

Orus in die Schmelze (6) nachgebrannt wurde.

Es zeigte sich, daß die Verwertung des Gases bei der Verarbeitung von getropften Abschläm mit einem Erweichungspunkt von etwa 100°C gerade noch ausreichte, um den Prärlingen genügend Festigkeit zu geben. Bei der Verarbeitung des Primärbriketts genügte aber die Verfluchttemperatur nicht, da diese einen Weichpunkt von etwa $120-90$ hatte. Aus diesem Grunde wurde das Triärbrikett in Schmelzmasse mit etwa Tensid versetzt, wodurch der Schmelzpunkt auf etwa 104°C erniedrigt wurde. Dieses Gemisch wurde wieder gewählt und für die Brikkettierung benutzt. Die Brikketts zeigten infolge der zu niedrigen Temperatur, die erreicht wurde, nur eine Härte von etwa 35 bis 36 kg/cm^2 gegenüber der Härte von 120 bis 150 kg/cm^2 bei den Primärbriketts. Die mit getropfter Betschlammung hergestellt waren. Mit einer Erhöhung der Zugabe an Primärbriketts wurden die Brikketts fester; es wurde aber mit Rücksicht auf eine einwandfreie Schmelzung in Spülgasofen darauf verzichtet, den Zusatz an Primärbriketts zu erhöhen. Um ganz sicher zu gehen, daß bei den Schmelzen der Brikketts in Spülgasofen keine zusammenklebenden Klumper entstehen, wurden die Brikketts in warmem Zustande nach dem Verlassen der Presse mit Braunkohlenstaub gespart. Sobald die Möglichkeit zur Erreichung einer höheren Temperatur in Klotzwerk besteht, wird mit einer größeren Festigkeit der Brikketts zu rechnen sein.

Die Brikketts wurden nunmehr zur Schmelzung an die Versuchsschmelzerei der Lurgi in Heddernheim bei Frankfurt/Main geschickt. Einige 100 kg der Primärbriketts wurden von der Firma Dr. O. Otto & Co. in Bochum in einem selbstbestimmten Ofen von 200 cm Durchmesser bei 600 bis 750°C geschmolzen. Hierbei zeigte es sich, daß die einzelnen Brikketts beim Schmelzen nicht zusammenklebten und ein gut fließendes Koks von großer Härte erzeugt wurde. Mehrere Bestimmungen der Abriebfestigkeit ergaben Werte von 82 bis 80% . (Oberschlesischer Hochtemperaturkoks hat Werte von 50 bis 70% , westfälischer Hochtemperaturkoks 75 bis 85% für große Hochöfen wie in Voerde, hat eine Mindesthärte von 70 bis 80% vorgeschrieben). Hieraus erkennt man, daß auf dieses tipo Schmelzkoks mit Hochofenqualitäten hergestellt werden können.

Zur Bestimmung des Teernachfringens wurden sowohl die Ausgangsmaterialien als auch die Mischungen eingehend untersucht. Die Ergebnisse sind in der Zahlen-tafel 29 zum Ausdruck gestellt. Hieraus ergibt sich, daß insbesondere bei den getropften Abschläm weniger bei der Verwendung von Primärbriketts aus den Mischungen der Bitumina mit Koks, die aus den einzelnen Bestandteilen zu erwartenden Teernachfringen größer sind als auch den Kiehvorsuchen zu erwarten waren. Es wurden bei den getropften Abschläm durchschnittlich 51% Teer, bezogen auf Extrakt, gewonnen. Ge-

gegenüber dem Anbringen bei den Kleinversuchen von 96 % bei den getropften Abfällen und 67,5 % Teeranbringen in Großen bei Prüfproben gegenüber von 55 % bei Kleinversuchen. Die Ascheanteile mit 9,5 bzw. 11,4 % im Koks sind durchaus als normal anzusehen; ebenso entspricht der Heizwert von 7100 bis 7500 KJ durchaus den geforderten Normen.

Die Briquets wurden in der Versuchsanlage der Lurgi in Felderhausen verschmolzen. Die Briquets unter Zusatz von getropptem Zechstein waren sehr hart und vertrugen den Transport sehr gut. Die Briquets konnten in den Lurgi-Spülgasöfen durchgesetzt werden. Es zeigte sich aber, daß etwa 20 % der Briquets zerfielen waren. Die Briquets unter Zusatz von Trinkritzkohle hatten den Transport infolge ihrer geringen Festigkeit schlecht überstanden. In den Spülgasöfen verhielten sie sich aber besser als die mit der getropften Zechstein hergestellten Briquets. Nach Angaben der Lurgi müssen die Temperaturverhältnisse für die Verschmelzung dieser mit Bindemittel hergestellten Briquets in der Versuchsanlage höher gehalten werden, wodurch der Abrieb verhindert wird. Die Menge der hergestellten Briquets reicht nicht für die Durchführung eines Teer-Bilanzversuchs aus. Dies soll in einem weiteren Bericht nachgeholt werden. Nach den Angaben der Lurgi ist aber außer der Voraussetzung, daß die Briquets nicht zerfielen und in Spülgasöfen durchgesetzt werden können, mit einer Ausbeute von 90 % Schmelzteeer zu rechnen.

Der Schmelzteeer war fest ausgeschwefelt und enthält noch etwa 6 bis 9 % flüchtige Kohlenstoffe. Die Ergebnisse der Kohlenstoffanalyse sind in Tabelle 22 zusammengestellt.

2). Koksuntersuchungen

Für bei 600 bis 700 °C im außenbeheizten Ofen hergestellte Koks von Briquets aus einem Gemisch von oberschlesischer Kohle mit getroppten Schleuderriektstand in Verhältnis 82 : 18 zeigte eine sehr große Festigkeit. Die Durchschlagfestigkeit nach dem Mikromethode wurde zwischen 80 und 85 %, bei einer Schmelztemperatur von 600 °C, und 82 bis 85 % bei einer Schmelztemperatur von 700 °C gefunden.

Hiernach wird eine Abriebfestigkeit des Schmelzkokes erzielt, wie sie bei westfälischen Hochofentemperaturen für Hochofenschlacke vorgeschrieben ist.

Es wurde die Reaktionsfähigkeit des Kokses nach Behr^{*)} und die Zündzeit nach Hodler^{**)} bestimmt. Die Zahlen sind in der Tabelle 23 zusammengestellt. Hierbei zeigte ein Schmelzkoksbrenn Koenig-Luis-Kohle und getroppter Schleuderriektstand, vor in einem außenbeheizten Ofen von 200 mm Breite bei 600 °C hergestellt.

*) Stahl und Eisen, 1924, Seite 1. Brennstoffkunde 1924, Seite 365, 384

**) Bericht 4, Stickstoffabf. Oppau v. 17.5.30 u. 10.7.40.

Die Reaktionsfähigkeit- u. Zündzeituntersuchungen wurden von Herrn Ingenieur Oppau von Herrn Dr. Grafmayer und Herrn Dr. Bernhart durchgeführt.

00321

00321

Tabelle Nr. 29.

Mittel- Nr.	Bezeichnung der Probe	Extrakt Wasser nach Trocknen Substanz	Wasser nach Trocknen Substanz	Schmelzwasser						GFA			
				Wasser	Grunde Teer	Gen Faser	Wasser	Grunde Teer	Ausg. Subst.	Wasser	Grunde Teer	Wasser	Grunde Teer
Wasser	Grunde Teer	Wasser	Grunde Teer	Wasser	Grunde Teer	Wasser	Grunde Teer	Wasser	Grunde Teer	Wasser	Grunde Teer	Wasser	Grunde Teer
	Schmelzwasser von Kongalle-Indien-Schule Verfahren 29. 1. 19	70.0	0.1	3.5	91.7	0.36	1.44	2.8	82.6	0.56	1.44	100.0	0.0
	Alto. dito. Interno Schule	70.0	1.8	3.5	94.7	0.36	1.44	0.15	96.5	0.0	3.0	100.0	0.0
		70.0	1.8	3.0	94.7	0.36	1.44	2.8	95.5	0.0	2.9	100.0	0.0

stalt wurde - besoren auf 900 °C - eine Reaktionsfähigkeit von 50,7 und eine Zündzeit von 20 Sekunden. Durch Verschmelzung der aus gleichen Gemisch hergestellten Briquets im gleichen Ofen, aber bei 700 und 800 °C, ergab sich ein kleines Ansteigen der Zündzeit; dagegen nur ein geringer Unterschied in der Reaktionsfähigkeit gegenüber dem bei 600 °C hergestellten Schmelzkohle-Briquet, die aus einem Gemisch von Königin-Luise-Kohle und Transilvanienkohle im Verhältnis 90 : 10 hergestellt waren und in 400 mm-Ofen bei 600 °C geschweis waren, zeigen eine wesentlich geringere Reaktionsfähigkeit; ebenso ging auch die Zündzeit zurück. Eine Verharzung dieses Kokses auf 750 und 800 °C veränderte die Reaktionsfähigkeit um die Zündzeit kaum. Zum Vergleich wurden die Zündzeit und die Reaktionsfähigkeit von verschiedenen oberschlesischen und westfälischen Hochofenskoksen festgestellt, die ebenfalls in der Zahlentafel 23 aufgeführt sind.

Es läßt sich hieraus erkennen, daß ein Teil der oberschlesischen Koks, wie der Koks der Dolchbuckenschichte, einen Halbkokse darstellt. In der in der Zahlentafel aufgeführten Reihenfolge nahmen die Reaktionsfähigkeiten im Laufe ab, so daß hieraus der Übergang von Mitteltemperaturverkokung zu Hochtemperaturverkokung zu entnehmen ist. Der Koks von Gleiwitz entspricht in seinen Verkohlungseigenschaften etwa einem normalen Hochtemperatur- oder westfälischen Halbkokse. Embesseren übersteigt eine die Ergebnisse in dem Kurvenblatt Platz 20.

Hieraus geht hervor, daß der Schmelzkohle aus getropften Schlackenrückstand aus oberschlesischer Kohle eine sehr große Reaktionsfähigkeit besitzt; der Koks aus oberschlesischer Kohle und Hyklarpech zeigt eine geringere Reaktionsfähigkeit. Ein Teil der gleichzeitig untersuchten oberschlesischen Koks ergab, daß dieselben zum Teil bei Mitteltemperatur hergestellt sind und daß dieselben gegenüber dem westfälischen Hochofenskokse eine weit bessere Reaktionsfähigkeit besitzen.

Reaktivität von Schmelzkoks aus Gemischen von oberschlesischer Kohle und Hydratprodukt im Vergleich mit Mittel- und Hochtemperaturkoks aus Oberschlesien und Westfalen.

Schmelzkoks aus Gemischen von G.S. Kohle + Hy-Produkt

Schmelzkoks mit getropften

Schlüsserrückstand bei

600 °C hergestellt

= dto. dto. bei 700 °C hergestellt

Schmelzkoks mit Hypeth

Hochtemperaturkoks

Jülichhütte

Oderthal

Delbrückhütte

Borsigwerke

Shalley

Gleiwitz

Westfälischer Koks

60

60

700

800

1000

1200

00324

Tabelle 21

Kohlen

Zündpunkt und Reaktionsfähigkeit von Schmelzkoks aus ober-schlesischer
Kohle und Hydrisprodukten im Vergleich mit Mittel- und Hochtemperatur-
koks aus westfälischer und ober-schlesischer Kohle.

Schmelzkoks aus	ge- schwakt bei DD	Zünd- zeit Sek.	Reaktionsfähigkeit bei 2g						
			800 %	850 %	900 %	950 %	1000 %	1050 %	1100 %
Königin-Luise-Kohle Getoppter Schläuder- Höckstand 82 i 10 (Otto-Ofen 200 mm)	600	26	28,4	44,4	75,2	92,5	98,6	99,0	99,6
dto.	700	20	23,1	38,5	58,7	92,0	97,1	99,2	99,6
dto.	800	30	16,0	36,2	62,7	83,7	96,9	98,5	99,6
Königin-Luise-Kohle Hydrispech 89 i 11 (Otto-Ofen 400 mm)	600	42	5,8	15,8	32,6	66,0	91,2	98,0	99,6
dto.									
nachernhit bis 750 °		36	7,9	16,5	29,3	58,3	83,1	98,7	99,4
dto. bis 850 °		35	8,0	14,8	26,1	58,3	89,5	99,0	98,9
Ober-schlesischer Hochtemperaturkoks Delbrückschächte		29	15,0	26,5	53,9	78,8	95,4	96,7	97,9
Korsigwerke		58	4,7	18,3	30,3	68,8	83,7	98,7	99,5
Osertal		68	4,7	14,9	35,0	62,4	87,8	96,5	98,1
Skalley			2,2	7,7	21,3	48,4	79,8	96,1	96,2
Julienhütte		47	3,5	8,7	19,8	41,5	66,7	91,4	97,2
Gleiwitz		75	1,9	8,3	15,9	28,7	55,4	85,6	94,2
Hochtemperaturkoks Westfalen		75	4,3	4,6	11,0	20,6	46,8	68,8	81,8

- Die Arbeiten dieses in der Zeit von Juli 1932 bis August 1933 durchgeführte, Kolonialreisen wurde von folgenden Herren geleitet:
- Dr. H. H. H. H., Jurechtswissenschaftliches Institut, Leipzig.
- Dr. H. H. H., Herstellung von Feinmaterialien.
- Dr. H. H. H., Gasversuche in Leipzig.
- Dr. H. H. H., Dr. H. H. H., Vorgesetzter des Instituts für die Erforschung der Luftschiffahrt, Leipzig.
- Dr. H. H. H., Praktische Schweißung.
- Dr. H. H. H., Drucktentativ von Holz.
- Dr. H. H. H., Analytische Untersuchungen.
- Dr. H. H. H., Untersuchung der Luftschiffahrt Leipzig.
- Dr. H. H. H., Praktische Arbeit Leipzig.
- Dr. H. H. H., Praktische Arbeit Leipzig.

4

00326

(10)

Kombiniertes Kupferhydrier-Schmelzverfahren

A. Bericht

betr.

Erprobung zur Erikkettierung von Braun-
kohle-Hydrier, Abblanngemischen, Schmelz-
eisener Erikketts und Verkokung des hierbei
anfallenden Schmelzkokes

1.9.1939

Dr. Bähr, Dr. Waldmann

Herrn Dir. Dr. Pier, ✓
Direktion Leuna-Werke,
Herrn Dr. Schunak, Me,
Herrn Dr. Krönig,
Herrn Dr. Simon
Herrn Dr. Waldmann,
Herrn Dr. Bähr,
3 Rederys

15.09.1939

Wolff

As-Bericht
bez.

00327

Kombiniertes Kugelwalzen-Schmelz-Verfahren
Erprobung zur Brikettierung von Braunkohle-Hydriox-Asphaltgemischen, Schmelzen
dieser Briketts und Vergasen des hierbei
anfallenden Schmelzkokes.

Nach den in den früheren Berichten 1, 2 u. 3 niedergelegten Arbeiten wurde gefunden, daß Gemische aus Hydrioxasphalt bzw. Präsärbituren mit Braun- oder Steinkohle brikettiert werden können, und daß bei Einhaltung entsprechender Bedingungen Briketts hergestellt werden können, die in Schmelzen ihre feste Form behalten und einen harten Schmelzkoks liefern, der sich gut vergasen lassen dürfte. Hierbei wurde insbes. festgestellt, daß sowohl die Briketts als auch der Schmelzkoks eine um so festere Struktur zeigen, je mehr Asphalt in dem Hydriox-Asphalt bzw. Präsärbituren enthalten ist. Hieraus kann der Rückschluß gezogen werden, daß bei der vorgeschlagenen neuen Rückstandsaufarbeitung der Asphaltbrenn hochdruckseitig nicht so weit getrieben werden muß, wie dies bei der heute angewandten Rückstandsaufarbeitung notwendig ist. Die Zulassung einer großen Asphaltmenge in dem Hydrioxrückstand bedingt aber eine Erleichterung der Hydrioxbedingungen, wie zum Beispiel Erhöhung der Durchsätze, Erniedrigung des Druckes, der Temperatur usw. Eine weitere Erleichterung in der Hydrioxierung kann dadurch eintreten, daß der mit dem Hydriox-Asphalt anfallende Asphalt nicht mehr, wie bei der heutigen Arbeitsweise durch Abschleudern, ohne oder mit Zusatz von Verdünnungsöl, zum größten Teil in das Schleuderöl gelangt und der Asphalt mit dem Schleuderöl, das als Antriebsöl für die Kohle dient, wieder in den Hochdruck gelangt und hier der Asphaltpegel in dem Hydrioxasphalt beeinflusst. Bei der neuen Rückstandsaufarbeitung stört die Asphaltmenge in dem Hydrioxrückstand nicht, so daß der Asphalt durch Topfen weitgehend von dem Öl befreit werden kann, das dann als asphaltfreies Öl anfällt und als Antriebsöl dienen kann. Der Asphalt reichert sich in dem Rückstand an und ist gerade hierdurch besonders als Zusatzmittel zu der Kohle für die Brikettierung geeignet. Die neu vorgeschlagene Aufarbeitung des Hydrioxaschlammes stellt demnach nicht nur eine zweckmäßige neue Rückstandsaufarbeitung dar, sondern sie ermöglicht Rückwirkungen auf die Hydriox selbst und zwar

- 1). daß die Hydrioxbedingungen erleichtert, bzw. die Durchsätze unter gleichen Bedingungen erhöht werden,

2). daß der Asphaltgehalt in den Anreibballi wünschenswert eingestellt werden kann, und daß der Asphalt im Rückstand wünschenswert so weit durch Abführen in die Rückstandsaufarbeitung beseitigt werden kann, bis er die Vorgänge in Hochdruckteil ungünstig beeinflusst.

Auf Grund dieser Rückwirkungen der neuen Rückstandsaufarbeitung auf die Hydrirung, woraus für diese sehr große Vorteile entstehen könnten, wurden nun Großversuche durchgeführt.

1. Großversuch zur Brikkettierung von Gemischen aus Hydrirerückstand und Braunkohle.

Wie in den vorgenannten Berichten 1 und 2 bereits nachgewiesen war, können aus Braunkohle und Hydrirerückständen brikketierbare Gemische hergestellt werden, die bei einem Verhältnis von 50 bis 60 Teilen Brikkettierkohle, d.h. Kohle mit etwa 15 % Feuchtigkeit, und 20 bis 50 Teilen Hydrirerückstand der Hydrirung launa bestehen. Voraussetzung dazu ist, daß der Hydrirerückstand bei etwa 50 bis 40 % Feststoffgehalt mindestens 0 % Asphalt enthält. Hydrirerückstand mit einem Asphaltgehalt von über 10 %, z.B. 15 bis 25 % ist für das Verfahren an geeigneterem. Erhöht man in den Gemischen den Hydrirerückstand auf über 50 %, so werden die Brikketts klebrig und die Masse hängt sich an der Mischtrammel fest, anbei kleben die Brikketts in den Formen der Presse. Im allgemeinen hat sich bei den Kleinversuchen herausgestellt, daß das günstigste Verhältnis zwischen Kohle und Brikkettiermasse zwischen 60 und 70 Teilen Kohle und 30 bis 40 Teilen Hydrirerückstand liegt. Da einen für die Brikkettierung genügend Asphalt enthaltenden Hydrirerückstand zu bekommen, wurden bei den Großversuchen in der Hauptsache die Entschlammungsprodukte aus dem Ofen 1 der Kammer 6, 17 u. 18 benutzt und dann wurde der Hydrirerückstand aus der Kurahydrirversuchskammer 3 (die ältere Betriebsweise wurde in dem Bericht 3 niedergelegt) verarbeitet. Um die für den Großbetrieb notwendigen Probedrucke und brauchbaren Prüfvorrichtungen feststellen zu können, wurden die Versuche 1). auf einer Vierbrikkettpresse mit etwa 200-250 kg/cm² Probedruck,

2). auf einer Strampresse mit einem Probedruck von 600 - 800 kg/cm²,

3). auf einer Ringwalzenpresse mit 2000 kg/cm² Probedruck,

durchgeführt. Die Versuche auf der Vierbrikkettpresse wurden in Launa, auf der Strampresse in Oberöhringen, und auf der Ringwalzenpresse in Unteröhringen ausgeführt. In allen Fällen wurde Mischung der Brikkettmasse in Launa vorgenommen, deren Beschreibung nun zunächst erfolgen soll.

a). Mischung von Hydrirerückstand mit Brikkettierkohle.

Aus der beigefügten Abbildung 1 geht die Versuchseinrichtung hervor. Die Brikkettierkohle wurde entweder direkt oder nach ihrer Zerkleinerung in einer

Desintegrationsmühle (1) in den Vorratsbunker (2) befördert und von hier auf in einen Zubehälter (3) in eine elektrisch beheizte Schnecke (4) eingetragen. Gleichzeitig wurde nach Maßgabe des erwünschten Mischungsverhältnisses Hydrat- abschlamm aus einem Behälter mit Kreislauf (5), der etwa auf 100 bis 120 °C gehalten wurde, vom Band zugeflossen. Das Hydrat-abschlamm-Kohle-Gemisch wurde nun in der elektrischen gehobten Schnecke (4) gemischt, wobei die Temperatur etwa 70 bis 80 °C betrug. Das Gemisch wurde von der beheizten Schnecke (4) in eine zweite Mischschnecke (6) befördert und hier wurde die Mischung vervollständigt. Die ausgetragene Mischung hatte noch eine Temperatur von etwa 40 bis 50 °C und wurde nun zunächst teils direkt und später nach ihrer Zerkleinerung in einer Desintegrationsmühle (7), dem Aufwärmbehälter (8) und der Briкетtpresse (9) zugeführt, so weit die Briкетtierung auf Strangpresse und Ringwalzpresse ausgeführt wurden, mußte die zerkleinerte Masse verladen und an die betreffende Versuchsstelle gefahren werden.

b) Versuche der Briкетtierung in der Eierbriкетtpresse.

Zur Verwendung gelangte eine Versuchs-Eierbriкетtpresse mit einer Leistung von etwa 400 kg/Stunde. Zunächst wurde das Briкетtgemisch ohne Nachzerkleinerung bei etwa 30 °C der Eierbriкетtpresse zugeführt. Die hergestellten Briкетts waren nicht sehr fest, und bei den mit diesen Briкетts durchgeführten Schmelzversuchen in Heßlerheißer zeigte es sich, daß die Briкетts bereits in der Vorwärmanne mürbig wurden und für die Spilgasschmelzung ungeeignet waren.

Hierauf wurde die Briкетtmasse in der Desintegrationsmühle zerkleinert und die Briкетtierung wurde etwa bei 60 °C vorgenommen, wobei sehr harte Briкетts entstanden, die bei einem Schmelzversuch im Kleinen sehr harten Koks ergaben. Hierzu sei noch bemerkt, daß das Mischungsverhältnis von Kohle zu Hydratabschlamm etwa 64 : 36 betrug. Es wurden etwa 7 t Briкетts hergestellt, wovon etwa die Hälfte an die Versuchsanlage der Firma Dr. G. Otto & Co., Bochum, und die restliche Menge an die Versuchsanlage der Lurgi nach Frankfurt a.M., Heßlerheißer geschickt wurde. Die Ergebnisse des Schmelzversuches der Firma Lurgi stehen noch aus.

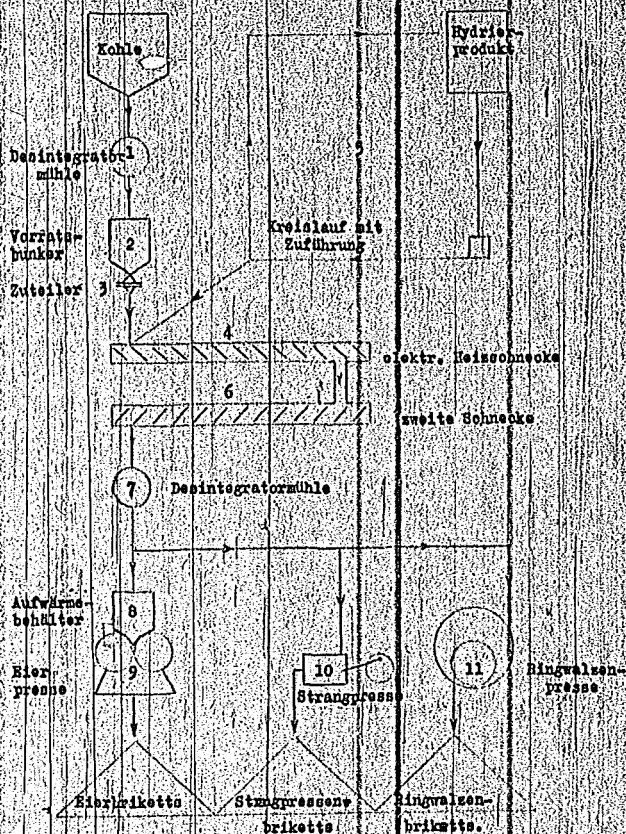
c) Briкетtierung auf der Strangpresse.

Die auf oben beschriebene Art in Louisa hergestellte Briкетtmasse wurde auf der „Grube, Kupferhammer“ der Riebeck-Zementwerke nach Oberbrülingen gebracht und dort auf der Strangpresse briкетtiert. Das Mischungsverhältnis von Kohle zu Kalkschlamm betrug hierbei etwa 59 : 41, die Temperatur der Mischung betrug etwa 50 °C. Der Pressenklotz wurde gekühlt, ebenso die Form. Bei voller Füllung der Presse wurden Briкетts von sogenanntem Ballformat erhalten (etwa 50 mm stark und 150 mm lang). Bei einer Hubzahl von 50 pro Minute wurden dicht

Abbildung 1.

00330

Herstellungsgang von Mischbriketts.



und gut teilende Brikkette erhalten. Der Proßdruck betrug $600/600 \text{ kg/cm}^2$ (geschätzt). Die Druckfestigkeit der Brikkette betrug etwa $70/80 \text{ kg/cm}^2$. Es wurden etwa 15 t Brikkette hergestellt, von denen 6 t an die Firma Dr. O. Otto & Co. Bochum und etwa 9 t an die Firma Lurgi nach Heidernheim geschickt wurden. Die Brikkette wurden von Hand in Würfel von etwa 40 mm Größe gestellt. Bei entsprechender Einrichtung der Stranggasse ist diese Teilung sofort maschinell möglich. Über die Vorsehung der Stranggassenbrikkette bei der Firma Lurgi wird später berichtet.

1) Brikkierung auf der Ringwalzpresse.

Etwa 18 t eines in Leuna hergestellten Brikkiergemisches mit dem Verhältnis Kohle zu Entschlackung wie 70 : 30 wurde in Unterteichen/Lager auf der Versuchsstelle der Firma Lurgi zunächst in einer Mühle auf 30 % Durchgang durch ein 10.000-Maschen Sieb zerkleinert. Dieses Gemisch ergab bei Anwendung einer Temperatur von etwa 30°C und einem Proßdruck von nahezu 2000 kg/cm^2 sehr gute feste Brikkette. Die Brikkette lösen sich auch im Dauerbetrieb gut aus den Formen und teilen sich meist sofort an der vorgesehenen Trennfluge. Es wurden 18 t Brikkette hergestellt, von denen 15 t an die Schmelzanlage der Lurgi nach Heidernheim bei Frankfurt und 2 t an die Schmelzanlage der Firma Dr. O. Otto & Co. Bochum am Versand gebracht wurden.

2) Untersuchungen zur Schmelzung der Brikkette.

A) Schmelzung in der Versuchsanlage der Lurgi in Heidernheim.

a) Schmelzung der Eierbrikkette.

Die in Leuna hergestellten Eierbrikkette, die ohne vorherige Zerkleinerung des Mischungsgutes und bei etwa 30°C gepreßt wurden, konnten in der Schmelzanlage nicht durchgesetzt werden, da die Brikkette in der Vorheizzone zerfielen und den Schmelzschacht verstopften. Nach dieser Beobachtung wurde eine weitere Sorte Eierbrikkette in der Weise hergestellt, daß das Gemisch zerkleinert wurde und die Brikkierung bei etwa 60°C vorgenommen wurde. Die hierbei gewonnenen festen Brikkette sollen nach der Schmelzung unterworfen werden.

b) Schmelze der Stranggassenbrikkette.

Die auf der Grube "Kupferhammer" Oberböllingen hergestellten Stranggassenbrikkette wurden am 30.5.39 zum Versand gebracht, und der Schmelzversuch wurde vom 4. bis 6.6.39 durchgeführt. Aus dem von der Lurgi abgegebenen Bericht gehen die Einzelheiten hervor. Dieser lautet in Auszug folgendermaßen:

Schmelzgang:

Der Wagen kam mit Decke an, so daß Witterungseinflüsse auf die Kohle nicht anzunehmen sind.

Der Feuchtegehalt der Brikkette, die aus einer Mischung von Hydrierrückständen und vorgetrockneter KANAKKIS Kohlenkohle bestehen, lag bei etwa 24 %, der Feuchtegehalt bei etwa 7,5 % und der Aschengehalt bei etwa 23,20 %.

Versuchverlauf:

Nachdem in Ofen vorher Leuna-Ringwalzenbrikkette verschmelzt worden waren,

wurden am 4. Juni gegen 7 Uhr die ersten Strangbriketts aufgegeben. Mit dem gemeinsamen Beheizen wurde, nachdem die letzten Klinkerbriketts den Ofen verlassen hatten, am 5. Juni begonnen.

Von den angelieferten 9260 kg Briketts sind etwa 6300 kg durch zwei Tagesabschlüsse erfadet worden, während der Rest zur Erreichung des Beharrungsstandes und für den Übergang auf eine andere Versuchskohle verwendet worden ist.

Während des Versuches war der Ofen stübrunfrei in ununterbrochenem Betrieb.

Betriebsdaten des Ofens

Die Mittelwerte der Temperaturen und statischen Drücke waren während der beiden Versuchstage folgende:

<u>Temperaturen °C</u>		<u>1.6.32</u>	<u>5.6.32</u>
Schwelergas	51	702	703
Schweleraustritt	72	245	245
1. G.R. -Eintritt	74	332	330
Reingas	75	32	34
Trockner-Unterstufe	77	150	155
Trockner-Oberstufe	70	149	144
Schwelenkreislauf	73	110	109
<u>Statische Drücke mm WG</u>			
Schweleraustritt	51	50	44
Trockner-Unterstufe	56	58	52
Kühlgasaustritt	50	50	50
Schwelergas	52	63	58

Zufolge der hohen Wärmeverluste des Ofens reichte das gebildete Schwelergas nicht zur Beheizung des Ofens aus, so daß eine geringe Menge Zusatzgas dem Schwelergas beigegeben werden mußte.

Untersuchung von Kohle und Koks

Während des Versuches wurden Durchschnittsproben von Kohle und Koks entnommen und im Laboratorium untersucht.

Die Schwelanalyse wurde in der Aluminiumform nach Fischer-Hempel, die Immediatanalyse im Platintiegel durchgeführt. Die Asche wurde in der Quarzschale bestimmt.

a) Kohleanalyse

Schwelanalyse nach Fischer-Hempel

Feuer	%	23,8	24,0
Feuchtigkeit	%	7,6	7,2
Koks	%	54,1	54,6
Zerstückungswasser	%	14,4	14,3
Gas + Verlust	%	20,1	20,7

Immediatanalyse

Feuchtigkeit	%	7,6	7,2
Asche	%	19,7	20,2
Fixer Kohlenstoff	%	82,5	83,6
Flüchtbestandteile	%	50,2	49,0

b) Koksanalyse

Schwelanalyse nach Fischer-Hempel

Feuer	%	2,3	0,8
Feuchtigkeit	%	0,0	3,2
Koks	%	92,3	93,0
Zerstückungswasser	%	1,8	1,2
Gas + Verlust	%	2,6	3,8

00333

Leuchtanalyse:

Feuchtigkeit	%	0,0	1,2
Asche	%	36,3	37,8
Fixer Kohlenstoff	%	44,5	42,9
Flücht. Bestandteile	%	18,4	18,0

Erschaffenheit von Teer und Öl:

Die angefallenen Teere und Öle wurden zunächst einzeln untersucht, von den Durchschüttproben wurde außerdem eine Teerlösung im Verhältnis der angefallenen Mengen hergestellt und untersucht.

Vorkühler-teer:

Spez. Gewicht 60 °	to/m ³	0,996	0,996
Staub	%	2,8	2,8
Wasser	%	0,1	0,1
Stockpunkt	°C	44,5	44,5

KOH-Teer:

Spez. Gewicht 60 °	to/m ³	0,980	0,988
Staub	%	0,10	0,12
Wasser	%	0,10	0,20
Stockpunkt	°C	40	40

Mittelöl:

Spez. Gew. 15 °	to/m ³	0,948	0,947
Wasser	%	2,2	1,0
saurer Bestandteile	%	19,5	20,0

Teerabföhrung:

Vorkühler-teer	15,1 %	als Mittelwert aus den beiden Versuchstagen.
KOH-Teer	67,2 %	
Mittelöl	19,7 %	
	100,0 %	

Spez. Gewicht 60 °	to/m ³	0,972
Staub	%	0,3
Wasser	%	0,3
saurer Bestandteile	%	20,5
Stockpunkt	°C	37,0

Siedeanalyse:

Siedebeginn	1,5 °C	
bis	200 °C	1,0 Vol%
	220 °C	2,0 Vol%
	240 °C	4,0 Vol%
	260 °C	7,0 Vol%
	280 °C	10,0 Vol%
	300 °C	14,0 Vol%
	320 °C	21,0 Vol%
	340 °C	23,0 Vol%
	360 °C	30,0 Vol%
	380 °C	38,0 Vol%
	400 °C	45,0 Vol%
	420 °C	52,0 Vol%
	440 °C	59,0 Vol%
	460 °C	62,0 Vol%
	480 °C	72,0 Vol%
	500 °C	81,0 Vol%
	520 °C	86,0 Vol%
Nacht.		91,0 Vol%

Ergebnis des Schmelzversuches:

Die Messung der Kohle-, Koks- und Teeremengen ergab folgende mittlere Werte:

a), Kohle und Koks	kg	5237	3112
Koksenfall	kg	1793	1596
Koksauszubringen	%	34,1	31,4
Koksausbeute bez. a. Fischer-Analyse %		100,0	93,6
<u>b), Teer und Öl</u>			
stamb- und wasserfrei	Vorkühlerter kg	74,9	72,8
	EGW Teer kg	383,5	398,4
	Mittelöl kg	119,6	107,9
Teerausbeute bezogen auf Fischeranalyse %		570,0	579,4
		75,2	77,8
<u>c), Benzol</u>			
Gabonolin	g/m ³	24,0	24,0
davon 80 % gewinnbar	kg	53,8	54,1
Benzolansbeute bez. a. Fischeranalyse %		7,0	7,1
<u>d), Gasausbeute</u>			
gleiches bezogen auf Fischer-Analyse %	kg	651,0	655,2
	%	82,2	84,9

Der Benzolgehalt im Reingas wurde mittels Aktivkohle bestimmt. Um den Verhältnissen einer Großanlage gerecht zu werden, wurde angenommen, daß etwa 80 % der in Gas vorhandenen Benzolmenge gewonnen werden kann.

Zusammenfassung:

Die Leuna-Strangbriketts ließen sich schlechter verschmelzen als die vorher verarbeiteten Ringwalzenbriketts. Bereits in Trockner trat ein starker Zerfall ein. Im Zusammenhang damit war die Ausschmelzung nicht vollkommen, so daß Restteergehalte im Koks (am 1. Tag) bis zu 2,5 % auftraten. Dadurch ging auch die Teerausbeute nach Fischer zurück, die nur einen Durchschnittswert von etwa 87,5 % erreichte gegenüber etwa 96 % bei den Ringwalzenbriketts. (Am 2. Tag war der Schmelzofen besser eingestellt und es wurde ein Teerausbringen von 84,9 % bei einem Restteergehalt des Koks von 0,8 % festgestellt).

a), Schmelzung der Ringwalzenbriketts in der Lurgi-Versuchsanlage:

Die in Unterreithenen im Mai 1939 hergestellten Ringwalzenbriketts wurden zur Lurgi-Schmelzanlage nach Eggenstein zum Versand gebracht. Insgesamt wurden 14 t Briketts angeliefert. Der Schmelzversuch wurde vom 1. bis 4.6.39 durchgeführt; die Einzelheiten gehen aus den von der Lurgi angefertigten Berichten hervor, der in Auszug folgendermaßen lautet:

Schmelzgut:

Der Wagen kam mit Decke an, so daß Witterungseinflüsse nicht zu befürchten waren.

Der Auchengehalt lag bei etwa 20 %, der Feuchtigkeitsgehalt bei etwa 0,6 %. Bemerkenswert ist der hohe Teergehalt von etwa 22 %.

Versuchverlauf:

Der Ofen wurde bis zum Dunker mit H₂O gefüllt und am 30.5. mit Fremdgas angefahren und hochgeheizt. Vom 31.5. an wurde mit der Versuchskohle beschickt und am 1.6. mit den gewohnten Messungen begonnen.

Von den 14 angelieferten Tonnen sind etwa 10 Tonnen durch 3 Tagesabschlässe erfasst worden, während der Rest zur Erreichung des Beharrungszustandes und für den Übergang auf eine andere Versuchskohle verwendet worden ist.

Während des Versuches war der Ofen störungsfrei in ununterbrochenem Betrieb.

Betriebsdaten des Ofens 1

Die Mittelwerte der Temperaturen und statischen Drücke waren während der einzelnen Versuchstage:

Temperaturen °C		1./2.6a	3./3.6a	1./4.6a
Schwelermischgas	81	623	622	621
Schweleraustritt	72	229	231	235
ESB-Eintritt	74	127	127	134
Reingas	76	30	31	33
Trockner-Unterstufe	77	132	127	127
Trockner-Oberstufe	78	133	132	130
Schwadenkroislauf	79	103	104	104
<u>Statische Drücke am FB</u>				
Schweleraustritt	P1	44	41	44
Trockner-Unterstufe	P6	53	50	54
Kühlgaseintritt	P8	108	97	100
Schwelermischgas	P9	55	48	53

Infolge des geringen Wärmegradientes des Ofens reicht das gebildete Gas nicht immer zur Beheizung des Ofens aus, so daß stöckenweise eine geringe Menge Zusatzgas dem Schwelgas beigebracht werden mußte.

Die Zusammensetzung des Gases war folgende:

H ₂	0,7	0,7
CO ₂	13,3	13,3
CnHn	0,4	0,5
O ₂	0,2	0,4
CO	2,2	4,9
H ₂	12,2	12,0
CH ₄	1,2	0,0
N ₂	60,6	60,2
Unteres Heizwert (errechnet) Kcal/m ³	1175	1200

Untersuchung von Kohle und Koks

Während des Versuches wurden Durchschnittsproben von Kohle und Koks genommen und im Laboratorium untersucht.

Die Schmelzanalysen wurden in der Aluminiumretorte, die Immediatanalyse in Platintiegel durchgeführt. Die Asche wurde in der Quarzschale bestimmt.

a) Kohleanalysen

Schmelzanalyse nach Fischer-Hewpel:

Koxy	21,9	22,0
Feuchtigkeit	8,6	8,6
Koks	54,1	54,3
Zersetzungswasser	4,4	4,6
Gas + Verlust	11,0	10,6

*) Bei Benzolextraktion wurden 23,5 % extrahierbare Bestandteile gefunden.

Immediatanalyse 1

Feuchtigkeit	8,6	8,6
Asche	20,3	19,5
Fixer C	22,4	23,4
Flü. Bestandteil	48,7	48,5

Die Restfeuchtigkeit der Kohle nach dem Durchgang durch den Trockner betrug im Mittel 3 %.

b) Koksanalysen

b) Koksanalyse :		1./2.6.	2./3.6.	3./4.6.
<u>Schmelzanalyse nach Fischer-Brosel :</u>				
Teer	%	0,4	0,6	
Feuchtigkeit	%	1,6	2,4	
Koks	%	94,4	94,4	
Zersetzungswasser	%	1,3	1,3	
Gas + Vorlauf	%	2,3	1,3	
<u>Immunitätsanalyse I</u>				
Feuchtigkeit	%	1,6	2,4	
Auoh	%	38,7	36,4	
Fixer C	%	44,2	49,4	
fl. Bestandteile	%	15,5	19,0	
<u>Siebanalyse I</u>				
5 - 10	mm	19,4	16,1	24,6
10 - 20	mm	18,8	19,2	17,2
20 - 30	mm	7,0	19,9	11,7
30	mm	22,2	19,2	18,0
		32,6	31,6	37,6
<u>Reinheitsgrade von Teer und Öl :</u>				
Die angefallenen Teere und Öle wurden zunächst einzeln untersucht. Von den Durchschnittsproben wurde außerdem eine Teermischung in Verhältnis der angefallenen Mengen hergestellt und untersucht.				
<u>Vorkühler-teer :</u>				
Spez. Gewicht 60 °	to/m ³		0,990	
Staub	%		2,5	
Wasser	%		0,1	
Stockpunkt	°C		45	
<u>EGR-Teer I</u>				
Spez. Gewicht 60 °	to/m ³		0,983	0,973
Staub	%		0,1	0,1
Wasser	%		0,2	0,2
Stockpunkt	°C		40	40
<u>Mittel I :</u>				
Spez. Gewicht 15 °	to/m ³	0,938	0,942	0,942
Wasser	%	1,6	2,5	2,5
saure Bestandteile	%	20	20	20
<u>Teermischung I</u>				
Vorkühler-teer	%	10,1		
EGR-Teer	%	60,0		
Mittel I	%	21,9		
		100,0 %		
Spez. Gewicht 60 °	to/m ³		0,965	
Staub	%		0,25	
Wasser	%		0,5	
Stockpunkt	°C		36	
saure Bestandteile	%		12,2	
<u>Siedeanalyse I</u>				
Wiedergewinn	186 °			
bis	200 °	1 Vol %		
"	220 °	3 "		
"	240 °	6 "		
"	260 °	10 "		
"	280 °	14 "		
"	300 °	18 "		
"	320 °	23 "		
"	325 °	27 "		

Ma	340 P	32 Vol%
"	350 P	40 "
"	360 P	48 "
"	370 P	55 "
"	380 P	63 "
"	390 P	73 "
"	400 P	80 "
"	410 P	88 "
Hoehz.		94 " Erankbeginn

Ergebnis des Schwelversuches 1

Die Messung der Kohle-, Koks- und Teergehalte ergab folgende mittlere Werte:

a) Kohle und Koks

Kohleertrags	kg	3559	3103	3160
Koksauffall	kg	1849	1590	1583
Koksausbringen	%	72,0	51,3	40,3
Koksausbeute bez. auf Fischeranalyse	%	96,2	94,3	89,8

b) Teer und Öl

staub- und wasserfrei		14/2,6	2/2,6	3/4,6
Vordehlerter	kg	52,2	68,9	51,2
EGR-Teer	kg	452,5	372,0	366,0
Mittelöl	kg	332,2	311,2	327,2
Gesamtteer	kg	616,6	559,1	549,1

Teerausbeute bezogen auf

Fischeranalyse	%	79,4	82,2	78,5
----------------	---	------	------	------

c) Benzol

Gasbenzol	g/m ³	15,6	15,6	
davon 80 % gewinnbar	kg	73,0	70,0	71,0
Benzolausbeute bezogen auf Fischeranalyse	%	9,4	10,2	10,2

d) Gesamtausbeute

Teer-Öl-Benzol	kg	691,6	629,1	616,1
dageglichen bezogen auf Fischeranalyse	%	88,8	92,4	88,7

Der Benzolgehalt im Reingas wurde mittels Aktivkohle bestimmt. Um den Verhältnissen einer Großanlage gerecht zu werden, wurde angenommen, daß etwa 80 % der in Gas vorhandenen Benzolmenge gewonnen werden kann.

Zusammenfassung 1

Die Isuna-Ringwalzenbriketts ließen sich gut verschwelen. Die Teerausbeute, bezogen auf den Teergehalt der Kohle, betrug im Durchschnitt 80 %, die Ausbeute an Gasbenzol 10 %, die Gesamtausbeute an Teer und Benzol 90 %. Der Teer war von guter Beschaffenheit, der Koks besaß über 51 % Anteile über 30 mm."

Zusammenfassende Ergebnisse der Schwelung

Die Ergebnisse der Schwelversuche mit den aus Hydrier-Abschlamm und Kohle hergestellten Briketts und die wesentlichen Analysen sowohl der Ausgangsmaterialien als auch der Gemische wurden in der Zahlentafel 1 zusammengestellt. Hierbei ist als eine der wichtigsten Zahlen das Ausbringen an Teer bei der Schwelung dieser Gemische anzusehen. In der Spalte 10 ist das Verhältnis zwischen dem

Ausbringen an Teer zu dem in dem Hydrier-Abschluss befindlichen Extrakt bezogen auf 1 angegeben. Hierbei ist der aus dem Kohleanteil des Gemisches zu gewinnende Schmelzteeer genau so hoch angenommen wie der Schmelzteeer, der bei der Verschwelung der Kohle allein gefunden wurde. In der Spalte 19 ist das Ausbringen an Teer bei der Schwelung der Gemische angegeben, wobei für beide Gemischbestandteile das Teerausbringen bei der Schwelung der einzelnen Bestandteile $\frac{1}{2}$ gesetzt wurde. Hiernach wird bei der Fischer-Schwelung aus den mit Benzol und Spiritus bestimmten Extrakten des Hydrier-Rückstandes rund 62 bis 64 % als Schmelzteeer gefunden. Bei einem praktischen Ausbringen von 90 % würden demnach aus den Extraktstoffen der Hydrierung-Rückstände 57 % Schmelzteeer zu gewinnen sein.

III. Vergasung des Schmelzkokes

Der auf der Schwelanlage der Lurgi in Hedderheim hergestellte Schmelzkoks wurde nach Louma transportiert, und hier wurde in dem Pattenhausen-Generator ein Vergasungsversuch vorgenommen. Der Generator besteht aus einem ausgemauerten Schacht von 2,2 m Höhe mit einer oberen Einfüllöffnung und einer unteren Austragsöffnung. Die Vergasungsfläche beträgt etwa 1 m². Der Generator kann mit überhitztem Wasserdampf von etwa 900 °C betrieben werden oder mit einem Dampf-Sauerstoffgemisch, das auf etwa 550 °C überhitzt wird.

Es wurde zunächst ein Versuch gefahren, bei dem 400 kg Dampf, der auf 900 °C überhitzt wurde, eingeblasen wurden. Hiermit wurde die Leistung auf 600 kg erhöht. Hierauf wurden 500 kg Dampf auf etwa 600 °C überhitzt und zusammen mit etwa 58 - 44 cbm Sauerstoff/Stunde eingeblasen. Die Ergebnisse sind kurz in dem Bericht von Herrn Dr. Pattenhausen zusammengestellt, der folgendermaßen lautet: „Zur Vergasung gelangte Schmelzkoks, der aus Briquette gewonnen war, die aus einer Mischung von Rückständen der Kohle-Hydrierung und Trockenbraunkohle hergestellt waren. Die Briquette waren zum größten Teil auf einer Ringwalzenpresse, zum kleineren Teil auf einer Strangpresse gepresst. Die Schwelung war in der Versuchsanlage der Lurgi in Hedderheim erfolgt. Vor allem der Koks der Ringwalzenpressen war stückig und fest. Es war der Wassergehalt 7,9 %, der Aschengehalt 33,7 %, der C-Gehalt 60,3 %, der H-Gehalt 1,8 %, bezogen auf Trockensubstanz, Erweichungs- und Schmelzpunkt 1285 °C.“

Zweck der Versuche 1

Es sollte festgestellt werden, wie sich der Schmelzkoks bei der Vergasung verhält. Die Versuche wurden auf Veranlassung von Herrn Dr. Bähr angeführt.

Als Vergasungsmittel diente auf 900 °C überhitzter Wasserdampf ohne Sauerstoff und ein auf 600 °C überhitztes Dampf-Sauerstoff-Gemisch mit etwa 3 bis 7 Vol.-% Sauerstoff.

Die Ergebnisse der Versuche sind aus der Tabelle zu ersehen (bes. auf S. 13 u. 14, 735, 65 am Hg).

A) Versuche mit Wasserdampf von 900 °C

Die auf 1 kg Dampf erzeugte Gasmenge war wesentlich niedriger als die mit normalen Braunkohlkoks erhaltene (2,3 kg Dampf pro m³ Gas gegen 1,6 kg Dampf). Die Gaskonzentration entspricht derjenigen aus normalen Koks.

B) Versuche mit Sauerstoff und Dampf von 600 °C

Die erzeugte Gasmenge entspricht der aus normalen Braunkohlkoks erzeugten. Auch die Gaskonzentration, der Sauerstoffverbrauch (0,09 m³/m³ Gas)

und Dampfverbrauch (1,25 kg/m³ Gas) sind die gleichen. Entsprechend dem hohen Dampfüberschuß ist das Wassergas arm an Kohlenstoff.

Der Koks besaß eine ausgezeichnete Fluorierfähigkeit. Der nicht vergaste Anteil des Kokses wurde in stückiger Form ausgetragen und kann nach Absieben des pulverig anfallenden Asche ohne weiteres wieder dem Generator zugeführt werden. Der C-Gehalt in der Asche unter 5 mm betrug nur 11%, so daß sich trotz dem hohen Aschegehalt des Kokses ein ausgezeichneter Ausbrand ergeben würde. Schlacke tritt nicht auf.

Koksverbrauch pro m³ Gas (errechnet) 0,36 kg (trocken).

Zusammenfassung:

Der vorliegende Braunkohlen-Schmelkoks eignet sich sehr gut für die Vergasung, er verhält sich ebenso wie normaler Braunkohlen-Schmelkoks.

Die zum Bericht gehörende Zahlentafel folgt auf der nächsten Seite.

Beachtenswert ist die gute Festigkeit des Schmelkokses, so daß unverbrannte Teile des durch den Generator gehenden Schmelkokses noch ihre feste Struktur behalten und von der Asche abgesiebt werden können, worauf sie in den Generator zurückgegeben werden können. Auf diesem Wege ist es möglich, alle unvergasten Kostanteile über 5 mm Größe von der Asche zu trennen und in den Generator zurückzuführen. Da die Aschebestandteile, die beim Absieben durch ein 5 mm-Sieb hindurchgehen, einen C-Gehalt von nur 4 bis höchstens 10% enthalten, kann insbesondere bei der Sauerstoffvergasung ein ausgezeichneter Ausbrand erzielt werden. Die über 5 mm liegenden Aschebestandteile enthalten dagegen bis zu 10 mm Korngröße etwa 25 bis 30 und die über 10 mm liegenden Ascheteile zwischen 30 bis 45%. Hieraus geht hervor, daß diese Bestandteile aus nicht vergastem Grunde bestehen, die durch den Generatorschacht hindurchgefallen waren.

Bei der Vergasung mit überhitztem Dampf allein betrug der Kohlenstoffgehalt in der ausgetragenen Asche etwa 32 bis 34%, so daß hierbei kein so guter Ausbrand erzielt werden konnte, wie bei der Vergasung mit Wasserdampf und Sauerstoff. In der beifolgenden Zahlentafel 2 sind die einzelnen Ergebnisse zusammengestellt. Die Versuche 1, 2 und 3 zeigen die Zusammensetzung des Generatorschackens der einzelnen Siebfraktionen bei der Vergasung unter Anwendung von überhitztem Dampf und Sauerstoff, während die Versuche 4 und 5 die Vergasung mit überhitztem Dampf alleine zeigen. Hierbei geht klar hervor, daß der Ausbrand in der bis 5 mm durch das Sieb gehenden Fraktion bei der Sauerstoffvergasung bei 4 bis 10% C liegt, während er bei der Wasserdampfvergasung allein, bei 32 bis 34% C liegt.

Um einen Überblick über den tatsächlichen Kohlenstoff- bzw. Schmelkoksverbrauch zu bezogen auf 1 cbm hergestelltes Roh- bzw. Reingas zu gewinnen, wurde eine Bilanz aus den unter verschiedenen Bedingungen durchgeführten Vergasungsversuchen gezogen. In der Zahlentafel 3 ist die Bilanz auf Grund der bei den Versuchen praktisch ermittelten Werte zusammengestellt, woraus die Einzelheiten entnommen werden können. Hierbei ergab sich als wirklicher Kohlenstoffver-

00341

Vorbereitungsvorgänge mit Drehbohrer aus 19-20. 1959

Datum	Zeit	Einstellung			Ansprüche m ² /A	Zeit	Entnahgestelle	00 ₂	KMM	A	B
		Dampf m ² /A	U ₀ m ² /A	Temp ₀ %							
15.6. bis 16.6.	12,00 bis 15,00	600	20	600	260	12,00	oben Anschlag	71,6	0,2	1,0	5
						12,30	Satzraum Mitte	70,2	0,0	1,0	64
						12,45	Vorlage Anschlag	69,2	0,0	1,0	65
						13,00	wie vor	67,8	0,2	1,0	66
						13,00	wie vor	71,2	0,0	1,0	68
						13,00	wie vor	69,8	0,0	1,0	69
16.6. bis 17.6.	11,00 bis 15,00	200	20	600	230	11,00	wie vor	57,8	1,1	0,0	26
						11,30	wie vor	59,0	0,0	0,0	35
						11,45	wie vor	58,4	0,0	0,0	39
15.6. bis 17.6.	10,00 bis 17,00	530	30	600	460	12,45	wie vor	56,0	0,2	0,0	33
						12,45	wie vor	52,4	0,0	0,0	39
						12,45	wie vor	52,0	0,0	0,0	38
						22,30	wie vor	56,2	0,0	0,0	71
						6,15	wie vor	54,8	0,0	0,0	58
						6,15	wie vor	52,4	0,0	0,0	58
17.6. bis 18.6.	7,00 bis 14,00	600	48	600	480	7,30	wie vor	55,8	0,0	0,0	37
						7,30	wie vor	52,0	0,0	0,0	38
						11,35	wie vor	52,0	0,0	0,0	38
						11,35	wie vor	52,0	0,0	0,0	38
						12,35	wie vor	52,0	0,0	0,0	38
						13,00	wie vor	52,0	0,0	0,0	38

00341

00341

Bei Erweichung und N-Schwammung und Braunkohle

Stoffe	CO ₂	CO	O ₂	H ₂	CO	Zunahme	CH ₄	H ₂	S / O ₂		In Abzug		O ₂ in Abzug und Siedung
									umang:	erg:	G/m ³	G/m ³ statt H ₂ O	
Grund	11,6	0,1	1,0	62,0	2,0	0,6	2,4	0,4					
Mitte	10,8	0,0	1,0	64,0	2,0	0,0	2,0	0,2					
Abgang	27,2	0,0	1,0	62,0	4,0	0,0	2,8	0,0					
Top	31,0	0,0	0,0	64,0	8,2	0,4	1,6	0,2	9,1				
	31,4	0,0	0,0	64,8	3,6	0,0	0,2	0,0	0,06				
	29,8	0,0	0,0	65,4	2,0	0,0	1,0	0,2					
Top	37,0	1,1	0,0	56,0	4,3	0,2	0,8	0,0	4,1				
	35,0	0,0	0,0	59,6	7,4	0,0	0,0	0,0	0,06				
	39,4	0,0	0,0	59,4	6,0	0,0	1,4	0,0	6,9	2,07	656		
Top	36,0	0,2	0,0	57,2	4,4	0,2	2,2	0,0					
	37,0	0,0	0,0	59,4	8,0	0,0	0,2	0,0	0,06				
	37,0	0,0	0,0	58,0	6,6	0,0	1,0	0,0			217	16,6, 29 O ₂ in Abzug = 33,9	
Top	34,0	0,0	0,0	57,4	4,6	0,0	1,0	0,0					
	34,0	0,0	0,0	58,6	7,0	0,0	0,2	0,0					
	33,4	0,0	0,0	58,0	6,0	0,0	1,0	0,0					
Top	35,8	0,0	0,0	57,2	5,6	0,0	2,0	0,0	0,07				
	32,8	0,0	0,0	59,0	8,0	0,0	0,2	0,0	0,3				
	32,8	0,0	0,0	58,8	6,6	0,0	1,4	0,0	0,2				
Top	35,8	0,0	0,0	57,4	5,4	0,0	1,4	0,0	0,7				
	35,2	0,0	0,0	59,6	7,2	0,0	0,0	0,0	8,0				
	35,0	0,0	0,0	58,0	6,0	0,0	1,4	0,0					

00341

00342

Tafel 2.

Zusammenfassung der einzelnen Siebfractionen des Generatorasches

Menge des Generatorasches bei folgenden Betriebsbedingungen	Korngröße der Asche mm	Gehalt der Asche an		
		0 %	II %	III %
1 147 kg Schmelzkohle/Std. (Ringwalzenbriketts) 530 kg Dampf 600 °C + 38 kg Sauerstoff/Std. vom 16.6.39 17 Uhr bis 17.6.39 7.30 Uhr	< 5	8,79	1,00	90,20
	5 - 10	29,96	2,30	66,02
	> 10	41,80	1,60	54,52
2 147 kg Schmelzkohle/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 600 °C + 44 kg Sauerstoff/Std. vom 17.6.39 7.30 - 11 Uhr	< 5	4,37	1,06	93,93
	5 - 10	26,02	1,69	70,33
	> 10	37,53	1,74	59,74
3 147 kg Schmelzkohle/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 600 °C + 44 kg Sauerstoff/Std. vom 17.6.39 14.30 bis 16 Uhr	< 5	6,45	0,45	97,40
	5 - 10	30,03	1,0	61,43
	> 10	45,56	1,16	52,03
4 96,2 kg Schmelzkohle/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 925 °C + vom 16.6.39 9 Uhr	< 5	34,09	1,28	60,0
	5 - 10	50,68	1,48	42,67
	> 10	58,32	1,69	36,22
5 96,2 kg Schmelzkohle/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 925 °C vom 16.6.39, 9 - 11 Uhr	< 5	32,23	1,04	62,65
	5 - 10	50,72	1,55	41,75
	> 10	51,47	1,43	42,89

00343

S. 11/11

Menge der Versuchs-Substanz mit Kontrollen

Ver- suchs- num 1939	Ver- suchs- zeit Uhr	Dampf- druck kg/h	Wasser- stoff cm ³ /h	Ges- amt- wasser- menge g/h	Niederschlag- Gehalt		Schmelz- Gehalt		Aschengehalt		Rein- kohle- gehalt g/h	Ges- amt- menge g/h	Korn- größe mm					
					%	g	%	g	%	g								
15.6.	10.00	400		roh	57,3	55,1	2,64	2,64	31,94	30,7	51,0	33,7	2,0					
	bis	10.00	600	0										36,2 trockn 92,5				
16.6.	10.00	200	20	roh	57,3	60,8	2,64	2,77	31,91	35,6	67,4	25,0	2,0					
	bis			10.00										102,0 trockn 101,0				
16.6.	16.00	330	38	roh	57,3	84,7	2,61	3,08	32,40	47,6	77,4	45,1	2,0					
	bis			16.00										147,0 trockn 145,0				
17.6.	12.00	600	44	roh	57,3	84,7	2,61	3,08	32,40	47,6	77,4	45,1	2,0					
	bis			12.00										147,0 trockn 145,0				
													UD ₂	GMS	C ₂	Gasanalyse		Pankas
													%	%	%	%	%	
16.6.	10.00	400	0	Reingas		57,3	0,0	0,0	0,0	64,6	5,6	5,0	0,0					
	bis			10.00	Reingas									0,0	0,0	0,0	54,7	5,3
16.6.	10.00	600	0	Reingas gewaschen 93/100		57,3	0,0	0,0	0,0	54,7	5,3	0,0	0,0					
	bis			10.00	Reingas									0,0	0,0	0,0	54,7	5,3
16.6.	10.00	200	20	Reingas		57,3	2,64	0,0	0,0	32,4	2,8	0,0	0,0					
	bis			16.00	Reingas									0,0	0,0	0,0	29,7	10,3
16.6.	16.00	330	38	Reingas gewaschen 93/100		57,3	2,64	0,0	0,0	32,4	2,8	0,0	0,0					
	bis			16.00	Reingas									0,0	0,0	0,0	29,7	10,3
17.6.	12.00	600	44	Reingas		57,3	2,64	0,0	0,0	32,4	2,8	0,0	0,0					
	bis			12.00	Reingas									0,0	0,0	0,0	29,7	10,3
													UD ₂	GMS	C ₂	Gasanalyse		Pankas
													%	%	%	%	%	

00343

00333

K... ..

00333

... ..

Kategorie	Kategorie	Kategorie	Kategorie	Angebot				Kategorie				Kategorie				
				kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	
...	24,8	33,16	8,22	1,16	0,29	61,13	23,85	274	47,5	35,1	8,22	4,76	
...	8,5	2,86	5,97	1,45	1,51	0,04	42,21	1,81	
...	17,9	6,02	54,9	9,51	1,56	0,09	35,55	1,50	
...	74,9	10,7	24,09	4,5	0,15	0,14	11,07	15,1	205	56,9	60,2	4,9	9,24
...	9,7	2,43	10,35	1,22	1,08	0,03	43,39	1,07
...	25,4	7,85	32,36	2,02	1,48	0,06	42,05	1,62
...	65,4	30,24	6,54	1,27	0,04	0,25	93,78	28,28	183	99,7	84,7	1,97	6,26
...	8,3	1,05	31,54	1,40	1,33	0,03	66,02	2,53
...	26,3	12,15	41,66	5,06	1,50	0,18	55,37	0,72

Kategorie	Kategorie	Kategorie	Kategorie	Kategorie		Kategorie	
				kg/h	%	kg/h	%
...	2,2	0,1	274	47,5
...	0,0	0,0	187	4,96
...	-	-	174	4,52
...	1,4	0,0	283	56,9
...	0,9	0,0	189	9,56
...	-	-	176	8,89
...	1,5	0,0	408	99,7
...	0,0	0,0	319	16,0
...	-	-	297	14,88

00343

brauch - bezogen auf 1 cbm Reingas - von 0,245 bis 0,301 kg O₂, oder 0,423 bis 0,526 kg Schmelzkoks pro cbm Reingas. Hierbei wurde der Rechnung zugrunde gelegt, daß die über 5 mm liegenden Bestandteile des Generatoraustrags nach der Ausleitung der Feinasche in den Generator zurückgeführt wurde. Bei näherer Betrachtung der Bilanz zeigte es sich, daß die mit dem Schmelzkoks dem Generator zugeführte Aschenmenge nicht übereinstimmt mit der aus dem Generator ausgetragenen Asche und zwar bleibt die Menge des ermittelten Ascheaustrags gegenüber dem Ascheeintrag in dem Schmelzkoks zurück. Dies beruht offensichtlich darauf, daß während der Versuchsdurchführung die Aschehöhe in dem Generator ansteigt, so daß an Stelle des beim Anfahren mit Schmelzkoks gefüllten Generatorraumes derselbe nach dem Versuch mit Asche gefüllt ist, wodurch ein geringerer Kohlenstoffverbrauch veranschlagt wird. Berücksichtigt man diese Werte in der Weise, daß man die ausgetragene Asche gleich der eingetragenen Asche setzt, so liegen die Verbrauchszahlen für Kohlenstoff bezogen auf 1 cbm Reingas zwischen 0,35 und 0,39 kg O₂. Die Einzelheiten gehen aus der Zahlentabelle hervor, der Dampfverbrauch betrug 4,10 kg/cbm Reingas (ohne Zusatz von Sauerstoff) bzw. 1,54 und 2,56 kg/cbm Reingas (bei Zusatz von 0,35 und 0,19 cbm Sauerstoff/cbm Reingas).

Die Leistung wurde in dem Versuchsgenerator mit 1 m² Vergasungsfläche auf 480 cbm Gas/Stunde gebracht. Ein Druckverlust in dem Generator war hierbei kaum festzustellen, so daß ohne weiteres die Leistung noch hätte gesteigert werden können, was aber wegen der zu kleinen Abmessungen der Vorwärmschlangen für den Dampf nicht möglich war.

IV. Vorbereitung eines weiteren Großversuches zur Durchführung des Verfahrens von der Rohkohle bis zum Schmelzkoks.

Da die bei dem Großversuch festgestellten Ergebnisse sehr günstig ausgefallen sind, soll zur Beschaffung der konstruktiven Unterlagen ein vollständiger Großversuch durchgeführt werden, wobei etwa 100 t Erikotte verarbeitet werden sollen.

Hierzu haben wir mit der Lurgi zusammen auf deren Versuchsanlage in Unterriethausen/Weger die dortige Einrichtung in der Weise ergänzt, daß Entschlammungsprodukt mit der Kohle in einer Schüsselform gemischt werden kann, bzw. daß getropftes Entschlammungsprodukt in einer Mühle zerkleinert und der Kohle in einer Rohrmühle zugesetzt werden kann. Die Kohle soll als Rohkohle in die Anlage eingebracht werden und hier auf dem gewöhnlichen Wege zunächst getrocknet und dann mit dem Hydrierungsrückstand gemischt werden. Durch eingebaute Kühl- bzw. Erhitzerschlangen in den Rührschnecken, sollen die Temperaturen auf etwa 40 bis 50 °C gebracht werden, und das Erikottgemisch soll mit dieser Temperatur der Ringwalzenpresse zugeführt werden. Die Einzelheiten der Anlage gehen aus der

Zellenstafel 4.
 Verbrauchszahlen je ohm Bahngas bei bestimmtem Bahngas.

C verbraucht je Stunde kg	C in Bahngas je Stunde kg	kg C pro ohm Bahngas	kg C pro / m Bahngas	kg Zinn pro ohm Bahngas	kg Zinn pro ohm Bahngas	kg Dampf pro ohm Bahngas	kg Dampf pro ohm Bahngas	ohm O ₂ pro ohm Bahngas	ohm O ₂ pro ohm Bahngas
A). Gefundene Werte, Generatorleistung nicht berücksichtigt.									
15.6.39 10.00 Uhr bis 16.6.10 Uhr	50.74	47.5	0.194	0.269	0.423	1.83	2.66	-	-
15.6.39 10 Uhr bis 16 Uhr	56.96	56.9	0.200	0.301	0.350	0.70	1.06	0.070	0.106
15.6.39 16.00 Uhr bis 17.6.12 Uhr	78.44	99.7	0.161	0.245	0.280	1.16	1.77	0.084	0.229
B). Berücksichtigte Werte, Generatorleistung berücksichtigt.									
15.6.39 10.00 Uhr bis 16.6.10 Uhr	47.5	39.8	0.2	0.38	0.46	2.079	4.10	-	-
15.6.39 10 Uhr bis 16 Uhr	53.4	41.0	0.2	0.39	0.46	0.99	1.58	0.10	0.15
15.6.39 16.00 Uhr bis 17.6.12 Uhr	76.9	74.4	0.23	0.35	0.40	1.68	2.58	0.12	0.19

00345

Abbildung 2 hervor.

Als Hydrierückstand wurde Abschläm aus der Ofen 1 von Kammer 17 und 18 von Louba nach Unterreichenau zum Versand gebracht. Die Anlage soll Mitte September anfahrbereit sein. Als Braunkohle soll nach Möglichkeit eine salzhaltige mitteldeutsche Braunkohle, zweckmäßig von der Grube "Mermine Henriette" zur Verarbeitung kommen, da mit dieser Kohle durchgeführte Versuche ergeben haben, daß der Schmelzpunkt durch die Mischung des Hydrierabschlammes stark gesteigert werden kann, wie das in folgenden Absätzen noch näher ausgeführt werden soll.

7. Erhöhung des Ascheschmelzpunktes durch Mischung von Hydrierabschlamm zu Salzkohle.

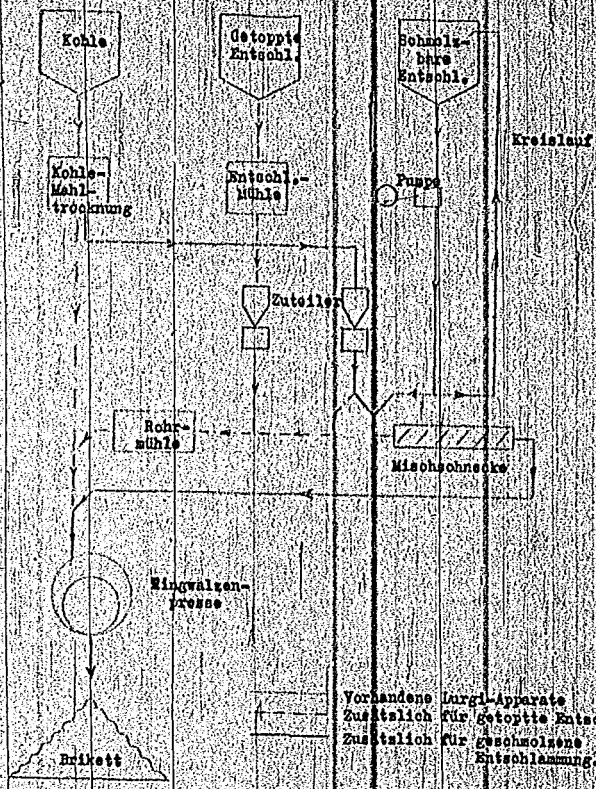
Es gibt eine große Anzahl mitteldeutscher Braunkohlengruben, die sog. Salzkohle fördern. Die Salzkohlen lassen sich auf dem Rest oder in Gensur für schlecht verarbeiten, da diese durch den niederen Ascheschmelzpunkt leicht zu Verschmelzungen neigen. So zeigt zum Beispiel die Kohle der Grube "Mermine Henriette" mit einem Na_2O -Gehalt von 14,6 % in der Asche einen Erweichungspunkt zwischen etwa 660 und 760 °C und einen Ascheschmelzpunkt zwischen 700 und 815 °C je nach der Art der Ascheherstellung. Die Erweichungspunkte der Gemische der salzreichen Kohlen mit Entschlackungsprodukt der Hydrierung liegen zwischen 850 und 895 °C und die Schmelzpunkte bei 1090 bis 1190 °C. Ähnlich liegen die Verhältnisse bei einer salzreichen Kohle mit 18,6 % Na_2O -Gehalt der Asche. Die Einzelheiten gehen aus der Zahlentafel 5 und aus dem beiliegenden Kurvenblatt (Abbildung 3) hervor.

Da die Schmelzpunkte der Originalkohle von 600 bis 700 °C auf 1100 bis 1200 °C je nach Art der Ascheherstellung durch die Gemische erhöht werden können, so wird der Vorteil erreicht, daß der auf diesem Wege hergestellte Koks ohne die Gefahr der Verschlackung sowohl verbrannt als auch vergast werden kann. Um dieses Ergebnis weiter zu erhärten wird vorgeschlagen, als Kohle in der Versuchsanlage eine salzreiche Kohle, zum Beispiel der Grube "Mermine Henriette" zu verarbeiten, da bei dem Großverbrauch Schmelzkoks ohne Schwierigkeit in der Gensur verarbeitet wurde, dessen Asche ebenfalls einen Erweichungspunkt von 615 °C und einen Schmelzpunkt von 1185 °C zeigte, und ähnliche Eigenschaften besitzt, wie sie bei der Asche aus Hydrierabschlamm und salzreicher Kohle erwartet werden kann. Zum Vergleich zeigt die Zahlentafel 6 die Aschevollanalysen der beiden Kohlen, sowie den daraus hergestellten Mischungen; die Aschen wurden durch Oxidation bei 700 °C hergestellt. Besonders zu beachten ist die Zunahme des SiO_2 - und des Fe_2O_3 -Gehaltes, sowie das Abninken des Na_2O - und SO_2 -Gehaltes. Hieraus erklärt sich das Ansteigen des Schmelzpunktes der Aschen.

00347

Abbildung 2.

Lurgi-Versuchsanlage Unterreithaus/Eger mit den
zu Verfügung gestellten Zusatzapparaten.



Vorhandene Lurgi-Apparate
Zusätzlich für getopfte Entschl.
Zusätzlich für geschmolzene
Entschlammung.

Z E H R T E F O L 5

Kreischmucke und Schmelzprobe für Salzsäure und Göttsche Säure mit Entschlammungsprodukt.

Asche aus Grube "Hans-Jürgen-Grube" Kohle, Kohle + Entschlammungsprodukt.	Art der Verzahnung	Kreischmucke Gg	Schmelzprobe %
Originalkohle 14,6 % H_2O in der Asche (salzsäure)	reduzierend bei 600 °C	700	700
dto.	oxydierend bei 600 °C	660	745
dto.	oxydierend bei 700 °C	760	815
Gemisch aus 60 Teilen Kohle salzsäure und 40 Teilen Entschlammung Leuna	oxydierend bei 600 °C	850	1090
dto.	oxydierend bei 700 °C	895	1190
Originalkohle 18,6 % H_2O in der Asche (salzsäure)	reduzierend bei 600 °C	610	610
dto.	oxydierend bei 600 °C	610	610
dto.	oxydierend bei 700 °C	690	775
Gemisch aus 60 Teilen Kohle (salzsäure) und 40 Teilen Entschlammung Leuna	oxydierend bei 600 °C	900	1110
dto.	oxydierend bei 700 °C	905	1255
Gesamtertrag (S_{max}) aus der Erhebung in Brennprobe der Grube "Stettin" (Kingsalzenbrenn)	oxydierend bei 700 °C	815	1185

00345

Zahlentafel 6.

00350

Asche-Vollanalysen

Aschen bei 700 °C oxydierend herzustellen.

	%	Hermine Henriette mit 14,6 % H_2O in der Asche (salsura)		Hermine Henriette mit 16,6 % H_2O in der Asche (salkreich)	
		Original	Mischung mit Hydratprodukt 50 : 40	Original	Mischung mit Hydratprodukt 50 : 40
SiO_2	%	3,37	10,24	0,60	0,54
Fe_2O_3	%	2,32	24,33	2,33	14,22
Al_2O_3	%	1,29	6,27	3,78	7,00
TiO_2	%	0,20	3,86	0,15	1,76
CaO	%	27,65	26,36	23,50	24,53
MgO	%	4,60	4,99	3,40	4,00
Na_2O	%	13,07	6,30	19,76	0,40
SO_3	%	40,42	27,49	42,72	29,10
P_2O_5	%	0,03	0,28	0,02	0,33
Cl	%	0,28	0,19	1,93	0,53
Übergewicht	%	0,60	0,93	1,93	1,54
Summe	%	100,13	99,74	100,30	99,99

00351

Zusammenfassung

Nach den in den Berichten 1 und 2 mitgeteilten Ergebnissen aus Verarbeitung von Hydrierungsabfällen in Gemisch mit Kohlen, sowie deren Brückierung und Verschwendung, wurde nunmehr dieses Verfahren in Großvermaß durchgeführt.

Hierbei hat sich gezeigt, daß am geeignetsten Gemische sind, die etwa 60 bis 70 % getrocknete Braunkohle und 30 bis 40 % Hydrierabfall enthalten. Der Hydrierabfall soll einen Asphaltgehalt von mindestens 8 % in Anlieferungsstand enthalten; am geeignetsten sind Asphaltmengen von 10 bis 20 % und höher.

Die Möglichkeit der Verarbeitung von Hydrierückständen mit so hohem Asphaltgehalt bringt Vorteile für die Hydrierung in der Richtung, daß die Durchsätze erhöht werden können, oder bei niederen Partikeldruck für Wasserstoff, oder bei niedrigeren Temperaturen gearbeitet werden kann. Weiter kann asphaltreicher Öl durch Toppen aus dem Rückstand entfernt werden, und der hierbei entstehende flüchtige Asphaltrückstand kann in der angegebenden Weise verarbeitet werden.

Es wurden auf einer Eierbrikettpresse, einer Strangpresse und einer Ringwalzenpresse etwa 15 bis 20 % Briketts, bestehend aus 30 bis 40 % Hydrierabfall der Hydrierung Leuna und 60 bis 70 % Petrochemischer Brillantkohle der Grube "Stadton", hergestellt. Diese Briketts wurden auf der Versuchsanlage der Jung in Heddernhelm und auf der Schmelzanlage der Firma Dr. O. Glöckner in Hochheim geschmolzen. Die Ergebnisse mehrerer Bilanzversuche, die auf der Versuchsanlage in Heddernhelm gemacht wurden, ergeben ein Teer- und Leichtbenzinsausbringen bei Strangwalzenbriketts von 85 % und bei Ringwalzenbriketts von 90 %, bezogen auf das Anbringen nach Fischer-Schmelze.

Der Schmelzkoks zeigte insbesondere bei der Ringwalzenbriketts eine sehr feste Beschaffenheit. Der Schmelzkoks wurde im Pattenhausen-Generator in Leuna vergast, wobei ein Anbrand der Asche von etwa 10 % erzielt wurde und pro tbsn Reingas im günstigsten Falle 1,32 kg Dampf bei 0,15 atm Sauerstoffuberschuss verbraucht wurde.

Auf Grund dieser günstigen Ergebnisse sollen weitere Großversuche zur Beschaffung der konstruktiven Unterlagen durchgeführt werden. Hieran Vorbereitungen zur Zeit getroffen werden.

*Fischer
Waldmann*

Pat. Dr. Höring

00352

Möglichkeiten zur beschleunigten Durchführung
des Öl-Flusses bei Benutzung des kombinierten
Elektrolyt-Schmelz- und Verpackungsverfahrens.

14.7.1929.

Dr. Höring

00358

Betr.Möglichkeiten zur beschleunigten Durchführung
des Öl-Flands bei Benützung des kombinierten
Kunshydris-Schmel- und Vergasungs-Verfahrens.1). Arbeitsweise.

Das Verfahren besteht darin, das die Hydrierung von Braunkohle unter erleichterten Bedingungen, zum Beispiel größeren Durchsatz, niedrigerem Druck, oder geringerer Kontaktmenge als normal, durchgeführt wird und das die hierbei anfallende asphaltreiche Entschlammung entweder direkt oder nach Anreicherung des Feststoffgehaltes durch Schmelzen oder Destillieren mit Braunkohle in einem solchen Verhältnis gemischt wird, das beim Schmelzen der aus der Mischung hergestellten Presslinge ein fester Grudekoks gewonnen wird. Aus diesem festen Grudekoks kann durch Vergasen mit Wasserdampf bzw. mit Wasserdampf-Sauerstoffgemisch bei Temperaturen von 900 °C mit sehr guter Wirkung ein wasserstoffreiches und kohlenoxydfreies Wassergas hergestellt werden, das nach der Auswäscherung der Kohlensäure aus etwa 90 % H₂, 9 % CO und 1 % CH₄ besteht. Dieses Wassergas kann nun ohne weiteres als Frischgas für die Sumpffase für Braunkohlehydrierung dienen. Die einzelnen Verfahrensstufen sind mit Ausnahme der Anwendung des CO-haltigen Gases in großtechnischen Maßstäbe durchgearbeitet.

Das Verfahren bietet verschiedene Vorteile :

- 1). Die Hydrierung kann mit größeren Durchsätzen gefahren werden.
- Durch die wünschenswerte Einstellung der Rückführung des Asphaltes in das Ansoyvel kann die Betriebsweise der Hydrierung erleichtert werden. Die Rückstandsanarbeitung ist nicht mehr abhängig

von dem Asphaltgehalt der Entschlammung, sondern nach diesem Verfahren ist sogar der Asphaltgehalt für die Gewinnung eines festen Kokses vorteilhaft. Aus dem bei der Schwelung der zugelegten Kohle entstehenden Teer und dem Schwefel aus dem Rückstand wird durch Destillation das Mittelöl abgetrennt, während das Schweröl zusammen mit dem aus dem Abstreifer stammenden Schweröl als Anreiböl dient. Hierdurch entsteht der Vorteil, daß im Gegensatz zu der heutigen Arbeitsweise, bei der für die Hydrierung des Schweröls aus dem Schwefel eine besondere Sumpphasekammer angewandt werden muß, die Aufspaltung des Schweröls mindestens zum größten Teil in der Koks-kammer selbst verläuft, so daß auf eine eigene Sumpphasekammer nahezu verzichtet werden kann.

- 2). Die Rückstandsaufarbeitung wird unabhängig von dem Asphaltgehalt in dem Schläuder- bzw. Hydrierrückstand.
- 3). Die Verschmelzung der aus Entschlammung und Kohle bestehenden Briketts kann nach dem Spülgas-Verfahren vorgenommen werden, das heute als das günstigste Verfahren für eine hohe Olausbeute bekannt ist. Der Teer fällt staubfrei an.
- 4). Die Vergasung des Druckkokses kann wegen seiner festen Beschaffenheit in einem gewöhnlichen Schacht bei niedrigen Temperaturen vorgenommen werden, wobei das Gas nach Abtrennung des Schwefelwasserstoffes und der Kohlensäure direkt als Frischgas benutzt werden kann.
- 5). Der Wasserdampferstattungsgrad ist besser als bei gewöhnlicher Grude, was voraussichtlich auf den Eisenzusatz als Kontakt zu der Hydrierkohle zurückzuführen ist. Der Ausbrand der Asche ist ebenfalls besser als bei gewöhnlicher Grude. Die Belastung der Generatorflöhe wurde infolge der festen Struktur des Kokses ge-

gegenüber gewöhnlicher Größe stark erhöht. Diese Vorteile werden erzielt in einer bedeutend vereinfachten billigen Apparatur.

Bevorzugte zur beschleunigten Durchführung des Ölplanes.

Das vorgeschlagene Verfahren setzt sich aus folgenden Teilen zusammen :

Kurzhydrierung, Spülgasschwelung mit Kondensation, Vergasung, die sich leicht in eine bestehende Lurgi-Spülgasanlage eingliedern lassen. Zur Zeit bestehen in Deutschland etwa 10 Spülgasschwelereien der Lurgi. Diese bestehen aus der Kohletrocknung, Briкетierung, Schwelung und der Kondensation.

In eine derartige Anlage kann ohne jegliche Änderung - wie dies unsere Versuche in der Spülgasanlage der Lurgi in Hedderheim bei Frankfurt/M. bewiesen haben - an Stelle der gewöhnlichen Braunkohlebrikette auch die nach dem neuen Verfahren gewonnene Brikette aus Gemischen der Entschlammung und Kohle geschwelt werden. Wie unsere Versuche bewiesen haben, braucht bei einer derartigen Anlage nicht das geringste geändert zu werden.

Wenn nun in einer solchen Anlage die getrocknete Kohle im Verhältnis $\frac{2}{3} : \frac{1}{3}$ in zwei Teile geteilt wird, von der der erste Teil in der Hydrierung verarbeitet wird und die hierbei entstehende Entschlammung dem anderen Teil der Kohle zugemischt wird, so entstehen nach der Pressung dieses Gemisches Briketts, die ohne jegliche Änderung in der Spülgasschwelerei geschwelt werden können. Der hierbei anfallende Koks ist von fester Beschaffenheit, so daß dieser für die oben beschriebene vereinfachte Wasserstoffherstellung benutzt werden kann.

Aus der beigefügten zahlenmäßigen Gegenüberstellung der Ölansbeuten, bezogen auf den gleichen Kohlendurchsatz von 137,6 t Roh-

braunkohle/Std. sowie die spezifischen Kohleverbrauchszahlen bezogen auf den Oligewinn erreicht man, das der Mitteloigewinn bei der Schwelerei 8,55 t und bei dem kombinierten Verfahren 23,15 t pro Stunde beträgt. Hierbei ist aber der vorhandene Schmelzraum nur zu zwei Dritteln ausgenutzt. Wird der vorhandene Schmelzraum voll ausgenutzt, so erhält man einen Kohledurchsatz von 219,5 t Braunkohle und einen Mitteloigewinn von 36,95 t/Std. Die spez. Zahlen sind in Zahlentafel 1 gegenübergestellt. Die wichtigsten Zahlen sind für die drei in Frage kommenden Fälle zusammengestellt, wobei die folgenden 3 Fälle betrachtet werden sollen:

- Fall I : Bilanz der Schwelerei mit anteiliger Hydrierung zur Gewinnung von Mittelöl aus Feer.
- Fall II : Bilanz der Kurzhydrierung-Schwelerei und Vergasung bei Umsatz der gleichen Kohlenmenge wie in Fall I.
- Fall III : Bilanz der Kurzhydrierung-Schwelerei und Vergasung, wobei der ganze vorhandene Schmelzraum ausgenutzt wurde.

Fälle	Kohledurchsatz ROK t/Std.	Mittelöl-Gewinn t/Std.	Gradedüschenschwamm (5330 WE) t/Std.	Kohleverbrauch pro t Mittelöl (12,5 % H ₂ O) Gesamt t	Gradedüschenschwamm (5330 WE) nach Abzug der Grude	Gradedüschenschwamm (5330 WE)
I	337,6	8,55	36,5	9,06	4,82	4,24
II	337,6	23,15	2,2	3,34	3,25	0,096
III	219,5	36,95	3,5	3,34	3,25	0,096

Fließschematas, die die obigen drei Fälle darstellen, sind beigelegt.

Da ein Teil der Anlage in der Schwelerei, wie Kohletrocknung

00357

Zellstoff

Vergleich des Kohleverbrauches für Mittelkl.

	Schwelerei und Hydrierung des Rohes zu Mittelkl. Kohleverbrauch: 667 800 t Pro Jahr	Pro Tonne
Umsatz:		
Trockenschle mit 12,5 % H ₂ O (Ru 5330)	667 800 t	77,3 t
etc. etc. für Hydrierung	-	-
etc. etc. für Schwelung	-	-
Gradeskoks für Wasserkstoffherstellung	22 577 t (6200 WE)	2,59 t
Ertragsgas	23 846 800 cbm	27,8 cbm
Hydrierverbrauch cbm/1000 WE	67 592 000 cbm	7800 cbm
Energie:		
Schwelerei:		
Strom	15 557 440 kWh	1,84 kWh
Dampf	108 854 t	12,6 t
Energiekohleverbrauch bes. a. TEK	-	-
Hydrierung:		
Dampf (1,55 t/t Teer)	35 654 t	4,24 t
Strom (0,8 kWh/t Teer)	106 040 kWh	12,5 kWh
Energiekohleverbrauch (12,5 % H ₂ O) Ru 5330	4 795 200 kWh	559,0 kWh
Wasserstoff:		
Dampf	30 412 t	3,58 t
Strom	34 278 kWh	4,07 kWh
Energiekohleverbrauch bes. a. TEK (12,5 % H ₂ O 5330 Ru)	311 040 kWh	36,8 kWh
	4 558 t	0,54 t
Umsatz:		
Teer	62 750 t	7,45 t
Mittelkl.	73 699 t	8,79 t
Gradeskoks	206 000 t (6200 WE)	24,5 t
Ertragsgas cbm/1000 WE	92 688 000 cbm	109,8 cbm
Schwelgasverbrauch cbm/1000 WE	259 408 000 cbm	27700 cbm

00357

	667 800 t 5330 Ru	77,3 t
Umsatz:		
Rohes TEK (12,5 % H ₂ O %)	667 800 t	77,3 t
Verbrauch an Gradeskoks	41,6 t	4,9 t
Verbrauch an Schwelgas bes. auf TEK Ru 5330	3,2 t	0,38 t
Verbrauch an Ertragsgas	1,2 t	0,14 t
Zusammen:		
Verbrauch für Energiekohle f. Schwelerei	41,6 t	4,9 t
f. Hydrierung	4,24 t	0,51 t
f. Wasserstoffvergasung	3,58 t	0,43 t
H ₂ -Energie	0,54 t	0,06 t
Zusammen:	50,96 t	5,98 t
00357		
Überrechnung Gradeskoks und Gas (Äquivalent 5330 Ru)		
Gesamtverbrauch an TEK 12,5 % H ₂ O 5330 WE		
Verhältnis von Mittelkl. verbrauchter Kohle wie 1		45,0 t
Verhältnis von Mittelkl. eingesetzter Kohle wie 1		4,5 t
Verhältnis von Mittelkl. Überrechnungsgrade (5330 WE) wie 1		4,2 t

Spaltenaufz.

00357

Verfahren zur Mittelerzeugung durch Schmelzen und Hydrieren.

I		II		III	
Erzeugung von 667 800 t Pro Jahr		Erzeugung von 200 000 t Pro Jahr		Echleddurchsatz basierend auf Gleichen Schwitzen Pro Jahr	
Pro Stunde		Pro Stunde		Pro Stunde	
667 800 t	77,3 t	667 800 t	77,3 t	1 065 808 t	123,37 t
(210 000 t)	(210 000 t)	(428 000 t)	(49,2 t)	(678 300 t)	(78,2 t)
238 000 t	28,9 t	238 000 t	28,9 t	(535 150 t)	(62,8 t)
2750 ohm	2750 ohm	294 800 000 ohm	29500 ohm	571 868 t	42,05 t
7800 ohm	7800 ohm	199 667 200 ohm	18480 ohm	406 788 480 ohm	47685 ohm
				254 828 160 ohm	29494 ohm
1545 kWh	12,4 t	8 648 640 kWh	1001 kWh	13 803 229 kWh	1598 kWh
4,24 t	12,4 t	60 480 t	7,0 t	96 209 t	11,17 t
12,25 t	22 203 t	22 203 t	2,37 t	55 424 t	4,1 t
239,0 kWh	198 720 t	34 234 400 kWh	29,0 t	577 157 t	38,7 t
				54 604 800 kWh	6390,0 kWh
3,52 t	82 312 t	82 312 t	9,35 t	131 674 t	13,24 t
2,81 t	3 326 400 kWh	3 326 400 kWh	385,0 kWh	5 304 950 kWh	614,0 kWh
56,0 kWh	46 397 t	46 397 t	5,37 t	74 045 t	8,57 t
0,504 t					
				00357	
2,55 t					
3,52 t					
2,81 t	200 000 t	200 000 t	25,15 t	319 229 t	26,21 t
56,0 kWh	251 000 t	251 000 t	30,4 t	416 536 t	47,94 t
0,504 t	574 293 200 ohm	574 293 200 ohm	78055 ohm	1076 241 600 ohm	124 805 ohm
	124 804 800 ohm	124 804 800 ohm	14445 ohm	199 186 560 ohm	23 054 ohm
810 t	77,3 t	667 800 t	77,3 t	1 065 808 t	123,37 t
41,2 t	29,32 t	29,32 t	2,22 t	45,79 t	3,52 t
5,8 t	2,71 t	2,71 t	0,25 t	4,38 t	0,34 t
1,3 t	16,64 t	16,64 t	1,54 t	23,36 t	1,83 t
47,5 t	46,67 t	46,67 t	4,31 t	74,74 t	5,92 t
4,22 t	2,37 t	2,37 t	0,22 t	4,11 t	0,32 t
2,22 t	9,55 t	9,55 t	0,88 t	10,21 t	0,81 t
	26,96 t	26,96 t	2,48 t	43,03 t	3,43 t
	5,27 t	5,27 t	0,49 t	18,37 t	1,45 t
	44,45 t	44,45 t	4,11 t	70,54 t	5,61 t
56,5 t	2,22 t	2,22 t	0,20 t	3,02 t	0,24 t
41,0 t	75,08 t	75,08 t	6,95 t	118,61 t	9,45 t
4,8 t	3,25 t	3,25 t	0,30 t	4,53 t	0,36 t
2,06 t	3,34 t	3,34 t	0,31 t	4,64 t	0,37 t
2,22 t	0,096 t	0,096 t	0,009 t	0,12 t	0,009 t

Erikettierung und Schwelofen mit Kondensation vorhanden ist, so brauchen nur die Kosten für die zusätzliche Apparatur, wie Kurzhydrierung, Destillation und Wasserstoffherzeugung angewandt zu werden. Diese wirklichen und spezifischen Anlagekosten sind in der Zahlentafel 2 zusammengestellt.

Hieraus gehen folgende aufzuwendenden Kosten hervor :

- Fall I : Schwelerei allein und zusätzliche Hydrieranlage zur Erzeugung von Mittelöl aus dem Teer.
- Fall II : Kurzhydrierung und Schwelerei unter Verwendung aller vorhandenen Apparaturen, sowohl in der Schwelerei als auch Hydrierungsanteil, zur Verarbeitung des Teeres auf Mittelöl.
- Fall III : Kurzhydrierung und Schwelerei unter Verwendung aller vorhandenen Apparaturen der Schwelerei allein; diese Kosten müßten für das kombinierte Verfahren aufgewendet werden.

Fälle	Gesamte Mittelöl-Ersgg. t/Jahr	Gesamte Anlagekosten Mill. Rm.	Anlagekosten für kombin. Verfahren nach Abzug d. vorhandenen Anlagen Mill. Rm.	Gesamte Anlagekosten bezogen auf 1 t Mittelöl pro Jahr Rm.	Anlagekosten für komb. Verf. bezogen auf 1 t Mittelöl pro Jahr Rm.
I	73 000	20,56	-	280,0	1211,5
II	200 000	40,68	25,037	203,4	125,19
III	320 000	64,51	48,88	201,6	152,76

Hieraus geht hervor, daß bei einer Erzeugung von 200 000 bzw. 320 000 Jato Mittelöl durch die Verwertung der Einrichtungen bestehender Schwelereien, von 40,68 bzw. 64,5 Mill. Rm. Anlagekapital etwa 15,6 Mill. Rm. Anlagekapital als vorhanden gespart werden können.

Die Wirtschaftlichkeitsberechnung ist in Zahlentafel 5 und 6

00053

Zahlentafel 21

Anlagekosten für kombiniertes Hydrier-Schweißverfahren

Erzeugung:		
Stato	Fall	
Jato		6.551
		73.700
Anlagekosten		
Kohlstromkung		7.900.000
Hydrierung		1.700.000
Schweizerlei		7.750.000
Wasserstoffherzeugung		1.876.000
Destillation		1.020.000
Insgesamt		20.050.000
Abzug der vorhandenen Einrichtungen im Schweizerlei		
Reinvestierungen für kombiniertes Verfahren nach		
Abzug der vorhandenen Einrichtungen		

A) Kosten ohne Energien:

- a) Wirkliche und spezifische Anlagekosten bei Verwendung der gesamten Anlagen, bestehend aus Schweizerlei und Hydrierung.
Gesamte Anlagekosten
Gesamte Anlagekosten bezogen auf 1 t Mittelbl pro Jahr
- b) Wirkliche und spezifische Anlagekosten bei Hydrier-Schweißverfahren unter Verwendung der bestehenden Schweißeinrichtungen und Hydrieranlage. Anlagekosten
Gesamte Anlagekosten bezogen auf 1 t Mittelbl pro Jahr
- c) Wirkliche und spezifische Anlagekosten unter Verwendung der bestehenden Schweißeinrichtungen allein (ohne Hydrieranlage).
Gesamte zusätzliche Kosten
Gesamte Anlagekosten bezogen auf 1 t Mittelbl pro Jahr

B) Kosten mit Energien:

- a) Wirkliche und spezifische Kosten bei Verwendung der gesamten Anlagen, bestehend aus Schweizerlei und Hydrierung.
Gesamte Anlagekosten 513.000
Gesamte Anlagekosten bezogen auf 1 t Mittelbl pro Jahr 20.563.000
213.900
- b) Wirkliche und spezifische Anlagekosten bei Hydrier-Schweißverfahren unter Verwendung der bestehenden Schweißeinrichtungen und Hydrieranlage. Anlagekosten
Gesamte Anlagekosten bezogen auf 1 t Mittelbl pro Jahr
- c) Wirkliche und spezifische Anlagekosten unter Verwendung der bestehenden Schweißeinrichtungen allein (ohne Hydrieranlage).
Gesamte zusätzliche Anlagekosten
Gesamte Anlagekosten bezogen auf 1 t Mittelbl pro Jahr

T

Tabelle 2.

00359

Hydrier-Schmelzverfahren bei Verwendung von bestehenden Schmelzöfen.

	SCHWELANLAGE		KOMBINIERTE HYDRIERUNG UND SCHWELUNG			
	I		II		III	
	Rm.	%	Rm.	%	Rm.	%
	8,53 t Mitteln		29,15 t Mitteln		30,95 t Mitteln	
	79.700 t Mitteln		200.000 t Mitteln		520.000 t Mitteln	
	7.900 000.-	39,4	8.600 000.-	22,3	19.800 000.-	22,33
	1.700 000.-	8,5	12.600 000.-	32,6	19.750 000.-	32,3
	7.750 000.-	38,6	4.850 000.-	12,6	7.750 000.-	12,6
	1.870 000.-	8,5	10.740 000.-	27,8	17.140 000.-	28,0
	1.050 000.-	5,2	1.800 000.-	4,7	2.780 000.-	4,55
	20.050 000.-	100,0	38.990 000.-	100,0	61.200 000.-	100,0
			20.050 000.-	51,95	20.050 000.-	32,73
			18.540 000.-	48,05	41.150 000.-	67,25
Verwendung der zur Hydrierung			38.990 000.-		61.200 000.-	
... pro Jahr			192,90		191.-	
Hydrier-Schmelz- Schmelzanrichtungen			18.540 000.-		41.150 000.-	
... pro Jahr			92,70		128,50	
Verwendung der Hydrieranlage			22.960 000.-		45.570 000.-	
... pro Jahr			114,80		142,50	
Verwendung der Schmelzanrichtungen	51.000.-		2.077 000.-		5.215 000.-	
... pro Jahr						
Verwendung der Schmelzanrichtungen	201 000.-		40.677 000.-		64.215 000.-	
... pro Jahr	279,96		209,39		201,50	
Verwendung der Schmelzanrichtungen			20.617 000.-		44.463 000.-	
... pro Jahr			109,09		138,94	
Verwendung der Schmelzanrichtungen			25.037 000.-		48.883 000.-	
... pro Jahr			125,19		152,76	

00359

00359

beigelegt; hieraus geht für die drei obigen Fälle unter gleichen Einheitswerten für Rohmaterialien und Energien folgender Gesteinsöl- und Mittelöl hervor:

	Neuanlage	Bei Verwendung vorhandener abgeschriebener Schwelanlage	
		Em./t Mi-Öl	Em./t Mi-Öl
I Schwelerei	120,28		
II Kombiniertes Verfahren bei gleichem Kohledurchsatz	115,18		109,02
III Kombiniertes Verfahren bei gleichem Schwelraum	114,93		108,18

Zusammenfassung.

Das kombinierte Hydrier-Schwel- und Vergasungsverfahren, das für Braunkohle in den wichtigsten Teilen großtechnisch durchgearbeitet ist, ermöglicht nach den vorliegenden Berechnungen die Herabsetzung von Mittelöl zu einem Preise und zu Anlagekosten, die niedriger als bei der reinen Schwelerei und der anschließenden Hydrierung des anteiligen anfallenden Teeres liegen. Da die Einrichtungen bestehender Spillgasschwelereien einschließlich der damit verbundenen Kondensations- und Leichtölgewinnungsanlagen für das kombinierte Hydrier-Schwelverfahren beinahe ohne Änderungen benutzt werden können, so wäre damit ein großer Teil der Anlage vorhanden, was einer Einsparung des Kapitalaufwandes - bezogen auf die Gesamt-Anlage von etwa 40 % entspricht. Hierdurch wäre die Möglichkeit gegeben, in kürzerer Zeit Anlagen für die Mittelölgewinnung im Rahmen des Vierjahresplanes zu errichten.

Handwritten signature

00361

Zehntel...

Vergleich der Kohleverbräuche für Mittel...

	Einheits- preise Ra.	Schwefelerei und Hydrisierung für Mittel...		
		Menge/Stk.	Kosten/Stk.	Kosten/...
Rohmaterial				
Gesamtverbrauch an TKK	12,50/t	77,5 t	966,25	115,50
Grüßüberschuß (Gutschrift)	8,00/t	56,5 t	290,80	24,10
Kosten des Rohmaterials			475,45	79,17
Bedienung				
Anlagekosten				
Verbrauch an TKK, ohnagl.	15 %	1 700 000,-	23,50	5,00
Überschußgas		29,7 t		
Getrocknetes Roters.	26,00/t	107,0 kg	2,78	0,12
Fräsegerzeugung (ohne Grade)		2760 obm	56,07	1,72
Hygasreinigung (Gutschrift)	0,0058/obm	14200 obm	82,56	2,45
Energien				
Kraftgas obm/1000 WE	0,0072/obm	7300 obm	52,56	6,16
Stickstoff 200 atü	0,0221/obm	4,7 obm	0,11	0,01
Stickstoff 7 atü	0,017/obm	4,1 obm	0,07	0,01
Kohlensäure 0,5 atü	0,0008/obm	275,0 obm	0,22	0,01
Druckluft	0,0026/obm	115,0 obm	0,30	0,04
Dampf Ho	2,33/t	9,2 t	21,62	2,54
Dampf Nie	1,75/t	5,1 t	8,92	1,02
Hochdruckwasser	0,012/obm	210,0 obm	2,52	0,50
Erückwasser	0,075/obm	-	-	-
Strom - Ho	0,0135/kwh	345 kwh	4,65	1,01
Strom - Nie	0,018/kwh	15 kwh	0,27	0,03
Strom - Licht	0,018/kwh	15 kwh	0,27	0,03
Lohnstunden	1,50/stk.	28,5 stk.	42,75	5,11
Reparaturen 10 % v. Anlagekosten			19,35	2,25
Kosten der Hydrisierung unter Berücksichtigung der Gutschriften			172,09	20,20
Schwefelerei: Leistung				
Anlagekosten	13 %	7 700 000,-	116,51	15,63
Lohnstunden	1,50 Ra.	18,67 stk.	27,97	3,50
Energien				
Strom (200 kwh/10,4 t)	0,018/kwh	1480 kwh	26,64	3,12
Dampf (0,136 t/t Briquet)	2,33/t	12,1 t	28,43	3,47
Hilfeschlammwasser	0,012/obm	1050 obm	12,60	1,45
Fräsewasser	0,012/obm	67 obm	0,80	0,09
Überschußgas obm/1000 WE (Gutschrift)	0,005/obm	27700 obm	138,50	16,24
Kosten der Schwefelerei unter Berücksichtigung der Gutschriften			76,15	8,91

00361

Abw. für Abfallgewinnung durch Schwelgen und Hydrieren.

I. und Hydrierung für Mittelöl		Kombiniertes Kurshydrier-Schmelverfahren					
Kosten/Stk. Rm.	Zoster/t. U.	Menge/Stk.	Kosten/Stk. Rm.	Kosten pro t. U.	Menge/Stk.	Kosten/Stk. Rm.	Kosten pro t. U.
956,25	113,27	77,5 t	956,25	41,74	123,37 t	1542,12	41,74
890,80	34,10	2,22 t	17,76	0,77	3,54 t	28,32	0,77
1675,45	79,17		948,49	40,97		1315,80	40,97
		100,6 t			160,7 t		
73,38	3,00	12.600.000,-	189,58	8,19	19.750.000,-	296,59	8,05
		30,62 t			48,88 t		
	0,33	2,82 t	57,72	2,49	3,54 t	92,04	2,49
	1,75	29.500 obm	597,82	25,78	47.022 obm	939,38	25,78
	0,56	78.055 obm	452,72	19,52	124.975 obm	728,54	19,52
	5,11	18.420 obm	132,62	5,73	29.398 obm	211,67	5,73
	0,01	47,0 obm	1,06	0,05	75,0 obm	1,69	0,05
	0,01	41,0 obm	0,70	0,03	62,0 obm	1,11	0,03
	0,03	2750 obm	2,20	0,10	4389 obm	3,51	0,10
	0,84	1150 obm	2,99	0,13	1839 obm	4,77	0,13
	2,34	15,5 t	51,72	1,37	21,9 t	30,35	1,37
	1,05	10,6 t	18,35	0,80	15,3 t	29,28	0,80
	0,50	955 obm	11,58	0,50	1340 obm	18,48	0,50
		24 obm	0,26	0,01	54 obm	0,48	0,01
	1,01	4880 Kwh	37,78	2,30	6857 Kwh	32,22	2,30
	0,03	650 Kwh	11,70	0,50	1037 Kwh	18,57	0,50
	0,27	66 Kwh	1,19	0,05	105 Kwh	1,89	0,05
	15,28	159,0 Stk.	222,40	9,61	222,6 Stk.	354,68	9,61
	2,23		86,80	3,75		138,54	3,75
172,09	20,20		975,95	42,04		1547,41	42,04
		48,5 t			48,88 t		
116,31	13,63	4.850.000,-	72,97	3,15	7.730.000,-	116,31	3,15
29,87	3,50	13,67 Stk.	21,87	0,95	19,67 Stk.	29,87	0,95
25,54	2,12	930 Kwh	16,74	0,85	1480 Kwh	25,54	0,85
28,43	3,35	7,58 t	17,74	0,77	12,1 t	28,43	0,77
22,60	2,58	650 obm	7,80	0,34	1050 obm	12,60	0,34
0,80		42 obm	0,50	0,22	67 obm	0,80	0,22
130,70	16,00	17400 obm	87,00	3,75	27700 obm	130,70	3,75
	8,21		50,62	2,52		76,15	2,52

00362

Tabellenseite 5 von

	Einheits- preise Rm.	Schwefel- und Hydrierung für Stahl		
		Menge/Stk.	Kosten/Stk. Rm.	Kosten/100 Rm.
Sauerstoffherzeugung				
Anlagekosten (15 %)		2760 Stk		
Materialien : Grube		3 670 000.-		
Sauerstoff	14,20/t	5,00 t	25,13	2,35
Alkalische	0,02/obm	414 obm	8,28	0,77
Schwefel (Gutschrift)	2,36/t	0,35 t	0,81	0,08
Energien :	0,045/kwh	48,7 kg	2,19	0,26
Strom Ho	0,018/kwh	23,8 kwh	0,42	0,05
Dampf Ho	0,013/kwh	12,5 kwh	2,60	0,31
Dampf Ho	1,75/t	1,00 t	3,41	0,40
Dampf Ho (Gutschrift)	2,35/t	10,0 t	23,50	2,76
Wasser Ho	1,75/t	8,73 t	15,25	1,86
Wasser Ho	0,0045/obm	84,5 obm	0,36	0,04
Blaukohlwasser	0,012/obm	9,2 obm	0,11	0,01
Speisewasser	0,012/obm	478,0 obm	5,74	0,67
Gas obm & 1000 NF	0,30/obm	1,38 obm	0,41	0,05
Lohnstunden	0,0072/obm	1310,0 obm	9,24	0,97
Reparaturstunden	1,60/Stk.	5,13 Stk.	8,24	0,97
Kosten der Sauerstoffherzeugung unter Berücksichtigung der Gutschriften	2,00/Stk.	1,38 Stk.	2,75	0,32
			56,07	7,76
Destillation - Leistung				
Anlagekosten Destillation Tanks	13 %	19,25 t		
Energien		750 000.-	25,80	1,85
Dampf Ho	2,35/t	3,46 t	8,13	0,95
Strom Ho	0,013/kwh	134,50 kwh	1,82	0,21
Wasser	0,012/obm	113,0 obm	1,35	0,15
Gas obm & 1000 NF	0,30/obm	3880,0 obm	1,15	0,13
Lohnstunden	1,60/Stk.	3,0 Stk.	4,80	0,55
Reparaturen s. v. Anlagekap. Dest.			4,34	0,50
Kosten der Destillation			36,27	4,24
Kostenzusammenstellung				
Rohmaterialien			675,43	79,17
Hydrierung			172,09	20,20
Schwefel			76,15	9,21
Sauerstoffherzeugung			56,07	6,75
Destillation			36,27	4,24
Einbauten bei Neuanlage			1026,05	120,56
bei Benutzung vorhandener abgearbeiteter Apparat				

00362

Zahlentafel 3 und 4.

00362

II

III

zur Mittelrolle		Kombiniertes Kurzhyster-Schmelzverfahren					
Kosten/1 t Öl		bezogen auf gleichen Durchsatz			bezogen auf gleichen Schmelzraum		
Prozent	Prozent	Menge/std.	Kosten/std.	Kosten pro 1 t Öl	Menge/std.	Kosten/std.	Kosten pro 1 t Öl
		29500 obm			47082 obm		
2,14	2,95	10 740 000,-	161,80	6,95	17 141 000,-	257,94	6,95
0,25	0,97	26,96 t			45,03 t		
0,91	0,09	4420 obm	88,40	3,82	7054 obm	141,08	3,82
0,19	0,26	3,60 ttr	8,46	0,37	7,37 ttr	15,90	0,37
		521,0 kg	23,45	1,01	851,5 kg	37,49	1,01
0,42	0,05	247 Kwh	4,43	0,19	394 Kwh	7,09	0,19
0,60	0,31	2060 t	27,61	1,20	3288 t	44,39	1,20
0,41	0,40	20,8 t	36,40	1,57	22,2 t	38,10	1,57
0,30	0,74	108,9 t	250,27	10,82	170,0 t	399,90	10,82
0,53	1,88	82,0 t	144,73	6,27	132,3 t	251,54	6,27
0,35	0,03	919,0 obm	4,12	0,18	1460,0 obm	5,57	0,18
0,11	0,01	96,0 obm	1,18	0,05	156,0 obm	1,81	0,05
0,74	0,07	3110,0 obm	61,32	2,65	8195,0 obm	97,87	2,65
0,43	0,05	14,7 obm	4,41	0,19	23,8 obm	7,09	0,19
0,24	0,97	15900,0 obm			21546,0 obm		
0,76	0,32	59,0 std.	88,00	3,80	57,75 std.	140,40	3,80
		14,7 std.	29,40	1,27	23,2 std.	47,90	1,27
68,07	7,76		579,82	25,78		953,38	25,78
		72,3 t			115,3 t		
	1,05	1 300 000,-	27,09	1,17	2 782 000,-	43,22	1,17
		500 000,-					
	0,35	12,95 t	36,45	1,51	20,67 t	48,57	1,51
	0,21	505,8 ttr	6,85	0,29	808,0 ttr	10,91	0,29
1,38	0,15	434,0 obm	9,21	0,39	693,0 obm	9,32	0,29
		14600 obm			22823 obm		
1,80	0,56	8,0 std.	12,80	0,53	12,75 std.	20,40	0,53
1,34	0,51		7,22	0,32		12,01	0,32
36,67	4,24		89,88	3,87		143,43	3,87
678,43	79,17		948,49	40,97		1513,80	40,97
172,09	20,20		972,95	42,04		1547,41	41,88
76,12	8,91		50,62	2,32		76,15	2,02
66,07	7,76		579,82	25,78		953,38	25,78
36,67	4,24		89,88	3,87		143,43	3,87
1026,03	120,23		2679,77	115,18		4234,17	114,55
Apparatur				105,02			108,18

00362

00367

Kombiniertes Hydrier-Solmivverfahren.

Bericht 3a

Kurbelversuchs an Kammor 1 in Louisa.

16.12/4.1.40.

Dr. B.H.F.

(Beilage Versuchsbericht der Hydrierung No. 1)

22.1.39

Dr. Kimmeler

00368

III. Bericht

betr.

Kombiniertes Hydrier-Schmel-Verfahren.Kurzhydrierversuche an Koks 3 in Leuna,
vom 29.3.39 bis 14.4.39.I. Zweck und Ziel der Versuche.

Aus den Ergebnissen über Kurzhydrier-Schmelversuche, die in zwei früheren Berichten *) niedergelegt waren, sind folgende Schlüsse für die evtl. praktische Durchführung eines solchen Verfahrens zu ziehen:

Bei der seitherigen Arbeitsweise der Hydrierung muß mit Rücksicht auf die Verarbeitbarkeit der Entschlackung in den Schmelzen oder Kugelbän der Asphalgehalt möglichst weitgehend im Hochdruck beseitigt werden. Hierbei müssen den Hochdruck Bedingungen vorgeschrieben werden, durch die die Asphaltbeseitigung möglich wurde, was einerseits durch die Anwendung von erhöhtem Druck, oder andererseits durch die Anwendung eines größeren Reaktionsraumes, oder durch beide Mittel erreicht wurde. Ausgehend von der Voraussetzung, daß man über ein Entschlackungsverfahren verfügt, bei dem der Asphalt zumindest für die technische Anwendung des Verfahrens keine Rolle spielt, wäre zu erwarten, daß bei den heute den Hochdruck vorgeschriebenen scharfen Bedingungen in dem einen oder anderen Punkt Lockerungen eintreten könnten, oder es könnten im Hochdruck die Durchsätze um ein beträchtliches, z.B. um das 2- und 3-fache oder mehr erhöht werden. Mit Steigerung des Durchsatzes werden die schwerelastenden Anteile des Hochdruckgewinns entsprechend steigen, so daß diese entweder in einer besonderen Dampfer für sich aufgespalten, oder für besondere Zwecke - z.B. Heizöl - gewonnen werden können. In den genannten Berichten niedergelegten Versuche zeigen, daß durch Mischung der Entschlackung mit Kohle in einem gewissen Verhältnis, und durch Brikkettierung des Gemisches Presslinge hergestellt werden können, die einem Schmel-Verfahren - z.B. dem technisch erprobten Lurgi-Spülgas-Verfahren - unterworfen werden können und hierbei eine feste Koks liefern, aus dem durch bekannte und in der Praxis erprobte Vergasungsverfahren der für die Hydrierung notwendige Wasserstoff hergestellt werden kann. Es bestand ein besonderes Interesse an Presslingen, die nach dem Spülgas-Verfahren geschmolzen, und die Schmelzrückstände nach bekannten Verfahren vergast werden könnten, weil dadurch die technische Durcharbeitung außerordentlich beschleunigt werden könnte.

*) Dr. Ehrh.: „Untersuchungen zur Erhöhung der Teerabbeuten durch einen kombinierten Hydrier-Schmelbetrieb.“ 1.12.38/27.1.39.
„Kombiniertes Kurzhydrier-Schmelverfahren.“ 4.4.39/6.5.39.

Die Versuche ergaben sowohl bei der Stein- als auch bei der Bunkkohle, daß der Asphaltgehalt der Entschlammung nicht nur nicht stört, sondern für die Bildung eines im Schmelofen stehenden, festen Brikketts sogar erforderlich ist. Hieraus ist zu folgern, daß auch Entschlammungsprodukte mit höherem Asphaltgehalt nach diesem Verfahren verarbeitet werden können und daß demnach die Bedingungen der Hydrirung so weit gelockert werden können als nicht hiardurch in anderer Hinsicht, z.B. hochdruckseitig, Grenzen gezogen sind. Nach den zusammen mit Herrn Dr. Dölllein durchgeführten Kleilversuchen zeigte sich, daß der Durchsatz bei Braunkohlen auf 2 Teile Kohle = bezogen auf den Reaktionsraum = 1 - gesteigert werden kann, und daß sogar der Druck auf unter 200 Atm., z.B. auf 100 Atm. gesenkt werden kann.

Nach mehreren in der Entwicklung dieses Verfahrens fortschreitenden Versuchen haben Dr. Bähr und Mitarbeiter Entschlammungsprodukte mit hohem Asphaltgehalt bei gleichseitig gutem Kohleabbau, die aus dem ersten Ofen einer mit 27 cm pro Std. Kohlerei belasteten normalen 4fach-Kohlekammer herausgezogen wurden, nach Beimischung von Trockenkohle brikkettiert und verschwält und dabei festen Grundkoke erhalten. In Kombination mit den vorausgehenden Versuchen wurde aus diesem Ergebnis der Schluß gezogen, daß die Kurzhydrirung in einer Kohlekammer der üblichen Bauweise, jedoch mit einem Ofen anstatt vier, und einem erhöhten Durchsatz durchgeführt werden kann. Rückschlüsse auf den bei dieser Arbeitsweise gebildeten Ölgehalt, das Verhältnis zwischen Mittelöl und Schwerköl, auf die Qualität, sowie die Frage der Verwendung in der Hydrirung oder für Heizöl und die Vergasung können jedoch, wie Dr. Bähr in seinem zweiten Bericht ausführte, nur in einer nach dieser Arbeitsweise betriebenen Kammer gezogen werden. Dieser Versuch wurde nun in Leuna in der Kammer 3 durchgeführt, die für einen Zeitraum von 14 Tagen zur Verfügung gestellt werden konnte.

II. Praktische Versuchsdurchführung in der Kammer 3

a) Vorbereitungen, die bei der Beurteilung des Versuchs zu berücksichtigen sind.

Aus betrieblichen Gründen mußte die Kammer 3 in Verbindung mit den übrigen normalen Kohlekammern gefahren werden. Dadurch mußte darauf verzichtet werden, die Kammer in eigenem Geckreislauf zu betreiben, wodurch die direkte Ermittlung des Wasserstoffverbrauches und der Vergasung unmöglich gemacht wurde. Zum anderen erhielt die Kammer denselben Kohlerei wie die normalen, so daß die Qualität des verwendeten Anreibekokes nicht derjenigen entspricht, die nach dem kombinierten Kurzhydrir-Schmelverfahren beim Fahren im Kreislauf zu erwarten ist. Außerdem erforderte die notwendige Koppelung mit dem Erzeugungsbetrieb, daß dessen Beeinflussung durch den erhöhten Asphaltgehalt bei dem Kurzhydrirversuch an der Kammer 3 auf das gerade noch betrieblich tragbare Maß zur Aufrechterhaltung der Produktion

beschränkt blieb.

b) Beschreibung der Kammer.

Wie aus der beiliegenden Abbildung 1 hervorgeht, ist die Versuchskammer wie eine normale Betriebskammer zusammengebaut, nur mit dem Unterschied, daß nur ein Ofen eingebaut ist. Zwischen den Regeneratoren 1 und 2 fehlt der sonst bei Kohlekammern vorgesehene Heißabstreifer, es ist lediglich ein Kaltabstreifer vorgesehen. Die Einzelheiten der Kammer sowie die Maße gehen aus der beigefügten Skizze hervor.

c) Versuchsdurchführung.

In den Ofen wurde normaler Kohlebrei der Hydrierung eingespritzt und zwar 19 bis 20 ohm/Stunde. Gleichzeitig wurden 15 000 ohm Gas, die aus 11 000 ohm Regeneratargas der Regenerationschlangen und 1000 bzw. 5000 ohm Kältegas des Kälteschlammungsabscheiders bestanden, als vorgewärmtes Frischgas vor dem Regenerator 2 zugesetzt. Zur Kühlung des Ofens wurden 7000 bis 9000 ohm Kältegas pro Stunde zugeführt, so daß insgesamt mit 23 000 bis 24 000 ohm Gas gefahren wurde. Die Temperatur wurde im Eingang des Ofens auf rund 23 bis 23,5 oV gehalten, und im Ofen selbst betrug die Temperatur 25,8 oV. Es wurden etwa 7,5 bis 8 ohm pro Stunde Entschlammung aus dem Abscheider abgezogen, wobei diese nur einen Feststoffgehalt von etwa 24 bis 26 % hatte. Dieser verhältnismäßig niedrige Feststoffgehalt war nur die verhältnismäßig geringe Gasmenge zurückzuführen. Normalerweise beträgt der Gasdurchsatz 35 bis 40 000 ohm/Stunde pro Kammer. Die Herabsetzung der Gasmenge erfolgte in Hinblick auf die Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit, die bei dem angestrebten höheren Durchsatz (Kohlekammern von 3 bis 4 Ofen mit etwa 30 bis 40 ohm/Std. Einspritzung) erwartet werden konnte, um den hierdurch evtl. später auftretenden Schwierigkeiten (Schluffgefahr) vorzubeugen.

Bei dieser Fahrweise wurde in dem Ofen ein Abbau von etwa 94 bis 97 % erzielt. In dem Abstreifer fielen durchschnittlich 9 bis 10 ohm Produkt pro Stunde an. Die Betriebsbedingungen und Durchsätze gehen aus der Zahlentafel 1 hervor und stellen Durchschnittszahlen dar. Weitere Einzelheiten über Beobachtungen während der Versuchsdauer und die Gründe die zur Abstellung der Kammer führten, sind in dem Betriebsbericht des Hydr.-Hochdruck (siehe Anlage) enthalten. Die analytischen Daten der Ein- und Ausgangsprodukte waren folgende:

1) Einspritzprodukt

Die Untersuchung des eingespritzten Kohlebreies, der - wie schon gesagt - der gleiche war, wie ihn die normalen Betriebskohlekammern erhielten, wurde in Durchschnittsproben über 8 Stunden vorgenommen. Die daraus sich ergebenden Tagesdurchschnittswerte sind in Kurvenblatt Nr. 1 graphisch dargestellt. Man ersieht daraus, daß die Zusammensetzung des Kohlebreies über die ganze Versuchsdauer

ziemlich gleichmäßig war, und zwar betrug sie durchschnittlich:

Feststoffgehalt	2 %
Feststoffgehalt (Kohle)	49 bis 50 %
Anreibemil	49 bis 48 % (aus Differenz gerechnet)
Asphalt im Anreibemil	4 bis 6 %
Feststoff im Anreibemil	3 bis 4 %
Asche in Kohle	20 bis 21 %
Fe in Asche	2,2 bis 2,5 %

2) Entschlammung.

In gleicher Weise wie der Kohlebrei wurde die Entschlammung analysiert. Die Tagesdurchschnittswerte sind in dem Kurvenblatt Nr. 2 festgehalten. Der Feststoffgehalt (abgebaute Kohle) lag im Anfang bei ca. 25 bis 26 %, um nach 7 Tagen (6.4.39) auf ca. 24 %, und in den beiden letzten Tagen auf 23 bis 22 % abzufallen. Der für die Abbaumermittlung wichtige Aschengehalt des hydrierten Kohlebrühschlammes betrug zu Beginn 90 % und ging dann mit einigen Schwankungen auf 65 % herunter, was einen Reinkohlgehalt von 37,2 % später von 34,3 % entspricht.

Der Asphaltgehalt des Entschlammungsschlammes stieg im Verlauf der ersten 6 Tage von 28,5 % auf 33 %, fiel während der nächsten Tage auf 29 %, um dann wieder auf 32 % anzusteigen, um bis zum Versuchsende auf etwa 30 % abzufallen. Auf den Feststoff bezogen zeigt der Asphaltgehalt eine ausgeprägt ansteigende Richtung von ca. 85 % bis 105 %.

Das vom Feststoff befreite Entschlammungsmittel hatte ein spezifisches Gewicht von 1,040 bis 1,074 bei 220 °C. Der Mittelsiegelt des Gips (bis 325 °C) lag niedrig bei 2 bis 5 %, und bis 350 °C waren durchschnittlich 11 bis 12 % abgegangen.

3) Abstreiferprodukt.

Die Tagesdurchschnittswerte des Abstreiferproduktes (siehe Kurvenblatt

3) zeigen in großen Ziffern folgende Daten:

Spez. Gewicht bei 90 °C	0,942 bis 0,951
Siedebeginn	85 bis 100 °C
bis 180 °C	4 bis 6 %
bis 325 °C	37 bis 40 %
bis 350 °C	56 bis 60 %

*) von zwei Spitztemperen am 1. und 9. April 1939 abgesehen.

Das aus dem Abstreifer abdestillierte Mittelöl hatte bei 90 °C ein durchschnittliches spezifisches Gewicht von 0,871 bis 0,896.

4) Abstreiferwasser

Das Abstreiferwasser wurde nicht regelmäßig, sondern nur an einigen Tagen untersucht. Das Ergebnis ist in der folgenden Tabelle zusammengestellt:

	2/4.39	6/4.39	8/9.4.39	2/10.4.39	10/11.4.39	
NH ₃	10,710	10,710	10,5	10,9	10,9	g/ltr.
CO ₂	1,000	1,830	0,7	3,2	2,8	g/ltr.
H ₂ S	0,630	0,944	8,7	0,3	0,4	g/ltr.
Phenole	6,280	5,495	5,76	4,16	4,16	g/ltr.

Die Gasuntersuchung

Die Gasanalysen wurden in der Höhe, die 24 Stundenproben genommen und zwar am Eingang und Ausgang des Kreislaufgases (infolge der Ungenauigkeit der Gasmengenmessung haben diese Analysen keine große Bedeutung) ferner das Entspannungsgas aus der Abscheiderentschlammung und dem Abstreifeurprodukt. Von den Entspannungsgasen wurden außer den technischen Gasanalysen auch Stickstoffanalysen gemacht. Die Resultate dieser Untersuchungen sind in der Zahlentafel 2 mit dargestellt.

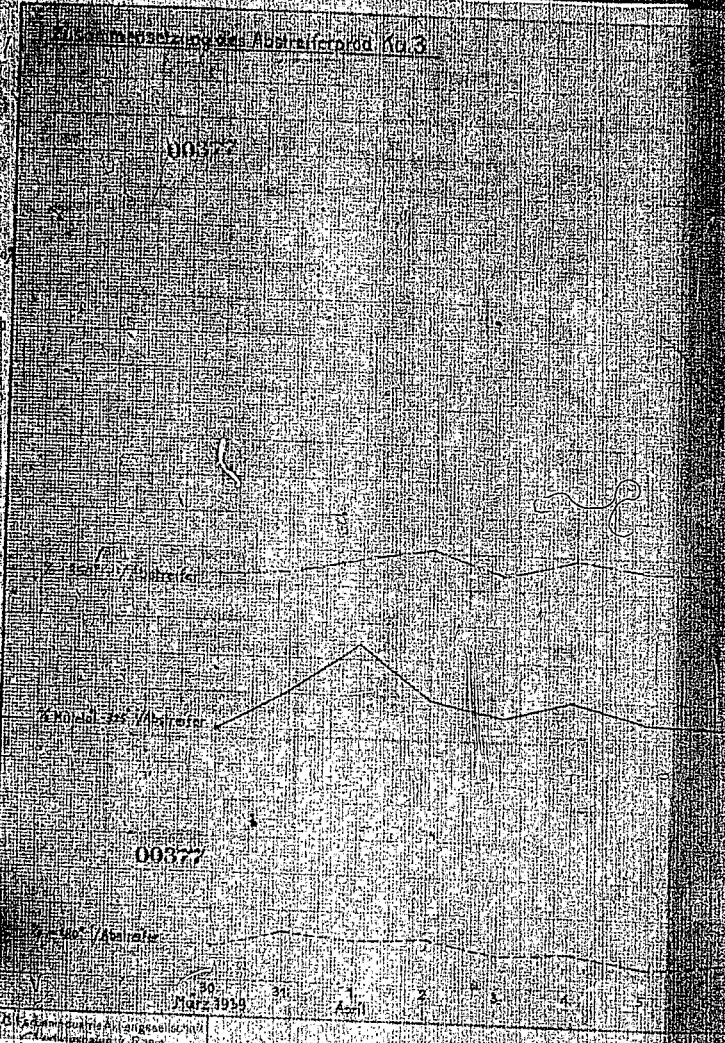
6) Es wurden noch bestimmte Einzeluntersuchungen der verschiedenen Produkte durchgeführt, die in der Zahlentafel 2a zusammengefaßt sind.

Das während der Versuchsdauer gewonnene Abstreifeurprodukt betrug pro Tag etwa 100 bis 130 t, was einer Leistung des Ofens von 0,75 bis 1,0 entspricht. Der Abstreifer hatte in Mittel 34 bis 36 % Mittelöl und die Mittelölbildung betrug etwa 45 bis 60 % ^{bezogen auf Ölgewinn}. Die Versuchsergebnisse sind in der Zahlentafel 3 zusammengefaßt. Die Angabe über den Hochdruckgewinn läßt sich nicht mit Bestimmtheit machen, ebensowenig wie sich bei der anteiligen Menge Mittelöl, da ein Teil der am leichtesten siedenden Bestandteile, wie Leuchtöl und Mittelöl, mit dem Kreislaufgas aus der Kammer gas- bzw. dampfförmig weitergetragen wurde. Da der Kaltabstreifer infolge Fohlens des Heißabstreifers mit Temperaturen von etwa 60 bis 80 °C gefahren werden mußte, wie noch aus den Ergebnissen des später zu besprechenden Eilanalyseversuches hervorgeht, wurden etwa 20 t Produkt auf diesem Wege aus der Kammer abgeführt, so daß die erhaltenen Ergebnisse nicht störend sind.

Die Entschlammung wurde in einem besondern Behälter geerdet, der sich in Nr. 004 befand, und wurde nach einer nochmaligen gewissen Waschung in der Üblen oben wie in der Rückstandsaufarbeitung Nr. 004 und 005 zusammen mit dem Entschlammungsdokament der Hydrierung aufgearbeitet. Für Versuchsproben wurde ein Teil des mit 24 % Feststoffgehalt anfallenden Rückstandes mit einem mittleren Asphaltgehalt von 30 % bezogen auf Öl in der Zentrifuge ohne Verdünnungsgel geschleudert; hierbei stieg das Feste im Behälterrückstand auf rund 41 %. Die Belastung der Maschine betrug 2600 kg/Stunde Einspritzprodukt und die Maschine leistete etwa 700 kg/Std. Feste. Im Schleuderrückstand waren 12 % Feste. Die Verteilung von Feststoffsubstanz, Asche und Asphalt in dem Entschlammungsprodukt, dem Schleuderrückstand und dem Schleuderrückstand geht aus der Zusammenstellung in Zahlentafel 4 hervor.

Über die mögliche Anwendung des Abschleuders als technisches Verfahren

TRAVAS



F

F



M

00372

EN 4500 B

00379

Kohlentafel 2a

Zusammensetzung der Entschlammung

Datum	Zeit	Bezeichnung der Probe	Kohlentriebränge	Entschlammungsränge	Analyse			Feuchte		Asche
					im An- liefer- zustand	beno- tigt	beno- tigt	im An- lie- fer- zustand	im An- lie- fer- zustand	
1939	Uhr		abs/h	abs/h	%	%	%	%	%	
30.3.	11.45	Kohlerei Kammer 3	8,50	4,20						
	12	Entschlammung Kammer 3	8,50	4,20	14,6	69,5	118,0	44,4	20,7	
	14.45	Abstreifer Kammer 3	8,50	4,20				21,0	59,9	
31.3.	8.30	Kohlerei Kammer 3	12,00	6,10						
	10	Entschlammung Kammer 3	12,00	6,10	22,3	111,5	149,7	48,1	20,9	
	10	Abstreifer Kammer 3	12,00	6,10				20,1	74,8	
1.4.	14.00	Abstreifer Kammer 3	16,00	7,20						
	18.49	Abstreifer Kammer 3	16,00	7,20	22,5	119,0	155,3	46,4	22,4	
	19.45	Abstreifer Kammer 3	16,00	7,20					69,0	
	20.45	Abstreifer Kammer 3	16,00	7,20						
3.4.	10.00	Abstreifer Kammer 3	20,00	6,70						
	12.40	Abstreifer Kammer 3	20,00	6,70						
	12.40	Abstreifer Kammer 3	20,00	6,70						
5.4.	8.00	Entschlammung Kammer 3	20,00	7,10	26,2	105,3	118,0	27,6	80,7	
	9.10	Abstreifer Kammer 3	20,00	8,00						
	9.10	Kohlerei Kammer 3	20,00	7,80						
4./5.4.	24	Entschlammung Kammer 3	20,00	7,80	28,5	118,6	166,0	52,1	19,4	
	24	Entschlammung Kammer 3	20,00	7,80				24,5	71,0	
	24	Abstreifer Kammer 3	20,00	7,80						
5.4.	10.15	Kohlerei Kammer 3	20,00	8,35						
	16.10	Entschlammung Kammer 3	20,00	8,35	31,6	131,0	170,0	48,1	20,2	
	16.10	Abstreifer Kammer 3	20,00	8,35				24,1	77,2	
6./7.4.	20	Kohlerei Kammer 3	20,00	8,20						
	20	Entschlammung Kammer 3	20,00	8,02						
	20	Abstreifer Kammer 3	20,00	8,02	30,4	124,0	157,5	49,6	20,7	
7./8.4.	20	Kohlerei Kammer 3	20,00	8,02						
	20	Entschlammung Kammer 3	20,00	7,99						
	20	Abstreifer Kammer 3	20,00	7,99	30,4	133,0	166,0	29,0	80,6	
8./9.4.	12.00	Abstreifer Kammer 3	20,00	7,99						
	12	Kohlerei Kammer 3	20,00	7,99						
	10	Entschlammung Kammer 3	20,00	8,00						
9./10.4.	20	Abstreifer Kammer 3	20,00	8,00	28,9	129,0	160,5	22,6	19,8	
	20	Kohlerei Kammer 3	20,00	8,00						
	20	Entschlammung Kammer 3	20,00	7,24						
10.	20	Abstreifer Kammer 3	18,00	7,24	28,2	95,3	103,0	51,6	16,4	
	20	Kohlerei Kammer 3	18,00	7,24						
	20	Entschlammung Kammer 3	18,00	7,50						
11.4.	20	Abstreifer Kammer 3	18,00	7,50	37,4	157,0	189,0	23,0	83,3	
	20	Kohlerei Kammer 3	18,00	7,50						
	20	Entschlammung Kammer 3	18,00	7,69						
12.	20	Abstreifer Kammer 3	18,00	7,69	31,6	152,0	189,0	40,9	20,0	
	20	Kohlerei Kammer 3	18,00	7,69						
	20	Entschlammung Kammer 3	18,00	7,69						
13.	12.00	Abstreifer Kammer 3	18,00	8,80	28,3	116,0	152,0	24,0	72,8	
	14.00	Kohlerei Kammer 3	18,00	8,80						
	14.00	Entschlammung Kammer 3	18,00	8,35	20,0	132,0	182,0	21,2	72,8	

00379

Rechenzettel 2a

Bestandteile eines Abstreifproduktes d. r. Versuchnummer 1

00379

An- zahl	N Best- stand	N Anzahl	N Anzahl	V e r f a h r e n			U 1	Phanol- gehalt	Spez. Gew. 0,30 °C	Anilinsubstanz Original-Phanol frei	Elementaranalyse	
				in Fest- subst.	in Fest- subst.	H in Fest- subst.					C	H
69,5	119,0	44,5	20,7	59,3								
111,5	149,7	48,5	20,8	60,5		33,0	15,0	0,990	35,2	35,4		
110,8	133,8	46,5	22,4	55,4		34,0	16,0	0,993	35,5	35,6		
			89,0	32,2								
						39,0	16,0	0,991				
						27,0	16,0	0,989	34,3	34,6		
						39,0	16,0	0,992	35,5	35,2		
						39,0	16,0	0,992	34,4	34,5		
						39,0	16,0	0,994	34,2	34,3		
107,5	115,0	27,5				40,0	16,0	0,986				
			80,7	39,6		41,0	16,0	0,987	34,8	35,0		
						6,5			39,0	39,3		
						39,0	16,0	0,995	34,2	34,3		
			19,4	56,1		9,0						
			74,0	26,5		7,0						
						38,0	16,0	0,987	35,2	35,4		
			20,2	53,0		5,8						
			77,8	37,24		5,5						
						36,0	16,0	0,990				
						16,0	16,0	0,992	34,8	34,6		
124,0	137,5	49,5	20,7	54,26		5,3			36,5	36,6		
		24,0	80,5	18,10		5,2			36,4	36,2		
						39,0	16,0	0,990	34,8	34,2		
137,0	166,0	45,7	19,6	54,3		6,5						
		29,0	80,6	20,38		4,5						
						37,5	16,0	0,998	34,8	35,8		
128,0	158,5	50,2	19,8	55,35		7,7			34,5	34,6		
		22,6	79,6	19,40		5,2						
						36,0	16,0	0,992				
						7,7						
						5,2						
95,3	103,0	51,6	18,4	54,83		4,34					89,3	8,2
		29,6	80,8	18,74		9,03		0,996	34,0	34,2	86,2	8,60
						4,03					86,2	8,60
						38,0	17,0	0,996	34,7	34,5	89,4	8,2
157,0	169,0	49,3	19,4	55,0		4,07						
		29,8	83,3	18,55		9,05		0,992	35,8	34,0		
						5,05						
						36,0	15,0	0,992				
152,0	189,0	48,9	20,0	55,9		4,39						
		20,8	86,5	18,23		3,02						
						5,08						
114,0	162,0	24,0				22,02		0,992	35,8	34,0	80,80	8,15
						1,30						
						6,2						
132,0	182,0	21,2	72,8	23,74		4,43		0,988	34,6	34,6	87,90	7,05
						27,0					86,55	8,55
						5,5					81,68	7,67
						38,0	17,0	0,993	35,0	35,4	86,77	8,23

00379

00380

00380

Zahlw. Tafel

Hochdruckgewinn um Mittelbil. Neubildung des Vermögen

Datum 1939	Kohlenred (1. Zeile) SKK (2. Zeile)	Abstreifer I Abstreifer II Entschlammung	Verlust		Oligewinn		Mittl.
			%	€	€	%	
30.3	192,6 76,2	69,3 99,4	18,9	47,6	80,8	0,50	
31.3	457,7 236,0	150,1 74,2 192,0	43,2	27,2	116,6	0,54	
1.4	561,0 278,0	154,9 94,5 220,9	58,0	30,3	132,6	0,51	11
2.4	566,4 282,0	222,1 260,5	52,1	27,7	155,8	1,07	9
3.4	567,4 282,0	224,0 243,5	67,1	35,5	122,0	0,51	6
4.4	569,4 284,0	226,7 239,5	79,6	33,8	126,4	0,54	11
5.4	561,6 280,8	221,3 232,2	57,5	34,2	133,2	0,59	11
6.4	568,5 282,5	234,4 219,2	80,5	43,8	116,2	0,86	11
7.4	569,3 280,8	166,1 301,6	75,5	41,0	109,5	0,81	10
8.4	568,5 276,6	212,3 258,1	72,3	38,0	118,0	0,68	11
9.4	548,0 274,0	236,2 158,1	81,7	38,9	129,5	0,97	10
10.4	510,6	199,5	61,9	35,5	107,7	0,80	7
11.4	509,2 249,0	184,8 229,8	57,2	35,9	101,9	0,76	8,5
Durchschnitt	519,6 276,4		62,04 62,04	36,03	113,0	0,85	9,4

00380

00380

D

A

0
A

Table 1001. 2
Mittelschichtbildung der Formschleimkammer 3 zu den einzelnen Mann abtragen

00380

Uhrzeit	Leistung	Mittelschicht im Antriebszylinder		Mittelschicht im Abstreifen		Mittelschicht im Pleum		Leistung	Mittelschicht- nachbildung in Gehäuse
		g	%	g	%	g	%		
114.0	0,24	6,0	9,1	81,8	53,2	39,1	23,0	0,23	78,0
118.5	0,24	7,0	9,4	77,4	37,2	69,5	36,0	0,32	59,3
122.5	0,24	11,7	4,2	111,2	14,7	100,0	40,0	0,74	79,3
126.5	1,01	9,8	3,3	90,5	36,2	79,7	21,8	0,33	52,1
128.0	0,27	6,3	8,8	79,5	33,2	72,3	32,8	0,34	59,3
128.4	0,24	11,3	4,0	84,0	36,8	72,9	31,9	0,30	37,7
133.9	0,22	11,1	4,0	73,8	34,3	64,7	29,2	0,48	48,6
116.8	0,86	11,0	4,0	81,1	34,6	69,8	27,2	0,32	60,1
[redacted]	0,81	10,1	3,9	57,0	34,3	46,2	28,2	0,35	43,2
[redacted]	0,88	11,0	3,8	77,4	36,5	60,6	31,3	0,49	56,8
129.3	0,27	10,1	3,7	152,2	43,9	112,1	37,9	0,93	86,6
127.7	0,80	7,9	9,1	71,0	33,8	63,6	31,9	0,47	39,2
121.9	0,78	8,3	9,5	69,3	37,3	60,2	23,0	0,45	59,0
113.0	0,85	8,46	3,7	78,5 77,41	33,2 36,9	69,01	31,9	0,32	60,83

00380

Zehnter 61. 4.

Zusammenhang der Entscheidung mit deren Schlussfolgerung und deren Schlussfolgerung des
 Verneinens 3 bei dem Schlussvernein mit unvollständiger Entscheidung.

Datum 1959	Zeit Uhr	Bezeichnung der Probe	Feststoffgehalt		Menge	A B P s 1. 4 Bezugsmenge Fest- stoffgehalt in Anlie- ferungsmenge	Bezugsmenge Lieferung
			g	%			
3.4.	15:55	Entscheidung vor der Zentrifuge in No 884	27,6	94,2	36,6	332,6	57,8
12.4.	14:15	do.	21,8	76,8	28,3	329,8	169,0
3.4.	15:55	Schlusssatz von der Zentrifuge 33 in No 884	15,4	75,4	29,5	230,0	292,0
12.4.	14:15	do.	7,8	59,8	7,8	59,0	508,0
5.4.	15:55	Schlusssatz von der Zentrifuge 33 in No 884	46,5	86,7	50,3	69,2	75,2
2.4.	14:15	do.	38,0	81,5	29,9	32,4	62,8

00381

äußerte sich Herr Dipl.-Ing. Karl folgendermaßen:
 „Um Produkt für die Herstellung von Brikkettenspänen zu erhalten, wurde Entschlammung von Kohle Ka 3 mit einem mittleren Feststoffgehalt von 24 % und einem mittleren Asphaltgehalt von 26 % besogen auf Öl (hohe Verdünnung) in der Schmelzschleuder 33 (Schleuder). Es wurden vier Versuche durchgeführt an verschiedenen Tagen, von je annähernd 6 Stunden Dauer. Die Maschine versackte trotz des hohen Einspritzfesten nicht. Bei Ausbau zeigte sich jedoch sehr hartes Ansatz von etwa 10 mm Stärke an der Trommelwandung, wahrscheinlich infolge des hohen Asphaltgehaltes konnte die Maschine nach Abtollung durch Spülen allein nicht gereinigt werden.“

Das Schleuderöl hatte 12 % Festen. Auf besondere Schleuderrückstände wurde bei der Einstellung der Maschine nicht geachtet, da es darauf ankauf, einen möglichst hohen Rückstand zu erzeugen, das feste in Schleuderrückstand betrug 41 %. Die Leistung der Maschine an Festen betrug annähernd 700 kg, war also sehr hoch. Die Belastung der Maschine betrug 2600 kg/Stk. Einspritzprodukt (Entschlammung). Der Drosseldurchmesser betrug 10 mm, der Düsendurchmesser 2,5 mm. Es hat den Anschein, als wenn sich in einmaliger Durchgang das Produkt in ein Schleuderöl mit extrahiertem Feststoffgehalt und einem gut angeordneten Rückstand sogar ohne Verdünnung trennen läßt. Die Verschlammung des asphaltreichen Rückstandes in M 887 machte sehr Schwierigkeiten, obwohl der Asphaltgehalt besogen auf Öl in der Mischung des Schleuderrückstandes nur bis auf 12 % anstieg. Keine Entschlammung oder reiner Schleuderrückstand der Kohle Ka 3 wurde in M 887 auf den Schneckenöffnen nicht verschwilt, sondern nur Schleuderrückstand der Kohle Ka 3 in Mischung mit dem übrigen Schleuderrückstand. Trotzdem war der Ausfall an Schneckenöffnen sehr hoch. Es mußten infolge des Versuches und seiner Folgen 12 Schnecken gegenüber sonst 6 Schnecken je Monat gesondert werden. Die Laufzeit der Schnecken ging auf 53 Tage zurück.

Für die Frage der Kurahydrierung selbst interessiert diese Erscheinung nicht, da eine Verschlammung des Rückstandes nicht beabsichtigt ist. Bei der Kurahydrierung ist ein asphaltreicher hochkonzentrierter Schleuderrückstand für die Herstellung von Brikkettenspänen erdünscht. Für die Schmelze wurde man bei dem Schleudern stark verdünnen, um den Asphaltgehalt des Schleuderrückstandes heruntorzubringen.“

III. Abweichungen der Analysendaten des Ka-3-Versuches von denen einer normalen Kohlekammer.

1) Entschlammung.

Beim Vergleich der Analysendaten des Ka-3-Versuches mit denen einer normalen Kohlekammer fällt vor allen Dingen an, daß die Feststoffkonzentration

in der Entschlammung mit etwa 25 % bei der abgekehrten Hydrisierung wesentlich niedriger liegt gegenüber einer normalen Kohlekammer, trotz der vorgenommenen Erhöhung der Ofentemperatur von 24,5 mV auf 25,0 mV, was vielleicht auf die Verabsetzung der Gasmenge zurückgeführt werden kann. Die Verhältnisse bei Minschlämbern mit normalem Gasdurchgang lassen noch geklärt werden. Dies bedeutet, daß die Aufarbeitung der Kutschlammung nicht direkt durch Ansatzchen mit Kohlen, Brikkettierung und Schmelzung erfolgen kann, sondern daß zuerst ein Hindrücken auf eine Feststoffkonzentration von ca. 40 % vorgenommen werden muß. Das kann, wie der Betriebsbericht der Hydrisierung Siedehöhle (Anlage 2) zeigt, durch Schließen der unvordümmten Entschlammung erfolgen, wobei jedoch ein Schläuderöl mit hohem Feststoffgehalt, der sich nicht in erträglichen Grenzen bewegen soll, in Kauf genommen werden muß. Dieses Schläuderöl, welches schätzungsweise etwa 27 % der notwendigen Anreibelmenge ausmachen wird, muß selbstverständlich als Abfall bei in den Kreislauf zurückgeführt werden und bringt außer dem resten natürlich noch eine gewisse Asphaltmenge (rund 65 % des Entschlammungsgehaltes) mit in den Hochdruck, so daß der Ertrag der dem Kurahydrisierverfahren eigentlichen Rückstandsaufarbeitung, Formhaltung des Asphalts vom Kohlenofen, durch Verarbeitung in der Schmelze, nur zu 33 % erreicht wird. Wenn man sich überlegt, wie sich das an einem Idealversuch auswirken kann, muß man bedenken, daß der Asphaltgehalt der Ka 3 Entschlammung mit durchschnittlich 30 %, bezogen auf Öl, an und für sich schon recht hoch liegt, was noch viel deutlicher zum Ausdruck kommt, wenn man den Asphalt auf das Festo der Entschlammung bezieht. Dabei ergibt sich für Kurahydrisier-Verbrauch Ka 3/85 bis 105 % Asphalt in der Entschlammung - bezogen auf Festo.

Wenn es also nicht gelingen wird, durch geeignete Maßnahmen, was z.B. vielleicht durch Erhöhen des Gas-durchganges auf die normale Menge erzielt werden könnte, die Feststoffkonzentration der nach dem Kurahydrisierverfahren anfallenden Entschlammung ohne schädliche Erhöhung des Asphaltgehaltes so weit zu steigern, daß sie direkt mit der Kohle nach der Brikkettierung abgemolmt werden kann, muß sich der Asphalt durch die Rückführung mit dem Schläuderöl hochdruckseitig anreichern, und es erscheint bei dem erwartungsgemäß sehr schlechten Asphaltabbau der Kurahydrisierung sehr fraglich, ob sich ein betrieblich tragbares Asphaltgleichgewicht einstellen wird.

b). Abstreiferprodukt 1

Auch die Analysen des Abstreiferproduktes aus dem Versuch Ka 3 unterscheiden sich von den Untersuchungsergebnissen des Kohlenabstreifers aus den normalen Betriebskammern, wie sich aus der folgenden Gegenüberstellung

00384

ergibt:

	Kohlenhydratierung	Mittel	norm. Betriebskammer Februar 1939
8 90 °C			
Siedebeginn	0,941 - 0,951	0,941	0,956
bis 180 °C	65 - 100	90	69
bis 325 °C	4 - 6 %	4,7 %	6,5 %
	37 - 40 %	39,4 %	48,0 %
8 90 °C d. abdest. H-Oles	0,871 - 0,896	0,879	0,871
Asphalt	1,96 - 2,38 %		0,5 - 1,0 %
Phenole	0,00 - 0,30 %		3,8 - 5,0 %

Das Abstreiferprodukt aus dem Ka 5-Versuch ist im spezifischen Gewicht schwerer und hat weniger Anteile bis 325 °C als der Sammelabstreifer der normalen Kohlenkammer, das heißt: der Gehalt an abdestilliertem Mittelöl ist in seiner Zusammensetzung schwerer. Auch im Asphalt- und Phenolgehalt liegt das Abstreiferprodukt der Kammer 5 wesentlich höher. Wie weit diese Abweichungen durch die besonderen Betriebsbedingungen beeinflusst werden und wie weit diese auf das Fehlen des Heißabstreifers und damit auf das Mitführen von Leicht- bzw. Heißbläs mit dem Kreislaufgas zurückzuführen sind, kann nennenswert nicht beurteilt werden und wäre ausstehenden Versuchen vorbehalten.

Das in die Kammer eintretende sowie austretende Gas, wie auch die aus dem Abstreifer und der Entschlammung erhaltenen Säfte wurden einer abgekürzten und einer Sockelanalyse unterworfen. Leider konnte die Menge des in die Kammer ein- und austretenden Gases nicht ermittelt werden, der Gehalt an Inerten betrug etwa 25 bis 26 % nach dem Dichteschreiber und zeigte somit dieselbe Höhe wie eine mit 38 bis 40 000 cbm Gas betriebene normale Kammer. Eine Umrechnung ergibt, daß demnach die Vergasung etwa 60 % gegenüber 100 % einer mit 4 Ofen betriebenen Kammer beträgt. In der Zahlentafel 5 sind die Ergebnisse der Gasanalysen für an verschiedenen Stellen anfallenden Gase zusammengefaßt.

Der Asphaltgehalt in dem Entschlammungsprodukt beträgt - bezogen auf 100 Teile Festes - 85 bis 105 Teile und liegt somit höher als nach den Versuchen an Kammer 6, 8 und 17 bei 27 cbm Kreislaufgas erwartet werden konnte. So wurden zum Beispiel an drei hintereinanderliegenden Tagen zweifelhafte Durchschlammproben aus dem Ofen 1 der Kammer 6 gezogen und zu gleicher Zeit Entschlammungsprodukt aus dem Abscheider, die Proben wurden auf ihren Asphaltgehalt untersucht. (Während der Versuchszeit lief die Kammer mit 27 cbm Kreislaufgas).

Aus den Ergebnissen, die in Zahlentafel 5 zusammengefasst sind, geht hervor, dass der Asphaltgehalt der Entschlammung aus dem Ofen 1) bezogen auf den Abstrahant "100" etwa 30 bis 35 % beträgt, und ebenso der Asphaltgehalt in Entschlammungsabscheider denselben Betrag hat. Gegenüber diesen Ergebnissen lag der Asphaltgehalt in der Versuchskammer 3 etwa dreimal höher. Voraussichtlich ist die Erklärung zu suchen, dass bei der Kammer 6 zur Vermeidung der Kaviarbildung der Reaktionsraum voll für die Hydratierung ausgenutzt werden konnte. Im Gegensatz hierzu war am Ofen der Versuchskammer 3 eine derartige Entschlammungsabführung im unteren Teil des Ofens nicht vorhanden. Man könnte sich nunmehr denken, dass sofort beim Anfahren der Kammer die Kaviarbildung einsetzt, wodurch der Reaktionsraum noch weiter stark verringert wird und der Unterschied in dem Asphaltgehalt hervorgerufen wurde. Bei Wiederholung des Versuchs müsste auf diesen Punkt besonders geachtet werden.

IV. Bilanzversuch von Kammer 3 vom 8. bis 9.4.39 von 9 Uhr bis 9 Uhr.

Der Kurahydrierversuch in der Kammer 3 konnte, wie schon eingangs erwähnt, nur gemeinsam mit den normalen Kohlekammern gefahren werden. Es war aus betrieblichen Gründen unmöglich, von den verschiedenen Betriebslagen laufend gesonderte Messungen des Abstreiferproduktes vorzunehmen. Durch Leitungsumstellung und "Intankfahren" ließ sich jedoch wenigstens für kurze Zeit (24 Stunden) eine genaue Abstreiferangemessung durchführen. Von drei solchen 24-Stunden-Bilanzversuchen konnte der am 8. bis 9.4.39 stattgefunden von der Betriebskontrolle als wirklich einwandfrei bezeichnet werden. In Verbindung mit den eingehenden Analysendaten ergibt sich die Auswertung, die nachfolgend als Vergleich aufgeführt wird (Siehe nächste Seite).

Als Ringungsprodukt sind die Trockenraunkohle einschließlich Kontakt, das Antriebsöl und Wasser, sowie die geringe Menge Spiel- und Akku-Öl angegeben, die Ausgangsprodukt der Abstreifer I und II (bei Ka 3-Versuch nur 1 Abstreifer), das Entschlammungsöl und der Kohlerückstand, ferner das Abstreiferwasser, Gasbenzin und Abfallöl. Da die beiden letzten Produkte bei dem Ka 3-Versuch nicht gemessen werden konnten, haben wir sie hier den normalen Kohlekammern entsprechend in gleichen Prozentsatz auf Gesamtabstreiferprodukt bezogen, eingesetzt. Der Hochdruckölgehalt errechnet sich aus der Differenz der ausgebrachten Öle (einschließlich Gasbenzin und Abfallöl) und den eingebrachten. Nicht berücksichtigt werden in der Bilanz die Leicht- und Mittelölanteile, die durch das Kreislaufgas infolge der besonderen Temperaturverhältnisse im Abstreifer dampfförmig weggeführt wird.

00386

	Eingang		Ausgang		Verlust	Gewinn nach direktem Umsatz steuern
1939						
Ka-5 80-944 2.1.9.2	H ₂ O	111,9	200,0	Abstreifer		
	TEK	576,9	194,0	Entschl. 01		
	Akku-01	9,6	61,2	Entsch. Fest.		
	Anreiberei	276,8	29,7	H ₂ O		
			6,8	Gasbenzin		
			1,0	Abfall		
	Summe	975,6	501,5		74,1	27,2
normal 10-24 Februar 1939	H ₂ O	1.891,0	25.07,0	Abstreifer		
	TEK	4.344,2	25.084,0	Abstreifer II		
	Akku-01	1.606,0	27.566,8	Entschl. 01 & 02		
	Anreiberei	44.138,7	2.470,0	Entschl. Fest.		
			5.938,0	H ₂ O		
			1.592,0	Gasbenzin		
			241,0	Abfall		
	Summe	53.920,0	83.501,4		8.48,9	27,1

00386

Zur besseren Vergleichsmöglichkeit wurden die wichtigsten Zahlen auf 1000 G TEK umgerechnet und nachstehend zusammengestellt:

	Eingang	Ausgang	Verlust		Hochdruck
Kurzhydrierung	2 075	1 807	266	27,3	445
normale Kohlenhydr.	2 072	1 682	190	27,1	512

^{*)} wobei zu berücksichtigen ist, daß ein gewisser Teil des Mittels

00386

- Wie nachheraus sieht, ist bei der Kohlenhydrirung
- 1a) die Leistung, bezogen auf den Hochdruckgewinn, fast viermal größer als bei den normalen Kohlekammern;
 - 1b) Die Leistung, bezogen auf Mittelölsbildung, 2-2 mal größer als bei den normalen Kohlekammern;
 - 2) der Hochdruckgewinn um 63 % u. 14 % niedriger als bei den normalen Kohlekammern;
 - 3) die Mittelölsbildung nur 225 % u. 50 % des Hochdruckgewinns und erreichte nur 53 % der mit einer 4-fach-Kohlekammer produzierten Mittelölsmenge;
 - 4) der Schwereölsüberschuss jedoch 196 %, d.h. rund 4 mal so groß als bei den normalen Kohlekammern;
 - 5) Hierbei ist zu beachten, daß aus folgenden Gründen Unklarheiten bestehen:
 - a) Es wurde nicht mit dem eigenen Anreiböl gefahren;
 - b) die Ölbildung hat Unsicherheit in der richtigen Berechnung des Öls infolge der besonderen Betriebsbedingungen.

Zusammenfassung:

Auf Grund der Ergebnisse der Kleinversuche war zu erwarten, daß die Durchsätze in der Kohle-Sampfphase der Hydrirung noch gesteigert werden können, wobei allerdings der Asphaltgehalt im Abschlamme steigt. Für die Aufarbeitung dieses asphaltreichen Abschlamms war an eine neue Aufarbeitung gedacht, wobei der Abschlamme mit Kohle vermischt, die Mischung briquettiert und die Briquets geformt werden sollten. Es wurde nun dieses abgekürzte Hydrirverfahren in einer Betriebskammer durchgeführt, wobei die Kammer nur einen Ofen enthält. Es wurden 18 bis 20 lbs Erz eingespritzt. Die Gasmenge war gegen eine normale Kammer etwa auf die Hälfte vermindert und die Temperatur im Ofen um etwa 1 mF erhöht worden. Die Kammer konnte wegen Verkokung des Ofens nur 14 Tage gefahren und ein Bilanzversuch durchgeführt werden. Die Beurteilung der Ergebnisse wurde dadurch erschwert, daß die Kammer zusammen mit den übrigen Kammern der Hydrirung betrieben wurde, wodurch ein eigener Kreislauf für Gas und Öl fehlte. Der Unterschied zu einer normal betriebenen Kammer besteht darin, daß der Asphaltgehalt im Abschlamme etwa 3 mal so hoch war, wobei aber die Leistung von 0,25 auf 0,93 Hochdruckgewinn und die Leistung an Mittelölsbildung von 0,21 auf 0,465 stieg. Die Hochdruckölneubildung besteht etwa je zu 50 % aus Mittelöl und Schweröl. Ein endgültiges Bild kann nur durch weitere Fortsetzung der Versuche in einer für sich betriebenen Kammer erhalten werden.

1/30

Hydrierung
Hochdruck

Lohnwerk, den 22. Mai 1939

00388

Versuch zur Hydrierung von Braunkohle in einem Ofen 800 ϕ
Kammer 3 vom 29.3.39 bis 14.4.39

Ausrüstung der Kammer:

- 2 Regeneratoren 500 mm ϕ 18 m lang, je 15l Röhre 14x23 mm,
- 1 Ofen 800 mm ϕ 18 m lang, Ofenvolumen 5,6 m³,
- 1 Entschlammungs-Abscheider 800 mm ϕ 9 m lang, mit oberer
u. unterer Kühlchlange u. seitl. Einlauf-
tasche
Siehe auch Thermo-skizze in der Anlage.

Die Kammer wurde am 29.3.39 mit Kohlekreislaufgas aufge-
füllt und am normalen 200 Atm Kohlekreislauf hochgeheizt.

Der Gasdurchgang betrug 15000 m³.

Am 30.3.39 400 h erhielt die Kammer Antriebsöl (normales
Kohlenreißöl) damit wurde von 15,5 - 20,5 mv aufgeholt.
Ab 8³⁰ h wurde dann die Kammer in stündigem Übergang auf Kohlebrai
umgestellt. Der normale Betriebskohlebrai, der auch in diesem Ver-
such gefahren wurde, hat folgende Zusammensetzung:

Broikonzentration ca. 48%, die Kohle ist ein Gemisch aus:
60% aus der Grube "Von der Heydt" und 40% aus der Grube "Eiso".

Die Einspritzmenge wurde im Laufe des Tages auf 16000 l
erhöht. Die Ofentemperatur betrug dabei am Eingang in den Ofen
(Element 8) 24,8 mv am Ausgang aus dem Ofen (Element 1) 25,5 mv.
Gasdurchgang 15000 m³. Der Kaltgasverbrauch liegt zwischen 5000 u.
6000 m³. Die Entschlammungsmenge beträgt 6000 - 6500 l/h mit 25,2%
Festem, 92% Asche und 97,5% Abbau.

Am 31.3.39 morgens zwischen 6 u. 7 h zog der Ausgang des
1. Ofens scharf an. Die Temperaturen sieht die folgende Tabelle:

Element	8	7	6	5	4	3	2	1
6 ³⁰ h	25,0	25,1	25,3	25,3	25,5	25,5	25,5	25,5
6 ⁵⁵ h	24,9	25,3	25,8	26,1	26,4	26,4	26,4	24,6

* mit Kaltgas gedrückt

Die Ursache dieses scharfen Temperatur-Anstiegs konnte nicht festgestellt werden, diese Erscheinung wiederholte sich jedoch um 12⁰⁰ und 20⁰⁰ h erneut. Die letzten Elemente des Ofens erreichten auch hier wieder Temperaturen bis zu 26,4 mV. Durch erhöhte Kaltgaszufuhr gelang es nur schlecht die Wärmereste zu beseitigen.

Die Einspritzung der Kammer wurde am 31.3.59 ab 14⁰⁰ h auf 20000 l erhöht. Um eine Entschlammungsmenge von etwa 7000 l mit 25-26% Festem zu erhalten, mußte die Ofentemperatur folgendermaßen gesteigert werden:

	El. 8	El. 1
bei 16000 l Einspritzung	25,0	25,5 mV
20000 l	25,2	25,8

Die Druckdifferenz der Kammer beträgt 8 Atm. Der Kaltgasverbrauch steigt durch die höhere Einspritzmenge auf 3000 m³.

In den folgenden Tagen (1. bis 3.4.59) zeigte sich wieder mehrmals das vorher beschriebene scharfe Anspringen der Ofentemperaturen. Es wurden dabei Temperaturen bis zu 26,8 mV erreicht.

Obwohl der Feststoffgehalt der Entschlammung nur etwa 26% betrug, konnte die Entschlammung nicht noch weiter eingedickt werden. Die Ofentemperatur lag mit 25,8 mV schon etwa 1 mV höher als bei den normalen Betriebskammern mit 4 Ofen. Eine weitere Erhöhung der Ofentemperatur wurde wegen der beobachteten scharfen Ansprünge und der damit verbundenen Verkokungsgefahr unterlassen.

Am 4.4.59, also nach 6 Betriebstagen mit Kohlebroi trat gegen 19⁰⁰ wieder scharfer Temperatur-Anstieg im Ofen auf. Die Temperaturen zeigt die folgende Tabelle:

El.Nr.	1E	60	61	44	8	7	6	5	4	3	2	1	15
Zeit 18 ³⁰	19,5	19,3	22,1	23,3	25,1	25,3	25,4	25,6	25,8	25,8	25,8	25,8	24,4
18 ⁴⁰	19,8	19,9	22,4	23,3	25,7	25,8	26,1	26,4	26,9	26,9	26,9	25,8	24,4
18 ⁵⁵	20,4	20,1	22,4	23,3	26,1	26,3	26,7	26,9	27,9	27,9	27,8	25,8	
19 ⁰⁰	20,3	20,1	22,0	23,0	24,9	24,9	24,9	24,9	28,2	25,3	25,4	24,0	23,3

Bei diesen hohen Temperaturen hat sich im Ofen wahrscheinlich Koks gebildet. Das El. 8 zeigt seit dieser Zeit nur noch 24,0-1 mV an. Die Entschlammungsmenge ist seit der Störung von bisher etwa 7000 l mit 26% Festem auf 8200 l mit 24,5% Festem bei derselben Temperatur von 25,8 mV gestiegen.

Die Ka lief dann bis 9.4.39 ohne Störung weiter.

Am 9.4.39 wurde die Einspritzung von 20000 l auf 18000 l zurückgenommen werden, da die hohe Asphalt-Konzentration in der Entschlammung den Asphaltspiegel des Anreibels für die anderen Kammern stark ansteigen ließ und dadurch die Rückstandsarbeitung geführt wurde (Zahlenwerte siehe an anderer Stelle).

Durch die Zurücknahme der Einspritzung fiel die Entschlammungsmenge bei gleicher Ofentemperatur (25.8 mV) von ca. 8100 l auf 7000 l mit 25% Festen.

Am 11.4.39 11⁰⁰ h sog das Element 6 von 24.2 auf 27.4 mV an. Durch Kaltgas ließ sich die Temperatur nicht abdrücken. Sie stieg im Laufe des Tages immer weiter und erreichte um 23⁰⁰ h 46.8 mV. Um ein weiteres Verkoken des Ofens zu verhindern, wurde ab 11.4.39 12⁰⁰ h die Ofentemperatur von 25.8 mV auf 25.5 mV zurückgenommen.

Am 13.4.39 wurde die Ofentemperatur weiter auf 25.0 mV gedrückt. Die Auswirkung auf die anfallende Entschlammungsmenge war dabei auffallend gering. Es fielen an:

El.Nr.	4	5	7	6	3	4	3	2	1	Entschl. Menge l
9 ⁰⁰	23.0	37.6	24.8	24.8	25.1	25.4	25.5	25.5	25.5	8000 l
12 ⁰⁰	22.4	35.8	24.1	24.1	24.4	25.0	25.0	25.0	25.0	8900 l

Da von der Kammer wegen der Verkoken des Ofens keine brauchbaren Resultate mehr zu erwarten sind, wird sie ab 18⁰⁰ h am 13.4.39 kaltgefahren.

18⁰⁰ h Übergang auf Anreiböl. Die Einspritzung wurde auf 6000 l reduziert.

Am 14.4. 17⁰⁰ h wird die Einspritzung bei einer Ofentemp. von 7.2 mV abgestellt, die Kammer entschlammt und entspannt.

Ausbaubefund

Der Ofen war bis 11 m von oben sauber. In dieser Höhe begann die Verkokung, welche das ganze untere Drittel ausfüllte. Ein Kanal von etwa 300 x 100 mm war als Durchgang freigelassen. Zwischen dem Koks fand sich Kaviar in loser oder zusammengebackener Form.

Auch der Entschlammungs-Abscheider war verkocht. Der Koks erstreckte sich etwa bis zur Einlaufflasche. Als Durchgang war ein Kanal von der Seite freigelassen. Die genaue Lage der Verkokung kann erst nach dem Öffnen des Abscheiders festgestellt werden.

Die folgende Tabelle zeigt eine Gegenüberstellung der Belastungen, Durchsätze und Endprodukte der Einfach-Kammer 3 und der normalen 4-fach Kohlekammern.

	<u>Einfachkammer</u>	<u>Vierfachkammer</u>
Ofenvolumen	5,4 m ³	27,2 m ³
1 Einspritzung/Kohlabrei	20000 l	25000 l
Belastung 1 Kohlabrei pro 1 Ofenvolumen	3,7	0,93
Gasdurchgang m ³ /h	15000	28000
Kaltgas m ³ /h	9000	6000
Ofentemperatur \varnothing V max. (K)	25,8	~ 24,5
Kraftgas m ³ a 1000 NS	2100	1800
Entschlammung 1/h	7000	5500
Entschl. Kons.	25,0 %	33-35%
Asche in der Entschlammung ~ 85%		~ 95 %

*mV bei 40° C Temperatur der kalten Löfstelle.

00352

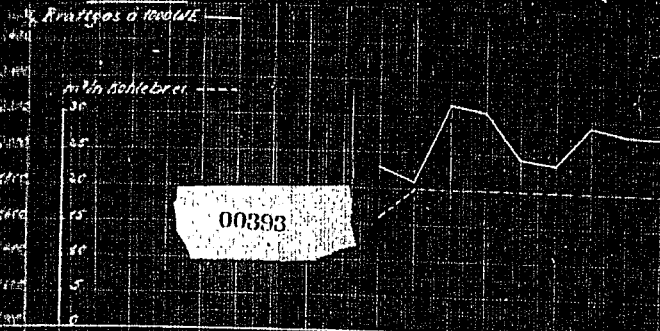
Im Verlauf der Betriebszeit der Ka 3 wurden 3 Analysenversuche angestellt die allerdings nur geringe Genauigkeit haben denn

- 1.) Ist die Kammer am normalen Kreislauf, eine genaue Messung des Frischgasverbrauches war deshalb nicht möglich.
- 2.) war in der Kammer kein Zwischenabscheider eingebaut. Der Abscheider mußte deshalb, um ein Schäumen zu verhindern sehr hoch gefahren werden (80-90%). Die Verluste durch mitgeriffene Kohlenwasserstoffe in den Kreislauf werden deshalb nicht unbedeutend sein. Ein Teil dieses Flüssigprodukts fließt zwar im Kreislaufabscheider wieder als Kondensat ab und wurde in Rechnung gesetzt. Eine genaue quantitative Erfassung war aber nicht möglich.

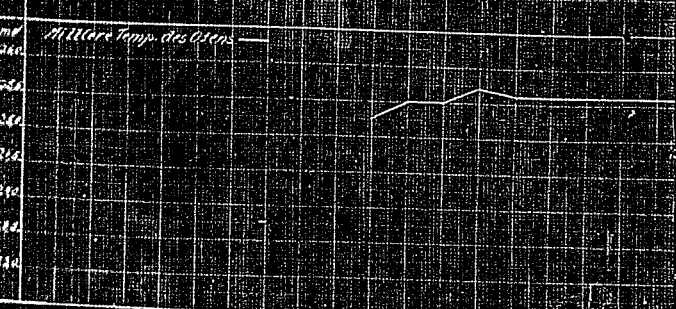
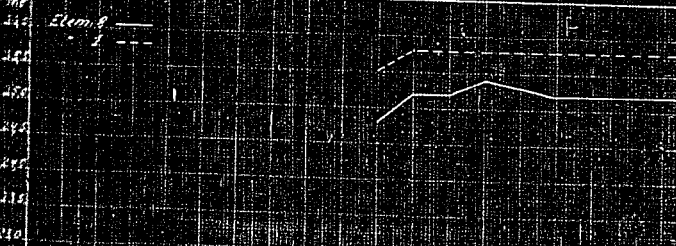
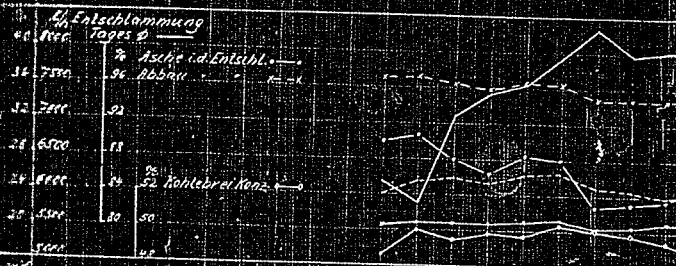
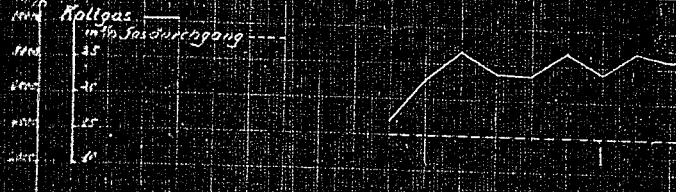
Bei Betrachtung der Mittelöl-Neubildung ist nach zu bedenken, daß die Kammer bei einer um etwa 1 MV höheren Temperatur als die anderen Betriebskammern gefahren werden mußte, um mit der Entschlammungsmenge nicht hoch höher zu kommen. Es wurde das normale Kohlenabgebbl verwendet, das selbstverständlich bei dieser höheren Temperatur mehr Mittelöl liefert als dann wenn es immer bei gleicher Temperatur im eigenen Kreislauf gefahren würde.

Thunwald

Ka.3. Gasabgang 1500 st

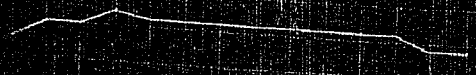
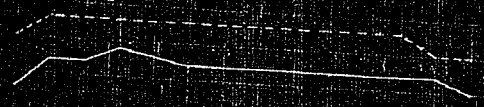
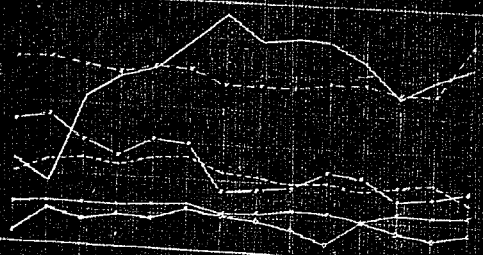
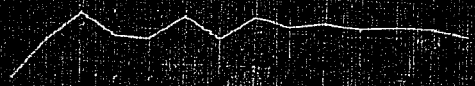


00393



30 31 1 2 3 4 5 6
März April
1939

00398



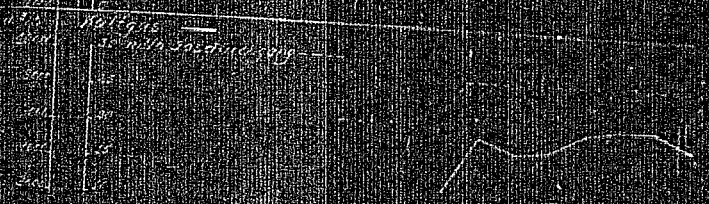
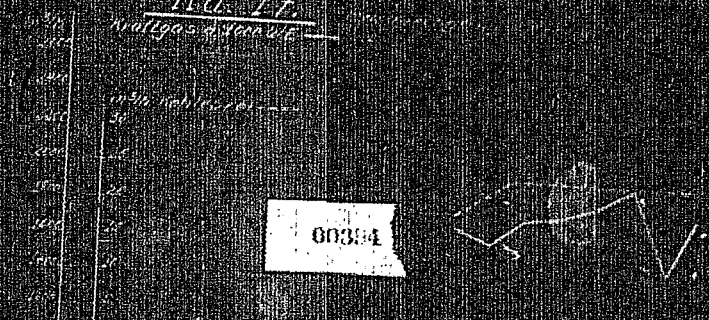
1939 April 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12

1939

2972

Ka. 17.

Waldgas, Kälte...

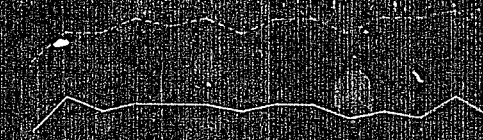


17. 1938

18



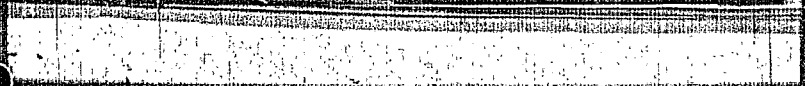
0033



19

1959

2973



20

Dr. Bl./B.

Luna Werks, den 2. Mai 1939.

Aktennotiz

betr.

Schmelzversuche mit Hy-Entschlammung

in Gemisch mit Kohle.

00395

13

Es wurde mit der Lurgi am 6.4.39 verabreitet, einen Schmelzversuch in der Lurgi-Versuchs-Schmelzanlage in Heiderheim durchzuführen, um die Ausbeute an Öl und das Verhalten des Kohlen in dem Lurgi-Spülgasofen zu bestimmen. Es wurden aus dem Entschlammungsprodukt der Kammer 5, die nur mit einem Ofen anstatt 4 einer normalen Kammer betrieben wurde, Versuchsbrikett in der Feine hergestellt, das zunächst der Entschlammungsrückstand (23 - 24 % Feststoffgehalt) ohne Verdünnungsöl geschleudert wurde, wobei der Schmelzrückstand etwa 40 % Festes zeigte. Dieser Schmelzrückstand wurde nunmehr in Verhältnis von 45 bis 50 % Entschlammungsprodukt zu 55 bis 50 % Brikettierkohle Grube Steffen gemischt wobei der Schmelzrückstand mit etwa 120 °C auf die Kohle aufgetragen wurde, und das Gemisch in einer 120 - 160 °C gehaltenen Komorechnecke gemischt wurde.

Zunächst war beabsichtigt, walnußgroße Agglomerate zu verarbeiten, um diese sofort ohne weitere Pressung als Einmattgut für den Spülgasofen zu benutzen. Hierbei zeigte sich aber, daß nur etwa 10 % der Gesamtmenge in stückigen Agglomeraten anfielen, während der Rest immer wieder in die Schnecke zurückgeführt werden mußte. Da diese Arbeitsweise technisch schlecht durchführbar ist, wurde wieder auf das Formen des Produktes in einer Brikettierpresse zurückgegriffen.

Nach anfänglichen Schwierigkeiten konnte das Gemisch auf der Versuchs-brikettierpresse geformt werden und es wurden etwa 20 t Brikettierkohle hergestellt. Hiervon wurden am 19. April 1939 10,3 t an die Lurgi nach Heiderheim bei Frankfurt/M. zum Versand gebracht, um dort einen Schmelzversuch durchzuführen.

Bl. Me

Mit dem Versuch selbst wurde am 23.4.39 begonnen und am 24.4.39 abends 5 Uhr kam der erste angeschwollene Schmelzkoks zum Anstrich. Zwischen dem Vorwärmebunker und dem eigentlichen Schmelofen abgezogene Proben der eingesetzten Erikett zeigten, daß die Briketts an dieser Stelle bereits zum größten Teil zerfallen waren. Nur etwa 30 bis 40 % der aufgegebenen Erikette waren an dieser Stelle noch in der aufgegebenen Form erhalten. An dieser Stelle wurden im Schmelofen etwa 170 - 190 °C aufrechterhalten. Der aus dem Koksbunker ausgetragene Koks enthält noch etwa 10 - 20 % Grudkokk in der ursprünglichen Form, während der Rest vollkommen zu Mula zerfallen war.

Bei der näheren Betrachtung eines Schmelzbriketts konnte man leicht erkennen, daß das Gefüge vollkommen ungleichmäßig war und daß die den Zerfall herbeiführenden Risse auf das ungleichmäßige Korn zurückzuführen waren. Die Herren der Lurgi erklärten: nach ihrer Erfahrung sei der Preßdruck einer Brikettpresse nur etwa 200 kg/cm², und das sei zu gering. Nach ihren Versuchen würde ein Braunkohlenbrikett, das nach dieser Weise hergestellt sei, sich nicht für die Spülgaschwelung eignen, da es in der gleichen Weise zerfalle. Als Mindestdruck für brauchbare Brikett müßten etwa 600 - 1000 kg/cm² angesehen werden, die auf der Strangpresse erzielt werden können. Besser sei aber die Verpressung auf der Ringwalzenpresse. Diese Beobachtung hatten wir auch bereits bei unseren Versuchen gemacht. Die Herren machten den Vorschlag, daß wir auf der Lurgi-Versuchsanlage Unterreihema Versuche hiermit durchführen sollten.

Eine weitere unbedingte Notwendigkeit für die Herstellung brauchbarer Briketts, sei die möglichst gute Mischung des Preßgutes. Eine überschüssige Öl- und Teerbilans zeigte, daß nur ungefähr die Hälfte des Teeres angefallen war, und durch einen Schmelversuch mit Grade wurde die fehlende Teermenge in dieser vorgefunden. Die schlechte Anschwellung ist auf die ungleichmäßige Spülgasdurchleitung zurückzuführen. Da auf diesem Wege nicht weiterzukommen war, ließ ich den Versuch sofort abstellen. Der bereits angefallene Teer - etwa 300 kg - wurde in Wasser gefüllt und nach Ludwigshafen für weitere Versuche zur

Versand gebracht. Die restlichen Briquets werden nach Leuna markiergehickt.
Gleichzeitig wurde mit Herrn Dr. Öttinger verabredet, daß sofort Versuche zur Feststellung der Eignung der Ringwalzenpresse zur Formung des Materials auf der Versuchsanlage in Unterreichman bei Falkenberg/Elbe gemacht werden sollten. Für diese Zwecke waren von Leuna bereits 2 oder 20 kg Proben nach Unterreichman geschickt worden.

Besprechung am 27.4.1939 in Unterreichman auf der Lurgi-Versuchsanlage.

Anwesend die Herren Dr. I. Ammann, Dr. I. Heine, Dr. John von Lurgi,
Dr. Eiber, Leuna.

Die an die Versuchsanlage der Lurgi nach Unterreichman übergebenen Proben eines Gemisches von etwa 50 Teilen Entschlammung und 50 Teilen Kohle, nach ergiebiger Zerkleinerung bei einem Preßdruck von 1000 - 2000 kg/cm² sehr feste Briquets, die bei ihrer Schmelzung einen sehr festen, stückigen Keks lieferten. Nach Ansicht der Herren ist es unbedingt notwendig, daß das Material in möglichst zerkleinertem Zustand der Pressung unterworfen wird, weil sonst an den Randflächen der groben Stücke Risse auftreten, die das Gefüge erschüttern. Es wurde nun folgendes Programm festgelegt:

- 1). Es soll durch Änderung des Mischungsverhältnisses zwischen Entschlammungsprodukt und Briquetkohle die günstigsten Bedingungen der Zusammensetzung auf die Briquetierung festgestellt werden. Hierzu sollten 2 Faß Entschlammung und 4 Faß Briquetkohle nach Unterreichman geschickt werden. Dies ist inzwischen geschehen; ebenso wurde eine kleine Apparatur zur Herstellung der Entschlammung mit zum Versand gebracht. Es wurden die Herren der Lurgi darauf aufmerksam gemacht, daß der Entschlammungsanteil in Verhältnis zum Kohleanteil möglichst groß sein soll; der Quotient würde demnach durch den Erweichungspunkt der Briquets bestimmt.
- 2). Am 9. Mai 1939 soll eine Besprechung über die inzwischen gemachten Erfab-

runge in Unterreichemna stattfinden, und je nach dem Ausfall der Ergebnisse soll ein Großversuch auf der dortigen Ringwalzenpresse durchgeführt werden. Da ein Versand der Entschlammung nach meinen Angaben nicht in Frage kommt, wurde vereinbart, daß die Mischung der Entschlammung zur Kohle in Leuna vorgenommen wird und daß dieses fertige Gemisch zum Versand kommt. Dieses Gemisch wird zur Verkleinerung der darin enthaltenen Agglomerate in Unterreichemna gemahlen und auf der Ringwalzenpresse verarbeitet. Hierbei sollen die Vorarbeiten mit etwa $\frac{1}{4}$ des Materials durchgeführt werden, so daß der Hauptversuch mit $\frac{3}{4}$ des Materials in unserem Eiseln durchgeführt werden kann. Die Presse setzt etwa 10 t/Std. durch. Als Beihilfe für die Versuchs-kosten verlangt die Lurgi 1200,- RM., die in Falle einer Auftragserteilung auf eine Anlage in diesem Zusammenhang wieder verrechnet werden.

- 3). Die in Unterreichemna auf der Ringwalzenpresse erzeugten Briketts werden auf die Versuchs-Spülgasanlage in Haldernheim gebracht, und mit diesen Briketts sollen dann ein Hiltensversuch zur Bestimmung der Blausäure durchgeführt werden. Der hierbei anfallende Schwelkoks soll nach Leuna gebracht und in dem Pattonhausen-Generator vergast werden.

Brikettversuch in der Strangpresse.

Nach den Ergebnissen der Schwelversuche mit den Hiltensbriketts ist nach Angabe der Herren der Lurgi auch zu erwarten, daß die in Strangpressen hergestellten Briketts sich für die Schwelung in Spülgasofen eignen werden. Der Preßdruck in der Hiltensbrikettpresse soll etwa 200 kg/cm^2 , in der Strangpresse etwa 600 bis 1000 kg/cm^2 und in der Ringwalzenpresse 2000 kg/cm^2 betragen. Um nach die Bruchbarkeit der Strangpressenbriketts zu prüfen, wurde vereinbart, daß wir uns sofort mit einer Firma in Verbindung setzen, bei der wir versuchsweise Briketts herstellen können. Herr Dr. Waldmann hat inzwischen mit dem Rieboch-Montawerken Oberkublingen ein Versuchsprogramm abgesprochen, nach welchem versuchsweise Strangpressenbrikett hergestellt werden sollen.

00389

2. Bericht

beiz.

Kombiniertes Kurshydrolyse-Schnell-Verfahren.

4.4./8.5.1959.

Dr. Müller

Herrn Dir. Dr. Schneider,
Herrn Dir. Dr. Eitofisch,
Herrn Dir. Dr. v. Staden,
✓ Herrn Dir. Dr. Pflüger,
Herrn Dr. Schunck,
Verehrte Damen und Herren,
Herrn Dr. Müller,
Herrn Müller,

16346 Ma 2

00409

2. Bericht

Leuna

Kombiniertes Karahydrationsverfahren

A. Fortgesetzte Versuche zur Karahydratation von Braunkohle und Aufarbeitung der Entschlackung durch Schwelung in Gemisch mit Kohle.

Zu den Untersuchungen zur Vereinfachung und Verbilligung der Hydratation, wie sie in dem Bericht vom 27.1.1937 für die Karahydratation von Braunkohle mitgemeldet sind, wurden noch einige qualitative Versuche mit dem normalen Schlackenzustand der Hydratation Leuna, sowie mit der Entschlackung des zweiten Ofens einer mit einem erhöhten Durchsatz gefahrenen Kammer ausgeführt.

1). Schwelung der Preßlinge von Schlackenzuständen der Zylinderanlage Leuna in Gemisch mit THK.

Es wurde mehrfach versucht, den Schlackenzustand der Hydratation von Leuna nach dem vorbeschriebenen Verfahren aufzubereiten. Hierzu wurde Schlackenzustand mit Brikettkohle THK von Elise II mit etwa 15 % Feuchtigkeit in wechselnden Verhältnissen gemischt; das Gemisch wurde brikettiert mit einem Druck von 400 kg/cm^2 , gepreßt und hierauf bei 500°C geschwält. Der Schlackenzustand hatte im Anlieferungszustand 35,8 % Festsubstanz, die im etwa 54 % aus Asche besteht und 4,9 % Asphalt enthält. Die Ausbeute an Teer beträgt - bezogen auf das Extrakt - 63 %. Die Preßlinge mit THK Elise II in Verhältnis von 40 : 60 zeigten vor dem Schwelen nur eine Festigkeit von $8 - 10 \text{ kg/cm}^2$ und nach dem Schwelen nur 20 kg/cm^2 , so daß die Möglichkeit der Verschwelung dieser Preßlinge infolge der geringen Standfestigkeit in Frage gestellt ist.

Es wurde nun versucht, durch weitere Aufbereitung der Braunkohle durch weitgehende Zerkleinerung und Erhöhung des Preßdrucks, Briketts höherer Festigkeit herzustellen. Die Kohle wurde so weit zerkleinert, daß 90 % derselben durch ein 10 000-Maschen Sieb geht, und der Preßdruck wurde auf 200 kg/cm^2 erhöht. Diese Briketts zeigten nach der Schwelung eine Druckfestigkeit von $6 - 7 \text{ kg/cm}^2$. Das gleiche Gemisch bei 1500 kg/cm^2 gepreßt ergab Briketts, die nach der Schwelung nur eine Druckfestigkeit von ebenfalls nur $5 - 7 \text{ kg/cm}^2$ hatten. Hieraus folgt, daß höchstens bei Anwendung der Ringwalzenpresse Aussicht besteht, schwelbare Preßlinge normaler Entschlackung nach diesen Verfahren erzeugen zu können. Die Einzelheiten gehen aus Schichtenfolie I hervor.

Durch den verhältnismäßig hohen Aschegehalt des Schlackenzustandes liegen die Heizwerte des Grundkohlen mit einem Ha von 4000 bzw. 3000 Kcal vor-

00401

Fahleberg

Ergebnisse der Aufarbeitung des Schleuderrückstandes der Schlamm

Verf. Nr.	Bezeichnung	Angewandte Mischung	Angewandte			Asche				Schwefelmenge	Bohmenge
			H ₂ O	Ks.	Fest-	Menge in		Schwefel-	Schwefel-		
			Aufh.	trakt.	subst.	Orig.	Schwel-	oxyd.			
%	%	%	%	%	%	%	%	%			
1	Schleuderrückstand aus sämtlichen Kammern No 683	Original	0,0	61,9	36,8	35,89	66,69	1130	1140	51,5	43,4
										Dampfschwelung	54,5
2	dte. + Blise II	33 Teile Schleuderrückstand + 65 Teile FAX Blise II	0,7	20,4	71,2	22,56	33,82	1140	1150	24,5	57,5
										Dampfschwelung	26,5
3	dte. dte.	40 Schleuderrückstand + 60 Teile FAX Blise II	0,4	32,2	68,9	23,96	40,94	1140	1140	27,0	57,9
										Dampfschwelung	23,4
4	Extraktionsrückstand	Original	0,0				94,50				
5	Schleuderrückstand aus sämtlichen Kammern No 683	40 Teile Schleuderrückstand + 60 Teile FAX Grube Stedten	-								
6	dte.	33 Teile Schleuderrückstand + 65 Teile FAX Grube Stedten									

00401

00101

Schlusstab 1.

Schlusstabstandes der Versuchsreihe durch Schmelzen in Gemisch mit Kohle.

in dieser Reihe	Schmelz- druck	Schmelz- temp.	Schmelz- menge	Schmelzdruckstand				Festigkeit d. Preßlinge		Asphalt bezogen			Verhältnis		
				Kieswert		Elementar- analyse		vor	nach	As- phal- t- liefe- runge- wert	Asphal- t- gehalt	Fest- wert	Schmelz- rückst.	Theor. Aus- beute	Frakt. Ausbeute
				Ho	Ra	C	H	kg/cm ²	kg/cm ²						
0,82	1130	1140	21,5	43,4	6411	6135	60,97	5,12	4,9	14,5	13,3	11,5	0,83	-	
			34,3	41,0	2621	2566	31,16	1,02							
0,82	1140	1130	24,3	57,5	5272	5718	60,52	4,66	12,0	-	-	2,6	3,0	0,78	0,90
			26,3	53,6	5210	5079	58,78	2,42	bis 9,6						
0,82	1140	1140	27,0	57,9	6018	5769	60,16	4,66	8,0	-	-	3,0	3,6	0,81	0,94
			28,4	53,3	4932	4817	55,38	2,13	bis 10,0						
0,30	-	-	-	-	406	398	7,34	0,30	-	-	-	-	-	-	-
					- bei 400 kg Preßdruck	5,6	5,8								
0,30	-	-	-	-	-	-	-	bei 1600 kg Preßdruck	7,1	-	-	-	-	-	-
								- bei 400 kg Preßdruck	5,6						
0,30	-	-	-	-	-	-	-	bei 1500 kg Preßdruck	5,5	-	-	-	-	-	-
								- bei 1500 kg Preßdruck	5,5						

00101

blitzartig schlecht. In der Zähltafel 1 sind die einzelnen Ergebnisse zusammengestellt. Infolge des geringen Asphaltgehaltes im Schleuderrückstand scheint die Anwendung des Verfahrens bei der jetzigen Betriebsweise nicht in Frage zu kommen. Würde dagegen der Durchsatz der Maschine auf etwa 50 bzw. 200 pro Stunde gesteigert, so könnte die Verarbeitung des Entschlammungs- bzw. Schleuderrückstandes nach dem Dritttier- und Sährlverfahren in Frage kommen, wie das durch folgende Versuche festgestellt wurde.

2). Behandlung des Fräslings von Entschlammungsprodukt des Ofens 1, der mit höherem Durchsatz gefahrenen Maschine 6.

Aus der Maschine 6, deren Durchsatz von Betrieb auf 27 bzw. 100 pro Std. gesteigert worden war und zur Nachprüfung der Verhinderung der Zwitterbildung aus dem Ofen 1 unten 200 - 300 Ltr. Entschlammung abgedreht wurde, wurde ein Teil dieser Entschlammung, die aus der Zusammensetzung eines Produktes aus der Kurzdrierung entsprechen dürfte, näher untersucht. Die Untersuchung des Entschlammungsproduktes ergab einen etwa 90 - 92 %igen Abbau der Kohle. Der Asphaltgehalt in Ofen 1 betrug etwa 15,1 % und nach Ofen 4 10,9 % in Anlieferungsstand, wobei die Feststoffbestandteile etwa 42 % betragen. Wie aus der Analyse hervorgeht, findet in dem Ofen 1 eine Sedimentierung statt, wobei die größeren und schwereren Ansetzbestandteile teilweise im Ofen 1 ausgeschieden werden und nicht mit der Hauptmenge des Produktes nach dem Abscheider nach Ofen 4 gelangen. So wurde zum Beispiel in Ofen 1 in dem Feststoff 19 % Eisen als Fe gefunden gegenüber 13,8 % Fe im Entschlammungsabscheider nach Ofen 4. Ebenso reichern sich andere Bestandteile, wie Calcium, Kieselsäure, in dem Entschlammungsprodukt in Ofen 1 an. Die näheren Einzelheiten sind aus der Zähltafel 2 zu entnehmen.

Berücksichtigt man nunmehr die Verschiebung in der Zusammensetzung des Feststoffgehaltes der Entschlammung in Ofen 1 und nach Ofen 4 bei der Berechnung des wirklichen Asphaltgehaltes, so stellt sich der Asphaltgehalt - bezogen auf den Ansetzgehalt - in Ofen 1 auf 27,3 %, während er nach Ofen 4 nur 14,3 % beträgt. Dieser Berechnungsweise hängen aber eine Anzahl Mängel an, so daß Rückschlüsse auf Grund dieser Zahlen nur mit Vorsicht gezogen werden sollten. Das würde bei der Annahme der Richtigkeit dieser Zahlen bedeuten, daß durch die drei Ofen von dem als 100 gesetzten Asphaltgehalt des Ofens 1 40 % abgehaut werden.

00403

Kohlentafel P.

Untersuchung der Wasserzusammensetzung der Entschlammung von Ofen

Datum	Bezeichnung	Anlie- ferungs- zust.	A s p h a l t		unter Be- rück- sich- tigung d. Sedimen- tation im Ofen 1	F e s t s t o f f		
			Bewert- ung auf Feestoff- gehalt = 100	bes. auf Absche- gehalt = 100		Werte in An- liefe- run- gen	Absch- gehalt	Werte im Feest- stoff
1939		%	%	%	%	%	%	%
21.2.	Entschlammung Ofen 1	13,6	27,4	33,6	50,0	49,7	76,0	17,0 16,9
21.2.	Abscheider Ofen 4	10,1	26,7	30,4	-	37,9	67,5	12,0 12,2
21.2.	Heißabstreifer von Zwi- schenabscheider Ka 6	-	-	-	-	-	-	-
21.2.	Kaltabscheider Ka 6	-	-	-	-	-	-	-
14.3.	Entschlammung Ofen 1	13,2	34,9	47,1	63,8	37,8	74,0	18,7 18,7
14.3.	Abscheider Ofen 4	11,2	31,4	34,3	-	35,6	94,7	14,1 13,6
15.3.	Entschlammung Ofen 1	12,2	30,3	38,8	60,9	40,2	78,7	21,2 21,1
15.3.	Abscheider Ofen 4	10,8	30,4	33,0	-	33,3	92,0	15,7 13,3
16.3.	Entschlammung Ofen 1	13,4	33,4	43,8	54,7	40,1	76,2	19,6 19,3
16.3.	Abscheider Ofen 4	11,6	33,6	39,9	34,3	34,3	84,4	15,1 15,5
β	Entschlammung Ofen 1	13,1	31,3	41,3	37,3	42,0	76,4	19,0
β	Abscheider Ofen 4	10,9	30,7	34,3	-	33,9	89,7	13,8

00403

Kohlenstoff

Analysenreihe von Ofen 1 und 4 der Feuer 6 bei erhöhtem Betriebsdruck.

00403

Nr.	Vergleichende			Kohlenstoffgehalt	Analyse des Benzins			Asche - Totalanalyse								
	Aschegehalt	Nischenfeststoff	Luft		10-teligen			Asche in Rückstand	Asche - Totalanalyse							
					SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃		CaO	MgO	Alk.	SO ₂	Cl			
%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	
1	17,0 16,9	12,9	10,7	87,63	9,88	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	12,0 12,2	7,7	13,4	88,45	9,91	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	-	-	35,0	87,32	8,96	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4	-	-	76,0	84,49	10,82	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	17,8 16,6	74,0 94,7	18,7 18,7	23,7 23,7	15,0	86,92	8,15	34,3	10,6	7,6	3,4	15,0	3,0	2,1	27,2	Sp.
6	40,2	70,7	21,2 21,1	15,9 16,0	16,0	88,81	8,27	65,2	13,3	10,1	3,4	13,6	2,6	2,8	24,3	Sp.
7	33,5	92,0	11,7 13,3	11,8 11,8	17,0	90,18	7,69	73,6	11,2	7,4	22,4	23,5	4,1	2,1	29,0	Sp.
8	40,1	76,2	19,6 19,3	22,1 21,7	14,0	88,64	8,22	56,0	11,7	7,0	36,0	14,6	3,0	1,4	25,9	Sp.
9	34,3	84,4	13,3 13,3	10,7 10,8	17,0	90,28	7,50	76,3	10,3	7,4	23,6	23,0	3,0	2,6	29,1	Sp.
10	42,0	76,4	19,0	19,4	13,9	88,50	8,63	58,5	11,9	6,2	34,6	14,4	2,9	3,1	25,8	Sp.
11	-	-	13,8	11,8	15,9	89,88	8,06	74,27	10,7	7,4	23,2	22,9	3,8	2,2	29,3	Sp.

00403

Der an Ofen 1 bei erhöhtem Durchsatz gefundene Asphaltingehalt erlaubt die Verarbeitung dieses Entschlammungsproduktes nach dem nun erprobtesten Verfahren der Verflüchtung mit Kohle, deren Erhitzung und Schwelung. Daraus kann hieraus der Schluß gezogen werden, daß bei Anwendung dieses Entschlammungs-
 aufbereitungs-Verfahrens die Hydrierung in einem auf etwa $\frac{1}{4}$ verringerten Hoch-
 druckreaktionsraum durchgeführt werden kann, d. h. an Stelle der vier Ofen pro
 Literer Kohle die Hydrierung mit nur einem Ofen vorgenommen werden. Es müssen
 hierbei natürlich noch andere Fragen beantwortet werden, die für die Wirtschaft-
 lichkeit eines solchen Verfahrens von großer Bedeutung sind, so zum Beispiel die
 Wirtschaftlichkeit der Heizung, das Verhältnis von Mittelöl zu Schwäröl, die Hydrier-
 mündigkeit des gewählten Mittelöls, sowie der Grad der Vergärung. Bei dem la-
 chemischen Versuch konnten diese Zahlen leider nicht direkt ermittelt werden,
 es nur ein Teil der Entschlammung an Ofen 1 abgelesen werden kann, während die
 gas- bzw. dampfförmigen Reaktionsanteile noch die drei dahintergeschalteten Ofen
 passieren, in denen Veränderungen in der Zusammensetzung der Produkte stattfin-
 den. Um Voraussetzungen von Proben hinter den Ofen 1 bei die Masse keine Mög-
 lichkeit, so daß hierauf Rücksicht zu nehmen wurde. Wenn in der Zusamen-
 setzung zwischen Schwäröl und Mittelöl durch die Hydrierung in einem Ofen oder
 in vier Ofen sich ein Unterschied einstellen sollte, so könnte derselbe mög-
 licherweise auch in der Zusammensetzung des in der Entschlammung befindlichen
 Dies in Ofen 2 und Ofen 4 auftreten. Da der Feststoffgehalt an Ofen 1 und Ofen 4
 etwa gleich ist, ist die Menge des erhaltenden Öls in beiden Fällen auch etwa
 gleich. Aus der Zusammensetzung des Öls müßte auf eine größere bzw. gleiche
 Hydrierwirkung des vierfachen Reaktionsraumes geschlossen werden können. Um dies
 nachprüfen zu können, wurden die Extraktstoffe aus der Entschlammung von Ofen 1 und
 Ofen 4 von dem festen Rückstand getrennt und hierauf destilliert. Die Siedepun-
 ktskurve ist in der beigefügten Zahlentafel 5 wiedergegeben und die Ergänzungen
 sind in das Kurvenblatt 1 eingetragen.

Hieraus ist zu erkennen, daß die Öle in der Entschlammung an Ofen 1

0

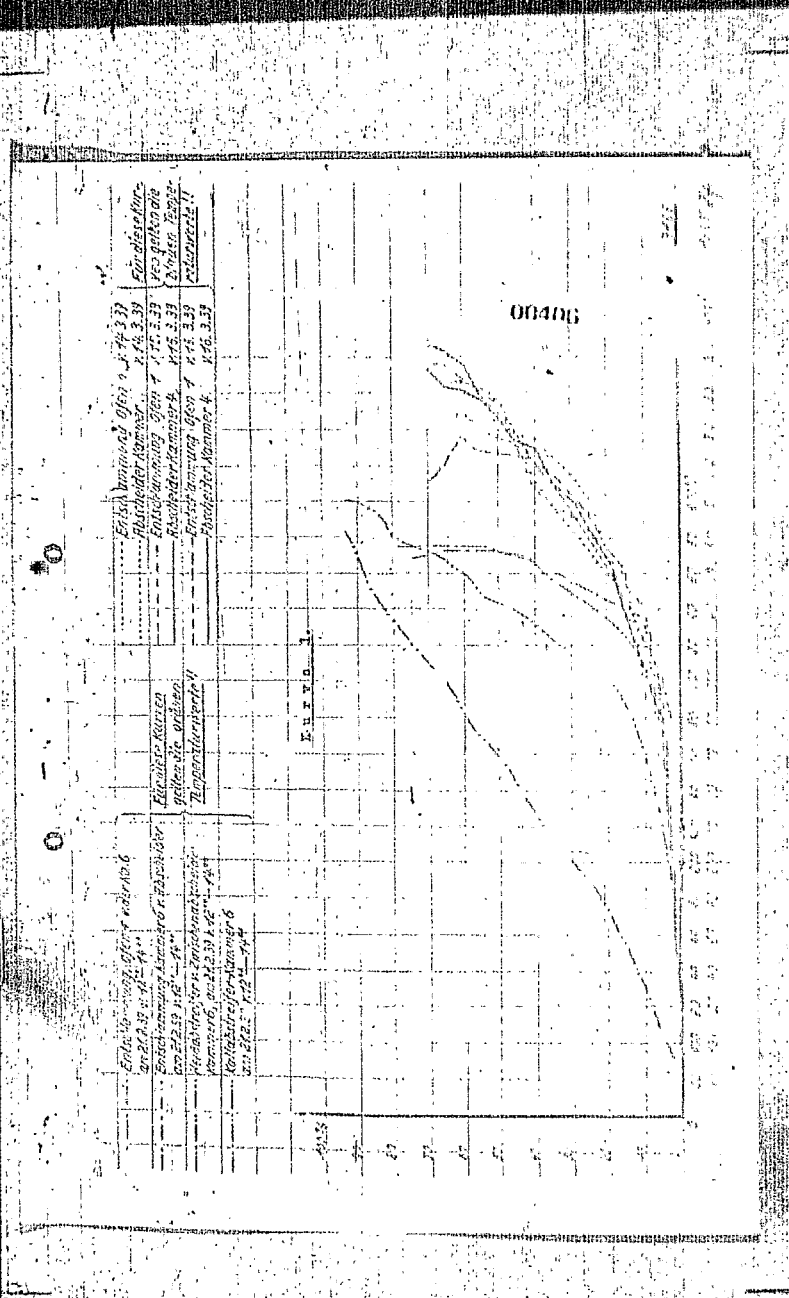
U

V

A

A

A



und Ofen 4 ungefähr gleichmäßig, d. h. also, daß durch den längeren Aufenthalt des Hydrisierungsproduktes in vier Ofen keine merkliche Aufspaltung des Gases wie im Ofen 1 beobachtet wird. Diese Tatsache soll hier zunächst nur festgestellt werden, ohne allenfalls welche Rückschlüsse auf das Verhältnis zwischen Schwefel und Mittelöl zu dem gasförmigen Anteil an den Ofen 1 gegenüber Ofen 4 zu ziehen. Entsprechende Ergebnisse können nur in einer Kammer, die mit einem Ofen ausgestattet ist, erlangt werden.

Mit dem Entschlackungsprodukt des Ofens 1 wurden mehrere Versuche zur Aufbereitung desselben im Gemisch mit Kohle und Schwefel zur Braunkohle durchgeführt. Zunächst wurde das Original-Entschlackungsprodukt untersucht, das bei Schwefel eine Ausbeute an Schwefel von 85 % und bei Dampfswefel von 89 % ergab. Der Feststoffgehalt betrug 53,9 %. Aus dieser Entschlackung wurden zunächst mit Briquettkohle der Gmbe Stätten im Verhältnis von 1 : 1 Briquette hergestellt und diese geschwefelt. Die Ausbeute an Schwefel betrug 77 % bei gewöhnlicher Schwefelung und 83 % bei Dampfswefelung, bezogen auf Extraktstoffe = 100 gesetzt und 89 bzw. 90 % bei Dampfswefelung, bezogen auf Schwefelbirgin = 100 gesetzt. Der Schwefelgehalt zeigte eine Härte von etwa 45 kg/cm^2 , was als ausreichend für seine Verformung angesehen ist. Die weiteren Einzelheiten gehen aus der Tabelle auf Seite 4 hervor. Die Ergebnisse dieser Versuche können auf Grund folgender Feststellung für die Weiterentwicklung der Hydrierung von Bedeutung sein:

- 1) wurden durch den Großversuch die Ergebnisse des Kleinversuches bestätigt, wonach der Abbau auch nur in einem Viertel des Reaktionsraumes erreicht wird.
- 2) Die hierbei entstehende Entschlackung kann im Gemisch mit Kohle, nach ihrer Formung und Schwefelung aufgearbeitet werden.
- 3) Der erhöhte Asphaltgehalt stört hierbei nicht, so daß hierdurch auch die Reaktionen, des Asphaltabbaus durch Anwendung höheren Drucks in der Hydrierung zu erreichen, in diesem Falle hinsichtlich nicht.

00403

Tabelle 222

Untersuchung über die Aufarbeitung der Entschlammung des Ofens v. Nr. 1

des Ofens S. v. S. 107.

Bezeichnung der Probe	Angewandte Mischung	Angewandt			Menge in Asche				Gehalt an Fe
		H ₂ O Aufn.	Extrakt in %	Restsubst. in %	Orig. Schmelzpunkt	Schmelzpunkt	oxyd.	red.	
		%	%	%	%	%	%	%	%
Entschlammung der Kanne 6 vor Ofen 1 v. 16.2.39.	Original	0	47,2	52,5	37,99	60,9	1140	1160	39,1
		-	-	-	Dampfschwelung				41,9
Extraktionsrückstand 10g.	Original	0		52,5	02,14	-	-	-	-
Entschlammung der Kanne 5 vor Ofen 1 mit TEKO Stetten.	50 Entschl. 50 Erikettier- kohle Stetten	6,4	37,5	62,4	24,51	43,60	1150	1160	25,5
					Dampfschwelung				27,6

00403

00408

Kohlensäure

Eitschlamm des Organs 1. Matrix 6 bei erhöhtem Durchsatz im Gemisch mit THER

Ser. Größe 3.3 und 4.0

Menge in Org.	Asche		Schmelzpunkt red.	Schwefel- teer	Schwefelrückstand		Elementar- analyse		Festig- keit d. Erobl. nach d. Schwelen kg/cm ²	Asphal- teer- gehalt	Asphal- teer auf Fest- subst.		Verhältnis Theor. Prakt.		
	Schwefel- rückst.	oxyd.			Menge	Mo	Mu	C			H	Asphal- teer- gehalt	Fest- subst.	Schwefel- rückst.	Asphal- teer
			1160	39.1	54.3	5884 3645	5630 3564	55.69 39.22	4.70 1.49	-	14.4	27.0	26.9	26.5	0.85
				41.9	53.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.89
82.14						1690	1634	16.28	1.04						
24.51	43.60	1150	1150	25.3	34.2	6138 4860	5873 4753	59.66 52.68	4.91 1.98	44.4 bis 45.1		12.3	14.2	0.77	0.89
Dampfeschwamm:				27.6	51.9									0.83	0.90
Anteil der THER-Schwelansichte = 10,5 % bzw. 15,9 % bei Dampf- bzw. 16,9 % bei Dampfeschwamm															

00408

2) Produktionsweg für die Erzeugung von 200 000 Tonn O₂ nach dem Kurahydrier-Schwefelverfahren.

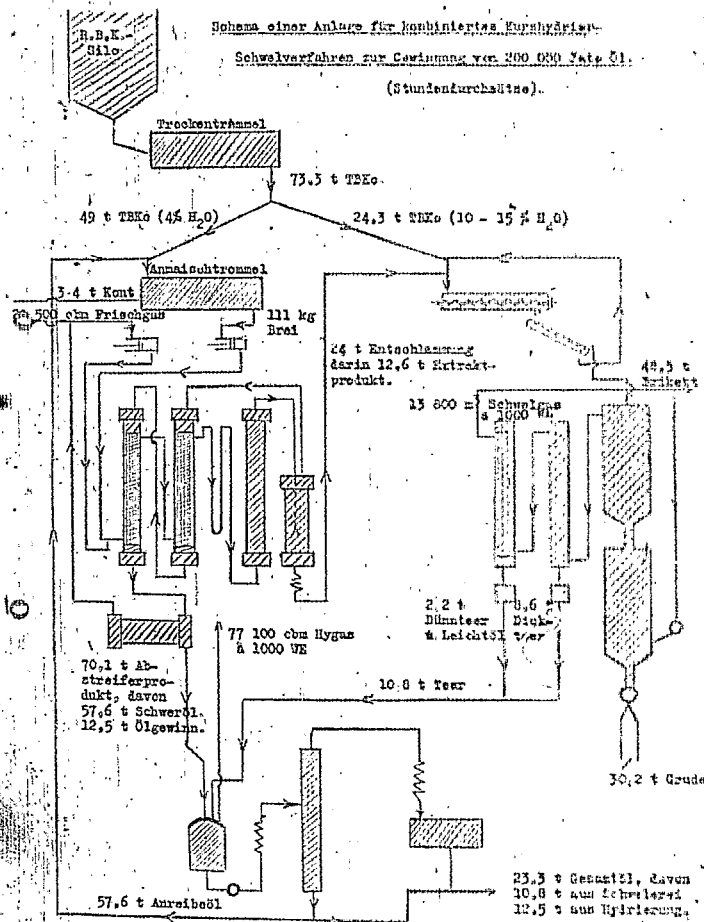
Nach den Untersuchungen der Entschlackung des Ofens 1, Kammer 6 und des Feuertreibgases bei der Schwelung eines Gemisches der oben genannten Katschlamung mit THK im Verhältnis von 1 : 1. Können folgende Zahlen im Grund gelegt werden :

Es kann nach den Ergebnissen des Ofens 1, Kammer 6, eine Katschlamung mit 45 % Pentstoffgehalt angenommen werden.

	Tonn	Stück
Einsatz der THK in Hydrierung (4 % H ₂ O)	425 000	49,0
Einsatz der THK in Schwelerei (10-15 % H ₂ O)	210 000	24,9
Kurahydrierung O ₂ im Abstreifer	108 000	12,9
Kurahydrierung O ₂ in Katschlamung	109 000	12,6
O ₂ aus Schwelerei	66 000	7,6
Schwelerei, Ölverlust durch Zersetzung	44 000	5,2
Kurahydrierung Ölgewin insgesamt	175 000	20,8
Kurahydrierung Katschlamungsmenge	208 000	24,0
Teer aus Schwelerei aus THK	27 000	3,2
Teer aus Schwelerei insgesamt	95 000	10,8
O ₂ und Teer aus Hydrierung und Schwelerei	200 000	23,1
Orudakoks	262 000	30,8
H ₂ gas oben & 1000 WH	670 Mill.	77 100 Stück
Frischgas oben	255 Mill.	29 500
Entschwefeltes Schwelgas & 1000 WH	120 Mill.	13 800
Entschwefeltes Schwelgas	26,2 Mill.	3 100
Breimenge	960 000 Tonn	111,0 Stück
Anzahl in drei	500 000 Tonn	57,6 Stück

00410

Schema einer Anlage für kombiniertes Karyhydrat-
Schmelzverfahren zur Gewinnung von 200 000 Liter Öl.
(Stundenverhältnisse).



2. Kurshydrisierung von Steinkohle

Die Aufgabeneinstellung bei Steinkohle ist die gleiche wie bei Braunkohle und besteht darin, das durch ein möglichst verbilligtes und vereinfachtes Hydrisier-Verfahren ohne Rücksicht auf den Asphaltingehalt im Entschlammungsprodukt ein guter Kohle-Abbau und Hohlkohlebildung erzielt wird. Das asphalthaltige Entschlammungsprodukt soll ähnlich wie bei Braunkohle, mit Steinkohle gedübelt und geschwemmt werden.

1) Die Anwendung des Kurshydrisier-Verfahrens für Steinkohle

Die Hydrisierung der Steinkohle wurde in der gleichen Apparatur durchgeführt, in der auch die Kurshydrisierung der Braunkohle vorgesehene wurde und die im vorerwähnten Bericht beschrieben wurde. Auch hier bestand der Apparat lediglich aus einer Hochschlange, durch die der Steinkohlebrei bei der Umdrehung des Apparates von 24 U/min durchgeföhrt wurde. Der Kohlebrei wurde aus Steinkohle im Werke „Eisenerzfabrik“ hergestellt. Die Kohle hatte 5,09 % Asche und wies nach der Kieselprobe 32,1 % flüchtige Bestandteile. Nach der Kieselprobe wies die Kohle 9,6 % Feas aus. Diese Kohle wurde mit Amreiböl von Scholven im Verhältnis von 9,4 kg Kohle auf 2,9 kg Amreiböl gedübelt. Das Amreiböl von Scholven enthält etwa 11% Paraffin, wovon etwa 40% aus Asche und 60% aus nicht abgabbarer Kohle bestehen. Somit sind in 100 g rund 100 g Festes enthalten als Kontakt wurden 25 g Paraffinmasse zugesetzt, und Festes bezogen etwa 5 - 6%. Pro Stunde wurden etwa 1,3 kg Kohlebrei durch die Hochschlange gedübelt, wobei ein Arbeitsdruck in der Schlange von etwa 100 mm Hg erreicht & gehalten wurde. In das aus dem Ofen abgezogene Produkt liefen sich etwa 150 g Festes und rund 1400 g Öl, wovon etwa 200 bis 300 g aus asphaltartigen Stoffen bestanden. Der Abbau betrug rund 35%. An Frischgas wurden 1500 Liter Wasserstoff pro 1,5 Liter Kohlebrei benutzt, d.h., ein Verhältnis von Drei und Gas wie 1 : 1000 eingehalten. Die Einzelheiten sind aus der beigefügten Zahlentafel 5 zu entnehmen.

Die Versuche zur Kurshydrisierung wurden im Technikum der Hydrisierung zusammen mit Herrn Dr. Billein durchgeführt, für dessen tatkräftige Hilfsbereitschaft ich ihm hier nochmals bestens danke.

Handwritten text, possibly a date or reference number.

Kurzbeschreibung von Steinkohle Erzeugnissen in der Bohrenform.

Datum	Einführung		Gramm pro Stunde		Fertiger		Ausbeute		Anfall		Gewinn pro Stunde		Anzahl		Einführung		Einführung		Einführung	
	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk	Werk
11.12.38 II + III	1470	490	520	25	103	1494	120	1384	-	149	7,5	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5
12.12.38 I - III	1449	421	502	25	101	1470	120	1356	-	157	6,7	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5
14.12.38 I - III	1379	402	059	25	95	1431	120	1311	-	259	10,7	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5
15.12.38 I - III	1406	433	524	25	104	1460	120	1340	-	265	9,6	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5
17.12.38 II + III	1354	403	059	24	97	1415	120	1295	-	173	6,6	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5
19.12.38 I - III	1430	434	527	25	104	1494	120	1374	-	310	10,3	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5
20.12.38 I - III	1431	434	527	25	104	1494	120	1374	-	300	-	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5
Mittelwert	1433	433	508	24,5	101	1470	120	1343	-	216	6,7	1500	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5	24,5



Nachdem einige Zeit mit Zeitschmelze gefahren war, wurde versucht auch mit CO-haltigen Gas auf seine Brauchbarkeit für die Hydrotherm von Steinkohle geprüft. Hierzu diente sogenanntes Mittelmittelgas mit etwa 25 % CO. Aus den in Zahlentafel 6 zusammengestellten Analysen ergibt man, daß der CO-Gehalt in dem aus dem Ofen austretenden Gas kleiner ist als der CO-Gehalt im Zeitschmelze. Dies deutet darauf hin, daß offenbar bei Steinkohle im Gegensatz zur Braunkohle die Konvertierung des Kohlenoxyden bei dem Hydrotherm nicht stattfindet. Tabelle 1 ist dies darauf zurückzuführen, daß bei der Steinkohle weniger Kohlenwasserstoffe entstehen als bei der Braunkohle, so daß hierdurch die Konvertierungsreaktion nicht stattfinden kann. Es muß gelegentlich festgestellt werden, ob bei einem Kohlen einer entsprechenden Menge Wasser die Wasserstoffreaktion auch bei Steinkohle stattfindet.

2) Behandlung eines Gemisches der Kohlenwasserstoffe aus der Hydrotherm von Steinkohle

Das Entschlackungsprodukt enthält 12,4 % Kohlenwasserstoffe. Dieser prozentuale Gehalt ist darauf zurückzuführen, daß in dem Verfahren der Entschlackung abwechselnd nicht auf einer genügend hohen Temperatur gehalten werden konnte, da mit im Abstreifer unvollständig Stangen Öl abgewaschen werden konnten, so gleichzeitig ein Entschlackungsprodukt mit höherem Kohlenstoffgehalt in Erscheinung trat. Das Entschlackungsprodukt, das unter Verwendung von Wasserstoff als Hydrotherm gewonnen wurde, besteht aus 37,7 % Extraktstoffe, die sich wiederum unter Verwendung von Wasserstoff bei diesen Kohlenwasserstoffen betragen 78 %, oder insgesamt die Extraktstoffe, 59 %.

Bei dem Entschlackungsprodukt, das unter Verwendung von Zeitschmelze hergestellt wurde, wurden 50,4 % Extraktstoffe gefunden, was die Schwefelwasserstoffgehalte betragen 80,7 %, so daß die Ausbeute des Kohlenwasserstoffe bezogen auf die Kohlenwasserstoffe, 90 % betrug. Die einzelnen Ergebnisse der Trennung sind in der Zahlentafel 7 zusammengestellt.

Zahlentafel 5.

Gaszusammensetzung des Induktionsgas bei der Erhitzung von Holzkohle.

Datum	H ₂ %	CO ₂ %	O ₂ %	H ₂ %	CO %	Zunahme %	KV %	H ₂ %	Luft m ³	Ordnung
1938										
11./12.12.	0,00	0,08	0,0	56,4	0,5	0,1	2,0	1,0	1,5	104
	0,02	0,17	0,0	56,4	0,6	0,7	2,5	1,0	1,5	104
	0,02	0,53	0,4	56,2	1,3	9,4	10,2	2,5	10,0	104
18./12.12.	0,00	0,10	0,0	56,2	0,4	0,0	2,4	0,3		104
	0,02	0,15	0,0	56,2	0,6	0,5	3,2	1,3		104
	0,02	0,46	0,0	56,2	1,3	7,3	9,7	10,0	40,0	104
17./12.12.	0,02	1,92	0,0	57,2	2,0	1,0	3,7	2,9		104
	0,02	3,30	0,0	54,4	2,6	11,0	9,5	5,9		104
18./12.12.	0,02	0,99	0,0	71,0	2,6	0,6	2,3	2,3		104
	0,02	1,37	0,0	69,1	2,6	0,7	4,0	2,2		104
	0,02	3,61	1,0	57,9	21,9	17,4	12,0	0,4		104
20./12.12.	0,02	1,11	0,0	68,3	2,5	0,4	3,0	4,1		104
	0,01	1,28	0,0	68,2	2,3	1,2	4,2	3,7		104
	0,04	2,50	1,9	58,0	26,6	5,8	9,2	4,4		104

00414

00415

Mit dem Entschlammungsprodukt wurden nunmehr Gemische aus verschiedener Steinkohle der Reihe „Kaiserstuhl“ und Entschlammungsprodukt hergestellt und gegeret, wozuf diese bei 550 °C geschwilt wurden. Hierbei zeigte es sich, daß ein Mischungsverhältnis von 80 Teilen Steinkohle und 20 Teilen Entschlammungsprodukt einen sehr guten und leicht zerfallenden Schmelzkoks ergibt. Es wurde hierauf die Entschlammungsmenge herabgesetzt, und bessere Ergebnisse wurden mit einem Verhältnis von 85 Teilen Kohle und 15 Teilen Entschlammungsprodukt, die günstigsten jedoch bei einem Verhältnis von 87,5 Teilen Steinkohle u. 12,5 Teilen Entschlammungsprodukt erzielt. Die hieraus hergestellten und geschwiltten Prelllinge hatten eine Festigkeit von 235 - 250 kg/cm². Aus den aus 85 Teilen Steinkohle und 15 Teilen Entschlammungsprodukt hergestellten Prelllingen wurde bei der Schmelzung 19,9 % Koks gewonnen, was einer Ausbeute von 92 % entspricht, wenn die Schmelzausbeute der Kohle = 100 und die angewandte Extraktmenge in dem Entschlammungsprodukt ebenfalls = 100 gesetzt wird. Wie aus der Zahlentafel 7 hervorgeht, haben die gewonnenen Schmelzkoke einen mittleren Heizwert von 7460 kcal.

Weiter wurden mit dem Entschlammungsprodukt Gemische mit Gauflersteinen der Reihe „Kaiserst.“ hergestellt, wobei bei einem Gemisch von 87,5 Teilen Kohle und 12,5 Teilen Entschlammungsprodukt eine Schmelzausbeute von 16,8 % festgestellt wurde, was einer Kokausbeute von 90 % bzw. 85 % entspricht. Die Festigkeit des Kokses betrug etwa 90 bis 100 kg/cm². Ähnlich lagen die Verhältnisse bei der Anwendung von Anthrazitkohle, wobei ebenfalls eine Schmelzausbeute von 17 % und eine Kokausbeute von 97 bis 100 kg/cm² erhalten wurde. Alle weiteren Einzelheiten gehen aus der Zahlentafel 7 hervor.

Die bei der Schmelzung erhaltenen Schmelzgemenge und die Zerkleinerungszustände sind in der Zahlentafel 8 zusammengestellt.

Die Übertragung des kombinierten Karbidgas-Schmelzverfahrens auf die Verarbeitung von Steinkohle ist nach den gewonnenen Ergebnissen ohne weiteres

Vers. Nr.	Bezeichnung	Angewandt					Abgabe						
		Mischung	H ₂ O Aufn.	Kr. mit Pyridin	FeS ₂ Subst. mit Pyridin	Menge in Original	Schwefel- oxyd. nach	Schwefel- oxyd. nach	Wasser	Wasser			
			%	%	%	%	%	%	%	%			
1	Anzeigehölz Kohol- von v. 15.11.38	Original	0	93,4	6,6	2,93	10,34	1320	1320	66,4	25,5		
2	Steinkohle Zeche "Kaiserstuhl" v. 14.10.38	Original	1,5	19,3	80,7	1,7	98,7	5,69	7,74	1340	1350	9,0	77,5
3	Kohle aus Ofen 104	Original	0,8	79,8	20,2	68,8	31,2	4,40	11,40	1350	1340	67,0	21,0
	dto. Extrakt- ausrückstand							10,23	-	-	-	-	-
4	Katzenkohle Ofen 104 von 11./12.12.38	Original	1,6	67,8	32,2	69,0	31,0	4,08	12,38	1320	1350	78,4	15,0
	Frühgasversuch							30,3	(mit Benzol und Spiritus)				
	dto. Extrakt- ausrückstand							28,85	-	-	-	-	-
5	Katzenkohle Ofen 104 von 14./15.12.38	Original	0,9	90,4	9,6	68,9	31,1	3,34	11,54	1350	1340	80,7	21,0
	Mathalgasvers.							30,3	(mit Benzol und Spiritus)				
	dto. Extrakt- ausrückstand							30,56	-	-	-	-	-
6	Steinkohle und Entschlammung Frühgasversuch	85 Steinkohle 15 Entschl.	1,4	33,8	66,2	14,3	85,7	3,50	8,97	1340	1350	19,9	71,4
	dto. dto.	67,3 Stein- Kohle 32,7 Entschl.	1,2	28,3	71,7	12,4	87,6	3,77	8,18	1320	1350	14,5	72,7
8	Gasflamkohle "Bramert" Marl	67,3 Gasflam- Kohle 32,7 Entschl.	0	-	-	0,0	100,0	0,0	-	-	-	16,0	67,3
9	Anthrazit	67,3 Anthrazit 32,7 Entschl.	0	0,0	-	0,0	100,0	0,0	-	-	-	7,9	68,0

00417

Zahlen 1/73

Nenne und Gasanzersetzung des Schmelzraums bei Schmelzen

Versuchs Nr. entw. Zahl- teltafel 7	Bezeichnung	Menge in Ltr./100 g Trockensub- stanz Ltr.	Zus.	
			CO ₂	H ₂
		0,760		
1	Anreibebtl. Schmelzen von 15.11.58 Original	4,0	3,3	0,0
2	Steinkohle Beche Kaiserstuhl Original	6,6	5,7	3,7
3	Kohlebr. für Ofen 104 Original	4,2	3,3	5,1
4	Entschlammung Ofen 104 von 11./12.12.58 Frischgasversuch	5,3	4,0	1,8
5	Entschlammung Ofen 104 von 14./15.12.58 Methanogasversuch	4,5	0,5	1,3
6	85 Teile Steinkohle Beche Kaiserstuhl 15 Teile Entschlammung Ofen 104	6,4	4,5	4,5
8	87,5 Teile Gasflamkohle Erbesart Marl 12,5 Teile Entschlammung Ofen 104	0,9	6,5	1,7
9	87,5 Teile Anthrazit 12,5 Teile Entschlammung Ofen 104	4,9	6,5	1,1

00417

Tabellenteil 3

00417

Die Gasanalysen im Schmelzgas für Gasanalyse aus Hydrolyseprodukt und Stickstoff.

Menge in Liter/100 g Trockensub- stanz Liter	Gas - Analyse										C-Gehalt in Gas g/100 Trockensubst.
	CO ₂	H ₂ O	CO ₂ H ₂	O ₂	H ₂	CO	Erwähnt	UnErw ₂	N ₂		
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	
0,760											
4,0	3,3	0,0	7	0	53,5	2,7	8,8	22,9	19,9		0,79
6,0	5,7	3,7	3,5	0	19,4	7,9	14,3	56,7	7,7		3,12
4,2	3,5	3,1	2,0	0	47,2	2,1	10,5	29,4	10,7		1,04
3,4	4,0	1,8	1,6	0	49,9	2,3	7,9	16,4	30,1		0,80
0,5	0,5	1,2	2,0	0	56,0	2,0	6,1	23,4	14,0		0,89
6,4	4,3	4,3	4,7	0	10,3	6,1	21,0	62,1	0		3,31
6,9	6,3	1,7	3,9	0	17,7	2,5	10,7	34,6	15,1		3,12
4,9	6,3	1,1	0,7	0	34,9	2,5	6,0	32,9	22,6		1,16

00417

00418

möglich. Es wird bei der Steinkohle ein Abbau von 85 % erzielt, und die mit der Entschlammung in Gemisch mit Kohle hergestellten Schmelzkörper haben beinahe die Eigenschaften eines Hochtemperaturkokes. Das Mischungsverhältnis von Entschlammung und Kohle ist enge Grenzen gebunden. Wird die anteilige Entschlammungsmenge unterschritten, so wird der Koks lockerer, und wird dieselbe überschritten, so wird der Koks härter, zerfällt aber in kleine Stücke.

1) Aufarbeitung der Entschlammung zur Erzielung Schmelzen durch Schmelzen im Gemisch mit Kohle.

Da der Asphaltingehalt in der Entschlammung der Steinkohle-Hydrierung sehr groß ist, so lag der Gedanke nahe, daß auch mit der normalen Entschlammung der Steinkohle-Hydrierung fester stückiger Koks hergestellt werden kann, falls das Mischungsverhältnis zwischen Entschlammungsprodukt und Kohle richtig eingehalten wird. Zunächst wurde das Entschlammungsprodukt der Hydr. „Schmelzen“ im Original der Schmelzung und Extraktion unterworfen und das Schmelzenabzugsgut im Ausbringen zu Extraktprodukten im Verhältnis gesetzt. Hierbei wurde die Extraktionsmenge einmal nach der Pyridinmethode und einmal nach der im Betrieb angewandten Benzolmethode bestimmt. Da bei der Anwendung von Pyridin stark Kohlesubstanz aufgelöst wird, ist die nach der Pyridinmethode bestimmte Extraktionsmenge höher als die bei der Benzolmethode festgestellte Menge der Extraktstoffe. So beträgt z. B. bei Schmelzen die Extraktionsmenge nach der Pyridinmethode 77,4 % und nach der Benzolmethode 56,3 %. Die Ergebnisse mit der Pyridinmethode sind in die Tabelle auf S. 9 mit aufgenommen; es sollen aber hier nur die Ergebnisse mit der im Betrieb üblichen Benzolmethode Berücksichtigung finden. Die Schmelzenabzugsgute aus der Entschlammung beträgt 41,8 % bei der gewöhnlichen Schmelzung und 47,6 % bei der Dampfeschmelzung. Demnach beträgt die Ausbeute an Schmelzenabzugsgut 74 % ohne Dampfeschmelzung und 80 % bei der Dampfeschmelzung, bezogen auf die Extraktionsmenge.

Mit der Entschlammung wurden mehrere Mischungen mit verschiedenen Kohlen hergestellt, wobei die Verhältnisse so eingehalten wurden, daß ein guter,

festen und stückiger Koks entsteht. Mit der Kohle der Zeche "Kaisers" 117 be-
 trägt das günstigste Verhältnis 91 Teile Kohle und 9 Teile Entschlammung. Hier-
 bei wird ein Koks mit einer Festigkeit von 80 bis 115 kg/cm² erzielt. Die Schmelz-
 teorausbeute beträgt 85 % bei gewöhnlicher und 99 % bei Daarkohlung. In der
 Zahlentafel 9 sind die einzelnen Ergebnisse zusammengestellt. Insbesondere sind
 hier auch die Untersuchungen der angewandten Steinkohlen angeführt.

Das beste Mischungsverhältnis von Entschlammung zu Anthracitkohle
 liegt bei 12,5 Teilen Entschlammung und 87,5 Teilen Kohle. Bei oberschlesischer
 Kohle der Castellengruppe liegt das Verhältnis bei 80 Teilen Kohle und 20 Teil-
 en Entschlammung. Hierbei wird ein Koks erzeugt, dessen Härte zwischen 111 und
 130 kg/cm² liegt. Beachtenswert ist hierbei, daß eine Veränderung des Verhält-
 nisses der Mischung auf 25 Teile Kohle und 15 Teile Entschlammungsprodukt be-
 reits zu einem vollkommen unbrauchbaren Koks führt, der nur eine Härte von
 12,1 bis 15,7 kg/cm² zeigt. Gasflankohle Ruhr, Marke "Ersart", Nr. 1 mit
 39,5 % flüchtigen Bestandteilen und einem Schwefelgehalt von 11,4 % zeigt
 das beste Mischungsverhältnis bei 12,5 Teilen Entschlammung und 87,5 Teilen
 Kohle. Hierbei wird ein fester stückiger Koks gewonnen. Die Schmelzerausbeute
 betrug 16,8 %.

Weiter wurden zwei Daarkohlen untersucht, wovon eine von der Burbacher
 Hütte stammt, während die andere von den Hochlandwerkstätten in der Verfügung
 gestellt wurde und deren Herkunft uns nicht bekannt ist. Hierbei zeigte die
 Kohle der Burbacher Hütte 32,2 % flüchtige Bestandteile und 8 % Feer. Diese
 Kohle verlangt ein Mischungsverhältnis von 80 Teilen Kohle und 20 Teilen Ent-
 schlammung, um einen festen stückigen Koks zu erzielen. Die zweite Kohle mit
 35,9 % flüchtigen Bestandteilen und 13,5 Teilen Feer verlangt dagegen eine
 Mischung von 87,5 Teilen Kohle und 12,5 Teilen Entschlammung, um einen guten
 Koks zu erzielen. Weiter wurde festgestellt, daß eine Erikkettierung des Gasko-
 ches von Entschlammung und Steinkohle für die Erzeugung von festem Koks nicht

Seite 111

Aufbereitung der Entschlammungsprodukte der Brauereien Scholven

(00420)

Einheitlich

Vero Nr.	Bezeichnung	Mischung	Angewandt					A. G. S. S.			
			200 Auf- Ma- ser	20- trakt Pyridin	22- trakt Benzol	22- trakt Benzol	22- trakt Benzol	Kunde in Original	Schmelz- temp.	Schmelz- temp.	Schmelz- temp.
			%	%	%	%	%	%	°C	°C	
1	Entschlammung Scholven S.2,39	Original	0,0	77,4	22,7	56,3	43,4	8,44	14,88	1160	1200
	dto.	dto.	0,0	77,4	22,7	-	-	35,38	-	-	-
	dto.	dto.	0,0	-	-	56,3	22,7	31,10	-	-	-
2	Steinkohle Zeche Kaiserstuhl	Original	1,1	-	-	1,7	80,7	5,89	7,74	1340	1350
3	Entschlammung u.9 Steinkohle	Entschl. Scholven 91 Steinkohle Kaiserstuhl	0,8	26,3	75,0	9,9	91,0	6,17	8,41	1290	1300
4	Anthrazit Lonna	Original	0,8	-	-	0,4	100,0	2,08	4,93	1320	1320
	07,5 Teile Anthrazit 12,5 Teile Entschlammung Scholven		0,0	-	-	9,0	90,9	3,45	4,24	1290	1300
6	Fettkohle Ruhr	Original	0,4	-	-	0,7	99,8	3,81	7,18	1300	1310
7	Gaßflamkohle Ruhr Zeche Brassert Harl	Original	4,4	-	-	1,0	100,0	4,61	7,43	1300	1300
	07,5 Teile Brassertkohle 12,5 Teile Entschl. Scholven		2,0	-	-	7,6	92,8	6,87	9,2	1260	1280
9	Saarkohle Kur- bacher Mitte	Original	3,2	-	-	0,4	99,6	11,80	17,61	1310	1320
	60 Teile Saarkohle 20 Teile Entschl. Scholven		0,0	-	-	3,7	95,5	-	13,23	1290	1290
11	Saarkohle La	Original	3,4	-	-	0,3	99,5	8,0	12,75	1350	1350
12	07,5 Teile Saarkohle La 12,5 Teile Entschl. Scholven		1,2	-	-	9,3	91,6	-	10,87	1290	1300
13	Castellango-Vierzatankohle Oberschlesien	Original	3,5	-	-	0,8	100,0	19,63	27,54	1200	1300
	60 Teile Castellango-Kohle 20 Teile Entschl. Scholven		1,0	-	-	15,0	85,5	19,01	20,06	1290	1290
15	83 Teile Castellango-Kohle 15 Teile Entschl. Scholven		-	-	-	-	-	-	-	-	-

00420

Table 1.1

Die Schmelzen im Vergleich mit Steinkohle zur Erzeugung eines festigen Kokses.
 der verschiedenen Kohlen.

00420

Schmelze in Grad Celsius	Schmelzpunkt Kokse	Schmelz- Temp.	Schmelz- Temp.	Schmelzrückstand		Elementar- analyse		Feststoff- gehalt nach L. Schwela G	Asphal- tgehalt nach L. Schwela %	Anteil an festen Substanz (Dampf)		Verhältnis Theor. zu tats. Kohle		W. Kokse		
				Kokal	Ma- ge	%	%			%	%	1.	2.			
17,83	1180	1200	41,0	47,0	8359	8096	84,66	4,85	-	-	49,1	222,0	16,0	0,54	77,4111	
	Dampfentwicklung		49,6	36,5	7195	7066	79,36	4,37	-	-	(133,0)	-	-	0,54	77,4111	
55,84	-	-	-	-	5138	5029	55,28	2,02	Extraktionsrückstand mit Pyridin		-	-	-	0,80	Dampf	
27,10	-	-	-	-	5399	5275	59,69	2,23	Extraktionsrückstand mit Benzol		-	-	-	-	-	
1,82	1,74	1340	1350	9,8	77,5	7650	7399	78,66	4,92	-	-	-	-	-	-	
1,0	1,17	8,41	1290	1300	11,7	7607	7459	83,91	2,75	Anteil der Steinkohle an Schmelzrückstand		9,8	50,5	-	-	
					7748	7483	78,61	4,92	113	113	-	-	-	-	-	
					7624	7474	82,51	2,78	80	84,5	-	-	-	-	-	
0,06	4,93	1320	1320	0,6	94,4	8419	8219	89,68	3,70	-	-	-	-	-	-	
	Dampfentwicklung			2,3		8084	7890	87,42	2,92	-	-	-	-	1,5	6,4	
4,5	4,24	1290	1300	5,1	90,4	8292	8081	87,79	3,90	103-94,5	-	-	6,8	6,8	0,66	0,59
	Dampfentwicklung			7,9		8069	7898	87,45	3,17	-	-	-	-	0,66	0,59	
														0,62	0,91	
		1300	1310	5,2	85,0	8082	7841	83,70	4,46	-	-	-	-	-	-	
						7767	7611	84,91	2,82	-	-	-	-	7,4	18,4	
		1300	1300	11,4	73,8	7718	7453	78,44	4,91	-	-	-	-	-	-	
		Dampfentwicklung		12,7		7690	7542	83,01	2,73	-	-	-	-	11,4	30,2	
		1280	1280	16,5	72,0	7696	7010	79,0	5,10	-	-	-	-	-	-	
						7610	7432	82,40	8,00	-	-	-	-	-	-	
0,5	17,51	1310	1320	8,0	75,6	6843	6611	69,73	4,25	-	-	-	-	-	-	
	Dampfentwicklung			9,0		6885	6731	75,21	2,49	-	-	-	-	27,0	Anteil	
		1290	1290	14,6	70,5	-	-	-	-	-	-	-	-	20,0	Dampf	
	Dampfentwicklung			19,4		6790	6652	73,34	2,5	107-132	-	-	10,5	13,8	0,80	0,59
										173	-	-	-	0,92	0,54	
0,5	0,0	12,75	1330	13,5	71,5	7340	7072	75,65	4,97	-	-	-	-	-	-	
						7120	6794	77,97	2,74	-	-	-	-	21,0	35,8	
		10,87	1290	1300	14,5	73,4	7390	7251	80,81	2,57	-	-	-	29,0	Dampf	
	Dampfentwicklung			16,7		71,8	-	-	-	-	-	-	6,79	8,47	0,77	0,65
														0,91	0,51	
0,0	19,65	27,34	1280	1300	8,0	75,5	6182	5984	66,08	3,66	-	-	-	-	-	
	Dampfentwicklung			9,9		6074	5947	65,99	2,36	-	-	-	-	-	-	
0,5	19,01	20,66	1250	1260	14,1	73,7	6473	6234	67,76	4,09	129,0/111,2	-	-	11,0	30,5	
	Dampfentwicklung			19,0		6477	6321	71,45	2,89	-	-	-	11,9	13,4	0,77	0,51
														0,78	0,61	

00420

unbedingt notwendig ist. Man kann auch einen guten stückigen Koks bei loser Einführung des Gemisches in den Schmelzofen erzielen; hierbei ist zweckmäßig der Anteil der Entschlackung um einige Prozente zu erhöhen.

Hieraus geht hervor, daß die Menge der zugesetzten Entschlackung der Kohle abhängig ist, erstens von dem eigenen Teergehalt der Kohle, und zweitens von dem Gehalt der flüchtigen Bestandteile. Diese Beobachtung deckt sich mit seiner früheren Feststellung über die „Abhängigkeit der Backfähigkeit von Kohlen,“ wobei die allgemeine Regel aufgestellt werden konnte, daß für die Backfähigkeit eine gewisse Abhängigkeit zwischen Teergehalt und dem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen maßgebend ist²⁾. Es ist interessant, daß durch den künstlichen Zusatz von asphaltartigen Stoffen, wie es das Entschlackungsprodukt darstellt, auf den für die Backfähigkeit erforderlichen natürlichen Bitumengehalt dieselbe Wirkung auf die Koksbildung ausgeübt wird, wie eine erhöhte Menge des natürlichen, in der Kohle enthaltenen Bitumengehaltes.

Die bei der Schmelzung erzeugten Gemengen und deren Zusammensetzung sind aus der Zahlentafel 10 zu entnehmen.

Aus den Ergebnissen ist zu erkennen, daß mit der normalen Entschlackung einer Steinkohlenhydrierung in Gemisch mit einer an und für sich bei der Schmelzung keinen festen Koks liefernden Kohle, ein fester und stückiger Koks unter Gewinnung von Schmelztor erzeugt werden kann. Gleichzeitig ist zu erkennen, daß bei den in engen Grenzen einhaltenden Mischungsverhältnissen zwischen Kohle und Entschlackungsprodukt, das bei etwa 10 - 20 % Entschlackungsprodukt zu 60 bis 90 % Kohle liegt, eine verhältnismäßig große Menge festen, stückigen Kokses erzeugt werden kann, was durch die verhältnismäßig hohe Wertveranschlagung gegenüber der Steinkohle einen besonderen wirtschaftlichen Anreiz bieten dürfte. Dieser wirtschaftliche Vorteil der Erzeugung von festem stückigen Koks aus einer sonst für diese Zwecke ungeeigneten Kohle, dürfte durch die gleichzeitige

²⁾ Brennstoff-Chemie 1924, Seiten 369 und 394.

00422

Zahlenwert 10.

Menge und Zusammensetzung des Schmelzergases bei Schmelzen der Gesteine

Versuchs Nr. mitw. Schmelztafel 9	Bezeichnung		Menge in		%
			Vol. / 100 g Trockenschmelze	Vol. / 100 g Schmelze	
2	Steinkohle Seche Kaiserstuhl	Original	6,8	5,7	
3	91 Teile Steinkohle Seche Kaiserstuhl 9 Teile Entschlammung Scholven		6,8	7,0	
4	Anthrazit (Leuna)	Original	4,5	5,0	
5	37,5 Teile Anthrazit (Leuna) 12,5 Teile Entschlammung Scholven		4,0	3,5	
6	Fettkohle Ruhr	Original	6,7	5,2	
7	Gasflamkohle Ruhr, Seche Brassert Mari	Original	7,2	6,7	
8	67,5 Teile Gasflamkohle Brassert Mari 12,5 Teile Entschlammung Scholven		7,2	9,1	
9	Saarkohle Burbacher Hütte	Original	8,5	11,8	
10	50 Teile Saarkohle Burbacher Hütte 20 Teile Entschlammung Scholven		6,6	15,0	
11	Saarkohle La.	Original	6,7	8,7	
12	67,5 Teile Saarkohle La. 12,5 Teile Entschlammung Scholven		6,6	11,9	
13	Castellengo-Flaamstaubkohle Oberphilippin Orig.		6,5	15,5	
14	50 Teile Castellengo-Flaamstaubkohle 20 Teile Entschlammung Scholven		6,5	12,6	

00422

Table 10.

00423

Results of analyses of mixtures of hydrogen sulfide and disulfide.

Menge in	Elementary Analysis									
	CO ₂	H ₂ S	Grain	O ₂	H ₂	CO	Element	Grain	H ₂	Grain in
g	%	%	%	%	%	%	%	%	%	g/100 Trockenmasse
0.8	5.7	3.7	3.5	0	19.4	7.5	14.5	56.7	3.7	3.12
6.8	7.0	2.6	3.8	0	16.5	3.8	16.8	47.8	19.7	2.50
4.3	3.6	1.0	2.8	0	39.6	2.2	3.5	42.9	8.9	1.20
4.0	3.5	0.7	2.2	0	42.8	2.0	3.9	45.6	4.2	1.17
6.7	5.2	3.2	2.8	0	28.8	6.5	11.9	55.2	0.3	2.82
7.2	8.7	2.0	2.9	0	18.7	9.7	8.8	33.0	5.0	3.09
7.5	9.1	1.8	3.0	0	17.8	6.3	13.1	47.9	14.0	3.12
8.3	11.8	1.8	3.0	0	20.0	7.2	11.5	34.3	1.9	3.76
6.6	15.0	2.2	2.6	0	22.3	5.2	9.5	42.5	10.1	2.56
8.7	8.7	2.9	3.3	0	14.4	7.0	11.0	33.1	10.4	3.77
1.9	2.9	2.7	0	10.4	3.3	11.0	43.5	23.3	3.44	
3.3	1.3	3.0	0	18.2	9.4	9.9	21.1	2.3	2.89	
8.5	12.6	1.4	2.2	0	20.1	5.2	7.2	36.0	22.5	2.78

00422

MI

Gewinnung des Schweißraues noch erhöht werden. Da diese Verarbeitungsrichtung
 mit aber nur im Zusammenhang mit der Hydrierung gesehen ist, so ist gleichzei-
 tig die Hydrierung in ein aussichtsreiches Verarbeitungssystem für selber
 wirtschaftlich nicht recht zu verwirklichen Kohle eingeschaltet, so das hierdurch
 für die Anwendung der Hydrierung vielleicht ein neues Anwendungsbereich
 erschlossen werden kann

A) Produktschema bei der Anreicherung von Braunkohle und Aufarbeitung der
 hierbei anfallenden Entschlammung durch Schmelzen in Gemisch mit Steinkohle

Für die Berechnung wurden folgende Zahlen zu Grunde gelegt:
 In die Hydrierung werden eingesetzt pro Stunde 3760 g Kohle (Crocken und
 4015 g pro Stunde Anreibeöl. In 3665 g/Stk. Entschlammung sind 2920 g Öl bzw.
 Extraktstoffes enthalten, davon sind 287 g Asphalt und 745 g Feststoffgehalt
 stand. Die Dimerbildung betrug 2516 g. Hieraus errechnen sich folgende prakti-
 schen Zahlen:

Der Feststoffgehalt in der Entschlammung beträgt 20,3 %. Bei der Annahme, das
 in praktischen Betrieb der Feststoffgehalt auf 30 % bzw. 40 % erhöht werden
 kann, errechnen sich folgende praktischen Entschlammungszahlen:

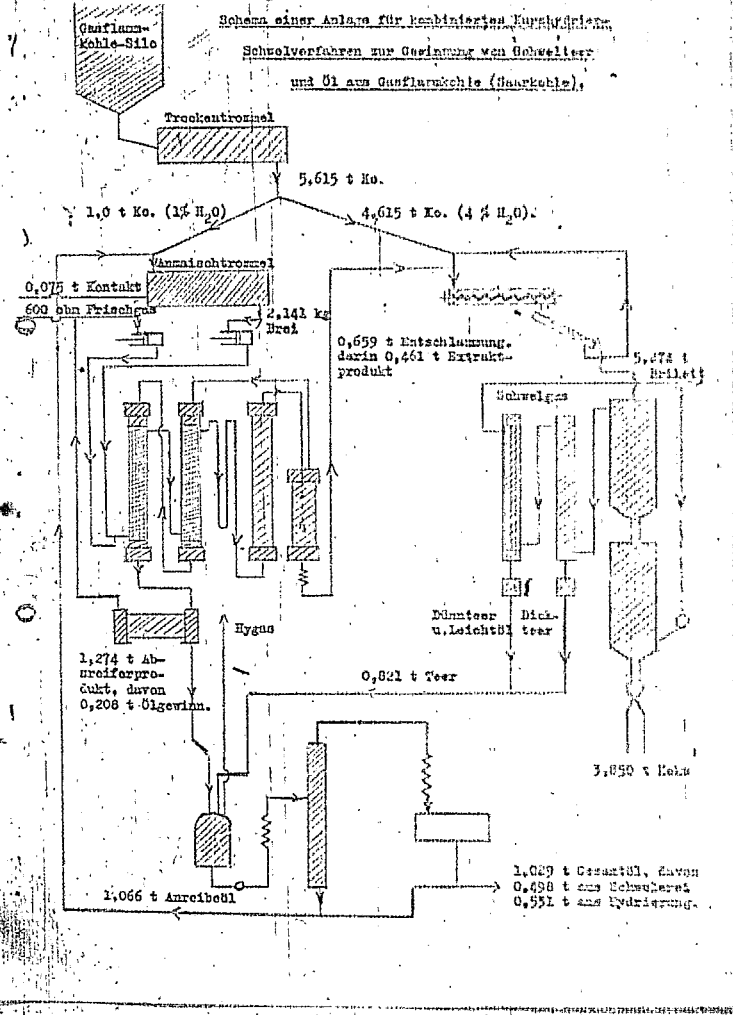
Feststoffgehalt der Entschlammung bzw. nach deren Schmelzen	20,3 %	30 %	40 %
Entschlammungszahlen	3665 g	2480 g	1850 g
darin Festes	745 g	745 g	745 g
bleiben Öl bzw. Extraktstoffe	2920 g	1735 g	1115 g

Berechnung auf 1 t Steinkohleinsatz in Hydrierung (Crocken)

Entschlammungsmenge	974 kg	659 kg	494 kg
Öl in Entschlammung	776 kg	463 kg	336 kg
Festes in Entschlammung	198 kg	198 kg	198 kg
Anreibeöl	1066 kg	1066 kg	1066 kg
Dimerbildung	669 kg	669 kg	669 kg
Gesamtöl (theoretisch)	1745 kg	1735 kg	1735 kg
davon in Abstreifer bzw. Kühleröl	939 kg	1274 kg	1439 kg
Praktisches Ausbringen an Öl in Schweleröl (70%)	513 kg	525 kg	607 kg

0043

Schemm einer Anlage für kombiniertes Kupfer- und
Schwefelverfahren zur Gewinnung von Schwefel-
und Öl aus Gasflanzkohle (Haarkohle).



- Gesamt- und **①** - ausbringen aus Kohle II
 - Gesamt- und Verbrauch aus Kohle I

- Kohle aus Kohle I

- Kohle aus Kohle I

- Feuer aus Kohle I

- Feuer aus Kohle I

- Praktischer Output in Anfertigung

kg Kohle

kg Öl bzw. Feuer

bzw. aus

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

in

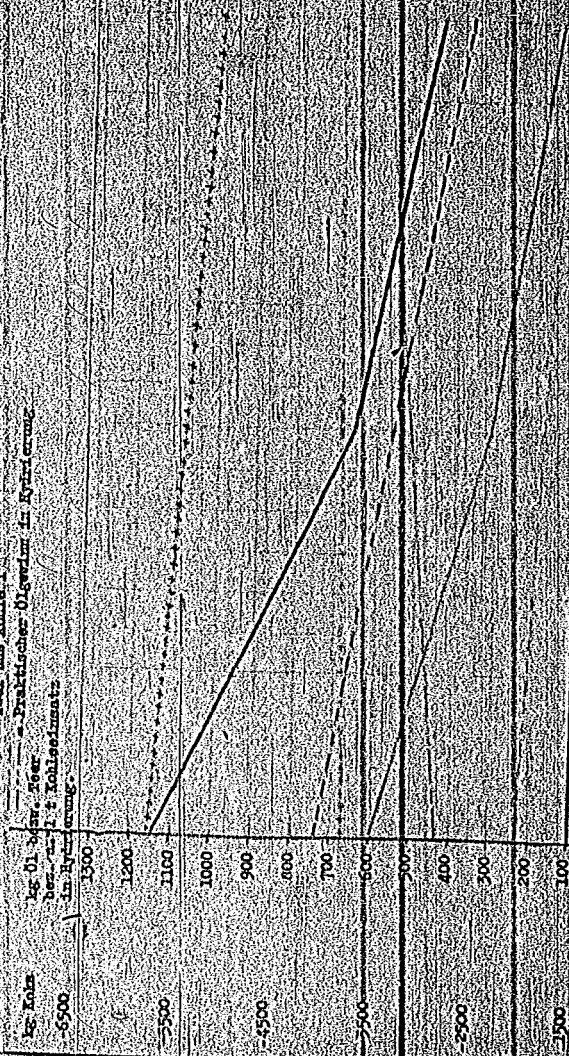
in

in

in

in

①



2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

00225

kg Öl bzw. Feuer
 2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

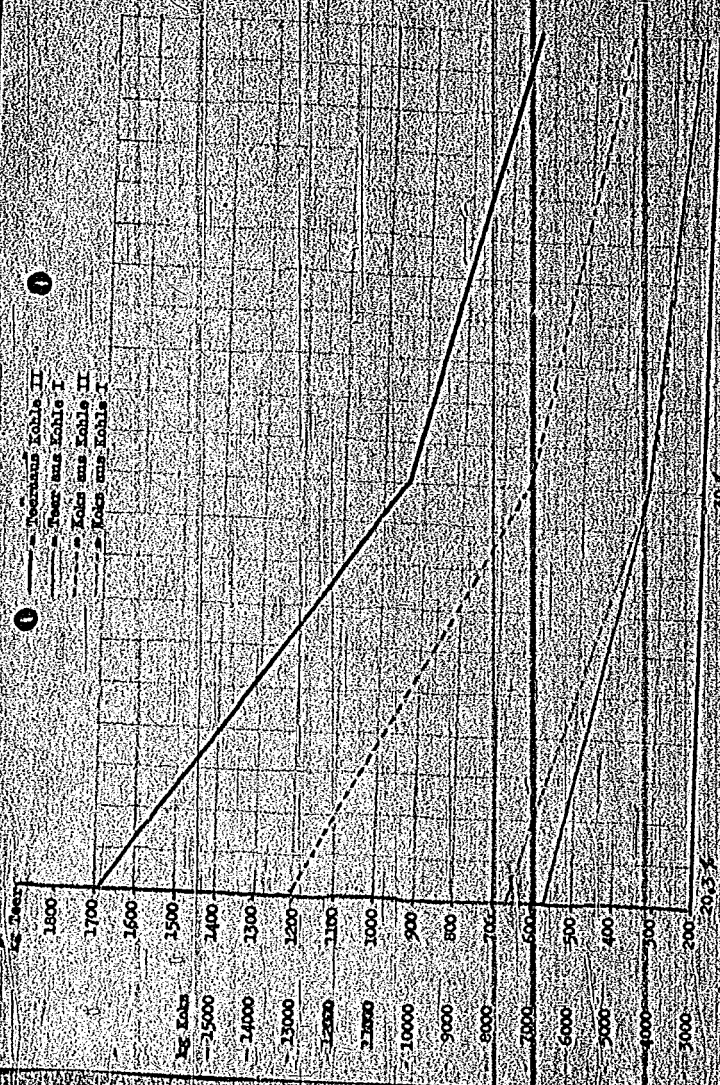
2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

2000
 1900
 1800
 1700
 1600
 1500
 1400
 1300
 1200
 1100
 1000
 900
 800
 700
 600
 500
 400
 300
 200
 100
 0

00426

① ——— Weichens Kohle II
② ——— Feuers Kohle I
③ ——— Koks aus Kohle II
④ ——— Koks aus Kohle I



Verhältnis Weichens Kohle II zu Feuers Kohle I
Verhältnis Koks aus Kohle II zu Koks aus Kohle I

30 %

der entstehende Entschlammung mit etwa 11 - 14 % Asphalt einen festen Koks ergibt. Vielleicht lassen sich auf der Ringwalzenpresse aus der normalen Entschlammung mit fein gemahlener Kohle ebenfalls brauchbare Kriketts erzeugen.

Der Abbau in Ofen I einer mit 27 oben Einprägung betriebenen Kammer beträgt 90 - 92 %, der Asphaltgehalt der Entschlammung etwa 14 %, so daß die bei dieser intensiven Betriebsweise anfallende Entschlammung nach dem neuen Verfahren aufgearbeitet werden kann. Rückschlüsse auf den bei dieser Arbeitsweise gebildeten Ölgehalt, das Verhältnis zwischen Mittelöl zu Schwereöl, auf die Ölqualität und die Vergasung, können nur in einer nach dieser Arbeitsweise betriebenen Kammer gezogen werden. Ein solcher Großversuch wird zur Zeit durchgeführt.

Bei der Kurshydrierung von Steinkohle in einer Hochschlange wurde ein Abbau von 65 % erzielt, und die hierbei anfallende Entschlammung wurde im Gemisch mit Steinkohle durch Schmelze auf festen stückigen Koks und unter gleichzeitiger Gewinnung von Schmelze gewonnen.

Diese Arbeitsweise wurde auf die Verarbeitung der Entschlammung der Steinkohlehydrierung Schmelze ausgedehnt. Es konnte aus einem Gemisch von der Entschlammung Schmelze und den verschiedensten Kohlen, wie Gasflamkohle von Ruhrgebiet, Oberschlesien und Saargebiet, sowie Anthrazit und Fettkohle, ein fester und stückiger Koks hergestellt werden, wobei das Mischungsverhältnis zwischen Entschlammung zu Kohle etwa wie 10 - 20 % zu 80 - 90 % einzuhalten ist. Das beste Mischungsverhältnis ist von Kohle zu Kohle verschieden und ist jeweils zu ermitteln; nach den bis jetzt vorliegenden Ergebnissen liegt die der Kohle zuzusetzende Entschlammungsmenge von dem Bitumengehalt der Kohle ab und zwar muß die Entschlammungsmenge größer sein bei niedriger, oder kleiner sein, bei höheren natürlichen Bitumengehalt der Kohle.

Aus einer Saarkohle könnten bei der Hydrierung, bezogen auf 1 t praktischen Ölgehalt in der Hydrierung, nach dem angegebenen Verfahren 7,25 t Koks

und 938 kg Schmelze bei 30 % Feststoffgehalt der Entschlammung gewonnen werden, und 15 t Koks und 1605 kg Schmelze bei 20,5 % Feststoffgehalt in der Entschlammung.

Hieraus ist zu erkennen, daß ein großer wirtschaftlicher Gewinn in der Anwendung eines solchen Verfahrens für die Verarbeitung von jetzt nur Schwelzung ungeeigneten Gasflankohle zur Erzeugung von festem Koks und Schmelze liegen kann, und daß die Hydrierung in ein derartiges Arbeitsprogramm mit Vorteil eingesetzt werden kann.

Für die Hydrierung ergibt sich der Vorteil, daß:

- 1). durch die Verdichtung des Asphaltes außerhalb des Hochdrucks an Hochdruckraum gespart werden kann, und daß
- 2). daß die mit Rücksicht auf die Asphaltverarbeitung vorgenommene Steigerung des Druckes von 200 auf 700 atü nicht mehr so notwendig ist wie bei der seit herigen Hochdruckaufbereitung.

00429

Vericht

14

14

Vorbereitungen zur Erhebung des Verbrauchs
nach einem kombinierter (Wärme-Sonno) Betrieb

12.30/27.1.39.

Dr. Bähr

Herrn Dir. Dr. Schneider,
Herrn Dir. Dr. Büttgen,
Herrn Dir. Dr. v. Staden,
Herrn Dir. Dr. Pisk,
Herrn Dr. Gönner,
A. v. P.,
Berichtsammlung Nr. 24.,
Statistisches Büro Nr. 570.,
Herrn Dr. Föhler,
Herrn Dr. Schick/Dr. Kuppinger,
Herrn H. I. Karl/Dr. Waldmann,
Herrn Dr. Bähr,

Dr. Bühr/S.

Leuna Werke, den 1. Dezember 1958

Bericht

00430

betr.

Untersuchungen zur Erhöhung der Feinmassefraktion
durch einen kombinierten Hydrier-Schmelz-Betrieb.

A. Zweck der Untersuchungen.

Der Zweck der vorliegenden Arbeit besteht darin, die Teer- bzw. Ölge-
winnung durch die Anwendung eines möglichst vereinfachten Hydrierverfahrens zu
verbilligen. Eine etwaige Verbilligung der Hydrierung kann durch eine Erhöhung
der Durchsätze, Einsparung von Wasserstoffkosten und Vereinfachung der Einzelan-
aufarbeitung voraussetzt werden.

Um dies zu erreichen, wurde der Durchsatz nunmehr so erhöht, daß ein
Verhältnis Reaktionsraum zu durchgesetzter Kohle bis 1 : 2 betrug, wobei immer
noch ein Aufschluß von etwa 75 - 80 % erzielt wurde. An Stelle von Wasserstoff
wurde Methanolgas benutzt.

Unter diesen Hydrierungsbedingungen wird der Asphalt sehr schlecht
abgebaut, so daß eine Aufarbeitung in der gewöhnlichen Weise zu Schwierigkeiten
führen dürfte. Eine befriedigende Entblühung des Entschlammungsproduktes gelingt
aber durch die gemeinsame Schmelzung mit Kohle, zweckmäßig in geforsten Zustände.
Hierbei wird ein asphaltfreier Teer gewonnen, dessen schwere Anteile mit aus
Anmischung der Kohle dienen.

Es ist nun daran gedacht, diese beiden Arbeitsweisen so zu kombinieren
daß vor einer Schmelzeret eine Hydrierung in dem angeleiteten Sinne aufgestellt
wird. Die Kohle, die vorher in die Schmelzeret geht, wird etwa hälftig geteilt;
die eine Hälfte geht nach ihrer Anmischung mit dem Dichteur der Schmelzeret in
die Hydrierung. Das Entschlammungsprodukt der Hydrierung geht zur Anmischung
der Kohle in die Schmelzeret, die anfallenden Öle und Teere werden gemeinsam de-
stilliert und in Mittelöl und Schweröl zerlegt.

Der Vorteil eines derartigen Verfahrens wäre, in den bestehenden Schwelereien die Teeranabauete etwa zu verdoppeln, wobei pro t Öl bzw. Teer nur 2 t Gratekoks anfallen im Gegensatz zu dem Anfall an Gratekoks von 5 - 6 t bei der reinen Schwelung. Der nach dem Verfahren gewonnene Schwelkoks hat den Vorteil, daß er relativ fest ist und dadurch besonders günstig bewertet werden kann.

Um nun die Unterlagen für eine Kalkulation zu erhalten, wurden die Hydrier- und Schwelversuche in Kilosatzab durchgeführt, die nachstehend mitgeteilt werden.

B. Abgekürzte Hydrierung, wobei die Kohle mit eigenem Schleuderöl angereicht wird.

Nach der in ersten Bericht vom 10.8.36 beschriebenen^{*)} vereinfachten Arbeitsweise zum Hydrieren von Kohle in einer Rehröhrlange wurden längere Versuche durchgeführt, wobei bei etwa 24 - 25 bar in einer Rehröhrlange von 700 cm Inhalt stündl. 3 kg Kohlebrat und 4 cm Wassergas (drucklos gemessen) durchgesaugt wurden. Um festzustellen, ob der Asphaltgehalt mit dem Steigen des Asphaltgehaltes des Anmischbleies im Entschlammungsprodukt steigt, wurden die Versuche so durchgeführt, daß die Kohle nicht mehr mit Anreiböl des Betriebes angereicht wurde, sondern daß das bei der abgekürzten Hydrierung entstehende Entschlammungsprodukt abgeschleudert und als Anreiböl benutzt wurde. Der Versuch wurde zunächst mit Anreiböl von Nr. 801, das 1,60 % Festen und 4,5 % Asphalt enthielt, angefahren. Hierauf wurde das anfallende Entschlammungsprodukt geschleudert, wobei das Schleuderöl 1 und Rückstand 1 gewonnen wurde. Das so erhaltene Schleuderöl 1 zeigte einen Feststoffgehalt von 8,2 - 9,7 % und der Rückstand 1 einen solchen von etwa 42 - 43 %, der Asphaltgehalt liegt hier zwischen 13 und 16 % in Schleuderöl 1. Die einzelnen Ergebnisse sind in der Zahlentafel 1 zusammengestellt.

Mit dem Schleuderöl 1 wurde nunmehr erneut Kohle angereicht und hydriert, wobei der Entschlammungsrückstand wiederum abgeschleudert wurde. Hierbei entsteht

^{*)} Einzelheiten über die abgekürzte Hydrierung können aus dem genannten Bericht entnommen werden, der als Nachtrag beigelegt ist. Die Hydrierungsversuche wurden von Herrn Dr. Dörllein ausgeführt.

00432

Zahlentafel I.

Anreicherung des Asphaltes im Entschlammungsprodukt bei Verwendung
von Schleuderöl als Antriebsöl in der Kurzhydrierung.

Probe	Festes %	Asphalt bezogen auf Öl %	Stockpunkt °C
Mehlebrei Hammer 18 v. 16.7.38	48,2	2,46	-
Entschlammung der Kurzhydrierung	16,9	14,4	-
Schleuderöl I. v. 22.-27.7.38.	9,3	13,78	+ 37
Rückstand I v. 22.-27.7.38.	42,0	-	-
Schleuderöl I v. 7.-13.8.38.	8,2	16,6	+ 29
Rückstand I v. 7.-13.8.38.	-	14,34	-
Schleuderöl I v. 19.-23.8.38.	97,0	14,0	+ 36
Rückstand I v. 19.-23.8.38.	43,5	13,19	-
Schleuderöl II v. 24.-30.8.38.	17,3	19,0	-
Rückstand II v. 24.-30.8.38.	42,5	-	-
Schleuderöl II v. 1.-3.9.38.	14,0	17,74	+ 38
Rückstand II v. 1.-3.9.38.	41,5	16,44	-
Schleuderöl III v. 4.-8.9.38.	20,2	22,12	+ 41
Rückstand III v. 4.-8.9.38.	44,3	22,28	-

das Schleuderöl 2 mit einem Feststoffgehalt von etwa 14 - 17 %, während der Rückstand 2 etwa wieder 40 - 42 % Festes enthält. Der Asphalt in Schleuderöl 2 ist indessen von 17 auf 19 % gestiegen. Mit dem Schleuderöl wurde ein weiteres Mal Kohle angemischt und hydriert, wobei das hierbei gewonnene Schleuderöl 3 einen Feststoffgehalt von 20 % und einen Asphaltgehalt von 22 % zeigte.

Hieraus geht hervor, daß mit einem dauernden Steigen sowohl des Feststoffgehaltes als auch des Asphaltgehaltes bei dem Abschleudern des Entschlammungsproduktes zu rechnen ist, so daß der Frischkohlesatz durch den hohen Feststoffgehalt des Schleuderöles stark sinkt und eine derartige Arbeitsweise unwirtschaftlich macht. Mit dem gewonnenen Schleuderrückständen wurden zusammen mit Kohle Versuchsungen vorgenommen und die Teerausbeute bestimmt. Auf die hierbei gefundenen Ergebnisse wird später zurückgekommen.

7. Abgekürzte Hydrierung, wobei die Kohle mit einem Gemisch von 82,5 % Anzeilöl von Me 801 und 17,5 % Deutscher Dichteöl angemischt wurde. *(S. 14 Anlagen)*

Wie die vorhergehenden Versuche zeigten, steigt der Asphaltpegel bei Anmischung der Kohle mit zurückgeführten Schleuderöl unzulässig hoch an, woraus der Schluß gezogen werden kann, daß bei der kombinierten Durchführung von Hydrierung und Schwelung es richtiger erscheint, möglichst auf die Zurückführung des Schleuderöles als Anzeilöl zu verzichten und den bei der Schwelung anfallenden Dichteöl bzw. Schwarzöl nach der Abstreiferdestillation für die Anmischung der Kohle zu benutzen. Dies hat zwei Vorteile: einerseits sind Dichteöl und Schwarzöl weitgehend asphaltfrei und andererseits durchlaufen der Dichteöl sowie das Schwarzöl die Hydrierung, wobei zumindest teilweise eine Aufspaltung in Mittelöl zu erwarten ist. Die in der Entschlammung verbleibenden höchst siedenden öligen Bestandteile der Hydrierung gelangen in die Schwelerei, wobei ebenfalls wieder eine teilweise Aufspaltung der Schwarzöle in Mittelöl erfolgt. Die Nachprüfung dieses Gedankens im Kleinen ist deshalb so schwierig, weil die für die Anmischung der Kohle notwendigen Teer- bzw. Entschlammungsprodukte nicht in ausrei-

ander Menge in Kleinapparaturen gewonnen werden können.

Es wurde deshalb der Versuch in der Weise durchgeführt, daß rechnungs-
mäßig festgestellt wurde, wie viel Teer aus der Schwelerei und wie viel Schweröl
and der Hydrierung in den für die Anreicherung der Kohle zu verwendenden Mischöl
voraussichtlich enthalten sein würden. Dies wurde zu 82,5 % Schweröl und 17,5 %
Dichtteer ermittelt, und es wurden demnach 82,5 % Anreicheröl von No 801 und 17,5 %
Deubener Dichtteer zusammengesetzt, das nun als Anreicheröl für die Kohle dienen
sollte. Als Kohle wurde Elise II- Kohle mit einem H₂O-Gehalt von 3 - 4 % benutzt.
Mit diesem Gemisch wurde nun ein mehrstündiger Versuch von 6. bis 11.10.38 durchge-
führt, wobei stündlich 3 kg Krei mit 4 ohne Methanolyse bei 24 bis 25 m² zur An-
wendung gelangten. In der Zahlentafel II sind die Ergebnisse zusammengestellt.
Der Abbau betrug 74,4%. In den durchgesetzten Kohlekrei von 368,77 kg waren 184,4
kg Anreicheröl obiger Zusammensetzung enthalten; es wurden 31,15 kg Öl in Abtrei-
fer gewonnen. Die Entschlammung betrug 298,4 kg und enthielt 21 % Festen. Man würde
in Großen die Konzentration möglichst auf 35 % oder höher fahren, so daß in dem
Abtreifer weitere 118 kg Öl anfallen, d.h. also 149,16 kg Öl in Abtreifer. Hier-
nach wurden 180,4 kg Entschlammung mit 35 % Festen, demnach also 117,2 kg Öl bzw.
Benzol-Alkohollösliches gewonnen. Bis 325 °C siedet 40,3 kg, so daß als Schweröl
226,6 kg übrig bleiben, wovon 184 kg Anreicheröl abzusetzen sind, so daß 42,6 kg
Schweröl entstehen. Zusammen mit den 40,3 kg gewonnenen Mittelöle ergibt sich eine
Ölbildung von 81,86 kg. Hierbei ist zu beachten, daß beim Schweröl als Öl-Benzol-
bildung das im Benzol-Alkoholgemisch lösliche betrachtet ist und die gebildete
Asphaltmenge mit umfaßt, bei deren Verarbeitung noch ein Verlust entsteht.

Da bei dem Versuch das Gas nicht in Kreislauf sondern in geradem Durch-
lauf gefahren wurde, ist die bilanzmäßige Auswertung sehr erschwert. Die gefun-
denen Ergebnisse sind ebenfalls in der Zahlentafel II zusammengestellt. Aus diesen
Ergebnissen wurde eine Wasserstoffbilanz gezogen, die in der Zahlentafel 3 wieder
gegeben ist; diese Wasserstoffbilanz konnte aus den oben erwähnten Größen nur

00435

Ergebnisse des Schmelzens

Datum 1938	Ein- spritz- punkt kg	Abstreifer					Phenol in Gesamt- prod. %	Abbau %	Entschlackung					Asphalt %
		Gesamt- menge kg	35% kg	45% kg	55% kg	65% kg			Gesamt- menge kg	Di- oxyd kg	Wasser kg	Wasser %	Wasser %	
5.10.	368,77	1,792	71,0	1,273	0,519		70,9	20,0	15,82	10,0	1,582	14,238	12,58	1
7.10.		1,620	78,0	1,263	0,357		73,2	19,5	15,64	6,5	1,000	14,48	14,28	2
7.10.		1,660	78,0	1,295	0,365		75,2	17,5	13,79	6,5	0,835	12,694	14,28	3
7.10.		2,054	78,0	1,603	0,451		76,4	16,9	13,10	6,5	0,852	12,248	14,28	1
8.10.		1,140	73,0	0,832	0,308		73,4	20,3	15,77	10,5	1,653	14,115	13,52	2
8.10.		1,515	73,0	1,106	0,409	71,6	71,6	19,8	15,23	10,5	1,600	13,650	13,72	2
8.10.		2,160	73,0	1,578	0,582		70,9	18,2	13,64	10,5	1,432	12,208	13,82	1
8.10.		2,065	67,0	1,383	0,682		72,4	19,9	15,08	7,5	1,130	13,930	16,40	2
9.10.		2,037	67,0	1,365	0,672		74,0	18,3	14,02	7,5	1,052	12,968	16,40	2
9.10.		2,037	67,0	1,365	0,672		73,0	18,7	14,08	7,5	1,057	13,023	16,40	2
9.10.		2,005	71,0	1,424	0,581		77,1	17,6	13,3	6,5	0,855	12,445	15,96	2
10.10.		2,050	71,0	1,455	0,595	12,0	77,9	19,3	14,59	6,5	0,948	13,642	15,96	2
10.10.		2,322	71,0	1,648	0,674		78,4	17,2	12,59	6,5	0,644	12,336	15,96	2
11.10.		2,065	68,5	1,415	0,650		71,6	19,3	13,98	8,0	1,118	12,862	15,56	2
11.10.		2,170	68,5	1,487	0,683		75,0	17,1	12,53	8,0	1,020	13,620	15,56	1
11.10.		2,472	68,5	1,694	0,773		74,5	15,8	13,85	8,0	1,120	12,750	15,56	2
Gesamt	368,77	31,164		22,185	8,970									
				+ 78,141										
				40,327										33,7

00435

Technische Angaben zum Schmelzverfahren

00435

00435

Eingangs-gase				Entschlammungs-gase				Produkt-gase					
Menge	als	in	Anteil	Menge	Wasserstoff	H ₂ als	O ₂ als	Menge	H ₂ als	H ₂ als	O ₂ als		
												als	als
kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg		
0,340				0,340									
0,362				0,362									
0,318		1,00	0,151	0,527	56,1	0,061	0,0264	0,088	0,36	59,5	0,0115	0,0175	0,0215
0,299													
0,366													
0,314													
0,593		1,00	0,236	0,727	56,5	0,097	0,0474	0,106	0,54	56,2	0,005	0,0261	0,0319
0,344													
0,335													
0,331													
0,317													
0,338													
0,291		1,00	0,126	0,650	59,5	0,092	0,007	0,160	0,54	59,5	0,0175	0,0175	0,0215
0,330													
0,308													
0,291													
0,250		5,00	0,663	1,904	5,277		0,250	0,881	0,394	1,44	0,0495	0,0649	0,0470

00435

00435

sehr ungenau sein; genauere Ergebnisse sind nur aus einem größeren Versuch mit
in Kreislauf geführten Wasserstoff bzw. Wasserzinn zu erhalten.

D. Weitere Untersuchungen der Gasausbute bei der Hydrolyse von Gemischen aus
Hydrierprodukten und Kohle.

1). Gemische mit Entschlammungsprodukt der abgekürzten Hydrierung.

Wie in dem Bericht I beschrieben, wurde das Öl-Kohle-Gemisch der Schmelz-
lung in der Fischer-Rotorte unterworfen, wobei die Ausbeute an Tour und Grade
festgestellt wurde. Um den Einfluß der gleichzeitigen Schwelung des Entschlammungs-
produktes mit der Kohle auf die Gasausbute feststellen zu können, wurden die Aus-
gangsmaterialien zunächst für sich und hierauf die einzelnen Gemische geschwelt.
In gleicher Weise wurden auch die Ausgangsmaterialien sowie die Gemische einer
Extraktion mit Benzol-Spiritusgemisch unterworfen und die Ausbeuten bei der Schmelz-
lung und Extraktion wurden gegenübergestellt. Weiter wurde der Heizwert der
Schwelprodukte der einzelnen Ausgangsmaterialien sowie deren Elementaranalysen
zusammengestellt. Der Gradskoks wurde oxydierend und reduzierend versucht und
hierauf die Schmelzpunkte der Asche festgestellt. Weiter wurden die Erkekette
vor und nach der Schwelung einer Druckfestigkeitsprobe unterworfen. Um einen
Einblick auf den Einfluß des Asphaltgehaltes auf die Druckfestigkeit des Rücklaufes
zu erhalten, wurde der Asphalt bestimmt und - bezogen auf den Aschengehalt,
Festschubwert und Schwelrückstand - errechnet. Alle diese einzelnen Ergebnisse
wurden in den Zahlentafeln 4 - 7 zusammengestellt. Es sei noch auf die Angaben
in den beiden letzten Spalten der Tabellen aufmerksam gemacht, wo das Verhältnis
zwischen der theoretischen und praktischen Ausbeute angegeben ist. In beiden
Spalten ist die Torausbeute der TRK beide Male auf das praktische Ausbringen
bei der Schwelung bezogen. Bei dem Anteil des Hydrierungsproduktes ist in der
vorletzten Spalte die Ausbeute an Extrakt und in der letzten Spalte an Schwelrückstand
in Ansatz gebracht. In der Zahlentafel 4, Versuch 1 und 2, sind zunächst die
Ergebnisse zusammengestellt, die bei der Schwelung von Elise II-Kohle und dem

Zahlentafel 2

00437

Wasserverbrauch

Ver- zeit 1950	Bezeichnung	Eingetruckt			Ausgetruckt		
		kg	H ₂ -Gehalt %	kg	kg	H ₂ -Gehalt %	kg
6.-11.10.	Kohlbrei	369,77	6,6	24,3	-	-	-
	Abschleifer	-	-	-	20,347	10,51	4,460
	Entschlammung	-	-	-	299,237	6,8	20,466
	H ₂ O	-	-	-	12,435	-	1,142
	Abgangsgas	-	-	-	-	-	1,124
	Hoehangas	-	-	-	-	-	1,763
	Entschlammungsgas	-	-	-	-	-	-
	in H ₂ O	-	-	-	-	-	0,150
	als C ₂ H ₆	-	-	-	-	-	0,001
	Produktgas	-	-	-	-	-	-
	in H ₂ O	-	-	-	-	-	0,000
	als C ₂ H ₆	-	-	-	-	-	0,005
	Gesamtsumme	369,77	6,6	24,3	-	-	-
	Mehraustragen	-	-	-	-	-	-

Hieraus errechnet sich ein Wasserverbrauch für

1 t TBK \approx 286 cbr H₂ bei der Katalysator-

1 t Übenbildung 810 cbr H₂ bei der Katalysator-

gegenüber etw. 1300 cbr H₂ in der Foliarung

Vorläufig wurden für Kalkulation eingesetzt 1200 cbr H₂

00438

2. Aufl. 1974

Untersuchungen der Gleitbahn bei der Sch...

Bezeichnung	Angewandte Mischung				Aeche					
	Mischung	H ₂ O	Ex- trakt	Fest- substanz	Keim- orig.	Keim- reinst.	Schmelz- punkt	Schmelz- punkt	Schmelz- punkt	Schmelz- punkt
<p>Tabello 4. Gemische mit Entschlammungsprodukt der abgekürzten H₂O</p>										
1. TBE von Eliso II-Kohle	Original	20,0	6,6	94,4	12,5	20,7	1290	1300	11,8	52
2. Entschlammung aus den abgekürzten Hydratversuchen von 21.4.58 aus Kleinversuchen. H 94.	Original	0,0	83,3	16,9	9,2	33,6	1220	1230	67,6	26
3.	60 TBE 40 H94	2,6	34,5	65,6	-	24,2	1250	1270	22,3	45
	65 TBE 35 H94	3,5	33,0	65,5	-	23,6	1250	1270	22,7	44
	70 TBE 30 H94	3,2	32,3	67,8	-	22,7	1260	1280	25,1	43
	80 TBE 20 H94	3,5	22,1	77,4	-	21,4	-	-	21,1	52
90 TBE 10 H94	5,6	14,6	85,4	-	20,6	-	-	19,7	54	
4. Entschlammung H 100 aus den abgekürzten Hydratversuchen. Kleinversuch.	Original	0,0	80,5	19,5	9,9	30,6	1250	1240	21,5	49
5.	60TBE 40 H100	0,6	39,5	61,8	-	23,2	1290	1300	20,5	47
	65TBE 35 H100	0,2	34,3	62,8	-	23,1	1270	1280	22,9	46
	70TBE 30 H100	0,3	32,4	70,9	-	22,6	1280	1270	22,1	50
6. Schleuderrückstand H 102 von mntl. Mehlkornen Gs. Gemische aus TBE mit Schleuderrückstand H 102	Original	0,0	60,0	39,0	35,7	66,0	1240	1260	44,5	35
7.	60TBE 40 H102	0,4	29,5	60,0	-	41,4	1280	1280	27,8	47
	55TBE 45 H102	0,2	30,8	68,2	-	43,5	1270	1270	26,5	55
	50TBE 50 H102	0,8	33,4	61,0	-	45,0	1280	1280	26,5	56

00438

Wohlstandstafel 4.

an der Glauberie bei der Schwelz von Geminchen aus ...

(40176)

Anche	Schmelzpunkt	Schmelztemp.	Schmelztemp.		Elementar-		Postzeit		Kohlenstoff		Sauerstoff		Stickstoff		Phosphor	
			Minerale	Organische	in %	in %	in %	in %	in %	in %	in %	in %	in %	in %	in %	in %
20.7	1290	1300	11.0	59.3	5730	5493	59.66	4.58	-	-	-	-	-	-	-	-
33.8	1220	1230	67.6	24.5	4850	6040	77.55	7.33	-	-	21.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
24.2	1250	1270	32.3	46.6	6150	6031	60.10	2.21	-	-	25.8	-	-	-	-	-
23.6	1250	1270	29.7	40.5	6200	6070	60.73	2.41	-	-	22.5	-	-	-	-	-
22.7	1260	1230	26.1	49.6	6294	6159	60.59	2.32	-	-	54.8	-	-	-	-	-
21.1	1260	1230	21.1	52.9	6212	6000	60.05	2.44	-	-	-	-	-	-	-	-
20.0	1260	1230	20.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
19.0	1260	1230	19.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
18.0	1260	1230	18.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
17.0	1260	1230	17.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
16.0	1260	1230	16.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
15.0	1260	1230	15.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
14.0	1260	1230	14.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
13.0	1260	1230	13.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
12.0	1260	1230	12.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
11.0	1260	1230	11.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
10.0	1260	1230	10.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
9.0	1260	1230	9.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
8.0	1260	1230	8.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
7.0	1260	1230	7.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
6.0	1260	1230	6.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
5.0	1260	1230	5.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
4.0	1260	1230	4.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
3.0	1260	1230	3.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
2.0	1260	1230	2.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-
1.0	1260	1230	1.0	54.1	6203	6053	60.57	2.71	-	-	-	-	-	-	-	-

00176

Ergebnisse

Entschlammungsprodukt, das bei der abgesehenen Hydratierung zufällig, angegeben.
 Unter Versuch Nr. 5 sind nun Gemische, bestehend aus 60 Teilen Kohle Klasse 11
 und 40 Teilen Entschlammungsprodukt bis zu 50 Teilen Kohle Klasse 11 und 50
 Teilen Entschlammungsprodukt angegeben. Das Verhältnis zwischen theoretischer und praktischer
 Ausbeute liegt - bezogen auf Extrakt - zwischen etwa 79 und 82 % und
 - bezogen auf Schwelzeer - zwischen 97 und 98 %. Die Festigkeit der geschwulsten
 Proben liegt bei 54 - 64 kg/cm². Bemerkenswert ist, daß der Heizwert des
 Grudakrasses noch bei etwa 6000 kcal liegt.

2) Versuche mit normalem Entschlammungsprodukt der Hydrierung

Unter Versuch 6 und 7 sind ähnliche Untersuchungen mit dem normalen
 Rückstand öftlicher Kohlenwerke der Hydrierung gemacht worden. Hierbei
 bei 100 m² auffallend, daß der Heizwert des Grudakrasses auf 4400 - 4700 kcal sinken
 gegangen ist, und ebenso die Festigkeit der geschwulsten Proben auf 5,5 - 12,3
 kg/cm² gesunken ist. Das ist leicht verständlich, da der Kohlenrückstand
 einerseits sehr aschereich ist und andererseits nur geringe Mengen Asphalt
 bezogen auf den Aschengehalt - aufweist. Der Asphaltgehalt betrug im Kohlenrückstand
 4,9 %, während er bei dem Entschlammungsprodukt 11 - 22 % betrug.
 Die Mischung : 60 Teile Kohle mit 40 Teilen Entschlammungsprodukt zeigte 7 - 12 %
 Asphalt aus Entschlammungsprodukte der abgesehenen Hydratierung, während nur 2,75 %
 Asphalt in dem Gemisch enthalten waren, wenn das Entschlammungsprodukt aus dem
 Schmelzrückstand der Hydrierung verwendet wurde. Hieraus ergibt sich, daß
 für die Festigkeit der geschwulsten Proben der Asphaltgehalt des Entschlammungs-
 produktes eine ausschlaggebende Rolle spielt. Um nun die Wirkung dieses erhöhten
 Asphaltgehaltes in der Entschlammung der Hydrierung zu untersuchen, wurde das
 Entschlammungsprodukt der inzwischen auf hohen Durchsatz geführten Anlage 8 be-
 nutzt, dessen Asphaltgehalt von 4,9 % auf 8,5, 21,2 und 44,6 % gesteigert war.

3) Versuche mit Gemischen mit Entschlammungsprodukt aus einer Anlage mit erhöhtem
 Aschtdurchsatz.

Mit diesem Entschlammungsprodukt wurden wiederum Mischungen von 22%

Slime II in Verhältnis von 60 : 40 hergestellt, wobei der Asphaltgehalt - bezogen auf die Festsubstanzen der Gemische - auf 5,44, 13,6 und 3,7 % erhöht wurde. Hierbei stieg die Festigkeit des Schwelkokes von 19,1 auf 55,7 und 66 kg/cm². Der untere Heizwert der aus diesen Gemischen gewonnenen Grünkokesen stieg auf 4900 - 5300 Kcal. Das Verhältnis zwischen theoretischer und praktischer Ausbeute bei Zugrundelegung der Extraktausbeute ging auf 66 - 69 % zurück, bezogen auf die Schwelausbeute betrug sie 90 - 99 %. Durch diesen Versuch wurde der Versuch bestätigt, daß die Festigkeit des Schwelkokes aus Gemischen von Kohle und Entschlammungsprodukt von dem Asphaltgehalt des Entschlammungsproduktes abhängt. Es ist denkbar, daß die Festigkeit bei Kohle und Torf, bzw. Cignissteinen auch dann noch ohne die Zugabe von Asphalt erhöht werden kann, wenn man den Schwelvorgang bei höherer Temperatur durchführt, so daß eine gewisse Menge des Festen bzw. der Öle bei den Schwelen sorbiert wird und auf diese Weise Kohlenstoff abgeschieden wird. Derartige Verfahren sollen hier aber nicht betrachtet werden, da bei diesen immer eine mehr oder weniger große Zerstörung oder Zersetzung des Slime eintritt und demnach für unsere Verhältnisse unerwünscht ist.

4). Gemische von TSK mit Fränkbitumen von Stein- und Braunkohle und Torfschlamm.

Es war nun zu erwarten, daß sich Fränkbitumen aus Stein- oder Braunkohle ähnlich verhält, da dieselben einen Asphaltgehalt von 58,5 % bei Steinkohle und 60,6 % bei Braunkohle haben. Die geschwollenen Krebllinge aus einem Gemisch von TSK und Fränkbitumen von Stein- und Braunkohle in einer Menge, die etwa 20 % Asphaltgehalt - bezogen auf Festsubstanzen - aufweisen, zeigten eine Festigkeit von 48 kg/cm² bei Steinkohle und 128 kg/cm² bei Braunkohle. Auffallend ist, daß das Ulausbringen bei dem Steinkohle-Fränkbitumen 87 % beträgt, während die von Braunkohle nur 66 % beträgt. Diese geringen Ölverluste bei dem Schwelen von Steinkohleprodukten wurden öfter festgestellt. Die einzelnen Versuche sind unter den Versuchs-Nr. 9, 10, 11 und 12 in Zahlentafel 5 zusammengestellt.

Um nun festzustellen, ob der bei der Hydrierung anfallende Asphalt

00412

lich auf die Festigkeit der Schweißprodukte anders auswirkt als eine entsprechende Menge Asphalt aus Steinkohlenteerpech, wurden Gemische aus FEK Klasse II mit so viel Steinkohlenteerpech - das noch mit asphaltfreiem Öl verdünnt wurde - gemischt, daß der Asphaltgehalt - bezogen auf die Festsubstanz - ebenfalls 12 und 20,8 % betrug. Die hierbei gefundenen Ergebnisse sind in der Zahlentafel 5 unter Nr. 13 und 14 zusammengestellt. Hieraus ist zu ersehen, daß die Festigkeit nur 23,5 bzw. 33,6 kg/cm² betrug. Die in Asphalt aus Teerpech erzielte Schweißfestigkeit liegt demnach etwas niedriger als die Festigkeit, die mit dem Asphalt der Hydrierung erzielt wurde.

2) Gemische aus Entschlammungsprodukt der abgekürzten Hydrierung, wobei Schleuderöl als Anreiböl benutzt wurde.

Um den Einfluß des Asphaltes in Schleuderöl bei der Verwendung des letzteren als Anreiböl in der abgekürzten Hydrierung kennen zu lernen, wurden - wie bereits oben beschrieben - die Entschlammungsprodukte jeweils abgeschleudert und das Schleuderöl zur Anmischung der Kohle benutzt. Es wurde gezeigt, daß sowohl der Asphalt- als auch der Feststoffgehalt in Schleuderöl steigt, wodurch der Wert desselben als Anreiböl herabgesetzt wird. Um nun auch das Verhalten eines mit Asphalt enthaltenden Schleuderöl gewonnenen Entschlammungsproduktes bei seiner Schmelzung mit Kohle kennen zu lernen, wurde das Entschlammungsprodukt selbst und Gemische geschmolzen. Die Ergebnisse sind in der Zahlentafel 6 unter Nr. 15 und 16 wiedergegeben. Das Entschlammungsprodukt zeigt einen Asphaltgehalt von 13,2 %, wonit im Gemisch mit Klasse II-Kohle in einem Verhältnis von 60 : 40 eine Festigkeit von 57 kg/cm² der ausgeschwetzten Proben erzielt wurde. Das Ausbringen - bezogen auf Extrakt - belief sich auf 71 bis 75 %, - bezogen auf Schmelzteeer - auf 57 bis 60 %. Das Ausbringen an Teer ist hier sichtlich zurückgegangen, was offenbar auf den hohen Asphaltgehalt zurückzuführen ist.

Da der Asphaltgehalt in Schleuderöl, und damit auch der Feststoffgehalt in denselben unzulässig hoch ansteigt, so dürfte diese Arbeitsweise kaum prakti-

00443

Untersuchungen der Olsäure bei der Schwelung von Gemisch

Vers. Nr.	Bezeichnung	Angewandte Mischung	Angewandt			Angewandte Menge			Schmelzpunkt °C	Schwefel °C	Schwefel %
			H ₂ O Aufl.	Extrakt %	Festsubstanz %	Original %	Rückstände %	Original %			
Zahlentafel 6:											
15	Entschlammungsprodukt aus abgeklinzter Hydr. m. Schleuderdöl II als Anmachöl H 109	Original	0,0	54,4	45,1	19,7	39,5	1220	1230	43,9	47
16	Gemische von Vers. 15 mit TBK Elise II	30TBK 70 H109	3,2	42,8	57,0	-	33,0	1230	1250	30,4	55
		35TBK 65 H109	3,8	40,2	59,2	-	31,9	1240	1250	29,4	55
		40TBK 60 H109	5,6	37,3	63,1	-	30,6	1240	1250	28,1	56
Zahlentafel 7. Kombinierte Hydrisierung und Schwelversuche mit Dickteer und Schweröl als Anmachöl											
17	Deubener Dickteer H 70	Original	0,0	99,5	0,5	0,15	4,76	-	-	92,4	1
18	Anmachöl Me B01	Original	0,0	96,45	3,55	1,21	17,35	-	-	87,0	8
19	82,5% Anmachöl Me B01 + 17,5% Deubener Dickteer	Original	0,0	96,25	3,75	4,07	36,1	-	-	86,6	10
20	Kohle f. Ofen 104	Original	3,6	6,7	93,3	15,5	23,6	1310	1320	10,6	60
										Dampfeschwelung	
21	Kohlebr. für Ofen 104 (16u.17)	Original	1,0	51,0	49,0	11,2	26,3	1220	1230	46,9	38
22	Abstreifer 325° v. Ofen 104	Original	0,0	100,0	0,0	0,0	-	-	-	-	-
23	Entschlammung 325° Ofen 104	Original	0,0	75,4	24,6	14,29	30,13	1260	1240	53,0	41
24	Vie 23 und Abstreifer bis 325° v. Ofen 104.	Original	0,0	75,9	24,1	13,0	33,3	1210	1220	56,0	37
										Dampfeschwelung	
25	Gemisch aus Entschlammungsprod. und Elise II-Kohle	55TBK + 45 Produkt	10,8	41,8	58,2	-	24,9	1210	1230	31,9	51
		60 TBK + 40 Produkt	10,0	35,1	65,0	-	25,0	1220	1240	30,3	52
										Dampfeschwelung	
										52,2	51

00443

00443

bei der Bohmung von Gemischen aus Hydrierprodukten und Kohle.

A % im Chrel- dukt	Bohnpunkt		Bohnl- teer %	Bohner- wert		Elementar- analyse		Fertigkeit		An- tiefe- muntl.	Ansoh- beno- gen auf		Verh- theor. Aus- beute		Prakt. Aus- beute		
	oxyd. %	red. %		Hu kcal	Ha kcal	C %	H %	3. Prelllinge von d. Bohlen kg/cm ²	4. Bohlen kg/cm ²		Fest- gehalt %	Solmel- rückst. %	Extrakt	Aus- beute %	Aus- beute %		
39			43,9	47,7	7207 5076	6085 4964	68,65 55,98	5,81 2,07	-	-	13,2	67,0	29,1	27,7			
33,0	1230	1250	30,4	55,6	5634	5516	62,40	2,20	-	22,6	-	-	16,7	17,2	1 : 0,71	1 : 0,57	
31,9	1240	1260	29,4	55,6	5647	5519	62,06	2,36	-	30,9	-	-	15,1	16,1	1 : 0,73	1 : 0,68	
30,6	1240	1250	28,1	56,0	5698	5576	63,01	2,26	-	37,0	-	-	13,3	15,0	1 : 0,72	1 : 0,57	
Akteur und Schwefel als Anreibesil und Entschlammung als Zusatz zur Brickettkohle																	
4,76			92,4	1,9	10037 8203	9446 8037	83,72 87,88	10,93 3,07	-	-	3,9	5000	780	205	1 : 0,93		
17,35			87,0	8,0	9542 7323	9097 7174	88,18 68,78	8,22 2,52	-	-	5,5	455	155	69,0	1 : 0,90		
36,1			86,6	10,1	9362 5631	8909 5508	84,34 61,93	8,39 2,27	-	-	5,7	140	152	56,0	1 : 0,90		
23,6	1310	1320	10,6	60,8	5824 6239	5570 6104	59,61 60,78	4,70 2,52	-	-	-	-	-	-			
Empfehlung																	
26,3	1220	1230	46,9	38,2	7536 6214	7180 6087	72,09 67,95	6,60 2,36	-	-	3,4	51,0	6,9	8,9	1 : 0,92		
					9922	9351	83,32	10,51	-	-	-	-	-	-			
33			53,0	41,1	7089 5757	7551 5631	75,06 63,30	6,27 2,34	-	-	10,0	120	73,2	43,8	1 : 0,71		
33			56,0	37,6	8104 5539	7737 5439	75,21 61,23	6,80 2,23	-	-	11,7	90,0	40,6	31,0	1 : 0,73		
mp			59,7	30,4											1 : 0,79		
24,9	1210	1230	31,9	51,1	6152	6018	67,81	3,84	-	111,3	-	-	11,0	10,4	1 : 0,73	1 : 0,95	
25,0	1220	1240	30,3	52,1	6195	6054	67,36	2,61	-	65,7	-	-	8,0	10,0	1 : 0,92	1 : 0,92	
Empfehlung																	
			32,2	51,0											1 : 0,92	1 : 0,95	

00443

solcher Interesse haben. Vielleicht wird man nur einen geringen Teil des Entschlammungsproduktes abschleudern und dieses als Ammischöl mitbenutzen und zwar in einer Menge, daß der Asphaltgehalt in demselben nicht allzu hoch steigt.

5) Gemische aus Entschlammungsprodukten der abgekürzten Hydrierung, wobei Schmelzöl und Dichteeer als Ammischöl benutzt wurden.

Bei dem Asphaltgehalt möglichst in der Schmelzerei zu paraffin - zweckmäßig unter Bildung von harten Schmelzkacke - wurde folgende Arbeitsweise zunächst als die beste angesehen :

In einer abgekürzten Hydrierung wird Kohle, die mit dem bei der Schmelzung anfallenden Dichteeer angetrieben wird, hydriert. Die Temperatur im Entschlammungsscheider wird so gehalten, daß der Feststoffgehalt im Entschlammungsprodukt möglichst hoch, d.h. bei 75 % liegt und wenn möglich, noch mehr beträgt. Mit diesem Entschlammungsprodukt wird Brikettierkohle mit einem Wassergehalt von 10 - 15 % angeamisch, und zwar im Verhältnis von 40 - 60 Teilen Kohle bis 60 - 40 Teilen Entschlammungsprodukt. Gemische von 60 : 40 Teilen Kohle können brikettiert werden, während Gemische von 50 : 50 bei Temperaturen von 80 - 100 °C beim Mischen feste Knollen ^{x)} bilden, und falls diese Knollen genügend Standfestigkeit beim Schmelzen zeigen, können zweckmäßig diese benutzt werden. (Vergl. Schema).

Beim Schmelzen fällt nun der Teer fraktioniert kondensiert an. Aus dem Dünnteeer wird das Mittelöl abgedehnt und der Dichteeer wird wieder zum Ammischöl der Hydrierkohle benutzt. Das in dem Abstreifer der Hydrierung anfallende Öl wird zusammen mit dem Dünnteeer je nach seiner beabsichtigten Verarbeitung bei 115 - 150 °C abgeschritten, und das Schmelzöl kann entweder als Ammischöl zurückgegeben oder für sich weiterverarbeitet werden. Wesentlich bei dieser Arbeitsweise ist, daß das asphalthaltige Entschlammungsprodukt in der Schmelzerei zusammen mit Kohle ohne Schwierigkeit auf Mittelöl u. Dichteeer verarbeitet wird, und daß der bei der Schmelzung anfallende Dichteeer in der Hydrierung als Ammischöl dient und hier ebenfalls zum größten Teil auf Mittelöl aufgeschalten wird. Auf diese

^{x)} Diese Arbeiten wurden zusammen mit Herrn Dr. Feldmann ausgeführt.

Weise ist es möglich, die flüssigen Produkte zum großen Teil als Mittelöl und den Rest als Schweröl zu gewinnen, während Asphalt und die höchstschmelzbaren Anteile sowie der Teer in dem Nachsaß zwischen Hydrierung und Schwelung aufgearbeitet werden.

Es ist nun leider nicht möglich, eine genaue Bilanz auf Grund der Kleinversuche aufzustellen. Es wurde versucht, durch Anwendung von Amalischöl, das aus einem Gemisch von 82,5 % Hydrieranreibeöl Nr. 801 und 17,5 % Deubener Dichteöl bestand, die Verhältnisse einigermaßen zu treffen. Es wurde ein mit diesem Amalischöl hergestellter Kohlebrei hydriert und aus dem Abstreifer und Entschlammungsprodukt die bis 325 °C siedenden Anteile des Öles abdestilliert und für sich verarbeitet. Die im Entschlammungsprodukt verbleibenden, über 325 °C siedenden Öle wurden nun im Gemisch mit Kohle geschwelt. In der Zahlentafel sind die Ergebnisse ausangestellt. Unter Nr. 17 und 18 sind die Untersuchungsergebnisse des Deubener Dichteöls und des Amalischöls für sich, und unter Nr. 19 im Gemisch von 82,5 : 17,5 angegeben. Die Ergebnisse unter Nr. 20 und 21 enthalten die Untersuchungen der in die Hydrierung und in die Schwelung eingesetzten Kohle, und Nr. 21 den in die Hydrierung eingesetzten Kohlebrei. Unter Nr. 22 sind die Zahlen der bis 325 °C siedenden Abstreiferprodukte angegeben, unter Nr. 24 sind die Untersuchungsergebnisse mit dem Entschlammungsprodukt, das von dem bis 325 °C leicht siedenden Ölen befreit und mit dem Schwefel aus dem Abstreifer versetzt wurde, angegeben. Dieses Entschlammungsprodukt diente nunmehr zur Herstellung der Briquets, indem es mit Elise II-Kohle gemischt wurde. Die hierbei gefundener Ergebnisse sind unter Nr. 25 ausangestellt.

Die hierbei verarbeiteten Hydrierungsprodukte entstanden eines fünfjährigen Dauerversuchs mit der obgekehrten Hydrierung. Bei dem Verhältnis zwischen Kohle und Entschlammungsprodukt wie 55 : 45 wurde eine Kokohärte von 111 x/oz erzielt. Die Ausbeute an Öl betrug - auf das Extrakt bezogen - 97% und - auf Schwelteeer bezogen - 95%. Beachtenswert ist, daß durch die Dampfentwicklung die

00446

Umschmelze bedeutend verbessert werden kann. So konnte beispielsweise aus einem Gemisch aus 60 Teilen TK und 40 Teilen Entschlammungsprodukt die Teraschmelze von 77 % ohne Dampfschmelzung auf 92 % mit Dampfschmelzung erhöht werden. Mit der Spülgasschmelzung, an die bei der Durchführung des Verfahrens in erster Linie gedacht ist, dürfte die Umschmelze ebenfalls etwas höher liegen als bei der Flamm-
schmelzung.

Inzwischen wurden Proßlinge bzw. Knollen, die aus einem Gemisch von TK und Entschlammungsrückstand hergestellt wurden und deren Ergebnisse an Teraschmelzen usw. in der Zahlentafel 9 zusammengestellt sind, an die Luft zur Untersuchung auf ihr Verhalten bei der Schmelzung überandt. Das Urteil der Luft vom 30.12.38 lautete folgendermaßen:

„Muster A) (Zylindrische Briketts)“

Die Briketts wurden mit 1 kg Einwäge in schwachen Wasserstoffatmosphäre auf 550 °C erhitzt. Dabei behielten die Briketts ihre Form; jedoch ist der Rückstand sehr weich und löst sich bei geringem Druck in feines Pulver auf.

„Muster B) (Unregelmäßige Kugeln)“

Die Erhitzung erfolgte wie bei A). Die Formlinge behielten ihre Form; der Rückstand ist aber wesentlich härter als bei B).

„Muster C) (Unregelmäßige Kugeln)“

Behandlung wie bei A). Die Formlinge bleiben erhalten; der Rückstand ist verhältnismäßig hart.

Esseniglich der Möglichkeit, das überandte Material in kontinuierlichen Luft-Spülgasofen zu verarbeiten, kann aus den Versuchen folgendes geschlossen werden:

Das (Muster A) in Brikettform wird sich voraussichtlich in Spülgasofen nicht verarbeiten lassen, da unter dem Druck höherer Materialschichten ein Zerfall der Briketts eintreten wird und damit ein Verstopfen der Gaswege. Es dürfte jedoch nicht schwierig sein, ohne größeren Geldaufwand Proßlinge herzustellen.

welche den Anforderungen des Spülgasofens Stand halten. Es ergeht sogar möglicherweise auf dem Wege der Brikettierung einen hochwertigen harten Koks zu erzeugen. Wahrscheinlich wird es genügen, einen gewissen Prozentsatz Braunkohle vor der Brikettierung beizumischen und evtl. die Ringwalzpresse mit 2000 - 2500 Atm. Pressung anzuwenden.

Die Muster B) und C) werden sich voraussichtlich in normalen Leuchtspülgasofen verarbeiten lassen. Selbstverständlich besteht auch hier die Möglichkeit der Erzeugung geschwelter hochwertiger Formlinge durch die vorherige Brikettierung.

Wir empfehlen die Durchführung eines Großversuches in unserer Anlage Hedderheim. Hierfür wären Ihrerseits ca. 10 t Formlinge der Muster B oder C kostenlos zur Verfügung zu stellen. Wir sind bereit, diesen ersten Versuch selbst auf unsere Kosten durchzuführen. Für einen evtl. späteren Versuch mit einer größeren Menge würden wir unsere Selbstkosten für Löhne und Material in Anrechnung bringen.

Bei den obigen Versuchen ergab sich bei allen 3 Mustern eine Ausbeute an Öl von 28 %. Der Großofen ist eine Ausbeute von ca. 92 - 98 % dieser Ziffer zu erwarten, vorausgesetzt, daß kein wesentlicher Herfall der Formlinge in Schicht eintritt. "

7) Uebersicht aus Entschlackungsprodukt der Kammer B Ofen 1 und TRVo Elise II

Wie bereits in angeführten Bericht vom 10.6.50 angegeben wurde, kann die Kurzhydrierung voraussichtlich auch anstelle in einer Rohrschlange, in einem Hydriersystem der üblichen Bauweise durchgeführt werden, wobei anstelle von 4 Ofen nur 1 Ofen benötigt wird. In Zusammenhang mit einem anderen Versuch wurde in Kammer C, deren Durchsatz auf 27 t/d, erhöht war, nach dem ersten Ofen Entschlackungsprodukt abgezogen. Diese Arbeitsweise würde also weitgehend den Bedingungen der Kurzhydrierung entsprechen; der gesellte Abbau betrug 87,5 %.

Das Entschlammungsprodukt wurde nun für sich und in Gemisch mit Klasse II geschwelt und die Teerabbeute, Gruslokens usw. eingehend untersucht, die Ergobnisse sind in Zahlentafel 8, Versuche Nr. 31 - 33 zusammengestellt. Das Entschlammungsprodukt hat denselben hohen Feststoffgehalt von 46,9 %, dies kommt von der in Ofen I eingehaltenen sehr hohen Temperatur von 25 Millivolt. Die Ausbeute an Extrakt beträgt 33,1 % und an Teer 30,6 % bzw. 33 % bei Dampf-schwelung, d.h. etwa 27,6 bzw. 62,6 %. Es wurde ein Gemisch des Entschlammungsproduktes mit Kohle im Verhältnis 50 : 50 bzw. 35 : 65 (Versuch Nr. 32 und 33) geschwelt. Hierbei betrug die Teerabbeute 20,6 bzw. 18,5 %, d.h. 69,5 % bzw. 60,0 %. Bei Dampfschwelung läßt sich die Ausbeute auf 27,5 bzw. 26,5 %, d.h. 61 % bzw. 63 % erhöhen. Die Grundfestigkeit ist mit 53 kg/cm² als gut zu betrachten, was auf den hohen Asphaltgehalt von 14,5 im Entschlammungsprodukt zurückzuführen ist. Hieraus dürfte hervorgehen, daß in einem gewöhnlichen Ofensystem mit 1 Ofen und erhöhtem Durchsatz die Kurshydrierung durchgeführt werden kann, und daß das hierbei anfallende Entschlammungsprodukt zur Gewinnung von festem Gruslokens geeignet ist. Diese Feststellung ist um so wichtiger, als sich hierdurch lange und kostspielige Versuche mit einem Böhrenofen umgehen lassen.

8). Schmelzabbeute und Zusammensetzung.

Bei der Schwelung der Ausgangsmaterialien sowie der Gemische wurden die Gaszangen gemessen und die Zusammensetzung untersucht. Die Ergebnisse wurden in der Zahlentafel 9 unter der Nummernbezeichnung der Zahlentafel 4 bis 6 zusammengestellt.

9). Bilanzversuche der kombinierten Hydrierung und Schmelzung.

Mit den bei den fünfjährigen Dauerversuch angefallenen Hydrierprodukten deren Einzelheiten in Zahlentafel 2 wiedergegeben sind und mit deren Entschlammungsprodukten zusammen mit Klasse II-Kohle ein Schmelzversuch durchgeführt wurde, deren Ergebnisse in Zahlentafel 7 wiedergegeben sind, wurde eine Bilanz aufgestellt. Die Einzelheiten sind am besten aus dem Produktschema 1 - 3 zu entnehmen.

00449

Tabelle 3

Mischungs- und Schmelzungsprodukten der Hydrierung Leuchtgas und Kohle.

No.	Druck	Temperatur	Schmelztemp.		Schmelztemp.		Schmelztemp.		Schmelztemp.		Festigkeit v. d. Preßlinge vor Nachd. Schmelzen	Asphaltheftgehalt		fest. Schmelztemp.		Schmelztemp.		Schmelztemp.		
			kg/cm ²	°C	kg/cm ²	°C	kg/cm ²	°C	kg/cm ²	°C		kg/cm ²	°C	kg/cm ²	°C	kg/cm ²	°C	kg/cm ²	°C	kg/cm ²
10	1300	1310	16,5	54,7	6282	6004	63,08	5,12	x -	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
			16,5	51,9	6358	6219	70,63	2,50	xx -	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	1290	1300	27,1	53,0	6218	5950	61,79	4,96	x 5,0	5,0	-	-	-	9,8	18,1	1	0,75	1	0,94	
			27,1	51,5	5275	5155	58,37	2,04	xx	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
12	1270	1290	20,5	55,2	6268	6013	61,71	4,72	x -	-	-	-	-	1,2	12,7	1	0,77	1	0,92	
			20,5	52,2	5223	5121	58,12	1,86	xx	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	1270	1280	30,4	53,5	5052	4960	55,82	1,70	-	-	-	-	-	0,8	11,3	1	0,82	1	1,02	
			30,4	51,5	5302	5193	58,83	2,02	xx	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	1260	1290	10,6	61,7	5695	5456	47,2	4,1	x -	-	14,5	30,2	31,0	21,4	1	-	-	-	-	-
			10,6	59,2	5100	5070	53,16	1,15	xx	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	1240	1250	10,6	65,0	5616	5375	55,3	4,6	x -	53,0	-	-	-	11,0	11,0	1	0,61	1	0,95	
			10,6	56,6	4650	4543	48,9	1,90	xx	-	51,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	1240	1250	18,5	63,4	5645	5470	56,2	4,3	x -	34,0	-	-	-	0,9	11,1	1	0,58	1	0,88	
			18,5	56,2	4908	4794	52,19	1,89	xx	-	29,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-

x = Ergebnisse bezogen auf Startprodukte vor der Schmelzung.
 xx = Ergebnisse bezogen auf die Schmelzprodukte.

00449

00450

Zahlblatt 9.

Ausbeute und Zusammensetzung des Schmelzkies bei der Fischereischeune im Jahre 1930

Vers. Nr.	Bezeichnung	Mischung	Heizwert LHV 100 g Trocken- substanz 0,001760 g	CO ₂ %
1	TEK v. Elise II-Kohle	Original	13,4	44
2	Entschlammung aus den abgekürzten Hydrivertuchen von 24.4.30 aus Kleinversuchen. H. 94:	Original H 94	11,9	37
3	dto.	60 TEK + 40 H 94 65 TEK + 35 H 94 70 TEK + 30 H 94 80 TEK + 20 H 94 90 TEK + 10 H 94	10,9 11,5 11,8 12,4 11,9	35 37 35 38 40
4	Entschlammung H 100 aus dem abgekürzten Hy-Kleinversuch.	Original	6,2	22
5	dto.	60 TEK + 40 H 100 65 TEK + 35 H 100 70 TEK + 30 H 100	10,8 10,2 12,5	32 36 37
6	Schleuderrückstand H 102 von ähnlichen Kohlekammern.	Original	5,1	14
7	Gemische aus TEK mit H 102	60 TEK + 40 H 102 55 TEK + 45 H 102 50 TEK + 50 H 102	10,0 8,4 7,8	32 34 33
8	Entschlammung Kammer 8 H 104	Original 60 TEK + 40 H 104	4,4 8,5	15 31
9	Entschlammung Kammer 8, H 107	Original 60 TEK + 40 H 107 55 TEK + 45 H 107	5,0 10,1 9,1	15 34 34
10	Entschlammung Kammer 8, H 111	Original 55 TEK + 45 H 111	5,0 7,3	15 31
11	Steinkohlen-Primärbitumen H 105	Original 68 TEK + 20 asphaltfreies 01 H 100 + 20 H 105	4,0 6,8	11 32
12	Braunkohle-Primärbitumen H 106	Original 68 TEK + 11 asphaltfreies 01 H 100 + 20 H 106	6,1 8,8	0 35
13	Steinkohlenteerpech H 113	Original	5,2	14
14	dto. und Fliese II	60 TEK + 11 H 113 + 20 01 aus H 100 60 TEK + 22 H 113 + 20 01 aus H 100	9,4	40

00450

Zahlentafel 9.

450

bei der Fischerschmelzung der verschiedenen Hydrierungsprodukte allein und in Mischung mit TBK.

Beschreibung	Menge Lit./100 g Trockensubstanz 0°C, 760mm	O - a - n - a - l - y - s - e						Zu- nahme	O-Gehalt		
		CO ₂ %	H ₂ S %	OnHn %	O %	H ₂ %	OO %		OnHn+2 %	H ₂ %	in Gas 6/100 g Trockensubst.
94	15,4	44,8	11,8	3,0	0	7,9	9,1	5,0	21,5	1,9	5,78
	2,9	13,7	2,9	1,7	0	43,8	5,1	13,4	32,0	0	0,99
	10,9	35,5	9,7	3,5	0	12,4	7,4	6,2	25,0	5,7	4,40
O-H 94	11,5	37,0	10,7	3,7	0	11,4	9,0	6,1	24,8	5,4	4,87
O-H 94	11,6	35,5	9,6	3,0	0	11,3	9,1	6,4	26,3	4,4	4,95
O-H 94	12,4	38,8	11,1	3,3	0	10,2	8,0	5,0	23,5	4,3	5,11
O-H 94	11,9	40,2	8,6	2,8	0	9,6	11,2	2,9	20,0	7,6	4,75
	6,2	22,9	1,2	2,5	0	39,4	5,0	0,5	44,4	1,6	2,04
	10,8	32,2	8,7	3,2	0	11,3	4,6	4,1	32,6	6,5	4,37
	10,2	36,6	10,2	2,9	0	10,2	5,1	5,7	29,8	5,2	4,23
	14,3	37,2	0,9	2,7	0	9,5	3,7	5,0	29,9	0,1	5,04
	5,1	4,8	0,8	0,7	0	70,0	4,1	3,9	11,3	7,5	0,65
O-H 102	10,0	32,4	8,4	2,1	0	15,0	4,7	4,8	27,2	10,2	3,70
O-H 102	8,4	34,0	11,3	3,0	0	16,4	3,0	5,0	30,3	2,60	3,29
O-H 102	7,8	33,0	0,9	2,2	0	15,7	4,5	2,7	25,5	10,2	2,73
	4,4	5,0	1,2	1,1	0	80,2	2,6	4,3	8,0	1,1	0,51
	8,5	31,3	18,4	3,2	0	15,8	7,5	9,8	23,0	0	3,56
	5,0	3,5	1,6	1,0	0	76,3	0,3	0,4	17,3	0	0,59
O-H 107	10,1	34,3	9,1	2,9	0	17,3	7,6	6,0	24,5	4,8	3,93
O-H 107	9,1	34,0	9,5	3,1	0	18,1	7,8	5,0	23,9	3,6	3,54
	5,0	3,3	1,3	0,6	0	81,0	0,6	4,2	12,5	0,3	0,53
O-H 111	7,9	31,2	9,6	3,4	0	23,4	6,9	6,3	24,7	0,8	3,01
asphaltfreies 20 H 105	4,0	1,2	1,8	4,7	0	24,2	3,8	31,6	61,6	2,7	2,16
	0,8	32,4	0,9	3,6	0	11,6	7,2	8,5	29,3	6,5	3,76
asphaltfreies 20 H 106	6,1	0,8	0,3	4,5	0	28,3	3,0	11,9	61,2	1,9	2,64
	0,8	35,3	11,0	3,4	0	9,6	5,5	9,6	32,5	2,7	3,78
	5,2	1,9	0,9	0,6	0	37,3	0,9	6,7	40,7	17,7	1,32
	9,4	40,5	5,7	4,0	0	10,6	9,5	7,7	27,6	2,1	4,40
	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

450

451

Zahlen von 5 Blatt

Angabe und Zusammensetzung des Hohlraums bei der Fischerschmelzung der vorl.

Vers. Nr.	Bezeichnung	Mischung	Zugw. T. 100g Trockensubstanz 100°C (Cm)	CO ₂ (%)
15	Entschlammungsprodukt aus alkalischer Hydrierung n. Schloederöl II als Anwaltschl. N 109	Original	7,5	17,5
16	Genisch von Vers. 15 mit Blase II	30 TEK + 70 H 109 35 TEK + 65 H 109 40 TEK + 60 H 109	7,8 8,1 8,5	25,5 28,5 32,5
17	Deubener Diätker H 70	Original	1,5	2,5
18	Anwaltschl. M 801	Original	1,7	7,5
19	82,5 % Anwaltschl. M 801 + 17,5 % Deubener Diätker	Original	2,0	5,5
20	Kohle für Ofen 104	Original	11,1	40,2
21	Kohleblock für Ofen 104 hergestellt aus Versuch 16 und 17	Original	11,1	34,5
22	Abstreifer 325 °C von Ofen 104	Original	2,1	2,1
23	Entschlammung 325 °C Ofen 104	Original	2,1	9,2
24	dto. + Abstreifer 325 °C Ofen 104	Original	6,0	4,5
25	Genisch. aus Entschl. und. + Blase II	55 TEK + 45 Produkt 60 TEK + 40 Produkt	5,5 5,8	25,1 31,5
26	TEK. Städen	Original	10,0	41,5
27	Entschlammung Kammer 6 gemischt mit TEK. Städen	60,0 TEK + 29,5 Teile Entschlammung	9,0	22,7
28	dto. dto. in Mischschnecke gemischt	55,0 TEK + 44,6 Teile Entschlammung	8,5	24,0
29	dto. dto.	60 TEK + 40 Teile Entschl.	9,0	25,8
30	dto. dto.	59 TEK + 41 Teile Entschlammung	9,0	25,8
31	Entschlammung Kammer 8 Ofen 1 von 20.12.39	Original	5,4	10,2
32	Entschlammung Kammer 8 Ofen 1 mit Blase II	50 TEK + 50 Entschl. M 8	7,0	31,5
33	dto. dto.	55 TEK + 45 Entschl. M 8	10,0	33,0

451

451

Zahlenfol. Blatt 2.

Umschmelzung der verschiedenen Hydrierungsprodukte allein und in Lösung mit 75%

Beschreibung	Menge litr./100g Trocken- substanz 00,760gr	O.N.O. - Analyse										D-Gehalt in 100g Trockensubst.
		O ₂ %	H ₂ %	DNHA %	O ₂ %	H ₂ %	CO %	unname %	unlign-2 %	H ₂ %		
	7,3	7,3	2,6	3,5	0	37,0	5,0	6,7	20,1	6,0	2,30	
II 109	7,8	25,7	9,0	4,2	0	21,4	2,8	7,5	23,4	5,0	3,01	
III 109	8,7	20,1	6,7	3,4	0	19,5	6,8	7,7	30,1	6,0	3,14	
IV 109	8,5	22,7	6,7	3,5	0	19,0	6,4	7,2	29,5	2,4	3,52	
	1,5	2,8	6,0	6,7	0	4,0	5,3	23,6	51,6	22,8	0,74	
	1,6	7,4	1,7	1,2	0	46,1	0,5	12,4	26,4	16,7	0,54	
	2,0	5,0	1,5	3,6	0	51,4	3,6	11,2	25,3	11,6	0,51	
	14,1	10,2	10,2	3,3	0	0,6	0,6	5,2	21,9	7,6	5,83	
	7,1	14,0	5,2	3,9	0	10,0	6,7	7,9	25,0	4,1	3,10	
	5,4	0,1	1,9	1,9	0	39,7	3,3	10,4	50,9	14,0	1,52	
	6,1	0,5	1,9	2,4	0	38,9	3,1	9,6	51,4	13,1	1,75	
	2,85	32,15	0,7	3,25	0	14,25	7,45	7,6	29,45	4,0	4,11	
	0,7	31,0	0,1	3,0	0	20,5	6,5	5,0	21,0	10,6	3,63	
	0,2	11,2	0,9	4,2	0	8,7	0,3	0,0	28,5	0	4,7	
	0,2	32,7	6,7	3,3	0	15,1	5,4	6,0	23,0	23,0	3,5	
6-3 44,6 Teile Lösung	0,2	34,0	5,6	3,0	0	20,0	8,0	6,5	26,1	1,7	3,4	
40 Teile Entschl.												
41 Teile Lösung	0,2	33,8	5,2	2,9	0	20,4	3,1	3,0	30,4	4,2	3,5	
	5,6	10,3	7,6	2,5	0	59,4	3,6	6,1	16,6	0	1,42	
50 Entschl. Va. 0	7,1	31,3	10,0	4,5	0	20,5	7,6	10,1	26,1	0	3,0	
45 Entschl. Sp. 0	10,0	33,0	0,3	2,7	0	16,2	6,6	7,0	17,1	15,9	3,5	

451

nen, in dem Produktschema 1 sind die bei dem fünftägigen Versuch gefundenen Zahlen zugrundegelegt. Die linke Zahlenreihe bezieht sich auf den Produktanfall in der Hydrierung und in der rechten Seite auf den Produktanfall in der Schwelung.

Aus den 319,5 kg angewandter Trockenkohle, wovon 156,5 kg hydriert und 153 kg TBK - bezogen auf wasserfreie Kohle - geschwelt wurden, entstand ein Ölgeinn von insgesamt 77,2 kg, von denen 16,4 kg aus der Schwelung und 50,8 kg aus der Kohlehydrierung stammen. In dem Produktschema 2 sind dieselben Zahlen auf einen TBE-Einsatz von 1000 kg in die Hydrierung und Schwelung umgerechnet. Der Ölgeinn - bezogen auf 1000 kg Kohle - beläuft sich demnach auf 241,6 kg, wovon 57,6 kg aus der Kohleschwelung - 23,8 % und 184 kg = 76,2 % aus der Kohlehydrierung stammen. Von den 241,6 kg Gesamtölgeinn fallen 104,1 kg als Mittelöl bis 325 °C siedend an. In dem Produktschema 3 sind dieselben Zahlen auf den Einsatz von 1000 kg Trockenkohle in die Hydrierung umgerechnet.

In Schema 3 ist das Ausbringen bezogen auf den Einsatz von 1 t Kohle in den Gesamtprozeß dargestellt. Hiernach werden aus 1 t Kohle 0,241 t Öl und 0,404 t Grube gewonnen. Der Grubeanfall beträgt demnach auf 1 t Öl bzw. TBE nur 2 %, während bei dem gewöhnlichen Schwelprozeß der Anfall 4,5-5,5 t Grube trägt. Die eingesetzte Kohle hat pro t eine Heizwertzahl von 5 750 000 Wh und das gewonnene Produkt eine solche von 5 160 000 Wh, so daß 93,3 % der mit der Kohle eingebrachten Wärmeeinheiten in dem Öl und der Grube wiedergewonnen werden. Hierbei ist die mit dem Wasserstoff eingebrachte Wärmemenge und die in dem H₂gas abgeführte Wärmemenge unberücksichtigt geblieben.

7. Zusammenfassung.

Zur Vorbilligung der Öl- bzw. Teergewinnung wurden Versuche mit einem vereinfachten Hydrier-Verfahren durchgeführt, bei welchem die Hydrierung in einer Rohrschlange bzw. einer Rohrschlange und einem leeren Reaktionsgefäß unter Erhöhung des Durchsatzverhältnisses zwischen Reaktionsraum und Kohle wie 1 : 2 durchgeführt wird. Um die Wasserstoffkosten zu senken, wurde an Stelle mit Wasser

Schema 1.

Produktionsplan auf Grund des fünfjährigen Vertrags mit der Kynoh/Lehrung

166,5 kg TBK
 6,0 kg H₂O
 111,1 kg Kontakt

00153

104,4 kg SMO + H₂O + Kontakt
 104,4 kg Amalischd
 360,0 kg Durchsatz

155 kg SMO (H₂O-frei) in
 Schwefelöl

149,2 kg Öl in Abtroifer

Öl a. Abweifer : 10,9 kg Mittelöl 325 °C
 Öl u. Schwelung der
 Fortschlebung : 22,5 kg Mittelöl 325 °C

130,3 kg Schweröl a. Hyd. Schwelung
 82,2 kg Öl aus Schwelöl
 228,2 kg Gesamtöl u. 325 °C
 104,4 kg Amalischd

33,4 kg Mittelöl 325 °C

47,9 kg Schweröl

77,2 kg Gesamtgewicht a. Hyd. und Schwelung

In Destillation gehen 149,2 kg Öl aus Abtroifer,

112,3 kg Öl aus Schwelöl

261,6 kg Gesamtöl

davon 33,4 kg 325 °C = 12,8 %

Schem. 2.

00454

Produktschema bezogen auf 1 g TMB-Binolat (H₂O-frei)

an Hydrierung und Schwelerei

521,1 kg TMB
21,3 kg H₂O
34,0 kg Kontakt
577,2 kg TMB + H₂O + Kontakt
577,2 kg Araminoxyl
1 154,4 kg Durchsatz

470,9 kg TMB (H₂O-frei) an Schwelerei

467,0 kg Öl an Abstrahler

Öl d. Abstrahler: 34,1 kg Mittelöl < 325 °C
Öl d. Schwelung: 170,4 kg Mittelöl < 325 °C
d. Entschlammung

433,9 kg Schwelöl a. Hydrierung
291,4 kg Schwelöl a. Schwelung
714,5 kg Gesamtöl über 325 °C

104,5 kg Mittelöl < 325 °C

577,2 kg Araminoxyl

137,1 kg Schwelöl über 325 °C

241,6 kg Gesamtölgewinn aus Hydrierung u. Schwelung
davon

184,0 kg aus Hydrierung

57,6 kg aus Schwelerei

In Destillation gehen 467,0 kg Öl aus Abstrahler

331,8 kg Öl aus Schwelerei

610,0 kg Gesamtöl

davon 104,5 kg < 325 °C = 12,0 %

Schema 3.

100455

Produktionsprozess bezogen auf 1 t TBKo (H₂O-frei) Durepasta in der
Kurzhydrierung.

1000 kg TBKo
40,8 kg H₂O
86,7 kg Kontakt

1 107,5 kg TBKo + H₂O + Kontakt

1 107,5 kg Ammischöl

2 215,0 kg Durpasta

924,0 kg TBK (H₂O-frei) in
Schwelerei

896,1 kg Öl in Abstreifer

Öl u. Abstreifer : 65,5 kg Mittelöl < 325 °C

Öl u. Schwelung der

Zwischenschmelze : 135,1 kg Mittelöl < 325 °C

830,6 kg Schweröl u. Hydratierung

240,0 kg Schweröl u. Schwelerei

370,6 kg Gesamtöl über 325 °C

107,5 kg Ammischöl

200,6 kg Mittelöl < 325 °C

263,1 kg Schweröl über 325 °C

463,7 kg Gesamtöl aus Hydratierung und
Schwelung

In Destillation gehen : 896,1 kg Öl aus Abstreifer

675,0 kg Öl aus Schwelerei

1 571,1 kg Gesamtöl

davon 200,6 kg < 325 °C = 12,8 %

Für 1 t TBKo gelangen

1 571,1 kg Öl zur Destillation bei kombinierendem

Verfahren.

stoff mit Wassergas bzw. Methanogas mit 27 % O₂ gearbeitet, wobei ein Abbau von 75 - 82 % erzielt wurde. Der Asphaltabbau ist hierbei erwartungsgemäß sehr MANGELhaft, so daß hierfür eine besondere Rückstandsaufarbeitung ausgearbeitet wurde, die darin besteht, daß das Entschlammungsprodukt mit Kohle angemischt, hierauf brikkettiert und dann geschwelt wird.

Es wurde in Kammer 6 der Durchsatz von 20 t/h auf 27 t/h erhöht und das Entschlammungsprodukt hinter den Ofen 1 abgesogen, wobei ein Abbau von 87,3 % erzielt wurde. Dieses Entschlammungsprodukt diente als Beimischung zur T.H., und nach Verformung des Gemisches konnte bei der Schwelung fester Gradkoks gewonnen werden. Hieraus geht hervor, daß die Kokshydrierung in einer Kammer der üblichen Bauweise, jedoch nur mit 1 Ofen anstatt 4 und einem erhöhten Durchsatz durchgeführt werden kann.

Präblinge bzw. Knollen wurden von Lurgi auf ihre Schwelbarkeit in Lurgi-Ofen untersucht; das Ergebnis war positiv.

Diese Arbeitsweise könnte sowohl für eine Hydrierung als auch insbesondere für eine Schwelerei Verwendung finden. Die abgekürzte Hydrierung (Kokshydrierung) könnte derart mit einer Schwelerei verbunden werden, daß mit dem Entschlammungsprodukt der Hydrierung die zu schwelende Kohle angemischt und gefördert wird, wobei die Feerausbeute anstatt 12 - 15 % bei der heutigen reinen Schwelerei auf 27 - 32 % steigt. Die übergewandenen Öl- bzw. Teerprodukte werden in Mittelöl und Schweröl sortiert. Das Schweröl dient zur Anmischung der Kohle der Hydrierung und wird hier ebenfalls teilweise weiter zu Mittelöl aufgespalten. Das in den Abstreifer der Hydrierung und Schwelerei anfallende Öl wird auf Mittelöl und Schweröl fraktioniert.

Da die Schwelerei ohne Änderung ihrer Betriebsbedingungen unter Anwendung etwa gleicher Energien und Bedienung und Durchsatzmöglichkeit, etwa die doppelte Menge Teer liefert, so wären in diesem Teil kaum Mehrkosten aufzuwenden.

00457

Der Teil der Hydrierung könnte sehr vereinfacht und verbilligt werden, und die mit der Entschlackung entstehenden Verluste der Hydrierung an Kohlenstoff, könnten durch deren Mitsbernachung in dem anfallenden Gradekoks herabgesetzt werden. Eine Wirtschaftlichkeitsberechnung ist in Arbeit.

Handwritten signature

00459

Nachtrag

laut Anmerkung auf Seite 2 des Berichtes.

Aktennotiz

00465

Herr.Untersuchungen zur Erhöhung der Teergewinnung
durch einen kombinierten Hydrier-Schwelverfahren

Die Gewinnung von Teer als Ausgangsmaterial für die Hydrierung ist an das Vorkommen genügend bitumenreicher Brennstoffe gebunden, wofür aber nur verhältnismäßig geringe Mengen zur Verfügung stehen. Durch die Gebundenheit der Schwelerei an die Vorkommen von Teerreichen Kohlen trägt die Schwelerei von vorn herein das Risiko der Wahl des richtigen Standortes; denn sobald die bitumenreiche Kohle aufgebraucht ist, wird die Schwelerei von größerer Entfernung die Einsatzprodukte beziehen müssen, wodurch zusätzliche Frachtkosten anfallen.

Diese Schwierigkeiten könnte man dadurch umgehen, daß man der zu brikkettierenden Braunkohle einen Teil hydrierter Kohle zusetzt. Hierdurch kann der in der Schwelerei anfallende Teer beliebig erhöht werden, so daß die Teergewinnung mindestens in der Höhe einer sehr bitumenreichen Kohle gehalten werden kann. Im Durchschnitt kann aber der Teergewinn pro Einheit verdoppelt bis vervielfacht werden. Um nun die Möglichkeit eines derartig kombinierten Arbeitenganges zwischen Schwelung und Hydrierung festzustellen, wurden seit einigen Monaten Versuche in zwei Richtungen durchgeführt:

- 1). Verschmelzung von Kohle in Gemisch mit Hydrierrückstand bzw. hydrierter Braunkohle;
 - 2). Versuche zur Verflüchtung von Braunkohle unter möglichst vereinfachten Bedingungen
- 1). Verschmelzung von Kohle in Gemisch mit Hydrierrückstand bzw. hydrierter Braunkohle.

Für die Verschmelzung von Kohle mit Hydrierrückständen bzw. hydrierter Kohle wurden in allgemeinen diese gemischt, brikkettiert und dann bei 550 °C in der Flucher-Retorte geschwefelt. Hierbei wurde das Ausbringen an Teer, Gas und

Schmelkoks festgestellt. Besonderer Wert wurde darauf gelegt, daß der Schmelkoks als möglichst fester Rückstand anfüllt, damit der Schmelkoks als rauchloser Dämmstoff, Benützung finden kann. Als Kohle wurde Elise II-Kohle benutzt, die bis auf 2 - 3 % H₂O-Gehalt getrocknet war. Als Hydratprodukt diente zunächst Kohlebrei, der in Kammer 10 zwischen Gasvorwärmer und Ofen 1 abgezogen worden war. Hierauf wurde ein unter vereinfachten Bedingungen dargestellter Aufschluß benutzt, der in einem Rohr bei 200 atd und 24 - 25 mV hergestellt war. Die Versuche mit Schmelldruckstand der Hydratierung sind noch in Gange.

Von diesen Ausgangsprodukten wurde zunächst eine Extraktion mit einem Gemisch von Benzol und Spiritus durchgeführt. Hierbei wurden die in Tabelle I angegebenen Extrakte gefunden. Hierauf wurden die Produkte bei 550 °C in der Fischer Retorte geschwelt und die einzelnen Schmelprodukte bestimmt. In der Tabelle II sind die einzelnen Ergebnisse zusammengestellt.

Der Versuch 7 zeigt, daß die Schmelzausbeute der TBK Elise II bei rund 12 % Teer liegt (bezogen auf Trockenkohle), während die Extraktion nur aus 6,5 - 6,9 % Öle ergibt. Die geringe Ölausbeute bei der Extraktion ist eine Eigenschaft, die bei Braunkohle öfter beobachtet wird. Deshalb ist für die Berechnung bei der Elise II-Kohle nicht die extrahierte Teermenge, sondern die bei der Schmelzung gefundene Teermenge zugrundegelegt worden. In jeder Spalte befinden sich zwei Versuchsergebnisse, wobei sich die oberen Ergebnisse auf das Ausbringen aus gepreßter Braunkohle bzw. Braunkohle-IV-Kohle-Gemisch beziehen während das untere Ergebnis in das nicht briquetierten Gemisch gefunden wurde. In allgemeinen nimmt die Teerausbeute bei der eingesetztesten briquetierten Kohle etwas ab. In der ersten Rubrik der Tabelle II sind die bei der Schmelzung erzielten Ausbeuten an Teer, Öl und Gas zusammengestellt; hierauf folgt eine Aufstellung der bei der Extraktion erzielten Ölbezüge; in Abschnitt III ist in der Rubrik I das Ausbringen bei der Schmelzung der Kohle und des hydratisierten Produktes und in der zweiten Rubrik das Ausbringen bei der Schmelzung der TBK und bei der Extraktion des hydratisierten Produktes rechnerisch ermittelt und mit der gefundenen Teermenge in

Tabelle 1.

Extraktion von Braunkohle mit Hydrierungsauflösungen.

00462

Nr.	Datum 1938	Bezeichnung der Probe	Lösungsmittel	Ausbringen bei Extraktion vss. auf Trockensubstanz		
				Extrakt %	Rückstand %	Verlust %
1	22.4.	TEX Elise II No 394	Benzol/Spiritus	61,9	92,0	- 0,1
		dto.	dto.	61,5	92,4	- 0,1
2	22.4.	Kohlebräi Vers. 12.18	dto.	62,4	99,7	+ 2,1
		Ofen I v. J. 2.30, 24.30	dto.	61,2	97,6	- 1,2
3	5.5.	Entschlammung Ofen 104	dto.	84,1	15,9	0
		v. 24.4.30 Schicht I+II	dto.	83,0	17,0	0
		u. Abscheider 14 mV II 94	dto.	82,0	16,7	- 0,5
4	5.5.	Entschl. Ofen 104 von	dto.	82,0	16,6	0
		25.4. Schlang. 25mV Ofenabsch. 15,9 mV II 95	dto.	80,5	15,8	- 3,7
5	13.4.	60 g TEX + 40 g Kohle-	dto.	29,8	71,6	+ 1,4
		bräi v. Ka. 18 Ofen I v. J. 2.30	dto.	29,6	73,6	+ 3,2
6	9.5.	50 g TEX + 10 g II 94	dto.	14,7	75,3	0
		dto.	dto.	14,5	75,5	0
7	9.5.	80 g TEX + 20 g II 94	dto.	21,9	77,6	- 0,5
		dto.	dto.	22,3	77,2	0,5
8	6.5.	70 g TEX + 30 g II 94	dto.	31,2	68,0	0
		dto.	dto.	33,3	66,7	0
9	11.5.	65 g TEX + 35 g II 94	dto.	54,7	65,0	- 0,3
		dto.	dto.	52,9	66,0	+ 1,1
10	5.5.	60 g TEX + 40 g II 94	dto.	35,5	62,0	- 2,7
		dto.	dto.	39,2	57,4	- 3,4
		dto.	dto.	54,4	65,6	0
		dto.	dto.	34,5	65,5	0

00463

TERRÄUBRITZEN MIT DER SCHWELUNG VON BRAUN

Nr.	Datum	Bezeichnung der Probe	Ange- wante Form	Schwelung bewegen auf				Gasum- brun G % /100 g	C			
				Schwefelfreie Ausg.-Subst.					CO ₂ %	H ₂ O %	OHV %	
				Schwel- wasser %	Grunde %	Teer %	Gas %					
1	19.4.	TKK Elise II No 394 dte.	lose	8,8	60,5	11,9	19,6	11,5	20,2	11,6	2,9	
	20.4.		lose	8,7	59,5	11,8	21,2	12,1	19,2	11,5	2,9	
2	7.4.	Kohlebroi von Vers. No 18 Ofen N v. 3:2,38 14,30 t.	flüssig	2,5	39,0	49,7	8,6	5,8	15,6	2,9	2,9	
				2,7	38,7	51,2	7,4	5,2	17,2	4,2	3,7	
3	24.4.	Entschlammung Ofen 104 Sehlanze 24 mV H 94 Ofen u. Absch. 14 mV	lose	2,6	24,6	67,8	5,0	3,5	6,8	1,5	1,4	
			lose	2,6	24,1	66,0	7,5	3,7	6,8	1,5	1,4	
			lose	1,4	24,8	69,2	4,6	2,9	13,7	2,9	1,7	
4	25.4.	Entschlammung Ofen 104 Sehlanze 25 mV Ofen u. Absch. 15,9 mV	lose	1,5	25,3	69,8	5,4	3,5	2,8	1,6	1,5	
			lose	3,1	25,9	67,4	3,4	3,2	8,6	1,5	1,5	
			lose	2,7	25,5	68,1	3,7	4,0	11,5	1,7	1,5	
5	11.4.	60 g TKK Elise II + 40 g Kohlebroi v. Vers. No. 18 v. 3:2,38	lose	5,3	53,8	27,4	13,5	10,2	-	4,1	4,1	
			lose	4,5	52,6	23,9	19,0	10,2	-	5,1	7,6	2,9
			lose	5,0	52,9	26,5	16,0	-	-	-	-	-
6	15.5. 17.5. 19.5. 23.5.	90 g TKK Elise II + 10 g H 94 dte. dte.	gepreßt	6,5	57,8	14,5	21,2	12,4	11,1	12,5	5,1	
			lose	5,9	53,6	15,1	25,4	-	-	-	-	-
			lose	7,3	54,2	15,7	22,3	8,4	24,4	11,5	2,8	2,8
			lose	10,7	54,7	16,4	19,2	9,2	24,0	14,4	2,8	2,8
7	10.5. 12.5.	80 g TKK Elise II + 20 g H 94 dte.	gepreßt	7,4	52,7	19,9	20,0	12,7	17,9	10,6	5,7	
			lose	8,9	49,5	22,7	18,9	7,5	22,2	14,6	1,9	1,9
			lose	9,2	49,5	21,9	19,4	9,7	20,9	11,2	3,4	3,4
8	6.5. 5.5. 7.5. 13.5.	70 g TKK Elise II + 30 g H 94 dte. dte.	gepreßt	6,1	52,2	25,6	16,1	11,4	14,5	9,6	6,4	
			lose	9,1	46,8	28,8	15,3	12,1	16,5	9,5	2,8	2,8
			lose	8,8	47,8	27,8	15,6	9,3	18,2	11,2	2,8	2,8
			lose	3,5	45,1	26,8	19,6	-	-	-	-	-
9	9.5. 11.5. 16.5.	65 g TKK Elise II + 35 g H 94 dte.	gepreßt	6,1	48,7	27,7	17,5	12,7	11,1	9,1	6,0	
			lose	7,3	45,9	31,3	15,5	11,9	13,7	8,4	2,8	2,8
			lose	7,4	48,1	30,5	14,0	-	-	-	-	-
10	4.5. 3.5. 14.5. 10.5. 16.5.	60 g TKK Elise II + 40 g H 94 dte. dte. dte.	gepreßt	4,7	48,6	31,2	15,5	11,0	11,7	9,2	3,4	
			lose	6,7	46,2	36,4	10,7	7,8	11,7	11,6	3,7	3,7
			lose	5,9	-	33,3	-	-	-	-	-	-
			lose	8,2	44,5	33,8	15,5	-	-	-	-	-
			lose	6,9	48,0	31,9	14,2	10,5	11,2	10,5	5,9	5,9

00463

Tabelle II.

VERFAHREN BEI DER SCHWELUNG VON BRAUKOHLE UND HYDRAT-AUFSCHESSEN SOWIE DEREN MISCHUNGEN.

SCHWELUNG bei 550° nach FISCHER										EXTRAKTION			GEFUNDENE				
No.	Gewicht	Gehalt an Wasserstoff	GASANALYSE							Benzol-Spiritus			Schwefelung				
			CO ₂	H ₂ O	CO	O ₂	N ₂	OO	Extraktion	Extraktionsstand	Verlust	Berechnung	gefunden				
27,7	11,9	19,6	11,5	40,2	11,6	2,1	0	2,7	6,5	4,1	11,6	25,3	8,9	98,0	+ 2,1	11,0	11,0
28,3	11,8	21,2	12,1	39,2	11,3	2,3	0	3,7	7,5	3,2	15,6	26,4	6,9	97,5	+ 1,1	12,6	12,6
39,0	49,7	0,0	5,8	13,6	2,9	2,9	0	19,5	2,3	6,0	15,4	41,4	62,4	59,7	+ 2,1	62,4	62,4
38,7	51,7	7,4	5,2	31,2	4,2	3,2	0	23,8	4,3	6,9	17,9	30,0	61,2	37,6	- 1,2	61,2	61,2
24,6	67,8	5,0	3,5	6,8	1,5	1,5	0	23,0	1,2	5,7	8,9	57,1	84,1	15,9	0	84,1	84,1
24,1	66,0	7,2	3,2	8,6	1,5	1,2	0	40,2	2,0	7,8	17,0	29,5	85,0	17,0	0	85,0	85,0
24,8	69,3	4,6	2,9	13,7	2,9	1,7	0	43,8	3,1	15,4	32,8	0	82,8	16,7	- 0,5	82,8	82,8
25,3	69,8	3,4	3,9	12,0	1,6	1,9	0	44,3	4,0	4,5	25,4	0	84,1	15,9	0	84,1	84,1
25,9	67,4	3,6	3,2	8,6	1,5	1,2	0	40,2	2,0	7,8	17,0	29,5	85,0	17,0	0	85,0	85,0
25,8	68,1	5,7	4,0	11,3	1,7	1,9	0	51,1	7,0	8,4	27,0	0	82,8	16,7	- 0,5	82,8	82,8
53,6	21,4	12,5	10,2	45,1	4,2	0	0	8,1	9,2	6,4	20,8	12,7	29,8	71,6	+ 1,4	27,3	27,3
52,8	21,9	19,0	10,2	31,3	7,6	2,5	0	51,1	3,7	4,2	15,1	32,7	29,8	73,6	+ 3,2	27,3	27,3
52,9	26,5	16,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29,6	73,6	-	27,3	27,3
57,8	14,5	21,2	12,4	11,1	12,3	5,1	0	8,9	3,6	6,8	26,2	0,6	-	-	-	17,5	17,5
53,6	17,1	23,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17,5	17,5
54,8	15,7	22,8	8,4	34,4	11,5	2,2	0	7,5	8,8	2,3	15,6	0	14,7	85,3	0	17,5	17,5
54,7	16,4	18,2	9,2	34,0	14,4	2,6	0	6,7	7,1	2,5	15,2	0	14,3	85,3	0	17,5	17,5
52,7	15,9	20,0	12,7	37,9	10,6	5,4	0	11,5	9,6	6,9	24,0	2,0	-	-	-	23,0	23,0
49,2	23,7	18,9	7,5	32,2	14,6	1,9	0	7,5	8,7	3,2	15,1	0	21,9	77,6	- 0,5	23,0	23,0
49,5	21,9	19,4	9,7	38,9	11,2	3,4	0	10,7	14,8	4,1	21,0	0	22,3	77,2	- 0,5	23,0	23,0
6,1	11,4	14,3	9,6	6,8	0	15,1	6,8	0,8	29,4	0	-	-	11,2	68,8	0	28,8	28,8
6,1	12,1	16,5	9,2	2,6	0	14,7	12,0	7,1	11,6	8,0	-	-	11,2	66,7	0	28,8	28,8
6,6	8,3	39,2	11,2	2,8	0	6,0	6,8	4,4	16,3	10,7	-	-	10,7	33,3	0	28,8	28,8
6,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	28,8	28,8
15,1	17,5	12,7	33,1	9,1	6,0	0	15,4	8,4	7,2	26,8	1,2	34,7	65,0	- 0,2	31,2	31,2	31,2
15,9	11,3	13,5	33,7	8,4	2,3	0	9,5	8,1	0,4	35,6	8,2	32,9	66,0	- 1,1	31,2	31,2	31,2
16,1	30,5	14,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	31,2	31,2
16,6	31,2	15,5	11,0	31,7	9,2	5,4	0	14,2	3,3	6,2	28,7	5,5	34,4	65,6	0	31,2	31,2
16,2	36,4	10,7	7,8	34,5	11,6	3,3	0	5,3	6,0	5,4	14,8	24,5	34,5	55,5	0	31,2	31,2
16,2	33,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	31,2	31,2
14,5	33,8	13,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	31,2	31,2
16,0	51,9	14,2	10,5	35,2	10,5	5,9	0	13,9	8,4	7,7	25,1	1,0	-	-	-	31,2	31,2

1) = berechnet auf 100 Teile eingesehene Br
 2) = bezieht sich auf berechnetes Ausbringen

1463

00463

UND HYDRATE-AUFSCHLÜSSEN SOWIE DEREN MISCHUNGEN

SCHNEE			EXTRAKTION						GEFUNDENE UND BERECHNETE AUSBRUNGE AN TEER BEZOGEN AUF					
Analyse n			Mittel: Spiritus						Schwellig v. TEER u. Schwelligung des hydr. Zusatzes			Schwellig v. TEER u. Extraktion des hydr. Zusatzes		
g	W	OO	Zusatz %	DaHitz %	#2	Extraktion %	Rückstand %	Verlust %	Berechn. X 1)	gefunden X 1)	Verlust X 2)	Berechn. X 1)	gefunden X 1)	Verlust X 2)
0	2,7	6,5	4,1	11,6	25,3	6,9	98,0	+ 5,1	11,9	11,9	-		11,9	
0	3,7	7,5	8,2	13,6	26,4	6,5	97,5	+ 4,1	11,8	11,8	-		11,8	
0	2,5	2,3	6,0	15,4	41,4	62,4	39,7	+ 2,1	62,4	49,7	-20,5		62,4	
0	23,2	4,3	6,9	17,9	30,0	61,2	37,6	- 1,2	61,2	51,2	-16,5		61,2	
0	23,0	1,8	5,7	0,9	57,1	84,1	15,9	0	84,1	57,8	-19,4		84,1	
0	15,8	5,1	13,4	32,8	0	83,0	17,0	0	83,0	66,0	-20,5		83,0	
0	15,8	5,1	13,4	32,8	0	82,8	16,7	- 0,5	82,8	69,2	-16,4		82,8	
0	4,3	4,0	4,5	25,4	0	84,1	15,9	0	84,1	69,8	-17,0		84,1	
0	0,2	2,0	8,8	17,0	29,5	83,0	17,0	0	83,0	67,4	-15,8		83,0	
0	1,1	7,0	0,4	27,0	0	82,8	16,7	- 0,5	82,8	69,1	-17,7		82,8	
0	0	0	0	20,8	12,7	29,8	71,6	+ 1,4	27,5	27,4	+ 0,4	31,8		
0	0	0	0	15,1	32,7	29,6	73,6	+ 2,2	27,5	23,9	-12,45	31,8	29,6	- 6,2
0	0	0	0	26,2	0,6				27,5	26,5	- 2,2	31,8	29,6	- 6,9
0	0	0	0	8,8	2,3	14,7	85,3	0	17,5	14,9	-17,15	20,0		
0	0	0	0	7,1	2,5	14,5	85,5	0	17,5	15,1	-13,7	20,0		
0	0	0	0	11,5	9,6	6,9	24,0	1,0	17,5	15,7	-10,5	20,0	14,7	- 26,5
0	0	0	0	7,5	8,7	3,2	15,1	0	17,5	16,4	- 6,2	20,0	14,5	- 27,5
0	0	0	0	10,7	14,8	4,1	21,0	0	17,5	16,4	- 6,2	20,0	14,5	- 27,5
0	0	0	0	6,8	0,8	29,4	0	0	23,0	19,9	-13,5	26,1		
0	0	0	0	12,0	3,1	11,6	0,0	21,9	23,0	22,7	- 1,3	26,1	21,9	- 16,1
0	0	0	0	6,8	4,4	16,3	10,7	22,5	23,0	21,9	- 4,6	26,1	22,5	- 14,6
0	0	0	0	6,8	0,8	29,4	0	0	20,6	25,6	-10,5	33,5		
0	0	0	0	12,0	3,1	11,6	0,0	31,2	20,6	20,8	+ 0,7	33,5	31,2	- 6,0
0	0	0	0	6,8	4,4	16,3	10,7	33,3	20,6	27,8	- 2,8	33,5	33,3	0
0	0	0	0	6,8	0,8	29,4	0	0	20,8	26,8	- 6,3	33,5		
0	0	0	0	15,4	8,4	7,2	26,0	1,2	31,3	27,7	- 11,5	36,9	34,7	- 6,0
0	0	0	0	2,1	0,1	35,6	8,2	32,9	31,3	31,3	0	36,9	32,9	- 10,8
0	0	0	0	5,3	6,2	28,7	5,5	34,4	31,3	30,5	- 2,6	36,9		
0	0	0	0	6,0	5,4	14,0	24,5	34,5	34,2	31,2	- 8,6	40,4	34,4	- 6,0
0	0	0	0	6,0	5,4	14,0	24,5	34,5	34,2	36,4	+ 6,4	40,4	34,5	- 14,6
0	0	0	0	6,0	5,4	14,0	24,5	34,5	34,2	33,5	- 2,6	40,4		
0	0	0	0	13,9	0,4	7,7	25,1	1,0	34,2	33,8	- 1,2	40,4		
0	0	0	0	13,9	0,4	7,7	25,1	1,0	34,2	31,9	- 6,7	40,4		

1) - Berechnet auf 100 Teile eingesetzte Braunkohle bzw. Mischung
 2) - Bezieht sich auf berechnetes Ausbringen an Öl bzw. Teer - 100 gesetzt.

00463

00464

Beziehung gesetzt worden.

Die Härte des Kokses nimmt mit einer Steigerung des Hydrifizierungsgrades der Braunkohle zu, und zwar liegt das Verhältnis sowohl bei dem aus dem Koks 18 entnommenen Kohlebrei als auch in dem aus Ofen 104 (Hohlaufschluß) gewonnenen Brei hinsichtlich der Koksqualität bei einem Mischungsverhältnis von 50 - 40 Teilen Kohlebrei zu 60 - 70 Teilen TBK am günstigsten. Immerhin entspricht die Härte des anfallenden Schwelkokes noch nicht den Erwartungen und so wurde zunächst versucht, durch Erhöhung des Preßdruckes die Härte des Kokses zu erhöhen. Das Gemisch von Braunkohle und Kohlebrei, das vorher bei 400 kg/cm^2 gepreßt wurde, wurde nunmehr einem Preßdruck von 600 kg , 1200 kg und 2000 kg/cm^2 ausgesetzt. Diese Preßlinge wurden nun ebenfalls bei 550°C in der Fischer-Retorte verschwelt. Diese Ergebnisse sind in der Tabelle III zusammengefaßt. Aus diesen Ergebnissen geht hervor, daß der Preßdruck auf das Ausbringen an Teer keinen Einfluß hat, so daß das Teerausbringen bei 400 und 2000 kg Preßdruck praktisch gleich ist.

Die angestrebte Erhöhung der Härte des Schwelkokes wurde durch die Erhöhung des Preßdruckes nicht erzielt. Es scheint sogar, daß die Querschrägheit des Schwelkokes noch zugenommen hat, wodurch der Verfall des Kokses erhöht wird. Hierauf wurden auf dem ganzen Brikett mit dem Preßstempel Öffnungen eingedrückt, um auf diese Weise den Abzug der Schwelgase zu erleichtern, so daß die Querschrägheit nicht mehr so stark in Erscheinung treten sollte. Aber auch diese Maßnahmen führten zu keinem günstigen Ergebnis. Eine Aufrauung der Oberfläche der Preßlinge beispielsweise dadurch, daß man die Preßlinge mit einem Stahldraht nach ihrer Pressung schneidet, sieht eine bedeutende Verbesserung der Erhaltung des Schwelkokes nach sich. Diese Aufrauung der Oberfläche ist aber betrieblich schwer durchzuführen. Eine weitgehende Verbesserung erzielt man dadurch, daß man die Brikettierkohle nicht trocken (mit 2 - 5 % Feuchtigkeit), sondern mit etwa 12 bis 15 % Feuchtigkeit anwendet, wie dies bei der allgemeinen Brikettherstellung schon bekannt ist. Ein Braunkohle-Hydrifizierungsgemisch, bei dem die angewendete Kohle etwa 12 - 15 % Feuchtigkeit besitzt, ergibt bereits bei einem Preßdruck

00465

Der Einfluss des Porendruckes auf das Ausbringen von

aus Braunkohle zum Zerkleineren

Nr.	Datum	Bezeichnung der Probe	Porendruck des Briketts kg/cm ²	Schwammanteile bez. auf			A
				Wasser- schwamm %	Grade %	Fein- schwamm %	
7	6.7.38	90 g TBK Klasse II + 20 g H 94	1 200	8,0	52,9	21,3	20,0
8	6.9.38	70 g TBK Klasse II + 30 g H 94	400	6,1	52,8	25,6	24,5
0	13.7.38	dit.	400	7,6	49,6	26,1	16,7
0	1.6.38	dit.	800	5,2	51,6	23,8	17,4
0	25.5.38	dit.	900	5,1	53,1	25,6	16,2
0	25.6.38	dit.	850	7,0	49,9	27,4	18,7
0	28.6.38	dit.	900	6,3	51,2	28,3	17,2
0	9.6.38	dit.	1 200	5,3	51,3	25,5	10,1
0	30.6.38	dit.	1 200	6,7	50,3	26,1	15,3
8	2.8.38	dit.	1 200	6,6	51,9	24,9	16,6
8	14.6.38	dit.	1 200	7,4	51,0	25,0	18,6
8	15.7.38	dit.	1 200	6,2	50,8	27,8	19,8
8	3.4.38	dit.	2 000	5,0	51,6	25,6	17,6
9	9.5.38	65 g TBK Klasse II + 35 g H 94	400	6,1	48,7	27,7	17,5
9	22.6.38	dit.	400	5,7	48,5	30,2	15,6
9	14.7.38	dit.	400	6,3	48,0	29,6	16,7
9	27.5.38	dit.	900	5,5	49,4	28,3	16,6
9	21.6.38	dit.	800	5,7	48,4	29,7	18,2
9	5.7.38	dit.	1 200	6,0	48,5	29,7	19,8
10	11.7.38	60 g TBK Klasse II + 40 g H 94	200	6,8	46,6	32,1	14,5
10	12.7.38	dit.	200	6,7	46,4	32,3	14,1
10	4.5.38	dit.	400	4,7	48,6	31,7	15,5
10	16.5.38	dit.	400	6,9	48,0	31,8	14,2
10	7.7.38	dit.	600	6,8	47,6	32,1	15,5
10	30.5.38	dit.	800	5,5	47,6	30,6	16,3
10	5.7.38	dit.	1 200	6,0	48,5	29,7	15,0

00465

Tabella III

Abbringen von Teer aus brikkettierten Gemischen
und hydrierten Aufschlüssen.

00465

Sauerstoffgehalt Wasser	Abbringen von Teer aus brikkettierten Gemischen		Abbringen von Teer aus hydrierten Aufschlüssen		Anbringen an Gas O ₂ 760mm Ltr./100g	CO ₂ %	H ₂ %	O ₂ Kn %	O ₂ %	N ₂ %	O ₂ %	Einzelnwert %	CaH ₂ %	H ₂ %	Bem.
	Gründe	Teer %	Gründe	Teer %											
8,0	52,0	21,1	18,0	10,2	45,6	13,0	3,0	-	9,2	7,0	4,5	21,1	-	-	
6,1	52,0	25,6	14,1	11,4	34,3	9,6	6,0	0	13,1	6,0	0,6	23,4	0	-	
7,6	40,6	26,1	16,7	9,4	42,5	11,5	3,4	-	10,3	8,3	5,0	24,0	-	-	
5,2	52,6	25,0	17,4	10,0	39,6	10,0	5,5	0	9,0	6,1	6,1	25,0	2,3	-	
5,1	53,3	25,6	14,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
7,0	49,9	27,4	15,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
6,3	51,2	25,3	17,2	9,7	42,5	11,0	3,7	-	11,4	7,0	6,6	23,2	-	-	1 % Wasser glas 10% K
5,3	51,3	25,3	18,1	11,7	36,1	10,3	5,0	0	11,9	6,8	0,3	27,0	2,0	-	
5,1	50,3	26,7	16,3	9,4	41,3	12,1	3,5	-	10,5	8,3	5,0	24,3	-	-	
5,6	51,2	24,0	16,8	9,2	42,7	11,2	3,4	-	11,0	0,4	5,5	22,4	-	-	5 % Wasser glas 10% K
5,4	51,0	23,0	18,6	10,0	39,4	11,2	6,3	0	11,2	0,0	7,9	23,7	0,2	-	Mit Deiner gepreß
6,2	50,0	27,0	15,0	11,0	50,0	9,6	2,3	-	0,1	4,6	3,7	16,6	-	-	
5,0	51,6	25,6	17,8	11,4	36,0	10,5	6,2	0	12,0	0,0	7,6	25,6	0,9	-	
5,2	7,2	17,5	12,7	33,1	9,1	6,0	0	15,4	0,4	7,0	26,8	1,2	-	-	
5,2	15,6	9,1	44,3	12,1	3,4	0	10,1	6,7	5,0	22,5	0,9	-	-	-	
5,2	16,7	7,9	46,1	13,0	2,9	-	10,4	5,9	4,7	21,7	-	-	-	-	
5,5	49,4	28,3	16,0	10,9	36,9	9,9	5,9	0	12,5	6,6	7,1	26,1	2,1	-	
5,7	48,4	29,7	16,2	9,5	43,1	11,6	3,6	0	10,4	6,9	5,3	24,0	0	-	Mit Deiner gepreß
6,0	48,5	29,7	15,0	9,3	43,2	12,0	3,3	-	10,3	0,3	5,5	22,3	-	-	
5,6	16,5	32,1	14,5	0,6	42,3	11,9	3,3	-	11,5	6,9	5,0	24,0	0,1	-	
5,7	46,4	32,5	14,4	8,1	43,2	12,0	3,2	-	11,1	7,1	5,4	23,4	-	-	
4,7	49,6	31,2	15,5	13,0	31,7	9,2	5,4	0	14,2	5,5	6,2	20,7	3,5	-	
5,9	49,0	31,9	14,2	10,5	35,2	10,5	5,9	0	13,9	8,4	7,7	25,1	1,0	-	
5,8	47,6	32,1	13,5	0,4	41,9	11,7	3,4	-	11,7	7,9	5,6	23,4	-	-	
5,1	47,6	30,6	16,3	11,2	33,1	11,1	6,0	0	15,5	7,9	9,5	25,3	1,1	-	
5,1	48,5	29,7	15,8	9,3	43,2	12,0	3,3	-	10,3	0,1	5,5	22,3	-	-	

00465

von 400 kg/cm^2 nach der Schmelzung einen Schmelzkorn, der außerordentlich hart wird und auch in Bruch wenig Abrieb zeigt. Ein derartiger Schmelzkorn dürfte die an einen rauchlosen Brennstoff zu stellenden Anforderungen besitzen. Störend wirkt lediglich der hohe Aschengehalt bei Verwendung von Klasse II-Kohle, da derselbe hierbei 12 bis 14 % beträgt. Es wäre deshalb zweckmäßig, bei der Herstellung von rauchlosen Brennstoffen auf diesem Wege von suchschwächeren oder entschulften Kohlen auszugehen. Die Härte des Koks aus den verschiedenen Ausgangsmaterialien sowie den verschiedenen Zusammensetzungen soll noch ermittelt werden. Ebenso sind Versuche über das Verhalten der Asche sowohl bei der Verbrennung als auch bei der Vergärung im Gange.

Anwendung des Verfahrens als kombinierte Hy-Schmelzanlage.

Aus der beigefügten Abbildung 2 ist eine Anlage, wie sie zur Durchführung des kombinierten Hydrir-Schmel-Verfahrens gemacht werden könnte, zu ersehen. Hier kommt die getrocknete Kohle in einem Bunker an, und von 100 Teilen zugeführter Kohle werden 45 Teile in die Hydrirung und 55 Teile in die Schmelerei abgeführt. 45 Teile der getrockneten Kohle werden nun mit Kontakt versehen und mit dem Schmelzöl, das noch 4 % Asche enthält, zugeleitet. Der Kohlestrom geht nun durch eine Rohrbrille und wird hier mit einem Wasserdampf, mit einem kohlenoxydhaltigen Wasserdampf hydririert. Mit dem Kreislaufgas werden 7 Teile des Öles in Abstreifer abgeführt, während 73,7 Teile aus dem Entschlammungsabscheider entspannt und in der Schmelerei auf etwa 40 % fest abgeschleudert werden. Hierbei werden 52 Teile Schmelzöl mit 4 % Festen abgeschleudert und in die Annahmehalle zurückgeführt. 34,9 Teile Schlammrückstand, in welchen 21,7 Teile Öl bzw. Benzollöliches und 13,7 Teile Festes enthalten sind, werden zur Mischerei der Schmelerei gedrückt. Dieser Rückstand wird zusammen mit 64,4 Teilen feinsten Koks-Kohle mit 15 % H_2O (entsprechend 55 Teilen TBK) gemischt, die Mischung briquettiert und dem Lurgi-Ofen zugeführt. Es fallen hierbei 24 Teile Teer an, wobei ein Ölverlust von 20 % eingerechnet wurde. Der Gesamtanfall an verwertbarem Öl

00467

beträgt aus 100 Teilen BHK = 31 Teile, wovon 7 Teile Öl von Abstreifer stammen.
Die Zusammensetzung des Schmelkokes geht aus nachfolgender Zusammensetzung hervor :

	<u>Asche</u>	<u>C-Gehalt</u>
Rückstand	12,8 Teile	1,4 Teile
Kohle	5,6 Teile	26,4 Teile
Asphalt	-	3,0 Teile

Der Schmelkoke besteht demnach aus 38,6 % Asche und 61,4 % Kohlenstoff.

B. Versuchs zur Verflüchtung von Braunkohle unter verflüchteten Bedingungen

In vorhergehendem Abschnitt wurde gezeigt, daß Braunkohle in Gemisch mit Hydrierrückständen bzw. -aufschluß bei guter Teerausbeute einen festen Schmelzrückstand, der als rauchloser Brennstoff Verwendung finden könnte, liefert. Diese Arbeitsweise könnte nun in zwei Richtungen praktische Anwendung finden einmal zur Rückstandsaufarbeitung der Hydrierung und das andere Mal zur Erhöhung der Teerausbeute bei der Schmelzung. In erstem Falle könnte das Verfahren einer Hydrierung in dem Sinne angeschlossen werden, daß die Hydrierrückstände bzw. Schmelzrückstände mit Kohle gemischt brikkettiert zur Schmelzung gelangen. Dieser Versuch befindet sich zur Zeit in Vorbereitung; hierüber wird nach Abschluss der Versuche berichtet.

Die zweite Anwendung des Verfahrens besteht - wie bereits oben beschrieben - darin, daß in Anghaus an eine Schmelzerei eine kleine vereinfachte Hydrieranlage errichtet wird, in welcher ein Teil der getrockneten Kohle zunächst hydriert, der Hydrieraufschluß zu der Brikkettkohle zugegischt wird, und diese Proßlinge der Schmelzerei zugeführt werden. Hierbei kann auf einen weitgehenden Aufschluß verzichtet werden, weil einerseits die nicht aufgeschlossene Kohle in Brikkett bzw. Schmelkokes nutzbar gemacht wird, und andererseits ein geringerer Asphaltabbau die Aufarbeitung des Hydrieraufschlusses mit der Kohle nicht stört und - wie sich herausgestellt hat - in Gegenteil für die Herstellung eines besseren

Kokaus notwendig ist.

Auf Grund dieser Überlegungen hätte man vermuten können, daß vielleicht der in den Gasrohröfen erzielbare Abbau der Kohle für diesen Zweck genügt. Es wurde deshalb aus der Kammer 10 zwischen der Vorheizer und dem Ofen 1 Kohlebroil entnommen, der einen Abbau von 60,3 % zeigte und bei der Extraktion des in Tabelle I unter Nr. 2 genannten Wert von 62 % Extrakt ergab. Da der Abbau aber für die oben beschriebenen Zwecke nicht genügte, wurden nun Versuche zu einer weiteren Aufschließung der Kohle in einer Rohrschlange gemacht. Die Versuche wurden in der in Abbildung 1 wiedergegebenen Apparatur durchgeführt. Die Versuche wurden zunächst von Herrn Dr. Düllein und während dessen Abwesenheit von Herrn Dr. Frießelt beaufsichtigt.

Der Kohlebroil wurde zusammen mit Wasserstoff bzw. Wassergas bei 200 atm und 24 - 25 nV durch eine Rohrschlange mit 700 cm Inhalt geleitet, während in dem daran angeschlossenen Ofen 14 nV aufrecht erhalten wurden. Zunächst wurden 5 kg Kohlebroil und 6 cbm Wasserstoff (drucklos gemessen) durchgesetzt, wobei die Temperatur der Rohrschlange langsam erhöht wurde. In der nachfolgenden Tabelle IV sind die Ergebnisse zusammengestellt:

Tabelle IV.

Abbau und Asphalt %	Gas	Ofentemperatur	Abbau	Asphalt
	Kohlendioxidlaufgas	24,0 nV	75 - 80 %	10 %
	Frischgas	24,0 nV	78 - 80 %	12 - 14 %
	Säuregas	24,0 nV	77 - 81 %	11 - 14 %
	Wassergas	24,5 nV	82 %	12,5 %
	Wassergas	25,0 nV	85 - 90 %	14 - 17 %

Hieraus geht hervor, daß bei 24 nV ein Aufschluß von 80 - 85 % erzielt wird, wobei der Asphalt etwa 12 - 14 % bezogen auf den Ölgehalt des Aufschlusses beträgt.

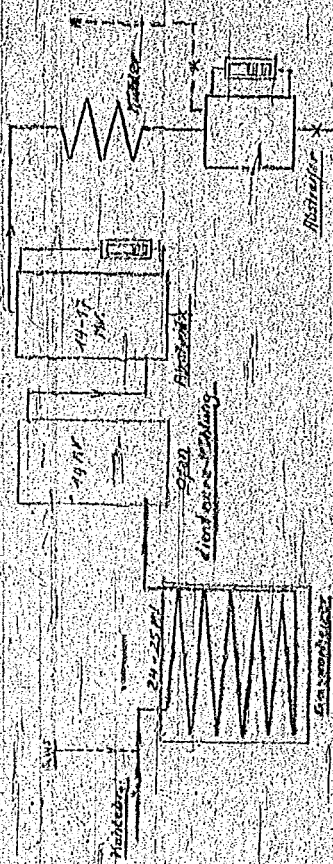
00469

Die Versuche, den Aufschluß auch mit Wassergas durchzuführen, wurden deshalb angestellt, um den teuren Wasserstoff zu umgehen. Es wurde für diese Zwecke Methanolkreislaufgas benutzt, das aus 25 % CO, 25 % H₂ und 50 % H₂ besteht. Da Wassergas unter Druck nicht zur Verfügung stand, in der Tabelle IV (Seite 6) sind die hierbei erzielten Ergebnisse zusammengestellt. Es zeigt sich hierbei, daß bei 24 mV ein Aufschluß von ebenfalls 80 - 85 % erzielt wird, und zwar bei einem Verhältnis zwischen Kohlebri und Wassergas wie 1 : 1,150. Auffallend ist, daß die Bildung an Reaktionswasser bei der Verwendung von Wassergas gegenüber den Versuchen mit Wasserstoff zurückgeht. Der Aufschluß bei 25 mV erreicht beinahe 90 %. Ein derartiger Aufschluß dürfte in den unter Abschnitt 1 aufgeführten Versuchen als Zusatz zu der Erikottierkohle. Aus diesen Versuchen ist zu erkennen, daß dieser Aufschluß von Kohle außerordentlich rasch verläuft, und zwar kann dieser zu rund 85 - 90 % durchgeführt werden bei einem Verhältnis von Reaktionsraum zu Kohle wie 1 : 2,0.

Daß der Aufschluß der Kohle nach dem Gasvorheizer - wie an bei dem oben erwähnten Versuch an der Kammer 16 festgestellt wurde - nur etwa 60 % beträgt, dürfte demnach weniger daran liegen, daß die Reaktionszeit in dem Gasvorheizer (Verhältnis Reaktionsraum zu Kohledurchsatz 1 : 5) nicht ausreichen dürfte, sondern voraussichtlich daran, daß die Temperatur im Gasvorheizer nicht hoch genug war. Sobald bei der im Gasvorheizer bestehenden Geschwindigkeit die Temperatur bis auf 24 - 25 mV gesteigert würde, wäre auch darin voraussichtlich ein höherer Aufschluß zu erwarten.

Man könnte aus diesen Beobachtungen den weiteren Schluß ziehen, daß man noch mit viel größeren Belastungen in der Hydrierung fahren könnte, um einen Aufschluß von etwa 90 % zu erzielen. Der Asphalt würde unter diesen Umständen schlecht abgebaut und man müßte hierfür eine andere Aufarbeitung finden, wie z.B. die oben erwähnte. Da man nur nach langen Versuchen einer Reibung ohne Innenisolation eine Temperatur von 24 - 25 mV zuzunehmen darf, so könnte man bei

den Gedanken kommen, den Aufschluß in der Weise durchzuführen, daß die Aufheizung der Kohle auf 20,5 - 21,5 nV in der jetzigen Weise vorgenommen wird, und in den ersten Ofen die Temperatur auf 24 - 25 nV steigen läßt. Es wäre dann möglich, auf die letzten drei Ofen zu verzichten, wobei voraussichtlich der Durchsatz unter Berücksichtigung des Verhältnisses von Reaktionsraum zu Kohle wie 1 : 2 auf etwa 35 t/a Kohle/Std erhöht werden könnte. Wie weit einwärts diese Verhältnisse der Reaktion an Großen beherrschbar sind, und wie weit andererseits durch die Kaviarbildung eine Störung eintritt, kann nur durch Versuche festgestellt werden.

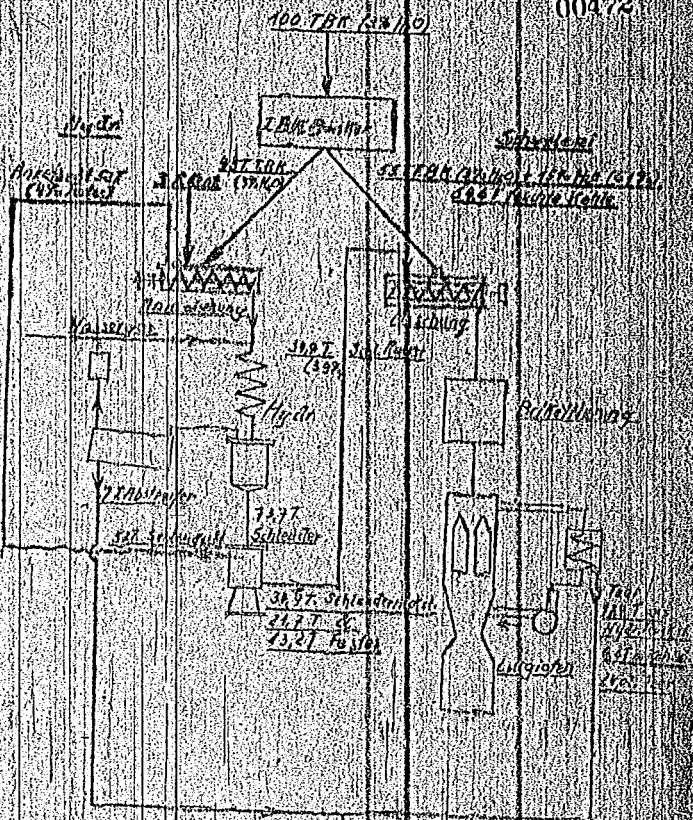


24-250 VA
 Einbauleuchte
 19 VA
 Kondensator
 14-17 VA
 Widerstand
 Ampere

002

Abb. 2. Kombinierte Hydr. u. Schmelzanlage

00472



217.7. Luftpumpe
 217.7. Luftpumpe
 217.7. Luftpumpe

Walden S. Müller-Gamdi

Geheim!

1. Teil ist die Zusammenfassung der Arbeit im Bereich der Hydrierung.
2. Teil ist die Zusammenfassung der Arbeit im Bereich der Schwelung.
3. Teil ist die Zusammenfassung der Arbeit im Bereich der Brikettierung.

Vertraulich!

Bericht

00473

Über die erste interne Spartenansprache der Sparte I
in Berlin am 20.1.1943.

	Seite:
1.) Die physikalischen Arbeiten des Ammoniaklaboratoriums	3 - 5
2.) Bericht über das Werk Waldenburg	6 - 7
3.) Die Methanol-, Toluol- und Salpetersäurelage in Deutschland	8 - 10
4.) Die Herstellung von Brikettiermittel aus Hydrierprodukten, insbesondere unter dem Gesichtspunkt einer Verbindung zwischen Hydrierung und Schwelung.	11 - 17

Anwesend waren nachstehende Herren:

Direktor	Dr. Bütefisch,	Leunawerke
"	Dr. Schneider,	Leunawerke
"	Dr. Harold,	Leunawerke
"	Dr. Langheinrich,	Leunawerke
"	Dr. Müller-Cunradi,	Oppau
"	Dr. Pier,	Leunawerke
"	Dr. Sauer,	Leunawerke
"	Dr. Schierenbeck,	Oppau
"	Dr. v. Staden,	Leunawerke
"	Dr. Strombeck,	Leunawerke
"	Dr. Wietzel,	Oppau
"	Dr. Chr. Beck,	Waldenburg
"	Dr. K. Meyer,	Berlin

1) Überblick über einige physikalische Arbeiten
des Ammoniaklaboratoriums Oppau.

Dr. Wietsel

Optische Methoden im weitesten Sinne des Wortes haben in den letzten steigende Bedeutung erlangt als Hilfsmittel bei chemischen Untersuchungen. Neben der allbekannten Atomspektralanalyse für die Untersuchung von Metallen und ihren Legierungen, die in jedem chemischen Laboratorium gebräuchlich ist, sind Arbeiten über Molekülspektren zu erwähnen; ebenso die röntgenphysikalischen Forschungsmethoden.

Die Molekülspektren finden vielseitige Anwendung für die chemische Analyse und Konstitutionsermittlung, und zwar entweder indem man das ultrarote Absorptionsspektrum der Moleküle ermittelt oder, wie das bei uns seit über 20 Jahren der Fall ist, durch Ausnutzung des Raman-Effektes. Beim Raman-Effekt entsteht durch Lichtstreuung an den Molekülen einer Substanz bei Bestrahlung mit monochromatischem Licht ein neues Emissionsspektrum, das wesentlich mehr Spektrallinien enthält als das ursprünglich eingestrahelte Licht. Diese Ramanlinien sind von Molekül zu Molekül verschieden und ihre Anordnung im Spektrum ist abhängig von der Konstitution der bestrahlten Substanz. Diese Tatsache nutzt man aus bei der Analyse, und es hat sich gezeigt, dass die Ramanpektren als analytisches Hilfsmittel besonders wertvoll sind, gerade in solchen Fällen, wo die üblichen chemischen Analysemethoden zeitraubend und umständlich sind oder u. U. überhaupt versagen. Eine der ersten Anwendungen für die industrielle Forschung betraf z. B. die Untersuchung isomerer Paraffinkohlenwasserstoffe bis C_8 , und seitdem sind die wichtigsten Arbeiten mit Hilfe der Ramanpektren auch immer wieder bei der Untersuchung der Treibstoffe ausgeführt worden. In Verbindung mit den bekannten Methoden der Feinfraktionierung lieferte die Ramananalyse der synthetischen Treibstoffe und insbesondere der Fliegerbenzine so die Aufklärung für alle in diesen Treibstoffen vorhandenen Komponenten bis zu C_9 . Neuerdings konnte der Anwendungsbereich wesentlich erweitert werden durch Einbeziehung der durch Dehydrierung hergestellten Hochleistungsflygerbenzine hier wurden die vorhandenen Aromaten bis zum Siedepunkt 200° systematisch mit Hilfe der Ramanpektren ermittelt. Ausser der vorstehend genannten Sondergebieten lassen sich die Molekülspektren auf fast alle Probleme der organischen Chemie anwenden.

Neben den Schwingungsspektren der Moleküle untersuchen wir auch das ultraviolette Absorptionsspektrum, das sich bei dem zur Gesamtbestimmung der Aromaten bei Benzinien anwenden lässt und mit dem erfolgreich Sonderfragen im Bereich der höherkondensierten Aromaten bearbeitet werden konnten. Es liess sich zeigen, dass Coronen $C_{24}H_{12}$



durch teilweise Hydrierung entweder in die

Struktur I
oder



hydrierte Ringe
schraffiert

Struktur II

umgewandelt wird. Bei I besitzt der nicht hydrierte Teil die gleiche Struktur wie Anthracen und zeigt ein Absorptionsspektrum, das im wesentlichen mit dem des Anthracens identisch ist. Analog wurde für ein anderes Hydrierungsprodukt die Struktur II erschlossen aus der Ähnlichkeit ihres Absorptionsspektrums mit dem des Phenanthrens.

Röntgenphysikalische Untersuchungsmethoden finden ebenfalls für analytische Arbeiten Anwendung und vorzugsweise für die Konstitutionsermittlung kristallisierter Stoffe. Aus der Beugung der Röntgenstrahlung im Kristallgitter gewinnen wir Aufschlüsse über die Anordnung der Atome im Kristall (Kristallstruktur) und über die Lage der einzelnen Kristalle in dem untersuchten Werkstoff (Raumstruktur). Die Strukturanalyse ermöglicht eine Bestimmung der Teilchengröße der submikroskopischen Primärteilchen, aus welchen ein Stoff aufgebaut ist (z.B. bei Ruß). Im Oppauer Röntgenlaboratorium sind Einrichtungen vorhanden, um alle Arten von Röntgenaufnahmen anzufertigen, Debey-Scherrer-Aufnahmen, Pasardigramme, Hoch- und Tief-Temperatur-Aufnahmen, Drehkristall- und Rückstrahl-Aufnahmen. Neben der seit Jahren durchgeführten Untersuchung von Katalysatoren und Düngemitteln hat in letzter Zeit die Prüfung von Kunststoffen erhöhte Bedeutung gewonnen. So konnte bei den Superspalyasiden die beim Strecken eintretende Verfestigung durch die Bildung einer Wasserstoffbindung zwischen benachbarten Molekülketten erklärt werden. Mit neuen verfeinerten wissenschaftlichen Methoden studierten Grimm, Brill, Peters und Hermann die Elektronenverteilung an Salzen und Metallen und konnten so die grundlegenden Unterschiede zwischen der homopolaren, heteropolaren, metallischen und von Waals'schen Bindung durch die räumliche Verteilung der Elektronendichte erkennen. Hierzu liegen Untersuchungen vor an Kochsalz, Diamant, Magnesium und Hexamethylentetrazin.

Verschiedene Untersuchungen unseres Herrn Dr. Hochheim über das Reflexionsvermögen der Metalle führten zu einem Verfahren zur Herstellung von Metallspiegeln auf Glas durch Verdampfung im Hochvakuum. Die von ihm eingeführte Hochheim'sche Legierung bot gegenüber den bis dahin benutzten Silber wesentliche Vorteile. Heute werden Metallspiegel nach diesem Verfahren im grossen Umfang bis zu Abmessungen von 2 m Ø betriebsmässig hergestellt.

Im Anschluss an ausländische Vorarbeiten beschäftigten wir uns auch mit der Verdampfung von Salsch in Hochvakuum. Eine mit einer sehr dünnen Salzsäure beschichtete Glasplatte zeigt eine erhebliche Steigerung ihrer Lichtdurchlässigkeit in Verbindung mit I. G. Wolfen und Camerawerk München bemühen wir uns um die Einführung dieser "Lichtbaren Gläser" bei der Konstruktion lichtstarker optischer Geräte.

Durch die Arbeiten von Dr. Hochheim wurde die Eignung des aus Eisenacetyl hergestellten Eisenpulvers für die Herstellung von Masskernen für Pupinpulven erkannt. Seitdem wird die Eisenpulverfabrik Op. von uns bei der Herstellung und Prüfung ihrer Eisenpulversorten E und H laufend beraten, und in Zusammenarbeit mit zahlreichen auswärtigen Firmen wurden diese Pulver in die elektrische Nachrichtentechnik eingeführt. Als Masskerne für Pupinpulven spielen sie in der Fernsprech- und Fernmeldetechnik eine grosse Rolle, und als Masskerne mit geringen Verlusten haben sie für die drahtlose Telephonie und die Rundfunktechnik sehr grosse Bedeutung erlangt.

Von den katalytischen Arbeiten im Physikalischen Laboratorium Op. erwähnen wir nur die NH_3 -Synthese mit extrem reinen Gasen. Durch das Studium der Vergiftung von Ammoniakkatalysatoren durch H_2S , PH_3 , O_2 und CH_4 gewannen wir neue Erkenntnisse über die optimale Zusammensetzung eines Katalysators für den Ammoniakprozess, der jetzt unter betriebsmässigen Bedingungen erprobt werden soll. Neuere Untersuchungen über die Katalyse wurden mit Hilfe der Emanationsmethode ausgeführt, um Aufklärung über die inneren Oberflächen von Katalysatoren oder Trägersubstanzen für Kontakte zu gewinnen.

Aus vakuumtechnischen Arbeiten entstand im Laufe der Zeit eine umfangreiche Apparatur zur Molekulardestillation hochsiedender, wärmeempfindlicher Stoffe, die gegenwärtig für die Erzeugung von Apizenzien benutzt wird. Apizenzien sind Minerale mit äusserst niedrigem Dampfdruck, die in physikalischen Laboratorien, in der Röhren- und Fernsichttechnik, zum Betrieb von Diffusionsluftpumpen unentbehrlich geworden sind. Die Methoden der Molekulardestillation werden weiter ausgebaut für Anwendungen in zahlreichen Zweigen der organischen Chemie.

00478

-6-

2) Bericht über das Werk Waldenburg.

Dr. Chr. Beck.

Es würde zunächst über die Entwicklungsgeschichte des Werkes Waldenburg von seiner Erbauung im Jahre 1929 an bis zur völligen Übernahme durch die I.G. am 1.1.40 berichtet. An Hand von Lichtbildern wurden dann die Methanol- und die Witol-Anlage eingehend erläutert.

Die Methanol-Kapazität war zunächst auf 35 000 tate mit Erweiterungsmöglichkeit auf 70 000 tate festgelegt. Der Ausbau auf 70 000 tate wurde im Frühjahr 1940 beschlossen. Für die Synthesegasherstellung wurde das im Oppau ausgearbeitete Verfahren zur Umwandlung von Methan mittels Sauerstoff in ein Gemisch von Kohlenoxyd und Wasserstoff gewählt, das hier zum ersten Mal in großtechnischem Maßstabe durchgeführt wurde und den gehegten Erwartungen entsprochen hat.

Im März 1940 wurde mit den ersten Abbrucharbeiten der alten Maschinenfundamente in Wa 101 und gleichzeitig mit der Montage der von Leuna und Herne übernommenen Lindsapparate begonnen. Im September 1940 begann der eigentliche Neuaufbau in den Hauptfabrikationsräumen mit der Errichtung der Maschinenfundamente. Am 9.1.42 wurde der erste Linds-Apparat in Betrieb genommen. Am 7.3.42 wurde die erste Methanumwandlungsapparatur gezündet zum Trocknen Feuern und Hochheizen. Am 12. Juni 1942 begann das Anheizen des 1. Methanol-Ofens. Am 25. Juni 1942 fiel das erste Methanol an. Bis heute wurden ca. 12 000 t Rohmethanol produziert. Seit 17.1.43 wird mit 2 Methanolöfen gleichzeitig gefahren. Der Bedarf an Koksereisgas mit ca. 2 m³ je kg Rohmethanol und der Stromverbrauch mit ca. 2 kWh je kg Rohmethanol entspricht den Erwartungen.

Im November 1939 war beschlossen worden, durch die Wirtschaftliche Forschungsgesellschaft, Berlin, in unmittelbarem Zusammenhang mit der Methanol-Fabrik der I.G. eine Anlage zur Erzeugung von Toluol aus Benzol und Methanol zu errichten zunächst für eine Produktion von 36 000 tate Toluol. Das Verfahren sollte in Leuna bearbeitet und die Projektierung und der Bau der Anlage durch die Firma Uhde unter der Betreuung des Leunawerkes erfolgen. Die Betriebsführung sollte die I.G. übernehmen, die Wifo sollte aufs engste mit der I.G. zusammenarbeiten. Das Verfahren besteht in der Vereinigung von Benzol und Methanol an einem Phosphorsäure-Katalysator unter einem Druck von ca. 35 Atm. bei 320-360°C. Das dabei entstehende Reaktionsgemisch besteht nach Abtrennung des Reaktionswassers aus ca. 10 % Toluol, 3-4 % Xylol und 1,5 % höher methylierten Benzolen. Der Rest (ca. 85 %) ist Benzol. Aus diesem Gemisch wird durch fraktionierte Destillation Toluol gewonnen. Das Verfahren wurde von Laboratoriumsmaßstab sofort ins Grösse übertragen werden. Die Anlage kostete bisher etwa 15 Mill. RM. Der Bau begann

00473

-7-

im März 1940. Im Juni 1941 wurde der erste Kontaktofen vorgeheizt. Am 18.7.41 fiel das erste Toluol an. Das Verfahren bereitete in der Folgezeit viele Schwierigkeiten. Die Hauptschwierigkeit verursachten Korrosionen durch Phosphorsäure, die an den Ventilen und Ben-Wärmeaustauschern auftraten, die aber durch Einspritzen wässriger Natronlauge behoben werden konnten. Eine zweite beträchtliche Schwierigkeit liegt darin, dass anscheinend geringfügige Abweichungen in der Herstellung des Kontaktes dessen Haltbarkeit und Umsatzfähigkeit stark variieren, wodurch starke Schwankungen in der Produktionshöhe bedingt sind. An der Lösung dieses Problems wird hoch gearbeitet. Der Verbrauch an Rohmaterialien für das Verfahren, besonders der Verbrauch an Methanol ist noch sehr unbefriedigend, was wesentlich mit der schlechten Kontaktqualität zusammenhängt. Die Produktion der Witol-Fabrik beträgt seit Juli 1941 bis heute

ca. 10 400 t Toluol
ca. 3 120 t Xylol
ca. 1 760 t Schwerbenzol.

Zur Schluss wurden noch Angaben über die Höhe der Gefolgschaft und über deren Unterbringung und Verpflegung gemacht.

In der Diskussion wurde von Leuna zugesagt, dass beschleunigt an der Behebung der Kontaktschwierigkeiten gearbeitet werden wird.

00480

-b-

3) Die Methanol, Toluol- und Salpetersäurelage in Deutschland.

Dr. Karl Meyer

Herr Dr. Meyer gibt anhand von Schaubildern einen Überblick über die Erzeugungsziffern der Pulver- und Sprengstoffindustrie seit Kriegsbeginn und den augenblicklichen Produktionsstand, wobei die Sprengstoffseite besonders betont wird. Als hauptsächlich eingesetzter Sprengstoff erscheint das Trinitrotoluol wegen seiner guten Explosivstoffeigenschaften, guten Verarbeitbarkeit und bisher ausreichender Rohstofflage. Hinzu kommen in untergeordneter Menge andere Sprengstoffe, ab 1942 in steigendem Masse Hexogen. Hexogen wird in erster Linie für hochleistungsfähige Spezialmunition und in Ermangelung genügender Trinitrotoluolmengen zum Aufpulvern von Ersatzsprengstoffen immer mehr herangezogen. Ammonsalpeter und Dinitrotoluol als Streckmittel helfen die von der Wehrmacht geforderten Sprengstoffmengen zu erreichen.

Die Produktionszahlen des Weltkrieges 1914/18 wurden stark überschritten. Die Erzeugungsziffern entsprechen der Planung. Das im Sommer 1942 aufgestellte Sofortprogramm sieht eine starke Erhöhung vor, welche über das im Weltkrieg nie erreichte Hindenburg-Programm stark hinausgeht.

Entsprechend den Erfordernissen der Front verlangt die Wehrmacht möglichst sofortige Steigerung der Tri-Erzeugung. Die zur Verarbeitung von 10 000 t Toluol notwendige Tri-Kapazität ist größenordnungsmäßig vorhanden. Nach neuen Angaben sieht die Toluolsituation wie folgt aus:

aus	I. Quart. 1943	II. Quart. 1943	III. Quart. 1943	IV. Quart. 1943	I. Quart. 1944
Kokerien und Gasanstalten	5.500	5.500	5.700	5.800	5.800
Waldenburg	1.500	2.000	2.500	2.800	3.000
Benzol	-	-	-	200	1.200
Methanol	-	-	-	-	800
Holtzen (Heptan)	-	-	-	-	-
Ludwigshafen (Dehydrierung)	-	-	-	-	-

Zusätzlich zu diesen Erzeugungszahlen können Waldenburg und Holten ohne besondere beachtenswerte Neu-Investitionen eine Steigerung erführen, und zwar:

Waldenburg durch Verbesserung des Kontaktes um ca. 800 tona auf insgesamt 3.800 tona und

Holten durch Verarbeitung des im Betrieb Schwärzheide der Ruhr-Chemie anfallenden Keptans um ca. 800 tona auf insgesamt 2.000 tona.

Während der Vorschlag von Professor Martin, Knoch-Quecke, das in Schwärzheide anfallende Keptan in Holten zu verarbeiten, schon zur Durchführung vorgesehen ist, kann der andere Vorschlag dieser Seite, Herausscheiden von 1.000 tona Toluol aus importierten rumänischen Erdöl, der dringenden Forderung nach sofortiger ausreichender Toluolversehung nicht nachkommen. Es wird geprüft, wie weit Xylol und insbesondere Gemische aus Toluol/Xylol für zivile und militärische Sprengstoffe eingesetzt werden können. Die Vorversuche müssen ein gutes Ergebnis erwarten.

Die Besprechung der H2O2-Situation ergibt, dass nach einer überwundenen Mangelzeit im 3. Quartal 1944 jetzt und auch in nächster Zeit genügend Salpetersäure vorhanden sein wird. Eine starke Tri-Steigerung über die ursprünglich geplanten Grenzen hinaus kann aber wieder eine Mangelzeit schaffen.

Die Besorgnisse wegen eines im Jahre 1943 sich ereignenden grossen Fehlbedarfes an Methanol sind schon dadurch, da durch Führerentscheid festgelegt wurde, dass auf Kosten anderer Funktionen die Sprengstoffherstellung immer genügend bedient wird.

Es sind an und für sich sehr grosse Sprengstoffmengen vorhanden, welche sich ergeben, weil die Erzeugungszahlen nur in kurzen Zeiträumen vom jeweiligen Monatsverbrauch überholt wurden. Eine Deckung ist aber auf die Dauer nicht ausreichend, weil diese Mengen auf sehr grosse Frontlinien verteilt sind und sich tatsächlich schon wiederholt in einzelnen Frontlinien verschleppen ergeben haben. Die möglichst sofortige Steigerung der Sprengstoffherzeugung durch grossere Toluolproduktion ist daher die dringendste Forderung.

Diskussion:

Herr Dr. Herold bestätigt, dass die von Herrn Dr. Meyer genannten Toluolquellen seitens Waldenburg wirtschaftlich gefertigt werden und keine ernstlichen Kontaktsschwierigkeiten mehr bestehen.

Herr Dr. P i e r erkennt, dass schon mehrere den verantwortlichen Stellen ausführlich dargelegt wurde, dass aus der Druckhydrierung mehrere tausend tona Toluol herangezogen werden können. Hierbei braucht keine Qualitätsverminderung zu

Treibstoffes, wohl aber eine mengenmäßige Mischung untergeordneter
Gründe in Kauf genommen zu werden.

Trinitroäthylbenzol wurde seinerzeit als nicht den Anforderungen
entsprechend von Faffenast abgelehnt. Äthylbenzol könnte aber
sofort in größeren Mengen hergestellt werden, wenn Benzol frei-
gegeben wird. Herr Dr. Meyer hat es übernommen, diese Frage
sowie den Einsatz von Klyol und dessen Gemischen zu klären.

Es gewisse Aussicht besteht, dass bei dem neuen Verfahren vor
Dr. Kniffler, welches eine Verbindung des K- und E-Verfahrens dar-
stellt, eine weitere bessere Methanolausbeute gegenüber dem
SH-Verfahren erreicht wird, wurde vereinbart, dass im Interesse
der Gesamtliga die Waage jede Unterstützung der I.G. und der
Dynamit A.G. erhalten wird.

4) Die Herstellung von Brikettmittel aus Hydrirückständen, insbesondere unter dem Gesichtspunkt einer Verbindung zwischen Hydrirung und Schwelung

Dr. Pühr

Zusammenfassung.

Es werden die Verfahren zur Herstellung von Brikettmittel aus Hydrirückständen, wie Abschläm- oder Schleuderschlacke, und die Erzeugung derselben durch milde Hydrirung als der sogenannten "anhydrierten Kohle" = "Anko" beschrieben, wobei die Brikettmittel als solche an fremde Betriebe (Arbeitsweise Scholven) abgegeben oder im eigenen Betriebe zur Herstellung von Schwelbriketts verwendet werden, aus denen durch Veranschmelzung neben dem Schwelteeisen und Schwelöl aus den Rückständen Schwelkoks für die Wassergas-erzeugung (Arbeitsweise Gleichstrom) gewonnen werden kann. Sondern kann die Rückständeaufarbeitung einer Hydrirung mit einer Schwelung in sinnvoller Weise zur Erzeugung von Schwel-Porankoks vereinigt werden.

Die Herstellung von anhydrierter Kohle kann mit der hydrirenden Verarbeitung des Schwelteeisens, insbesondere des nach Abtoppen des Mittellages verbleibenden Dichteeisens, in der Weise kombiniert werden, dass der Dichteeisen zum Anhalten der Kohle benutzt und der entstehende Kohlebrei auf Mittellage und anhydrierte Kohle für Brikettzwecke hydririert wird, so dass hierbei eine zweifache Kombination zwischen Hydrirung und Schwelung mit besonders gutem Wirkungsgrad erzielt wird.

Bei der Verwendung dieser Hydrirungsprodukte, insbesondere der anhydrierten Kohle als Brikettmittel, kann man nichtbeckenartige Kohle über die Brikettierung und Veranschmelzung ein Leuchtgas mit ähnlichen Eigenschaften wie der Leuchtgasprodukt erzeugt werden, der für Zündgas-Generatoren zur Erzeugung von Wassergas oder auch für Hochdruckzwecke brauchbar sein dürfte.

Die Möglichkeit der Herstellung von Brikettmittel aus Hydrirückständen sowie die Erzeugung von anhydrierter Kohle sind in Grossversuchen erwiesen; Scholven liefert seit April d. Jhr. in technischem Maßstabe getropften Abschläm als Brikettmittel, mit welchem in laufenden Betriebe Briketts hergestellt werden.

Die Erzeugung der Schwelbriketts und deren Veranschmelzung wurde ebenfalls in sämtlichen bekannten Schwelofensystemen bilanzmäßig in technischem Maßstabe durchgeführt.

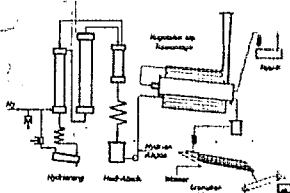
Auf Grund dieser Ergebnisse wurden im Vergleich mit den von Reichamt für Wirtschaftsausbau erhaltenen, mit Russkohle durch-

geführten Bilanzversuchen Wirtschaftlichkeitsberechnungen, auf ISO-Grundlage aufgestellt, wonach bei den entsprechenden Syndikatskohlepreisen für Rußkohle (18,65 RM + 1.-- RM Fracht) und Brikettkohle (11,37 RM + 1.-- RM Fracht) das mit am hydrirtesten Kohle oder Hydrirückständen erzeugte Forakoke mit 16,72 RM / t am billigsten ist, Rußkoke mit 17,59 RM / t bzw. 20,09 RM / t preislich in der Mitte liegt, während der Forakoke unter Verwendung von Sulfitablauge als Brikettiermittel mit 23,11 RM / t am teuersten zu stehen kommt.

Von den Schmelzöfen zeigen die Spilgasöfen mit 22.-- RM / tate Kohledurchsatz die niedrigsten Anlagekosten, während die übrigen Schmelzöfen um 10.-- bis 18.-- RM / tate Kohledurchsatz höhere Anlagekosten zeigen. Bei der hydrirerzweigigen Weiterverarbeitung des Schmelztees ist demnach den Spilgasöfen wegen ihrer niedrigen Anlagekosten, ihrer grossen Durchsatzleistungen und der leichten Hydrirbarkeit des hierin gewonnenen Teeres der Vorzug zu geben.

Die Erzeugung von Qualitätskoke über das kombinierte Hydrir-Schmelz-Verfahren hat bei der nachgewiesenen guten Wirtschaftlichkeit auch vom allgemein-wirtschaftlichen Standpunkt aus grösste Bedeutung, da auf diesem Wege die nichtbackenden Kohlen - insbesondere in Oberschlesien und Lothringen - auf Generator- und Hochofenkoke verarbeitet werden können, wodurch mit den geringeren Vorzügen an Kokekohle sparsamer gearbeitet werden kann. Für die Hydrirung selbst dürfte durch die Verarbeitungsmöglichkeit der Rückstände mit hohem Asphaltgehalt eine breitere Kohlenbasis geschaffen werden.

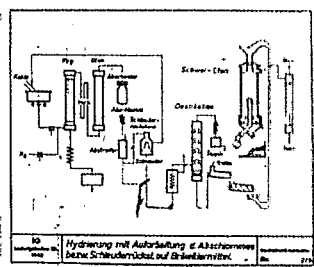
Der bei der Hydrirung von Kohle anfallende Abschleiss wird in der Weise aufgearbeitet, dass derselbe nach Verdünnen mit Schwefel geschleudert und der Schleuderrückstand in Schnecken- oder Kugelöfen abgeschwilt wird. Hierbei darf ein gewisser Asphaltgehalt nicht überschritten werden, worauf die Bedingungen in der Hydrirung, die Auswahl der Kohle und des Kontaktes eingestellt werden müssen. Bei Vergrößerung der Durchsätze oder Abänderung sonstiger Hydrirbedingungen entstehen asphaltreichere Rückstände, die durch Toppen bis zu einem Erweichungspunkt von etwa 70 bis 90°C gute Brikettiermittel für die Herstellung von Industrie- oder Schmelzbriketts ergeben. Nach diesem Verfahren verarbeitet Scholven einen Teil seines Hydrirabschleisses und gibt zur Zeit etwa 2 500 t dieses Brikettiermittel an fremde Betriebe ab, wobei eine entsprechende Menge Pech freigesetzt wird, das auf Grund seines niedrigen Aschegehaltes auf Elektrodenkoke verarbeitet wird. Die Einzelheiten der Arbeitsweise sind aus der folgenden Abbildung zu erkennen.



Anlage zur Gewinnung von Briquettmittel aus Hydratationsschlamm (Schlamm)

Bei der Abgabe des Briquettmittels an fremde Betriebe geht ein Teil des gewinnbaren Öles verloren, so dass zur Einhaltung der Ölleistung eine Erhöhung des Durchsatzes (um 5, bis 7 %) vorgenommen werden muss.

Sofern der getroppte Abschlämme oder Schleuderrückstand für die Herstellung von Schwalzbriketts benutzt wird, die im eigenen Betriebe verschmolzen werden, entsteht kein Ölverlust, so dass diese Arbeitsweise als vollwertiges Rückstandsaufbereitungsverfahren angesehen werden kann. Dieses Verfahren soll in der Hydratation-Bleichammer nach der in der nachfolgenden Abbildung gekennzeichneten Weise durchgeführt werden.



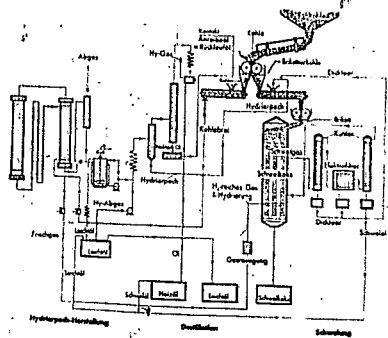
Hydratation mit Aufbereitung & Abschleppen des Schleuderrückstandes auf Briquettmittel

Die Kokerzeugung aus Schmelbriketts hat für die Herstellung von Qualitätskoks für die Wassergaszeugung und für Hochofenzwecke größte Bedeutung, doch werden nur gute Ergebnisse bei der Verwendung von bituminösen Bindemitteln, wie Pech, Schmelzpech, Hydrierpech oder dergleichen erzielt, die aber für diesen Zweck nicht zur Verfügung stehen. Es wurde nun gefunden, dass man durch milde Hydrierung von Braun- oder Steinkohle ein pechartiges Produkt erhält, das gute Brikettseigenschaften zeigt. Dies kann in der Weise hergestellt werden, dass

- 1.) die Kohle mit Mittelöl angepasst und der milden Hydrierung unterworfen wird, d.h. mit grossen Durchsätzen oder niedrigen Temperaturen hydriert wird. Das Öl wird aus dem Hydrierprodukt abdestilliert und kehrt in den Kreislauf zurück, während der Rückstand die anhydrierte Kohle - Anko, das Brikettmittel darstellt.
- 2.) kann die Kohle auch mit dem Schmelzpech angepasst werden und in gleicher Weise der Hydrierung unterworfen werden, wobei der Teer zu Mittelöl und Mittelöl aufgespalten wird und die anhydrierte Kohle das Brikettmittel darstellt.

Letztere Arbeitsweise ist besonders günstig, weil die Verarbeitung des Schmelzpeches und die Herstellung des Brikettmittels im gleichen Prozess durchgeführt werden kann. Die Einzelheiten dieser Arbeitsweise gehen aus der nachstehenden Abbildung hervor.

Anlage zur Herstellung von Heizöl u. Schmelzkoks durch Schwelen von Kohle mit Hydrierpech (Hykoks-Verfahren)



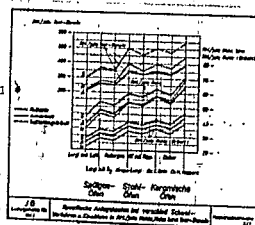
Die Zusammensetzung der aus getopptem Abschlämmschlamm und anhydrierter Kohle hergestellten Briquetts wird im Gegensatz der folgenden Zahlenreihe hervorgehoben. Zum Vergleich wurde die Zusammensetzung eines Briquettschlammes gegenübergestellt.

Briquettschlamm	Schwefelkohle	Schwefelkohle	Schwefelkohle		Schwefelkohle
			1. Klasse	2. Klasse	
Wasser	99	84,7	11,0	11,0	
Große Bruchstücke	71,1	63,1	78,1	77,7	
Fein in Fein	28,1	32,8	21,9	22,3	
Erweichungspunkt	11	11,4	12,7	12,7	11,0
Erweichungspunkt	20	18	7	8	11,0
Verhalten bei Schmelzen	1,4	1,4	1,4	1,4	
Verhalten bei Schmelzen	1,4	1,4	1,4	1,4	
Wasser nach Fein	21	21,3	21,3	21,3	21,3
Wasser nach Fein	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7

Eine eingehende Untersuchung der für dieses Verfahren geeigneten Kohlen ergab, dass alle nichtbackenden, feinkörnigen Kohlen wie Gasflammkohle und Flammkohle mit Backzahlen zwischen 5 und 15 (O/S-Methode) für die Herstellung von festem Schmelzkoks geeignet sind, wodurch als Briquettmittel mit einem Erweichungspunkt von etwa 70 bis 80°C getopptem Abschlämmschlamm und anhydrierter Kohle eine Menge von 7 bis 8% und bei getopptem Schlamm mit einem Erweichungspunkt von 10 bis 14% notwendig ist. Bei Kohlen mit einer Backzahl unter 5 (O/S-Methode) müssen die Zuschlagenteile entsprechend gesteigert werden. Es empfiehlt sich, den nicht backenden Kohlen einen Zusatz von Magerungemittel bis zu 12 bis 16% Kokslein und einen Zusatz von Backkohle in etwa der gleichen Größenordnung zuzugeben. Die Trommelhärte der hierbei erhaltenen Schmelzkoks beträgt 70 bis 80%, er ist sowohl in Bezug auf die Trommelhärte als auch in den sonstigen Eigenschaften als Hochofenkoks brauchbar. Der Gehalt an flüchtigen Bestandteilen beim Schmelzkoks für Generatoren und Hochöfen soll nach Möglichkeit 3% nicht überschreiten. Durch eine Nachentgasung des Schmelzkoks im unteren Teil der Schmelzofen auf etwa 850°C ist dies leicht zu erreichen.

Die Versenkung der mit den Hydrierprodukten hergestellten Schmelzkohle kann in allen Schmelzöfen, insbesondere auch im Spitzgasofen durchgeführt werden, der besonders Vorteile bei der Größ-

erzeugung von Schmelkoks bieten dürfte. Es wurden in den verschiedenen Schweiß-Bilanzversuche mit Mengen von 20 bis 100 t durchgeführt, und auf Grund dieser Bilanzversuche wurden die Koks-Gestehpreise auf ISO-Grundlage errechnet. Hierbei ergibt sich, dass die spezifischen Anlagekosten pro Jato Einsatzprodukt bei der Nusskohle mit 22,1 RM am billigsten und mit 28,5 RM bei Sulfitaubleugebriketts am höchsten liegen. Die Koks-erzeugungspreise bei einem gleichen Kohle-Einsatzpreis von 14,25 RM + 1.--RM Fracht liegen beim Lurgi-Spülgasofen bei 17,59 RM / t für Nusskohle, 21,18 RM / t für Anko-Briketts und 27,75 RM / t für Sulfitaubleugebriketts. Für die Brikettierung können aber feinere Kohlen-sortenanteile, und zwar Feinkohle bis Nuss IV benutzt werden, die mit dem Syndikatskohlepreis von 11,37 RM + 1.--RM Fracht eingesetzt, einen Kokspreis von 16,72 RM / t bei Anko-Briketts und 23,11 RM / t bei Sulfitaubleugebriketts ergeben. In der beiliegenden Kurventafel und Zahlentafel sind die spezifischen Anlagekosten und die Koks-Herstellungskosten wiedergegeben.



Beschreibung	Spülgas-Verfahren		Anko-Ofen		Keramische Ofen	
	1920	1925	1920	1925	1920	1925
Kosten für gleiche Koksgröße 1000 t bei 1000 t Kohle	17,59	21,18	22,10	23,11	27,75	28,50
Kosten für gleiche Koksgröße 1000 t bei 1000 t Kohle (mit Fracht)	18,59	22,18	23,10	24,11	28,75	29,50
Kosten für gleiche Koksgröße 1000 t bei 1000 t Kohle (mit Fracht) (mit Nuss IV)	16,72	20,32	21,10	22,11	26,75	27,50
Kosten für gleiche Koksgröße 1000 t bei 1000 t Kohle (mit Fracht) (mit Nuss IV) (mit Sulfitaubleugebriketts)	16,72	20,32	23,11	24,11	28,75	29,50

Diese Koks-erzeugungskosten werden bei Preisen für Holzöl von RM 120.-- pro t und für Pech von RM 45.--/t erzielt. Als wichtigstes Ergebnis kann festgestellt werden, dass nach diesem Verfahren aus nicht backender Kohle ein qualitativ sehr guter Koks zu einem günstigen Preise hergestellt werden kann, der voraussichtlich für die Wassergas-herstellung und für Hochofenzwecke Verwendung finden kann. Sonach dürfte dieses Verfahren für die Verarbeitung der in Lothringen und Oberschlesien vorkommenden nicht backenden aber teerreichen Gas-Flamm- und Flammkohlen in Frage kommen, das, wie

auf der nachfolgenden Zusammenstellung über Förderung, Vorrat und Beschaffenheit der Kohlen hervorgeht, für die neuen 100 Jahre in Westen und Osten größte Bedeutung hat.

Verde und Gewinn der Bergwerke in Ostpreußen
Jahr 1924

Bergwerk	Förderung		Vorrat	Beschaffenheit
	1923	1924		
1. Bismarck	10000	12000	1000	1. Klasse
2. ...	8000	9000	800	2. Klasse
3. ...	6000	7000	600	3. Klasse
4. ...	4000	5000	400	4. Klasse
5. ...	2000	3000	200	5. Klasse
6. ...	1000	1500	100	6. Klasse
7. ...	500	800	50	7. Klasse
8. ...	200	300	20	8. Klasse
9. ...	100	150	10	9. Klasse
10. ...	50	80	5	10. Klasse
11. ...	20	30	2	11. Klasse
12. ...	10	15	1	12. Klasse
13. ...	5	8	0,5	13. Klasse
14. ...	2	3	0,2	14. Klasse
15. ...	1	2	0,1	15. Klasse
16. ...	0,5	0,8	0,05	16. Klasse
17. ...	0,2	0,3	0,02	17. Klasse
18. ...	0,1	0,2	0,01	18. Klasse
19. ...	0,05	0,1	0,005	19. Klasse
20. ...	0,02	0,03	0,002	20. Klasse
21. ...	0,01	0,02	0,001	21. Klasse
22. ...	0,005	0,01	0,0005	22. Klasse
23. ...	0,002	0,003	0,0002	23. Klasse
24. ...	0,001	0,002	0,0001	24. Klasse
25. ...	0,0005	0,001	0,00005	25. Klasse
26. ...	0,0002	0,0003	0,00002	26. Klasse
27. ...	0,0001	0,0002	0,00001	27. Klasse
28. ...	0,00005	0,0001	0,000005	28. Klasse
29. ...	0,00002	0,00003	0,000002	29. Klasse
30. ...	0,00001	0,00002	0,000001	30. Klasse
31. ...	0,000005	0,00001	0,0000005	31. Klasse
32. ...	0,000002	0,000003	0,0000002	32. Klasse
33. ...	0,000001	0,000002	0,0000001	33. Klasse
34. ...	0,0000005	0,000001	0,00000005	34. Klasse
35. ...	0,0000002	0,0000003	0,00000002	35. Klasse
36. ...	0,0000001	0,0000002	0,00000001	36. Klasse
37. ...	0,00000005	0,0000001	0,000000005	37. Klasse
38. ...	0,00000002	0,00000003	0,000000002	38. Klasse
39. ...	0,00000001	0,00000002	0,000000001	39. Klasse
40. ...	0,000000005	0,00000001	0,0000000005	40. Klasse
41. ...	0,000000002	0,000000003	0,0000000002	41. Klasse
42. ...	0,000000001	0,000000002	0,0000000001	42. Klasse
43. ...	0,0000000005	0,000000001	0,00000000005	43. Klasse
44. ...	0,0000000002	0,0000000003	0,00000000002	44. Klasse
45. ...	0,0000000001	0,0000000002	0,00000000001	45. Klasse
46. ...	0,00000000005	0,0000000001	0,000000000005	46. Klasse
47. ...	0,00000000002	0,00000000003	0,000000000002	47. Klasse
48. ...	0,00000000001	0,00000000002	0,000000000001	48. Klasse
49. ...	0,000000000005	0,00000000001	0,0000000000005	49. Klasse
50. ...	0,000000000002	0,000000000003	0,0000000000002	50. Klasse
51. ...	0,000000000001	0,000000000002	0,0000000000001	51. Klasse
52. ...	0,0000000000005	0,000000000001	0,00000000000005	52. Klasse
53. ...	0,0000000000002	0,0000000000003	0,00000000000002	53. Klasse
54. ...	0,0000000000001	0,0000000000002	0,00000000000001	54. Klasse
55. ...	0,00000000000005	0,0000000000001	0,000000000000005	55. Klasse
56. ...	0,00000000000002	0,00000000000003	0,000000000000002	56. Klasse
57. ...	0,00000000000001	0,00000000000002	0,000000000000001	57. Klasse
58. ...	0,000000000000005	0,00000000000001	0,0000000000000005	58. Klasse
59. ...	0,000000000000002	0,000000000000003	0,0000000000000002	59. Klasse
60. ...	0,000000000000001	0,000000000000002	0,0000000000000001	60. Klasse

Bericht

über die Ölversorgung in Ruess am 22. Dezember 1957.

	<u>Seite</u>
1) Absatz- und Marktlage für Benzin	3 - 5
2) Neuaus- Entwicklung auf dem Gebiet der Hydrierung	6 - 15
3) Die Entwicklung der Sonderstoffe für die Hochdruckapparaturen	17 - 20
4) Bau von Hydrierungsanlagen und ihre Vereinfachungen	21 - 45
5) Bedienung und Stand der Hochdruck-Verarbeitung in Ruess	46 - 48
6) Die Ölindustrie in Amerika	49

Anwesend waren nachstehende Herren:

Von Berlin: Benn, Fahr, Fischer, Oster, Kretschmann,
Rötger

" Bitterfeld: Burgin, Lang

" Frankfurt: Dencker, ter Meer, Strud

" Halle: Scharf, Steffenhagen

" Höchst: Jähne, Staib

" Köln: Sachmann

" Leuna: Büterisch, v. Felbert, Henning, Langheinrich, Sauer,
Schneider, v. Staden, Strombeck, Walder, Willroth,
Wyszomirski

" Leverkusen: ---

" Ludwigshafen: Ambros, Böckler, Duden, Pier, Simon, Ströbele,
Wurster

" Oppau: Bals, Fahrenhorst, Goldberg, Grimm, Krauch, Lappe,
Ad. Müller, Müller-Gunrad, Schliephake

" Piesteritz: Ritter

" Wolfen: Petersen

Absatz- und Marktlage für Benzin.

Fischer:

Der Benzin-Absatz in den Monaten Januar bis November 1937 betrug im Vergleich zum Vorjahr in Tonnen:

	Jan./Nov. 1937	Jan./Nov. 1936	Steigerung
über Gasolin	127 500	119 500	8 000
" DAFG	82 900	59 400	23 500
" Rhnania	80 600	60 600	20 200
als Flugbenzin	48 800	60 000	- 11 200
Insgesamt:	340 000	299 500	40 500

Die Aufgabe der Gasolin ist es, innerhalb ihrer Kartellquote den Verkauf so zu steuern, dass sie die erlöstarken Geschäfte fördert. Die Bemühungen, welche eine Steigerung des Anteils der Zapfstellenumsätze am Gesamtgeschäft bestraben, sind erfolgreich gewesen, wie die folgenden Zahlenvergleiche zwischen Gasolin und den andern vier grossen Benzingesellschaften zeigen:

Zapfstellen-Durchschnitts-Umsätze in Liter pro Pumpe und Monat:

	1932	1937
Gasolin	1 398	3 429
DAFG	1 102	1 825
Rhnania	1 251	2 359
BY	2 551	3 676
Olex	1 166	1 847

Zapfstellen-Gesamtumsatz 1937
in % des Zapfstellen-Gesamtumsatzes 1932.

Gasolin	255
DAFC	165
Rhenania	189
BV	212
Olex	158

Prozentualer Anteil des Zapfstellen-
geschäfts am Gesamtgeschäft

	1932	1937
Gasolin	38	60
DAFC	74	64
Rhenania	60	57
BV	52	59
Olex	53	47

Diese günstige Entwicklung wurde erreicht, obwohl die behördlichen Bestimmungen (Zapfstellenerrichtungsverbot, Einschränkung der Werbung u.a.m.) hemmend wirkten. Der hohe Anteil der Zapfstellenumsätze am Gesamtgeschäft ist besonders bemerkenswert, wenn die Anzahl der auf ein Quotenprozent entfallenden Zapfstellen bei den grossen Benzingesellschaften miteinander verglichen werden.

Zapfstellenanzahl pro Quotenprozent

Gasolin	445
DAFC	850
Rhenania	600
BV	385
Olex	640

Erhöhung des Zapfstellenumsatzes und Steigerung des Propärgeschäftes haben eine günstige Gestaltung des Netto-Erlöses bewirkt. Wenn dieser aus den bekannten Gründen auch noch unter den Erlösen liegt,

welche die I.G. von DAFG und Rhénania ausgeschüttet erhält, so ist doch die ständige Erlösverbesserung beachtlich.

Durchschnittserlös der I.G. aus Gasolin-Verkäufen

1935	23,3 Pf./kg
1936	25,8 Pf./kg
1937	27,1 Pf./kg

Das Treibgasgeschäft hat sich im Jahr 1937 ausserordentlich günstig entwickelt. Die Gasolin verkaufte neben der Erzeugung der I.G. auch noch einen grossen Teil der BRABAG-Erzeugung. Der Treibgasabsatz der Gasolin betrug 1937 etwa 13 000 Tonnen von der I.G. direkt verkauft wurden 14 760 aus dieser Gesamtmenge von 27 760 Tonnen stammen aus der Leuna-Erzeugung 25 170

Es soll versucht werden, im Jahr 1938 entsprechend der steigenden Erzeugung eine Verdoppelung des Umsatzes zu erreichen.

2) Neuere Entwicklung auf dem Gebiete der Hydrierung. Dr. Fib.

Verdünnter Katalysator.

Für die Entwicklung der Hydrierung in der letzten Zeit waren einerseits autarkische und wehrpolitische Bestrebungen günstig, andererseits ist sie aber durch neue Erkenntnisse und neue Versuchsergebnisse auf dem Hydriergebiete bedingt. So brachte vor allem der sogenannte "verdünnte Kontakt" bei der Gasphase Hydrierung wesentliche Fortschritte. Aus der Tatsache, daß man mit seiner Hilfe Benzine erhält, die um 5-10 Einheiten bessere Oktanzahl und überdies höhere spezifische Gewichte haben als die bisherigen 5058-Benzine, wird durch seine Einführung eine weitgehende Streckung der Wolframbasis erreicht, was in der jetzigen Devisenknappen Zeit ebenfalls von großer Bedeutung ist. Infolge der Verdünnung des neuen Katalysators mit vorbehandelter Bleicherde und infolge seines geringeren Schuttgewichtes beträgt bei ihm die im Liter Katalysatorraum befindliche Gewichtsmenge Wolfram nur ca. 3% derjenigen beim konzentrierten Katalysator 5058. Erwähnt sei, daß in ganz entsprechender Weise ein Molybdän-Katalysator hergestellt werden kann.

Um die Aktivität der verdünnten Katalysatoren aufrecht zu erhalten, ist es nötig, eine bestimmte Schwefelkonzentration im Reaktionsraum aufrecht zu erhalten. Auch dann ist die Anwendung des verdünnten Katalysators nicht ohne weiteres für alle Produkte möglich, da er gegen Phenole und Stickstoffverbindungen empfindlich ist. Bei Erdölfraktionen ist er direkt anwendbar, bei Braun- und Steinkohlprodukten müssen zuvor die Phenole entfernt

werden. Man erreicht dies z.B. durch eine Vorbehandlung oder eine Vorhydrierung des Mittelbleies mittels des konzentrierten Katalysators (5058). Die Anwendung von zwei Katalysatoren hat für den Betrieb gewisse Nachteile. Man ist deshalb wenigstens bei den Braunkohlenteermittelbleien - auf Grund von Versuchen in Ludwigshafen dazu übergegangen, auch in der Vorhydrierungsstufe den verdünnten Katalysator anzuwenden. Eine direkte Hintereinanderschaltung des Vorhydrierkatalysators und des Benzinierungs-katalysators ist nicht ohne weiteres möglich, da auch der in den Gasen der Vorhydrierstufe enthaltene gebundene Sauerstoff und Stickstoff den verdünnten Katalysator in der Benzinierungsstufe schädigt. Man muß daher eine Schaltung von Vorhydrierungs- und Benzinierungsöfen wählen, bei der die in der Vorhydrierung entstehenden schädlichen gasförmigen Anteile vom Produkt abgetrennt werden, sodaß diese nicht in den Benzinierungsöfen gelangt.

Die Tatsache, daß man mit Hilfe des verdünnten Katalysators Benzine mit besserer Oktanzahl erhält, gibt die Möglichkeit zur Herstellung von Fliegerbenzinen. Die Standard Oil Co. und die IOI stellen solche Fliegerbenzine her; die Standard Oil Co. macht mittels des verdünnten Katalysators aus ausgewählten, wasserstoffarmen Erdölprodukten Fliegerbenzin mit O. 2175-77 (nach Zusatz der zulässigen Menge Bleitetraäthyl 89); die IOI stellt aus Steinkohlenmittelblei Fliegerbenzin mit O. 2173 (mit Blei 87,5) her.

Deutsche Anlagen.

In Leuna konnte die alte Aromatisierung abgestellt werden, da man durch die Einführung des verdünnten Katalysators auf bes-