite 65).

Die Durchschnittsanalyse des geschwelten Schiefers:

Organische Substanz im trockenen Schiefer	42,79 %
Feuchtigkeit im Schiefer	13,55 %
Durchschnittliche Fischerausbeute auf trockenen Schiefer	26,94 %
„ „ „ feuchten Schiefer	23,30 %
„ „ „ die org. Substanz	63,00 %

Durchgesetzter Schiefer 3781,5 ton.

Ölausbeute	Kubik- meter	Spez. Gewicht	ton	% auf den feuchten Schiefer
Schweröl aus der Vorlage A.	24,92	1,060	26,42	0,70
Schweröl aus dem Riesel- kühler BC.	580,58	1,036	601,48	15,91
Leichtöl aus den Röhren- kühlern (D-öl)	256,90	0,809	207,83	5,50
Gasbenzin	32,40	0,700	22,67	0,60
	<u>894,80</u>	<u>0,959</u>	<u>858,40</u>	<u>22,71 %</u>

TAFEL III.
Betriebsresultate.

Periode vom 22. XI bis zum 8. XII 1928.

Schieferdurchsatz in ton	A-Öl		B + C-Öl		D-Öl		Gasbenzin		Gesamtausbeute aus dem Schiefer in %
	ton	% aus d. Schiefer	ton	% aus d. Schiefer	ton	% aus d. Schiefer	ton	% aus d. Schiefer	
122,5	—	—	22,00	17,95	5,50	4,50	0,74	0,60	23,05
191,5	3,48	1,80	32,25	16,84	10,20	5,33	1,15	0,60	24,57
197,9	0,95	0,48	33,70	17,00	10,80	5,46	1,19	0,60	23,54
201,6	0,84	0,42	32,00	15,87	11,20	5,55	1,21	0,60	22,44
186,6	1,55	0,83	28,50	15,27	11,15	5,98	1,12	0,60	22,68
185,5	0,72	0,39	27,50	14,83	9,45	5,10	1,10	0,60	20,92
213,3	3,18	1,49	31,80	14,90	12,25	5,75	1,28	0,60	22,74
235,6	0,58	0,25	36,99	15,72	13,03	5,55	1,41	0,60	22,12
250,0	2,12	0,85	35,85	14,35	13,10	5,24	1,50	0,60	21,04
263,6	1,87	0,71	39,03	14,81	14,32	5,43	1,58	0,60	21,55
262,9	2,56	0,97	43,72	16,60	13,64	5,20	1,58	0,60	23,37
254,4	0,83	0,33	40,62	16,00	13,55	5,33	1,52	0,60	22,26
268,2	2,00	0,75	42,00	15,65	14,61	5,46	1,60	0,60	22,46
269,2	1,16	0,43	42,48	15,80	16,80	6,25	1,61	0,60	23,08
263,7	1,06	0,40	40,04	15,19	15,26	5,79	1,58	0,60	21,98
253,2	1,36	0,54	41,21	16,28	13,42	5,31	1,52	0,60	22,73
161,8	2,16	1,34	31,79	19,65	9,55	5,90	0,98	0,60	27,49
3781,5	26,42	0,70	601,48	15,91	207,83	5,50	22,67	0,60	22,70

In Summa 858,40 ton Rohöl.

Die Weiterverarbeitung dieser Rohölausbeute ergab:

	ton	% auf Rohöl	% auf feuchten Schiefer
Rohbenzin	168,80	19,67	4,46
Leichtbenzin 50°—160°	109,72	12,78	2,90
Schwerbenzin 160°—200°	38,12	4,44	1,01
Rektifikationsrückstand	9,50	1,10	0,25
Raffinierungsverlust	11,46	1,35	0,30
Entbenzinierungsrückstand	50,29	5,86	1,33
Schweröl A + BC	627,90	73,14	16,61

Um sich ein richtiges Bild zu machen über das erreichte Schwelresultat und die Ölausbeute, ist, wie bereits ausgeführt, beim Vergleich mit der Fischerausbeute an Rohöl, der Spaltungsgrad der Öldämpfe im Ofen und in der Fischerretorte einerseits, und das in der Fischerretorte nicht aufgefangene Gasbenzin andererseits zu berücksichtigen.

Die durchschnittliche Fischerausbeute beträgt auf trockenen Schiefer 26,94 %

Die Rohölausbeute im Betriebe beträgt auf trockenen Schiefer 26,26 %

Wenn man jedoch, wie im I. Kapitel Seite 7 als Beispiel angeführt und errechnet, die Mehrausbeute an Benzin im Ofen bzw. den höheren Spaltungsgrad im Ofen in Betracht zieht und der Fischerausbeute noch das nicht aufgefangene Gasbenzin hinzufügt, so erhält man vergleichbare Ausbeuten bei gleichem Spaltungsgrade:

Fischerausbeute	27,94 %
Betriebsausbeute	28,46 %

Die Betriebsausbeute übersteigt folglich die Fischerausbeute um 0,52 %, trotzdem im Betriebe nicht die volle Gasbenzinausbeute, sondern nur 0,6 % aufgefangen worden sind. Dieses Ergebnis erklärt sich durch den niedrigen partialen Druck der Öldämpfe, die im Ofen im Gemisch mit Wasserdampf und permanentem Gase im Spülverfahren durch vielfachen Kreislauf durch den Schiefer größere Mengen an organischer Substanz aus dem Rückstande in Form von flüchtigen Öldämpfen herausgetrieben haben, als dieses in der Fischer-Retorte ohne Spülung mit Dampf möglich ist.

Stellt man dieser Mehrausbeute von 0,52 % Öl im Betriebe des Wanderrost-Tunnelofens über die Fischerausbeute die Minder- ausbeute von 5,18 % Öl gegenüber, welche bei den Versuchen mit der Meguin-Retorte erhalten worden ist, so erhält man eine Differenz in der Ausbeute von 5,70 % oder über 20 % der möglichen Ölausbeute, welche bei Anwendung eines sonst recht vollkommenen Verfahrens, der indirekten Außenbeheizung des Schiefers durch Retortenwände, nicht erhalten, vergast und als Öl verloren gegangen ist.

Der Grund für diese Differenz in der Ausbeute ist ausschließlich zu suchen in dem weiten Temperaturbereiche der Schwelung in der Meguin-Retorte zwischen 650° und 450° und dem geringen Temperaturbereiche der Schwelung im Wanderrostofen, in welchem die Temperatur rasch auf 450° und weiterhin langsam auf 500° ansteigt, und die wärmeübertragenden Dämpfe während der Schwelung nur mit Temperaturdifferenzen von 10°—20° ihre Wärme übertragen, also nirgends im Ofen auf Temperaturen über 500° überhitzt werden, und daher der Spaltungsprozeß normalerweise mit geringer Gasbildung vor sich geht.

Die Überlegenheit der Spülschwelung durch vielfachen Kreislauf der eigenen Schweldämpfe als Wärmeüberträger unter gleichmäßigen, dem Schwel- und Spaltungsprozesse angepaßten Temperaturverhältnissen tritt durch den obigen Vergleich klar zutage.

Der Kraftverbrauch der Anlage des Estländischen Ölschieferkonsortiums beträgt bei einer normalen Leistung des Ofens von 250 Tonnen in 24 Stunden:

Kraftverbrauch der Anlage.

1) Zerkleinerung, Aufbereitung und Nodulisierung	27 KW
2) Schwelung:	
Zirkulationsventilatoren	40 „
Exhaustoren	72 „
3) Kondensation	17 „
4) Entbenzinierung und Raffinierung	8 „
5) Bitumenblaseanlage	12 „
6) Pumpwerk und Trommelwerkstatt	13 „
7) Reparaturwerkstatt	14 „
8) Beleuchtung	15 „
Summa	218 KW

Der Kraftverbrauch der Schwelung beträgt folglich pro Tonne Schiefer ca. 10—11 KW-Std., — darunter die Zirkulation ca 4 KW-Std., — der ganzen Anlage ca. 20—22 KW-St. Im Großbetriebe mit mehreren Ofeneinheiten wird der Gesamtkraftverbrauch natürlich geringer sein.

Es sind bei vollem Betriebe des Schwelofens folgende Umwandlungs- und Weiterverarbeitungskosten vorläufig erreicht worden:

Umwandlungs- und Verarbeitungskosten.

TAFEL IV.

	Umwand- lungs- kosten		Verarbeitungs- kosten				Summa	
	Aufbereitung Schwelung Kondensa- tion		Entbenzinie- rung		Raffinierung		Umwand- lungs- u. Ver- arbeitungs- kosten	
	pro ton Schie- fer	pro ton Rohöl	pro ton Schie- fer	pro ton Rohöl	pro ton Schie- fer	pro ton Rohöl	pro ton Schie- fer	pro ton Rohöl
Löhne	Kr. 1.17	Kr. 5.15	Kr. 0.12	Kr. 0.53	Kr. 0.08	Kr. 0.35	Kr. 1.37	Kr. 6.03
Material	0.25	1.10	0.03	0.13	0.52	2.23	0.80	3.46
Heizung (Brennstoff) .	0.73	3.21	0.45	1.98	—	—	1.18	5.19
Kraft und Beleuchtung	1.40	6.16	0.02	0.09	0.07	0.31	1.49	6.56
Dampf und Wasser . .	0.14	0.61	0.05	0.22	0.23	1.01	0.42	1.84
Generalunkosten	1.00	4.40	—	—	1.00	4.40	2.00	8.80
Summa	4.69	20.63	0.67	2.95	1.90	8.30	7.26	31.88
Hinzu kommen:								
Kosten des Schiefers aus d. eigenen Grube.	2.50	11.00					2.50	11.00
Summa:								
Selbstkosten (ohne Amortisation)	7.19	31.63					9.76	42.88

Hierzu muß bemerkt werden, daß die Anlage nur über sehr teure Kraft verfügte, welche pro 1 KW-Stunde ca. 0.07—0.08 Kr. kostete, da für die erste Anlage absichtlich kein größeres Kapital für Schaffung von billiger Kraft investiert werden sollte, u. a. aus dem Grunde, daß eine Belieferung des Unternehmens mit überschüssiger Wasserkraft aus den Narowafällen in Frage kam. Heute kann diese billigere Wasserkraft erhalten werden, was die unnormale teuren Kraftkosten auf ca. 40 % der jetzigen heruntersetzt. Nach dem Ausbau der Anlage und Ausnutzung aller eigenen Wärmequellen wird die Kraft auf nur etwa 20 % der jetzigen Kosten zu stehen kommen.

Dasselbe muß von den Beheizungskosten gesagt werden, welche nach dem Ausbau der Anlage und Ausnutzung der Wärme

des Schwelkokes vollständig wegfallen werden, da die Wärme des Kokes und des permanenten Schwelgases bei einer größeren Anlage den ganzen Wärme- und Kraftbedarf vollständig decken kann.

Jedenfalls wird auch schon bei der ersten Einheit im Falle der Ausnutzung des Kokes der volle Brennstoffbedarf durch eigene Wärmequellen gedeckt sein, falls die Kraft von auswärts bezogen wird, und stellen sich die Umwandlungs-, Verarbeitungs- und Selbstkosten für die Anlage daraufhin folgendermaßen:

TAFEL V.

	Umwandlungs-kosten		Verarbeitungs-kosten				Summa	
	Aufbereitung Schwelung Kondensation		Entbenzinierung		Raffinierung		Umwandlungs- u. Verarbeitungs-kosten	
	pro ton Schiefer	pro ton Rohöl	pro ton Schiefer	pro ton Rohöl	pro ton Schiefer	pro ton Rohöl	pro ton Schiefer	pro ton Rohöl
Löhne	Kr. 1.17	Kr. 5.15	Kr. 0.12	Kr. 0.53	Kr. 0.08	Kr. 0.35	Kr. 1.37	Kr. 6.03
Material	0.25	1.10	0.03	0.13	0.52	2.23	0.80	3.46
Heizung	—	—	—	—	—	—	—	—
Kraft und Beleuchtung	0.56	2.46	0.01	0.04	0.03	0.12	0.61	2.62
Dampf und Wasser . .	0.04	0.18	0.01	0.07	0.07	0.30	0.12	0.55
Generalunkosten	1.00	4.40	—	—	1.00	4.40	2.00	8.80
Summa	3.02	13.29	0.17	0.77	1.70	7.40	4.90	21.46
Hinzu kommen: Schieferkosten	2.50	11.10					2.50	11.00
Summa: Selbstkosten (ohne Amortisation)	5.52	24.29					7.40	32.46

Die Umwandlungskosten des Schiefers in Rohöl betragen folglich mit billigerer Kraft und Ausnutzung der Wärme des

Kokes ohne Generalunkosten Kr. 2.02 pro Tonne Schiefer oder Kr. 8.89 pro Tonne Rohöl.

Anlagekosten und Amortisation. Die Anlagekosten für die Anlage mit der ersten Schwelofeneinheit haben in runden Ziffern betragen:

Aufbereitung	ca. Kr. 130.000.—	
Schwelofen	„ „ 470.000.—	
Kondensation	„ „ 130.000.—	
Entbenzinierung	„ „ 100.000.—	
Raffinierung	„ „ 125.000.—	
Bitumenblasung	„ „ 80.000.—	
Tankanlage und Rohrleitungen	„ „ 100.000.—	
Kraftzentrale, Pumpwerk	„ „ 230.000.—	
Hilfsanlagen, Büro, Laboratorium, Lager, Reparaturwerkstatt, Emballagerwerkstatt, Bahnanschluß	„ „ 235.000.—	1.600.000.—

Auf eine jährliche Rohölproduktion von 16.500 Tonnen entfallen:

Für die Umwandlung pro Tonne Rohöl

Anlagekosten	$\frac{800.000}{16.500}$	= 48.50 Kr.
Bei 10% Amortisation, Amortisationskosten		= 4.85 „
Für die Verarbeitung einschließlich Hilfsanlagen pro Tonne Rohöl Anlagekosten	$\frac{800.000}{16.500}$	= 48.50 „
Bei 10% Amortisation, Amortisationskosten		= 4.85 „

Die Selbstkosten einschließlich Amortisation stellen sich folglich mit billigerer Kraft und Ausnutzung der Wärme des Kokes für die Beheizung:

pro Tonne erzeugtes Rohöl ..	29.14 Kr. = 32.— RM.
pro Tonne verarbeitetes Rohöl	42.16 Kr. = 46.40 RM.

Vergrößerung der Leistung der Anlage.

Der Betrieb hat jedoch gezeigt, daß die maximale Leistungsfähigkeit des Schwelofens und der Anlage noch bei weitem nicht erreicht ist; dieselbe kann mit geringen Verbesserungen noch recht bedeutend vergrößert werden.

Die Leistung des Schwelofens ist abhängig von folgenden Faktoren:

a) Schwelzeit.

Die Schwelzeit von $2\frac{1}{2}$ Stunden konnte bis jetzt nicht unterschritten werden, weil die größeren, über 100 mm starken Stücke des Grobschiefers eine solche erfordern. Nußschiefer von nicht über 50—60 mm kann dagegen in ca. $1\frac{1}{2}$ Stunden vollständig ausgeschwelt werden. Durch eine weitergehende Zerkleinerung kann also die Schwelzeit um 40 % herabgesetzt und die Leistung um 60 % erhöht werden.

Dasselbe Resultat kann erreicht werden durch Vergrößerung der Schütthöhe der Wagen und der Schiefercharge im Ofen. In letzterem Falle müßte auch die Intensität der Zirkulation der Schwelgase im Ofen durch Erhöhung der Tourenzahl der Zirkulationsventilatoren vergrößert werden.

b) Wärmeübertragung.

Die Wärmeübertragung ist wiederum abhängig von der Heizfläche der Heizkörper, von der Heizfläche des Schiefers und von der Menge Heizgas, welche durch die Heizkörper durchgeführt werden kann.

Die rechnerische Analyse der Ofenvorgänge zeigt, daß die Heizfläche noch bei weitem nicht voll ausgenutzt ist und noch weit mehr belastet werden kann. Die Wärmeübergangskoeffizienten dürften bei den hohen Geschwindigkeiten und der Natur der Schweldämpfe recht hohe sein, was aus den minimalen Temperaturdifferenzen hervorgeht. Diese Temperaturdifferenzen sind so geringe, daß sie unbeschadet wenigstens verdoppelt werden könnten. Die Heizfläche des noch mehr zerkleinerten Schiefers ist so groß, daß hier jedenfalls kein Hindernis vorliegt, was ja auch die kurze Schwelzeit, welche für den Nußschiefer genügt, beweist. Eine Grenze für die Erhöhung der Wärmeübertragung ist nur gesetzt durch die lichte Weite der Heizkörper und die Geschwindigkeit der Heizgase, mit welcher der Kraftverbrauch der Exhaustoren steigt.

Da aber die Geschwindigkeit der Heizgase der Feuerung I nur ca. 8 m/Sek. beträgt und bis etwa 11—12 m/Sek. erhöht werden kann, ohne daß der Kraftverbrauch allzu sehr wächst, da außerdem die Eintrittstemperatur jedenfalls bis 900° gesteigert

werden kann, ist es wohl möglich, durch eine entsprechend größere Menge Heizgase dem Heizkörper der ersten Ofenhälfte um 50—60 % mehr Wärme zuzuführen, als bei der jetzt erreichten Leistung zugeführt wird. Die Wärmezufuhr in den Heizkörper der zweiten Hälfte kann ohne weiteres weit mehr als um 50—60 % erhöht werden.

Daher ist es leicht möglich, durch Ersatz des Exhaustors I durch einen stärkeren mit einer Leistungsfähigkeit von ca. 1600 m³ pro Minute und gleichzeitige Anwendung von Nußschiefer nicht über 60 mm die Leistung des Ofens auf 16.500 kg pro Stunde oder 400 Tonnen in 24 Stunden zu vergrößern.

In dieser Richtung ist auch schon ein Versuch angestellt worden, dessen Resultat die Richtigkeit der obigen Ausführungen bestätigt. Es wurden nur Nußschiefer und Nodulen chargiert, die Eintrittstemperatur der Heizgase in den Ofen aus der Feuerung I wurde auf ca. 900° erhöht, die Tourenzahl des Exhaustors I um 20 % vergrößert, die Austrittstemperatur der Heizgase aus dem Ofen in den Exhaustor I wurde auf ca. 510—525° und die Ofentemperatur in der Mitte des Ofens bis auf ca. 480—500° gehoben. Die Feuerung II wurde abgestellt, und nur um die Wärmeverluste zu decken, wurde von Zeit zu Zeit ein wenig zugeheizt.

Es gelang, mit nahezu normalem Durchsatz den Schiefer praktisch genommen in der ersten Hälfte des Ofens, also in 1¼ Stunden auszuschwelen.

Von den übrigen Teilen der Anlage braucht nur die Nodulierung ausgebaut zu werden, um die Leistung auf das andert-halb-fache zu heben, und die Entbenzinierung des Leichtöles von derjenigen des Waschöles getrennt zu werden. Alle anderen Teile der Anlage können ohne weitere Änderungen größere Mengen durchsetzen.

Wenn man diese schon festgestellte Möglichkeit in Betracht zieht, ist es klar, daß die oben angeführten Umwandlungskosten des Schiefers in Rohöl bei weitem auch für die erste Anlage nicht die Grenze des Erreichbaren darstellen, sondern nahezu im umgekehrten Verhältnis zur Leistungserhöhung sich vermindern und jedenfalls nicht 1.50 Kr. pro Tonne Schiefer oder 6.60 Kr. pro Tonne Rohöl übersteigen werden. Da verhältnismäßig geringe Neuinvestitionen erforderlich sind, um die Leistung der Anlage um 50 % zu heben, werden die Amortisationskosten und General-

unkosten jedenfalls um denselben Prozentsatz wie die Umwandlungskosten heruntergehen.

Somit dürften die Selbstkosten des Rohöles durch Erhöhung der Produktion der Anlage um ca. Kr. 4.60 verringert werden können, und Selbstkosten des Rohöles von 24—25 Kr. oder ca. 27—28 RM. pro Tonne Rohöl einschließlich Amortisation der Anlage, durchaus im Bereiche der Möglichkeit liegen.

Die Schwelleistung von 400 Tonnen Schiefer am Tage ist indessen die Grenze nur für die erste Ofeneinheit, so wie sie ausgeführt ist, mit geringfügigen Umänderungen.

Der Ofentypus gestattet es, bei Neukonstruktionen und Neubauten weit größere Leistungen in einer Einheit zu konzentrieren.

Die Grenze der Leistung einer Ofeneinheit ist gesetzt durch die Möglichkeit, in konstruktiven und wirtschaftlichen Grenzen die nötige Schmelzeit des Schiefers der entsprechenden Korngröße sicherzustellen, also das erforderliche Schiefervolum im Ofen unterzubringen, und für die notwendige Wärmeübertragung zu sorgen, also auf konstruktive Weise die erforderliche Heizfläche der Heizkörper mit genügendem Querschnitt für die Durchführung der erforderlichen Heizgase zu beschaffen.

Die Grenzen des Schiefervolums sind gezogen durch die Länge, Breite des Ofens und die Schütthöhe des Schiefers. Wenn man die Breite der Wagen mit 3 m, die Länge des Schmelzraumes mit 60 m begrenzt, welche Grenzen noch nicht den äußersten Bereich des praktisch und konstruktiv Möglichen erreichen dürften, dann bildet die maximal anwendbare Schütthöhe des Schiefers eine Grenze für das Schiefervolum.

Die Schütthöhe ist wiederum eine Funktion der Intensität der Zirkulation, der Korngröße, des hieraus resultierenden Widerstandes und folglich Kraftverbrauches. Durch Vergrößerung der Leistung werden große Ersparnisse in den Anlage- und Betriebskosten pro Tonne Schiefer erzielt, wohingegen der vergrößerte Kraftverbrauch Mehrausgaben verursacht. Die Grenze der Schütthöhe ist also gezogen durch den Mehrverbrauch an Kraft, dessen Kosten die erzielten Ersparnisse nicht übersteigen dürfen.

Die Zerkleinerung soll beispielsweise soweit getrieben werden, daß keine größeren Stücke als 60 mm vorhanden sind und man folglich mit einer Schmelzeit von nicht über zwei Stunden rechnen kann.

Weitere Entwicklungsmöglichkeiten in der Leistung des Wanderrost-Ofens als Schmelofentypus.

Als Grenze der Schütthöhe sollen 600 mm angenommen werden. Das Schiefervolumen wird folglich $60 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 0,60 \text{ m} = 108 \text{ m}^3$ betragen (81 Tonnen) und der Durchsatz des Ofens bei zwei-stündiger Schmelzeit ca. 40,5 Tonnen pro Stunde oder ca. 1000 Tonnen in 24 Stunden.

Als Grenze der Intensität der Zirkulation soll eine Geschwindigkeit von 2 m pro 1 m^2 Rostfläche der Wagen angenommen werden, wobei pro $0,6 \text{ m}^3$ oder 0,45 ton Schiefer in 7200 Sekunden 14.400 m^3 Schwelgase als Wärmeüberträger kommen oder pro 1 kg Schiefer 32 m^3 oder $32 \times 0,6 =$ rund 20 kg.

Der Wärmebedarf pro 1 kg. Schiefer beträgt im ersten Ofen 327 WE.; in der größeren Ofeneinheit wird er sich vermindern dank den geringeren Wärmeverlusten durch Strahlung und geringerem Wärmeaufwande für die Erwärmung der Schieferwagen und wird 300 WE. nicht übersteigen. Demnach wird die durchschnittliche Temperaturdifferenz der wärmeübertragenden Dämpfe betragen:

$$T - t = \frac{300 \text{ WE.}}{20 \text{ kg} \times 0,48} = \text{ca. } 31^\circ.$$

Der Zirkulationswiderstand im ersten Ofen beträgt etwa $h = 20 \text{ mm}$ Wassersäule, wie aus dem Kraftaufwande von ca. 60 PS aus folgender Formel hervorgeht:

$$\frac{133 \text{ m}^3 \times h}{75 \times 0,6} = 60 \text{ PS}; \quad h = 20 \text{ mm.}$$

Hiervon kommen jedoch auf Grund eingehender Versuche und Berechnungen auf den Widerstand der Schieferschicht nur ca. 7 mm, während ca. 13 mm den übrigen Zirkulationswiderstand bilden. Für etwas weiter zerkleinerten Schiefer soll ein Widerstand von 9 mm angenommen werden bei $v = 1 \text{ m/Sek.}$ und 300 mm Schütthöhe, welcher Widerstand einer durchschnittlichen Korngröße von ca. 40 mm entspricht.

Der Widerstand wächst ungefähr mit dem Quadrate der Geschwindigkeit und direkt proportional zu der Schütthöhe.

Demgemäß wird der Widerstand des Schiefers im großen Ofen bei doppelter Geschwindigkeit und doppelter Schütthöhe das achtfache oder ca. 72 mm betragen, zu welchen der konstante Zirkulationswiderstand von 13 mm hinzukommt, so daß ein Gesamtwiderstand von ca. 85 mm entsteht.

Der Kraftverbrauch der Zirkulation im Ofen wird daher betragen $\frac{180 \times 2 \times 85}{75 \times 0,6} = 680$ PS oder 500 KW, so daß pro 1 Tonne Schiefer ca. 12 KW-Stunden für die Zirkulation kommen und ein Mehrverbrauch von 8 KW-Stunden dem ersten Ofen gegenüber entsteht. Bei einem Preise von 0,03 Kr. pro 1 KW-Stunde erhöhen sich die Schwelkosten um 0,24 Kr. pro Tonne Schiefer. Dieser Erhöhung der Selbstkosten steht jedoch eine Selbstkostenverminderung gegenüber in Form von Löhnen und Amortisationskosten, welche weit größer sein dürfte als die Mehrkosten für den vergrößerten Kraftverbrauch, so daß vom Standpunkte der Wirtschaftlichkeit eine Vergrößerung der Leistung einer Ofeneinheit bis auf 1000 Tonnen durchaus vorteilhaft sein dürfte.

Was nun die Beschaffung einer genügenden Wärmeübertragung für eine Leistung von 1000 Tonnen in einer Einheit betrifft, so dürfte dieses keinerlei Schwierigkeiten bereiten.

Für eine Leistung von 40 Tonnen pro Stunde sind durch die Heizflächen ca. 12.000.000 WE. pro Stunde zu übertragen. Man kann auf Grund der bisher vorliegenden Erfahrungen jedenfalls eine durchschnittliche Wärmeübertragung von ca. 3000 WE. pro 1 m² und Stunde zugrundelegen, wobei ein Tausendtonnenofen eine Heizfläche von ca. 4000 m² erhalten muß. Diese Heizfläche ist leicht unterzubringen in zwei Heizkörpersträngen, welche am besten über oder seitlich von den Wagen angeordnet werden, von 60 m Länge und einem Querschnitt von 3 m×3 m, in welchen die Rohre einen genügenden lichten Querschnitt für die notwendige Menge an Heizgasen mit einer Durchschnittsgeschwindigkeit von 10—11 m/Sek. freilassen.

Die direkten und indirekten Vorteile, welche durch Konzentrierung von großen Leistungen in einer Einheit erreicht werden können, sind so augenfällige, daß es sich erübrigt, auf dieselben näher einzugehen. Es soll nur bemerkt werden, daß die Handhabung eines großen Tunnelofens in weitem Maße zentralisiert und mechanisiert werden kann, so daß die Löhne auf ein geringes heruntersinken werden.

Jedenfalls kann man mit Fug und Recht feststellen, daß durch Schaffung des Wanderrost-Wagen-Tunnelofens ein Schwelofentypus geschaffen ist, der die größten Leistungen ermöglicht, welche nicht annähernd von anderen vorhandenen Typen erreicht werden können, und der sich in den Anlage- wie Betriebs-

kosten so wirtschaftlich stellt, daß das Problem der Schwelung in großindustriellem Maßstabe auch der schwierigsten Ölschiefer als gelöst angesehen werden kann.

Siebentes Kapitel.

Andere Ausführungsformen eines Schwelofens für Kreislaufspülung von stückigem Schwelgut.

1. Der Konveyorofen.

Es hat für den Techniker viel Verlockendes, noch weiter in der Mechanisierung des Ofens zu gehen und die Wagen durch einen im Ofen umlaufenden durchbrochenen Konveyor oder Wanderrost von großen Ausmaßen zu ersetzen, wie es ursprünglich geplant war und welche Absicht vorläufig fallengelassen wurde, um nicht unnötige Faktoren von Betriebsunsicherheit in die Konstruktion hereinzubringen.

Die Vorteile eines vollkommen mechanisierten Konveyorofens liegen auf der Hand.

Die Manipulationen mit den Wagen, welche immerhin einige Handarbeit erfordern, fallen fort.

Die Wagenwärme geht nicht verloren, da der Konveyor innerhalb des Ofens verbleibt. Diese Wagenwärme beträgt je nach der Größe der Wagen und deren Schütthöhe etwa 10—15% der Gesamtwärme des Prozesses.

Der Konveyor, welcher unter den gegebenen Verhältnissen, Temperatur und großen Dimensionen, um haltbar zu sein, sehr massiv konstruiert sein muß, spielt bei seinem Umlauf die Rolle eines Wärmeausgleichers, indem die am Austrittsende des Ofens aufgespeicherte Wärme beim Rücklauf des Bandes dem Eintrittsende zugute kommt, was die rasche und gleichmäßige Erwärmung des Schwelgutes fördert.

Ferner ist die Führung der zirkulierenden Dämpfe unter einen Konveyor, welcher die gesamte Länge und Breite des Ofens deckt, eine einfachere als in Wagen mit größerer Schütthöhe und größerem Widerstande. In letztere müssen die zirkulierenden Schwel-dämpfe durch genau sich an die Wagen anpassende Düsen einge-

blasen werden, damit die gesamten zirkulierenden Dämpfe auch durch den Schiefer und nicht teilweise zwischen den Wagen durchziehen.

Endlich ermöglicht nur der Konveyorofen einen vollkommen ununterbrochenen und daher vollkommen gleichmäßigen Betrieb ohne jegliche Temperaturschwankungen, da beim Wagenofen der Betrieb nicht vollständig kontinuierlich ist, die Wagen in gewissen Zeitabständen ein- und auschargiert werden müssen und schrittweise fortbewegt werden. Diese nicht vollständige Kontinuität, welche immerhin von gewissen Temperaturschwankungen am Eintrittsende in der Zeit zwischen zwei Einchargierungen begleitet ist, kann nur durch häufigeres Chargieren von einzelnen Wagen von einer Gesamtzahl von etwa zehn bis fünfzehn Wagen, welche die volle Charge des Ofens bilden, auf ein Minimum reduziert, jedoch nicht vollkommen beseitigt werden.

Der Konveyorofen hat aber auch seine Nachteile im Vergleich mit dem Wagenofen.

Die Konstruktion der Fortbewegung des Schiefers auf einem Konveyorband ist weit komplizierter als die einfache Fortbewegung der Wagen, und kann diese Kompliziertheit Veranlassung zu häufigeren Betriebsstörungen geben, welche beim einfachen Wagenofen so gut wie ausgeschlossen sind.

Das Konveyorband verbleibt im Ofen, entzieht sich der Kontrolle, und ev. Störungen können nur durch Einstellung des Betriebes behoben werden, während die Wagen ein- und auslaufen und Störungen, beispielsweise durch Zusammenschmelzen der Schiefercharge, welche durch Abweichungen von den normalen Betriebsverhältnissen ev. entstehen könnten, zwar eine unvollkommene Schwelung einiger Wagen zur Folge haben, den Betrieb jedoch nicht aufhalten können.

Die Austragung des Kokes aus dem Konveyorofen ist ein nicht so leicht zu lösendes Konstruktionsproblem, wenn man in Betracht zieht, daß der Koks zeitweise zusammenhängende Massen bilden kann.

Das zu verschwelende Gut befindet sich beim Eintritt in den Ofen und während seiner Fortbewegung nicht im Zustande vollständiger Ruhe, wie in den Wagen. Daher ist Schwelgut, dessen einzelne Stücke gegen mechanische Einwirkungen weniger Widerstand leisten, wie beispielsweise Nodulen, weniger geeignet im Konveyorofen geschwelt zu werden, weil die Stücke durch Reibung

und andere mechanische Einwirkungen ihre Gasdurchlässigkeit teilweise verlieren können.

Der größte Nachteil des Konveyorofens ist aber eine geringere Leistungsfähigkeit in einer Einheit im Vergleich mit dem Wagenofen.

Im Wagenofen ist die Länge und Breite des Ofens eine weit weniger begrenzte als im Konveyorofen. Auch die Schütthöhe kann unbeschadet der Gleichmäßigkeit der Zirkulation bis zu der Grenze der Wirtschaftlichkeit und nur in Abhängigkeit von der Natur des Schiefers gewählt werden.

Im Konveyorofen dagegen ruht das Gut auf einem flachen Bande, ruht seitlich an den Wänden und reibt sich an denselben während der Fortbewegung, wodurch die Schütthöhe sich an den Wänden vermindert. Um diese Reibung und Schütthöhenverminderung, sowie ihren Einfluß auf die Gleichmäßigkeit der Zirkulation möglichst zu verringern, darf die Schütthöhe bei gegebener Breite des Bandes ein gewisses Maß nicht überschreiten, welches beispielsweise bei einer Breite des Bandes von 3 m mit circa 200—300 mm wohl seine Grenze erreichen dürfte.

Infolgedessen kann in einem Konveyorofen kein so großes Schiefervolumen untergebracht werden wie in einem Wagenofen, und muß gesucht werden, durch Anwendung von kleinerer Korngröße die Schmelzeit zu vermindern. Dieses hat aber seine praktischen Grenzen, da hierbei viel feineres Material anfällt, welches abgesiebt und nodulisiert werden muß.

Hierbei ist noch zu beachten, daß ein solides haltbares Konveyorband am besten aus einzelnen, beispielsweise 15 mm starken Eisenstäben in Form einer Gall'schen Kette mit durchgehenden Bolzen und 15 mm breiten Zwischenräumen konstruiert wird, in welche entsprechende Zähne der Trommeln eingreifen und selbsttätig die Schlitze rein halten. Folglich können diese Zwischenräume praktisch nicht schmaler als etwa 15 mm sein, und daher kann auch nur Material von einer größeren Korngröße auf dem Konveyorbande verschwelt werden.

Man könnte sich ja auch als Konveyorband einen Wanderrost von allgemein üblicher Konstruktion mit ganz geringen Schlitzen denken. Es ist jedoch in Frage zu stellen, ob und wie weit diese Schlitze, deren lichte Weite sowieso eine begrenzte ist, im Betriebe sich selbsttätig offen halten werden.

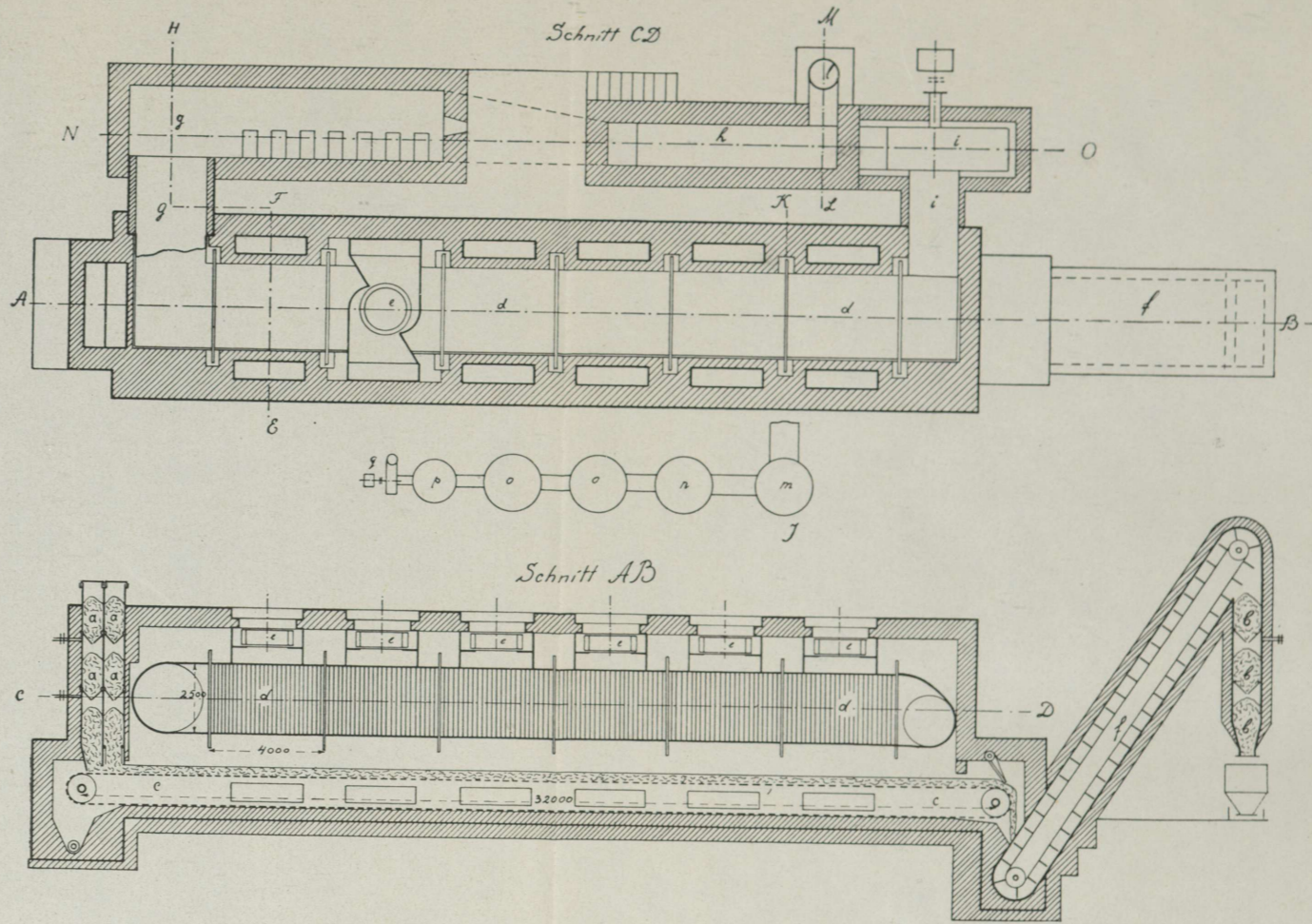
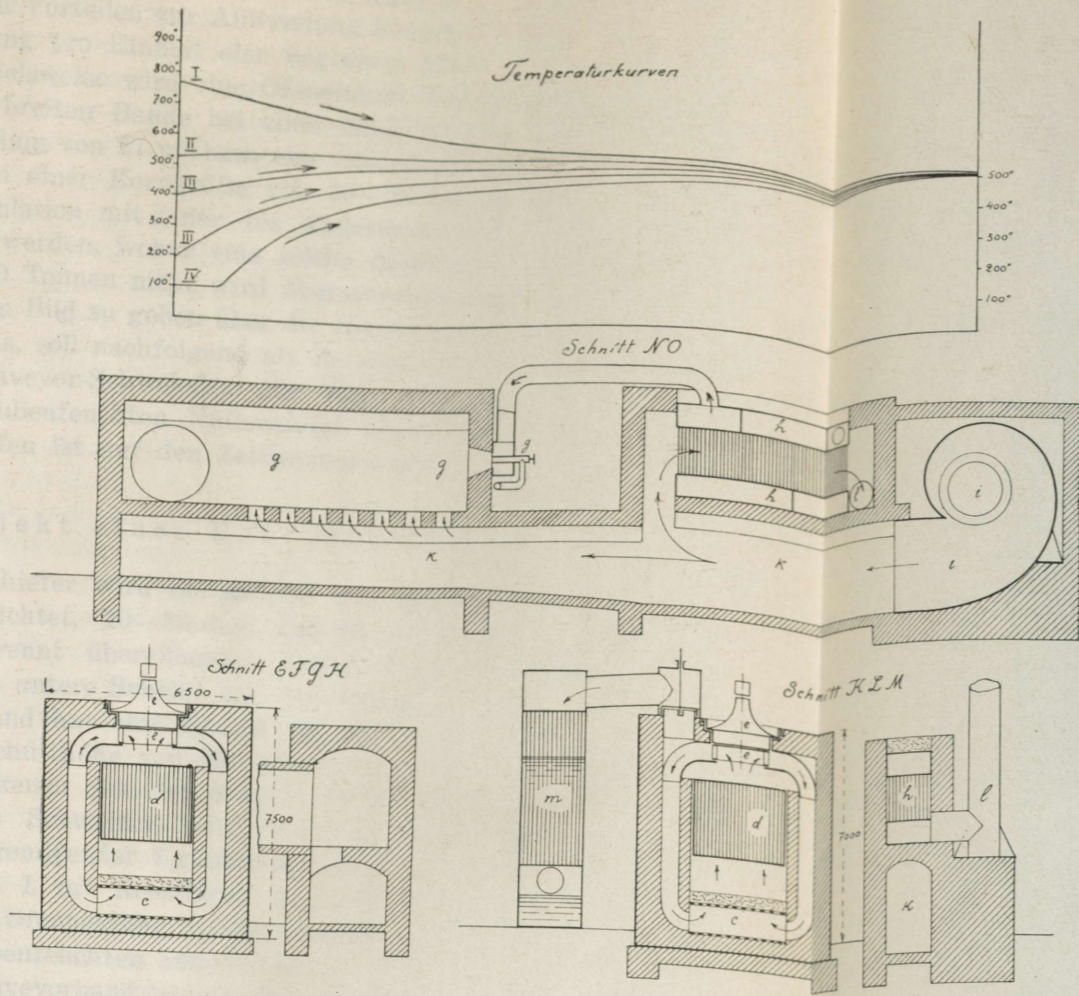


Fig. 8.

Konveyor-Schmelofen für 14.000 kg Nußschiefer pro Stunde.

- a. Eintritts-Füllschächte.
- b. Austritts-Füllschächte.
- c. Konveyor.
- d. Heizkörper.
- e. Zirkulationsventilatoren.
- f. Kokselevator.

- g. Feuerung für Gas.
- h. Luftvorwärmer.
- i. Exhauster
- k. Rücklauf-Heizgas-Kanal.
- l. Esse.
- m. Heißwasserkühler-Dampferzeuger.

- n. Fraktionierungskolonie mit Luftkühler und Tropfenfänger.
- o. Wasserröhrenkühler.
- p. Waschkolonne für Gasbenzingerinnung.
- q. Gasgebläse.

Temperaturkurven:

- I — Heizgas.
- II — Heizkörper.
- III — Zirkulierende Schmelldämpfe.
- IV — Schiefer und Schieferkoks.

Es ist nicht unmöglich, daß in Zukunft auch Konveyoröfen dank ihren Vorteilen zur Anwendung kommen werden, doch wird die Leistung pro Einheit eine begrenzte sein.

Beispielsweise wird eine Ofeneinheit mit einem 30 m langen und 3 m breiten Bande bei einer Schütthöhe von 300 mm ein Schiefervolum von 27 m^3 bzw. eine Schiefercharge von 18 Tonnen halten. Bei einer Korngröße von 20—40 mm könnte bei intensiver Zirkulation mit einer bis anderthalb Stunden Schmelzeit gerechnet werden, woher eine solche Einheit eine Tagesleistung von ca. 300 Tonnen nicht überschreiten können.

Um ein Bild zu geben über die Konstruktion eines Konveyor-Schmelofens, soll nachfolgend als Beispiel ein Skizzenprojekt für einen Konveyor-Schmelofen für eine Tagesleistung von 330 Tonnen grubenfeuchten Nußschiefer angeführt werden.

Der Ofen ist auf den Zeichnungen unter Fig. 8 dargestellt.

Projekt eines Konveyor-Schmelofens.

Der Schiefer wird bis auf 50 mm zerkleinert und in zwei Sorten gesichtet, 10—30 mm und 30—50 mm, und die beiden Sorten getrennt übereinander chargiert, so daß der gröbere Schiefer die untere Schicht auf dem Konveyorbande bildet.

Das Band hat eine Länge von 30 m und Breite von 3 m bei einer Schütthöhe von 300 mm, so daß im Ofen 27 m^3 oder 18 ton trockenen Schiefer bzw. 21 ton grubenfeuchten Schiefer lagern. Die Schmelzeit wird mit $1\frac{1}{2}$ Stunden angenommen, welche bei genügender Zirkulation von 150 m^3 pro Sekunde oder $1,66 \text{ m}^3$ pro 1 m^2 Rostfläche und der genannten Korngröße genügt. Die Ofenleistung beträgt demnach pro 24 Stunden ca. 336 Tonnen grubenfeuchten Schiefer oder 100.000 Tonnen im Jahre.

Das Konveyorband besteht aus einer Gall'schen Kette, zusammengesetzt aus Stabeisen-Kettengliedern von $50 \text{ mm} \times 15 \text{ mm} \times 350 \text{ mm}$ (von Zentrum zu Zentrum) und kann mit 300 mm hohen Rändern aus starkem Blech versehen werden, um eine Reibung des Schiefers und eine Abflachung der Schütthöhe an den Wänden zu vermeiden. Das Band wiegt ca. 45.000 kg; es laufen pro Stunde um 15.000 kg, welche $15.000 \times 0,12 \times 500^0 = 900.000 \text{ WE.}$ aufspeichern, einen Teil beim Rücklauf in den kälteren Teil des Ofens abgeben und zu der gleichmäßigen raschen Erwärmung nicht unerheblich beitragen.

Die Füllschächte bestehen für jede Sorte Schiefer aus je drei Abteilungen, aus welchen die Luft durch Dampf verdrängt wird und welche unter Dampfüberdruck stehen müssen, um das Ofeninnere von der Außenluft zu isolieren und zu verhindern, daß Öldämpfe in die letzte Abteilung, welche vom Ofen nicht getrennt ist, eintreten, hier kondensieren und den Schiefer benetzen.

Daher muß der Schiefer bis ca. 100° durch Kondensation des Dampfes vorgewärmt werden, was einen Dampfverbrauch von ca. 7 kg pro 100 kg grubenfeuchten Schiefer erfordert. Der Wärmeaufwand = $87 \times 0,3 \times 100 + (13 \times 100) = 3910$ WE.; $\frac{3910 \text{ WE.}}{540} = 7,24$ kg. In den Ofen gelangt daher auf ca. 100° erwärmter Schiefer, jedoch mit ca. 20% Gesamtfeuchtigkeit.

Der Schwelkoks fällt auf einen geneigten Elevator, welcher denselben in einen vertikalen Austrageschacht hebt, der auch in drei Abteilungen geteilt ist, drei Austrittskammern entsprechend, von welchen wenigstens eine unter ständigem Dampfdrucke steht, so daß wohl Dampf durch Undichtigkeiten in den Ofen und in die Atmosphäre, aber keine Luft in den Ofen gelangen kann und auch keine Öldämpfe entweichen können. Der Elevator besteht aus einem eisernen, hermetisch abgeschlossenen und isolierten Gehäuse, welches mit überhitztem Dampf angefüllt ist, dessen Überschuß langsam in den Ofen heruntersteigt. Da dieser überhitzte Dampf ein weit geringeres spezifisches Gewicht besitzt als die schweren Schweldämpfe, können letztere nur den unteren Teil des Elevators anfüllen, jedoch nicht nach oben steigen. Auf diese Weise soll eine vollständig abgeschlossene Austragung des Schwelkokes erreicht werden, welche trotzdem betriebssicher ist und zu keinen Verstopfungen Anlaß geben kann. Der Schwelkoks wird in Kübel abgefüllt, welche durch einen Chargierkran in Vergasungsgeneratoren entleert werden.

Die Beheizung geschieht im Gleichstrom durch eine Feuerung.

Die Schwelprodukte ziehen ab mit 500° in einen Heißwasserkühler bzw. Niederdruckdampfzerzeuger, kühlen von 500° auf 200° und erzeugen den notwendigen Zusatzdampf.

Aus dem Heißwasserkühler gelangen die Dämpfe mit 200° in eine Raschigringkolonne mit luftgekühltem Dephlegmator. Das Kondensat dieser Kolonne und des Heißwasserkühlers vereinigt

sich als wasser- und benzinfreies Schweröl und tritt bei circa 200° aus.

Aus dem Dephlegmator gelangen die Dämpfe mit ca. 100—110° in die Kaltwasserröhrenkühler, und werden hier sowohl die Wasserdämpfe wie das Leichtöl mit 80—90% Benzinge halt niedergeschlagen. Eine Waschkolonne für das Gasbenzin und ein Gasgebläse beschließen die Kondensation.

Nur die Praxis und die Zukunft werden zeigen, welcher Variation des Wanderrostofens der Vortritt zu geben ist.

Vorläufig jedenfalls ist der Wanderrost-Wagenofen der Typus, welcher seiner Einfachheit und Betriebssicherheit wegen, die sich in mehrjährigem Betriebe bewährt hat, den Vorzug verdient.

2. Der Pfannen-Wanderrostofen.

Als Variation des Wanderrost-Wagentunnelofens wäre noch der Pfannen-Wanderrostofen zu erwähnen.

Der Pfannenofen liegt seiner Konstruktion nach zwischen dem Wagentunnelofen und dem Konveyorofen und vereinigt gewisse Vorteile beider Systeme, ohne sich deren Nachteile zu eigen zu machen.

Bei dem Pfannenofen werden anstatt Wagen eine Reihe von flachen Pfannen mit durchbrochenem Boden (Roste) durch einen Tunnelofen kontinuierlich geschoben. Die Pfannen gleiten mit nur geringem Spielraum in einer Führung. Der gemauerte, in einen eisernen Außenmantel hermetisch eingeschlossene Ofen besteht aus zwei bis drei Eintrittskammern, welche für Vortrocknung des Schiefers dienen, einer Schwelkammer in der Mitte des Ofens und drei Austrittskammern für die Kühlung des Koks. Die Kammern sind durch Zwischenwände geteilt und nur durch Öffnungen verbunden, durch welche die Pfannen gleiten, die Öffnungen mit nur geringem Spielraum ausfüllen und die Tore ersetzen, welche sich somit erübrigen, und genügen je ein Eintritts- und ein Austrittstor oder Verschuß.

Durch Vortrocknung des Schiefers in den Eintrittskammern und durch Kühlung des Koks in den Austrittskammern wird Wasserdampf erzeugt, der bei geschlossenen Eintritts- und Austrittstoren sich von Kammer zu Kammer durch den Spielraum um die Pfannen einen Weg in den Schwelraum sucht, wodurch

bei geringem Spielraum ein gewisser Überdruck an Wasserdampf in diesen Kammern entsteht. Für die Zeit des Öffnens der Tore für das Hereinschieben eines neuen Wagens und Herausziehen eines fertig geschwelten sucht sich ein Teil des Wasserdampfes auch einen Weg nach außen in die Atmosphäre. Es kann aber aus den äußeren Kammern nur Wasserdampf austreten und keine Luft eintreten. Man erreicht mit nur einem Paar Tore eine vollständige Isolierung des Ofens von der Atmosphäre. Der Überdruck im Ofen wird durch einen Druckregler selbsttätig auf dem gewünschten Niveau gehalten.

Die Vorteile dem Wagentunnelofen gegenüber sind daher folgende:

1) Geringeres Gewicht der Pfannen und geringerer Wärmeverlust durch deren Erwärmung. Es liegt auf der Hand, daß es rationeller ist, eine flache Pfanne durch den Ofen zu schieben, als einen Wagen nebst Untergestell. Das Untergestell wird außerhalb des Ofens ersetzt durch geneigte Rollgänge oder Rollgänge mit mechanischem Vorschub anstatt des Geleises, oder durch elektrische Laufkatzen.

2) Die zahlreichen Schleusentore und Vorschübe in Abhängigkeit von der Anzahl der Eintritts- und Austrittskammern fallen weg. Der Ofen erhält nur einen Vorschub und je eine Eintritts- und Austrittsklappe oder -Tor, und dennoch wird eine völlige Isolierung des Ofens erreicht.

3) Der Vorschub kann dank dem obigen Umstande ein kontinuierlicher sein mit nur kurzen Unterbrechungen für den Einschub einer neuen Pfanne; daher fallen die Temperatur- und Druckschwankungen im Ofen fort.

4) Die Pfannen gleiten auf Winkeln oder Schienen, decken vollkommen mit ihren Auflagen ihre Bahn und trennen somit ohne Zwischenräume, so wie der Konveyor, den oberen vom unteren Raum in den einzelnen Kammern. Infolgedessen müssen die gesamten zirkulierenden Schweldämpfe durch den Schiefer zirkulieren und nicht teilweise nebenbei durch Undichtigkeiten und Spielraum, was bei Wagen immer der Fall sein wird.

Dem Konveyorofen gegenüber sind folgende Vorteile vorhanden:

5) Vollkommene Betriebssicherheit wie beim Wagentunnelofen, welche beim Konveyor noch nicht erwiesen ist, im beson-

deren betreffend die automatische Reinigung der Schlitz- und Trommeln von Koksansätzen.

6) Es wird die Umladung des Schiefers aus den Transportwagen in den Füllschacht und des Koks aus dem Austrageschacht in Wagen und Behälter vermieden. Daher wird der Schiefer schonender behandelt, es entsteht kein zusätzlicher Grus, und können in Pfannen auch Nodulen sowohl wie schwache Briquette verarbeitet werden.

7) Geringere Anlagekosten der billigen und leichten Pfannen im Vergleich mit dem schweren Konveyor und Trommeln, welche Präzisionsarbeit erfordern.

8) Es kann nach Bedarf jede Schütthöhe angewandt werden und daher, — falls die Natur des Schiefers es erlaubt, — bei größerer Schütthöhe in tieferen Pfannen eine sehr hohe Leistung erreicht werden.

Die Dimensionen der Pfannen hängen ab von der gewünschten Leistung und der gewählten Schütthöhe des Schwelgutes. Bei leichtschmelzendem reichem Schwelgut empfiehlt es sich, eine Schütthöhe von 300—400 mm nicht zu überschreiten, um volle Ausbeuten zu erhalten. Bei größeren Schütthöhen ist der Temperaturfall beim jedesmaligen Durchgange der zirkulierenden Dämpfe durch den Schiefer ein größerer, weshalb die Gefahr näher liegt, daß die Öldämpfe unter ihren Sättigungsgrad abkühlen, teilweise an dem kälteren Schwelgute kondensieren und infolgedessen Anlaß zum stellenweisen Schmelzen des Schwelgutes geben, wodurch die Gasdurchlässigkeit sowie die gleichmäßige Erwärmung und Ausschmelzung behindert wird.

Wählt man also für estländischen Ölschiefer eine Schütthöhe von 400 mm, können Pfannen von einem Meter im Geviert bis etwa vier Meter im Geviert konstruiert werden, welche zwischen 300 kg und etwa 5000 kg Schiefer fassen. Natürlich muß die Fortbewegung von großen schweren Pfannen außerhalb des Ofens auf Rollgängen mit Antrieb eine rein mechanische sein.

In Öfen von 20 bis 60 m Länge werden sich Tagesleistungen von etwa 40 bis 700 Tonnen Schiefer erzielen lassen.

Der einzige Nachteil, den die nicht nützliche Erwärmung des Leergewichts der Pfannen mit sich bringt, ist ein Mehrverbrauch von ca. 30 WE. pro kg Schiefer oder etwa 10% des Gesamtwärmebedarfes der Schwelung, da das Leergewicht meistens 50%

des Schiefergewichtes nicht übersteigen wird. In den meisten Fällen wird dieser geringe Mehrverbrauch eine weit geringere Rolle spielen als die Vorteile dieser Konstruktion, — in erster Linie Einfachheit, Billigkeit und Betriebssicherheit. Daher dürfte die weitere Entwicklung des Wagentunnelofens wenigstens vorläufig in dieser Richtung gehen, und nicht in der Richtung des Konveyorofens, welcher nur auf den ersten Blick verlockend erscheint und dessen Konstruktionsschwierigkeiten nicht unterschätzt werden dürfen.

Achtes Kapitel.

Die Schieferstaub-Schwelung.

Eine weitere Kategorie von Verfahren für die Schwelung von Ölschiefer wäre eine Schwelung in Staubform oder Pulverform.

Dieses Problem erscheint sehr verlockend, da die Schwelzeit auf einige Sekunden reduziert werden kann und eine nahezu momentane Schwelung entsteht, folglich dieses Verfahren nahezu unbegrenzte Leistungen in einer Einheit verspricht.

Gegen dieses Verfahren wurde geltend gemacht, daß die einzelnen Staubkörner während der Schwelung zusammenbacken und sich zu größeren Klümpchen zusammenballen werden, was die gleichmäßige rasche Ausschwelung vereiteln würde.

Diese Befürchtungen haben sich als grundlos erwiesen.

Versuche.

Ingenieur Knut Malm hat in einer Versuchsapparatur in Reval bewiesen, daß dieses nicht der Fall ist, sondern es ist ihm geglückt, in Staubform den Schiefer in einem warmen Gasstrom und einem von außen beheizten Rohrsystem gut auszuschwelen und volle Ölausbeuten zu erhalten, wobei die Schweldauer wohl kaum 2—3 Sekunden überstiegen hat.

Auch der Verfasser hat sich seit langem mit diesem Problem beschäftigt. Er ging von der Erwägung aus, daß auch beim Staubschiefer, genau wie beim Stückschiefer, die Schwelung durch Spülung in schwebendem Zustande in einem Strome von wärmeabgebendem Gase durchgeführt werden kann, daß aber auch hier ein Spülverfahren mit einmaliger Berührung des erwärmten, aus anderer Quelle stammenden Spülgases mit dem

Schiefer und deren Abführung in den Staubabscheider und die Kondensation so große Mengen an Spülgas erfordert, daß eine solche Schwelung sich weder wirtschaftlich stellen kann, noch dank der großen Verdünnung der Öldämpfe das Benzin vollkommen und wirtschaftlich gewonnen werden kann. Wärmewirtschaftlich wäre ein Spülverfahren hier um so weniger rationell, weil die Schwelung von Staubschiefer im Gleichstrom vollführt werden muß, da die Staubteile im Gase schweben und dem Gasstrom mitfolgen, und daher die Austrittstemperatur der Gase sowie des Staubkokes der Endtemperatur der Schwelung, also 470° — 500° gleichkommen muß.

Darum schien die Anwendung der sich bildenden Schweldämpfe als Wärmeüberträger in mehrfachem Kreislauf durch den indirekt beheizten Heizkörper in Form eines Rohrsystems und durch den Schwelraum, in welchen der Staubschiefer in den Gasstrom eingeführt wird, genau wie beim Stückschiefer, die einzig richtige Lösung zu sein, da hierdurch dieselben Vorteile erreicht werden können wie beim Stückschiefer. Die Schwelung wird hier mit geringen Temperaturdifferenzen der vielfach umlaufenden und daher großen Mengen Schweldämpfe in engen Temperaturgrenzen durchgeführt.

Im Unterschiede zu der Schwelung von Stückschiefer mit Anwendung desselben Prinzipes vollführt der größere Teil des Staubschiefers, resp. des schon gebildeten Staubkokes, mit den Dämpfen zusammen den Kreislauf und wird in der Hauptsache erst nach Austritt aus dem Kreislaufe vor Eintritt in die Kondensation durch einen Staubabscheider von den Schweldämpfen abgetrennt. Diese Zumischung von Staub zu den wärmeübertragenden Dämpfen ist nicht nur kein Nachteil, sondern sogar ein Vorteil, da der Wärmeinhalt des Gasvolumens dank der Beimischung von festen Körpern steigt. Man kann hier also von einer gleichzeitigen Anwendung des Prinzipes der indirekten Außenbeheizung des in einem Gasstrom schwebenden Schwelgutes sprechen.

Von diesen Erwägungen ausgehend, wurde vom Verfasser Anfang des Jahres 1930 in Sillamägi eine Versuchsapparatur aufgestellt, welche auf Fig. 9 dargestellt ist. Dieselbe besteht aus einem vertikalen gußeisernen Rohre von 450 mm innerem Durchmesser und einem Seitenrohre von 150 mm Durchmesser aus Eisen, welche unten und oben verbunden sind, und zwar oben

durch einen Zirkulationsventilator, welcher auf das 150 mm Rohr aufgesetzt ist und in das stärkere Rohr tangential bläst.

Der Staubschiefer wird oben in das größere Rohr durch eine Düse mit etwas überhitztem Dampf eingeblasen und zerstäubt, und setzt sich der Koksstaub teilweise auf dem Boden dieses Rohres ab, teilweise in einem Staubscheider vor Eintritt in die Kondensation.

Der Apparat ist in einen Ofen eingebaut mit einer Rücklauf-
feuerung; die Heizgase umspülen zuerst das 150 mm Rohr, welches ein Element eines Heizkörpers vorstellt, und darauf das größere Rohr, den Schwelraum.

Aus dem Kreislaufe treten soviel Dämpfe aus, wie in demselben Zeitraum hinzukommen, und gelangen durch zwei Staubtöpfe in die Kondensation, die aus Luftkühler, Raschigringkolonne, Wasserkühler und Gasbenzinwäscher besteht.

Die Versuche in dieser Retorte erwiesen die Möglichkeit der Staubschwelung sogar in diesem Maßstabe. Sogar in einem so engen Raume wie das Rohr mit 450 mm Durchmesser, an dessen Wände die Staubkörner anprallen mußten, bildeten sich keine Ansätze von zusammengebackenem Koks; eine Gefahr des Anbackens und Zusammenbackens des Schieferstaubes während der Schwelung ist also um so weniger vorhanden in einer großen Apparatur. Es ist ja auch verständlich, wenn man bedenkt, daß ein Staubkorn in erwärmtem Zustande Dämpfe und Gas entwickelt, welche sozusagen eine isolierende Hülle um dasselbe bilden und die Annäherung eines anderen Kornes in gleichem Zustande verhindern. Der Erweichungszustand dürfte auch nur eine ungemein kurze Zeit andauern.

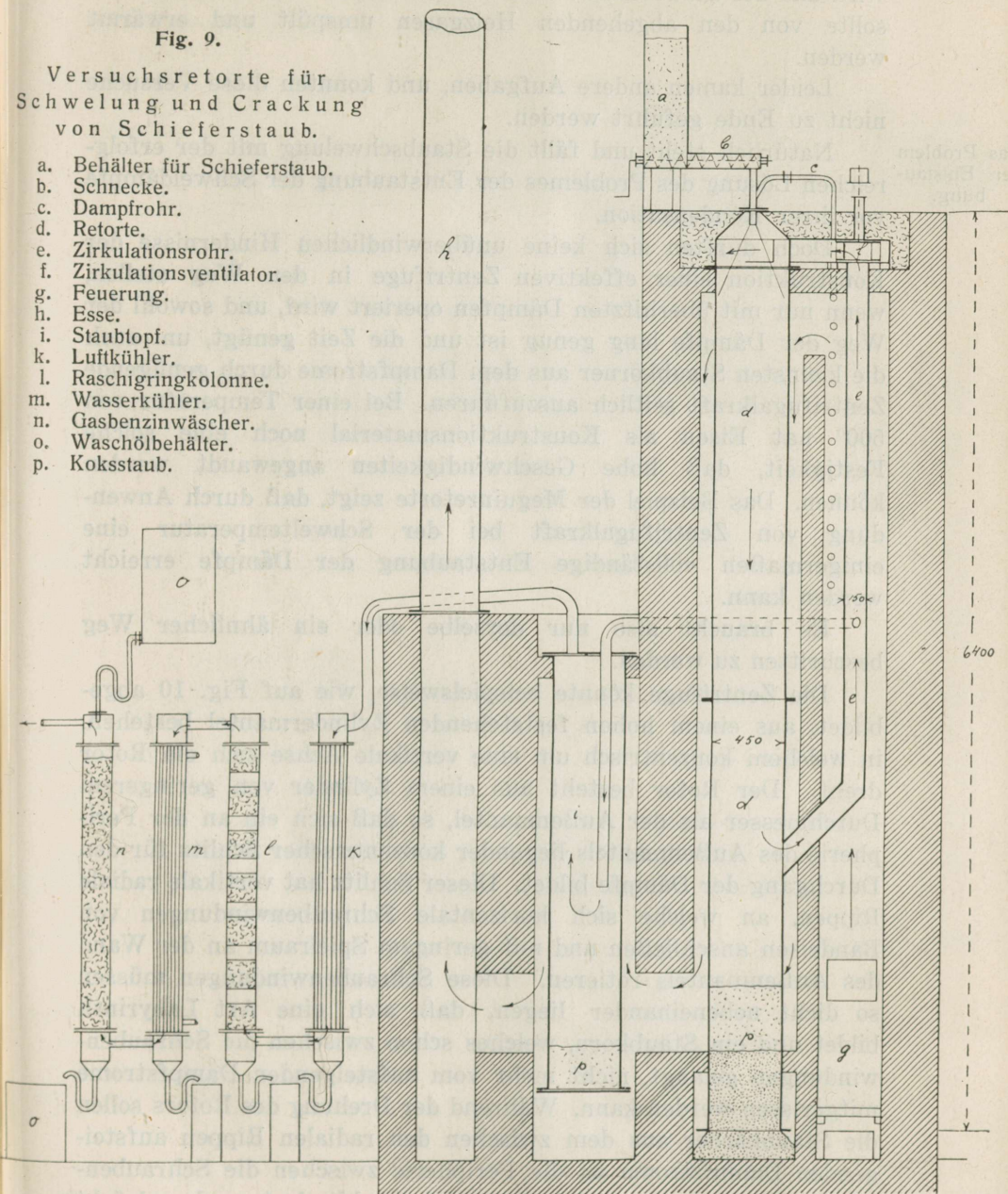
Der Koksstaub war ausgeschwelt, die Ölausbeute und Ölqualität normal, nur erwies sich die primitive Staubabscheidung in Form von Staubkammern als vollständig ungenügend. Der feinere Staub wurde mit den Dämpfen in den ersten Kolonnenkühler mitgerissen und setzte denselben, sowie die Rohre in der Kondensation, nach einiger Zeit zu.

Es mußte für eine effektive Staubabscheidung gesorgt werden. Diese Aufgabe sollte durch eine Zentrifuge von geeigneter Konstruktion gelöst werden. Die Staubabscheidung sollte der Schwelung unmittelbar folgen und bei der Austrittstemperatur der Dämpfe, ohne jeglichen Temperaturfall, über dem Taupunkt der Öldämpfe stattfinden, damit trockener Staub abgeschieden

Fig. 9.

Versuchsretorte für
Schwelung und Cracking
von Schieferstaub.

- a. Behälter für Schieferstaub.
- b. Schnecke.
- c. Dampfrohr.
- d. Retorte.
- e. Zirkulationsrohr.
- f. Zirkulationsventilator.
- g. Feuerung.
- h. Esse.
- i. Staubtopf.
- k. Luftkühler.
- l. Raschigringkolonne.
- m. Wasserkühler.
- n. Gasbenzinwäscher.
- o. Waschölbehälter.
- p. Koksstaub.



wird und der Staubscheider nicht verschmutzt. Der Staubscheider sollte von den abgehenden Heizgasen umspült und erwärmt werden.

Leider kamen andere Aufgaben, und konnten diese Versuche nicht zu Ende geführt werden.

Das Problem
der Entstaubung.

Natürlich steht und fällt die Staubschwelung mit der erfolgreichen Lösung des Problems der Entstaubung der Schweldämpfe vor ihrer Kondensation.

Doch dürften sich keine unüberwindlichen Hindernisse der Konstruktion einer effektiven Zentrifuge in den Weg stellen, wenn nur mit überhitzten Dämpfen operiert wird, und sowohl der Weg der Dämpfe lang genug ist und die Zeit genügt, um auch die kleinsten Staubkörner aus dem Dampfströme durch genügende Zentrifugalkraft seitlich auszuführen. Bei einer Temperatur von 500° hat Eisen als Konstruktionsmaterial noch eine solche Festigkeit, daß hohe Geschwindigkeiten angewandt werden können. Das Beispiel der Meguinretorte zeigt, daß durch Anwendung von Zentrifugalkraft bei der Schweltemperatur eine einigermaßen vollständige Entstaubung der Dämpfe erreicht werden kann.

Es braucht also nur derselbe oder ein ähnlicher Weg beschritten zu werden.

Die Zentrifuge könnte beispielsweise, wie auf Fig. 10 abgebildet, aus einem hohen feststehenden Zylindermantel bestehen, in welchem konzentrisch um eine vertikale Achse sich ein Rotor dreht. Der Rotor besteht aus einem Zylinder von geringem Durchmesser als der Außenmantel, so daß sich ein an der Peripherie des Außenmantels liegender konzentrischer Schlitz für den Durchgang der Dämpfe bildet. Dieser Schlitz hat vertikale radiale Rippen, an welche sich horizontale Schraubenwindungen von Bandeisen anschließen und mit geringem Spielraum an der Wand des Außenmantels rotieren. Diese Schraubenwindungen müssen so dicht nebeneinander liegen, daß sich eine Art Labyrinth bildet und ein Staubkorn, welches schon zwischen die Schraubenwindungen gelangt, nicht mehr vom aufsteigenden Dampfströme mitgerissen werden kann. Während der Drehung des Rotors sollen die Staubkörner aus dem zwischen den radialen Rippen aufsteigenden Dampfströme an die Peripherie zwischen die Schraubenwindungen und an die Außenwand geschleudert und gedrückt werden, längs welcher sie herunterfallen bzw. herunter-

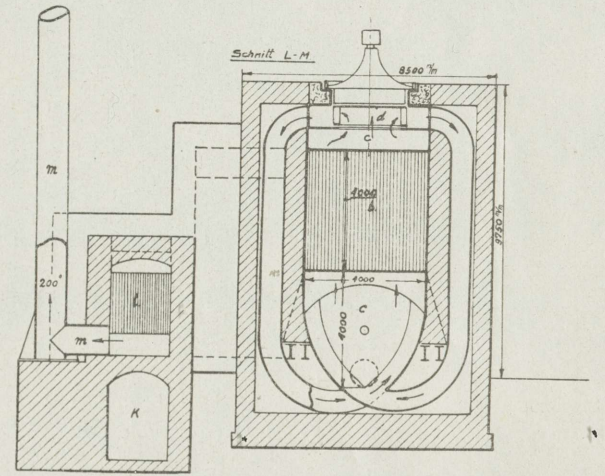
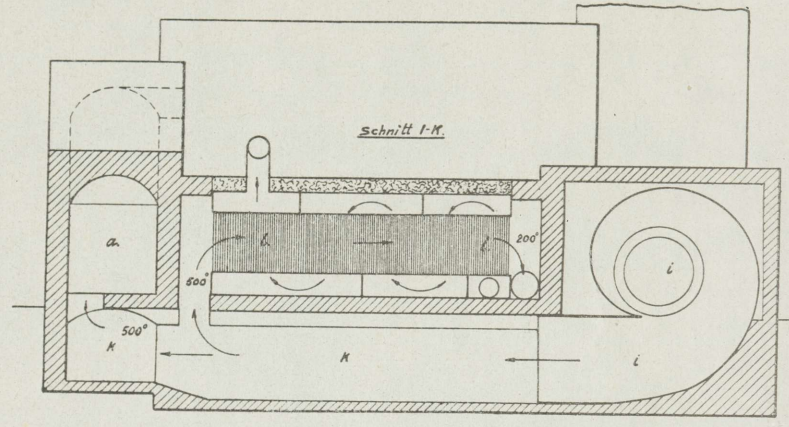
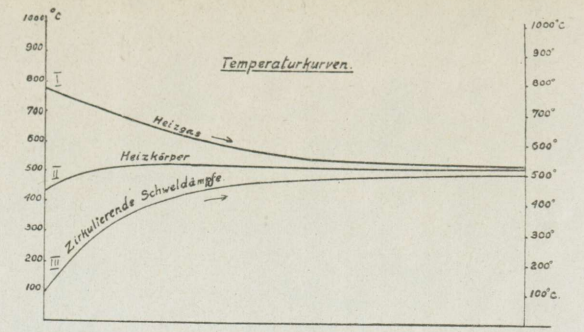
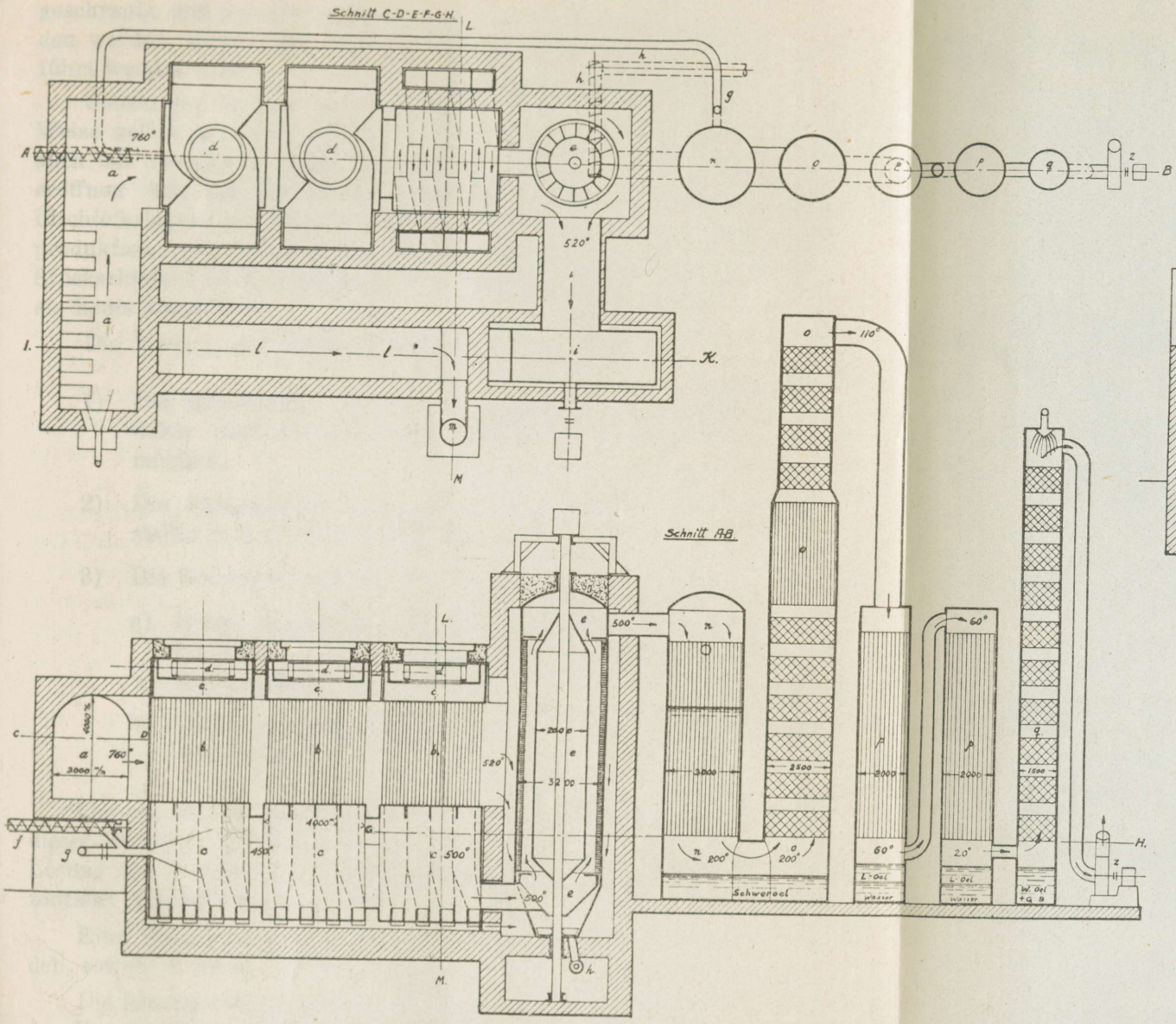


Fig. 10.

Skizzenprojekt einer horizontalen Schmelretorte für 30 ton Schieferstaub pro Stunde.

- a. Gasfeuerung.
- b. Heizkörper.
- c. Schmelraum.
- d. Zirkulationsventilatoren.
- e. Staubscheide-Zentrifuge.
- f. Schnecke für Schieferstaub.

- g. Dampfrohr.
- h. Austrageschnecke für Koksstaub.
- i. Exhaustor.
- k. Rücklaufkanal für Heizgas.
- l. Luftvorwärmer.
- m. Esse.

- n. Heißwasserkühler-Dampferzeuger.
- o. Raschigring-Fraktionierungskolonie mit Luftkühler und Tropfenfänger.
- p. Wasserröhrenkühler.
- q. Waschkolonne für Gasbenzin.
- r. Gasgebläse.

- Temperaturkurven:
- I — Heizgas.
 - II — Heizkörper.
 - III — Zirkulierende Dämpfe und Staub.

geschraubt und aus dem Bereiche des Dampfstromes ausgeschieden werden, worauf der Staub unschwer durch Schnecken abgeführt werden kann.

Sobald das Problem der Entstaubung auf die eine oder andere Weise gelöst sein wird, kann das Problem der Staubschwelung auch als endgültig gelöst angesehen werden, und gleichzeitig eröffnen sich für die Entwicklung der Ölgewinnung aus den Ölschieferlagern der Welt in industrieller wirtschaftlicher Massenproduktion noch verlockendere Aussichten, als die Schwelung des Stückschiefers im Wagentunnelofen oder Pfannen-Wanderrostofen sie heute verspricht.

Aussichten
und Vorteile
der Staub-
schwelung.

Die Vorteile der Staubschwelung wären folgende:

- 1) Die Schweldauer wird auf einige Sekunden reduziert, daher sind die größten Leistungen in einer Einheit möglich.
- 2) Die Anlagekosten werden sich ganz erheblich geringer stellen und die Rentabilität sich erhöhen.
- 3) Die Betriebskosten werden sich auch vermindern:
 - a) Durch geringeren Wärmeverbrauch des Prozesses: die Erwärmung der Wagen fällt weg und die Strahlungsverluste werden geringer.
 - b) Durch geringere Löhne dank voller Mechanisierung der Apparatur.

Um ein Bild zu geben von den Möglichkeiten, welche sich in dieser Richtung eröffnen, soll in folgendem ein Vorschlag für die Lösung des Problems in Form eines Skizzenprojektes einer horizontalen Schiefer-Staub-Schwelretorte angeführt werden.

Vorschlag
für eine
Schiefer-
staub-
Schwel-
retorte.

Eine Staubschwelretorte kann verschieden konstruiert werden, sowohl in Form von vertikalen als horizontalen Retorten.

Die letztere scheint gewisse Vorzüge zu haben, indem sie sich der Konstruktion des Tunnelofens für Stückschiefer anlehnt und eine Reihe von Einzelheiten sich schon im Betriebe bewährt haben.

Die auf Fig. 10 dargestellte Retorte soll stündlich 30 Tonnen bzw. täglich 720 Tonnen Schieferstaub oder ca. 800 Tonnen grubenfeuchten Schiefer verschwelen.

Der Schmelzraum besteht aus einer horizontalen Retorte aus Eisenblech von 13 m Länge; die obere Seite ist flach und hat eine Breite von 4 m; die Retorte verjüngt sich nach unten und ist ca. 4 m hoch. Durch Einschnürungen ist die Retorte in drei Abteilungen geteilt. Die Einschnürungen dienen als Versteifung und als Kompensatoren und nehmen die Wärmeausdehnung auf. Auf jeder von diesen Abteilungen sind die Heizkörper in Form von drei Rohrbündeln aufgebaut, welche die Retorte mit drei voneinander unabhängigen Aufsätzen verbinden, in denen je ein Zirkulationsventilator eingebaut ist. Von den Aufsätzen führen je zwei seitliche Umlaufleitungen für die zirkulierenden Dämpfe in den unteren Teil der Retorte und münden hier in auf beiden Seiten alternierende Schlitze.

Der Schieferstaub wird mit etwas überhitztem Dampf am Eintrittsende in den Schmelzraum eingeblasen und zerstäubt und gelangt in den Strom der zirkulierenden Schmelzdämpfe, welche ihn mitreißen und ihm ihre Wärme übertragen.

Die Eintrittsgeschwindigkeit der zirkulierenden Dämpfe in dem verjüngten unteren Teile des Schmelzraumes ist so hoch, daß der Schieferstaub, soweit er nicht mit den Dämpfen zirkuliert, jedenfalls längs der ganzen Retorte in der Schwebe gehalten wird und von Abteilung zu Abteilung mit den Schmelzdämpfen zum Austrittsende vorwärts schreitet.

Die Leistung der Zirkulationsventilatoren ist so bemessen, daß die Schmelzprodukte ca. 20 Mal durch das Rohrsystem und den Schmelzraum sich umwälzen, ehe sie in den Staubscheider am Austrittsende gelangen.

Über der Retorte bildet sich durch Ummauerung ein Heizkanal, welcher die Rohrbündel umfaßt. Die Heizgase aus der Feuerung durchstreifen diesen Kanal im Gleichstrome mit dem Schiefer, umspülen die Rohre und am Austrittsende den zylindrischen Staubscheider und werden durch einen Exhaustor abgesaugt, durch einen Rücklaufgas-Kanal zum größten Teil in die Feuerung zurückgedrückt, wo sie sich dem hinzukommenden frischen Heizgase zumischen, während eine dem Frischgase entsprechende Menge aus dem Rücklaufkanal und durch den Luftvorwärmer in die Esse austritt.

Durch Anwendung eines Exhaustors mit großer Leistung kann die Beheizung mit geringem Temperaturfalle des Heizgases, beispielsweise ca. 760° am Eintrittsende und 520° am Aus-

trittsende, durchgeführt werden, ohne daß die Wirtschaftlichkeit leidet, da die Abgase von 520° im Luftvorwärmer ihre Wärme bis auf 180° abgeben und folglich ein Essenverlust von nur ca. 10% entsteht.

Die Schwelprodukte treten in den unteren Teil des Staubscheiders ein, steigen zwischen den radialen Rippen des Rotors auf und verlassen den Staubscheider im oberen Teil. Der Staub wird an die Außenwand des Staubscheiders geschleudert, längs derselben durch die Schraubenwindungen heruntergeschraubt und fällt in eine Schnecke, welche ihn austrägt.

Die Kondensation besteht aus einem Heißwasser-Röhrenkühler, welcher gleichzeitig den Niederdruckdampf für die Einführung und Zerstäubung des Schiefers erzeugt. Hier kühlen die Dämpfe bis ca. 180° und gelangen in eine Raschigringkolonne mit aufgesetztem Luftdephlegmator. In den beiden ersten Kolonnen wird das Schweröl abgeschieden. Die Dämpfe gelangen darauf mit ca. 110° in die Kaltwasserröhrenkühler, und wird hier das Leichtöl mit dem Wasserdampf niedergeschlagen. Ein Gasbenzinwäscher und ein Gasgebläse beschließen die Kondensation.

Berechnung der Wärmevorgänge und Arbeitsverhältnisse einer Schieferstaub-Schwelreorte für eine Leistung von 30 tons Staubschiefer pro Stunde.

Der Staubschiefer hält und ergibt bei der Schwelung:

	WE.		WE.		
Organische Substanz	42%	3479	Rohöl	25%	2400
Asche	56%		Gas	5%	350
Feuchtigkeit	2%		Schwelwasser	3%	
			Feuchtigkeit	2%	
			Koks { Asche	56%	
			{ C	9%	729
<hr/>		100%	3479 WE.	<hr/>	
				100%	3479

Der Schieferstaub wird durch 0,1 kg auf 300° überhitzten Wasserdampf pro 1 kg Schiefer in den Schwelraum eingeblasen und zerstäubt.

Der Wärmebedarf der Schwelung pro 1 kg Schiefer beträgt:

Verdampfung u. Überhitzung d. Feuchtigkeit:

$$0,02 \times 600 + 0,02 \times 0,5 \times 400^{\circ} \dots = 16 \text{ WE.}$$

Erwärmung des Schiefers auf 400° :

$$0,98 \times 0,3 \times 400^{\circ} \dots = 118$$

Erwärmung des Schieferkokses v. 400° — 500° :

$$0,65 \times 0,2 \times 100^{\circ} \dots = 13$$

Erwärmung der Schwelprodukte von 400° —

$$500^{\circ}: 0,33 \times 0,5 \times 100^{\circ} \dots = 16$$

Erwärmung d. Zusatzdampfes: $0,1 \times 0,5 \times 200^{\circ} = 10$

Strahlung des Ofens:

$$1000 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{300.000}{30.000} \dots = 10 \text{ — } 183 \text{ WE.}$$

Strahlung d. Feuerung u. des Umlaufkanales:

$$400 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{120.000}{30.000} \dots = 4 \text{ — } 187 \text{ WE.}$$

Essenverlust = 10% (Verbrennungstempera-

tur 1800° , Temperatur der Abgase 180°) = 21 — 208 WE.

Der Gesamtwärmeverbrauch des Ofens be-

trägt: $30.000 \times 208 \dots = 6.240.000 \text{ WE.}$

Durch die Heizfläche sind zu übertragen:

$$30.000 \times 183 \dots = 5.490.000 \text{ WE.}$$

Die Menge an zirkulierendem Heizgase beträgt:

$$Q = \frac{5.490.000}{0,25 (760^{\circ} - 520^{\circ})} = 91.500 \text{ kg} = 70.400 \text{ m}^3 (0^{\circ})/\text{Stunde}$$

$$= \text{ca. } 20 \text{ m}^3 (0^{\circ})/\text{Sekunde}$$

$$= 76 \text{ m}^3 (760^{\circ}) \text{ ,,}$$

Exhaustor 3600 m³ Minute

$$= 60 \text{ m}^3 (520^{\circ}) \text{ ,,}$$

$$= 68 \text{ m}^3 \text{ Durchschnitt/Sek.}$$

$$v = \frac{68 \text{ m}^3}{8} = 8,5 \text{ m/Sek.}$$

Die Menge anfallendes Heizgas:

$$Q_1 = \frac{6.240.000}{0,25 \times 1800^{\circ}} = 13.900 \text{ kg} = 10.700 \text{ m}^3 (0^{\circ})/\text{Stunde}$$

$$= 3 \text{ m}^3 (0^{\circ})/\text{Sekunde}$$

$$= 9 \text{ m}^3 (520^{\circ}) \text{ ,,}$$

$$= 5 \text{ m}^3 (180^{\circ}) \text{ ,,}$$

Die Menge Rücklaufheizgas beträgt folglich:

$$\begin{aligned}
 Q - Q_1 &= 77.600 \text{ kg} = \text{ca. } 60.000 \text{ m}^3 (0^\circ) \text{ pro Stunde} \\
 &= \text{ca. } 17 \text{ m}^3 (0^\circ) \quad \text{,, Sekunde} \\
 &= \text{ca. } 51 \text{ m}^3 (520^\circ) \quad \text{,, } \quad \text{,,}
 \end{aligned}$$

Der Heizkörper besteht aus drei Rohrbündeln von $4 \text{ m} \times 4 \text{ m}$ bei 4 m Höhe, welche auf der oberen flachen Seite der Retorte aufgebaut sind, jedes mit einer Ventilator-Kammer und Zirkulationsventilator von 40 m^3 Sekundenleistung.

$$\begin{aligned}
 \text{Die Heizfläche der 1200 Rohre beträgt } &1200 \times 4 \times 0,3 = 1440 \text{ m}^2 \\
 \text{Die übrigen Heizflächen betragen} &\quad \quad \quad \text{ca. } 160 \text{ m}^2 \\
 \text{Summa Heizfläche ca.} &\quad \quad \quad \underline{1600 \text{ m}^2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Auf } 1 \text{ m}^2 \text{ und Stunde kommt eine Wärmeübertragung von } &\frac{5.490.000}{1600} \\
 &= 3430 \text{ WE.}
 \end{aligned}$$

Die Schwelprodukte pro 100 kg Schiefer bestehen aus:

	kg	m ³	Spez. Gewicht	Spez. Wärme
Öldämpfe	25	3,6		$25 \times 0,5 = 12,5$
Gas	5	5,0		$5 \times 0,3 = 1,5$
Wasser-				
dampf	15	19,0		$15 \times 0,5 = 7,5$
Koksstaub	65	0,1		$65 \times 0,2 = 13,0$
	<u>110 kg</u>	<u>27,7 m³ (0°)</u>	<u>— 4,0 kg (0°)</u>	<u>110 kg</u> <u>34,5</u>
		74,0 m ³ (450°)	— 1,5 kg (450°)	1 kg 0,31
		79,0 m ³ (500°)	— 1,4 kg (500°)	

Die Menge Schwelprodukte beträgt:

$$\begin{aligned}
 300 \times 110 &= 33.000 \text{ kg p. Std.} = 9,1 \text{ kg/Sek.} \\
 &= 8.250 \text{ m}^3 (0^\circ) \text{ Stunde} \\
 &= 2,3 \text{ m}^3 (0^\circ) \text{ Sekunde} \\
 &= 6,1 \text{ m}^3 (450^\circ) \quad \text{,,} \\
 &= 6,6 \text{ m}^3 (500^\circ) \quad \text{,,}
 \end{aligned}$$

Drei Zirkulationsventilatoren à $40 \text{ m}^3/\text{Sek.}$ wälzen in der Sekunde um 120 m^3 bei 450° . Folglich streichen die Schwelprodukte

$\frac{120}{6,1} = \text{ca. } 20$ mal durch das Rohrsystem, ehe sie die Retorte verlassen.

Das Volum der Retorte beträgt ca. 600 m^3 , und verbleiben die Schwelprodukte in der Retorte ca. 100 Sekunden.

Pro Stunde werden umgewälzt $120 \text{ m}^3 \times 3600 = 432.000 \text{ m}^3$ (450°)
 $= \text{ca. } 648.000 \text{ kg}$.

Die durchschnittliche Temperaturdifferenz der Wärmeübertragung beträgt demnach $T - t = \frac{5.490.000}{648.000 \times 0,31} = 27^\circ$.

Die Menge an permanentem Gase für Heizung $= \frac{6.240.000}{7.000} = 900 \text{ kg}$ pro Stunde.

Die Luftmenge für Verbrennung $= 13.900 - 900 = 13.000 \text{ kg}$ pro Stunde.

Die Abgase geben dem Luftvorwärmer $13.900 \times 0,25$ ($520^\circ - 180^\circ$)
 $= 1.180.000 \text{ WE}$. und erwärmen die Luft auf $\frac{1.180.000}{0,25 \times 13.000} = 360^\circ$.

Der Luftvorwärmer:

Die Temperaturdifferenz beträgt $\frac{520^\circ + 180^\circ}{2} - \frac{0^\circ + 360^\circ}{2} = 170^\circ$.

Die Heizfläche des Luftvorwärmers muß betragen bei $K = 9$
 $S = \frac{1.180.000}{9 \times 170} = 800 \text{ m}^2$.

Der Luftvorwärmer besteht aus 4800 Rohren von $d = 30 \text{ mm}$ bei 2 m Länge in fünf Bündel geteilt, welche die Luft im Gegenstrom durchzieht.

Die vom Koksstaube befreiten Schwelprodukte treten aus dem Staubabscheider mit 500° in einen Wasserröhrenkühler, welcher gleichzeitig den Zusatzdampf als Niederdruckdampf von 2—3 Atmosphären erzeugt.

Die Schweldämpfe führen mit sich Wärme pro Stunde:

$$45 \text{ kg} \times 300 \times 0,48 \times 500^\circ = 3.240.000 \text{ WE}.$$

Von diesen werden bis 180° regeneriert 2.133.000 WE. und wird

bis 300° überhitzter Dampf erzeugt $\frac{2.133.000}{700 \text{ W.E.}} = \text{ca. } 3000 \text{ kg}$,

Der Kraftverbrauch der Zirkulation beträgt bei einem Gesamtwiderstande von ca. 20 mm: $\frac{120 \text{ m}^3 \times 20}{75 \times 0,6} = 54 \text{ PS}$. oder 40 KW
oder 1,3 KW-Stunden pro Tonne Schiefer.

Anlagekosten einer horizontalen Schieferstaub-Schwelretorte für eine Leistung von 30 Tonnen Staubschiefer pro Stunde.

1. Lagerung des Schiefers		75.000
2. Aufbereitung: Zerkleinerung, Vortrocknung und Mahlung		175.000
3. Schwelung:		
Schwelretorte		
a) Ausschachtung 500 m ³ à 2 Kr.	1.000	
Fundamente 100 m ³ à 15 Kr.	1.500	
Rotes Mauerwerk 1100 m ³ à 35 Kr.	38.500	
Weißes „ 100 m ³ à 110 Kr.	11.000	52.000
b) Retortenmantel u. Umführungen		
1250 m ² × 80 kg = 100.000 kg à 0.40 Kr.		40.000
c) Rohrbündel		
Rohre aus rostfreiem Stahl 400 St. à 4 m à 9 kg = 14.400 kg à 1.50 Kr.	21.600	
Rohre aus gewöhnlichem Material 800 St. à 4 m à 9 kg = 28.800 kg à 0.50 Kr.	14.400	36.000
d) Drei Zirkulationsventilatoren mit Motor à 40 m ³ /Sek. à 5000 Kr.		15.000
e) Verankerung des Ofens und Träger für die Decke und andere Eisenteile 100.000 kg à 0.20 Kr.		20.000
f) Ein Exhaustor 3600 m ³ /Minute nebst Motor		15.000
g) Ein Luftvorwärmer mit Leitungen		10.000
h) Eine Esse		3.000
i) Eine Feuerung nebst Gasleitung.		2.000
k) Ein Staubabscheider mit Antrieb u. zwei Schnecken 30.000 kg à 0.70 Kr.		21.000
l) Bunker für Staubschiefer, Schnecke und Düse		5.000
m) Becherwerk und Bunker für Staubkoks		5.000

n) Bedachung 600 m ² à 6 Kr.	3.600	
Kranbahn und Handkran	2.400	6.000
o) Montage, Meßinstrumente etc.		30.000
p) Administration, allgemeine Unkosten und unvorhergesehene Ausgaben		40.000
4. Kondensation		150.000
	Summa	Kr. 700.000

Pro Tonne Rohölproduktion im Jahre $\frac{700.000}{54.000} =$ Kr. 13.—
 Amortisation pro Tonne Rohöl „ 1,30.

Die Berechnung der Wärmevergänge zeigt, daß der Gesamt-wärmeverbrauch etwa 208 WE. pro 1 kg Staubschiefer betragen dürfte, zu welchen die für die Vortrocknung erforderliche Wärme von ca. 60—70 WE. hinzukommt, welche jedoch durch billige Wärme von Abgasen ersetzt werden kann. Daher kann Schieferstaub etwa mit der Hälfte des Wärmeverbrauches, welcher für Stückschiefer im Wagentunnelofen erforderlich ist, verschwelt werden, und reichen jedenfalls ca. 50—70% des anfallenden permanenten Gases für die Schwelung.

Der Kraftverbrauch für die Zirkulation dürfte hier nicht über 40 KW resp. 1,3 KW-Stunden pro Tonne Schiefer betragen.

Die Aufbereitung des Stückschiefers, Zerkleinerung, Sichtung und Nodulisierung, wird durch Zerkleinerung, Vortrocknung und Mahlung ersetzt, und dürften ihre Kosten auf derselben Höhe wie für Stückschiefer, d. h. Kr. 0.50—0.60 pro Tonne Schiefer, verbleiben.

Dafür werden jedoch die Schwelkosten sich erheblich vermindern und werden Umwandlungskosten pro Tonne Schiefer von Kr. 1.— resp. pro Tonne Rohöl von Kr. 4.40 jedenfalls nicht zu niedrig gegriffen sein.

Die Anlagekosten einer solchen Schwelretorte stellen sich laut obigem Voranschlag auf ca. Kr. 300.000.— und mit Aufbereitung und Kondensation auf ca. Kr. 700.000.—.

Die Leistung solch einer Einheit beträgt jedoch ca. 216.000 Tonnen Pulverschiefer resp. 54.000 Tonnen Rohöl im Jahre. Auf die Tonne Rohölproduktion im Jahre entfallen daher 13 Kronen

und 10% Amortisationskosten betragen demnach nur Kr. 1.30 pro Tonne Rohöl.

Hieraus errechnet sich ein Selbstkostenpreis für das Rohöl, welcher aus folgenden Posten besteht:

Feuchter Schiefer	4,4 Tonnen à 2.50 Kr.	Kr. 11.—
Umwandlungskosten	4,4 „ „ 1.— „	„ 4.40
Generalunkosten	4,4 „ „ 0.75 „	„ 3.30
Amortisationskosten		1.30
		<hr/>
Summa Selbstkosten pro Tonne Rohöl		Kr. 20.—
		oder RM. 22.—

Dieses sind die Aussichten, welche sich auf Grund der bisherigen Versuche und Erfahrungen für die Schieferstaub-Schwelung eröffnen, sobald das letzte Problem der effektiven Entstaubung auch gelöst sein wird, was ja auch nur eine Frage der Zeit und Fortführung der angefangenen Versuche sein dürfte.

Wenn man in Betracht zieht, daß allein die Frachtkosten für Öl aus den Hauptgebieten der Naphtagewinnung in eine Reihe von europäischen Staaten die Höhe dieser Selbstkosten erreichen und sogar übersteigen, so dürfte kein Zweifel bestehen, daß ein erfolgreicher Wettbewerb des estländischen Schiefers und auch vieler anderen Schieferlager der Welt auf dem Gebiete der Ölerzeugung und des Ölabsatzes durch Schaffung solcher billigen und leistungsfähigen Schwelmethoden und Schwelanlagen möglich ist und daß auch diesen Schieferlagern ihr Platz an der Sonne gesichert sein wird.

DRITTER TEIL.

VERARBEITUNG UND VEREDELUNG DER SCHIEFERÖLE.

Neuntes Kapitel.

A. Gewinnung des Primärbenzines.

Als Primärbenzin, Schwelbenzin oder Ölbenzin soll das im Rohöl enthaltene, bei der Schwelung entstandene Benzin bezeichnet werden in Gegensatz zu dem sekundären oder Crackbenzin, welches bei der weiteren Spaltung der schwereren Öle erhalten wird.

Diese Teilung in Primär- und Sekundärbenzin ist jedoch eine rein künstliche, denn auch das bei der Schwelung entstandene Benzin ist durch Spaltprozesse entstanden, welche die Schwelung begleiten, und auch der Schwelprozeß oder die Umwandlung der festen organischen Substanz in flüssige Kohlenwasserstoffe ist nur ein Spaltungsprozeß.

Je nachdem, unter welchen Verhältnissen die Schwelung durchgeführt wird, Zeit, Temperatur etc., schreitet der Spaltungsprozeß der Öldämpfe während der Schwelung weiter oder weniger weit vorwärts, und kann eine größere Rohölausbeute mit einem Gehalt von ca. 8—10% Ölbenzin oder auch weniger Rohöl mit einem Benzingeht bis 25% und darüber erhalten werden.

Theoretisch sind hier keine Grenzen gesetzt, und unter gewissen Verhältnissen kann auch ein Rohöl erhalten werden, welches nur aus leichten Kohlenwasserstoffen besteht.

Später soll gezeigt werden, daß dieses auch in der Praxis möglich ist.

Ihrer Entstehung unter gleichen Verhältnissen entsprechend, ist auch in den Eigenschaften des Primärbenzines und Crack-

benzines kein prinzipieller Unterschied; beide zeichnen sich durch den Gehalt an aromatischen und ungesättigten Verbindungen aus, welche dem Benzin seine wertvollen Eigenschaften verleihen, ein Unterschied besteht höchstens in dem relativen Gehalt an den verschiedenen Komponenten des Schieferbenzines.

Die Gewinnung des Primärbenzines aus dem Rohöl, die Entbenzinierung oder das Toppen des Rohöles geschieht in derselben Apparatur und auf dieselbe Weise wie das Toppen des Erdöles und ist schon bei der Beschreibung der verschiedenen Schwelverfahren dargelegt worden. Auch die bei der Raffinierung des Primärbenzines gemachten Erfahrungen, die Entfernung des spezifischen Geruches usw. sind bereits im VI. Kapitel erörtert worden.

B. Verarbeitung der schweren öle in Bitumen.

Das Bitumenblasen ist schon bei der Beschreibung der Anlage des Estländischen ölschieferkonsortiums (s. Kapitel V und VI) besprochen worden, weshalb es sich erübrigt, diese Frage nochmals näher zu berühren

C. Verarbeitung der schweren öle in Benzin.

Das getoppte Schieferöl hat dank seiner immerhin relativ hohen Viskosität nur einen begrenzten Absatz als Heizöl. Für Imprägnierzwecke eignet es sich vorzüglich, jedoch kommt ein Massenabsatz als Imprägnieröl auch nicht in Frage. Auch ein lohnender Absatz in unbegrenzten Mengen in Form von Asphalt oder Bitumen im Wettbewerb mit den auf dem Markte gut eingeführten Asphaltarten aus Erdöl dürfte nach den vorliegenden Erfahrungen nicht gesichert erscheinen. Um daher das gesamte Problem der Verwertung des estländischen ölschiefers auf eine breitere Grundlage zu stellen und seiner Lösung entgegenzuführen, ist es unumgänglich notwendig, die Möglichkeit zu schaffen, die Erzeugnisse der Schieferindustrie in solcher veredelter Form zu erhalten, in welcher dieselben einen unbegrenzten lohnenden Absatz auf dem Weltmarkte finden können.

Als ein solches Erzeugnis kommt unter den gegenwärtigen Verhältnissen nur das Benzin in Betracht, späterhin mit dem

weiter fortschreitenden Ersatz der Vergasermotoren durch Dieselmotoren in den Automobilen — auch das Gasöl oder Dieselöl.

Daher steht und fällt die weitere Entwicklung der Schieferindustrie zu einer Großindustrie mit der Lösung des Problems, das gesamte Schieferöl in leichte bzw. leichtere Kohlenwasserstoffe zu verarbeiten, und zwar zu solchen Selbstkosten, daß ein lohnender Wettbewerb auf dem Weltmarkte bei jeder Konjunktur möglich ist.

In dieser Richtung sind verschiedene Wege möglich, deren Gangbarkeit in den nachfolgenden Kapiteln untersucht werden soll.

Zehntes Kapitel.

Die Spaltung der öle in flüssiger Phase (die sogenannte Druckcrackung).

Das Schieferöl crackt leicht, scheinbar leichter als entsprechende Erdöle, was auf die größere Labilität der Komponenten zurückzuführen ist. Schon ein Überdestillieren bei einer Temperatur von 200° — 250° ergibt einen merkbaren Zuwachs an leichteren Fraktionen.

In erster Linie richteten die sich für die Ausbeutung der Schieferlager interessierenden Gruppen ihre Aufmerksamkeit auf die Untersuchung der Möglichkeit, mit Anwendung der Druckcrackung, d. h. der allgemein üblichen Crackmethoden in flüssiger Phase, das gesetzte Ziel zu erreichen.

Außer unzähligen Laboratoriumsversuchen in Autoklaven wurden Versuche in größerem Maßstabe durch Spezialfirmen in Amerika und Deutschland angestellt.

Sowohl für die Estnische Steinöl-A.-G. wie für das Estländische Ölschieferkonsortium wurden Versuche mit Anwendung des Dubbs-Verfahrens und des Croß-Verfahrens für Druckcrackung der öle angestellt. Die staatlichen Gruben in Kochtel ließen Versuche anstellen in Deutschland mit Anwendung des Carburol-Crackverfahrens und auch durch die Firma Heckmann in Berlin. Es erübrigt sich, die Resultate der unzähligen Crackversuche in ihren Einzelheiten aufzuführen.

Im Versuchslaboratorium für das Dubbsverfahren wurde die theoretische Möglichkeit festgestellt, aus einem normalen Rohöl durch restlose Crackung bis auf Koks folgende Benzinausbeuten in Gewichtsprozenten einschließlich des im Rohöl enthaltenen Primärbenzines zu erhalten:

Benzinausbeute von 50—225° aus dem Rohöle	38—41%
Benzinausbeute von 50—200° aus dem Rohöle	34—37%
Benzinausbeute von 50—200° aus der org. Substanz des Schiefers	ca. 20—22%
Benzinausbeute von 500—200° aus trockenem Durch- schnittsschiefer mit 42% org. Substanz	ca. 8,4—9,2%

Die Crackbenzinausbeute bis 200° aus dem getoppten Öle betrug somit ca. 20—26% oder auf das Rohöl gerechnet nur ca. 15—22%.

Die anfallende Koksmenge betrug bis ca. 40% des Rohöles bzw. ca. 50% des getoppten Öles, was bei einem schweren Schieferöle mit Asphaltbasis nicht zu verwundern ist.

Die Möglichkeit, die obengenannten Benzinausbeuten durch Anwendung des Dubbs-Crackverfahrens und restlosen Crackens bis auf Koks zu erhalten, ist eine theoretische insofern, als es in der Praxis noch festgestellt werden muß, daß ein diskontinuierlicher Crackprozeß mit so häufigen Unterbrechungen für die Entleerung der Reaktionskammer, welche sich rasch mit Koks anfüllt, sich überhaupt wirtschaftlich stellen wird. Die ziemlich primitive Prozedur des Entleerens der Reaktionskammer bei dem Dubbs-Verfahren, häufig wiederholt mit jedesmaligem Einstellen des Betriebes, kann zu einer solchen Verringerung der Leistung und Erhöhung der Betriebskosten führen, daß der Betrieb sehr teuer und unwirtschaftlich wird. Die reichliche und leichte Koksabscheidung aus dem getoppten Rohöl, welches auch die schwersten Fraktionen enthält, gibt zu der berechtigten Befürchtung Anlaß, daß der Koks auch im Rohrsystem ausscheiden und sich an die Rohrwände festsetzen wird und diese Verkokung der Rohre ebenfalls zu häufigen Betriebsunterbrechungen bzw. Betriebsstörungen führen wird.

Hinzu kommen noch die Lizenzgebühren, welche pro Tonne verarbeitetes Öl erhoben werden und bei geringer Benzinausbeute aus dem Öle die Umwandlungskosten nicht unerheblich erhöhen.

Die Anlagekosten einer solchen Crackanlage sind auch recht hohe, und ihre Amortisation bei geringer Leistung und geringer Benzinausbeute dürfte so hohe Umwandlungskosten ergeben, daß eine Rentabilität mehr als fraglich wird.

Bei Untersuchung der Möglichkeit der Anwendung des Groß-Crackverfahrens wurde festgestellt, daß das gesamte getoppte Rohöl sich überhaupt nicht für dieses Crackverfahren eignet, sondern sollten die schwersten Öle zuerst abgeschieden und nur ein Mittelöl bzw. ca. 30—40% des Rohöles der Crackung unterworfen werden.

Durch Laboratoriumsversuche wurde festgestellt, daß die Ausbeute aus den schwersten Anteilen des Rohöles auch nur eine relativ geringe ist. Die schwersten Anteile, ca. 40% des Rohöles, ergeben nur ca. 10—15% Benzin bis 200°, also würde die Gesamtbenzinausbeute durch Abzug dieser schwersten Anteile des Rohöles etwa um 4—6%, auf das Rohöl gerechnet, sich vermindern.

Die Versuche, welche die estländischen Staatsgruben in Deutschland anstellten, führten zum Bau einer Anlage durch die Firma Heckmann, Berlin, für Druckcrackung von ca. 35 Tonnen Rohöl in 24 Stunden nicht bis zu Koks, sondern bis zu einem schweren Rückstandöl. Das Rohöl, welches in Pintsch-Schwelgeneratoren im Spülverfahren gewonnen wird, enthält nicht mehr als ca. 2% Primärbenzin, — das übrige ist im Gase enthalten, — so daß dieses Rohöl dem getoppten Öle der anderen Verfahren recht nahe kommt.

Die Firma garantierte eine Ausbeute aus diesem Rohöl von 22% Benzinfraktionen bis 160°.

Die Anlage ist in Betrieb genommen, jedoch ist es bis jetzt nicht gelungen, die garantierte Ausbeute zu erhalten, und wird im Flash-Verfahren mit Erhalt eines flüssigen Rückstandöles auch kaum gelingen¹⁾.

¹⁾ Mittlerweile ist die Crackanlage in Betrieb genommen worden, und es liegen auch die Betriebsresultate für schon längere Betriebsperioden vor. Es wird nach dem Flashing-Verfahren gearbeitet, wobei die Ausbeute aus 100 kg Rohöl betragen soll:

Rohbenzin	< 200°	ca. 20%
Andere leichtere Öle		ca. 38%
Viskoses Rückstandöl		ca. 35%
Gas und Verlust		ca. 7%
		<hr/> 100%

Im III. Kapitel ist schon ausgeführt worden, daß auch eine Ausbeute aus dem Rohöl von 25% Benzinfraktionen bis 200° nur 4,5% auf den feuchten Schiefer ergibt, eine Ausbeute, welche sich in keinem Falle rentieren kann, da sie der Ausbeute allein an Primärbenzin aus dem bei indirekter Beheizung erhaltenen Rohöle gleichkommt.

Alle Versuche und Untersuchungen ergaben folglich den wenig ermunternden Eindruck, daß das getoppte Schieferöl sich wenig für eine Druckcrackung in flüssiger Phase eignet, verhältnismäßig geringe Ausbeuten verspricht und daß ein sicherer lohnender Betrieb höchstens durch eine Druckcrackung der Mittelölfractionen erreicht werden kann. Dieser Weg ist jedoch nur eine halbe Lösung des Problemes, denn durch Druckcrackung allein der Mittelölfractionen würden neben einer Benzinausbeute von 28—30% aus dem Rohöl immerhin noch 40—45% des Rohöles in Form von schweren, schlecht absetzbaren Ölen und Pechen nachbleiben.

Auch die Realisierung eines solchen Programmes würde bedeutende Anlagekosten in Form von teuren Crackanlagen und hohe Betriebskosten erfordern und keine allzu verlockende Rentabilität in Aussicht stellen.

Daher mußten auch andere Wege untersucht werden, um evtl. einen praktischeren, einfacheren und billigeren Weg zu finden, dasselbe Resultat zu erreichen und dieses Veredelungsproblem zu lösen.

Elftes Kapitel.

Veredelung der Schieferöle durch Spaltung in dampfförmiger Phase ohne erhöhten Druck.

Es liegt auf der Hand, daß eine Spaltung in Dampfphase bei Atmosphärendruck ganz andere Möglichkeiten für die Veredelung der Schieferöle bieten würde als eine Druckcrackung, schon aus dem Grunde, daß das Schieferöl durch einen Erwärmungsprozeß in Form von öldämpfen gewonnen wird und daher nicht erst für seine weitere Veredelung in Dampfform übergeführt zu werden braucht.

Diese Möglichkeit schien jedoch lange Zeit verschlossen.

Frühere An-
schauungen
und Vor-
urteile.

Die Arbeiten von Prof. Franz Fischer, ¹⁾ seine vergleichenden Versuche mit Druckspaltung und Spaltung bei gewöhnlichem Drucke von verschiedenen hauptsächlich aus der Tieftemperaturverkokung stammenden Ölen und Teeren führten zu der Auffassung, daß eine Spaltung bei gewöhnlichem Drucke eine weit geringere Ausbeute an leichten Kohlenwasserstoffen ergibt, als eine Druckerackung. Es heißt in dieser Arbeit wörtlich:

„Stellt man nochmals kurz die Ergebnisse zusammen, die bei vorliegenden Versuchen erzielt wurden, so zeigt sich in Übereinstimmung mit anderen Untersuchungen, daß die bei Atmosphärendruck ausgeführte Zersetzung durch Überhitzen das Entstehen von Gasen außerordentlich begünstigt. Die bei den Versuchen angewandten Katalysatoren übten keinen wesentlichen Einfluß aus. Weder konnte die für die Spaltung notwendige Temperatur herabgesetzt werden, noch ließen sich irgendwelche nennenswerten Änderungen in der Ausbeute feststellen. Man erhielt bei diesen Versuchen an Benzin vom Sdp. 35—150° beim Braunkohlenteer durchschnittlich 15% gegenüber 25% bei den entsprechenden Versuchen der Druckerhitzung. Die Menge der mit den Gasen fortgehenden Benzine beträgt durchschnittlich 3—4%.”

„Bei allen diesen Versuchen lag die wirksame Temperatur zwischen etwa 530° und 560° (Wandmessung).”

„Daß die Phenole als Stammsubstanzen für die Benzine durch einfaches Überhitzen ihrer Dämpfe nicht in Frage kommen können, ist ebenso selbstverständlich wie dieses hinsichtlich des Verhaltens der Phenole bei der Zersetzungsdestillation im vorherigen Abschnitt ausgeführt worden ist.”

„Daß der Steinkohlenurteer recht empfindlich gegen Destillation bei gewöhnlichem Druck ist, wurde schon in einem früheren Abschnitt gezeigt. (Seite 116.)”

¹⁾ Siehe Franz Fischer „Die Umwandlung der Kohle in Öle” S. 189.

Dort heißt es:

„Man sieht aus diesen Versuchen mit dem Urteer der Gasflammkohle, daß er durch gewöhnliche Destillation bei Atmosphärendruck immer dünnflüssiger wird und einen außerordentlich niedrigen Stockpunkt erhält, der ihn für viele Zwecke, z. B. Treiböl, sehr brauchbar machen dürfte.“

Diese Untersuchungen und Feststellungen, sowie die Autorität des Prof. Franz Fischer ließen die Anschauung aufkommen, daß eine Schwelung von Ölschiefen, ebenso wie eine Tieftemperaturverkokung von Kohle, nur mit der minimal notwendigen Temperaturerhöhung, das heißt schonend, durchgeführt werden muß und die Spaltungsprozesse der Öldämpfe bei ihrer Erwärmung im Schwelprozesse auf ein möglichstes reduziert werden müssen, weil dieselben unvorteilhaft sind und die Möglichkeit einer größeren Benzinausbeute durch eine nachfolgende Druckcrackung in flüssiger Phase vermindern. Das Rohöl sollte so schonend wie möglich geschwelt werden und so wenig wie möglich leichte Fraktionen halten.

Diese Auffassung von der Notwendigkeit einer möglichst schonenden Schwelung unter möglichster Vermeidung von Spaltungsprozessen während der Schwelung hat sich als irrtümlich erwiesen, jedenfalls soweit eine möglichst hohe Benzinausbeute bezweckt und keine Schmierölgewinnung beabsichtigt wird. Schon die weitere Entwicklung der Crackverfahren in Amerika, die Fortschritte, welche bei Spaltung von Erdölen in Dampfphase ohne erhöhten Druck erzielt wurden, beispielsweise im „Gyro-Prozeß“ der „Pure Oil Company“, zeigten, daß die Benzinausbeuten, wenigstens aus Erdöl, keine geringeren waren, als bei Druckcrackung in flüssiger Phase. Die Zusammensetzung des Benzines war freilich eine andere, es wurden ohne Druck mehr ungesättigte Verbindungen erhalten. Aber auch die Anschauungen über die Vorteile und Nachteile dieser Verbindungen haben sich geändert. Anstatt dieselben als lästige Komponenten eines Benzines anzusehen, werden sie heutzutage geschätzt, ebenso wie die bei höheren Temperaturen der Crackung in Dampfphase erhaltenen aromatischen Verbindungen. Diese Komponenten erhöhen die Klopfestigkeit und die Kompressionsfähigkeit und daher den Wert des Benzines.

Schon im ersten Stadium der Versuchsarbeit, welche durch das Estländische Ölschieferkonsortium im Laboratorium unternommen wurde, wurden u. a. in Ermangelung einer Druckapparaturs Crackversuche in einer Rohrschlange, welche im erhitzten Bleibade ruhte und durch welche Öldämpfe einer Mittelölfraction geleitet wurden, durchgeführt. Diese Versuche ergaben recht interessante Resultate, sie wurden aber nicht systematisch weitergeführt, weil sich andere Aufgaben stellten.

Es wurde festgestellt, daß anscheinend eine Cracktemperatur, welche zwischen 550° und 570° lag — bei der Crackdauer in der Rohrschlange, die nicht über ca. 10—12 Sekunden betrug — die besten Crackausbeuten ergab. Bis zu der Temperatur von 570° blieben die Dämpfe weiß, bei höheren Temperaturen wurden dieselben braun, die Ausbeute an Benzin verminderte sich, die Ausbeute an Gas stieg; es fand eine Übercrackung statt.

Beispielsweise wurde zu einem Versuche ein schonend geschweltes Rohöl genommen, welches nur 15% Primärbenzin enthielt. Dieses Öl wurde getoppt, und das getoppte Öl destilliert bis auf einen Pechrückstand, so daß nur die Mittelöldämpfe die Crackschlange im Bleibade durchstrichen und der Crackung unterworfen wurden.

Das Rohöl zerfällt folglich in:

Primärbenzin	15,00%
Mittelöl	52,45%
Pechrückstand	32,55%

Summa 100,00%

Von diesen Bestandteilen wurde das Mittelöl, also 52,45% vom Rohöle, in Dampfform gecrackt und ergab:

	auf das gecrackte Öl	auf Rohöl
Crackbenzin < 200°	20,4%	10,70%
Rückstandöl	56,9%	29,84%
Gas, Wasser und Verlust	22,7%	11,91%
Summa	100,0%	52,45%

Das Rohöl ergab somit:

Primärbenzin	15,00%	}	25,70%
Crackbenzin	10,70%		
Rückstandöl	29,84%	}	62,39%
Pechrückstand	32,55%		
Gas, Wasser, Verlust	11,91%		11,91%
	<hr/>		<hr/>
	100,00%		100,00%

Wenn man diese Ergebnisse auf Grund der jetzt vorliegenden Erfahrungen näher betrachtet, so muß die Benzinausbeute als eine normale bezeichnet werden. Die 62,39% des Rohöls, welche als Rückstandöl verbleiben, von denen der Pechrückstand nicht einmal noch der Crackung unterworfen war, müssen beim weiteren restlosen Cracken bis auf Koks eine Benzinausbeute bis auf 200° von mindestens 15% ergeben, und würde die Gesamtbenzinausbeute aus dem Rohöl auf 35% steigen, also dieselbe Ausbeute ergeben, die bei den Versuchen mit Druckcrackung erzielt worden ist.

Es kommt jedoch noch hinzu, daß unzweifelhaft bei dem Niederschlagen des Crackbenzines, bei welchem nicht alle Vorsichtsmaßregeln beobachtet worden sind, ein Teil des Gasbenzines im Gase verblieben ist. Außerdem ist die Temperatur von 560—570° für eine schonende Crackung zu hoch und war nur notwendig, um in dem geringen Zeitraum von 10—12 Sekunden einen gewissen Crackeffekt zu erreichen. Auch diese Temperatur reichte noch nicht aus, um bei einmaligem Durchgang und der geringen Zeitdauer das Öl restlos zu cracken. Von den Öldämpfen, welche die Crackschlange durchzogen, sind nur 20,4 + 22,7 = 43,1% gecrackt worden und haben hierbei 20,4% Benzin mit einer Ausbeute aus dem wirklich gecrackten Öle von 47% ergeben.

Die Schlußfolgerung liegt nahe, daß man auch im Schmelofen unter gleichen Verhältnissen durch weitergehende Spaltung der gebildeten Öldämpfe bei Atmosphärendruck dasselbe Resultat erreichen kann.

Anstatt einer vollen Rohölausbeute von 26% auf trockenen Schiefer mit einem Benzingehalt von 15%, kann eine verminderte Rohölausbeute von 22,9% mit einem Benzingehalt von 29,1% (bzw. 25,7% auf die ursprüngliche Rohölausbeute) erhalten werden.

Neben einer Benzinausbeute von 6,7% aus dem trockenen Schiefer würde man also noch eine Heizölausbeute von 16,2% erhalten können.

Die Erfahrungen von späteren systematischen Versuchen haben diese Schlußfolgerung voll bestätigt und noch mehr. Es erwies sich, daß das Rückstandöl nicht, wie im vorliegenden Versuch, eine viskose Mischung von dem der Crackung nicht unterworfenen Pechrückstande und dem Rückstandöle der Crackung, sondern ein weit weniger viskoses brauchbares Heizöl darstellt¹⁾. Der Grund dürfte in der Labilität der Phenole zu suchen sein, welche bei dem Spaltungsprozeße sich leicht zersetzen, und daher im Rückstandöle einer Crackung ihr Gehalt sich vermindert. Der hohe Phenolgehalt ist jedoch gerade die Ursache der hohen Viskosität eines Öles. Folglich ist es theoretisch nicht richtig, sofern man ein weniger viskoses Rückstandöl erhalten will, die schwersten Fraktionen, das Pech, welche den größten Anteil an Phenolen aufweisen, auszuschneiden und der Crackung zu entziehen. Wenn die Benzinausbeute bei einer solchen Crackung der schwersten Fraktionen mit ihrem großen Gehalt an Phenolen auch keine besonders ergiebige ist, so wird jedenfalls das Rückstandöl, wenn die Crackung nur bis zu einem gewissen Grade geführt wird, weniger viskos. Eine solche Arbeitsweise ist aber in einer Druckapparatur in flüssiger Phase schwer durchzuführen, in dampfförmiger Phase im Schmelofen dagegen ohne weitere Schwierigkeiten.

Diese Schlußfolgerungen aus obigen Versuchen wurden zu der Zeit nicht gezogen. Die Erfahrungen der späteren Versuche und der Betriebsarbeit lagen noch nicht vor, und man wagte nicht an hergebrachten Anschauungen zu rütteln, welche, von anderen Gesichtspunkten ausgehend, dennoch als Axiom betrachtet wurden.

Neuere Ver-
suche im La-
boratorium

Erst nach längerer Zeit, als das Crackproblem aktuell wurde, wurde zur eingehenden systematischen Untersuchung dieses Problems in erster Linie im Laboratorium geschritten.

Es wurde ein Autoklav *a* aufgestellt (Fig. 11) mit einem Rückflußkühler *b*, dessen Temperatur durch Anilindämpfe aus dem Anilinkocher *c* auf einer konstanten Höhe von ca. 170—180° gehalten wurde. Durch den Rückflußkühler sollten die schwereren Fraktionen zurückgehalten werden und wieder in den Autoklaven fließen, während möglichst nur die leichten Fraktionen austreten und durch einen Wasserkühler *e* in eine Vorlage *f* gelangen sollten. Zwischen Rückflußkühler und Wasserkühler war ein

¹⁾ Dieses Ergebnis stimmt vollkommen überein mit den auf Seite 105 angeführten Beobachtungen von Prof. Fr. Fischer.

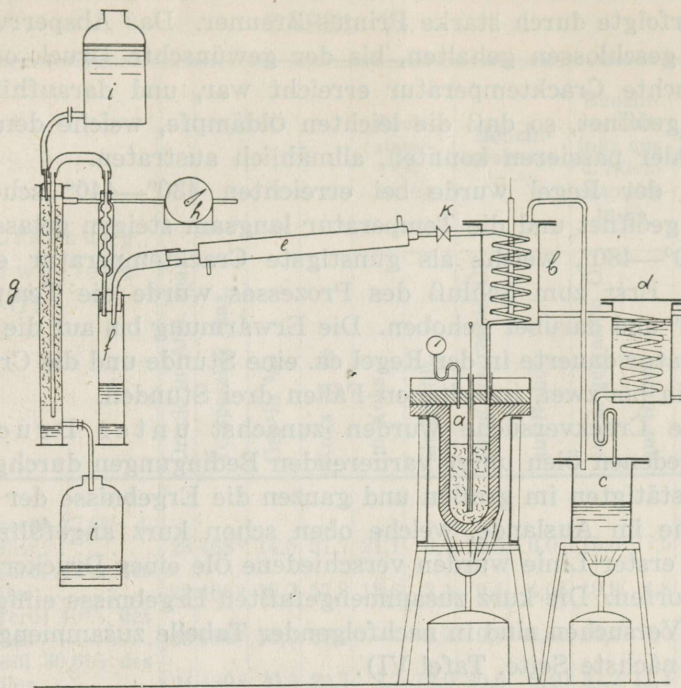


Fig. 11.

- a. Autoklav.
- b. Anilindämpfe-Rückflußkühler.
- c. Anilinkocher.
- d. Anilindämpfe-Wasserkühler.
- e. Wasserkühler für Crackdestillat.
- f. Vorlage für Crackdestillat.
- g. Waschölkolonne.
- h. Gasuhr.
- i. Waschöl.
- k. Absperrventil.

scharfes kegelförmiges Absperrventil *k* eingebaut, welches gestattete, den Druck nach Wunsch zu regeln und die sich bildenden leichten Öldämpfe allmählich austreten zu lassen. Die nicht niedergeschlagenen Dämpfe mit dem permanenten Gase strichen durch eine reichlich mit Waschöl *i* benetzte Glasperlenkolonne *g* und wurden in einer Gasuhr *h* gemessen.

Das zu crackende Material wurde in den Autoklaven chargiert, der Deckel geschlossen und sowohl der Anilinkocher für

den Rückflußkühler wie der Autoklav selbst angeheizt. Die Heizung erfolgte durch starke Primus-Brenner. Das Absperrventil k wurde geschlossen gehalten, bis der gewünschte Druck oder die gewünschte Cracktemperatur erreicht war, und daraufhin ganz wenig geöffnet, so daß die leichten Öldämpfe, welche den Rückflußkühler passieren konnten, allmählich austraten.

In der Regel wurde bei erreichten 430° — 440° schon das Ventil geöffnet und die Temperatur langsam steigen gelassen auf ca. 460° — 480° , welche als günstigste Cracktemperatur erkannt wurde. Erst zum Schluß des Prozesses wurde die Temperatur bis 500° und darüber gehoben. Die Erwärmung bis auf die Cracktemperatur dauerte in der Regel ca. eine Stunde und die Crackung noch ein bis zwei, in seltenen Fällen drei Stunden.

Die Crackversuche wurden zunächst unter Druck mit verschiedenen Ölen unter variierenden Bedingungen durchgeführt und bestätigten im großen und ganzen die Ergebnisse der Crackversuche im Auslande, welche oben schon kurz angeführt sind.

In erster Linie wurden verschiedene Öle einer Druckcrackung unterworfen. Die kurz zusammengefaßten Ergebnisse einiger von diesen Versuchen sind in nachfolgender Tabelle zusammengestellt. (Siehe nächste Seite. Tafel VI).

Die Crackversuche mit Ölen bezweckten in erster Linie, die Benzinausbeuten aus den einzelnen Fraktionen und die Ausbeuten aus dem getoppten Öle, und folglich auch mit Einschluß des Primärbenzines die Gesamtausbeuten aus dem Rohöle festzustellen. Auf Grund früherer Feststellungen von Ingenieur Knut Malm, welcher durch Schwelung von Schiefer mit einem Zusatz von Ätzkalk eine geringere Ausbeute, aber ein phenolarmes Rohöl erhalten hatte, sollte auch der Einfluß von Ätzkalk auf die phenolreichen Öle bei der Crackung festgestellt werden.

Da das Crackdestillat immerhin noch gewisse Anteile an schwereren Fraktionen über 200° enthielt, wurden spezielle Crackversuche mit solchem Rückstandöl von verschiedenem spezifischen Gewichte angestellt und auf Grund dieser Resultate die entsprechenden Ausbeuten aus dem Rückstandöl berechnet und zu den faktischen Benzinausbeuten hinzugefügt, um außer diesen auch vergleichbare Zahlen für eine Ausbeute bei restloser Crackung zu erhalten.

Die Versuche 6, 7 und 9 hatten für eine Druckcrackung als Ausgangsmaterial ein getopptes Rohöl, die ersten ohne Kalkzusatz,

TAFEL VI.

Der Cracking unterworfenene Öle	Druck in Atm. max. Temperatur max.	Gas in %			Rück- stand- Öl in %		Benzin- ausbeute in %		Benzin- ausbeute inkl. aus d. Rück- standöle in %		Gesamt- benzin- ausbeute inkl. Pri- märben- zin in %	
		Koks in %	im Koks im Destill.	auf d. ge- crackte Öl auf Rohöl	auf d. ge- crackte Öl auf Rohöl	auf Rohöl	auf trockn. Schiefer mit 42% org. Sub.					
								Gas in %	Koks in %	im Koks im Destill.	auf d. ge- crackte Öl auf Rohöl	auf d. ge- crackte Öl auf Rohöl
1. Schweröl 47,8% d. Rohöles	23 468°	14,5	31,7	21,1	3,7	12,5	6,0	15,6	7,5	—	—	
2. Schweröl 44% des Rohöles	22 486°	13,7	57,8	13,6	2,4	9,4	4,05	10,9	4,8	—	—	
3. Schweröl 40% des Rohöles	66 484°	10,0	67,0	—	2,3	9,5	3,80	10,1	4,0	—	—	
4. Mittelöl 30,6% des Rohöles	24 480°	20,3	22,7	8,7	12,0	30,8	9,40	37,2	11,4	—	—	
5. Mittelöl 39,8% des Rohöles	44 500°	17,6	28,7	—	9,9	27,2	10,8	31,2	12,4	—	—	
6. Getopptes Öl 85,6% des Rohöles	63 478°	19,5	45,5	—	6,9	21,4	18,3	23,7	19,8	34,2	8,9	
7. Getopptes Öl 85,6% des Rohöles	43 473°	14,8	44,6	—	8,6	23,0	19,7	25,2	21,6	35,9	9,3	
8. Getopptes Öl 85,6% v. Rohöl auf Schieferkoks ohne Druck eingetropft	— 570°	12,6	27,3	—	40,6	16,6	14,2	26,7	22,9	37,3	9,7	
9. Getopptes Öl 85,6% v. Rohöl nebst 10% Ätzkalk	41 469°	18,0	42,2	—	9,3	27,2	23,4	30,0	25,7	40,0	10,4	
10. Schweröl 40% vom Rohöl mit 20% Ca(OH) ₂	40 483°	18,7	56,8	—	7,4	12,6	5,0	15,6	6,2	—	—	
11. Schweröl 40% vom Rohöl ohne Kalk	48 500°	20,1	62,7	—	2,0	11,8	4,7	12,6	5,0	—	—	
12. Phenole 21% aus dem Rohöl abge- scheiden	42 500°	20,0	48,0	Was- ser 6,2	2,2	22,7	—	23,3	—	—	—	
13. Phenole 21% aus Rohöl mit 20% Ca(OH) ₂	41 500°	19,2	45,0	5,7	4,0	24,2	—	25,2	—	—	—	
14. Schweröl 50% vom Rohöl m. Schieferkoks-zusatz ge-crackt	46 480°	17,4	48,0	—	9,5	19,6	9,8	22,0	11,0	—	—	

der letzte mit einem Zusatz von 10% Ätzkalk. Die Ausbeuten an Benzin bis 200° einschließlich des Primärbenzins betragen, auf Rohöl gerechnet, 34,2%, 35,9% und 40,0%, und auf trockenen Schiefer mit 42—43% org. Substanz bei einer Rohölausbeute von 26% entsprechend 8,9%, 9,3% und 10,4%. Auf die organische Substanz gerechnet, betragen die Gesamtbenzinausbeuten 21,4%, 22,1% und 24,8%.

Ein Einfluß des Ätzkalkes auf die Benzinausbeute ist bemerkbar.

Die Versuche 1, 2, 3, 10 und 11 bezweckten, die Ausbeuten aus den schwersten Anteilen des Rohöles festzustellen, wobei die leichteren Fraktionen bis auf einen Rückstand von 47,8%, 44% und 40% des Rohöles, also bis auf mehr oder weniger hartes Pech abdestilliert wurden. Die Ausbeuten sind nicht große und halten sich zwischen 10,1% und 15,6%, bezw. auf das Rohöl gerechnet, zwischen 4% und 6,2%.

Der Versuch 10 wurde mit einem Zusatz von Ätzkalk durchgeführt, und 11 ohne Zusatz, und zeigt sich auch hier eine größere Ausbeute von 15,6% gegenüber 12,6% ohne Kalkzusatz.

Die Versuche 4 und 5 hatten als Ausgangsmaterial eine Mittelölfraction von 30,6% bzw. 39,8% des Rohöles, dementsprechend sind die Benzinausbeuten aus diesen verschieden schwer siedenden Ölen 37,2% und 31,2%.

Weiter wurden aus dem getoppten Öle die Phenole abgeschieden und in den Versuchen 12 und 13 allein mit und ohne Ätzkalkzusatz gecrackt.

Der Unterschied in den Benzinausbeuten 23,3% und 25,2% beträgt etwa 10% zugunsten eines Kalkzusatzes.

Dieser Versuch zeigt indessen auch eine nicht ganz unbedeutende direkte Crackausbeute an Benzin aus den Phenolen auch ohne Kalkzusatz, was der oben angeführten Ansicht Prof. Franz Fischers widerspricht, jedenfalls soweit die Phenole von Schieferöl in Frage kommen, deren Charakter mit den Steinkohlen-Urteerphenolen nicht übereinzustimmen braucht.

Es wurde während der Versuche die Beobachtung gemacht, daß Crackkoks und Schieferkoks im Autoklaven einen günstigen Einfluß auf den Verlauf des Crackprozesses ausüben, indem der Koks augenscheinlich als Katalysator wirkt und den Prozeß fördert, so daß er bei niedrigerer Temperatur durchgeführt werden kann und scheinbar auch die Benzinausbeute sich erhöht. Der

Versuch 14 ist einer der Versuche, welche mit einem dickflüssigen Schweröl nach Abdestillieren von 50% der leichteren Bestandteile des Rohöles mit einem Schieferkoksatzes ange stellt wurden. Die Ausbeute, verglichen mit dem Versuch 1 ist eine unerwartet hohe, dürfte aber teilweise darauf zurückzuführen sein, daß das Ausgangsmaterial im Versuche 14 mehr leichtere Fraktionen enthielt als im Versuche 1, weil der Destillationsprozeß des getoppten öles, um die 50% schweren Anteile des Rohöles zu erhalten, sehr rasch durchgeführt wurde, wodurch die Trennung in leichtere und schwerere Fraktionen des Rohöles eine weniger scharfe wurde. Jedenfalls wurde die günstige katalytische Wirkung des Kokes auf den Crackprozeß auch bei anderen Versuchen einwandfrei festgestellt.

Es lag auf der Hand, auch den Schiefer direkt im Autoklaven der Druckcrackung zu unterwerfen, um festzustellen, ob der Umweg über die Schwelung notwendig oder vorteilhaft ist oder ob und mit welchem Erfolge direkt in einem Arbeitsgange auch Schiefer gecrackt werden kann.

Crackung von Schiefer im Autoklaven mit und ohne Druck.

Die kurz zusammengefaßten Ergebnisse einiger von diesen Versuchen sind in folgender Tabelle zusammengestellt.

Tafel VII (siehe Seite 114).

Diese Versuche zeigen in erster Linie, daß eine direkte Druckcrackung des Schiefers im Autoklaven mit aufgesetztem Rückflußkühler für die schwereren öle, das heißt eine Vereinigung des Schwel- und Crackprozesses in einem Arbeitsgange ohne weitere Schwierigkeiten durchgeführt werden kann, und weit leichter als bei der Druckcrackung von ölen ein so gut wie restloses Cracken mit ganz geringen Anteilen von schwereren Fraktionen im Crackdestillat erreicht werden kann (siehe Versuche 15 und 16). Die Crackausbeuten an Benzin auf den Schiefer gerechnet sind jedenfalls nicht niedrigere als auf dem Umwege über getrennte Schwelung und nachfolgende Druckcrackung des flüssigen getoppten öles, wie der Vergleich der Versuche 6 und 7 mit den Versuchen 15 und 16 zeigt.

Schon nach den ersten Crackversuchen mit Schiefer erwies es sich, daß eine Schiefercrackung in der beschriebenen Apparatur auch bei geöffnetem Absperrventil bei Atmosphärendruck durchgeführt werden kann, da die Schweltemperatur mit der Cracktemperatur zusammenfällt. Die Schwelung geht zwischen

TAFEL VII.

Der Crackung unterworfenen Material	Druck in Atm. max.	Temperatur max.	Gas	Schieferskoks	Wasser	Rückstandöl > 200°	Benzinausbeute bis 200°			
							auf trockenen Schiefer	a. tr. Schiefer inkl. Ausbeute a. d. Rückstandöl	a. d. Fischerausbeute	a. d. org. Substanz
			%	%	%	%	%	%	%	%
15. Reicher Schiefer: Org. Substanz 62,4%, Fischerausbeute 41,1%, Ausbeute a. org. S. 66,9%	64	480°	17,9	63,5	3,7	0,5	14,1	14,2	34,2	22,6
16. Durchschnitts-Schiefer aus Kochtel: Org. Substanz 48,3%, Fischerausbeute 30,5%, Ausbeute a. org. S. 63,2%	63	493°	13,0	69,2	5,9	0,6	9,2	9,5	31,2	19,5
17. Derselbe ohne Druck	—	500°	8,4	64,9	7,5	8,7	8,6	11,2	36,7	23,3
18. Schiefer a. Kochtel: Org. Substanz 44,1%, Fischerausbeute 28,8%, Fischerausbeute auf org. Substanz 65,3%	—	500°	5,6	71,4	5,6	7,0	7,2	9,3	32,3	21,1
19. Derselbe	—	500°	6,3	68,4	5,9	9,4	8,4	10,7	37,2	24,3
20. Schiefer a. Vivikond (Org. Substanz 42,5%, Fischerausbeute 26,6%, Fischerausb. auf org. Substanz 62,7%) + 20% Ca(OH) ₂	—	> 500°	6,8	70,7	7,7	6,9	8,3	11,1	42,0	26,1
21. Derselbe Schiefer + 30% Ca(OH) ₂	—	> 500°	9,8	69,5	6,2	5,4	9,2	11,4	43,0	26,9
22. Rückstandsöl aus einer Reihe v. Schiefercrackungen > 200° spez. Gew. 0,88	17	> 500°	12,8	13,5	—	16,9	auf Öl 55,6	—	—	—

400° und 500° vor sich mit energischer Ölentwicklung zwischen 410° und 450°. Dieselbe Temperatur genügt auch für die Crackung.

Die Vorgänge bei den Versuchen und ihre Ergebnisse sind leicht zu verstehen und klarzustellen, wenn man von folgenden theoretischen Erwägungen ausgeht.

Die Crackwirkung ist im Bereiche der praktisch in Frage kommenden Cracktemperaturen zwischen 400° und 570° eine Funktion der Zeit.

Während bei 400° Stunden, zwischen 450° und 500° Minuten für ein und dieselbe Crackwirkung notwendig sind, genügen bei 550°—570° Sekunden, um dieselbe Crackwirkung hervorzurufen.

Folglich ist eine Crackung sehr wohl im Bereich der Schwelltemperaturen durchzuführen, wenn nur die nötige Zeitdauer der Erwärmung des Öles vorhanden ist.

Diese notwendige Zeitdauer ist in flüssiger Phase leicht zu erreichen, in dampfförmiger Phase schwerer dank dem großen Volum der Dämpfe, weswegen für Crackung in Dampfphase, um eine effektive Crackwirkung zu erzielen, häufig die obere Temperaturgrenze angewandt werden muß, wie bei den vorerwähnten Versuchen von Prof. Franz Fischer und den auf Seite 106 und 107 angeführten Versuchen im Laboratorium des Estländischen Ölschieferkonsortiums.

Eine Crackung bei höheren Temperaturen von 530°—570° und darüber und ganz kurzer Zeitdauer kann jedoch weit leichter zu einer weniger schonenden Crackung und Übercrackung mit starker Gasbildung, sowie geringerer Benzinausbeute führen.

Wenn die Crackung in Dampfphase hingegen bei Temperaturen zwischen 450° und 500° durchgeführt werden soll, ist man gezwungen, den Zeitfaktor zu vergrößern durch mehrfaches Cracken mit ständigem Rücklauf der ungecrackten schwereren Anteile, bis ihre Crackung vollendet ist. Da hierbei die schon fertig gebildeten leichten Öle ständig aus diesem Kreislaufe abgeführt werden, ist die Gefahr ihrer Übercrackung eine weit geringere, es entsteht eine schonende Crackung, welche die geringsten Gas- und größten Benzinausbeuten sicherstellt.

Eine Crackung mit ständiger Abführung der fertiggecrackten Anteile, sowie mehrfachem Rücklaufe und wiederholter Crackung der schwereren Anteile schafft gleichzeitig eine Crackung in einer Reihe von verschiedenen Zeitstufen, folglich eine stufenweise Crackung der verschieden leicht crackenden Gruppen, aus denen

das Öl sich zusammensetzt und welche daher auch verschieden behandelt werden müssen. Folglich ist eine solche Crackung auch von diesem Gesichtspunkte aus richtig und schonend.

Wenn man von diesen theoretischen Betrachtungen ausgeht, findet der scheinbare Widerspruch in den Versuchsergebnissen von Prof. Franz Fischer und des Estländischen Ölschieferkonsortiums seine volle Erklärung.

Die Versuche von Prof. Franz Fischer bei Atmosphärendruck und in Dampfphase wurden bei 530° — 560° ¹⁾ ausgeführt, um in einem entsprechenden geringen Zeitraume, welcher durch das geringe Volum der Apparatur bedingt war, einen genügenden Crackeffekt in einer Crackstufe zu erreichen. Hierbei wurde das Öl übercrackt mit Bildung von viel Gas und weniger Benzin.

Die Versuche des Prof. Franz Fischer im Druckautoklaven wurden anscheinend bei Temperaturen zwischen 320° und maximal 450° — 500° durchgeführt, und zwar stufenweise mit jedesmaligem Abdestillieren der fertig gebildeten Benzine und daher schonend ohne Übercrackung. Hiermit erklärt sich die größere Benzinausbeute.

Bei den Versuchen des Estländischen Ölschieferkonsortiums im Autoklaven mit und ohne Druck, mit ständiger Abführung der fertig gebildeten Benzine und Rücklauf der schweren Anteile, war die Crackung in beiden Fällen eine mehr oder weniger schonende. Die Crackung bei Atmosphärendruck mit von Anfang an offenem Absperrventil war sogar eine schonendere als die Druckcrackung, bei welcher das Absperrventil bis zu der Erreichung des gewünschten Druckes geschlossen blieb, so daß eine weiter als notwendig gehende Crackung der eingeschlossenen Öle vorzukommen konnte und in einigen Fällen auch vorgekommen ist.

Die Versuchsergebnisse, welche in der Zahlentafel VII zusammengefaßt sind, zeigen, daß eine Crackung des Schiefers bei Atmosphärendruck und in Dampfphase unter den obigen Verhältnissen in einer relativ kurzen Zeitspanne möglich ist. Im Gegensatz zu Prof. Franz Fischer sind wir der Ansicht, daß die Crackung beschleunigt und erleichtert bzw. die Cracktemperatur herabgesetzt wird durch einen sehr wirksamen Katalysator,

¹⁾ Diese an den Wänden gemessene Temperatur war noch nicht die maximale, welche in der Mitte des Rohres laut F. Fischer um noch weitere 50° höher lag.

dem im Prozesse eine nicht zu unterschätzende Rolle zukommt, und zwar den Schwel- und Crackkoks.

Das Rücklauföl tropft auf den erhitzten porösen Koks, wird von demselben absorbiert, dank der akkumulierten Wärme augenblicklich wieder verdampft und crackt verhältnismäßig leicht und rasch.

Die Benzinausbeuten bei Crackung des Schiefers unter Atmosphärendruck sind durchweg nicht geringere als bei Druckcrackung des Schiefers, in vielen Fällen auch höhere. Dieses letztere dürfte aber nur einer weniger schonenden Druckcrackung zuzuschreiben sein, was aus der stärkeren Gasbildung auch hervorgeht.

Nachdem die obigen Zusammenhänge erkannt waren, wurden auch Versuche mit Crackung von flüssigem Öle bei Atmosphärendruck und offenem Absperrventil wiederholt, um festzustellen, ob auch bei einer Crackung von Ölen ohne Druck dasselbe Resultat erreicht werden kann.

Die Crackung einer vollen Ölcharge, mit welcher der Autoklav vor der Erhitzung auf einmal beschickt wurde, konnte natürlich nur eine teilweise Crackung ergeben, da die Öldämpfe vor Erreichung von wirksameren Cracktemperaturen übersiedeten und nicht Platz in der Apparatur hatten, um genügend lange in den Rückflußkühler und zurück in den Autoklaven rund zu laufen und hierbei weit genug zu cracken. Es wurde wenig Benzin und viel schwereres Öl im Destillat erhalten.

Deswegen ging man über auf eine allmähliche tropfenweise Beschickung des schon auf die Cracktemperatur erhitzten Autoklaven durch Eintropfung des Öles auf im Autoklaven einchargierten Schwelkoks.

Der Versuch 8 wurde so ausgeführt und das Ergebnis zeigt, daß eine Verminderung des Druckes beim Spaltungsprozeß auch von flüssigem Öle jedenfalls keine Verminderung der Benzinausbeute zur Folge hat. Freilich wurde bei diesem Versuche nur etwa 70% der Benzinausbeute in Form von Benzin gewonnen, doch mit Berücksichtigung der Menge Rückstandöl und seines spez. Gewichtes und Einsetzung der noch mit Sicherheit zu erwartenden Benzinausbeute aus dem Rückstandöle erhält man sogar eine noch höhere Benzinausbeute als in den Versuchen 6 und 7.

Unterzieht man die Ergebnisse der Versuche mit Schiefer einer näheren Betrachtung, so geht aus dem Vergleiche der Versuche 16 und 17 mit demselben Schiefer, — doch 16 unter Druck

und 17 ohne Druck mit offenem Ventil, — hervor, daß beim Versuche 16 eine so gut wie restlose Crackung erreicht worden ist mit einer Ausbeute von 9,2% Benzin aus dem Schiefer und einer Ausbeute von 13% Gas. Beim Versuch 17 war die Crackung schonender, und es wurden neben 8,6% Benzin noch 8,7% Rückstandöl vom spez. Gewicht 0,93 erhalten. Ein solches Rückstandöl ergibt bei nachfolgender Crackung, wie eine Reihe von Versuchen gezeigt haben, noch wenigstens eine Ausbeute von 30% an Benzin. Fügt man diese hinzu, so ergibt sich eine Gesamtbenzinausbeute von 11,2% gegenüber 9,5%, was auf die schonendere Crackung beim Versuch 17 zurückzuführen ist, denn die erhaltene Gasmenge 8,4%, vergrößert auf ca. 10% mit dem Gase, welches das restlose Cracken des Rückstandöles ergeben würde, ist noch um ca. 3% geringer als beim Versuch 16, bei welchem also unzweifelhaft eine gewisse Übercrackung stattgefunden hat.

Zwei Versuche (18 und 19) mit einem normalen Durchschnittschiefer von 44% Gehalt an organischer Substanz ergaben 7,2% bzw. 8,4% Benzin, und mit Berücksichtigung des Rückstandöles 9,3% bzw. 10,7% Benzin aus dem trockenen Schiefer, eine Gesamtbenzinausbeute auf die Fischerausbeute an Rohöl aus dem Schiefer von 32,3% bzw. 37,2% und auf die organische Substanz von 21,1% bzw. 24,3%. Die Differenz erklärt sich dadurch, daß im Versuch 18 die Crackung nicht ganz zu Ende geführt war und der Koks noch etwas Öl enthielt, während im Versuch 19 derselbe trocken war und auch an Gewicht um ca. 3% leichter. Berücksichtigt man diese 3% an Rückstandöl im Koks, so erhält man annähernd gleiche Ausbeuten. Doch muß hierzu bemerkt werden, daß die Versuche natürlich nicht vollständig gleich im Laboratorium durchgeführt werden können und daher Schwankungen in gewissen Grenzen immer möglich sind.

Durch die Versuche 20 und 21 sollte der Einfluß von Ätzkalk auf den Verlauf der Schiefercrackung geprüft werden.

Einfluß
einer Bei-
mischung
von Ätzkalk
zu dem
Crackgute.

In dem einen Versuche wurden 20%, in dem anderen 30% Ätzkalk zu dem Schiefer hinzugefügt. Die Ausbeuten sind annähernd die gleichen und dabei sehr gute und steigen bis 11,1% bzw. 11,4% aus dem trockenen Schiefer, 42% bzw. 43% aus der Fischer-Ausbeute an Rohöl und 26,1% bzw. 26,9% aus der organischen Substanz.

Anscheinend hat der Ätzkalk eine gewisse Einwirkung auf die Ausbeute, welche darauf zurückzuführen sein dürfte, daß ein

Teil des Sauerstoffes der Phenole in Form von Kohlensäure an den Ätzkalk gebunden wird und daher größere Mengen Wasserstoff für die Bildung von leichten Kohlenwasserstoffen zur Verfügung bleiben.

Die Versuche 18 und 19 einerseits und 20 und 21 andererseits können jedoch nicht ohne weiteres miteinander verglichen werden, da der Schiefer nicht derselbe war. Der letztere war ärmer, stammte aber aus der eigenen Grube des Konsortiums und mag unverwittert gewesen sein, während der reichere Kochtelschiefer evtl. mehr durch Verwitterungsprozesse schon verändert gewesen ist.

Zusammenfassend können auf Grund der oben angeführten und zahlreicher anderer Versuche der Vercrackung von Ölen und Schiefer mit und ohne Druck im Autoklaven folgende Schlußfolgerungen gezogen und Feststellungen gemacht werden:

Schlußfolgerungen aus den Versuchen.

1) Ölschiefer kann im Autoklaven mit und ohne Druck ge-crackt werden mit wenigstens denselben Ausbeuten, welche auf dem Umwege der Schwelung und nachfolgenden Crackung des Öles in flüssiger Phase theoretisch erreicht werden können.

2) Bei der Crackung von Ölen und Schiefer hat der Druck keinen Einfluß auf die Ausbeute an leichten, unter 200° siedenden Kohlenwasserstoffen.

3) Auf den Gehalt an ungesättigten Verbindungen mag der Druck einen gewissen Einfluß ausüben, doch sind keine nennenswerten Schwankungen festgestellt worden und hat das bei Atmosphärendruck erhaltene Crackbenzin ungefähr dieselben Eigenschaften wie das bei der Schwelung erhaltene Primär- oder Ölbenzin, dessen Entstehungsprozeß ja denselben Verhältnissen unterworfen ist.

4) Der Crackeffekt bei der Crackung sowohl in flüssiger Phase unter Druck, als auch in dampfförmiger Phase mit vermindertem oder ohne Druck ist nur eine Funktion von Temperatur und Zeit.

5) Die Crackung kann in einem praktischen Temperaturbereiche zwischen ca. 400° und 570° in entsprechend von Stunden bis zu Sekunden abnehmender Zeitdauer durchgeführt werden, und ist bei Crackung in Dampfphase die Anwendung von hohen Temperaturen an der oberen Grenze nur notwendig, wenn die entsprechende Zeitdauer, welche zum Cracken in einer Apparatur zur Verfügung steht, dank dem großen Volum der Dämpfe so

gering ist, daß sie für niedrigere Temperaturen nicht ausreicht, um die gewünschte Crackwirkung zu erreichen.

6) Das Schieferöl ist kein einheitliches Material, sondern besteht aus einer Reihe von Gruppen oder Komponenten, welche sich verschieden zu der Erhöhung der Temperatur verhalten, mehr oder weniger leicht bzw. rasch spalten. Deshalb darf das Material auch nicht einheitlich behandelt werden, wenn man maximalmögliche Benzinausbeuten erhalten will, sondern muß stufenweise gecrackt werden mit Abführung der fertiggecrackten leichten Öle, welche sonst bei weiter vorschreitendem Crackprozeß übercrackt werden und Gas bilden.

Die Stufen können sowohl Temperatur- wie Zeitstufen sein.

7) Ein Temperaturbereich zwischen 450° und 500° scheint für eine schonende stufenweise Crackung sowohl in flüssiger wie in Dampfphase der praktischste zu sein, weil die den obigen Temperaturen entsprechende notwendige Dauer der Crackung noch so hoch ist, daß außer Temperaturstufen zwischen 450° und 500° , leicht zu regelnde Zeitstufen gebildet werden können. Bei höheren Temperaturen ist es nicht so leicht, eine schonende stufenweise Crackung zu erreichen und daher ist die Gefahr einer teilweisen Übercrackung mit geringeren Ausbeuten an Benzin und größeren an Gas näher gerückt.

8) Der poröse Schwelkoks von Schiefer scheint ein überaus wirksamer Katalysator zu sein, welcher den Crackprozeß fördert, d. h. den Zeit- und Temperaturfaktor heruntersetzt. Auch andere Fremdkörper scheinen den Crackprozeß zu beschleunigen, u. a. Ätzkalk. Eine überaus starke katalytische Wirkung, welche leicht zu Übercrackung führt, übt die ausgebrannte Schieferasche aus, die in der Hauptsache aus Ätzkalk und Kalk- sowohl wie Tonerde-Silikaten besteht.

9) Die Einführung von Ätzkalk in den Crackprozeß von phenolhaltigen Ölen scheint die Benzinausbeute zu erhöhen, dank der Bindung eines Teiles des Sauerstoffes der Phenole in Form von Kohlensäure, wobei größere Mengen an Wasserstoff für Benzinbildung frei bleiben.

10) Der Schwelprozeß des Schiefers in einem allmählich von 400° auf 500° steigenden Temperaturbereiche eignet sich vorzüglich für eine Vereinigung mit einem gleichzeitigen Crackprozeß der Öldämpfe in Dampfphase bei Atmosphärendruck in einem Arbeitsgange.

11) Der Schwelprozeß braucht in diesem Temperaturbereiche nicht schonend durchgeführt zu werden, sofern keine Ausbeute von viskosen Schmierölen bezweckt wird, da ein intensiv bei relativ höheren Schweltemperaturen verlaufender Schwelprozeß nur die Crackung in den untersten Crackstufen fördert und noch keine Gefahr für Übercrackung vorliegt.

12) Ein stufenweiser schonender Crackprozeß kann bequem an den Schwelprozeß angeschlossen werden durch Einführung aus der Kondensation aller über 200° siedenden Bestandteile des öles in Form von Rücklauföl in die Temperaturbereiche des Schwelofens zwischen 450° und 500°. Bei Temperaturen über 450° hat sich schon ein nicht mehr schmelzender Schwelkoks gebildet, auf den das Rücklauföl eingespritzt, von dem Kokse absorbiert und verdampft wird und weiter crackt. Das Rücklauföl kann auch in Dampfform oder fester Form (Pech in Briketten) eingeführt werden.

Dieser mehrfache Kreislauf der schweren Fraktionen aus dem Ofen in die Kondensation und zurück kann bis zu einer restlosen Crackung der gesamten schweren Fraktionen bis auf Benzin, Gas und trockenen Crackkoks geführt werden, welch letzterer zum größten Teil die Poren des Schwelkokes anfüllt und mit demselben bequem und kontinuierlich ausgetragen werden kann.

Z w ö l f t e s K a p i t e l .

Vereinigung des Schwel- und Crackprozesses von Schiefer in einen gemeinsamen Veredelungsprozeß.

V e r s u c h e i n g r ö ß e r e m M a ß s t a b e .

Die Ergebnisse und Feststellungen der Laboratoriumsversuche im Autoklaven brachten Klarheit in die Zusammenhänge der Spaltungsprozesse, räumten alte Vorurteile aus dem Wege und eröffneten günstige Aussichten für die Möglichkeit einer Verwirklichung in der Praxis der Grundgedanken und Richtlinien, die den Anstoß zu den Laboratoriumsversuchen gegeben hatten.

Es eröffnete sich ein neuer, rationeller und einfacher Weg, um mit Umgehung der hergebrachten allgemeinüblichen Methoden

der Veredelung von Ölen das gesetzte Ziel zu erreichen und in einem Arbeitsgange den Schiefer direkt ausschließlich in veredelte marktfähige Ware zu verarbeiten. Es galt ein praktisches Verfahren auszuarbeiten, um in einem Arbeitsgange den Schiefer zu schwelen und die Öldämpfe bei Atmosphärendruck bis zu dem gewünschten Crackungsgrade oder auch restlos zu cracken.

Daher wurden die Versuche in größerem Maßstabe fortgesetzt in einer Apparatur, welche den Arbeitsverhältnissen eines Wanderrost-Tunnelofens gleichkam.

Beschreibung
der Appara-
tur.

Die zu diesem Zwecke erbaute Apparatur ist in Fig. 12 dargestellt.

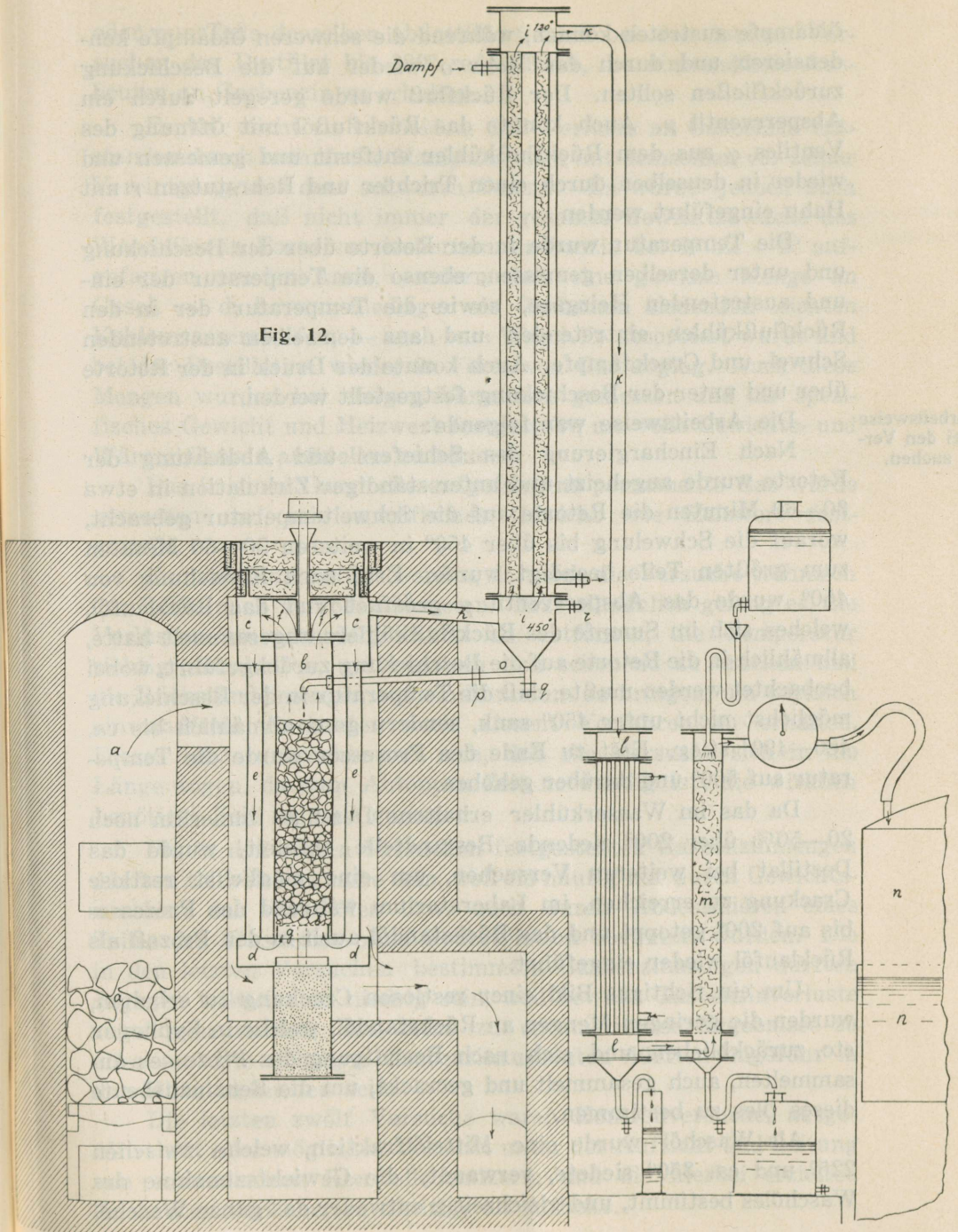
In einen mit Feuerung *a* versehenen Ofen ist eine geschlossene eiserne Retorte eingebaut. Die Retorte besteht aus einem zentralen Rohre *b* von 200 mm Durchmesser und ca. 1000 mm Höhe, einer oberen Kammer *c* und unteren Kammer *d*, die sich an das zentrale Rohr anschließen, und 16 konzentrisch um das Zentralrohr angeordneten Rohren *e* von 30 mm Durchmesser, welche die obere mit der unteren Kammer verbinden. In die obere Kammer ist über dem Zentralrohr ein Zirkulationsventilator *f* eingebaut, welcher aus dem Zentralrohr saugt und durch die Heizrohre die Dämpfe in die untere Kammer und in das Zentralrohr von unten drückt. Der Ventilator ist herausnehmbar und der Deckel ruht in einem doppelten Sandverschluß.

Die Schiefercharge in Form von stückigem gasdurchlässigem Material wurde in einer Schütthöhe von ca. 700 mm in das Zentralrohr auf einen herausnehmbaren Rost *g* eingeführt.

Die Schwel- und Crackdämpfe treten aus dem Kreislauf innerhalb der Retorte durch das Rohr *h* in den Rückflußkühler *i* und durch das Rohr *k* in den Wasserkühler *l*, in die Waschkolonne *m* und in eine Gasglocke *n*, in welcher das Gas aufgesammelt wurde.

Der Rückflußkühler hat eine Höhe von über 2000 mm und besteht aus einem von außen isolierten Rohre von 200 mm Durchmesser, in welchem vier 50 mm Rohre die obere und untere Kammer des Rückflußkühlers verbinden. Die inneren Rohre sind mit kleinen eisernen Muttern angefüllt (anstatt Raschigringen); das äußere große Rohr bildet um die 50 mm Rohre, durch welche die Dämpfe aufsteigen, einen Dampfmantel, in welchem durch ca. 2 Atmosphären-Dampf eine gleichmäßige Temperatur von ca. 130° gehalten wurde. Die Schwel- und Crackdämpfe wurden durch den Dampf auf ca. 130° gekühlt, und sollten möglichst nur leichte

Fig. 12.



Öldämpfe austreten können, während die schweren Öldämpfe kondensieren und durch das Rohr *o* wieder auf die Beschickung zurückfließen sollten. Der Rückfluß wurde geregelt durch ein Absperrventil *p*. Auch konnte das Rückflußöl mit Öffnung des Ventiles *q* aus dem Rückflußkühler entfernt und gemessen und wieder in denselben durch einen Trichter und Rohrstutzen *r* mit Hahn eingeführt werden.

Die Temperatur wurde in der Retorte über der Beschickung und unter derselben gemessen, ebenso die Temperatur der ein- und austretenden Heizgase, sowie die Temperatur der in den Rückflußkühler eintretenden und aus demselben austretenden Schwel- und Crackdämpfe. Auch konnte der Druck in der Retorte über und unter der Beschickung festgestellt werden.

Die Arbeitsweise war folgende:

Arbeitsweise
bei den Ver-
suchen.

Nach Einchargierung des Schiefers und Abdichtung der Retorte wurde angeheizt und unter ständiger Zirkulation in etwa 30—60 Minuten die Retorte auf die Schweltemperatur gebracht, worauf die Schwelung bis über 450° in weiteren 30—60 Minuten zum größten Teile beendigt wurde. Erst nach Erreichung von 450° wurde das Absperrventil *p* geöffnet und das Rücklauföl, welches sich im Sumpfe des Rückflußkühlers angesammelt hatte, allmählich in die Retorte auf die Beschickung zurückgeführt, wobei beobachtet werden mußte, daß die Temperatur in der Beschickung möglichst nicht unter 450° sank, sondern ganz allmählich bis ca. 480—490° stieg. Erst zu Ende des Prozesses wurde die Temperatur auf 500° und darüber gehoben.

Da das im Wasserkühler erhaltene Destillat immerhin noch 20—50% über 200° siedende Bestandteile enthielt, wurde das Destillat bei weiteren Versuchen, um eine möglichst restlose Crackung zu erreichen, im Laboratorium während des Prozesses bis auf 200° getoppt und das Rückstandöl auch in den Prozeß als Rücklauföl wieder eingeführt.

Um ein richtiges Bild einer restlosen Crackung zu erhalten, wurden die geringen Mengen an Rückstandöl, welche in Syphonen etc. zurückblieben und sich nach Beendigung des Prozesses ansammelten, auch gesammelt und gecrackt, um die Benzinausbeute dieses Öles zu bestimmen.

Als Waschöl wurde eine Mittelölfraction, welche zwischen 225° und ca. 350° siedete, verwandt, die Gewichtszunahme des Waschöles bestimmt, und gleichzeitig entweder das ganze Waschöl

oder nur Teile desselben abdestilliert und bei den letzten Versuchen das Destillat bis 180° redestilliert, um einwandfreie Ausbeuten an Gasbenzin zu erhalten.

Es war nicht zu vermeiden, daß Verluste an Gasbenzin entstanden durch mehrfache Manipulationen mit demselben vor seiner Vereinigung mit dem schweren Benzin. Es wurde jedoch auch festgestellt, daß nicht immer der gesamte Gewichtszuwachs des Waschöles in Form von isoliertem Gasbenzin bei 0° bis -5° aufgefangen werden kann, sondern daß eine gewisse Menge an Gasol, — d. h. von niedriger als Gasbenzin siedenden leichten Kohlenwasserstoffen, — auch vom Waschöle absorbiert wurde und bei der Destillation wieder in Form von Gas abging. Auch diese Mengen wurden bei einigen Versuchen gemessen und ihr spezifisches Gewicht und Heizwert festgestellt, um volle Gewichts- und Wärmebilanzen aufstellen zu können.

Das in einer Gasglocke aufgefangene permanente Gas wurde gemessen und sein spezifisches Gewicht wie Heizwert festgestellt.

Es muß hinzugefügt werden, daß sich die Versuche technisch der Reihe nach vervollkommneten. Erst allmählich gelang es, die Verlustquellen nach Möglichkeit zu entfernen, die Temperatur richtig einzuhalten, systematisch und schonend zu cracken und die Rückstandölmengen auf ein Minimum zu bringen, um wirklich einwandfreie Ausbeuten nach diesem Verfahren zu erhalten. Dieses letztere brachte mit sich, daß die Versuche sich in die Länge zogen, da zum Abtoppen Zeit notwendig ist; die wirklich benötigte Zeit ist weit geringer.

Die in den ersten Versuchen festgestellten Gasbenzinmengen dürften teilweise zu hohe sein, weil sie häufig nur durch Gewichtszunahme des Waschöles bzw. auch durch Abdestillieren eines Teiles des Waschöles ohne Redestillation bestimmt wurden. Die in den letzten Versuchen bestimmten Gasbenzinmengen dürften dagegen teilweise zu niedrig sein, weil bewußt Gasbenzinverluste zugelassen wurden, um keine zu optimistischen Ergebnisse zu erhalten. Die richtigen Gasbenzinausbeuten dürften ungefähr in der Mitte zu suchen sein.

Die letzten zwölf Versuche waren Kontrollversuche, ausgeführt mit aller möglichen Vorsicht unter der Aufsicht und Leitung von schwedischen Kontrollchemikern, und die hierbei erzielten Ausbeuten sind eher zu niedrige als zu hohe.

Außer Vollcrackungen des Schiefers wurden gleichzeitig mit denselben Schiefersorten Versuche von Schwelungen und Halbcrackungen ausgeführt, in welchen letzteren nur ein Teil des Rückstandöles zurückgegeben und ge-crackt wurde, um die Eigenschaften des ge-crackten Rückstandöles zu untersuchen und den wirtschaftlich vorteilhaftesten Crackungsgrad zu ermitteln.

Die Versuchsergebnisse. Die kurz zusammengefaßten Ergebnisse aller dieser Versuche, mit Einschluß auch der durch Übercrackung oder Verluste teilweise mißglückten, sind in nachfolgenden Zahlentafeln zusammengestellt.

Tafeln VIII und IX (siehe Seiten 128—131).

Die Versuche im größeren Maßstabe, in denselben Verhältnissen, wie dieser Prozeß im Wanderrostofen durchgeführt werden wird, ergaben, wie aus den Tafeln zu ersehen ist, dieselben Resultate wie die Versuche im Autoklaven, und wurden die auf Grund obiger Versuche gezogenen Schlußfolgerungen in vollem Maße bestätigt.

Sofern der Rücklauf des öles und der Beginn des Crackprozesses nicht früher einsetzte, als die Schwelung bis auf über 450° vorgeschritten war, zeigte auch der Stückschiefer trotz der angewandten Schütthöhe zwischen 400 mm und 900 mm nicht mehr Neigung zum Zusammenbacken als während der Schwelung im Ofen.

Der Crackkoks wurde zum größten Teil vom Schwelkoks absorbiert, so daß die Gasdurchlässigkeit eine genügende verblieb; namentlich bei Anwendung von Nodulen waren die Zwischenräume vollständig rein, nur die sonst leichten ausgeschwelden Nodulen waren durch Aufnahme von Crackkoks in ihre Poren relativ schwer geworden.

Im Rohrsystem fanden keine Ablagerungen von Kohlenstoff statt, die Rohre brauchten nicht gereinigt zu werden und blieben blank.

Dieses ist auch verständlich, da die Temperatur bei Beendigung des Prozesses auf 500—550° gesteigert wurde, wobei die Rohrtemperatur noch erheblich höher gewesen sein dürfte, und bei diesen Temperaturen schon eine gewisse Vergasung von Kohlenstoff durch Wasserdampf vor sich geht, was auch in der Zusammensetzung des Gases festzustellen war. Die Schwankungen in der Gasausbeute, der Zusammensetzung des Gases und in der

Koksausbeute beruhen zum Teil auf diesem Vergasungsprozeß, welcher je nach der Endtemperatur und der Anwesenheit von Wasserdampf aus den Phenolen, Phenolaten und Kalkhydrat mehr oder weniger seinen Einfluß auf die Ausbeuten geltend machte. Auch beim Gyro-Crackprozeß in Dampfphase sollen die Heizrohre vollständig rein bleiben, und dieses Verfahren soll das einzige sein, welches ohne Unterbrechung arbeiten kann, was auf denselben Vergasungsprozeß des festen Kohlenstoffes an den Rohrwänden durch Wasserdampf zurückzuführen ist.

Die Schwankungen in den Ergebnissen beruhen auch zum großen Teil auf der Schwierigkeit, den Prozeß in diesem Maßstabe jedesmal auf die gleiche Weise zu regeln. Das Abtoppen des Rücklauföles aus der Kondensation nahm Zeit, unterdes kam es vor, daß die Temperatur höher als erwünscht gestiegen war und Übercrackung mit stärkerer Gasbildung einsetzte. Das Rücklauföl gelangte, teilweise warm aus dem Rückflußkühler mit ca. 150—200°, teilweise auch kalt aus dem Laboratorium und immer nur in flüssiger Phase, wieder in den Prozeß, wodurch Temperaturschwankungen hervorgerufen wurden.

Wenn es trotzdem gelungen ist, in einer Reihe von Versuchen volle normale Ausbeuten zu erhalten ohne Übercrackung und ohne unnormale hohe Gasbildung, so ist dieses ein Beweis dafür, daß der Crackprozeß in einem gewissen, nicht zu engen Temperaturbereich gar nicht so empfindlich ist und nur die Überschreitung dieser Temperatur- oder auch Zeitgrenzen eine Übercrackung und starke Gasbildung zur Folge hat.

Im Großbetriebe kann die Einführung des Rücklauföles ununterbrochen vollständig regelmäßig mit Vorwärmung des Öles auf 300—400°, zum größeren Teile in Dampfphase und nur zum kleineren in flüssiger Phase erfolgen und daher auch die Temperatur- und Zeitverhältnisse ganz genau auf das „Optimum“ eingestellt werden, welches sich im Betriebe ergeben wird.

Es unterliegt keinem Zweifel, daß auch die Ausbeuten im Betriebe durch solch eine strenge Regelung sich noch weiter verbessern werden, und namentlich größere Verluste in das Gas in Form von Gasol durch Anwendung von niedrigeren Cracktemperaturen und vielen Zeitstufen, durch vielfachen Rücklauf des Öles, sich werden vermeiden lassen.

Wie aus den Tafeln zu ersehen, spielen die Ausbeuten an Gasbenzin jedenfalls eine nicht unbedeutende Rolle in der Gesamt-

Beschickung	Organische	Fischerausbeute	Fischerausbeute	Gasbenzin	Schwelbenzin	Crackbenzin	Summa Rohbenzin	Öl über 200°	Summa Ölaus-	Benzin aus Rück-
	Substanz	auf Schiefer	auf org. Substanz				bis 200°		beute	standfil
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
1. Vollcrackung Nodulen + 20% Ätzkalk	41,0	24,0	58,5	2,46	4,73	7,19	7,70	14,89	2,3	
2. Vollcrackung Nodulen + 20% Ätzkalk	39,1	25,0	64,0	2,89	7,26	10,15	3,45	13,60	1,0	
3. Vollcrackung Nodulen + 20% Ätzkalk	44,3	27,6	62,5	2,80	8,67	11,47	1,56	13,03	0,5	
4. Vollcrackung Stück- schiefer 20—50 mm .	44,4	27,6	62,5	2,53	6,97	9,50	1,77	11,27	0,4	
5. Vollcrackung Stück- schiefer 40—60 mm .	42,5	27,04	63,5	2,89	8,15	11,04	2,20	13,24	0,4	
6. Vollcrackung Nodulen + 20% Ätzkalk	44,3	27,6	62,5	3,96	8,11	12,07	4,11	16,18	1,3	
do. Gasbenzin redestill. . .	44,3	27,6	62,5	1,78	8,11	9,89	4,11	14,00	1,3	
7. Vollcrackung Briketts 100 Schiefer + 25 Ätz- kalk + 25 Weichpech. Ausbeute aus dem Pech Ausbeute a/d. Schiefer	44,3	27,6	62,5	—	—	—	—	—	—	
8. Vollcrackung Briketts ohne Bindemittel . . .	44,3	27,6	62,5	2,70	6,02	8,72	2,16	10,88	0,5	
9. Vollcrackung Briketts + 15% Ätzkalk	44,3	27,6	62,5	5,23	6,59	11,82	2,59	14,41	0,6	
do. Gasbenzin redestill. . .	44,3	27,6	62,5	3,08	6,59	9,67	2,59	12,26	0,6	
10. Vollcrackung Briketts + 15% Lehm	43,5	27,5	63,2	3,90	5,69	9,59	3,80	13,39	0,9	
11. Vollcrackung Nodulen + 20% Schieferasche .	43,4	28,3	65,2	1,32	5,78	7,10	2,73	9,83	0,6	
12. Vollcrackung Nodulen + 20% Asche	45,59	29,04	63,5	5,76	4,71	10,47	2,33	12,80	0,7	
do. Gasbenzin redestill. . .	45,59	29,04	63,5	3,70	4,71	8,41	2,33	10,74	0,7	
13. Vollcrackung Nodulen	45,59	29,04	63,5	5,77	5,77	11,54	3,10	14,64	0,7	
do. Gasbenzin redestill. . .	45,59	29,04	63,5	3,32	5,77	9,09	3,10	12,19	0,7	
14. Halbrackung Nodulen	45,59	29,04	63,5	2,30	4,43	6,73	17,36	24,09	—	
15. Vollcrackung Stück- schiefer 20—50 mm .	42,7	27,6	64,7	3,14	6,25	9,39	2,32	11,71	0,7	
16. Schwelung Nodulen .	44,0	28,6	65,0	3,16	3,97	—	7,15	19,27	26,42	
17. Schwelung Nodulen + 20% Asche	44,0	28,6	65,0	4,56	3,29	—	7,85	14,12	21,97	
do. Gasbenzin redest. . . .				2,44	3,29	—	5,73	14,12	19,85	
18. Schwelung Nodulen + 20% Ätzkalk	44,8	29,2	65,0	2,25	4,52	—	6,77	14,15	20,92	
19. Schwelung Nodulen + 20% Ätzkalk halbe Charge 400 mm hoch	44,8	29,2	65,0	1,92	3,88	—	5,80	15,55	21,35	
20. Schwelung Stückschiefer 20—50 mm halbe Fällung	41,1	27,2	66,2	1,91	3,43	—	5,34	20,60	25,94	

Summa Rohbenzin nach Verackten d. Rückstandöles	Rohbenzin aus Fischerausbeute	Rohbenzin aus organ. Substanz	Gas	WE. im Gase pro kg Schiefer	Gasol aus dem Waschöle	WE. im Gasol pro kg Schiefer	Koks	Schmel- und Crackwasser	Verlust	Bemerkungen
%	%	%	%		%	%	%	%	%	
9,50	39,60	23,10	10,55	—	—	—	67,00	2,30	5,00	Verluste, Übercrackung, hohe Temperatur
11,19	44,75	28,65	17,80	—	—	—	75,50	1,74	3,64	H ₂ O an d. Kalk geb., Waschölverluste
12,04	43,70	27,20	10,17	—	—	—	77,50	1,18	1,88	H ₂ O a/d. Kalk gebunden
9,97	36,10	22,50	10,69	—	—	—	72,80	3,75	1,49	Verluste an Waschöl
11,52	42,70	27,10	9,82	—	—	—	68,70	4,97	3,27	
13,42	48,70	30,30	8,64	—	—	—	73,45	0,63	1,10	
11,24	40,70	25,40	8,64	—	2,18	—	73,45		1,10	Gasbenzinverluste durch Redestillation
23,84	—	—	18,49	—	—	—	53,70	—	—	
10,31	37,30	23,30	5,62	—	—	—	78,83	—	—	
9,26	33,60	20,90	15,20	—	—	—	70,30	3,62	—	Übercrackung, gelegener Schiefer
12,47	45,20	28,10	8,60	901	—	—	65,88	5,40	0,02	Langsamer Gang, hohe T°, Übercrackung
10,32	37,30	23,30	8,60	901	2,15	258	65,88		0,02	
10,54	38,40	25,20	11,84	947	?	?	67,84	2,03	4,90	Langsamer Gang
7,78	27,40	17,90	13,30	1064	?	?	68,20	4,30	4,37	Übercrackung, Gasbenzin ohne Waschöl nur durch Kühlg. auf 0° ganz ungenügend aufgefangen
11,17	38,30	24,40	10,73	963	—	—	67,80	6,15	2,52	
9,10	31,30	20,00	10,73	963	2,06	240	67,80		2,52	
12,31	42,60	27,10	9,42	772	—	—	69,00	3,03	3,91	
9,86	34,00	21,70	9,42	772	2,45	294	69,00		3,91	
—	—	—	6,43	424	0,26	31	64,25	1,95	3,02	
10,08	36,52	23,60	8,87	927	0,18	22	68,60	1,91	8,75	Grosse Verluste an Öl i/d. Retorte
—	—	—	4,96	?	—	—	61,80	2,76	4,08	
—	—	—	7,62	609	—	—	60,00	3,72	6,69	
—	—	—	7,62	609	2,12	254	60,00	—	6,69	
—	—	—	4,69	426	0,33	40	68,37	4,50	0,56	
—	—	—	5,15	427	—	—	65,00	1,65	1,58	
—	—	—	5,43	239?	—	—	61,55	3,58	3,50	

Beschickung	Organische	Fischerausbeute	Fischerausbeute	Gasbenzin	Schwelbenzin	Crackbenzin	Summa Rohbenzin bis 200°	Öl über 200°	Summa Ölausbeute
	Substanz	auf Schiefer	auf org. Substanz						
	%	%	%	%	%	%	%	%	%
Kontrollversuche									
21. Vollcrackung Stückschiefer	50,8	34,68	68,2	3,18	4,14	3,55	10,87	3,55	14,4
22. Schwelung Stückschiefer	47,9	32,0	66,8	2,28	3,96	—	6,24	19,43	25,6
23. Halbrackung Stück- schiefer, Rücklauföl- Schweröl	47,9	32,0	66,8	2,31	6,18	—	8,49	7,94	16,4
24. Vollcrackung Nodulen	48,1	31,0	64,5	2,49	4,21	3,53	10,23	5,10	15,3
25. Schwelung Nodulen . do. Gasbenzin genau be- stimmt durch Gewichts- zunahme	48,1	31,0	64,5	1,73	4,50	—	6,23	21,26	27,4
26. Halbrackung Nodulen Rücklauföl-Mittelöl . .	—	—	—	3,03	4,50	—	7,53	21,26	28,7
27-a. Vollcrackung Stück- schiefer	48,1	31,0	64,5	2,30	3,41	0,85	6,56	16,48	23,6
27-b. Vollcrackung Stück- schiefer mit halber Charge	43,1	27,7	64,3	1,94	3,79	3,99	9,72	4,84	14,5
28. Schwelung Stückschiefer	43,1	27,7	64,3	1,81	3,00	4,63	9,44	4,50	13,9
29. Schwelung Nodulen .	43,1	27,7	64,3	1,22	4,58	—	5,80	20,88	26,6
30. Schwelung Nodulen . + 20% Kalk	42,3	26,4	62,3	1,00	4,35	—	5,35	20,18	25,4
31. Vollcrackung Nodulen	42,3	26,4	62,4	0,98	4,73	—	5,71	16,93	22,6
32. Vollcrackung Nodulen + 20% Kalk	42,3	26,4	62,4	1,64	3,57	4,00	9,21	4,30	13,5
33. Crackung von Rück- standölen auf Schwel- koks	42,3	26,4	62,4	1,43	3,98	2,34	7,75	2,92	10,6
	—	—	—	5,26	—	22,97	28,23	—	—

Benzin aus Rückstandöl	Summa Rohbenzin nach Vercracken d. Rückstandöles	Rohbenzin aus Fischerausbeute	Rohbenzin aus organ. Substanz	Gas	WE. im Gase pro kg Schiefer	Gasol aus dem Washöle	WE. im Gasol pro kg Schiefer	Koks	Verlust	Schmel- und Crackwasser	Bemerkungen
%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	
0,89	11,76	33,8	23,15	9,89	880	0,67	80	65,54	4,78	4,06	
—	—	—	—	6,45	520	2,36	280	61,09	1,59	2,84	
2,38	10,87	34,0	22,7	8,24	810	0,67	80	64,17	6,67	3,82	
1,28	11,51	37,2	23,9	8,24	800	1,42	170	67,69	4,97	2,35	
—	—	—	—	5,24	380	1,96	240	59,37	2,10	3,84	
—	—	—	—	5,24	380	0,66	80	59,37	2,10	—	
—	—	—	—	8,10	490	2,84	340	61,00	1,54	3,54	
1,21	10,93	39,5	25,3	6,74	560	1,10	130	66,90	5,06	5,66	
1,12	10,56	38,2	24,5	8,17	570	1,13	130	71,45	—	6,44	
—	—	—	—	4,10	270	1,80	216	65,28	—	3,94	
—	—	—	—	3,30	—	—	—	66,60	0,74	3,83	
—	—	—	—	2,85	—	—	—	—	—	—	
1,07	10,29	39,0	24,3	8,63	560	2,07	240	69,62	0,11	2,67	
0,79	8,54	32,3	20,2	5,48?	1050	2,00	240	83,85	—	—	{Koks + Wasser CO ₂ + Verlust. Starke Über- crackung
—	—	—	—	20,00	1320	4,30	516	—	—	—	

ausbeute und ist eine richtige Bestimmung derselben von großer Wichtigkeit. Wie schon auf S. 125 erwähnt, wurden diese Ausbeuten in den ersten Versuchen durch Gewichtszunahme des Waschöles bestimmt mit gleichzeitiger Kontrolle durch Abdestillieren eines Teiles oder des gesamten Waschöles bis auf 200° und späterhin nur bis auf 177° (wie in Amerika üblich). Diese Bestimmungsmethode wurde angewandt in den Versuchen 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 12, 13, 16 und 17.

Vollkommen zuverlässig ist diese Bestimmungsmethode nicht, da einerseits bei Anwendung von sehr großen Mengen Waschöl außer Gasbenzin auch gewisse Mengen Gasol absorbiert werden, welche unter üblichen Verhältnissen unkondensierbares Gas vorstellen, und andererseits beim Abtoppen des Waschöles, namentlich wenn dieses bis 200° geschieht, auch Waschölfractionen in geringeren Mengen überdestillieren können.

Daher wurden in zweifelhaften Fällen — Versuch 6, 9, 12, 13 und 17 — noch Redestillationen des Benzines zur Kontrolle vorgenommen, deren Resultate auch in die Tafel VIII aufgenommen sind neben den ursprünglichen. Bei diesen Redestillationen, welche teilweise ohne die nötigen Vorsichtsmaßregeln, ohne Kältemischung und sogar Eis vorgenommen wurden, entstanden nicht unbedeutende Verluste an Gasbenzin, und sind diese Ausbeuten jedenfalls zu niedrige.

Im Versuch 11 wurde kein Waschöl bei der Crackung angewandt, und sollte versucht werden, nur durch Kühlung das Gasbenzin niederzuschlagen. Dieser Versuch mißlang. Es wurde nicht die nötige Temperatur von -10° erreicht (sie betrug wenig unter 0°) und, wie im V. Kapitel ausgeführt, genügt auch eine Temperatur von -10° und sogar -20° nicht, um das Gasbenzin aus dem Gemische mit permanentem Gase vollkommen auszuscheiden.

In den Versuchen 14, 15, 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, 27 a, 27 b, 28, 29, 30, 31, 32 und 33 wurde das gesamte Waschöl bis 200° abdestilliert in eine bis ca. -5° gekühlte Vorlage, worauf das erhaltene Destillat bis 180° redestilliert und ebenfalls in einer gekühlten Vorlage aufgefangen wurde. Auch hier entstanden Verluste, und liegen diese Ausbeuten jedenfalls etwas zu niedrig.

Um letzteres nachzuweisen, wurde in dem Versuche 25 beim Toppen des Waschöles das in der Vorlage nicht kondensierte Gas aufgefangen, gemessen und sein Gewicht ermittelt.

Die Differenz zwischen der genau ermittelten Gewichtszunahme des Waschöles und dem Gewichte der unkondensierbaren Bestandteile dürfte die richtige Menge an absorbiertem kondensierbarem Gasbenzin vorstellen. Diese Menge betrug im Versuche 25 3,03 % anstatt der durch Redestillation mit Verlusten erhaltenen 1,73 %.

Folglich kann mit Sicherheit angenommen werden, daß die Gasbenzinbestimmungen, wenigstens in der letzten Hälfte der Versuche, jedenfalls keine zu hohen Ausbeutezahlen ergeben haben.

Die gesammelten kleineren Reste von Rückstandöl wurden im Versuch 33 auf Schwelkoks einfließen gelassen und vercrackt und ergaben eine Benzinausbeute, von 28,23%. In den meisten Fällen ist jedoch die Benzinausbeute aus den geringen Mengen Rückstandöl mit nur 25% eingesetzt worden.

Der Einfluß von Beimischungen zu dem Schiefer (Ätzkalk, ausgebrannte Schieferasche, Ton oder Lehm) auf den Crackprozeß äußert sich in erster Linie in einer gewissen katalytischen Wirkung, welche alle diese Fremdkörper anscheinend ausüben, die Crackung wird gefördert und führt bei gleichen Temperatur- und Zeitverhältnissen zu einer gewissen Übercrackung und Bildung von größeren Gasmengen.

Der Ätzkalk scheint eine höhere Benzinausbeute zu begünstigen, obgleich dieses nicht vollkommen eindeutig aus den letzten Versuchen hervorgeht, und auch nicht aus den ersten, wenn man die möglicherweise zu hohen Gasbenzinausbeuten der ersten Versuche in Betracht zieht. Der Kontrollversuch 32 — Vollcrackung von Nodulen mit Kalk — ergibt jedenfalls eine geringere Ausbeute, welche doch auch durch starke Übercrackung hervorgerufen sein kann; die große Menge von rund 1300 WE. im Gase und Gasole scheint diese Annahme zu bestätigen. Hierzu muß bemerkt werden, daß eine richtige Bilanz beim Cracken mit Zusatz von Ätzkalk nicht so leicht zu ziehen ist, weil einerseits der Ätzkalk Kohlensäure aus dem Gase absorbiert — daher die geringere Gasausbeute —, andererseits auch Hydratwasser abgibt und aufnimmt je nach den Temperaturverhältnissen. Jedenfalls können und müssen mit einem Zusatz von Ätzkalk niedrigere Temperaturen gehalten werden. Auch die Qualität des Gases und namentlich des Rückstandöles wird durch den Ätzkalk verbessert. Das Rückstandöl enthält in der Regel nur einige Prozent Phenole und ist weit weniger viskos.

Phenolgehalt
und Viskosi-
tät des
gecrackten
Rückstand-
öles.

Doch auch durch die mehr oder weniger weitgehende Crackung ohne Kalkzusatz werden die Phenole des Rückstandöles zerstört, und das Rückstandöl wird, bei weitergehender Crackung bis zu einer gewissen Grenze, flüssiger und weniger viskos, anstatt dickflüssiger zu werden.

Während der Phenolgehalt bei Schwelungen ohne Zusatz in den Fraktionen des Rohöles über 200° ca. 25—30 Volumprozent beträgt, fällt derselbe bei Halbrackungen bis auf ca. 20%, um in den geringen Rückstandölmengen, welche bei Vollcrackungen nachbleiben, nur 8—12% zu betragen.

Dieser Umstand ist von großer praktischer Bedeutung für die Verwertungsmöglichkeiten der Schieferprodukte. Wenn Absatz für Heizöl vorhanden ist, kann im Schwelofen durch mehr oder weniger weitgehende Crackung etwa eine Ausbeute von 6—8% Rohbenzin neben 19—12% Heizöl aus dem trockenen Schiefer gewonnen werden, und zwar von Heizöl, welches flüssiger ist als das getoppte Öl einer schonenden Schwelung.

Die spezifischen Gewichte, Phenolgehalte und Viskosität der Rückstandöle sind in nachfolgender Zahlentafel X zusammengestellt. Aus der Tafel geht aber auch hervor, daß außer den obengenannten Faktoren auch die Eigenschaften des Schiefers und ev. Luftzutritt zum Prozeß auf das spez. Gewicht, den Phenolgehalt und namentlich die Viskosität einen gewissen Einfluß ausgeübt haben müssen.

Cracken von
Schiefer mit
Kalkzusatz.

Für den Fall, daß sich bei weiteren Versuchen und in der Praxis ein Kalkzusatz zu dem Schiefer als vorteilhaft erweisen sollte, war die Aufgabe zu lösen, auf welche Weise der Kalk mit dem Schiefer zusammen in den Tunnelofen in Form von gasdurchlässigem Material eingeführt werden kann. Eine Einführung des Kalkes gesondert vom Schiefer kommt nicht in Frage, da der stückige Kalk in Pulver zerfallen und die Gasdurchlässigkeit vermindern würde.

Hier stehen folgende Möglichkeiten offen:

- 1) Nodulisierung des zerkleinerten Schiefers zusammen mit einem Zusatz von gelöschtem Kalk und Trocknung der Nodulen.
- 2) Brikettierung des feinen Schiefers mit einem Kalkzusatz bei einem gewissen Feuchtigkeitsgehalte.

TAFEL X.

Versuche	Zusatz	Rückstand- öl %	Spez. Gewicht	Phenol- gehalt Vol. %	Viskosität		
					bei 50°	bei 25°	bei 20°
1. Vollcrackung	Kalk	7,70	0,970	8	—	—	—
2. Vollcrackung	Kalk	3,45	0,984	3	—	—	—
3. Vollcrackung	Kalk	1,56	0,953	—	—	—	—
4. Vollcrackung	—	1,77	1,010	8	—	—	—
5. Vollcrackung	—	2,20	1,026	—	—	—	2,4
6. Vollcrackung	Kalk	4,11	0,974	4	—	—	—
8. Vollcrackung	—	2,16	1,031	12	—	—	—
9. Vollcrackung	Kalk	2,59	1,026	4	—	—	—
10. Vollcrackung	Lehm	3,80	1,046	14	—	3,9	—
11. Vollcrackung	Asche	2,73	0,986	9	—	—	—
12. Vollcrackung	Asche	2,33	1,000	9	—	—	—
13. Vollcrackung	—	3,10	1,024	12	—	—	—
14. Halbrackung	—	17,36	1,010	28	4,8	—	—
15. Vollcrackung	—	2,32	1,003	10	—	—	—
16. Schwelung	—	19,27	0,998	20	5,7	—	—
17. Schwelung	Asche	14,12	1,028	20	9,7	—	—
18. Schwelung	Kalk	14,15	0,986	7	3,2	—	—
19. Schwelung	Kalk	15,55	0,986	8	3,0	—	—
20. Schwelung	—	20,60	0,980	27	6,1	—	—
21. Vollcrackung	—	3,55	1,035	24	1,7	—	—
22. Schwelung	—	19,43	1,019	29	7,3	—	—
23. Halbrackung, Rückstandöl-Mittel- öl.	—	7,94	0,990	—	—	—	6,25
24. Vollcrackung	—	5,10	1,044	12	2,15	—	—
25. Schwelung	—	21,26	1,007	29	4,93	—	—
26. Halbrackung, Rückstandöl- Schweröl	—	16,48	1,007	22	4,1	—	35,1
27a. Vollcrackung	—	4,84	1,007	14	1,4	—	2,73
27b. Vollcrackung	—	4,50	1,054	14	—	—	6,20
28. Schwelung	—	20,88	0,994	25	4,4	—	—
29. Schwelung	—	20,18	0,987	—	4,1	—	—
30. Schwelung	Kalk	16,93	0,969	14	2,6	—	13,7
31. Vollcrackung	—	4,30	1,010	10	—	—	5,6
32. Vollcrackung	Kalk	2,92	0,980	2	—	—	—

- 3) Brikettierung des feinen Schiefers mit Kalk und mit Ton als Bindemittel.
- 4) Brikettierung des feinen Schiefers mit einem Zusatz von gelöschtem Kalk und einem Bindemittel, bestehend aus den schwersten Fraktionen des Rücklauföles.

In dieser Richtung wurden auch Versuche angestellt, um die Haltbarkeit der Nodulen bzw. Brikette während des Schwel- und Crackprozesses und die respektiven Ausbeuten festzustellen.

Eine Nodulisierung des Gemisches hat ihrer Einfachheit wegen gewisse Vorteile, die Nodulen behalten vorzüglich ihre Form und absorbieren das Rücklauföl restlos. Ein Nachteil besteht darin, daß ein Teil des Ätzkalkes während des Trocknungsprozesses der Nodulen wieder in kohlen-sauren Kalk übergeht.

Brikette mit Kalkzusatz ohne weiteres Bindemittel bieten keine volle Gewähr für genügende Haltbarkeit beim Einfüllen in die Wagen und auch nicht während des Crackprozesses. Eine Beimischung von Ton gibt in dieser Richtung bessere Resultate.

Brikette aus Schiefer, Kalk und Weichpech, beispielsweise in der Proportion 100 : 25 : 25 und auch in anderen, sind vollkommen fest und haltbar vor ihrer Einführung in den Ofen und behalten ihre Form während des Prozesses. Diese Lösung hat noch den Vorteil, daß das schwerste Rücklauföl in fester Phase in den Briketten in den Ofen eingeführt wird und ganz bedeutend die Einführung des Rücklauf-Mittelöles, vorgewärmt in Dampfphase, erleichtert. In allen Fällen wird der nicht zu unterschätzende Vorteil erreicht, daß das Schwel- bzw. Crackgut absolut nicht mehr der Gefahr eines Zusammensinterns und Schmelzens im Ofen unterworfen ist, ungestraft reicher und leichtschmelzender Schiefer in dieser Form vercrackt werden kann und volle Ausbeuten ohne Störungen sichergestellt sind.

Cracken von
Schiefer ohne
Kalkzusatz.

Es ist indessen durch diese Versuche einwandfrei festgestellt, daß ein Durchschnittsschiefer in Stückform, und umsomehr Nodulen aus Durchschnittsschiefer auch ohne Kalkzusatz oder Zusatz von anderen Fremdkörpern anstandslos ebenso gut geschwelt wie gecrackt werden können für den Fall, daß die Manipulationen der weitergehenden Aufbereitung vermieden werden sollen, oder aber die Praxis zeigen wird, daß die Vorteile eines Kalkzusatzes nicht die Mehrkosten aufwiegen.

Bei reicherem Schiefer sind die Ausbeuten auf die organische Substanz gerechnet verhältnismäßig ein wenig geringere, was auf die geringere Gasdurchlässigkeit zurückzuführen ist. Nur die Ausbeute an Gas und an Wärmeeinheiten im Gase steigt bedeutend bei reicherem Schiefer und unter dem Einfluß von Fremdkörpern. Das Gas und Gasol enthält bei Vollcrackung zwischen 700 und 1290 WE. pro 1 kg trockenen Schiefer. Außer der Einwirkung von Fremdkörpern und der mehr oder weniger vorsichtigen Crackung können diese Schwankungen zum Teil auf stärkere oder weniger starke Vergasung des festes Kohlenstoffes durch Wasserdampf zurückzuführen sein.

Zusammenfassend kann auf Grund dieser Versuche als erwiesen angesehen werden, daß aus einem normalen Durchschnittsschiefer mit einem Gehalt von 42—43% an organischer Substanz durch eine restlose Vollcrackung bis auf trockenen Koks und Gas ohne Kalkzusatz eine Benzinausbeute bis 200° erhalten werden kann, welche gleichkommt:

Festgestellte
sichere Benzinausbeuten.

- | | |
|---|----------------|
| 1) Auf trockenen Schiefer gerechnet | ca. 10,5—11,0% |
| 2) Auf die organische Substanz | „ 24,0—25,0% |
| 3) Auf die Fischerausbeute an Rohöl | „ 38,0—40,0% |
| 4) Auf die Rohölausbeute, welche bei weitergehender Crackung im normalen Betriebe erhalten wird und daher nur ca. 95% der Fischerausbeute beträgt | „ 40,0—42,0% |

Diese Ausbeuten sind höhere als diejenigen, welche auf dem Umwege der Schwelung und nachherigen Druckcrackung des getoppten öles bis auf Koks auf Grund der bisherigen Versuche erhalten worden sind. Diese Mehrausbeute bei den betreffenden Versuchen dürfte in der Hauptsache einer Mehrausbeute an Gasbenzin zuzuschreiben sein, welches bei den Druckcrackversuchen vielleicht nicht voll aufgefangen worden ist; möglicherweise spielt auch die schonende stufenweise Crackung bei den Versuchen unter Atmosphärendruck eine gewisse Rolle.

In der Praxis des Großbetriebes hingegen wird eine sichere, nicht unbedeutende Mehrausbeute bei der direkten Crackung des Schiefers unter Atmosphärendruck erreicht werden dank dem Umstande, daß hier eine wirklich restlose Crackung bis auf trockenen Koks möglich ist, welcher im Betriebe kontinuierlich

mit dem Schwelkoks ausgetragen werden kann, während bei den bisher üblichen Druckverfahren eine restlose Cracking bis auf trockenen Koks überhaupt nicht möglich ist und für Entleerung der Reaktionskammern von dem Koks mit den Ölresten der Betrieb unterbrochen werden muß.

Wärmeinhalt
des Schiefers
und seiner
Produkte.

Eine ungefähre Wärmebilanz der in einem normalen Durchschnittsschiefer und in den aus ihm erhaltenen Produkten enthaltenen Wärme dürfte ungefähr folgendermaßen aussehen:

1 kg Schiefer enthält 0,43 organische Substanz à 8300 WE. 3569 WE.

Daraus erhalten:

Gasbenzin 0,02 kg à 12.000 WE.	240 WE.	} 34,5%	
Schwel- u. Crackbenzin 0,09 kg à 11.000 WE.	990 „		
Fester Kohlenstoff 0,14 kg à 8100 WE.	1134 „		32,0%
Gas 0,08 kg à 8000 WE.	640 „	} 26,3%	
Gasol 0,02 kg à 15.000 WE.	300 „		
Exothermität etc.	265 „	7,2%	3569 WE.

Im Benzin wurden gewonnen ca. 34—35% der Wärme des Schiefers, im Gase ca. 25—30% und im Kokse ca. 30—33%.

Da die Wärme des Koksjes jedenfalls für den Prozeß ausreicht und nach Deckung des Wärmebedarfes für Krafterzeugung und alle Nebenbetriebe für Verarbeitung der Öle wenigstens die Wärme des Gasoles im Überschuß vorhanden sein wird, kann das Gasol auch noch je nach den Absatzverhältnissen verwertet werden entweder direkt in Gasform oder nach Verflüssigung an Stelle von Azetylen, oder aber wieder in Benzin polymerisiert werden. Versuche in letzterer Richtung sollen in den Vereinigten Staaten von Erfolg begleitet gewesen sein.

Raffinierungsversuche und Ausbeuten.

Um die Wirtschaftlichkeit des Schiefercrackverfahrens restlos klarzustellen, blieb es noch übrig, durch eingehende Raffinierungsversuche, denen die erhaltenen Produkte, insbesondere das Crackbenzin, im Laboratorium unterworfen wurden, die Ausbeuten an raffiniertem und rektifiziertem Marktprodukte festzustellen.

Das Gasbenzin, Schwelbenzin und Crackbenzin des Versuches 24 wurden getrennt raffiniert, und zwar das Gasbenzin bis 95° nur mit Lauge und Plumbit behandelt, und das über 95° siedende außerdem noch mit Säure. Das Schwelbenzin sowohl wie das Crackbenzin wurden ohne Teilung in eine leichtere und schwerere Fraktion wie üblich mit Lauge, Säure und Plumbit behandelt.

Die Siedeanalysen der drei Benzinsorten waren folgende:

Gasbenzin		Schwelbenzin		Crackbenzin	
Spez. Gew. 0,718/20°		Spez. Gew. 0,766/20°		Spez. Gew. 0,809/20°	
1 Tropfen	30°	1 Tropfen	48°	1 Tropfen	55°
5 ccm	38°	5 ccm	72°	5 ccm	79°
10 „	43°	10 „	82°	10 „	92°
15 „	47°	15 „	90°	15 „	100°
20 „	50°	20 „	97°	20 „	107°
25 „	53°	25 „	104°	25 „	113°
30 „	56°	30 „	109°	30 „	120°
35 „	60°	35 „	114°	35 „	126°
40 „	64°	40 „	119°	40 „	131°
45 „	69°	45 „	124°	45 „	137°
50 „	73°	50 „	129°	50 „	143°
55 „	78°	55 „	134°	55 „	150°
60 „	83°	60 „	139°	60 „	157°
65 „	88°	65 „	145°	65 „	163°
70 „	96°	70 „	152°	70 „	169°
75 „	105°	75 „	158°	75 „	175°
80 „	117°	80 „	168°	80 „	181°
85 „	131°	85 „	177°	85 „	187°
90 „	160°	90 „	188°	90 „	193°
95 „	155°	95 „	202°	95 „	205°
Kennziffer	85,4	Kennziffer	132	Kennziffer	143,5

Die Ausbeuten waren folgende:

TAFEL XI.

	Gas-Benzin 276 gr	Schwel-Benzin 490 gr	Crack-Benzin 407 gr	Summa Benzin 1173 gr	Summa auf den Schiefer	Summa a/d. Schiefer < 180° nach Ver- crackung der Fraktionen > 180°	
						trocknr. Schiefer	feuchter Schiefer
	%	%	%	%	%	%	%
Farbloses Benzin < 160° .	90,6	65,7	52,3	67,2	7,73	7,73	} 8,54
„ „ 160° 180°	1,8	11,0	15,2	10,4	1,20	1,20	
„ „ 180° 200°	3,6	4,9	6,9	4,0	0,46	0,89	
Rückstand über 200° . . .	—	11,0	18,0	11,6	1,33	} 0,90	
Verluste	4,0	7,4	7,6	6,8	0,78	0,78	1,46
	100,0	100,0	100,0	100,0	11,50	11,50	10,00

Wünscht man nur Handelsbenzin bis 180° herzustellen, so können die Fraktionen 180°—200° und der Rückstand über 200° wieder bis auf 180° gecrackt werden, bzw. kann dieses auch schon in der Flash-Anlage während der Entbenzinierung geschehen. Versuche der Vercrackung von Rektifikationsrückständen und Polymerisationsprodukten der Raffination ergaben eine Rohbenzinausbeute von ca 55%.

Nimmt man noch die Schwerbenzinfraction von 180°—200° hinzu, so kann man mit Sicherheit mit einer Reinbenzinausbeute bis 180° von ca. 50% aus diesen Rückständen rechnen. Man erhält folglich bei den Laboratoriumsversuchen entweder:

Leichtbenzin bis 180°	77,6%
Schwerbenzin 180°—200°	4,0%—81,6%
Nach Vercrackung des Rückstandes bis 200°	5,8%
Summa bis 200°	87,4%

oder:

Leichtbenzin bis 180°	77,6%
Nach Vercrackung der schwereren Fraktionen	7,8%
Summa Leichtbenzin bis 180°	85,4%

Nun ist es eine bekannte Tatsache, daß Raffinierungsversuche im Laboratorium geringere Ausbeuten ergeben als im Großbetriebe. Es spielen hier wohl eine Rolle, außer den Verlusten beim Manipulieren mit geringen Mengen im Laboratorium, auch die Massenverhältnisse bei den Reaktionen im Agitator und die vollkommenerer Mischung, welche gestattet, geringere Mengen an Reagenzien anzuwenden.

Hinzu kommt noch, daß bei obigen Versuchen die Raffination getrennt nach den drei Benzinsorten ihrer Entstehung nach und nicht getrennt in leichtere und schwerere Fraktionen vorgenommen wurde. Letzteres wird auch die Verluste vermindern und die Ausbeute erhöhen.

Andererseits kann man auf Grund der Crackversuche aus dem Durchschnittsschiefer mit einer Ausbeute rechnen von ca. 10,8% Rohbenzin. Mit einer vorsichtigen Raffinierungsausbeute von nur 85,4% erhält man:

Raffiniertes Benzin bis 180°

auf trockenen Durchschnittsschiefer $10,8\% \times 0,854 = 9,22\%$
auf grubenfeuchten Durchschnittsschiefer $9,22\% \times 0,87 = 8,02\%$

Mit einer Ausbeute von 8% an raffiniertem Leichtbenzin bis 180° kann bei weiteren Kalkulationen mit Sicherheit gerechnet werden.

Noch einmal die Schlußfolgerungen aus obigen Versuchen zusammenfassend, muß festgestellt werden, daß ihre Ergebnisse zwingend fordern, einige landläufige Ansichten einer gründlichen Revision zu unterziehen.

Schlußfolgerungen und Revision früherer Anschauungen.

Dieses betrifft in erster Linie die sogenannte schonende Schwelung bzw. Tieftemperaturverkokung von Kohle mit dem Ziele, „Urteere“ und Öl bei niedrigen Temperaturen in möglichst wenig durch Spaltung verändertem Zustande zu erhalten.

Es ist jetzt klar, daß sowohl beim Schiefer als auch bei Kohle diese „Urteere“ ein viskoses phenolreiches Produkt sind, welches in den wenigsten Fällen einen höheren Wert haben dürfte, als durch weniger schonende Crackschwelung erhaltene, weniger viskose und niedriger siedende Produkte.

Eine schonende Schwelung für Schiefer und Kohle wäre nur dann am Platz, wenn das Ziel der Schwelung darin bestehen würde, phenolreiche Öle oder Teere, Schmieröle und Pech oder Asphalt zu erhalten, oder andere chemischen Produkte, welche durch einen weitergehenden Spaltprozeß zerstört werden.

Dieses dürfte nur selten der Fall sein, da weder Phenole als Massenprodukt einen sicheren lohnenden Absatz haben, noch um so weniger es lohnend sein dürfte, aus phenolreichem Öle mit Ausscheidung der Phenole Schmieröle herzustellen. Auch Bitumenpech oder Asphalt dürfte unter den jetzigen Marktverhältnissen jedenfalls nur als Nebenprodukt anzusehen sein, welches in der Erdölindustrie unfreiwillig anfällt in Mengen, welche die Nachfrage übersteigen.

Die weitverbreitete Ansicht über die geringeren Ausbeuten einer Crackung bei Atmosphärendruck gegenüber den Ausbeuten der Druckerackung muß als unrichtig zurückgewiesen werden, soweit die Crackung unter gleichen Zeit- und Temperaturverhältnissen durchgeführt wird.

An die Stelle der „schonenden“ Schwelung des Schiefers und Tieftemperaturverkokung der Kohle muß eine „Crackschwelung“ treten, d. h. eine Vereinigung in einen gemeinsamen Veredlungsprozeß einer weniger „schonenden“ Schwelung mit einer stufenweisen und daher „schonenden“ Crackung des Rücklauföles, mit dem Ziele, direkt in einem Arbeitsgange nur wertvolle leichte Öle zu erhalten und die teure weitere Verarbeitung in teurer Apparatur der „schonend“ geschwelten Öle und Urteere vollkommen zu umgehen. Hierfür ist dank der katalytischen Wirkung des Koksens und den Zeitverhältnissen für die Crackung im Wanderrost-Ofen oder in einer ähnlichen anderen Apparatur nicht einmal eine wesentliche Temperaturerhöhung erforderlich, sondern nur ein mehrfacher Rücklauf der schwereren, noch nicht genügend gespaltenen Öle, bis der erwünschte Spaltungsgrad erreicht ist.

Die unter den oben beschriebenen Verhältnissen in der Versuchsanlage erreichten Ergebnisse dürften auch noch nicht das Maximum des Erreichbaren vorstellen.

Sowohl auf dem Wege der systematischen, stufenweisen schonenden Crackung und Variierung der zwei Faktoren Temperatur und Zeit für die verschiedenen leicht crackbaren Anteile des Rohöles, durch strenge Einstellung und Regelung dieser

Faktoren, durch ununterbrochenes Abscheiden der fertigen Fraktionen und Rücklauf der unfertigen, als auch durch Vermeidung der Verluste, die bei den Versuchen immerhin einige Prozent betragen haben, kann man erwarten, daß im Großbetriebe noch bessere Ausbeuten erhalten werden können.

Stellt man diesem gegenüber, daß durch Schwelung und Druckcrackung des getoppten Öles im besten Falle theoretisch eine Rohbenzinausbeute bis 200° von $\frac{26 \times 38}{100 \times 100} = 9,88\%$ und eine Reinbenzinausbeute von 8,40% auf trockenen bzw. 7,30% auf feuchten Schiefer erhalten werden kann, und in der Praxis dank den Eigenschaften der schweren Schieferöle, welche sich für die restlose Druckcrackung in flüssiger Phase nicht eignen, noch weit weniger, so dürfte es ohne weiteres klar sein, daß für die Schieferindustrie überhaupt keine andere technisch einwandfreie und wirtschaftlich lohnende Möglichkeit, auf dem Wege der Spaltung die Schieferprodukte zu veredeln, vorhanden ist, als durch Vereinigung des Spaltungsprozesses mit dem Schwelprozesse.

Dieser neu eingeschlagene Weg eröffnet indessen, wie weiter nachgewiesen werden soll, der Schieferindustrie die Möglichkeit einer Entwicklung in eine Großindustrie.

Dreizehntes Kapitel.

Aussichten der Schieferschwelung und -Crackung bei Atmosphärendruck in einem Arbeitsgange im Großbetriebe.

Eine Schiefercrackung, d. h. ein vereinigter Schwel- und Crackprozeß in einem Arbeitsgange bei Atmosphärendruck in Dampfphase, kann im Großbetriebe auf verschiedene Art und Weise durchgeführt werden. Am nächsten liegt es, den schon erprobten Wanderrost-Tunnelofen für diesen Zweck anzuwenden.

In dem Ofen, welcher im großen und ganzen dem Schwelofen gleichkommt, muß außerdem die Möglichkeit vorliegen:

- 1) Das Rücklauföl über 200° in der Kondensation von den leichten Fraktionen unter 200° möglichst scharf abzuscheiden.
- 2) Das Rücklauföl an solcher Stelle, in solcher Form und auf solche Weise in den Ofen zurückzuführen, daß die Gasdurch-

Schiefer-
Crackung im
Wanderrost-
Tunnelofen.

lässigkeit des Schiefers bestehen bleibt und nicht durch Schmelzen der Beschickung oder durch Koksbildung aus dem Rücklauföle beeinträchtigt wird, und daß das Rücklauföl schonend bei entsprechenden Temperaturen und Zeit stufenweise ge crackt werden kann. Die Temperaturen im Ofen müssen daher überall genau eingestellt, bzw. das Rücklauföl an den Stellen eingeführt werden können, an welchen die gewünschten Temperaturen im Ofen vorhanden sind.

3) Das Rücklauföl vor Eintritt in den Ofen vorzuwärmen, so daß der Ofen möglichst wenig mit der Arbeit der Erwärmung des Rücklauföles auf die Cracktemperatur belastet wird.

Daher wird der Ofen am besten in der ersten Hälfte im Gleichstrom, in der zweiten im Gegenstrom beheizt, so daß die Temperatur der zirkulierenden Dämpfe möglichst rasch auf 450° — 460° gehoben werden kann, welche sich im größten Teile des Ofens sehr langsam ansteigend hält, um am Ofenende auf ca. 500° — 525° zu steigen.

Auf diese Weise entsteht eine intensive Schwelung bei gleichmäßig hoher Temperatur bis zu der Mitte des Ofens, wo die Schwelung zum größeren Teil beendet sein muß, d. h. die Schiefertemperatur bis auf 450° gebracht sein und sich nicht mehr backender, schon poröser Schwelkoks gebildet haben muß.

In der zweiten Hälfte wird das Rücklauföl an mehreren Stellen vorgewärmt eingeführt. Die Vorwärmung kann in einer Druckschlange bis auf ca. 400° erfolgen, so daß das Rücklauföl beim Eintritt in den Ofen zum größeren Teil in Dämpfe expandiert und nur zum geringeren in flüssiger Phase verbleibt und auf den Schwelkoks gelangt, dessen Poren anfüllt, wieder verdampft und vercrackt, den Crackkoks in den Poren des Schwelkokes zurücklassend. Die Vorwärmung kann aber ebenso gut in Exchangern geschehen mit Ausnutzung der Wärme der austretenden Schwel- und Crackprodukte, wobei ein Teil des Rücklauföles schon im Exchanger verdampft und die Dämpfe überhitzt werden können, so daß auch der Bedarf an Verdampfungswärme des leichteren Rücklauföles und an Überhitzungswärme der entstandenen Öldämpfe außerhalb des Ofens gedeckt werden kann, wodurch der Ofen noch mehr entlastet wird. Die Öldämpfe werden getrennt von dem flüssigen Öle in den Ofen zurückgeführt, das flüssige Öl kann durch Dampf oder unter dem Druck der Öldämpfe eingeblasen und zerstäubt werden.

Ein Teil des Crackingkokes aus dem in Dampfform eingeführten Rücklauföle wird im Ofen durch Wasserdampf an den heißen Rohrwandungen der Heizkörper vergast, genau wie dieser Vergasungsprozeß beispielsweise beim Gyro-Crackverfahren stattfindet.

Soll Ätzkalk in den Prozeß eingeführt werden, so geschieht dieses am einfachsten in Briketten, bestehend aus feinem Schiefer, Ätzkalk und als Bindemittel aus den schwersten Fraktionen des Rücklauföles, welche am einfachsten auf diese Weise in den Prozeß zurückgeführt werden, wobei die Gefahr einer Verstopfung der Zwischenräume der Brikette oder des Schiefers durch Crackkoks vollständig vermieden wird, da die den größten Teil des Kokes bildenden Bestandteile des Rücklauföles schon in den Brikettstücken eingeschlossen sind.

Zwecks rechnerischer Klarstellung der Vorgänge bei einer solchen Schiefercrackung, des Wärmebedarfes, der möglichen Leistung, sowie der Umwandlungs- und Gesteungskosten, soll nachfolgend ein Skizzenprojekt eines Wagen-Tunnelofens für eine restlose Crackung von 550 Tonnen grubenfeuchtem Nußschiefer oder Nodulen am Tage in Benzin, Gas und Koks als Beispiel angeführt werden.

Projekt eines Wanderrost-Wagen-Tunnelofens für gleichzeitiges Schwelen und Cracken von ölschiefer mit Gewinnung von Benzin, Gas und Schwel- und Crackkoks. Leistung 550 Tonnen Schiefer täglich. Gewinnung 44 Tonnen raffiniertes Benzin bis 180°.

Voraussetzungen:

Es soll ölschiefer in Nußgröße zwischen 20—60 mm ungetrocknet und etwa 25% feines Material in Form von getrockneten Nodulen verarbeitet werden ohne Kalkzusatz (abgesehen von etwas Kalk, um das Sichten von zu feuchtem Material zu erleichtern).

Die primäre Ölausbeute aus trockenem Schiefer soll betragen 26%, darunter 5,5% < 200° und 20,5% > 200°.

Die Menge des Rücklauföles hängt von der mehr oder weniger schonenden Crackung ab. Bei sehr schonender Crackung soll dasselbe, wie bei den Versuchen festgestellt, 80% des

Gewichtes des trockenen Schiefers betragen, also ca. die vierfache Menge des bei der Schwelung anfallenden Rücklauföles über 200°.

Das Rücklauföl wird bei gewöhnlichem Druck in Exchangern bis auf 350° vorgewärmt; hierbei verdampfen etwa 50 Teile, und 30 Teile bleiben in flüssiger Phase. Das flüssige Öl wird durch eine Reihe seitlich über den Wagen angeordneter Düsen durch Dampf in den Ofenraum eingeblasen und zerstäubt, so daß ein weiterer Teil bei der höheren Temperatur des Ofens verdampfen kann, ehe die Tropfen den Koks erreichen; die vom flüssigen Öle abgeschiedenen Dämpfe werden in den oberen Teil des Ofens wiedereingeführt.

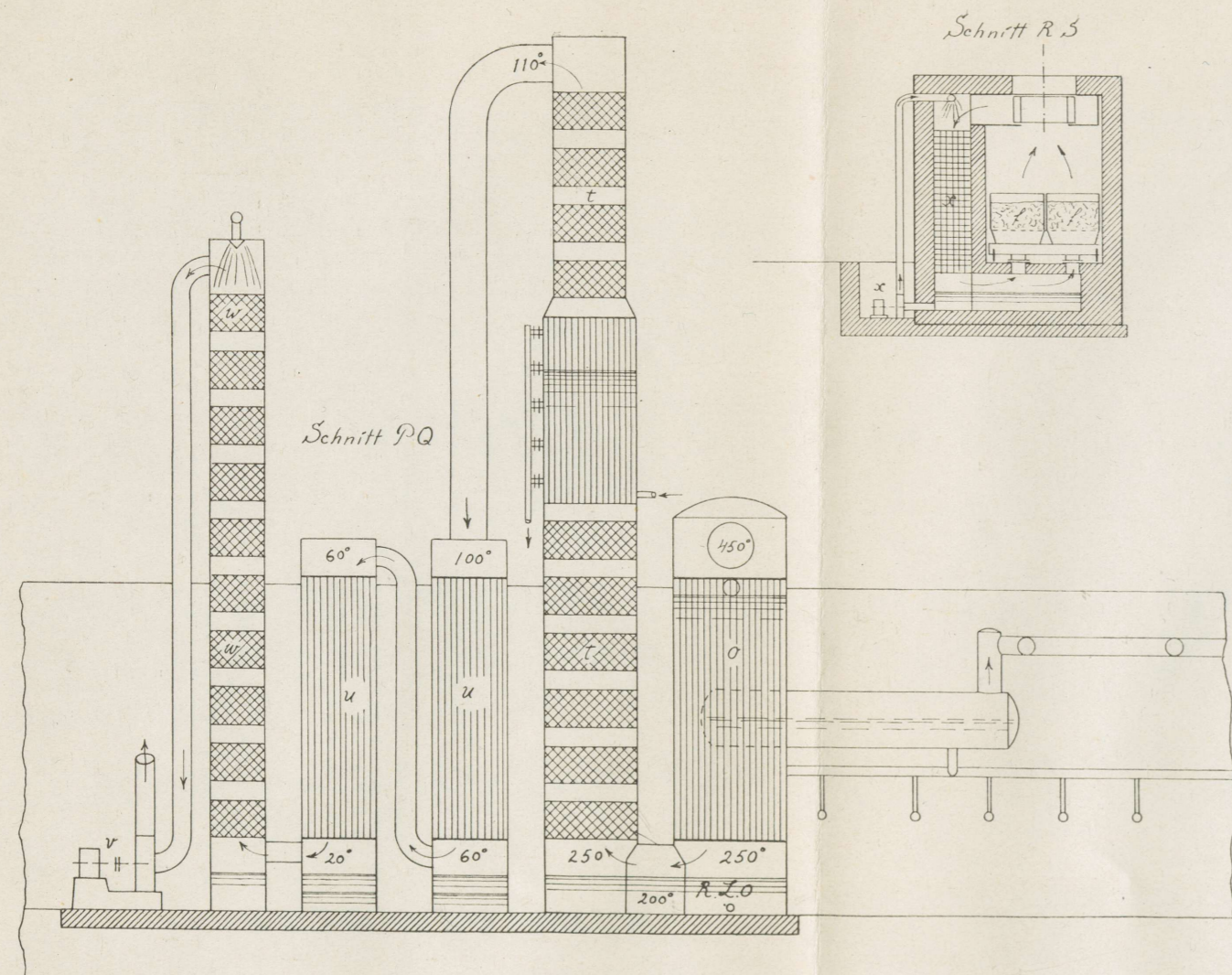
Auf 100 kg trockenen Schiefer werden in den Ofen eingeführt und ergeben:

	kg		kg	WE.
Organische Substanz	43,0	Benzin	11,0	1230
Asche	57,0	Gas und Gasol	10,0	900
Flüssiges Rücklauföl	30,0	Koks-Asche	57,0	} 71,0 1134
Dampfförmiges „	50,0	Koks-Kohlenstoff	14,0	
Feuchtigkeit	15,0	Schwel- und Crack-		
Zusatzdampf	15,0	wasser	8,0	
		Wasserdampf	30,0	
		Rücklauföl	80,0	
	210,0		210,0	3264

Konstruktion des Ofens.

Der Ofen (siehe Skizzenprojekt unter Fig. 13) hat einen Außenmantel, eine Länge von ca. 50 m ohne die Eintritts- und Austrittskammern und hält 12 Wagen à 4 m Länge bei 3 m Breite, welche bei 800 mm Schütthöhe je 9,6 m³ oder 7,68 Tonnen feuchten bzw. 6,6 Tonnen trockenen Schiefer fassen. Jede zwanzig Minuten wird ein Wagen gezogen und chargiert; folglich beträgt die Leistung 20 Tonnen Trockenschiefer stündlich bei einer Schwel- und Crackdauer von 4 Stunden.

Der Heizkörper liegt über den Wagen und besteht aus zwei Strängen von je sechs Elementen mit einer gesamten Heizfläche von ca. 3200 m².



- a₁. Feuerung I.
- a₂. Feuerung II.
- b. Heizkörper.
- c₁, c₂. Exhaustoren.
- d₁, d₂. Luftvorwärmer.
- e₁, e₂. Rücklaufheizgas-Kanal.

- f. Wanderrost-Schmelwagen mit abhebbaren Kübeln.
- g. Zirkulationsventilatoren.
- h₁, h₂. Essen.
- i. Eintrittskammern.
- k. Austritts-Kühlkammern.
- l. Schmelraum.

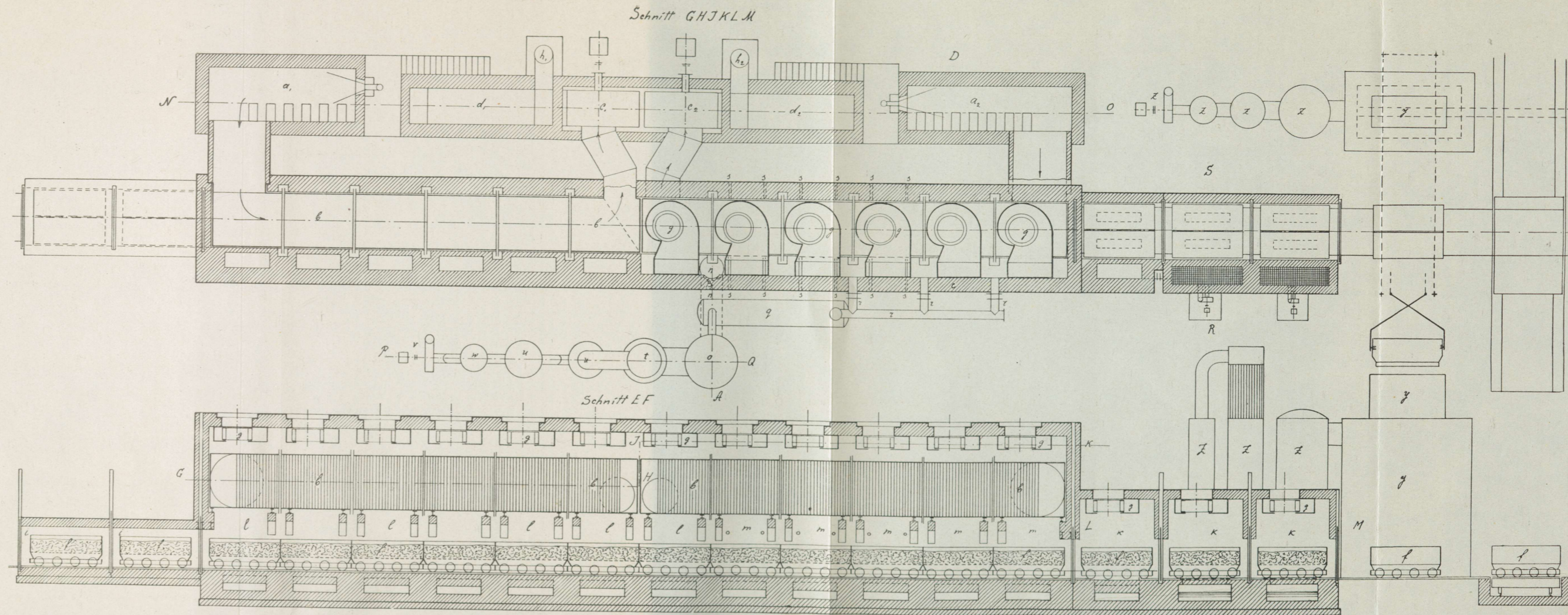


Fig. 13.

- m. Crackraum.
- n. Austritt der Schmel- und Crackdämpfe.
- o. Wärmeaustauscher für Dämpfe und Rücklauföl.
- p. Rücklaufölpumpe.
- q. Scheidebehälter für flüssiges und dampfförmiges Rücklauföl.

- r. Einführung des dampfförmigen Rücklauföles.
- s. Einspritzung des flüssigen Rücklauföles.
- t. Raschigringfraktionierungskolonnen mit Dephlegmator. Abscheidung des Rücklauföles.
- u. Wasserröhrenkühler für Leichtöl.
- w. Waschkolonne für Gasbenzin.

- v. Gasgebläse.
- x. Wasserberieseltes Gitterwerk mit Pumpe für Kühlung des Kokes.
- y. Hochdruck-Vergaser für Schmel- und Crackkoks.
- z. Kondensation des Gases und Gasgebläse.

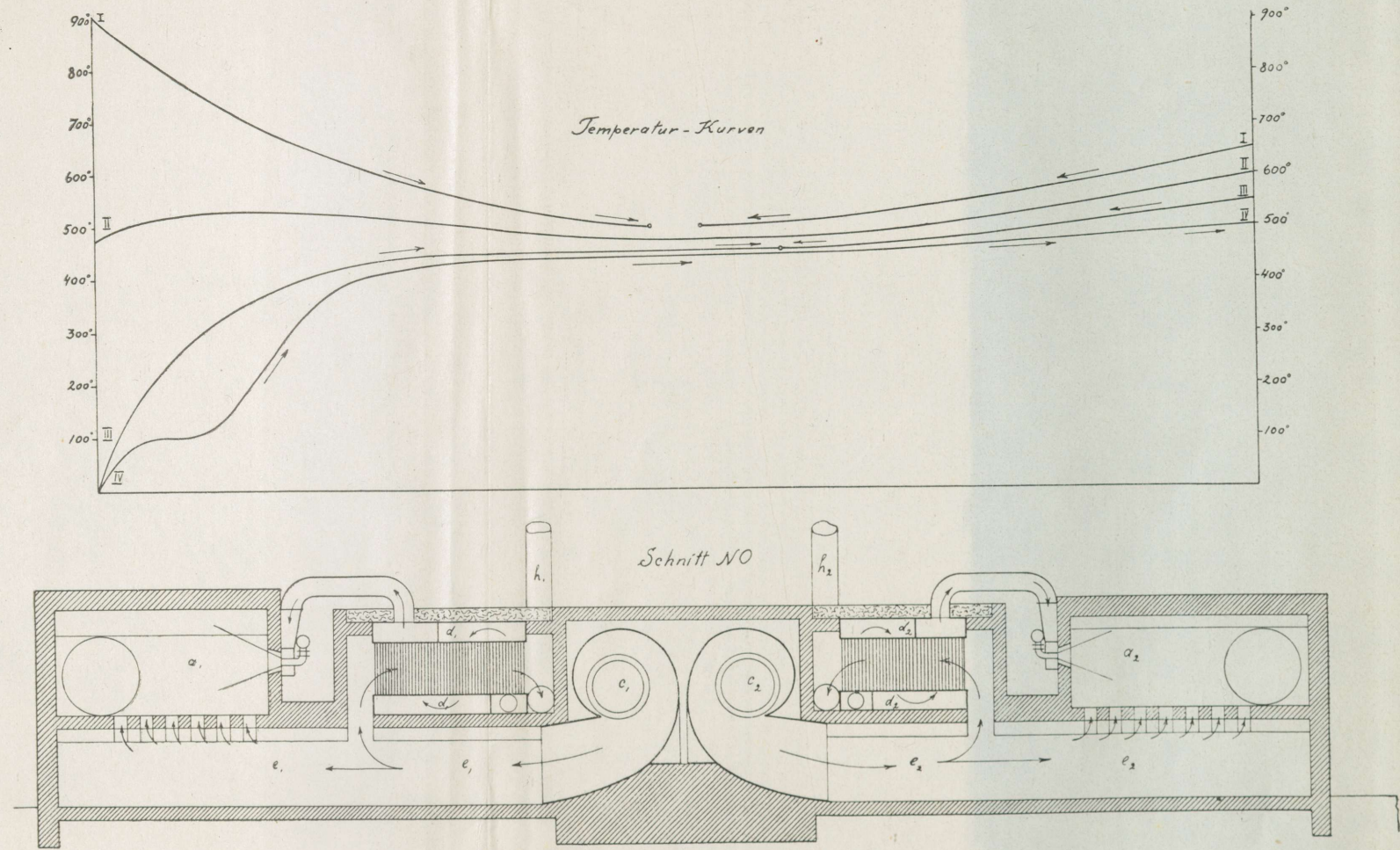
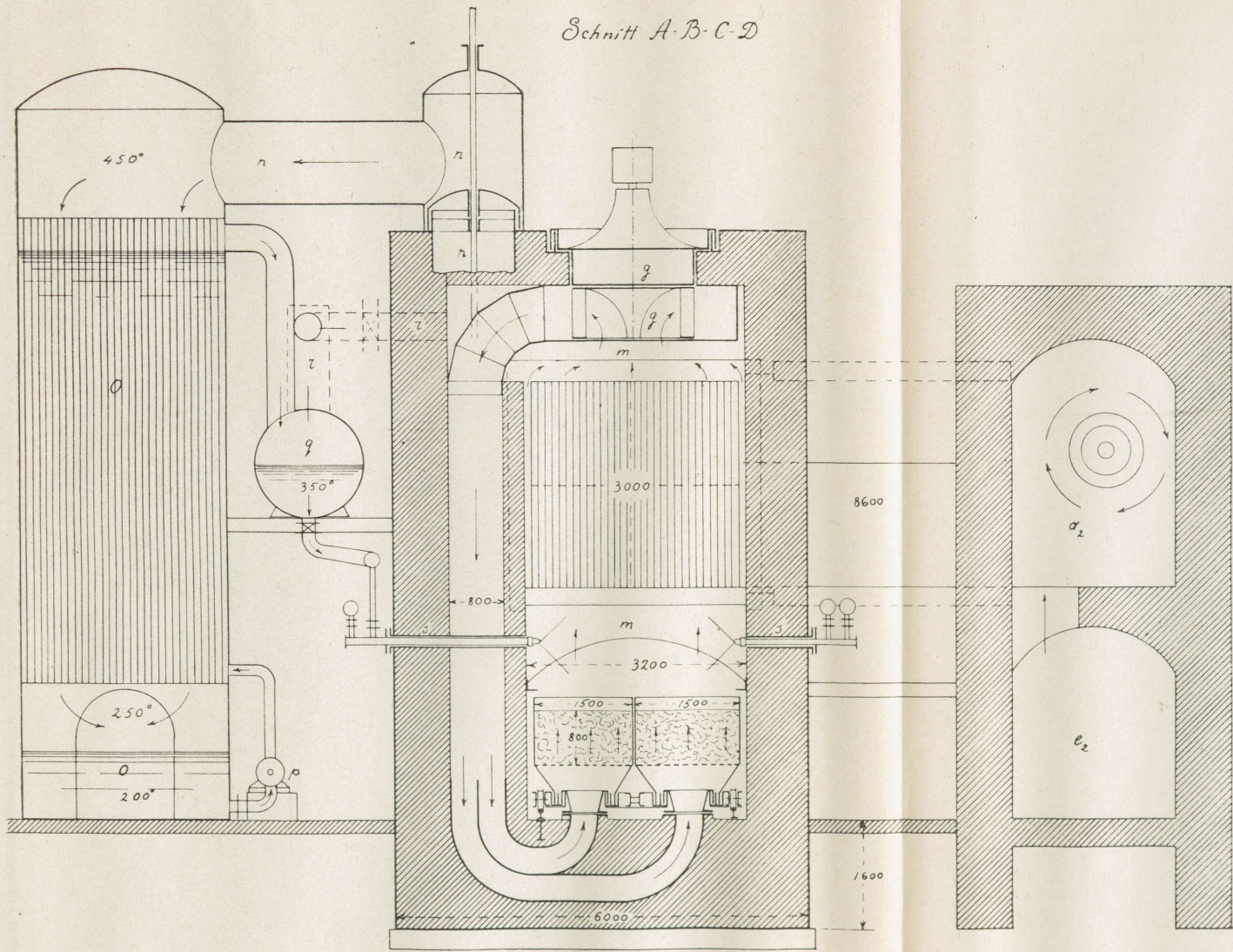


Fig. 13 (Fortsetzung).

Temperaturkurven:

- I — Heizgas.
- II — Heizkörper.
- III — Zirkulierende Dämpfe.
- IV — Schiefer und Koks.

Über jedem Element und Wagen ist je ein Zirkulationsventilator angeordnet mit einer Sekundenleistung von 18 m^3 , so daß auf 1 m^2 Rostfläche $1,5 \text{ m}^3$ pro Sekunde kommen. Bei 300 mm Schütthöhe und 1 m^3 pro 1 m^2 Zirkulationsintensität betrug der Widerstand der Schieferschicht, wie bereits im VI. Kapitel ausgeführt, 9 mm ; bei 800 mm Schütthöhe und $1,5$ mal so großer Zirkulationsintensität wird der Widerstand des Schiefers $2,66 \times 2,25 \times 9 = \text{ca. } 54 \text{ mm}$ und der Gesamtwiderstand circa 70 mm betragen.

Der Kraftaufwand der Zirkulation beträgt demnach

$$\frac{216 \text{ m}^3 \times 70}{75 \times 0,6} = 336 \text{ PS oder } 250 \text{ KW};$$

hinzu kommen noch circa 50 KW für die Ventilatoren der Kühlung. Auf 1 Tonne feuchten Schiefer kommen insgesamt ca. 13 KW-Stunden Kraftverbrauch für die Zirkulation.

Die Zirkulationsdämpfe werden in den unteren Teil der Wagen von unten durch düsenförmige Mundstücke eingeblasen, welche in einem Sandverschluß hängen und mit ihren Flanschen auf den im Boden befindlichen Schlitzten ruhen und gleiten, so daß ein Spielraum nicht vorhanden ist, durch welchen Zirkulationsdämpfe seitlich entweichen und ihren Weg nicht durch die Wagen und den Schiefer, sondern um die Wagen nehmen könnten.

Der Abzug der Schwel- und Crackprodukte erfolgt in der zweiten Hälfte nicht weit von der Mitte des Ofens durch ein Glockenventil und Abzugsrohr bei einer Temperatur von etwa 450° . Die Schwelprodukte ziehen bis zum Abzuge im Gleichstrome zum Schiefer und treten aus in die Kondensation, bevor sie in den Crackraum mit höherer Temperatur gelangen. Das Rücklauföl wird in die zweite Hälfte des Ofens in einen Temperaturbereich zwischen 450° und 500° eingeführt, und die Crackdämpfe ziehen im Gegenstrome und fallender Temperatur bis zum Abzuge. Durch Einführung in Zonen des Ofens mit höherer oder niedrigerer Temperatur kann die Menge des Rücklauföles und die Anzahl der Crackstufen geregelt werden. Der jedesmalige Rücklauf eines Teiles des öles bildet eine neue Crackstufe.

Der Wärmebedarf pro 1 kg trockenen Schiefer beträgt:

A. Schwelung I Ofenhälfte bis 450° WE.

Verdampfung der Feuchtigkeit und

Erwärmung auf 450° ;

$0,15 \times 640 + 0,15 \times 0,5 \times 350$ 122

Erwärmung des Schiefers	$1,00 \times 0,3 \times 450^{\circ}$	WE.	135
Erwärmung der Wagen	$1,00 \times 0,12 \times 450^{\circ}$		54
Strahlung des Ofens	$900 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{270.000}{20.000} =$		14
Strahlung der Feuerung und des Rücklaufkanales	$600 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{180.000}{20.000} =$		9—334
B. Cracken II Ofenhälfte bis 550°			
Erwärmung des Kokes	$0,71 \times 0,25 \times 100^{\circ}$		18
Erwärmung der Wagen	$1,00 \times 0,12 \times 100^{\circ}$		12
Verdampfung des flüssigen Rücklauföles	$0,30 \times 70$		21
Erwärmung der Rücklauföldämpfe	$0,80 \times 0,5 (450^{\circ} - 350^{\circ})$		40
Überhitzung des Zusatzdampfes	$0,15 \times 0,5 (450^{\circ} - 250^{\circ})$		15
Strahlung des Ofens			14
„ der Feuerung u. Kanäle			9—129—463
C. Essenverlust	$\frac{180}{1800} = 10\%$		52 515 WE.

Das Gemisch der Schwel- und Crackdämpfe pro 100 kg Schiefer besteht aus:

	kg	m ³	spez. Wärme	
Benzin . .	11	3,00	0,5	5,5
Gas	10	10,00	0,3	3,0

	kg	m ³	spez. Wärme	
Schwe-				
wasser.	8	}	—	—
Feuchtig-				
keit . .	15		47,50	0,5
Zusatz-				
dampf .	15	}	—	—
Rücklauf-				
öl . . .	80	10,00	0,5	40,0
	<u>139 kg</u>	<u>70,50 m³ (0°)</u>		<u>67,5 spez. Wärme = 0,48</u>
		<u>= 186,10 m³ (450°)</u>		

1 m³ Dämpfe wiegt rund 2 kg bei 0°

1 m³ " " " 0,75 kg bei 450°

Die Wärme der austretenden Produkte:

$$1,39 \times 0,48 \times 450 = 300 \text{ WE.}$$

Die Vorwärmung und Verdampfung des Rücklauföles braucht

$$0,8 \times 0,5 (350 - 150) + 0,5 \times 70 = 115 \text{ WE.}$$

Strahlung des Exchangers K I und der Vorlage:

$$200 \text{ m}^2 \times 1000 = \frac{200.000}{20.000} = 10 \text{ "}$$

Gelangen in die Kolonne II mit 260° 175 " 300 WE.

Der Exchanger hat zu übertragen $115 \times 20.000 = 2.300.000 \text{ WE.}$

Die Temperaturdifferenzen betragen $\frac{450 + 260}{2} - \frac{150 + 350}{2} = 105^\circ.$

Die Heizfläche des Exchangers von $d = 3 \text{ m}$, $h = 6 \text{ m}$ bei 600 Rohren von $76/70 \text{ } \varnothing = S = 600 \times 0,22 \times 6 = \text{ca. } 800 \text{ m}^2.$

Der Wärmeübergangskoeffizient $k \geq \frac{2.300.000}{800 \times 105} = 28$, was bei teil-

weise kondensierenden Dämpfen auf der einen Seite und siedendem Öle auf der anderen Seite leicht möglich ist.

Die Geschwindigkeit der Dämpfe in den Rohren beträgt $v = \text{ca. } 4,5 \text{ m/Sek.}$

Der Gesamtwärmeverbrauch des Ofens beträgt:

$$20.000 \times 515 = 10.300.000 \text{ WE.}$$

Durch die Heizfläche sind zu übertragen $20.000 \times 445 = 8.900.000$ WE.
 Davon in der I. Hälfte $20.000 \times 325 = 6.500.000$ „
 „ „ II. „ $20.000 \times 120 = 2.400.000$ „

Feuerung I.

Die zirkulierende Heizgasmenge beträgt:

$$Q_1 = \frac{6.500.000}{0,25 (900^0 - 500^0)} = 65.000 \text{ kg} = 50.000 \text{ m}^3 (0^0) \text{ Stunde}$$

$$= 14 \text{ m}^3 (0^0) \text{ Sekunde}$$

$$= 60 \text{ m}^3 (900^0) \text{ „}$$

Exhaustor 2400 m³/Minute 500⁰ = 40 m³ (500⁰) „
 = 50 m³/Sek. im Durchschnitt

Die Geschwindigkeit der Heizgase zwischen den Rohren

$$v = \frac{50 \text{ m}^3}{5 \text{ m}^2} = 10 \text{ m/Sek.}$$

Feuerung II.

Die zirkulierende Heizgasmenge:

$$Q_2 = \frac{2.400.000}{0,25 (650^0 - 500^0)} = 65.000 \text{ kg} = 50.000 \text{ m}^3 (0^0) \text{ Stunde}$$

$$= 14 \text{ m}^3 (0^0) \text{ Sekunde}$$

$$= 47,6 \text{ m}^3 (650^0) \text{ „}$$

Exhaustor 2400 m³/Minute = 40,0 m³ (500⁰) „
 = 44 m³/Sek. im Durchschnitt

Die Geschwindigkeit der Heizgase zwischen den Rohren

$$v_2 = \frac{44 \text{ m}^3}{5 \text{ m}^2} = 8,8 \text{ m/Sek.}$$

Die Heizkörper bestehen aus 12 Heizelementen von einem Querschnitt von 3 m × 3 m und 4 m Länge mit je 240 Rohren von d = 102/95 Ø; die Heizfläche der Rohre jedes Elementes = 240 × 3 m × 0,3 = 216 m². Die Rohre von 12 Heizkörpern = 216 × 12 = 2600 m².

Die Heizfläche des Mantels = ca. 600 m².
 Summa Heizfläche = 3200 m².

Die Wärmeübertragung in der I. Hälfte

pro 1 m² und Stunde beträgt: $\frac{6.500.000}{1600} = 4060$ WE.

Die Wärmeübertragung in der II. Hälfte = $\frac{2.400.000}{1600} = 1500$ WE.
 " " " im Durchschnitt = $\frac{8.900.000}{3200} = 2800$ WE.

Die lichte Weite der Rohre in jedem Element beträgt:
 $240 \times 0,0065 = 1,56$ m².
 Die lichte Weite der Schlitz an den Seiten der Heizkörper = $8 \text{ m} \times 0,03 = 0,24$ m².
 Summa 1,80 m².

Über jedem Heizkörper befindet sich ein Zirkulationsventilator mit einer Leistung von 18 m³/Sekunde, pro 1 m² Wagenfläche 1,5 m³/Sekunde. Folglich beträgt die Geschwindigkeit in den Rohren und Schlitz: $\frac{18 \text{ m}^3}{1,8 \text{ m}^2} = 10$ m/Sek.

Die anfallende Menge Heizgas beträgt:

in Feuerung I

$$Q_3 = \frac{370 \times 20.000}{0,25 \times 1800^{\circ}} = 16.400 \text{ kg} = 12.600 \text{ m}^3 (0^{\circ}) \text{ Stunde}$$

$$= 3,5 \text{ m}^3 (0^{\circ}) \text{ Sekunde}$$

$$= 10 \text{ m}^3 (500^{\circ}) \text{ "}$$

$$= 6 \text{ m}^3 (180^{\circ}) \text{ "}$$

die Gasmenge = $\frac{7.400.000}{8000} = 925$ kg.

die Luftmenge = 15,475 kg.

in Feuerung II

$$Q_4 = \frac{145 \times 20.000}{0,25 \times 1800^{\circ}} = 6400 \text{ kg} = 5000 \text{ m}^3 (0^{\circ}) \text{ Stunde}$$

$$= 1,4 \text{ m}^3 (0^{\circ}) \text{ Sekunde}$$

$$= 4,0 \text{ m}^3 (500^{\circ}) \text{ "}$$

$$= 2,4 \text{ m}^3 (180^{\circ}) \text{ "}$$

die Gasmenge = $\frac{2.900.000}{8000} = 362$ kg.

die Luftmenge = 5038 kg.

Der Luftvorwärmer I gibt ab $16\,400 \times 0,25 \times 300^\circ = 1.230.000$ WE.

Die Luft erwärmt sich auf $\frac{1.230.000}{15,475 \times 0,25} = 320^\circ$.

Die Temperaturdifferenzen betragen $\frac{480 + 180}{2} - \frac{0 + 320}{2} = 170^\circ$.

Die Heizfläche des Luftvorwärmers I: $S = \frac{1\,230.000}{10 \times 170} = 800$ m².

Der Luftvorwärmer besteht aus einem Rohrbündel von 4000 Rohren von 2 m Höhe und 30 mm äusserem Durchmesser, und die Luft durchstreicht den Vorwärmer im Gegenstrom in drei Schlangenwindungen mit einer Durchschnittsgeschwindigkeit

$$v = \frac{5 \text{ m}^3 \times 3}{4000 \times 0,0005} = 7,5 \text{ m/Sek.}$$

Die Geschwindigkeit der Rauchgase zwischen den Rohren:

$$v = \frac{8 \text{ m}^3}{1,6 \text{ m}^2} = 5,0 \text{ m/Sek.}$$

Der Luftvorwärmer II erhält 660 m² bei 5 m anstatt 6 m Länge.

K o n d e n s a t i o n .

In der Kondensation folgt dem obenerwähnten Wärmeaustauscher von 800 m² eine Raschigring-Fraktionierungskolonnie mit aufgesetztem Dephlegmator und Tropfenfänger für Niederschlagung der Ölnebel. Der Dephlegmator ist durch heißes Wasser von ca. 50—70° gekühlt; durch Heben und Senken des Wasserniveaus und Variierung der Wassertemperatur kann die erforderliche Kühlwirkung erreicht werden. Darauf folgen zwei Wasserröhrenkühler, in welchen das Leichtöl und das Wasser niedergeschlagen werden, ein Gaswäscher, in welchem durch Waschölberieselung das Gasbenzin absorbiert wird, und endlich ein Gasgebläse. Die Fraktionierungskolonnie hat den Zweck, die schwereren Anteile über 200° als Rücklauföl von dem Leichtöl unter 200° zu trennen.

Erfahrungsgemäß wird eine recht scharfe Trennung bei einer Abzugstemperatur von ca. 100—110° erreicht und ein Leichtöl erhalten, welches ca. 90% Benzinfraktionen enthält, während das Rücklauföl welches sich im Sumpfe mit ca. 200° ansammelt, von letzteren und von Wasser frei ist.

Der Entbenzinierungsrückstand des Leichtöles, welcher über 180° siedet, dient als Waschöl und kehrt nach mehrfachem Kreis-

lauf als Waschöl mitsamt dem Rücklauföl der Fraktionierungskolonnen und des Exchangers als Rücklauföl in den Ofen zurück. Zu diesem Zweck wird das gesamte Rücklauföl aus dem gemeinsamen Sumpfe durch den Exchanger, in welchem das Öl sich bis ca. 350° erwärmt, in den Scheidebehälter gepumpt, worauf die dampfförmigen und flüssigen Anteile getrennt in den Ofen eintreten.

Vergasung des Schwel- und Crackkokes.

Der durch Dampf bis auf etwa 200—300° gekühlte Koksrückstand wird in einem oder zwei Hochdruckvergasern vergast. Die fühlbare Wärme der Vergasung wird ausgenutzt, um Niederdruckdampf für die Spülung und für die Zerstäubung des flüssigen Rücklauföles zu erzeugen. Das Gas wird in einer Kondensation gekühlt und hierbei noch evtl. Ölreste, welche im Koks zurückgeblieben sein können, aufgefangen.

Kostenanschlag für einen Tunnelofen mit einer Leistung von 20.000 kg Trockenschiefer stündlich oder 550 Tonnen feuchten Schiefer in 24 Stunden und Gewinnung von 44 Tonnen an raffiniertem Benzin täglich.

1. Ofen.	Kr.	Kr.
a) Ausschachtung 1000 m ³ à 2 Kr.	2.000.—	
Fundamente 800 m ³ à 15 Kr.	12.000.—	
Rotes Ziegelmauerwerk 3000 m ³ à 35 Kr.—.....	105.000.—	
Weißes Ziegelmauerwerk 200 m ³ à 110 Kr.—.....	22.000.—	141.000.—
b) Außenmantel 2400 m ² × 35 kg = = 84.000 kg à 0.25 Kr.		21.000.—
c) Heizkörper: Außenmantel nebst Kompensato- ren: Rostfreies Material 450 m ² × 80 = = 36.000 kg à 1.50 Kr.	54.000.—	

Gewöhnliches Material 36.000 kg à 0.50 Kr.	18.000.—	
Rostfreie Rohre 1440 St. à 3 m à 27 kg = ca. 40.000 kg à 1.50 Kr.	60.000.—	
Gewöhnliche Rohre 40.000 kg à 0.50 Kr.	20.000.—	152.000.—
d) Zirkulationsventilatoren nebst Ge- häuse à 18 m ³ /Sek. 15 St. à 2200 Kr.	33.000.—	
Motoren dazu à 10 PS à 700 Kr. ca.	11.000.—	44.000.—
e) Sieben Schleusentore à 2000 Kr.		14.000.—
f) Verankerung des Ofens und der Feuerungen 65.000 kg à 0.20 Kr.		13.000.—
g) Träger für die Decke und die Heizkörper 33.000 kg à 0.20 Kr.		6.600.—
h) Sieben Zahngetriebe für die Vor- wärtsbewegung der Wagen: 7 à 10.000 Kr.		70.000.—
i) 25 Wagen à 4000 kg = 100.000 kg à 0.60 Kr.		60.000.—
k) Zwei Exhaustoren nebst Motoren à 12.000 Kr.	24.000.—	
Zwei Luftventilatoren nebst Mo- toren	4.000.—	
Zwei Feuerungen nebst Leitungen	4.000.—	
Zwei Luftvorwärmer	12.000.—	
Zwei Essen	5.000.—	49.000.—
l) Traverswagen		10.000.—
m) Bedachung 1000 m ² à 6 Kr.	6.000.—	
Kranbahn und Handkran	5.000.—	11.000.—
n) Montage, Geleise, Meßinstru- mente etc.		48.400.—
o) Administration und allgemeine Unkosten		60.000.—
		<u>Summa Kr. 700.000.—</u>

	Kr.	Kr.
2. Kondensation.		
Vorlage 10.000 kg à 0.40 Kr.	4.000.—	
Wärmeaustauscher		
32.000 kg à 0.50 Kr.....	16.000.—	
Fraktionierungskolonne 33.000 kg		
à 0.60 Kr.	20.000.—	
Zwei Wasserröhrenkühler 32.000 kg		
à 0.50 Kr.	16.000.—	
Ein Gaswäscher	6.000.—	
Gasgebläse	3.000.—	
Pumpen und Transmissionen	10.000.—	
Vorlagen	15.000.—	
Gebäude etc.	10.000.—	100.000.—

Gesamtkosten einer Anlage für zwei Ofeneinheiten und eine jährliche Leistung von 330.000 Tonnen Schiefer und Herstellung von 26.400 Tonnen raffiniertem Benzin bis 180°.

A. Fabriksanlagen.	Kr.	Kr.
1. Lagerung des Schiefers:		
Hochbahn nebst Taschen und		
Transportbändern		120.000.—
2. Aufbereitung:		
Zerkleinerung	50.000.—	
Sichtung	50.000.—	
Nodulisierung: 4 Trommeln nebst		
Elevatoren, Antriebsmotoren		
à 20.000 Kr.	80.000.—	
4 Trockenöfen à 20.000 Kr.	80.000.—	
Gebäude	20.000.—	280.000.—
3. Zwei Wanderrost-Tunnelöfen ...		1.400.000.—
4. Zwei Kondensationen		200.000.—
5. Vergasung des Schwel- u. Crack-		
kokes:		
Zwei Hochdruckgeneratoren nebst		
Chargierkran und Kondensa-		
tion		350.000.—

6. Entbenzinierung:		
Leichtöl-Entbenzinierung	50.000.—	
Gasbenzingewinnung	100.000.—	150.000.—
		<hr/>
7. Raffinierung		200.000.—
8. Tankanlage, Gasholder, Kanalisation:		
Tankanlage	100.000.—	
Gasholder 1000 m ³	35.000.—	
Kanäle, Rohrleitungen, Armaturen, Wasserhaltung	100.000.—	
Benzinemballage	65.000.—	300.000.—
		<hr/>
9. Kraftanlage und Beleuchtung ..		500.000.—
Kosten für zwei Einheiten	Summa	Kr. 3.500.000.—
<hr/>		
B. Grube nebst Zufuhrbahn und Wohnungen für Förderung von 330.000 Tonnen Schiefer		„ 1.000.000.—
<hr/>		
C. Büro, Laboratorium, Lager und Wohnungen		„ 1.000.000.—
Anlagekapital	Summa	Kr. 5.500.000.—
Betriebskapital		„ 500.000.—
Erforderliches Kapital	Summa	Kr. 6.000.000.—

Wärmewirtschaft der Anlage

Wärmequellen:

Es stehen zur Verfügung pro Stunde:

Wärme des Schwel- und Crackgases 40.000 kg	
Schiefer × 900 WE.	36.000.000 WE.
Wärme des Koksgeneratorgases 40.000 ×	
× 1134 WE. × 0,6	27.200.000 „
	<hr/>
	63.200.000 WE.

Wärmeverbrauch:

Trocknen der Nodulen, gedeckt durch die

 Wärme der Abgase

Schwel-u. Crackprozeß 40.000 kg.

 Schiefer × 515

20.600.000

Vorwärmung des Rücklauföles, gedeckt durch die fühlbare Wärme der austretenden Crackdämpfe	—	
Entbenzinierung:		
5.000 kg Leichtöl stündlich à 140 WE.	700.000	
50.000 kg Waschöl à 30 WE.	1.500.000	
Dampferzeugung für Rektifizierung und andere Zwecke: 4000 kg à 1000 WE.	4.000.000	
Kraftverbrauch der Anlage 1700 KW und der Grube 300 KW. In Gasmotoren 2000 KW à 3000 WE	6.000.000	32.800.000 WE.
überschuß an Wärme		30.400.000 „

Kraftbedarf der Anlage.

a) Aufbereitung:		
Zerkleinerung, Sichtung u. Nodulisierung	100 KW	
b) Schwelung und Crackung:		
Zirkulationsventilatoren	600 „	
Exhaustoren	400 „	
c) Kondensation	60 „	
d) Vergasung des Koks	200 „	
e) Entbenzinierung und Raffinierung	40 „	
f) Zentrale und Pumpwerk	100 „	
g) Beleuchtung	30 „	
h) Reparaturwerkstätten und diverser Be- darf	170 „	1700 KW
Kraftbedarf der Grube		300 „
Summa Kraftbedarf	2000 KW	

Die Wärmewirtschaftsbilanz der Anlage zeigt, daß ein großer Wärmeüberschuß von über 30 Millionen WE. pro Stunde vorhanden ist und daß, falls das ärmere Vergasungsgas des Kokes für den Eigenbedarf verwendet wird, der größte Teil des reichen Schwel- und Crackgases für anderweitige Verwendung zur Verfügung steht.

Verwertungs-
möglichkeiten
für das
Gas.

Ein wertvolles Gas mit ca. 8000 WE. pro 1 m³ kann in Gegenden, in denen sich Absatzmöglichkeiten vorfinden, natürlich weit vorteilhafter verwertet werden, als für Heizungszwecke in einem industriellen Betriebe.

In dichtbevölkerten Kulturländern, wie beispielsweise in England, werden die Wärmeeinheiten eines Leuchtgases mit nur 4000—5000 WE. pro 1 m³ sehr hoch bewertet. Wenn für Kohle ein Tonnenpreis von 15 Sh., für Koks 25 Sh., für Heizöl 40 Sh., für Ölschiefer 5 Sh. angenommen wird, so beträgt der entsprechende Wert für 100.000 WE.:

im reichen Leuchtgase	ca. 2,00	Sh.
in der Kohle	„ 0,19	„
im Koke	„ 0,33	„
im Heizöle	„ 0,40	„
im Schiefer	„ 0,15	„

Die Wärmeeinheiten im Leuchtgase haben daher einen zehnfachen Wert der Wärmeeinheiten in der Kohle, einen sechsfachen der Wärmeeinheiten im Koke, einen fünffachen der Wärmeeinheiten im Heizöle und einen gleichen Wert mit den Wärmeeinheiten des Leichtöles bzw. Benzines.

In Estland im Ölschieferbezirke sind die Absatzmöglichkeiten in Form von reichem Gase, beispielsweise als Leucht- und Heizgas an die Städte, geringere, die Entfernungen größere. Und doch läßt es sich denken, daß mit der Zeit das reiche Gas mehrere Hundert Kilometer nach Reval, Dorpat, Riga, in Zukunft evtl. auch nach Petersburg wird komprimiert in Rohrleitungen transportiert werden können.

Setzt man bei den großen Entfernungen, nach Abzug der Transportkosten nur die Hälfte des Kalorienwertes in England mit 1 Sh. = 0.90 Kr. pro 100.000 WE. ein, erhält man für einen Kubikmeter Gas mit ca. 8000 WE. einen Preis von $\frac{0,9 \times 8000}{100.000} = 0.072$ Kr.

Der Überschuß an Wärme im Gase würde im Jahre betragen

$30.400.000 \times 7200 = 218.880.000.000$ WE. und würde der Verkauf mit 0.90 Kr. pro 100.000 WE. einbringen im Jahre $0,9 \times 2.188.800 = 1.969.920$ Kr. oder pro Tonne Benzin ca. 75 Kr., oder mit anderen Worten, nahezu die Herstellungskosten des Benzines decken.

Diese Aufstellung zeigt, daß man nicht den Zeitpunkt abzuwarten braucht, bis der Bedarf der Städte an Leuchtgas die gesamte Gasproduktion absorbieren kann, sondern daß der Überschuß an Gas sich vorteilhaft auch jetzt schon, beispielsweise nach Reval durch Rohrleitungen transportieren ließe und, soweit das Gas nicht als Leuchtgas abgesetzt werden kann, als Heizgas für den Hausbedarf bzw. für industrielle Anlagen als Ersatz für importierte Steinkohle, Torf, Brennholz und Brennschiefer, zu einem billigeren Preise Verwendung und Absatz finden würde. Voraussetzung hierfür wäre nur eine genügende Gasproduktion, welche die Anlage einer Rohrleitung für den Transport rentabel gestalten kann.

Loko Verbrauchsstelle könnte man in diesem Falle jedenfalls mit einem durchschnittlichen Absatzpreise von Kr. 0.40 pro 100.000 WE. rechnen, und würden für die Transportkosten in Rohrleitungen (Betriebs- und Amortisationskosten der Anlage) etwa 40% in Abzug kommen. Von einem Bruttoerlöse von etwa Kr. 880.000.— kämen die Transportkosten mit etwa Kr. 350.000.— in Abzug und es würde ein Nettoerlös von etwa Kr. 530.000.— verbleiben, was immerhin pro Tonne erzeugtes Benzin eine Verbilligung von ca. Kr. 20.— ergeben würde.

Verwertungs-
möglich-
keiten für das
Gasol.

Aus dem Gase können durch reichliche Waschölmengen, neben dem Gasbenzin etwa noch weitere 2% Gasol auf grubenfeuchten Schiefer gerechnet absorbiert und vom Gase sowohl wie vom Gasbenzin getrennt aufgefangen und nachher nach dem Verfahren der Gelsenkirchener Gewerkschaft¹⁾ komprimiert, in flüssiger Form in eisernen Flaschen als Ersatz für flüssiges Azetylen in den Handel gebracht werden.

Neben einer Tonne Benzin würde man folglich noch etwa 0,25 Tonnen flüssiges Gasol als ein wertvolles Nebenprodukt erhalten.

Der Detailpreis für flüssiges Azetylen in Flaschen steigt auf einige Tausend Kronen pro Nettotonne.

¹⁾ Siehe A. Thau: „Die Schwelung von Braun- und Steinkohle“, Seite 328.

Der Preis für Kalziumkarbid dürfte ca. 200 Kr. pro Tonne Karbid und dementsprechend der Preis des aus ihm gewonnenen Azetylens ca. 500 Kr. die Tonne betragen.

Flüssiges Azetylen bzw. Gasol in Flaschen dürfte jedenfalls höher bewertet werden als Azetylen im Karbide. Geht man jedoch von letzterem Preise, Kr. 500.— pro Tonne flüssiges Azetylen für den Absatz ab Werk aus und zieht von demselben die Unkosten der Verflüssigung und namentlich des Flaschendienstes sowie des Transportes mit etwa 300 Kr. ab, so würde ein Nettopreis für das Gasol in der Höhe von Kr. 200.— pro Tonne verbleiben und durch diesen Ertrag des Nebenproduktes der Selbstkostenpreis des Reinzines sich um ca. Kr. 50.— vermindern.

Die Durchschnittselbstkosten für Benzin und Gasol, welche laut obigem etwa denselben Wert haben dürften, würden bei einer Erhöhung der Ausbeute an wertvollen Produkten von 26.400 Tonnen Benzin um 6600 Tonnen Gasol im Jahre sich von Kr. 85.— auf etwa Kr. 68.— pro Tonne ermäßigen.

In Form von Gasol würden aus dem Gase von 900 WE. pro 1 kg Trockenschiefer etwa 300 WE. abgeschieden werden und könnte der Rest des Überschusses von etwa 460 WE. in Form von Gas abgesetzt werden, wodurch eine weitere Ermäßigung der Herstellungskosten um ca. 10 Kr. pro Tonne Benzin erreicht wäre.

Endlich ist noch eine Möglichkeit vorhanden, durch Polymerisation das Gasol wieder in höher siedendes Benzin überzuführen. Dieser Weg soll, wie bereits erwähnt, in den Vereinigten Staaten mit Erfolg besritten werden.

Mit obigen Feststellungen und Berechnungen soll nur gezeigt werden, daß die Schiefercrackung nicht nur Benzin als alleiniges wertvolles Produkt erzeugt, sondern gleichzeitig im Überschusse des Eigenbedarfs große Mengen von wertvollen gasförmigen Nebenprodukten, deren Verwertung die Möglichkeit ergibt, die Herstellungskosten des Benzines noch weiterhin recht bedeutend herabzusetzen. Die oben errechneten rd. Kr. 85.— pro Tonne Benzin bilden daher nicht die unterste mögliche Grenze der Herstellungskosten des Benzines, sondern ist die Möglichkeit vorhanden, sowohl durch Verwertung der Nebenprodukte als auch durch Vergrößerung des Betriebsmaßstabes in recht weitem Maße die Konkurrenzfähigkeit des Schieferbenzines auf dem Weltmarkte zu erhöhen.

Der Pfannen-Wanderrostofen für Schieferschmelzung und -Crackung in einem Arbeitsgange.

Der Pfannen-Wanderrostofen als Variation des Wagentunnelofens ist schon im siebenten Kapitel unter den anderen Ausführungsformen des neuen Schmelzofentypus für Kreislaufspülung durch Schweißdämpfe erwähnt und seine Vorteile den anderen Konstruktionsformen gegenüber hervorgehoben worden.

Für den vereinigten Veredlungsprozeß von Schmelzung und Crackung in einem Arbeitsgange ist diese Konstruktionsform jedoch noch im besonderen geeignet.

1) Die Konstruktion gestattet einen kontinuierlichen Vorschub der Pfannen, wie beim Konveyorofen und im Gegensatz zu dem schrittweisen Vorschub der Wagen, nur mit ganz kurzen Unterbrechungen für den Einschub einer neuen Pfanne. Infolgedessen verteilt sich das eingespritzte Rücklauföl gleichmäßig auf den Schieferkoks.

2) Dank dem kontinuierlichen Vorschube ist die Temperatur eine gleichmäßige, es finden keine Temperaturschwankungen, wie bei dem schrittweisen Vorschube der Wagen, statt.

3) Die einzelnen Abteilungen des Ofens sind durch durchgehende Wände voneinander getrennt, und in jeder Abteilung kann die Temperatur nach Wunsch eingestellt werden.

Daher soll nachfolgend noch das Skizzenprojekt eines Pfannenofens für gleichzeitige Schieferschmelzung und Crackung für eine Tagesleistung von 400 Tonnen grubenfeuchten Schiefer angeführt und die Wärmevergänge, sowie die Temperaturverhältnisse rechnerisch analysiert werden. Das Skizzenprojekt ist auf Fig. 14 dargestellt.

Der Ofen soll mit flachen Pfannen beschickt werden mit einer Schütthöhe von nur 400 mm und sehr intensiver Zirkulation der Schweißdämpfe und eignet sich deshalb im besonderen für Verarbeitung von leicht schmelzendem estländischem Schiefer aus größeren Abbautiefen.

Konstruktion des Ofens.

Der aus roten Ziegeln gemauerte Ofen ist in einen hermetisch geschweißten Außenmantel eingeschlossen und besteht aus drei Vortrocknungskammern, zwei Schmelzkammern, zwei Crackkam-

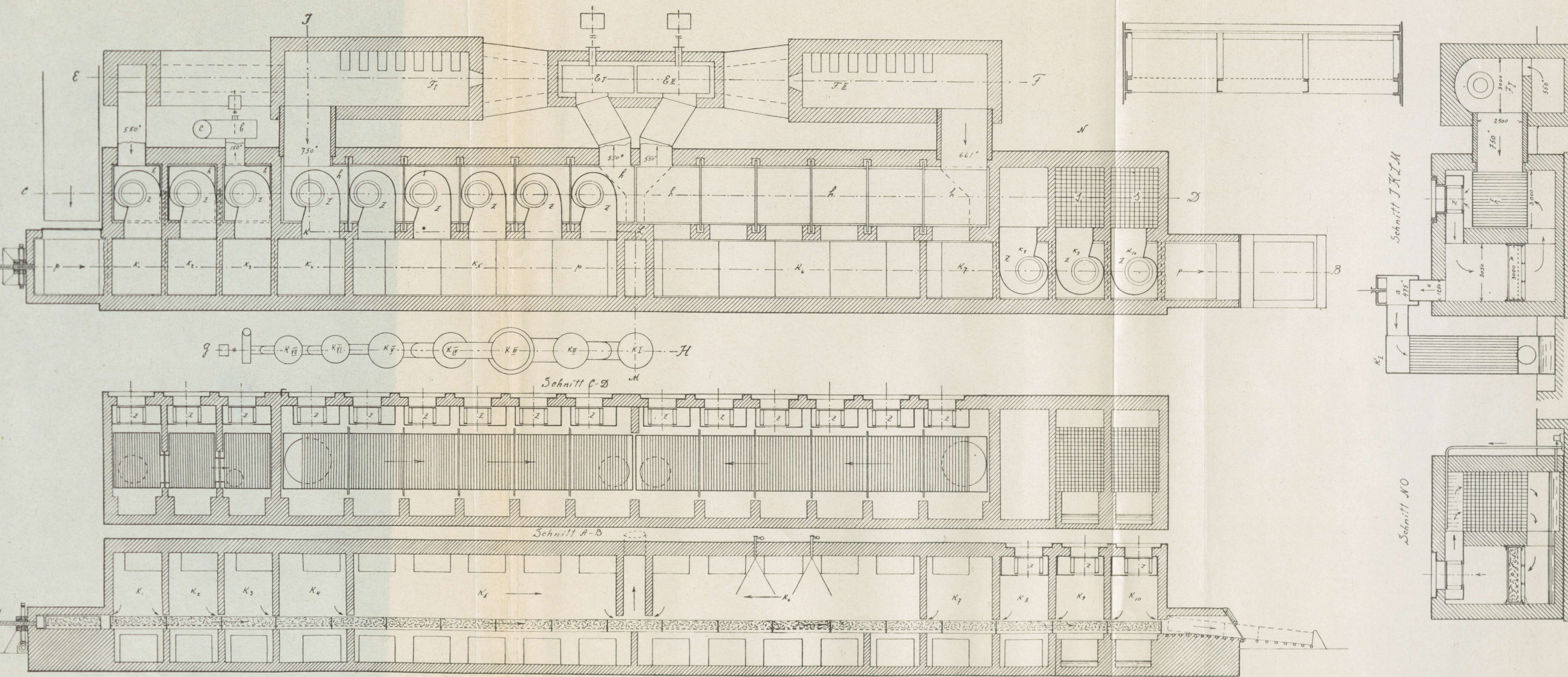
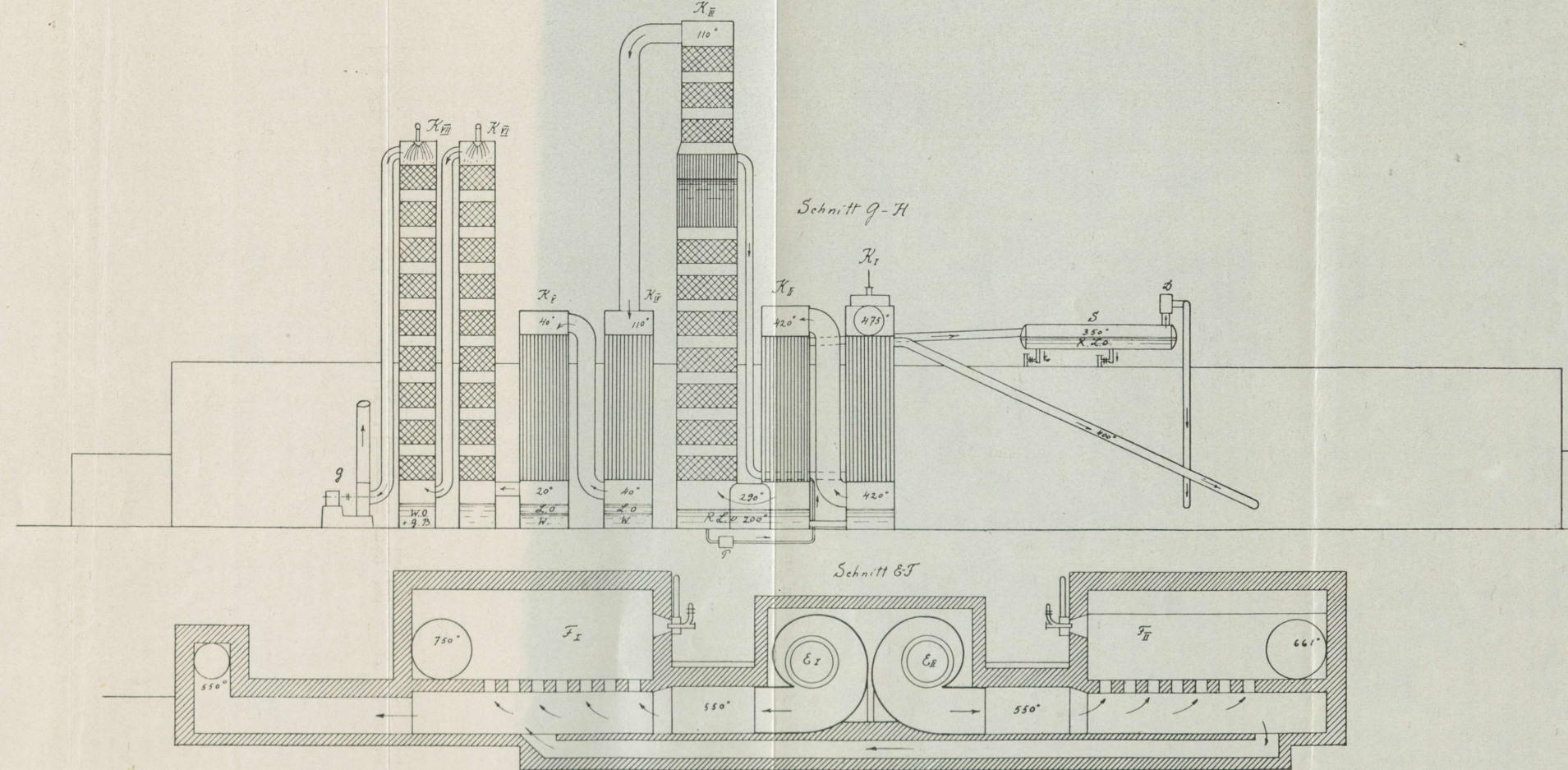
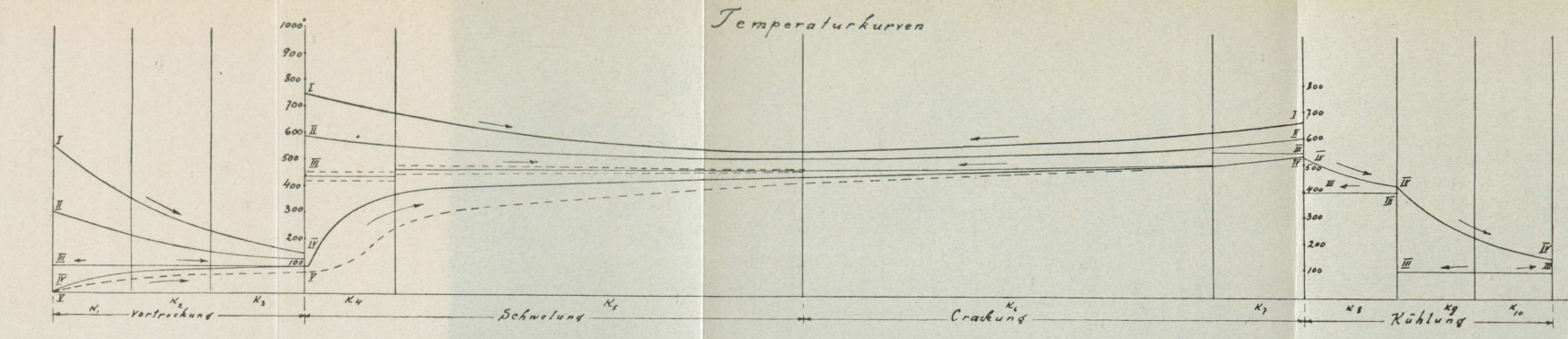


Fig. 14.

Pfannen-Wanderrostofen für Cracken von 400 Tons Schiefer in 24 Stunden.

- | | | | |
|---------------------|--|---------------------------|---|
| F I. Feuerung I. | a. Austritt der Schwel- und Crackdämpfe. | k4, k5. Schwelkammern. | z. Zirkulationsventilatoren. |
| F II. Feuerung II. | b. Exhaustor für Abgase der Heizung. | k6, k7. Crackkammern. | p. Pfannen. |
| E I. Exhaustor I. | c. Esse. | k8, k9, k10. Kühlkammern. | s. Skrubber für Heißwasser-Berieselung. |
| E II. Exhaustor II. | k1, k2, k3. Vortrocknungskammern. | h. Heizkörper. | v. Vorschub für die Pfannen. |



- | | |
|-----------------------------------|-------------------------------------|
| K IV, K V. Wasserröhrenkühler. | L. O. Leichtöl. |
| K VI. Gaswäscher durch Kalkmilch. | W. O + G. B. Waschöl + Gasbenzin. |
| K VII. Gaswäscher durch Waschöl. | I. Temperaturkurve des Heizgases. |
| G. Gasgebläse. | II. " " Heizkörpers. |
| S. Ölscheidebehälter. | III. " " der zirkulierenden Dämpfe. |
| D. Druckregler. | IV. " " Schieferoberfläche. |
| R. L. O. Rücklauföl. | V. Mittlere Schiefertemperatur. |

mern und drei Kühlkammern, die durch Zwischenwände getrennt sind und durch welche zwanzig Pfannen von drei Meter im Geviert kontinuierlich durchgeschoben werden. Die Pfannen gleiten in einer eisernen Führung, welche durch die Zwischenwände geführt ist, füllen die Verbindungsöffnungen in den Wänden mit nur geringem Spielraume aus und ersetzen auf diese Weise die Schleusentore zwischen den einzelnen Abteilungen.

Seitlich von diesen Kammern sind entsprechende Kammern angeordnet, in welchen sich die Heizkörper für Vortrocknung, ein Heizkörperstrang für die Schwelung, ein Heizkörperstrang für die Crackung und seitlich von den Kühlkammern Skrubber für Bildung des Wasserdampfes für die Kühlung befinden. Durch die seitliche Anordnung der Heizkörper bildet sich über den Pfannen ein größerer Leerraum, in welchen das Rücklauföl eingespritzt wird, und vergrößert sich das Volum des Ofens und damit die Crackdauer der Öldämpfe innerhalb des Ofens.

Es sind zwei Feuerungen vorhanden:

Die Heizgase der Feuerung I durchstreichen im Gleichstrome mit dem Schiefer die Heizkörper der Schwelung, werden in der Mitte des Ofens durch den Exhaustor I abgesaugt, zum größeren Teil als Rücklaufgas in die Feuerung I zurückgedrückt, während die Abgase in dem Maße, wie frische Heizgase hinzukommen, durch die Heizkörper der Vortrocknung im Gleichstrome streichen und daraufhin in die Atmosphäre austreten.

Die Heizgase der Feuerung II durchstreichen im Gegenstrome zu dem Schiefer die Heizkörper der Crackung, werden durch den Exhaustor II abgesaugt, in die Feuerung II als Rücklaufgas teilweise zurückgedrückt, während die Abgase sich mit den Abgasen der Feuerung I vereinigen und durch die Heizkörper der Vortrocknung in die Atmosphäre austreten. Eine Luftvorwärmung kommt somit hier in Fortfall.

Über jedem Heizkörper, der eine Baulänge von 3 m hat, ist ein Zirkulationsventilator mit 18 m^3 Sekundenleistung angeordnet, welcher den sich bildenden Wasserdampf in der Vortrocknung bzw. die Schweldämpfe im Schwelraum und die Crackdämpfe im Crackraum durch die Rohre der Heizkörper durch den Schiefer von oben nach unten und wieder durch die Heizkörper in intensive Zirkulation versetzt. Pro 1 m^2 Rostfläche der Pfannen kommen ca. 2 m^3 Zirkulationsdämpfe pro Sekunde.

In den Kühlkammern sind drei Zirkulationsventilatoren über den Pfannen angeordnet und jagen den sich bildenden Wasserdampf von oben nach unten durch die Skrubber und von unten nach oben durch den Schieferkoks. Die Skrubber werden fortwährend durch kleine Zirkulationspumpen mit heißem Wasser beriebelt, welches auf Kosten der Wärme des Kokeses allmählich verdampft. Im ganzen benötigt der Ofen achtzehn Zirkulationsventilatoren, welche zusammen pro Sekunde 324 m³ umwälzen und bei einem Zirkulationswiderstande von ca. 60 mm ca. 320 KW verbrauchen.

Jede Pfanne hält bei einer Schütthöhe von 400 mm ca. 2700 kg grubenfeuchten Schiefer. Das Leergewicht jeder Pfanne, welche sehr solide konstruiert sind, beträgt ca. 1600 kg.

Jede 10 Minuten wird eine neue Pfanne eingeschoben und tritt eine Pfanne aus, so daß die Stundenleistung ca. 16.200 kg grubenfeuchten oder 14.000 kg Trockenschiefer betragen soll und die Schwel- und Crackdauer bei 13 Pfannen im Schwel- und Crackraume 130 Minuten erreicht. Hinzu kommen 30 Minuten für Vortrocknung und 30 Minuten für Kühlung.

Die gefüllten Pfannen rollen auf einem angetriebenen Rollgange zum seitlich angeordneten Eintrittstore; die eintretende Pfanne wird in den Ofen geschoben, das Tor geschlossen und der kontinuierliche Vorschub durch einen Schraubenstempel beginnt. Um den Reibungswiderstand von ca. 25 t zu verringern, können in der Pfannenführung auch kleine Rollen angeordnet werden, auf denen die Pfannen nicht gleiten, sondern rollen. Nach beendetem Vorschub um 3 m geht der Stempel rasch zurück, und eine neue Pfanne kann eingeschoben werden. Beim Austrittsende gelangt die vorgeschobene austretende Pfanne auf eine geneigte Bahn und rollt auf Rollen, selbsttätig die Verschußklappe öffnend, aus dem Ofen, wird durch einen Kran ergriffen, in die Generatoren für Vergasung des Kokeses entleert und auf einen geneigten Rollgang gesetzt, auf welchem die Pfannen zu den Füllbunkern gelangen. Falls nötig, kann unterwegs der Rost durch einen Wasserstrahl unter hohem Druck oder auf andere Weise gereinigt werden.

Die Teilung des Ofens in zehn Kammern hat folgenden Zweck: In den drei Vortrocknungskammern wird, soweit die Wärme der mit 550° eintretenden und mit ca. 150° austretenden Abgase ausreicht, etwa zweidrittel der Feuchtigkeit ausgetrieben. Es bildet

sich Wasserdampf, der mit einem gewissen Überdruck von Kammer zu Kammer durch den geringen Spielraum in den Verbindungsöffnungen um die Pfannen herum sich in den Schwelraum einen Weg sucht und nur während des Öffnens des Eintrittstores teilweise in die Atmosphäre entweicht. Diese drei Kammern dienen daher, neben der Vortrocknung, der Isolierung des Schwelraumes von der Außenluft.

In der vierten Kammer wird durch intensive Beheizung die Vortrocknung beendet und der Schiefer auf etwa 250° erwärmt. Die zirkulierenden Schweldämpfe haben hier eine noch unter 450° liegende Temperatur und beim jedesmaligen Durchgange durch den Schiefer einen größeren Temperaturfall, was in dieser Kammer zulässig ist, da Öldämpfe, die am Schiefer kondensieren könnten, noch nicht in nennenswerten Mengen vorhanden sind.

In die fünfte — die eigentliche Schwelkammer — tritt der vorgetrocknete und vorgewärmte Schiefer ein; daher kann hier eine annähernd gleichmäßige und hohe Temperatur der zirkulierenden Dämpfe von über 450° eingehalten werden, welche notwendig ist, damit der Schwelprozeß sehr intensiv mit geringem Temperaturfall der wärmeabgebenden Schweldämpfe vor sich gehen kann, so daß keine Sättigung und Kondensation von Öldämpfen am Schiefer eintreten kann und das Schmelzen durch rasches Verkoken der Außenhaut der einzelnen Stücke vermieden wird.

In der sechsten — der eigentlichen Crackkammer — in welche das flüssige Rücklauföl eingespritzt wird und das dampfförmige Rücklauföl eintritt, herrscht eine gleichmäßig hohe Temperatur von ca. $475\text{--}500^{\circ}$, während in der siebenten Kammer dank der Trennung durch die Scheidewand eine höhere Temperatur von $500\text{--}525^{\circ}$ eingehalten werden kann, welche notwendig ist, um die letzten Reste der schwersten Öle aus dem Schiefer mit Hilfe des überhitzten Zusatzdampfes auszutreiben.

In den Kühlkammern bildet sich durch die Kühlung in der neunten und zehnten Kammer Wasserdampf, der in der achten Kammer überhitzt wird und als ein Teil des Zusatzdampfes in den Crackraum eintritt. Die Kühlkammern isolieren den Crackraum von der Außenluft, da auch in ihnen ein Überdruck von Wasserdampf entsteht.

Die Heizkörper haben einen Querschnitt von dreimal drei Meter und halten im Schwel- und Crackraum 2300 Rohre von

100 mm \varnothing , so daß einschließlich der Heizfläche des Mantels eine Heizfläche für den Schwel- und Crackraum von ca. 2500 m² entsteht.

Die drei Heizkörper der Vortrocknung halten 880 Rohre von 100 mm Durchmesser und haben eine Heizfläche von ca. 900 m².

Die Heizkörper der Schwelung und Cracking sind aus korrosionsfestem Chromstahl hergestellt.

K o n d e n s a t i o n .

Der gemeinsame Austritt der Schwel- und Crackdämpfe befindet sich in der Mitte des Ofens, so daß die Schwelprodukte zu dem Austritt im Gleichstrom mit dem Schiefer, die Crackdämpfe — d. h. das verdampfte Rücklauföl und der Zusatzdampf — im Gegenstrom zurückziehen und mit ca. 475° austreten.

Die Kondensation besteht in erster Linie aus zwei Exchangern, d. h. Vorwärmern, KI und KII, in welchen der weiterhin in der Fraktionierungskolonne gewonnene Niederdruckdampf durch die austretenden Schwel- und Crackdämpfe überhitzt, im zweiten Exchanger das Rücklauföl vorgewärmt und ein großer Teil der austretenden Wärme wieder dem Prozesse zugeführt werden soll.

Bei einem Wärmeaustausch von Öldämpfen an Öl bei der obigen Austrittstemperatur der Öldämpfe von 475° ist die Gefahr von Koksbildung auf beiden Seiten der Kühlfläche vorhanden. Daher soll der erste Wärmeaustausch zwischen den Öldämpfen und Wasserdampf stattfinden, wobei letzterer sich stark überhitzt, durch schwache allmähliche Kühlung eine nur geringfügige Kondensation der Dämpfe hervorruft und somit die Koksbildung vermindert. Erst nachdem durch Wasserdampf im ersten Exchanger die Temperatur der Öldämpfe auf ein weniger gefährliches Niveau herabgesetzt ist, treten sie in den zweiten Exchanger, in welchem das Rücklauföl vorgewärmt wird.

In der ersten Kolonne KI wird eine gewisse Koksbildung in den Rohren stattfinden, welche ein periodisches, jedoch nicht zu häufiges Reinigen der Rohre erforderlich machen wird. Diese Reinigung in den weiten Rohren ist leicht zu bewerkstelligen; die Außenflächen der Rohre, die von Wasserdampf umspült sind, werden rein bleiben.

In der zweiten Kolonne K II ist die Verkokungsgefahr dank den niedrigeren Temperaturen schon so gut wie beseitigt, und jedenfalls wird das nur schwächer vorgewärmte Rücklauföl, welches unter leichtem Druck steht, keine nennenswerten Koksmengen um die Rohre mehr absetzen.

Das Rücklauföl gelangt aus dem Exchanger K II in einen über dem Ofen angeordneten horizontalen Scheidebehälter S, in welchem die durch die Erhitzung verdampften Anteile des Rücklauföles sich von den flüssigen scheiden. Die dampfförmigen Anteile werden durch einen Druckregler D, der auf 1—2 Atm. eingestellt wird, in den Crackraum geleitet; die flüssigen werden durch eine Reihe von Düsen in der Decke des Crackraumes unter dem im Scheidebehälter vorhandenen Drucke eingespritzt und zerstäubt. Beim Eintritt in den Crackraum verdampft ein großer Teil auch der zerstäubten flüssigen Anteile in der Atmosphäre der auf ca. 500° erwärmten zirkulierenden Dämpfe, und nur ein geringerer Teil erreicht den schon zum größten Teile ausgeschwelden Schiefer (1½ Stunden nach dem Eintritt), wird vom Schwelkoks absorbiert und wieder nahezu momentan verdampft und gecrackt, wobei der Schwelkoks erfahrungsgemäß als sehr starker Katalysator in Wirkung tritt.

Aus dem Exchanger K II treten die Schwel- und Crackdämpfe mit ca. 250° in eine Raschigring-Fraktionierungskolonnen K III mit aufgesetztem, durch Heißwasser gekühltem Dephlegmator und nachfolgendem Tropfenfänger, welcher die über 200° siedenden Bestandteile, das Rücklauföl, von dem leichten Öle abscheidet. Das Rücklauföl der Kolonne K III vereinigt sich in einem gemeinsamen Sumpfe mit dem Kondensate der Exchanger K I und K II und wird aus dem Sumpfe durch den Exchanger Kolonne K II in den Scheidebehälter S und den Crackraum gepumpt.

Die Kühlung des Dephlegmators erfolgt durch kochendes verdampfendes Wasser bei Atmosphärendruck und 100°, wobei der Niederdruck-Zusatzdampf für den Crackraum erzeugt wird. Als Speisewasser dient das vom Schwefel abfiltrierte Kondenswasser aus den Wasserröhrenkühlern nach Abscheidung des Leichtöles. Dieses Wasser setzt keinen Kesselstein ab. Der erzeugte Dampf wird im Exchanger K I auf ca. 400° überhitzt und tritt in den Crackraum beim Austrittsende des Schiefers ein.

Das leichte Öl, welches erfahrungsgemäß etwa 90% unter 200° siedende Bestandteile enthält, gelangt mit dem Gase

und Wasserdampfe in zwei Wasserröhrenkühler K IV und K V, wird hier niedergeschlagen und vom Wasser getrennt.

Das Gas wird zuerst in einem mit Kalkmilch berieselten Wäscher K VI vom Schwefelwasserstoff gereinigt, streicht darauf durch eine Waschkolonne K VII, welche durch Waschöl reichlich berieselt wird (ca. 30 Teile Waschöl auf einen Teil Gasbenzin), und wird hier das Gasbenzin sowohl wie das Gasol absorbiert.

Das Waschöl besteht aus einem leichten Mittelöle zwischen 180°—300°, dem Entbenzinierungsrückstande des Leichtöles, welches nach vielfachem Umlauf als Waschöl durch den Wäscher und die Gasbenzinentbenzinerung in dem Maße, wie neues Waschöl aus der Leichtölentbenzinerung hinzutritt, in den Sumpf für Rücklauföl austritt und zu Ende gecrackt wird.

Ein Gasgebläse beschließt die Kondensationsanlage.

Die Berechnung der Wärmevorgänge und Temperaturverhältnisse des Ofens und der Crackdauer.

Der Wärmebedarf pro 1,15 kg feuchten = 1 kg Trockenschiefer beträgt:

	WE.	WE.
A. Vortrocknung.		
Verdampfung von 0,1 kg Feuchtigkeit und Erwärmung auf 80°: $0,1 \times 600$	60	
Erwärmung des Schiefers auf 80°: $1,05 \times 0,3 \times 80^\circ$	25	
Erwärmung der Pfannen auf 80°: $0,6 \times 0,12 \times 80^\circ$	6	
Strahlungsverluste $400 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} =$		
$\frac{120.000 \text{ WE.}}{14.000 \text{ kg}}$	9	100
B. Schwelung.		
Verdampfung von 0,05 kg Feuchtigkeit: $0,05 \times 600$	30	
Erwärmung des Wasserdampfes auf 475°: $0,15 \times 0,5 (475^\circ - 80^\circ)$	30	
Erwärmung des Schiefers und der Schweldämpfe: $1,0 \times 0,3 (475^\circ - 80^\circ)$	118	

Erwärmung der Pfannen: $0,6 \times 0,12$ $\times (475^\circ - 80^\circ)$	28
Strahlungsverluste des Ofens: $634 \text{ m}^2 \times$ $300 \text{ WE.} = \frac{190.000}{14.000 \text{ kg}}$	14
Strahlungsverluste der Feuerung: $475 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{142.500}{14.000 \text{ kg}}$	10 — 230

C. Crackung.

Erwärmung des Kokes: $0,71 \times 0,25 \times 75^\circ$	14
Erwärmung der Pfannen: $0,60 \times 0,12 \times 75^\circ$	5
Verdampfung des flüssigen Rücklauföls $0,4 \times 70$	28
Erwärmung der Rücklauföldämpfe: $0,80 \times 0,5 (475^\circ - 350^\circ)$	50
Überhitzung des Zusatzdampfes: $0,33 \times 0,5 (475^\circ - 400^\circ)$	13
Strahlungsverluste des Ofens: $634 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{190.000}{14.000}$	14
Strahlungsverluste der Feuerung: $475 \text{ m}^2 \times 300 \text{ WE.} = \frac{142.500}{14.000 \text{ kg}} = \dots$	10 — 134 — 464

D. Essenverlust $\frac{150^\circ}{2000^\circ} = 7,5\%$	36 — 500
--	----------

Von dem Gesamtwärmebedarf pro 1 kg Schiefer — 500 WE. — beträgt der Bedarf der Vortrocknung 20% und erfordert einen Temperaturfall des anfallenden und austretenden Heizgases von $20\% \times 2000^\circ = 400^\circ$, so daß die Abgase, welche mit 550° in die Vortrocknung eintreten, mit ca. 150° aus derselben in die Atmosphäre austreten.

Der Gesamtwärmebedarf des Ofens pro Stunde beträgt: $14.000 \times 500 = 7.000.000 \text{ WE.}$
Durch die Heizflächen sind zu übertragen:

In der Vortrocknung: $14.000 \times 100 = 1.400.000$ WE.
 In der Schwelung: $14.000 \times 220 = 3.080.000$ WE.
 In der Crackung: $14.000 \times 124 = 1.736.000$ WE.

Es müssen folglich pro 1 m^2 Heizfläche und Stunde übertragen werden:

In der Vortrocknung: $\frac{1.400.000}{900 \text{ m}^2} = 1550$ WE.
 In der Schwelung: $\frac{3.080.000}{1250 \text{ m}^2} = 2460$ WE.
 In der Crackung: $\frac{1.736.000}{1250 \text{ m}^2} = 1390$ WE.

Der Wärmeübergangskoeffizient in der Schwelung und Crackung zwischen Heizgas und den zirkulierenden Dämpfen durch die Heizfläche der Heizkörper dürfte erfahrungsgemäß $k = \text{ca. } 15$ betragen.

Es sind daher folgende mittlere Temperaturdifferenzen zwischen den Heizgasen und den zirkulierenden Dämpfen notwendig:

In der Schwelung: $\frac{2460}{15} = 164^\circ$
 In der Crackung: $\frac{1390}{15} = 93^\circ$
 In der Vortrocknung bei $k = 9$; $\frac{1550}{9} = 172^\circ$

Feuerung I.

Die durch den Heizkörperstrang zirkulierende Heizgasmenge soll eine Durchschnittsgeschwindigkeit von ca. 10 m/Sek. erhalten, daher am Austrittsende etwa 9 m und am Eintrittsende ca. 11 m ; der lichte Querschnitt zwischen den Rohren beträgt ca. $4,5 \text{ m}^2$, somit sollen bei 550° abgesaugt werden $4,5 \times 9 = \text{ca. } 40 \text{ m}^3$.

Hieraus ergibt sich die zirkulierende Heizgasmenge in der Höhe von:

$Q_1 = 40 \text{ m}^3$ pro Sek. (550°)
 $= 13,3 \text{ m}^3/\text{Sek.}$ (0°)
 $= 48.000 \text{ m}^3$ pro Stunde (0°)
 $= 62.400 \text{ kg}$ pro Stunde

Der notwendige Temperaturfall muß betragen:

$$T - t = \frac{W}{0,25 Q_1} = \frac{3.080.000}{0,25 \times 62.400} = \text{ca. } 200^\circ.$$

Bei einer Austrittstemperatur von 550° genügt demnach eine Eintrittstemperatur der zirkulierenden Heizgase von 750° .

Die Temperaturdifferenzen betragen somit:

$$\begin{aligned} \text{Beim Eintritt: } \vartheta_a &= 750^{\circ} - 440^{\circ} = 310^{\circ} & \frac{\vartheta_e}{\vartheta_a} &= 0,24 \\ \text{Beim Austritt: } \vartheta_e &= 550^{\circ} - 475^{\circ} = 75^{\circ} \end{aligned}$$

Die mittlere Temperaturdifferenz beträgt laut Hausbrand, Tafel 1: $\vartheta_m = 0,535 \times 310^{\circ} = 165^{\circ}$, welche laut obigem notwendig ist bei $k = 15$.

Hieraus geht hervor, daß auch bei einer Anfangstemperatur der zirkulierenden Schweldämpfe von 440° die nötige Wärmeübertragung von dem Heizgase an die Dämpfe sichergestellt ist. In Wirklichkeit wird die Anfangstemperatur niedriger sein und etwa $200-250^{\circ}$ betragen, da die Gesamtwärmedifferenz zwischen Heizgas und Schiefer sich auf die drei Wärmeübergänge in umgekehrtem Verhältnis zu der Größe der Heizflächen und der Wärmeübergangskoeffizienten verteilen wird. Diese Anfangstemperatur wird aber dank der großen Heizfläche sehr rasch auf 440° und weiter auf $460-475^{\circ}$ steigen. Folglich wird die Schwelung so intensiv durchgeführt werden können, daß der Schiefer keine Zeit zum Schmelzen hat, d. h. daß die Außenhaut von jedem Stück verkocht sein wird, ehe der Kern die Schmelztemperatur von ca. $350-400^{\circ}$ erreicht hat.

Feuerung II.

Die zirkulierende Heizgasmenge ist die gleiche wie in der Feuerung I. $Q_2 = Q_1 = 62.400 \text{ kg}$.

Der notwendige Temperaturfall beträgt:

$$T - t = \frac{1.736.000}{0,25 \times 62400} = 111^{\circ}$$

Bei einer Austrittstemperatur von 550° genügt somit eine Eintrittstemperatur von 661° .

Die Temperaturdifferenzen betragen:

$$\begin{aligned} \vartheta_a &= 661^{\circ} - 550^{\circ} = 111^{\circ} & \frac{\vartheta_e}{\vartheta_a} &= 0,68. \\ \vartheta_e &= 550^{\circ} - 475^{\circ} = 75^{\circ} \end{aligned}$$

Die mittlere Temperaturdifferenz $\vartheta_m = 0,83 \times 111^\circ = 92^\circ$, welche, wie oben errechnet, notwendig ist.

Die Wärmeübertragung durch die zirkulierenden Dämpfe an den Schiefer dürfte weit geringere Temperaturdifferenzen erfordern, erstens, weil hier eine direkte Wärmeübertragung von Dämpfen an einen festen Körper stattfindet, und zweitens, weil die Heizfläche des Schiefers bei einer Korngröße zwischen 15—50 mm mindestens zweimal so groß ist als die Heizfläche der Heizkörper und mit 5000 m² angenommen werden kann.

Den Wärmeübergangskoeffizienten α mit 20 angenommen, müssen im Schwelraum an den Schiefer und die Pfannen übertragen werden ca. 2.800.000 WE. mit einer mittleren Temperaturdifferenz zwischen den zirkulierenden Dämpfen und dem Schiefer von $\frac{2.800.000 \text{ WE.}}{2500 \text{ m}^2 \times 20} = 56^\circ$, oder am Eintrittsende ca. 130°, in der Mitte des Ofens ca. 20°.

Im Crackraum sind nur ca. 460.000 WE. an den Schiefer und die Pfannen zu übertragen (die übrige Wärme an das eingespritzte Rücklauföl, die Rücklauföldämpfe, den Zusatzdampf und auf Strahlungsverluste), so daß eine mittlere Temperaturdifferenz zwischen den zirkulierenden Dämpfen und dem Schiefer von $\frac{460.000 \text{ WE.}}{2500 \text{ m}^2 \times 20} = \text{ca. } 9^\circ$ genügt, oder am Austrittsende aus dem Crackraum — ca. 11°, in der Mitte des Ofens nur ca. 7°.

Die ermittelten Temperaturen der zirkulierenden Dämpfe: 440° am Eintrittsende des Schwelraumes, 475° in der Mitte des Ofens bei ihrem Austritt, und 550° am Austrittsende des Crackraumes, — sind auch nur als mittlere anzusehen. Bei jedem Durchgange durch den Schiefer tritt ein Temperaturfall ein, welcher sich folgendermaßen errechnen läßt:

Pro Stunde werden umgewälzt $12 \times 18 \text{ m}^3 \times 3600 \text{ Sek.} = 777.600 \text{ m}^3$, welche bei durchschnittlich 475° ein Gewicht haben von $0,7 \times 777.600 = 544.320 \text{ kg}$.

In der Schwelung müssen 2.800.000 WE. an den Schiefer und an die Pfannen übertragen werden; folglich beträgt der mittlere Temperaturfall bei jedesmaligem Durchgange $\frac{2.800.000}{0,5 \times 272.160} = \text{ca. } 20^\circ$, oder am Eintrittsende etwa 38°, am Austrittsende in der Mitte des Ofens etwa 9°. Ein so geringer Temperaturfall, welcher in der eigentlichen Schwelzone als Folge der intensiven Zirkulation nur

ca. 15—20° erreicht, ist notwendig, damit die Schweldämpfe nicht unter ihren Taupunkt abkühlen.

In der Crackung beträgt der mittlere Temperaturfall bei jedesmaligem Durchgange der zirkulierenden Schweldämpfe durch den Koks nur $\frac{460000}{0,5 \times 272.160} = 3,4^\circ$.

In die Vortrocknung tritt das Abgas mit 550° ein und mit 150° aus.

Die Menge Q_3 entspricht der Menge des in den beiden Feuerungen neu in den Kreislauf eintretenden Heizgases.

$$Q_3 = \frac{7.000.000 \text{ WE.}}{0,25 \times 2000^\circ} = 14.000 \text{ kg pro Stunde.}$$

Der Schiefer tritt mit 0° ein und mit ca. 80° aus.

Der sich bildende zirkulierende Wasserdampf dürfte eine mittlere Temperatur von ca. 100° haben.

Die Temperaturdifferenzen betragen folglich:

$$\begin{aligned} \text{Am Eintrittsseite } \vartheta_a: 550^\circ - 100^\circ &= 450^\circ & \frac{\vartheta_e}{\vartheta_a} &= 0,11. \\ \text{Am Austrittsseite } \vartheta_e: 150^\circ - 100^\circ &= 50^\circ \end{aligned}$$

Die mittlere Temperaturdifferenz beträgt demnach:

$$\vartheta_m = 0,40 \times 450 = 180^\circ, \text{ welche genügt bei } k = 8,6.$$

Aus den Temperaturdifferenzen zwischen den zirkulierenden Dämpfen und dem Schiefer bzw. Schieferkoks ergeben sich die Temperaturen nur der Oberfläche des Schiefers, von welcher die Wärme durch Leitung dem Inneren eines jeden Schieferstückes übertragen wird. Die mittlere Schiefertemperatur liegt anfangs weit niedriger, da erfahrungsgemäß eine Zeitspanne von ca. 1½—2 Stunden benötigt wird, um die Temperatur des Kernes bei den größten Stücken der Temperatur der Oberfläche anzugleichen. Diese relativ langsame Durchwärmung oder Ausschmelzung des einzelnen Schieferstückes beruht auf der schlechten Leitfähigkeit des sich an der Oberfläche bildenden porösen Kokes, ermöglicht jedoch gerade bei intensiver Erwärmung die volle Ausschmelzung des Schiefers, ohne daß derselbe zusammenschmilzt und die Gasdurchlässigkeit vermindert.

Die sich aus obigen Berechnungen ergebenden Temperaturverhältnisse des Ofens, welche mit den in einem ähnlichen Wanderrösten tatsächlich ermittelten gut übereinstimmen, sind in den Temperaturkurven unter Fig. 14 dargestellt.

Crackdauer.

Zum Schluß soll noch die Zeit ermittelt werden, welche die sich im Schwelraume und Crackraume bildenden Dämpfe im Ofen verbleiben, also ihre Crackdauer.

Das mit Dämpfen angefüllte Volum des Schwel- und Crackraumes beträgt ca. 1000 m³.

Teilt man die Gesamtdämpfe ein in Schweldämpfe und Crackdämpfe, so erhalten wir folgende Ziffern:

Es fallen an Schweldämpfe pro 100 kg Trockenschiefer:

		kg	m ³
Leichtes Öl	< 200°	5,5	1,50
Schweres Öl	> 200°	20,5	2,56
Schwelwasser		4,0	5,00
Feuchtigkeit		15,0	18,75
Gas		5,0	5,00
		50,0	32,81 m ³ (0°)
			= 86,90 m ³ (450°) pro 100 kg Schiefer
			= 12.160 m ³ (450°) pro 14.000 kg Schiefer

Das Volum des Schwelraumes bis zum Austritt beträgt ca. 500 m³; folglich verbleiben die Schwelprodukte im Ofen im Verlaufe von $\frac{500}{12.160} = 0,041$ Stunden oder 2,5 Minuten. Diese Zeit befinden sich die Schwelprodukte in einer Temperaturzone zwischen 440° und 475° und sind schon einer nicht unbedeutenden Crackwirkung ausgesetzt, woher das sich bildende Rohöl auch schon über 20% Benzinanteile enthält.

Die in der Crackzone anfallenden Crackdämpfe enthalten pro 100 kg Trockenschiefer:

		kg	m ³
Leichtes Öl	< 200°	5,5	1,50
Rücklauföl	> 200°	59,5	7,44
Crackwasser		4,0	5,00
Zusatzdampf		33,0	41,25
Gas		5,0	5,00
		107,0	60,19 m ³ (0°)
			= 170,00 m ³ (500°) pro 100 kg Schiefer
			= 23.800 m ³ pro 14.000 kg Schiefer

Das Volum des Crackraumes beträgt ca. 500 m³; demnach verbleiben die Crackprodukte im Crackraum $\frac{500}{23.800} = 0,021$ Stunden = ca. 1,26 Minuten bei einer Durchschnittstemperatur von ca. 500°. Dieses ist die Dauer des einmaligen Durchganges durch den Ofen oder einer Crackstufe. Zieht man in Betracht, daß der Durchgang ein mehrfacher ist (durchschnittlich ein 4—6-facher), so beträgt die Crackdauer für die schwerer crackenden Anteile des öles etwa 5—8 Minuten.

Bei Versuchen mit Cracken von Öldämpfen in einer Schlange im Bleibade (vgl. elftes Kapitel) hat sich ergeben, daß bei einer maximal zulässigen Cracktemperatur von ca. 560° ein einmaliger Durchgang im Laufe von ca. 12 Sekunden genügt, um in Dampfphase eine normale Crackwirkung zu erzielen. Die im zwölften Kapitel erwähnten Versuche mit Cracken von Schiefer in einer größeren Apparatur haben gezeigt, daß eine Cracktemperatur von 450—500° genügt bei dem vorliegendem Projekte zugrunde liegenden Quantum an Rücklauföl, d. h. derselben Anzahl von Durchgängen oder Crackstufen des Rücklauföles, und bei verhältnismäßig weit geringerem Volum der Apparatur.

Daher dürfte es in der Praxis möglich sein, die Temperaturen tatsächlich niedriger zu halten, als im Projekte angenommen, und eine schonende Crackung mit größeren Benzinausbeuten und geringeren Gasausbeuten zu erzielen.

Vierzehntes Kapitel.

Schieferstaub-Crackung.

Sobald das Problem der Entstaubung der Schwelprodukte bei der Schieferstaub-Schwelung endgültig durchexperimentiert und gelöst sein und die vorgeschlagene Zentrifuge sich bewährt haben wird, wird nichts im Wege stehen, den Schieferstaub in einem Arbeitsgange zu schwelen und zu cracken mit Anwendung derselben stufenweisen Crackung der Rücklauföldämpfe wie im Wanderrost-Tunnelofen.

Eine restlose Entstaubung ist in diesem Falle nicht einmal so notwendig, da das schwere Rücklauföl, welches die restlichen nicht ausgeschiedenen Staubanteile enthalten wird, mit letzteren

in die Retorte zurückkehrt und hier restlos auf Benzin und Koks vercrackt wird. Das Benzin kann nach Niederschlagung des Schweröles in einer Raschigringkolonne mit reichlicher Ölberieselung keinen Staub mehr enthalten und würde außerdem sich vom Staube leicht trennen lassen.

Die Lösung einer anderen Aufgabe ist hier von größerer Wichtigkeit. Die flüssigen Anteile des zurückgeführten Rücklauföles dürfen nicht in flüssiger Phase die Retortenwände erreichen und zu Koksansätzen führen. Daher muß das Rücklauföl soweit vorgewärmt und beim Einblasen so fein zerstäubt werden, daß die einzelnen Tröpfchen vor Erreichung der Wände oder des Bodens der Retorte Zeit haben, in der Atmosphäre der zirkulierenden, auf 450—500° erwärmten Dämpfe und Schieferkoksstaub zu verdampfen, zu verkoken und trockenen Koksstaub zu bilden.

Die Lösung dieser Aufgabe ist aber durchaus möglich, wenn nur die Retorte die genügenden Ausmaße erhält; auch ist in diesem Falle die Anwendung einer vertikalen Retorte vorzuziehen, da sich hier leichter die konstruktiven Möglichkeiten zur Erreichung des gesetzten Zieles ergeben.

Auf der Fig. 15 ist das Skizzenprojekt einer solchen vertikalen Schieferstaub-Crackretorte für eine stündliche Leistung von ca. 20.000 kg Schieferstaub dargestellt.

Die Retorte hat eine Höhe von ca. 25 m, eine Heizfläche von ca. 2200 m² und besteht aus einem unteren, kegelförmig nach unten auslaufenden Teile für den Abzug der Schwel- und Crackprodukte, einem oberen zylindrischen und kuppelförmigen Teile, einem Zentralrohre und einem konzentrisch um dasselbe angeordneten Rohrsystem, welche den oberen mit dem unteren Teile verbinden.

Die Zirkulation der Schwelprodukte innerhalb der Retorte wird hier nicht durch Zirkulationsventilatoren, sondern durch ein Dampfstrahlgebläse erreicht. Die mit 500° abziehenden Dämpfe liefern durch ihre Abkühlung auf 200° ca. 0,3 kg pro 1 kg Schiefer Niederdruckdampf von einigen Atmosphären Spannung, und dürfte diese Menge genügen, um den Schieferstaub einzublasen und die sich bildenden Schwelprodukte ca. fünfmal in der Retorte umzuwälzen, ehe sie dieselbe verlassen. Der Dampf braucht hierbei nur das elffache seines eigenen Volumens in Zirkulation zu versetzen.

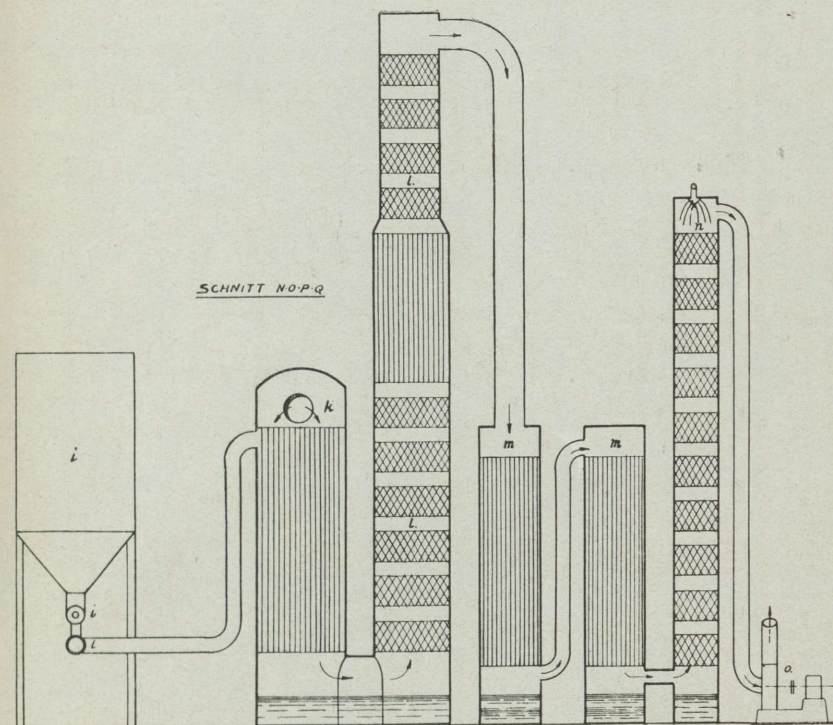
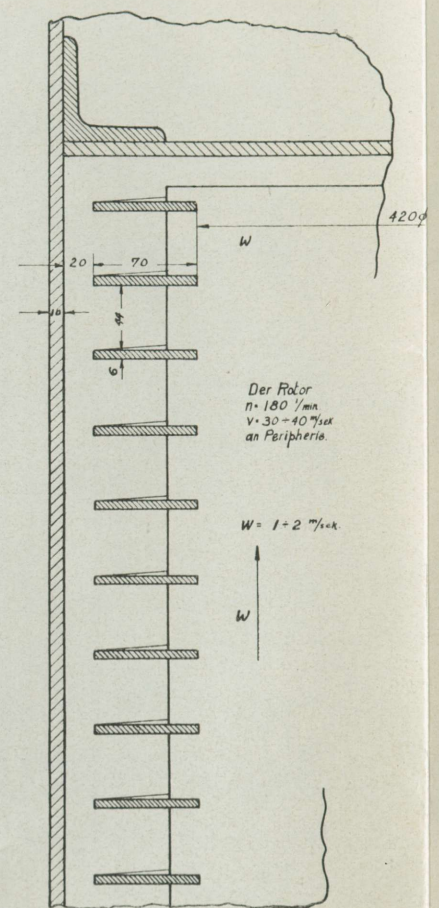
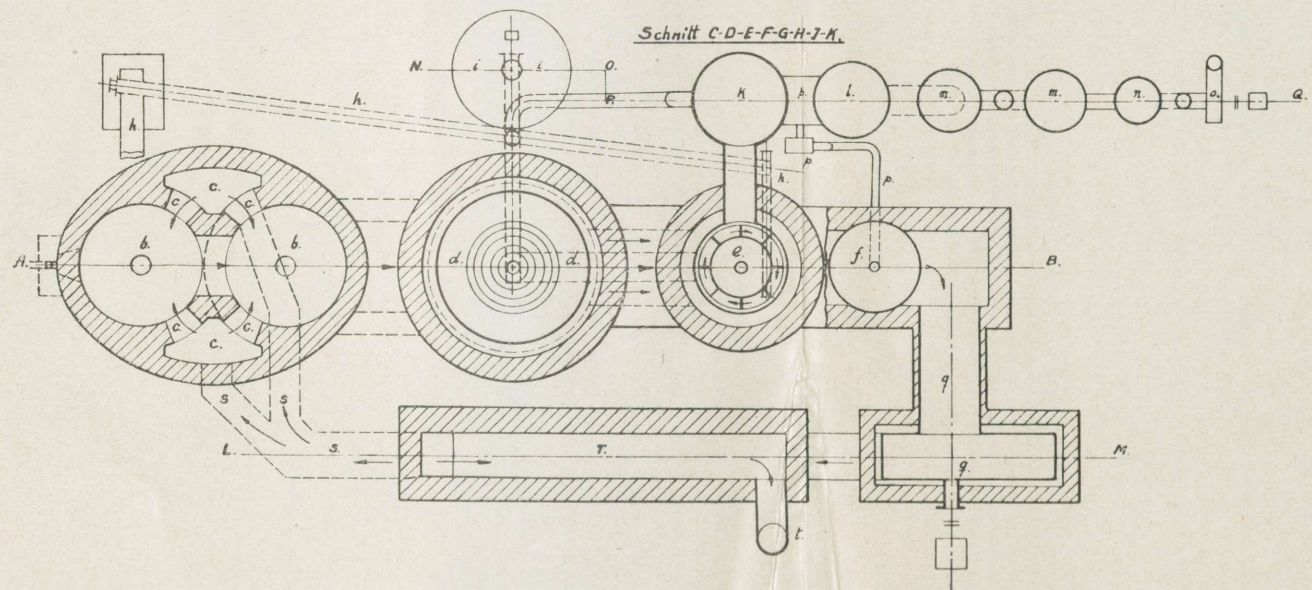
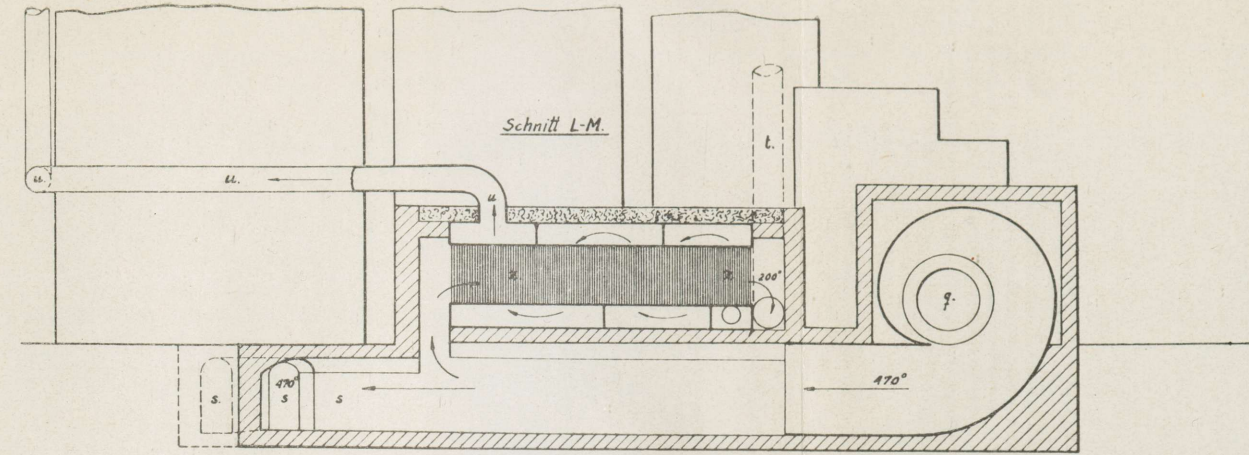
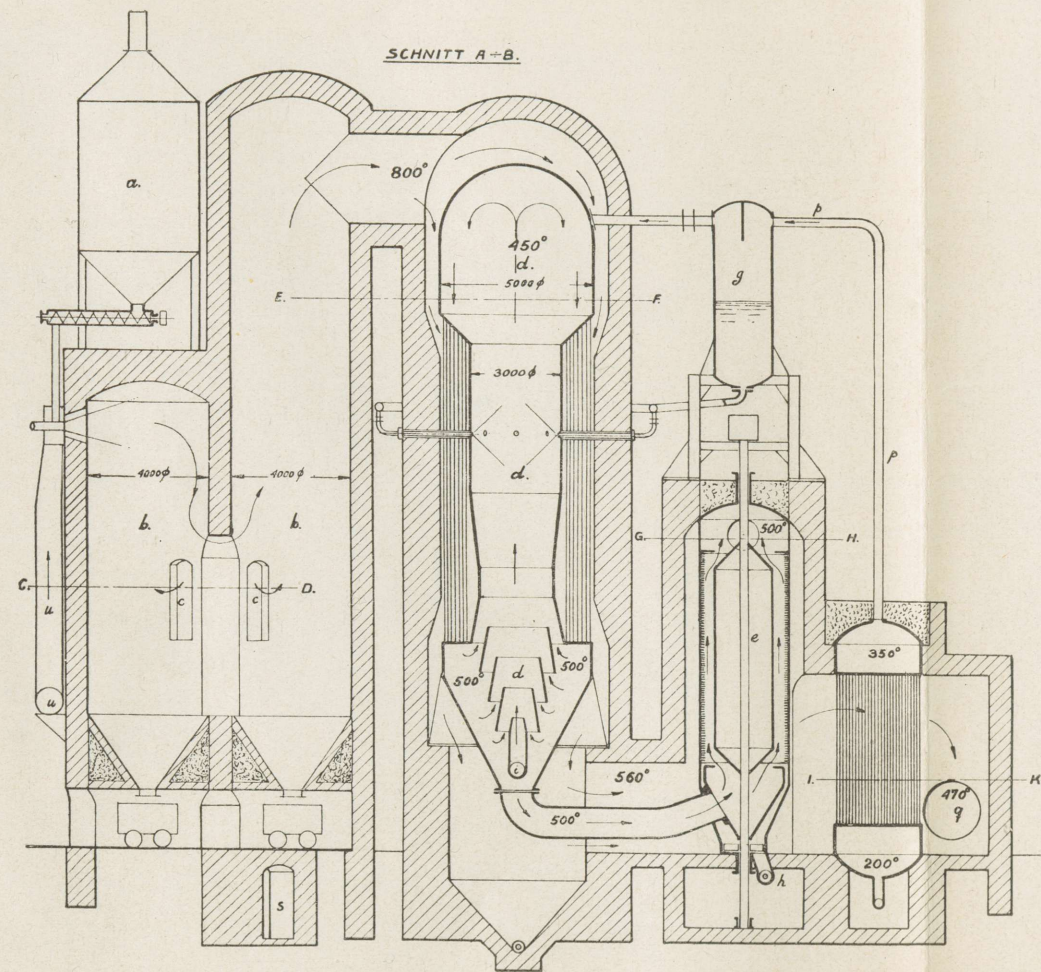


Fig. 15.

- a. Behälter für Koksstaub.
- b. Feuerung für Koksstaub.
- c. Einführung des Rücklauf-Heizgases.
- d. Schwel- und Crackretorte.
- e. Staubscheider-Zentrifuge.
- f. Vorwärmer für Rücklauföl.

- g. Scheidebehälter für flüssiges und dampfförmiges Rücklauföl.
- h. Schnecke für Koksstaub und Elevator.
- i. Behälter für Schieferstaub, Einführungsschnecke und Dampfrohr.
- k. Heißwasserkühler-Dampferzeuger.

- l. Raschigring-Fraktionierungskolonie mit Luftkühler und Nebelscheider.
- m. Wasserröhrenkühler für Leichtöl und Wasser.
- n. Gasbenzin-Wäscher.
- o. Gasgebläse.
- p. Sumpf für Rücklauföl, Pumpe und Rücklauföl-Leitung.

- q. Exhaustor für Heizgas.
- r. Luftvorwärmer.
- s. Kanal für Rücklauf-Heizgas.
- t. Esse.
- u. Rohrleitung für vorgewärmte Verbrennungsluft.
- w. Schnitt der Aussenwand des Staubscheiders.

Der in das Zentralrohr eingeblasene, auf ca. 300° überhitzte Dampf und der Schieferstaub mischen sich beim Aufsteigen im Zentralrohre mit der fünffachen Menge Schwelprodukte mit einer Temperatur von 500°, und es bildet sich eine Mischtemperatur von ca. 465°, welche Temperatur nach Einführung des Rücklauföles auf ca. 450° in dem oberen Teile der Retorte sinkt, um nach Durchstreichung des Rohrsystems wieder auf 500° zu steigen.

Dieselbe Menge an Schwelprodukten, welche als Rohmaterial eingeführt wird, tritt aus dem unteren Teile der Retorte aus dem Kreislaufe mit ca. 500° aus, gelangt in die Staubabscheidungs-zentrifuge, steigt in derselben langsam aufwärts; der Staub wird hierbei an die Außenhaut gedrückt, niedergeschraubt und durch eine Schnecke entfernt. Die Austrittsgeschwindigkeit aus der Retorte im horizontalen Verbindungsrohre mit dem Staubascheider ist eine so große, daß sich kein Staub absetzen kann.

Die Dämpfe gelangen hierauf in einen Heißwasserkühler oder Dampferzeuger, durchstreichen sein Rohrsystem von oben nach unten, kühlen auf ca. 200° ab, wobei der größere Teil des Rücklauföles sich im Sumpfe absetzt. Darauf durchstreichen die Dämpfe eine Raschigring-Fraktionierungskolonie mit einem Dephlegmator und einen auf den Dephlegmator aufgesetzten Tropfenfänger, um die letzten schwereren Ölnebel auszuschcheiden, worauf in zwei Wasserröhrenkühlern die Leichtöldämpfe und das Wasser niedergeschlagen werden.

Eine Waschkolonie für Absorbierung des Gasbenzines durch reichliche Berieselung mit Waschöl und ein Gasgebläse schließen die Kondensation ab.

Das Rücklauföl, welches sich im Sumpfe des Heißwasserkühlers und der Raschigringkolonie mit einer Temperatur von ca. 200° ansammelt, wird durch einen Rücklauföl-Vorwärmer mit vertikalem Rohrsystem von unten nach oben in einen vertikalen Scheidebehälter gepumpt und steht unter einem Druck von ca. 1—2 Atmosphären. Im Scheidebehälter scheiden sich die bei der Erwärmung auf ca. 350° gebildeten dampfförmigen Anteile von den flüssigen Anteilen des Rücklauföles. Die letzteren werden durch eine Reihe von Düsen unter dem Druck der Öldämpfe in das Zentralrohr eingespritzt und zerstäubt; die dampfförmigen gelangen durch ein selbsttätig wirkendes Schwimmerventil, welches das Niveau im Scheidebehälter konstant hält, in den oberen Teil der Retorte.

Das flüssige zerstäubte Rücklauföl gerät in den Strom der zirkulierenden, mit einer Geschwindigkeit von ca. 9—10 m/Sek. im Zentralrohre aufsteigenden Schweldämpfe, und dürften die flüssigen Öltröpfchen zum allergrößten Teile mitgerissen werden; sie haben einen so langen Weg im Gasstrome vor sich, ehe sie an die Metallwände gelangen, daß sie an die letzteren schon als trockene Koksteilchen anprallen. Sollten schwerere Tröpfchen in dem Gasstrome von 9 m/Sek. Geschwindigkeit fallen, so werden sie jedenfalls von dem Gasstrome, dessen Geschwindigkeit im unteren Teile des Zentralrohres auf ca. 15 m/Sek. steigt, wieder emporgerissen und haben Zeit, zu verdampfen und zu verkoken.

Auch darf man nicht außer acht lassen, daß die Retorten- und Rohrwände im oberen Teile jedenfalls eine Temperatur von ca. 600° haben werden, bei welcher Temperatur auch evtl. sich an den Wänden ansetzende Koksteilchen durch den Wasserdampf wieder vergast werden. Auf Grund dieser Erwägungen sind in der Retorte, in welcher jegliche beweglichen Teile fehlen, keine Koksansätze zu erwarten.

Die Beheizung der Retorte erfolgt durch Koksstaub, welcher mit vorgewärmter Luft in einen hohen Feuerungsschacht unter dem Gewölbe eingeblasen wird und bei hoher Temperatur verbrennt; die teilweise gesinterte Asche fällt und kühlt in den unteren kälteren Schichten des Rücklaufheizgases genügend ab, bevor dieselbe in die Abzugstasche gelangt. Das Rücklaufheizgas wird unten in den Schacht eingeführt und mischt sich mit dem frischen Heizgase; es entsteht eine Mischtemperatur von ca. 800°, mit welcher die Heizgase oben in den Raum über der Retorte eintreten und dieselbe sowohl wie das Rohrsystem mit einer Geschwindigkeit von ca. 10 m/Sek. von oben nach unten und darauf den Staubscheider umspülen, um nach einem Temperaturfall von nur 240° mit 560° durch den Ölvorwärmer zu streichen und hier auf ca. 470° abzukühlen. Mit dieser Temperatur wird das zirkulierende Heizgas durch einen Exhaustor abgesaugt und durch den Rücklaufkanal teils wieder in den Verbrennungsschacht gesaugt, teils in dem Maße, wie neue Heizgase in den Kreislauf eintreten, durch einen Luftvorwärmer und eine Esse in die Atmosphäre gedrückt.

Der Schieferstaub wird aus einem Vorratsbehälter durch eine Schnecke in das Dampfzuleitungsrohr und mit dem Dampfstrom in die Retorte eingeführt.

Der Wärmebedarf einer solchen Schieferstaub-Crackung errechnet sich wie folgt:

Auf 100 kg trockenen Schiefer werden eingeführt und ergeben:

	kg		kg	WE.
Organ. Substanz	43,0	Benzin	11,0	1230
Asche	57,0	Gas und Gasol	10,0	900
Flüssiges Rücklauföl	30,0	Koks {	Asche 57,0	71,0
Dampfförmiges „	50,0			
Wasserdampf	30,0	Schwel- und Crack-		
		wasser	8,0	
		Wasserdampf	30,0	
		Rücklauföl	80,0	
	<hr/>		<hr/>	<hr/>
	210,0		210,0	3264

Der Wärmebedarf pro 1 kg trockenen Schiefer:

	WE.	WE.
Erwärmung des Schiefers auf 500°: $1,0 \times 0,3 \times 500^\circ$	150	
Erwärmung des Rücklauföles von 350° auf 500°: $0,8 \times 0,5 \times 150^\circ$	60	
Verdampfung des flüssigen Rücklauföles: $0,30 \times 67$	20	
Erwärmung des Zusatzdampfes von 300° auf 500°: $0,3 \times 0,5 \times 200^\circ$	30	— 260
Strahlung des Ofens: $800 \text{ m}^2 \times 500 = \frac{400.000}{20.000} =$	20	— 280
Vorwärmung des Rücklauföles und Verdampfung der leichter. Anteile: $0,8 \times 0,5 (350^\circ - 200^\circ) + 0,5 \times 70$	95	
Strahlung des Ölvorwärmers: $200 \text{ m}^2 \times 500 = \frac{100.000}{20.000} =$	5	
Strahlung der Feuerung, des Umlaufkanales und des Luftvorwärmers: $800 \text{ m}^2 \times 500 = \frac{400.000}{20.000} =$	20	— 400
Essenverlust 10%	44	— 444
Dampferzeugung und -Überhitzung auf 300°: $0,3 \times 700$	210	
Gedeckt durch die in der Kondensation regenerierte Wärme der dampfförmigen Schwelprodukte: $1,4 \times 0,5 (500^\circ - 200^\circ)$	210	

Der Gesamtwärmebedarf beträgt für 20.000 kg:	$20.000 \times 444 = 8.880.000$ WE.
Die Schwel- und Crackretorte hat zu übertragen	$20.000 \times 260 = 5.200.000$ WE.
Der Rücklaufölvorwärmer hat zu übertragen	$20.000 \times 95 = 1.900.000$ WE.
Der Dampferzeuger hat zu übertragen	$20.000 \times 210 = 4.200.000$ WE.

Für den Crackprozeß genügen folglich ca. 450 WE. pro 1 kg trockenen Schiefer. Für die Trocknung des Schiefers vor dem Mahlen müssen außerdem noch ca. 70—100 WE. pro 1 kg trockenen Schiefer verwandt werden, welche meistens in Form von Abgasen zur Verfügung stehen.

Im Gase sind ca. 900 WE. enthalten und im Kokse etwa 1134 WE., welche Wärmequellen zur Verfügung stehen.

Eine Beheizung mit Gas würde sich natürlich weit einfacher stellen, doch wäre es zu schade, ein wertvolles Gas mit ca. 6000—8000 WE. pro 1 Kubikmeter für die Beheizung der Retorte zu verwenden, sofern andere Verwendungsmöglichkeiten für dasselbe vorhanden sind. Daher soll der Koksstaub als solcher für den eigenen Bedarf verwendet werden, während das wertvolle Schwel- und Crackgas zum größten Teile als Leuchtgas und Heizgas für Städte und industrielle Unternehmungen abgesetzt werden kann.

Die Wärmewirtschaft einer Anlage von zwei Einheiten stellt sich folgendermaßen:

	WE.	WE.
Es stehen zur Verfügung pro Stunde:		
Wärme des Koksstaubes: 40.000×1134	45.360.000	
Abzüglich der Zersetzungswärme des kohlen-sauren Kalkes, der fühlbaren Wärme der Asche und der Wärme des unverbrannten Kohlenstoffs.....	<u>10.360.000</u>	35.000.000
Wärme des Gases: 900×40.000		<u>36.000.000</u>
	Summa	71.000.000

Wärmeverbrauch:

In Form von Koksstaub:

Trocknen des Schiefers $40.000 \times 100 = 4.000.000$

Schwel- und Crackprozeß $40.000 \times 450 = 18.000.000$

	WE.	WE.
Dampferzeugung für die Retorte (8.400.000 WE.), gedeckt durch die fühlbare Wärme der austretenden Dämpfe	—	
Entbenzinierung	2.200.000	
Dampferzeugung für Rektifizierung und andere Zwecke: 4000 kg à 1000 WE.=	4.000.000	
In Form von Gas:		
Krafterzeugung in Gasmotoren 2000 KW. × 3000 WE.	= 6.000.000	34.200.000
Gesamtüberschuß an Wärme		36.800.000
Überschuß an Wärme im Koksstaub		6.800.000
Überschuß an Wärme im Gase		30.000.000

Eine überschlägliche Berechnung der Anlagekosten für eine solche Schieferstaubcrackung und der Herstellungskosten des gewonnenen Benzins ergibt folgende mit den vorherigen Kalkulationsergebnissen vergleichbare Zahlen.

Die Anlagekosten einer Anlage von zwei Schieferstaubretorten für eine Jahresleistung von 288.000 Tonnen trockenen Staubschiefer bzw. 330.000 Tonnen grubenfeuchten Schiefer und Herstellung von 26.400 Tonnen Reinbenzin.

A. Fabriksanlagen	Kr.
1. Lagerung des Schiefers	100.000.—
2. Aufbereitung: Zerkleinerung, Vortrocknung und Mahlung	250.000.—
3. Zwei Retorteneinheiten	800.000.—
4. Zwei Kondensationen	200.000.—
5. Entbenzinierung	150.000.—
6. Raffinierung	200.000.—
7. Tankanlage, Gasholder, Kanalisation etc.	300.000.—
8. Kraftanlage und Beleuchtung	500.000.—
Summa Kosten der Fabriksanlagen	2.500.000.—

	Kr.
B. Grube	1.000.000.—
C. Büro, Laboratorium und Wohnungen	900.000.—
Summa Anlagekapital	4.400.000.—
Betriebskapital	600.000.—
Summa erforderliches Kapital	5.000.000.—

Die Herstellungskosten von 26.400 Tonnen Benzin, gewonnen durch Schieferstaub-Crackung.

	Summa Kosten Kr.	pro Tonne Rein- benzin Kr.
1. Schieferkosten 330.000 ton à 2.50 Kr.	825.000.—	31.25
2. Umwandlungskosten:		
a) Löhne 200 Mann × 300 × 3 Kr.	180.000.—	6.82
b) Material für Betrieb und Reparaturen	100.000.—	3.78
c) Chemikalien für Raffinierung	310.000.—	11.75
Summa Betriebskosten ...	1.415.000.—	53.60
3. Generalunkosten	250.000.—	9.47
4. Amortisation 10% von Kr. 4.400.000.—	440.000.—	16.66
Summa Herstellungskosten	2.105.000.—	79.73

Die überschlägliche Berechnung zeigt, daß auf dem Wege der Schieferstaubschmelzung und -Crackung in einem Arbeitsgange durch Verbilligung der Anlage- und Betriebskosten eine Verminderung der Herstellungskosten um etwa 6 Kr. pro Tonne Benzin erreicht werden kann im Vergleich zu der Crackung von Stückschiefer im Wanderrost-Tunnelofen, sowie eine entsprechende Verbilligung durch die Ausnutzungsmöglichkeiten des wertvollen Gases.

Es sollte hier nur auf diese weiteren Möglichkeiten hingewiesen werden, in welcher Richtung die Entwicklung der Schieferverwertung aller Wahrscheinlichkeit nach in Zukunft fortschreiten wird, um zu zeigen, daß eine weitere Vervollkommnung der Verfahren für Veredelung der Schieferöle durch Spaltung noch durchaus im Bereiche des Möglichen liegt.

Fünfzehntes Kapitel.

Veredelung der Schieferöle durch Hydrieren.

Die bahnbrechenden Arbeiten und Erfolge der I. G. Farbenindustrie auf dem Gebiete der Verflüssigung der Kohle durch synthetische Verfahren und auf dem Gebiete der Veredelung von schon flüssigen minderwertigen schweren Ölen und Umwandlung derselben in wertvolles Reinbenzin durch Hydrieren legen den Gedanken nahe, daß auch für das relativ minderwertige getoppte Schieferöl das Hydrierverfahren der I. G. Farbenindustrie der einzig richtige und rationelle Weg sei.

Die Synthesis von Benzin aus billiger Braunkohle, der Bau von Fabrikanlagen mit Jahresleistungen von Hunderttausenden von Tonnen Benzin ließen auch die Befürchtung aufkommen, daß gegenüber diesen epochemachenden Erfolgen das Problem der Verwertung des Schiefers auf anderem Wege noch vor seiner endgültigen Lösung zum Mißglücken verurteilt sei, daß der Wettbewerb mit dem billigen synthetischen Benzin aus der billigen Braunkohle für den Schiefer unmöglich sei.

Auch das Estländische Ölschieferkonsortium verfolgte diese Frage mit größter Aufmerksamkeit und untersuchte einerseits die Gefahren, welche die neuen Errungenschaften der Technik für die Entwicklungsmöglichkeiten der Schieferindustrie bieten, und andererseits, ob und in welchem Maße eine Anwendung des Hydrierverfahrens für die Veredelung der Schieferöle die Gefahren beseitigen und sogar evtl. dem Schiefer zu seinem Platz an der Sonne verhelfen könnte.

Die Gefahren erwiesen sich als stark übertrieben. Der hohe Druck von über 200 Atmosphären bei relativ hohen Temperaturen zwischen 400° und 500°, welcher für die synthetischen Verfahren erforderlich ist, verteuert die Apparatur in einem solchen Maße, daß enorme Kapitalanlagen notwendig werden. Dasselbe ist der Fall mit der Beschaffung von Wasserstoff, welche auch sehr teure Anlagen erfordert.

Alles dieses zusammen bringt es mit sich, daß die Herstellungskosten des synthetischen Benzines aus deutscher Braun-

kohle trotz billigem Ausgangsmaterial sich kaum niedriger als etwa R.M. 150.— die Tonne stellen dürften.

Die Bedeutung dieser neuen Industrie für Deutschland und die Weltwirtschaft soll durch diese Feststellung nicht unterschätzt werden; es läßt sich im Gegenteil voraussehen, daß den synthetischen Verfahren in Zukunft eine ganz bedeutende Rolle zufallen wird. Mit allmählicher Erschöpfung der natürlichen Erdöllager, welche trotz der heutigen Überproduktion früher oder später, — und eher früher als später, — eintreten wird, mit stetigem, Jahr für Jahr wachsendem Konsum wird unabänderlich auf dem Weltmarkte ein Mangel an natürlichem Erdöl eintreten, und den synthetischen Verfahren wird es vorbehalten bleiben, die Weltwirtschaft vor dem drohenden Mangel an flüssigem Brennstoff zu retten. Die möglichen Herstellungskosten des synthetischen Benzins werden eben mit allmählichem Versiegen der Erdölquellen den Weltmarktpreis für flüssigen Brennstoff bestimmen.

Soweit daher die Herstellungskosten des Schieferbenzines diejenigen des synthetischen Benzines nicht übersteigen werden, wird in nicht allzu ferner Zukunft auch vielen Ölschieferlagern der Welt eine nicht unbedeutende Rolle in der Versorgung der Weltwirtschaft als neue Quelle für flüssigen Brennstoff zufallen.

Doch auch heute schon, nach Lösung des Problemes der Schiefercrackung, ist der Wettbewerb des Schieferbenzines aus reicheren und billigem Schiefer, wie beispielsweise dem estländischen, mit dem synthetischen Braunkohlenbenzine, mit Berücksichtigung der beiderseitigen Herstellungskosten, durchaus möglich und liegt eine Gefahr für die Entwicklung der Schieferindustrie von dieser Seite jedenfalls nicht vor.

Auch die Frage, inwieweit die Anwendung der Hydrierverfahren der Schieferindustrie förderlich sein kann und die Möglichkeit ergibt, die Herstellungskosten der veredelten Ware zu vermindern und ihre Qualität zu verbessern, ist vom Estländischen Ölschieferkonsortium untersucht worden.

Durch Versuche, welche von der I. G. Farbenindustrie angestellt wurden, ist festgestellt, daß durch Hydrieren von getopptem Schieferöl eine Reinbenzinausbeute von 90 Gewichtsprozenten erhalten werden kann. Die Minderausbeute von 10% ist eine Folge des hohen Phenolgehaltes. Durch eine hydrierende Druckraffinerie des Primärbenzines kann eine Ausbeute von 96—97 Gewichtsprozenten Reinbenzin erhalten werden.

Der Verbrauch an Wasserstoff beträgt für die Hydrierung des getoppten öles pro Tonne Öl 800 m³ und für die hydrierende Raffinierung 150 m³ pro Tonne Rohbenzin.

Die Veredelungskosten sind mit Kr. 10.— per ton eingehendes Material und die Wasserstoffkosten mit Kr. 0.10 pro 1 m³ Wasserstoff einschließlich Amortisation der Anlage aufgegeben.

Die Anlagekosten sollen betragen Kr. 0.40 pro m³ des im Jahre verbrauchten Wasserstoffes, und zwar fallen auf die Wasserstoff-Herstellungsanlage Kr. 0.16 per m³ und auf die Hydrierungsanlage Kr. 0.24 per m³.

Auf Grund dieser Unterlagen soll vergleichsweise eine überschlägliche Berechnung der Herstellungskosten des durch das Hydrierungsverfahren gewonnenen Schieferbenzines aus dem durch Schwelung erhaltenen Rohöle aufgestellt werden.

Damit ein Vergleich möglich wird, sollen die Anlage- und Herstellungskosten für eine Schwelanlage und Hydrierungsanlage mit gleicher Jahresleistung an Reinbenzin, wie die im XIII. Kapitel berechnete Schiefercrackanlage, errechnet werden.

Die Ausbeute an Reinbenzin aus feuchtem Schiefer beträgt bei dem Schiefer-Crackverfahren 8%,
 bei dem Hydrierungsverfahren im Durchschnitt aus dem Rohöle 91,2% und aus dem Schiefer rund 20%.

Um folglich dieselbe Produktion von 26.400 Tonnen Reinbenzin zu erhalten, brauchen nur 40% von 330.000 Tonnen, also 132.000 Tonnen Schiefer verarbeitet zu werden außer den Schiefermengen für Heizung, Kraft- und Dampferzeugung und evtl. Herstellung von Wasserstoff, welche nicht unbeträchtliche sein dürften und welche bei der Crackanlage wegfallen, da der gesamte Wärme- und Kraftbedarf durch die Wärme der Nebenprodukte mit einem bedeutenden Überschuß gedeckt ist.

Die Rohölproduktion beträgt $22\% \times 132.000 = 29.000$ Tonnen.
 Der Bedarf an Wasserstoff pro Tonne Rohöl beträgt:

$$0,8 \times 800 = 640$$

$$0,2 \times 150 = 30 \text{ — } 670 \text{ m}^3$$

$$\text{pro Tonne Benzin } \frac{670}{0,912} = 734 \text{ m}^3$$

$$\text{pro Tonne Schiefer} = 147 \text{ m}^3$$

$$\text{für die ganze Anlage } 147 \times 132.000 = 19.400.000 \text{ m}^3.$$

Das Anlagekapital für die Wasserstoffherstellung wird betragen:	$0,16 \times 19.400.000$	Kr. 3.104.000.—
Das Anlagekapital für die Hydrierung wird betragen	$0,24 \times 19.400.000$	„ 4.656.000.—
	Summa	Kr. 7.760.000.—

Die Schwelanlage muß umfassen eine Ofeneinheit mit einer täglichen Leistung von ca. 430 Tonnen Schiefer, eine Aufbereitung des Schiefers, eine Kondensation, eine Vergasungsanlage für den Schwelkoks und eine nur für den Schwelbetrieb berechnete Kraftzentrale. Es wird vorausgesetzt, daß die Anlagekosten der Kraftzentrale, welche für die Hydrierung benötigt wird, in den angegebenen Anlagekosten für die Hydrierung eingeschlossen sind.

Die Anlagekosten einer Schwelanlage mit einem Wanderrost-Tunnelofen für Schwelung von 132.000 Tonnen feuchten Schiefer im Jahre und einer Hydrierungsanlage für 29.000 Tonnen Rohöl und Herstellung von 26.400 Tonnen Reinbenzin nebst allen Hilfsanlagen,

A. Fabriksanlagen.	Kr.	Kr.
a) Schwelanlage:		
1. Lagerung	100.000.—	
2. Aufbereitung	140.000.—	
3. Schwelofen	500.000.—	
4. Kondensation	100.000.—	
5. Vergasung des Schwelkokes..	100.000.—	
6. Entbenzinierung d. Leichtöles und Waschöles	150.000.—	
7. Tankanlage, Gasholder, Kanali- sation, Rohrleitungen	300.000.—	
8. Kraftanlage und Beleuchtung.	250.000.—	1.640.000.—
b) Hydrierungsanlage nebst Wasserstoffherstel- lung		7.760.000.—

	Kr.
B. Grube nebst Zufuhrbahn	1.000.000.—
C. Büro und Wohnungen	1.000.000.—
Summa Anlagekapital	Kr. 11.400.000.—
D. Betriebskapital	„ 600.000.—
Summa erforderliches Kapital	Kr. 12.000.000.—

Der Kapitalbedarf ist also für die gleiche Leistung doppelt so groß als der Kapitalbedarf der Schiefercrackanlage.

Die Herstellungskosten des durch Hydrierung gewonnenen Benzines.

	Summa	pro Tonne Rohöl	Benzin
	Kr.	Kr.	Kr.
A. Herstellung von Rohöl und Entbenzinierung:			
Schieferkosten 132.000 t à 2.50 Kr.	330.000.—	11.38	12.50
Umwandlungskosten:			
Lagerung, Aufbereitung, Schwelung, Kondensation, Vergasung, Entbenzinierung 132.000 t à 1 Kr.	132.000.—	4.55	5.—
B. Hydrierungskosten:			
Wasserstoffkosten 19.400.000 m ³ à 0.084 Kr. (nach Abzug von 0.016 Kr. Amortisationskosten)	1.629.600.—	56.17	61.70
Hydrierungskosten des Rohöles 29.000 t à 10 Kr.	290.000.—	10.—	10.98
Verschiedene Destillationen ...	60.000.—	2.07	2.27
Summa Betriebskosten	Kr. 2.441.600.—	84.17	92.45
C. Generalunkosten	250.000.—	8.62	9.47
D. Amortisation $\frac{11.400.000}{10} =$	1.140.000.—	39.30	43.20
Herstellungskosten: Summa Kr.	3.831.600.—	132.09	145.12
Herstellungskosten bei einem Preise von 0.04 Kr. pro 1 m ³ Wasserstoff			Kr. 112.79

Die mit 0.10 Kr. pro 1 m³ angegebenen Wasserstoffkosten einschließlich Amortisation, bzw. ohne letztere mit 0.084 Kr. eingesetzten Kosten dürften reichlich hohe sein. Nach anderen Aufgaben dürfte 1 m³ Wasserstoff in Deutschland auf 4 Pf. ohne Amortisation zu stehen kommen nach dem Verfahren der I. G. Farbenindustrie, nach anderen Verfahren ein wenig teurer. Möglicherweise ist der Preis für ausländischen Koks für die Berechnung der Wasserstoffkosten in Estland eingesetzt worden.

Wenn es der I. G. Farbenindustrie gelungen ist, Wasserstoff aus deutscher Rohbraunkohle herzustellen, so dürfte es keinem Zweifel unterliegen, daß es auch gelingen wird, in Estland den Wasserstoff aus einheimischem Material, aus dem Schwelkoks oder Rohschiefer herzustellen, und dürften die Selbstkosten in diesem Falle sich nicht höher wie in Deutschland stellen; nehmen wir die Kosten für den Kubikmeter Wasserstoff mit 0.04 Kr. an, so vermindern sich die Herstellungskosten des Hydrierungsbenzines um Kr. 32.33 und die Herstellungskosten werden betragen Kr. 112.79 pro Tonne Reinbenzin. Zu diesen Kosten kommen jedoch noch die Lizenzgebühren hinzu.

Hieraus ist zu ersehen, daß, trotzdem die Reinbenzinausbeute aus dem grubenfeuchten Schiefer nach dem Hydrierverfahren 20% beträgt und um das 2½ fache die 8% betragende Reinbenzinausbeute bei dem Schiefercrackverfahren übersteigt, die Herstellungskosten des hydrierten Benzines im besten Falle um wenigstens 27 Kronen pro Tonne die Herstellungskosten nach dem Schiefercrackverfahren übersteigen werden.

Die Ursache liegt in den hohen Anlage- und Betriebskosten für die Herstellung des Wasserstoffes und die Hydrierung.

Die auf den ersten Blick erstaunliche und verlockende Ausbeute von 91,2% aus dem Rohöl bzw. 20% aus dem feuchten Schiefer dürfte auch um ein wesentliches sich vermindern, wenn man den Schiefer hinzurechnet, welcher für Heizung, Krafterzeugung und Wasserstoffherzeugung benötigt wird. Möglicherweise wird mit Berücksichtigung dieser Mengen die Ausbeute nicht allzu fern von der Ausbeute des Schiefercrackverfahrens liegen.

Doch nicht die Herstellungskosten allein sind zu vergleichen, wenn man die Vorteile und Nachteile beider Verfahren abwägen will. Ein noch gewichtigerer Umstand, der gegen das Hydrierungsverfahren spricht, ist der große Kapitalbedarf. Bei gleicher Leistung ist der Kapitalbedarf der Hydrierung doppelt so groß.

Vorausgesetzt also, daß die Herstellungskosten sogar die gleichen sein werden, wird die Rentabilität einer Schiefercrackanlage doppelt so hoch sein als die Rentabilität der Hydrierungsanlage.

Da die Herstellungskosten sich jedoch höher stellen, dürfte der Fall eintreten können, daß eine Hydrierungsanlage ohne Gewinn und sogar mit Verlust arbeitet, während die Rentabilität einer Schiefercrackungsanlage noch eine zufriedenstellende ist.

Der einzige Vorteil des Hydrierungsverfahrens dürfte in der hydrierenden Druckraffinierung zu suchen sein, welche ein geruchloses, schwefelfreies und gesättigtes Benzin ergibt. Ob das letztere gerade ein Vorteil ist, soll dahingestellt bleiben, da gerade der Gehalt an ungesättigten Verbindungen im Crackbenzine überhaupt, und dem Crackbenzine, welches in Dampfphase bei Atmosphärendruck gewonnen wird im besonderen, geschätzt wird.

Was den Schwefelgehalt betrifft, so würde seine vollständige Entfernung, falls eine solche ohne Anwendung der hydrierenden Raffinierung in Frage kommen sollte, eine Minderausbeute von ca. 6% Reinbenzin verursachen, während sie durch die hydrierende Raffinierung ohne Verluste erfolgt.

Endlich wird durch die Druckraffinierung gleichzeitig eine vollständige Stabilisierung des Benzines und Entfernung des spezifischen Geruches der Abgase erreicht, welche, wie bereits erwähnt (vgl. VI. Kapitel), auch auf andere Weise gelungen ist.

Daher soll noch untersucht werden, inwieweit eine Anwendung der hydrierenden Raffinierung unter Druck für das Schieferbenzin auch direkt von Vorteil sein könnte.

Sechzehntes Kapitel.

Schiefercrackung und hydrierende Druckraffinierung des Benzines.

Das bei der Schiefercrackung erhaltene Rohbenzin soll durch Hydrierung raffiniert und dessen Herstellungskosten mit den im XIII. Kapitel bei Anwendung des allgemein üblichen Raffinierungsverfahrens errechneten verglichen werden.

Es werden erhalten im Jahre $330.000 \text{ t.} \times 9,4\% = 31.020 \text{ ton}$ Rohbenzin.

Aus diesem Rohbenzin sollen durch hydrierende Raffinierung 97% oder 30.000 ton Reinbenzin gewonnen werden.

Die Herstellungskosten des Benzines.

Die Herstellungskosten des hydrierten Crackbenzines werden sich folgendermaßen stellen:

	Summa	pro Tonne Reinbenzin
	Kr.	Kr.
1. Schieferkosten 330.000 t à Kr. 2.50 ...	825.000.—	27.50
2. Umwandlungskosten 330.000 t à Kr. 0.96	316.000.—	10.53
3. Raffinierungskosten:		
Hydrierungskosten 31.020 t Rohbenzin à Kr. 10.—	310.200.—	10.34
Reinigungskosten für 31.000 × 150 = = 4.650.000 m ³ Schwel- und Crack- gas à Kr. 0.03	139.500.—	4.65
Verschiedene Destillationen	75.000.—	2.50
Amortisation 10% auf die Mehrkosten der Anlage einer Druckraffinerie: 0,24 × 4.650.000 = Kr. 1.116.000.— Abzüglich „ 200.000.—	Kr. 916.000.—	91.600.— 3.05
Summa Betriebskosten	Kr. 1.757.300.—	58.57
4. Generalunkosten	„ 250.000.—	8.33
5. Amortisation	„ 550.000.—	18.33
Summa Selbstkosten	Kr. 2.557.300.—	Kr. 85.23

Als hydrierender Stoff kann in diesem Falle das Schwel- und Crackgas verwendet werden, und sind seine Kosten nicht mit einbegriffen, sondern nur laut erhaltenen Angaben Kr. 0.03 pro m³ für die Reinigung des Gases eingesetzt.

Wie aus dieser Aufstellung zu ersehen, kommt eine Druckraffinerie pro ton Reinbenzin auf Kr. 17.49 und inklusive Amortisation der Mehrkosten der Druckanlage Kr. 20.54 zu stehen, während eine allgemein übliche Raffinerie Kr. 11.75 pro ton Reinbenzin kostet. Und dennoch können durch Anwendung einer Druckraffinerie ungefähr dieselben Gesamterstellungskosten des Benzines erreicht werden dank der um 12% höheren Reinbenzinausbeute. Allerdings sind hier noch unberücksichtigt geblieben die Lizenzgebühren und der Wert des Crack-

gases, welches, soweit es verwertet werden kann, auch bewertet werden muß.

Dank der höheren Ausbeute betragen die Anlagekosten pro Tonne im Jahre hergestelltes Reinbenzin, trotzdem die hohen Anlagekosten für Druckraffinerung hinzukommen, auch nur Kr. 209.— gegenüber Kr. 205.— im Falle der allgemein üblichen Raffinerung, sind also annähernd dieselben, so daß die Rentabilität nur von den Herstellungskosten abhängig ist.

Daher kann festgestellt werden, daß im Gegensatz zu der Hydrierung des gesamten Rohöles eine Druckraffinerung allein des Rohbenzins der Schieferindustrie wenigstens solche indirekten Vorteile verspricht, daß ihre Anwendung wohl nicht in allzu weiter Ferne liegen und einen weiteren Fortschritt für die Stabilisierung der Schieferindustrie bedeuten dürfte.

Zu bemerken wäre noch, daß die Aufgaben für die Anlage- und Betriebskosten der Hydrierung ganz augenscheinlich reichlich hohe sind und mit der Zeit und der weiteren Entwicklung der Hydrierungsverfahren, welche ihnen ihre jetzige Monopolstellung nehmen wird, auch die Anlage- und Betriebskosten sich erheblich vermindern dürften.

Schlußwort.

Aussichten der ölschieferindustrie.

In den vorherigen Abschnitten ist die Bedeutung der Schieferlager der Welt für die Weltwirtschaft berührt worden und die Rolle, welche in der Gegenwart und namentlich in Zukunft sowohl der Schieferindustrie, wie auch den synthetischen Verfahren zufallen dürfte als neuen Ersatzquellen für das Erdöl.

Als Voraussetzung, als „conditio sine qua non“, war hierbei für die Schieferindustrie angenommen worden, daß es gelingen wird, billige, rationelle und vollkommene großindustrielle Verfahren und Apparaturen mit großen Leistungen für Massenproduktion für die Umwandlung der Schiefer in Öle und Veredelung der Öle zu schaffen, welche den technischen und wirtschaftlichen Wettbewerb der Schieferöle ermöglichen.

Diese Wege mußten neu sein, denn die bisherige Entwicklung der ölschieferindustrie, die bisher bekannten und angewandten Verfahren haben die oben gestellte Aufgabe nur teilweise, nur für gewisse lokale Verhältnisse und nicht in vollem Umfange gelöst. Die weiterhin in den letzten Jahren, namentlich in den Vereinigten Staaten geleistete intensive Versuchsarbeit hat scheinbar auch keine neuen Wege gewiesen, welche zu einer vollkommenen Lösung des Problems führen könnten; im besonderen ist die Frage einer einfachen und wenig kostspieligen Veredelung und Umwandlung der schweren Schieferöle in Leichtöle nirgends gelöst worden.

Der in Estland geleisteten Arbeit ist der Erfolg nicht versagt geblieben.

Es ist gelungen, ein Schwelverfahren zu schaffen, welches in engen Temperaturgrenzen volle Ausbeuten von gleichmäßig weit gespaltenem Öle ergibt.

Es ist gelungen, eine Apparatur zu schaffen, welche die größten Tagesleistungen von Hunderten von Tonnen in einer Einheit ermöglicht.

Es ist gelungen, mit dieser Apparatur einen der schwierigsten, reichhaltigen, leicht schmelzenden Schiefer mit vollen Ausbeuten zu verarbeiten.

Es ist gelungen, mit einfachen Mitteln feinkörniges Schwelgut in grobkörniges, gasdurchlässiges, für den Spülprozeß geeignetes Schwelgut umzuwandeln und das Verfahren hierdurch allgemein zugänglich zu machen.

Es ist gelungen, das Problem der Veredelung der Schieferöle und ihrer Verarbeitung in Benzin auf die denkbar einfachste Arbeitsweise zu lösen, indem der Schwelprozeß des Schiefers mit dem Spaltungsprozeß der Öle in einen Arbeitsgang vereinigt wird und die sich bei der Schwelung bildenden Öldämpfe in demselben Arbeitsprozesse in Dampfphase weiter gespalten werden.

Es ist gelungen festzustellen, daß die Ausbeuten an veredelten Ölen hierbei nicht kleinere, sondern größere sind, als es auf dem Umwege der bisher üblichen teuren und nicht gut für Schieferöl sich eignenden Druckverfahren möglich ist.

Es ist gelungen, das Veredelungsprodukt, das Schieferbenzin, in einer hochwertigen Qualität herzustellen, welche allen Anforderungen des Weltmarktes entspricht und sogar höher bewertet werden kann als die durchschnittlichen gangbaren Marktprodukte.

Es ist schließlich gelungen, nachzuweisen, daß diese Verfahren sich wirtschaftlich stellen und so niedrige Herstellungskosten ermöglichen, daß ein Wettbewerb mit dem Erdöl bei jeder Weltkonjunktur möglich ist.

Es unterliegt keinem Zweifel, daß die für den estländischen Schiefer gefundenen neuen Wege und Verfahren sich auch den Eigenschaften der meisten anderen Ölschiefer und bituminösen Stoffe der Welt — auch der meisten Sorten der Stein- und Braunkohle — werden technisch anpassen lassen und, je nach ihren Eigenschaften und lokalen Verhältnissen jetzt oder in Zukunft, sobald die Weltkonjunktur auch wirtschaftlich die Möglichkeit hierfür ergeben wird, auch in Anwendung kommen können.

Die Technik steht nicht still, die gefundenen neuen Wege werden sich weiter entwickeln und vervollkommen, auch andere Wege werden sich als gangbar erweisen und beschrritten werden.

Die in der vorliegenden Abhandlung erörterten neuen Wege sind nur eine Etappe in der allgemeinen; stetig fortschreitenden Entwicklung der Technik.

Und doch dürfte das schon Erreichte zu der Feststellung berechtigen, daß das Problem der Verwertung der Ölschieferlager in Form von billiger Massenproduktion von veredelter Marktware vorläufig als zufriedenstellend gelöst angesehen werden kann, und zwar auch unabhängig von den monopolisierten Hydrierungsverfahren.

Auch heute schon bei den denkbar niedrigsten Erdölpreisen erscheint ein Wettbewerb der Schieferöle aus reichhaltigeren und geographisch günstig gelegenen Lagern mit dem Erdöle und den synthetischen Ölen möglich und lohnend, und dürfte für eine solche Schieferindustrie der Weg zu ihrer weiteren Entwicklung in eine auf gesunder und gesicherter Grundlage aufgebaute Großindustrie offen stehen.

Est A 4956