

berem Wege genügend klopfbares Benzin erhält. Zunächst waren einige technische Schwierigkeiten zu überwinden: der Katalysator kam bei der hohen Gasgeschwindigkeit zum "Tanzen", es trat Abrieb ein und Verschlechterung des Wärmeüberganges im Regenerator, eine Schwierigkeit, die sich (z.B. auch nach Erfahrungen der IOI mit selbst hergestelltem 5058) durch Fahren von oben nach unten beheben läßt.

Scholvern, die erste deutsche Steinkohlensydrieranlage, geht sehr gut und hat im Oktober erstmals seine volle Produktion erreicht. Derzeit ist die Produktion etwas geringer, was mit den Erweiterungsumbauten zusammenhängt; die Anlage wird z.Zt. von 125 000 t/Jahr auf 200 000 t/Jahr Benzinerzeugung erweitert. Anfangsschwierigkeiten durch Korrosion in den Vorheizern sind durch Einbauten und Verstärkung der Bögen mit bestimmten Materialien behoben. Bei den Kugelbren in der Rückstandsaufarbeitung sind mit der Einführung leichterer Füllkörper und durch Einhaltung niedrigerer Temperatur ebenfalls die Schwierigkeiten überwunden. Kleine Störungen verursachen noch Staubsätze an einer Trennwand, doch werden diese vom Betrieb selbst als überwindbar bezichnet.

Man kann also feststellen, das man die Verflüssigung junger Steinkohlen jetzt ebenso gut beherrscht wie die Hydrierung der Braunkohle. Bei älteren Steinkohlen, wie sie die IOI z.B. verarbeitet, machen bei 300 atm. Arbeitsdruck die Asphalte noch Schwierigkeiten; man wendet daher für ältere Kohlen zweckmäßigerweise höhere Drucke an. Dadurch wird die Menge an Asphalten verringert und außerdem kann man mit höheren Durchsätzen arbeiten. Für die höheren Drucke sind die Anlagekosten z.Zt. noch verhältnismäßig

hoch, doch werden diese im einzelnen noch überprüft und zu senken versucht.

Eine zweite Steinkohlehydrieranlage, und zwar für 600-700 atm. Druck, ist bei der Gelsenberg Benzol A.G. im Bau.

Bei der Brabag sind zwei Hydrieranlagen in Böhlen und in Magdeburg in Betrieb, die Braunkohlenschwefelteeer verarbeiten. In beiden Anlagen ist der verdünnte Katalysator seit längerer Zeit eingeführt worden und hat sich sehr gut bewährt. So ist in Böhlen durch die Einführung des neuen Katalysators die Oktanzahl des Autobenzins von 58-59 auf ca. 65 gestiegen und das spezifische Gewicht von 0,716 auf 0,734. Dabei ist eine Wasserstoffersparnis von über 10% eingetreten. Das Benzol kann außerdem jetzt höher abgeschnitten werden, was sich auf die Ausbeute günstig auswirkt.

Im Bau sind in Deutschland, außer Gelsenberg, noch folgende Hydrieranlagen:

- 1) bei der Brabag in Zeitz, eine Anlage, in der aus Braunkohlenschwefelteeer nach dem TTH-Verfahren Schmieröl und Dieselöl hergestellt werden sollen.
- 2) bei Wintershall in Lützkendorf, eine Anlage, in der im Anschluß an eine Fischer-Anlage Steinkohlenteer mittelöl zusammen mit Kogasin auf ein klopfestes Benzol verarbeitet werden soll.

Geplant sind dann noch eine Anlage zur Hydrierung von Preussischer Braunkohle, deren Bau aber noch nicht entschieden ist, und eine Anlage bei Stettin, die Erdölkrackrückstände verarbeiten soll. Bemerkenswert ist, daß man aus Krackrückständen Benzol mit ähnlich gutem Klopfwert erhält wie aus der Steinkohleverflüssigung.

Neuere technische Entwicklungsmöglichkeiten

Erwähnt sei hier:

- 1) Ein Versuch, die Hochdrucköfen durch leichter zu beschaffende Röhren zu ersetzen, der in Ludwigshafen mit Steinkohle praktisch durchgeführt wurde. Dabei ergab sich, daß man wohl gleich gute Leistungen erzielen konnte, daß aber der Asphaltabbau schlechter war bzw. daß man, um gleichen Asphaltabbau zu erreichen, geringere Durchsätze wählen mußte.
- 2) Der abgenannte Mehrlagenbehälter (der zuerst von einem Amerikaner empfohlen wurde) bei dem die Röhre aus mehreren Lagen Blech, deren Schweißnähte gegeneinander versetzt sind, hergestellt werden. Es wird jetzt bei der I.G. viel darüber gearbeitet, und es besteht die Möglichkeit, auf diese Weise Ersatzbehälter, zum mindesten für kalte Gefäße, zu bekommen.

Verwandte Gebiete

Bei der Treibstoffversorgung Deutschlands aus einheimischen Rohstoffen steht in Wettbewerb mit der Hydrierung zunächst einmal das Schweien, dessen Anwendung jedoch durch die Absatz- und Verwendungsmöglichkeit des anfallenden Schwelkokes begrenzt ist; dann die Kohlextraktion, das sogenannte Pott-Verfahren. Nach Abschluß eines Vertrages mit Pott wurde kürzlich eine Anlage für Kohlextraktion und anschließende Hydrierung des Extraktes bei 600 atm. Druck in Betrieb genommen. Vorerst wird aber dort bei 450 atm. Fech. hydriert,

da die

Extraktion der Kohle noch nicht in Betrieb ist. Weiter ist das Ude-Verfahren zu erwähnen, bei dem durch schwache Hydrierung von Kohlen ein sogenanntes Primärbitumen gewonnen wird. Vor kurzem ist es zwischen Ude und der I.G. auch zu einer Regelung gekommen. Weiter hat auf Grund des Varga-Patentes (Schwefelsubstanz) die Hig Interessen auf dem Hydriergebiet, ohne daß bisher eine Einigung stattgefunden hätte. Die Hig ist zwar von unseren Patenten abhängig, hat aber in Deutschland ein eigenes Patent bekommen. In technischem Maßstabe wird nach diesem Verfahren nicht gearbeitet.

Im Ausland besteht in Japan ein Hydrierverfahren der Marine, in Frankreich die Verfahren von Béthune und Liévin. In England macht das Fuel Research Institute Kleinversuche auf dem Hydriergebiet.

Das Fischer-Verfahren ist eigentlich nicht als Konkurrenzverfahren der Hydrierung anzusehen, da es von anderen Rohstoffen ausgeht und nur angewendet werden kann, wo viel Koks oder Erdgas zur Verfügung stehen. Außerdem fällt kein handelsübliches Benzin an; tatsächlich ist bis heute noch kein richtiges Benzin aus dem Fischer-Verfahren auf dem Markt. Wichtig ist jedoch, daß nach dem Fischer-Verfahren Gasöl und Paraffin gewonnen werden können; man hört von Paraffin-Ausbeuten, die bis zu 50% des Anfallproduktes ausmachen. Neuerdings arbeitet Fischer unter Druck. In dieser Richtung sind auch bei uns Versuche mit teilweise ganz guten Erfolgen gemacht worden. Für das Arbeiten unter Druck dürfte für Fischer die Patentlage schwierig sein.

An neueren Verfahren zur Treibstoffgewinnung seien erwähnt die Polymerbenzin-Herstellung und das katalytische Kracken, insbesondere nach dem Houdry-Verfahren. Dieses Verfahren ist für die wasserstoffreichen Erdöle gut brauchbar, man erhält Benzine mit gutem Klopfwert. Wir arbeiten auf diesen Gebieten mit der Standard Oil Co. zusammen, machen auch selbst Versuche und haben verschiedene Patente für synthetische Katalysatoren angemeldet.

Auslandsanlagen.

Hinsichtlich der Entwicklung im Ausland sei zunächst auf den Pariser Erdölkongress hingewiesen, bei dem ein Tag der Hydrierung gewidmet war. Von uns wurden 3 Vorträge gehalten, einer von Prof. Dr. Wilke, Oppau, und 2 von Direktor Dr. Pier. Außerdem wurde von der Standard Oil Co. und der Shell über Fliegerbenzingerwinnung durch Hydrierung gesprochen. Der Welterdölkongress soll das nächste Mal in Berlin abgehalten werden.

Im Ausland laufen 2 Anlagen der Standard Oil Co.: Beyway und Eaton Rouge, in denen z. Zt. mit verdünntem Katalysator Fliegerbenzine hergestellt werden. Bei der ICI in Billingham wurde zusätzlich auch der verdünnte Katalysator eingeführt. Die ICI ist sehr zufrieden und liefert jetzt besseres Benzin, als die Ölgesellschaften importieren.

In Holland läuft eine Isooktan-Anlage in Pernis, eine weitere ist in Persien in Abadan im Bau. In Italien sollen Mitte des kommenden Jahres ebenfalls 2 Hydrieranlagen für je 120 000 t/Jahr Benzin-anfahren, die eine mit albanischem Rohöl, die andere mit rumänischer Pacura (Bari und Livorno). Mit Frankreich hat die Esso einen Vorvertrag zur Herstellung von 60 000 t/Jahr Flieger-

benzin aus französischer Kohle abgeschlossen. Die Versuche dafür sollen anfangs 1958 in Ludwigshafen beginnen, doch fehlt zur Herstellung des Fliegerbenzins noch die Genehmigung unserer Regierungsteile. Außerdem wurden noch Verhandlungen geführt mit der Tschechoslowakei, Ungarn, Norwegen, Japan und China. Für China ist die Herstellung von Fliegerbenzin genehmigt worden.

Schwere Entwicklungen beim Hydrierverfahren.

Auf die Fortschritte, die vor allem hinsichtlich der Benzinverbesserung der verdünnte Katalysator gebracht hat, wurde schon verschiedentlich hingewiesen. Es wurde erwähnt, daß bei seiner Verwendung für die Hydrierung von Braun- und Steinkohlensubstraten eine Vorhydrierung nötig ist. Um gute Benzin-Klopfwerte zu erzielen, ist es wichtig, daß in der Vorhydrierungsstufe das Produkt nicht zu stark aufhydriert wird. Auf der anderen Seite muß aber in dieser ersten Stufe eine gute Phenolreduktion gewährleistet sein. Diese Forderungen erfüllen in besonderem Maße neue Katalysatoren, die im letzten Jahre in Ludwigshafen entwickelt worden sind. Es sind bestimmte Mischungen von 5058 mit schwach hydrierenden Metallverbindungen, wie z.B. Eisen, also wieder eine Verdünnung von 5058 oder dem entsprechenden Molybdänkatalysator.

Einen Vergleich der Benzine, wie sie mit 5058 einerseits und dem verdünnten Katalysator unter Vorschaltung verschiedener Vorhydrierungskatalysatoren (5058 und neuer Katalysator) andererseits aus Stein- und Braunkohlenprodukten erhalten werden, gibt die nachstehende Tabelle:

aus Verflüssigungsmitteln	Autobenzine		hergestellt durch Hydrierung	
			mit 5058	mit 6431
			Vorhydrierung mit 5058	Vorhydrierung mit neuem Katalysator
aus Braunkohle	0,2 nach Research	62	67	72
aus Steinkohle	0,2 nach Research	67	73-74	77
	spez. Gew.	0,755	0,740	0,760
	Aromatengehalt	4%	18%	20%

Die neuen Katalysatoren lassen sich außer für Vorhydrierung auch für die Verarbeitung asphalthaltiger Produkte über festangeordneten Katalysatoren verwenden. Das TTH-Verfahren, bei dem der asphaltarme Braunkohlenschwefel über 5058 hydriert wird, ist ein Anfang dieser Entwicklung. Mit den Eisenkatalysatoren kam man nach Kleinversuchen bei 600 atm. Druck auch asphaltreiche Erdölkrückstände hydrieren.

Mit dem neuen Katalysator lassen sich weiterhin bei höherer Temperatur Öle unter schwacher Hydrierung spalten; man erhält so aus Steinkohlensmitteln benzol- und toluolhaltige Benzine, deren Gehalt an Benzol etwa 5%, an Toluol 10-15% beträgt. Um die Spaltwirkung des Katalysators zu erhöhen, verwendet man ihn verteilt auf A-Kohle als Träger.

Außer den eben erwähnten niederen Aromaten erhält man bei

Man sieht, daß man durch Hydrierung in der Gasphase aus geeigneten Rohstoffen sehr hochwertige Dieselöle bekommen kann und daß man aus jedem Rohstoff Dieselöl für schnelllaufende Motoren von ausreichend guter Qualität, d.h. mit einer Cetenzahl von mindestens 40-45 herstellen kann. In der Sumpffphase erhält man nur aus ganz wasserstoffreichen Ausgangsprodukten (Paraffin, Erdöl) Dieselöle von guter Qualität. Sumpffphasemittelöl aus Braunkohlenschwefeltee gibt nach Herausnahme der Phenole gerade noch ein Dieselöl mit Cetenzahl 40, während die bei dem TTH-Verfahren anfallenden Dieselöle aus Braunkohlenschwefeltee gute Dieselöle mit Cetenzahl 55-65 darstellen. Die übrigen Sumpffphaseprodukte aus Braun- und Steinkohle und aus Kraokrückständen entsprechen nicht ohne weiteres den Anforderungen an Dieselöle für schnelllaufende Motoren. Man kann aber aus diesen Sumpffphaseprodukten, natürlich mit verschiedenen Ausbeuten, durch Extraktion mit schwefliger Säure Dieselöle ausreichender Qualität herstellen. Z.B. liefert die SO_2 -Extraktion von Braunkohleverflüssigungsmittelölen mit 55% Ausbeute ein Dieselöl von Cetenzahl 45. Die restlichen, wasserstoffarmen 45% sind ein gutes Ausgangsprodukt für die Herstellung klopfester, aromatenreicher Benzine. Durch die Möglichkeit, gleichzeitig wasserstoffreiche Dieselöle und wasserstoffarme Ausgangsöle für die Benzingewinnung zu erzeugen, kommt der Extraktion in Verbindung mit der Hydrierung Bedeutung zu; sie ermöglicht es, aus Braunkohle- und Erdölprodukten in einfacher Weise ein etwa dem Steinkohlenbenzin entsprechendes Benzin zu gewinnen.

5) Die Entwicklung der Sonderstähle für die Hochdruckapparaturen

Dr. Wyszomirski

Wenn auf Grund von gelungenen Laboratoriumsversuchen ein praktischer Betrieb aufgebaut werden soll, so ist in der Regel die Frage nach geeigneten Apparatebaustoffen eine der wichtigsten. Vielfach sind Sonderwerkstoffe mit ganz bestimmten Eigenschaften erforderlich. Die Eisen- und Metallindustrie ist zu Versuchen nur dann bereit, wenn sie sich einen genügend grossen Absatz von einer neuen Legierung verspricht, d.h. wenn es sich um Materialeigenschaften handelt, die eine allgemeinere Bedeutung für das ganze Wirtschaftsleben haben. Man ist aber auf sich selbst angewiesen, wenn es sich um Eigenschaften handelt, die über den Rahmen des augenblicklich gerade Üblichen hinausgehen. Dies ist z.B. bei der Hochdrucksynthese der Fall gewesen. Es war daher notwendig, dass sich die Betriebe an die zuständigen Laboratorien der I.G. mit ihren Wünschen wandten, und die Laboratorien versuchen mussten, geeignete Werkstoffe zu schaffen.

Den Erfolg einer solchen Zusammenarbeit zwischen Betrieb und Materialprüfungslaboratorium möchte ich an dem einen Beispiel der Hochdrucksynthese kurz schildern.

Die Anforderungen des Betriebes an den Hochdruckstahl sind auf dem folgenden Bild 1 zusammengestellt:

Der hohe Druck verlangt im allgemeinen hohe mechanische Festigkeit. Wollte man eine zu geringe mechanische Festigkeit durch Verstärkung der Wand ausgleichen, so käme man in vielen Fällen zu Wanddicken, die technisch nicht mehr tragbar sind.

Allgemeine
Anforderungen der Hochdrucktechnik
an die Apparatebaustoffe.

1. Genügende Zerreissfestigkeit und gute
Allgemeine mechanische Eigenschaften.

2. Warmstabilität.

3. Chemische Beständigkeit.

4. Niedriges katalytisches Verhalten.

5. Gute Verarbeitbarkeit.

Bild 1

Ferner werden in dünnen Wänden die Spannungen, die durch Temperaturdifferenzen hervorgerufen werden, zu gross, und schliesslich sind die Spannungen, die als Folge des inneren Überdrucks auftreten, so ungleichmässig verteilt, dass das Material schlecht ausgenutzt wird. Es ist also zweckmässig, dünne Wände und dafür Material höherer Festigkeit zu verwenden.

Die Reaktionen der Hochdrucksynthese spielen sich im allgemeinen bei erhöhter Temperatur ab, ja, bezogen auf die physikalischen Temperaturen der Metalle, z.T. sogar bei sehr hohen Temperaturen. Es wird also die hohe mechanische Festigkeit möglichst

bei diesen hohen Temperaturen verlangt. Das sind aber Temperaturen, bei denen das Metall nicht mehr als tote Materie auftritt, sondern wo die im Metall eingeschlossenen Energien ihr Kräfte-spiel zu entfalten beginnen. Es können Reaktionen und atomare Bewegungen innerhalb der Metallmassen selbst auftreten, sowohl in den Metallkristallen, als auch zwischen den Kristallen in den Korngrenzen auch ohne Einfluss der Synthesegase, zu deren Über-bergung der Apparat gebaut ist. Der Begriff der Festigkeit der Metalle, der seit Wöhler, Bauschinger, Bach usw. etwas Gegebenes und Bekanntes war, verliert hier seine Bedeutung. Der neue Begriff die Warmfestigkeit und überhaupt das Verhalten der Metalle in der Wärme war damals, als die Hochdrucksynthese ihren Weg begann, noch wenig geklärt, ja selbst heute, wo die Warmbeanspruchung selbst alltäglich geworden ist, gehen die Anschauungen noch auseinander.

Zu den geschilderten Verhältnissen kommt als weitere Be-anspruchung noch der Angriff der Synthesegase hinzu, der in einer Diffusion der Gase, vor allem des Wasserstoffs, in das Innere der Metalle bestehen kann und in einer Reaktion an der Oberfläche. Wir brauchen also oben Beständigkeit. Als letzte betriebliche Forderung kommt häufig noch hinzu, dass die Baustoffe den oben. Prozess nicht ungünstig katalytisch beeinflussen dürfen.

Ausser der Erfüllung dieser betrieblichen Forderungen müs-sen wir schliesslich noch ganz allgemein gute Verarbeitbarkeit ver-langen, d.h. gute Zähigkeit, Formbarkeit und Schweißbarkeit.

Bei dem heutigen Stands der Metallkunde gehört die Her-stellung eines Stahles mit genügender Kaltzerfallsfestigkeit

zu den leichteren Aufgaben. Schwieriger ist es, chemische Beständigkeit gegen ganz bestimmte, im Betrieb gegebene Angriffe zu erzeugen und vor allem, diese mit guten mechanischen Eigenschaften zu kombinieren, weil die Bedingungen für die Legierung in Richtung Festigkeit und in Richtung chem. Beständigkeit meistens entgegengesetzt laufen. Mit der Zahl der Anforderungen stellen sich selbstverständlich die Schwierigkeiten.

Gelingt es nicht, die Forderungen des Betriebes durch Schaffung eines geeigneten Werkstoffes zu erfüllen, so besteht für den Betrieb in manchen Fällen die Möglichkeit, sich durch konstruktive Massnahmen zu helfen. Man kann z.B. die drucktragenden Teile kühlen, wenn man auf eine genügende Warmfestigkeit verzichten muss. Freilich muss man dann auch beispielsweise darauf verzichten, das Produkt durch die Wand hindurch zu heizen usw. Durch solche Massnahmen werden die Konstruktionen oft umständlich und teuer. In manchen Fällen muss aus solchen Gründen, wenn keine geeignete konstruktive Lösung gefunden wird, auf die technische Durchführung eines Prozesses überhaupt verzichtet werden.

Es war für die Entwicklung der ersten Hochdrucksynthese, der NH_3 -Synthese, ein glücklicher Umstand, dass damals sehr geschickte konstruktive Lösungen gefunden wurden, durch die man mit den bekannten Materialien auskam. Der damals neuartige H_2 -Angriff auf Stahl konnte auf Einbauten beschränkt werden, die keiner wesentlichen Druckbeanspruchung ausgesetzt waren. Man konnte also zur Grossproduktion übergehen, ohne die Entwicklung der wasserstoff-

festen Stähle abzuwarten. Trotzdem hatte die BASF frühzeitig das Problem angegriffen und alle Vorarbeiten über den Mechanismus der eigenartigen Zerstörungen des Stahles durch H_2 gelistet. Durch den Weitblick des Herrn Dr. Dr. Lappe besass die BASF Legierungspatente, nach denen der H_2 -Angriff vermieden werden konnte und die so umfassend waren, dass nicht nur alle damals bekannten legierten Stähle für das Arbeiten mit H_2 geschützt waren, sondern im voraus auch alle noch zu schaffenden Stähle. Aus den Patenten geht eindeutig hervor, dass beispielsweise Cr und Mo zur Verhütung des Wasserstoffangriffes günstige Legierungsbestandteile sind und Ni unter Umständen ein schädlicher.

Die Fortsetzung dieser Arbeiten hatte das Ergebnis, dass man mit 1,5 % Cr die für die NH₃-Synthese erforderliche Wasserstoffbeständigkeit erzielen kann. Aus allgemein metallurgischen Gründen erhielt der Stahl noch etwas Mo und Va. Mit Rücksicht auf die unvermeidliche Ungleichmässigkeit grosser Blöcke wurden dann nicht 1,5 % sondern 3 % Cr gewählt. Dieser Stahl, der Mitte der 20er Jahre entstanden ist und damals die Bezeichnung N5 erhielt, stellt auch heute noch eine sehr wichtige Stahlsorte für Hochdruckapparate dar. Allerdings fand er sein eigentliches Anwendungsgebiet erst in der Hydrierung. Alle modernen Öfen sind aus ihm hergestellt. Dieser Stahl berücksichtigt aber nicht den Punkt 2 dieser Tabelle. Bei seiner Anwendung muss also auf die fehlende Warmfestigkeit Rücksicht genommen werden.

In der Hydrierung machte sich dieser Mangel z.T. recht unangenehm bemerkbar. Hier liess sich nicht an allen Stellen des

Prozesses die fehlende Warmfestigkeit in ähnlich eleganter Weise wie in der NH_3 -Synthese durch konstruktive Massnahmen ausgleichen. Diese Tatsache wird durch die zahlreichen Kammerbrände in der ersten Zeit der Hydrierung bezeugt, die auf die fehlende Warmfestigkeit der damals zur Verfügung stehenden Baustoffe zurückzuführen sind. Es galt also den 3 %igen Cr-Stahl zu einem warmfesten zu entwickeln.

Im allgemeinen glaubte man, dass die Vereinigung aller 5 Bedingungen vor allem unter Einschluss der Warmfestigkeit am leichtesten durch ein austenitisches Material zu erreichen sei, d.h. durch ein Material, in dem sich das Eisen nicht in der üblichen α -Modifikation sondern in der sonst nur bei hoher Temperatur beständigen γ -Modifikation befindet, in die es durch Legierung mit Ni gezwungen werden kann. Wegen der bekannten Nachteile dieses Materials war es eine reizvolle Aufgabe der nächsten Versuche festzustellen, ob und wie weit man befriedigende Eigenschaften auch mit der α -Modifikation erreichen kann, d.h. eben, ob man den 3 %igen Cr-Stahl bei gleicher H_2 -Beständigkeit zu einem genügend warmfesten entwickeln könne. Das Ergebnis war überraschend. Es stellte sich heraus, dass die Unterschiede garnicht so gross sind. Es kommt bei der Erzeugung einer bestimmten Warmfestigkeit darauf an die Gleitfähigkeit der Metallkristalle in dem erforderlichen Umfang durch Blockierung aufzuheben, um so der Kohäsionsfestigkeit der Metalle näher zu kommen, und diese ist in der α -Modifikation nicht wesentlich anders als in der γ -Modifikation.

Die durchgeführten Versuche schlossen sich zunächst den Arbeiten von Krupp an. Krupp hatte sich im laufe der Zeit, ange-

geregt durch die zahlreichen Anfragen anderer Sticksstoffwerke ausserhalb der I.O. zu eigenen Versuchen über die Beständigkeit der Stähle gegen H_2 entschlossen und den 6%igen Or-Stahl vorgeschlagen. Krupp war damals von der Überlegung ausgegangen, einen absolut H_2 -beständigen Stahl zu schaffen, den er in dem 6%igen gefunden hatte. Im Gegensatz dazu hat die I.O. stets den Standpunkt vertreten, der Stahl braucht nur so weit H_2 -beständig zu sein, als es der Betrieb erfordert. Jede höhere Legierung erhöht unnötig die Kosten nicht allein wegen der höheren Legierungskosten, sondern vor allem wegen der steigenden Verarbeitungsschwierigkeiten. Bezüglich der Warmfestigkeit huldigte man damals der Anschauung „viel hilft viel“, d.h. je höher die Legierungsbestandteile, umso höher die Warmfestigkeit. Der 6%ige Or-Stahl, der als Krupp'sche Schöpfung bei ihm ein lagergängiges Material geworden war, hatte sich auch bei uns unter der Bezeichnung N6 als Rohmaterial eingeführt und wir glaubten, in ihm wegen seiner hohen Legierungsbestandteile die geeignete Grundlage für die Entwicklung der warmfesten Stähle gefunden zu haben.

In dem Bild 2 sind als Ordinate für verschiedene Temperaturen die Grenzspannungen aufgetragen, bei deren Überschreitung die im Metall auftretenden Verformungen unzulässig gross werden. Als Abszisse sind die einzelnen Stahlorten aufgezählt. Die Grenzspannung beträgt bei N5 z.B. etwa 30 kg/mm^2 bei 200° und nur etwa 1 kg/mm^2 bei 6000° . Die Messungen sind äusserst langwierig und müssen über mehrere tausend Stunden ausgedehnt werden. Damals war

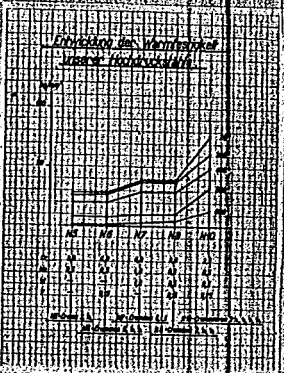


Bild 2

die Gleichwertigkeit von N5 und N6 noch nicht bekannt. Aber bei Durchführung der Versuche konnte eben nachgewiesen werden, dass der vorher angeführte Satz „Viel hilft viel“ bei Erzeugung von Warmfestigkeit keine Geltung hat.

Die Warmfestigkeit von N6 konnte durch Hinzulegieren von W verbessert werden. So entstand N7. Diese Erhöhung der Warmfestigkeit ist ein ausgesprochener W-Effekt. Er besteht in der Blockierung der Kristalle durch Cr-W-Carbide. Es erschien nun zweckmäßig, zu klären, wie weit der gleiche Effekt auch beim N5 zu erreichen sei. Der Versuch bestätigte die Erwartungen. Man erreicht die gleiche Warmfestigkeit, ja bei höheren Temperaturen sogar etwas

günstigere Werte als beim N7, aber mit der halben Legierungsmenge. Die kleine Menge V tritt hier nicht als Legierungsbestandteil auf, sondern V hat hier die Aufgabe, den Stahl zu reinigen, also seine allgemeinen Eigenschaften zu verbessern. Bei der Erfüllung dieser Aufgabe verschwindet V wieder aus der Legierung und der kleine, im fertigen Stahl noch nachweisbare Restbetrag soll nur den Beweis erbringen, dass die Reinigung tatsächlich mit V durchgeführt worden ist.

Der Effekt der Blockierung der Kristalle wird nur vollständig erreicht, wenn die blockierenden Carbide bei den verlangten Betriebstemperaturen beständig sind, sowohl ihrer Lage nach in den Kristallen, wie auch ihrer Zusammensetzung nach. Dies ist bei den Cr-W-Carbiden nur in beschränktem Umfange der Fall. Das zeigte sich daran, dass, wenn man die Carbide durch eine besondere Wärmebehandlung des Stahles in eine für die Warmfestigkeit günstigere Verteilung gebracht hatte, der dadurch erreichte grössere Effekt bei steigender Temperatur bald wieder verschwand. Es war also die nächste Aufgabe, einen Stoff zu finden, der in der Lage war die Temperaturbeständigkeit der Cr-W-Carbide zu erhöhen. V schien geeignet. Die Versuche glückten und so entstand NiO. Durch Cr-W-V-Carbide ist eine bessere und stabilere Blockierung der Kristalle zu erreichen. Die erreichten Festigkeiten sind bei den entscheidenden Temperaturen zwischen 500 und 600° ein Vielfaches von N8.

Der W- und der V-Effekt wird, wie gesagt, nur erreicht, wenn die Stoffe im richtigen Verhältnis zueinander und in der richtigen Verteilung vorliegen. Eine ausreichend stabile Verteilung wird beim N8 durch eine einfache Glühbehandlung erreicht.

Man nutzt also beim N6 fast nur die Grundfestigkeit des Materials aus, was ein grosser Vorteil ist. Die Grundfestigkeit von N10 ist gegenüber N6 zwar bereits erniedert, der grosse V-Effekt aber, der auf dem Bilde dargestellt ist, wird nur durch eine Vergütung erreicht. N10 ist ein ausgesprochener Vergütungsstahl, der allerdings gegenüber den alten Cr-Ni-Vergütungsstählen den Vorteil hat, dass er entsprechend seiner hohen Anlasstemperatur keine Vergütungsbeanspruchungen kennt. N10 wird erhitzt, kühlt an Luft ab und wird dann erneut bei 680° spannungsfrei gegläht, während die Cr-Ni-Stähle von hoher Temperatur in Öl oder Wasser abgeschreckt werden und bei der Anlasbehandlung nicht spannungsfrei gegläht werden können, sondern erneut abgeschreckt werden müssen. Der Ersatz von N6 und N7 durch N8 und N10 stellt nicht nur wegen der erreichten höheren Warmfestigkeit einen Fortschritt dar, sondern auch weil N6 und N7 auf Grund ihrer hohen Legierungsmengen unvermeidliche Verarbeitungsschwierigkeiten besitzen, die vor allem auf dem Gebiete der Schweißung liegen. Gute Schweißbarkeit ist aber eine der wichtigsten Voraussetzungen für brauchbare Konstruktionsstähle. N8 und N10 sind nach verschiedenen Schweißmethoden verschweisbar und es gebührt Griesheim unser Dank, dass es für beide Materialien gut verarbeitbare Elektroden geschaffen hat.

Mit der Einführung von N8 bzw. N10 konnte der Betrieb der Hydrierung stabilisiert werden. Die leuchtende, kostspielige Packel der Kammerbrände ist unverrufen verschwunden.

Einer weiteren Forderung der Betriebe, der der Schwefelbeständigkeit, genügen die Stähle aber nicht. Diese ist, wie wir wissen, mit Hilfe von Cr nur zu erreichen, wenn man sehr viel Cr

mindestens 16 %, verwendet. Hierdurch verliert der Stahl aber die erforderlichen technologischen Eigenschaften. Zur Erfüllung der betrieblichen Forderung nach Schwerebeständigkeit, musste daher ein vollkommen anderer Weg gegangen werden. Dieser Weg verzichtet darauf, einen massiven beständigen Stahl zu erzeugen und begnügt sich mit einem beständigen Überzug. Aus Ludwigshafener Beobachtungen war bekannt, dass Zn in Form von Messing in der Lage ist, selbst Kupfer gegenüber Schwefel beständig zu machen. Wieviel mehr musste daher die gleiche Wirkung beim Stahl zu erreichen sein. Allerdings konnte es sich dabei nicht um eine einfache Feuerverzinkung handeln. Diese ist wegen des niedrigen Schmelzpunktes des Zn unbrauchbar. Der Schmelzpunkt kann nur durch Legierung erhöht werden. Da aber im Gegensatz zu Cu-Zn-Legierungen die Fe-Zn-Legierungen schlechte technologische Eigenschaften haben, war aus diesem Grunde nur ein Überzug möglich. Zur Erzeugung desselben ist der hohe Dampfdruck des Zn günstig. Es können also die zu schützenden Gegenstände bei einer Temperatur von etwa 800° der Einwirkung von Zn-Dampf ausgesetzt werden, wobei sich durch Diffusion des Zn in das Eisen auf der Oberfläche eine Zn-Fe-Legierung bildet. Dieses Verfahren hat nebenbei noch den Vorteil, dass man im Gegensatz zur Feuerverzinkung weitgehend von der Form des zu schützenden Stückes unabhängig ist.

Die erzeugte Zn-Fe-Schicht ist im Gegensatz zu dem Überzug der üblichen Feuerverzinkung mit dem Grundstoff fest verwachsen, sie bildet sich ja nicht wie die Feuerverzinkung auf der Oberfläche, sondern im Grundmaterial unter der Oberfläche. Das Bild 3

zeigt in einem metallographischen Schliff den Unterschied. Wir

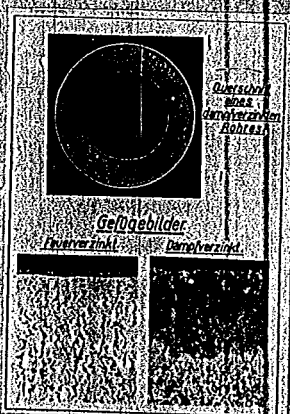


Bild 5

sehen den Querschnitt eines Rohres, das innen und aussen dampfverzinnt ist. Diese Verzinkung zeigt sich in dem Bilde als helle Linie. Stärker vergrössert erkennt man die ursprünglichen Eisenkristalle, die von der Oberfläche her Zn aufgenommen haben und deshalb von der zum Atzen des Schliffes benutzten Salzsäure stärker angegriffen, d.h. aufgeraut worden sind und deshalb im Bilde dunkel erscheinen. Im Gegensatz dazu liegt die Feuerverzinkung als dünne fremde Haut auf dem unveränderten Grundmaterial.

Die Schutzwirkung der Dampfverzinkung im Betriebe ist ganz erheblich. Das Bild 4 zeigt ein dünnes Rohr aus einem Regeneratorbündel, das nach etwa 4 Monaten Betrieb praktisch vollkommen

Regenerator-Bundelrohre*Unbehandeltes Rohr nach 1 Monat Betrieb**Dampfverzinktes Rohr nach 2 Jahren Betrieb unter sonst gleichen Bedingungen wie oben*

Bild 4

verbraucht ist. Es hat sich aussen eine dicke abblatternde Schwefeleisenschicht gebildet, und innen ist die Schicht so stark, dass der Durchgang fast vollkommen verstopft ist. Im Gegensatz dazu ist das dampfverzinkte Rohr unter den gleichen Betriebsbedingungen nach rund 2 Jahren noch unverändert.

Die Verzinkung hat ausserdem die Eigenschaft, das unter ihr liegende Material vor der Einwirkung von Kohlenoxyd, d.h. gegen die Zerstörung durch Carbylbildung, zu schützen und ebenso gegen Nitrierung.

Und damit komme ich zu dem letzten Punkt: Es ist ein merkwürdiges Spiel des Schicksals, dass die beschriebenen Stähle, deren Bearbeitung durch die NH_3 -Synthese veranlasst worden ist,

die aber schon bei ihrer Entstehung in erster Linie der Hydrierung angepasst werden mussten, sich in der NH_3 -Synthese nur bedingt als brauchbar erwiesen haben. Es hat sich gezeigt, dass O_2 -legiertes Eisen so leicht eine Verbindung mit Stickstoff eingeht, dass eine Nitrierung schon unterhalb des thermischen NH_3 -Gleichgewichtes erfolgt, während normales technisches Eisen nur in einer Atmosphäre nitriert werden kann, deren NH_3 -Konzentration oberhalb des thermischen Gleichgewichtes liegt. Die Nitrierung, die technisch zur Härtung von Oberflächen ausgenutzt wird, hat bei längerer Einwirkung der Nitrierungsbedingungen eine vollkommene Versprödung des Stahles zur Folge. Man muss also die O_2 -Stähle gegen Nitrierung, wo das möglich ist, durch den beschriebenen Überzug schützen, oder andere Stähle schaffen, deren Wasserstoffbeständigkeit auf anderen Legierungsbestandteilen beruht. Mo ist brauchbar, jedoch ist man zur Erhaltung guter technologischer Eigenschaften gezwungen, sich mit wenig Mo zu begnügen. Dadurch ist man auch in der erreichten H_2 -Beständigkeit beschränkt. Bisher ist es möglich gewesen, eine solche bis 500° zu erreichen. Es ist aber zu hoffen, dass das Problem bald auch für höhere Temperaturen gelöst sein wird.

In der Gaserzeugung stehen von der Aufgabe des Koksens in den Generator bis zur Verwendung des Wasserstoffs unter Druck im Hochdruckofen insgesamt 20 Minuten zur Verfügung. Dabei werden, wie das Bild 1 zeigt, 8 in Druck und Temperatur verschiedene Prozesse durchlaufen. Die Umwandlung der Feers in Benzin ist in etwa 2 Stunden nach Durchgang von 10 Fabrikationsprozessen beendet.

Der Vorgang ist in der stetigen und schnellen Aufeinanderfolge der einzelnen Herstellungsprozesse im Prinzip mit einer Handfabrikation in der Maschinenindustrie vergleichbar. Irgendein Ausfall oder Stossbetrieb eines Anlagenteiles wird also fast augenblicklich auf andere Betriebe einwirken und lediglich die als Puffer dazwischen geschalteten Gasometer und Tanks übernehmen einen gewissen Ausgleich und sichern die Gesamt-Anlage. Da in den Anlagen täglich mehrere Hundert Tonnen Rohprodukt und über 1 Million cbm Gas durchgesetzt werden, so ist es verständlich, dass diese Zwischenpufferung von Gas oder Produkt bald in der Dimensionierung eine Grenze findet. Bei grossen und wenigen Generator-Einheiten, wie z.B. beim Winkler-Generator, werden Gasometer von einer Gesamtfassung eingliedert, die einer Füllzeit von 20 Minuten entspricht. Bei mehr Einheiten genügt ein Fassungsvermögen entsprechend einer Füllzeit von 15 Minuten. Da ein Spielraum im Gasometer nach oben und unten gehalten werden muss, so bedeutet dies, dass bei Störungen unter Umständen die einzelnen Betriebe innerhalb 5 Minuten abgestellt werden müssen. Um dieser Notwendigkeit zu begegnen, sind weitgehendst Kontroll- und Messinstrumente von der Betriebskontrolle eingebaut, denn je sicherer die Betriebseinheiten sind und die

Kenntnis und Leistung der einzelnen Prozesse, desto kleiner können die Gasometer und Tankanlagen gehalten werden, was wiederum eine erhebliche Einsparung in den Anlagekosten bringt. Die Material- und Kostenaufteilungen einer Anlage ergeben demnach auch für die letztgenannten Anlagenteile die höchsten Werte. Während die eigentliche Hydrierung im Material- und Kostenbedarf stark zurücktritt und auf Hochdruckapparate und -Leistungen nur 5 % des gesamten Eisenbedarfs der Anlage entfallen, liegen in den Niederdruckbetrieben und Destillationen, Gasometern, Tanks und Rohrleitungen die grössten Mengen- und Preisanteile.

Damit aber der Prozess in allen Abteilungen des Herstellungsganges im gleichen Umfange mit der gleichen Sicherheit verläuft, sind genau abgestimmte Reserven ein Hauptfordernis. Die abgestimmten Reserven, die einmal durch die Höhe der Erzeugung, durch die Forderungen des Absatzes für deutsche Roh- und Werkstoffe oder durch abgeschlossene Verträge für Rohstoffe und Energielieferungen festgelegt sind, hängen weiterhin ab von der Güte bzw. den Reparaturzeiten der Apparate und Maschinen, sowie von deren zahlenmässiger Aufteilung. Betrachten wir z. B. die Wassergaserzeugung und legen wir sämtliche Apparate nur für die notwendige Leistung aus, so ist aus Bild 2 ersichtlich, dass selbst bei einem geringen Ausfall der Einzelanlagen durch Reparaturen, die zum grossen Teil unter 10 % liegen, doch nur etwa 79 % der verlangten Gasmenge erzeugt werden können. Hierbei sind die Ausfallzeiten Werte, die dem

Leistungsverminderung in Hydrantenanlagen durch Ausfall von Maschinen und Apparaten durch Reparaturen bei 60% Einsatz ohne Reserve

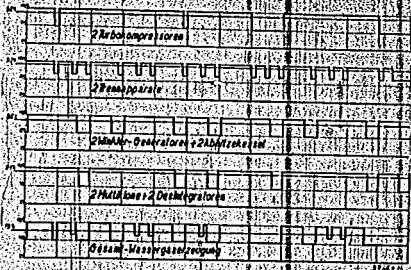


Bild 2.

praktischen Betrieb entstammen, auf den gesamten Prozess bezogen, bedeutet dies nach Bild 3 durch Beeinflussung der weiteren Anlage-

Leistungsverminderung in Hydrantenanlagen durch Ausfall von Maschinen und Apparaten durch Reparaturen bei 60% Einsatz ohne Reserve

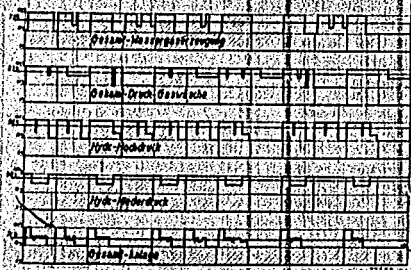


Bild 3.

teile, dass nur etwa 71 % der verlangten Produktion erreicht werden können, da ein Ausfall auf der einen Seite nicht durch Überproduktion an anderer Stelle aufgeholt werden kann.

wird lediglich der Ausfall durch Reparaturen durch eine Überdimensionierung bei den einzelnen Maschinen und Apparaten berücksichtigt, so kann, wie Bild 4 zeigt, auch nur 64 % der

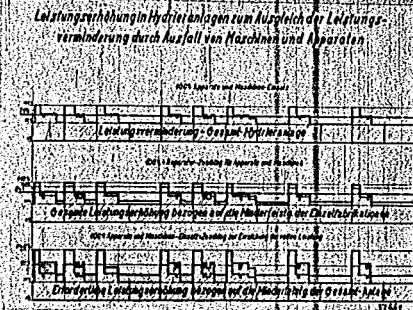


Bild 4.

verlangten Produktion erreicht werden, da das zeitliche Zusammenfallen aller Reparaturen in Betrieb sich nur teilweise ergattern lässt. Erst ein weiterer Zuschlag in der Dimensionierung, durch den mit einer Überproduktion die Minderleistung wieder hereingeholt werden kann, ergibt eine gesicherte Erzeugung in der Sollhöhe. Diese Reserven sind also nicht in dem Wortes engerer Bedeutung zu verstehen, sondern von der Aufteilung und Größe der Aggregate sowie von deren Laufzeiten abhängig. Bei der Bemessung dieser Re-

serven sind auch nicht allein technische, sondern ebenso wirtschaftliche Gesichtspunkte weitgehendst zu berücksichtigen, denn eine Vergrößerung der einzelnen Apparate und Maschinen bringt zwar eine Verringerung in der Zahl der Aggregate und eine Minderung der Anlagekosten, sie erfordert aber eine grössere Reservenhaltung.

Wenn Lage und Zweck der Bauten bei der Leuna-Hydrierung von vornherein gegeben waren (siehe Bild 5), sodass damit auch die Rohrführung sich zwangsläufig ergab, so konnte bei der Anordnung

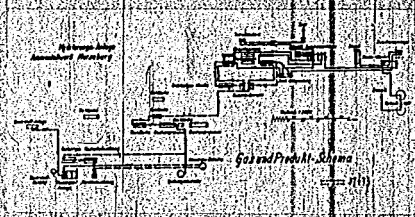


Bild 5.

der Heuanlagen darauf Rücksicht genommen werden, dass die Lage der Bauten zueinander möglichst zweckmässig gewählt wurde. Lediglich durch diese in Bild 5 wiedergegebene Anordnung der Bauten im Gas- bzw. Produktfluss wurden die Rohrbrücken im Verhältnis 5:1 vermindert, was eine proportionale Verkürzung der Rohrleitungen bedeutet. Wegen der manchmal nicht ausreichenden Kenntnisse der

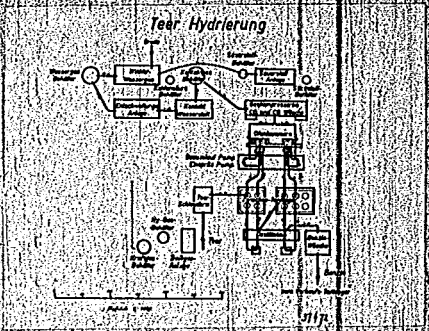


Bild 6.

Rohstoffe und ihres Verhaltens im Betrieb sind zusätzliche Anlagenteile notwendig gewesen, die aber für die Zukunft in Vorfall kommen können. Die Festlegung der günstigsten Zwischendrucke und damit die Festlegung der Gase nach ihrer Zusammensetzung und Menge wird es ermöglichen, Überdimensionierungen von Apparaten und Leitungen sicher zu vermeiden. Die verschiedenartigen Verwendungszwecke und Umschaltungen der einzelnen Maschinen führte zu Sammelleitungen (siehe Bild 7), an welche zu- und abführend die Aggregate angeschlossen wurden. Bei genauer Kenntnis von Mengen und Geschwindigkeiten ist ein Ersatz durch die in Bild 6 schematisch dargestellten Ausgleichsleitungen möglich, wodurch nur die überschüssigen

Kreislaufgas-Schema für Hydratierung
mit Doppel-Simmerleitung

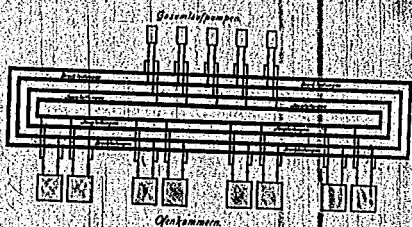


Bild 7.

Kreislaufgas-Schema für Hydratierung
mit Ausgleichleitungen

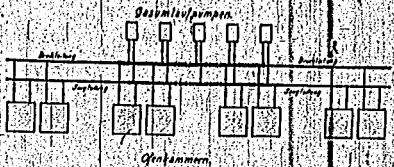


Bild 8.

bzw. die fehlenden Mengen den benachbarten Aggregaten vermittelt werden, auf diese Weise wird der Fortfall langer Leitungen mit ihren Anschlüssen und Absperrorganen bewirkt. Da immer mit Überschuss eines an der Reaktion teilnehmenden Stoffes zu rechnen ist, werden Verluste dadurch vermieden, dass diese Stoffe durch einen Kreislauf einer Wiederverwendung zugeführt werden. Von dieser Anordnung wird oft Gebrauch gemacht, wenn auch geeignete Maschinen und Apparate oft neu durchgebildet werden müssen.

Durch die Knappheit einer Reihe von Baustoffen ist eine sparsame Verwendung dieser oder ein Ersatz durch andere Werkstoffe in jede Überlegung mit einzubeziehen. Neben der Rohstoffersparnis bedeutet diese Änderung aber auch häufig eine Verbilligung der einzelnen Konstruktionsteile. So liess sich beispielsweise durch die in Bild 9 wiedergegebene neue Ausführung von Rohrbrücken durch konstruktive Überlegungen nicht nur 30 % Eisenersparnis erreichen.

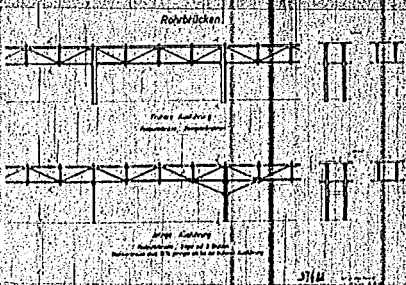


Bild 9.

sondern gleichzeitig ergibt sich auch eine entsprechende Kosteneinsparung. Bei den jetzigen Rohrbrücken werden in Abweichung zu den gezeigten die Versteifungen bis zum Fundament durchgeführt, sodass der Festpunkt direkt am Fundament liegt und keine Biegemomente in der Stütze auftreten können. Durch dynamische Baugrunderforschung werden ähnliche Ersparnisse bei den Fundierungsarbeiten erreicht, da im Gegensatz zu den bisher üblichen Bohrungen in jedem Einzelfall die Gründungsart und die Belastung geklärt werden und dadurch zu tiefe Gründungen und unnötiger Baustoffaufwand vermieden werden.

Immer mehr wird sich der Grundsatz herausbilden, chemische Apparate und Maschinen frei aufzustellen und nicht nur wegen Gas- und sonstiger Gefahren Umbauten in Fortfall zu bringen, sondern aus dem Gesichtspunkt heraus, dass Nebenanlagen, die mit dem Durchsatz nichts direkt zu tun haben, und deren Kosten durch keinerlei besseren Nutzeffekt der Haupt-Apparatur gerechtfertigt sind, in Fortfall kommen müssen. Früher wurde, wie in Oppau und Leuna zu sehen ist, beispielsweise die Kontaktwasserstoff-Fabrik in einem grossen Bau untergebracht, während derselbe Betrieb heute ganz im Freien aufgestellt wird. Da die Systeme selbst wenig Reparatur erfordern, so ist die Überlegung berechtigt, in Zukunft selbst den Kian in Fortfall zu bringen, da er im wesentlichen zur Montagezwecken dient oder aber in Verbindung mit anderen Bauten eine gemeinsame Krananlage vorzusehen.

Ausserdem konnten beim Bau der Neu-Anlagen grossere Einheiten zur Aufstellung gelangen, deren Durchbildung in jahrelanger Arbeit erfolgte und die in einem Aufbau die Generatoren und Ofen vereinigen

00530

- 41 -

sodass der Platz eines alten Systems für vier neue Einheiten ausreicht. In ähnlicher Weise geschah die Aufstellung der Schwefelreinigung, auch hier wurde eine freie Aufstellung der Apparatur gewählt. Nur die Regelorgane sind in einem leichten Anbau gut bedienbar untergebracht. Durch Übergang auf grössere Einheiten (6 Einheiten in Böhlen, 4 Einheiten in Magdeburg) wurde bei der Schwefelreinigung 12 % eingespart. Das folgende Bild 10 zeigt die Winkler-Anlage in Leuna mit dem in 45 Meter Höhe über dem Ganzen ange-

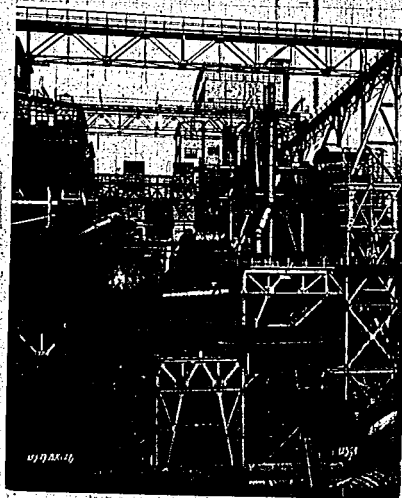
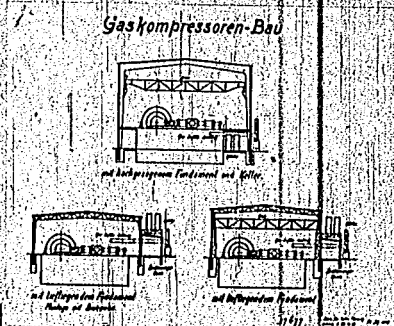


Bild 10.

ordneter Laufkran. Bei den neuen Hydrieranlagen wurde die Aufstellung und Anordnung in bester Weise gelöst, indem nur eine kleine Bedienungsblühne gegen Witterungseinflüsse geschlossen ausgeführt wurde, während Generatoren, Kesselanlage und die übrigen Apparaturen frei aufgestellt sind.

Sind somit Apparate und Regulierorgane bereits zum größten Teile frei aufgestellt, so ist es bei Maschinen nur in seltenen Fällen geschehen. Gewiss sind Gebläse und Ventilatoren mit ihren Antriebsmotoren zahlreich im Freien aufgestellt. Doch ist bei grösseren Maschineneinheiten (Kompressoren und Pumpen) zumeist noch an der Aufstellung in überdachtem Raum (siehe Bild 11) festgehalten worden.



Die Entwicklung wird jedoch auch hier von den bisherigen Ausführungen abgehen, wenn nicht Dampf- oder Gasmaschinen mit ihren empfindlichen Steuerungen als Antriebsmaschinen Verwendung finden, denn Pumpen und Kompressoren sowie deren Elektromotore lassen sich weitgehendst wetterfest ausbilden. Vorschläge dieser Art sind auf dem Bild 12 aufgeführt, wenn auch zunächst nur die Bauten kleiner

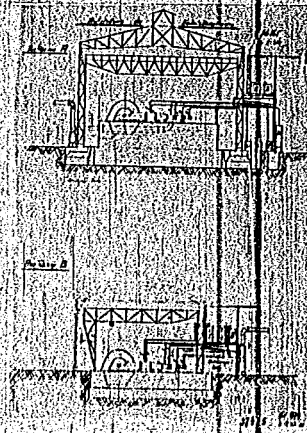


Bild 12.

und leichter vorgesehen werden und unter Umständen der Kran ganz in Fortfall kömmt, wodurch ein erheblicher Teil der Baukosten

- ca. 25 bis 30 % - zur Einsparung kommt. Aber auch andere Möglichkeiten werden erwogen, um im richtigen Sinne die Entwicklung voranzutreiben. Mit dem Steigen der Grösse der Einheiten werden die Änderungen so getroffen werden müssen, dass diese Aggregate auch im Freien zur Aufstellung gelangen können. Das Bild 12 zeigt daher in der unteren Hälfte Projekte, die Kompressoren durch einen Portal-Kran bestreichen zu lassen, wobei nur eine leichte Umbauhalle angedeutet ist.

Die chemische Technik hat zunächst einmal die Voraussetzungen für den Bau der Hydrier-Anlagen geschaffen, sie ist aber auch laufend bestrebt, den wirtschaftlichen Gesichtspunkten mehr und mehr Rechnung zu tragen. Eine Senkung der Anlage- und Betriebskosten unter Wahrung aller Vorteile chemischer Neuerkenntnis und bei höchster Sicherung der Apparatur ist stets die Folge. Wenn beispielsweise bei den neu ausgeführten Anlagen die Gebäude- und allgemeinen Anlage-Kosten nur noch 26 % des Gesamtaufwandes betragen, so ist mit einer weiteren Senkung dieser Kosten auf 20 % zu rechnen, während früher für diese Posten mit einem Anteil an den Gesamtkosten in Höhe von 40 bis 50 % gerechnet werden musste.

Die Gross-Hydrier-Anlagen stellen eine Fülle neuer technischer Aufgaben, für die neue Wege gesucht werden müssen, im Niederdruck sind bereits in der bisherigen Entwicklung, wie die aufgezählten Beispiele zeigten, weitgehende Vereinfachungen getroffen worden. Aber auch im Hochdruck werden, wie angedeutet wurde, grosse Vereinfachungen Platz greifen, sei es durch genaue Abstimmung aller Anlagenteile mit ihren Reserven, sei es durch Fortfall der an der

Produktion nicht beteiligten Nebenanlagen, deren Kostenaufwand durch einen besseren Nutzeffekt der Gesamtanlage auf die Dauer nicht vertretbar bleibt.

5) Bedeutung und Stand der Salzkohleverarbeitung
in Leuna.

Dr. Henning.

Leuna wird ab 1939 zusammen mit Schkopau und dem Eigenbedarf der Gruben auf einen Kohleverbrauch von etwa 9 Millionen t kommen. Die Kohlenvorräte der zur Verfügung stehenden Gruben werden auf etwa 800 Millionen t geschätzt. Davon sind ca. 70% salzhaltig; sie haben einen Gehalt an Alkali, der sich bei der Verarbeitung sehr störend bemerkbar macht, sowohl bei der Verfeuerung als auch bei der Vergasung und Hydrierung.

Da ca. 70% des Gesamt-Kohleverbrauchs verfeuert werden, liegt hier das wichtigste Problem. Im Feuerraum erweicht die Flugasche und brennt dann bei Berührung mit dem kälteren Mauerwerk und den Kesselrohren an. Nachdem Leuna bereits vor Jahren ohne Erfolg versuchte, Salzkohle in Kesseln normaler Bauart zu verfeuern, ist 1935/36 mit den Durrwerken ein großer Versuchskessel erstellt, an dem die Frage eingehend studiert wurde. Dieser Kessel besitzt einen so großen Feuerraum, daß nur etwa 50% der üblichen Wärmebelastung erreicht werden. Die Wände sind weitgehend durch Kühlrohre abgeschirmt. Durch Anwendung der Mühlenfeuerung ließ sich der Feuerraum als glatter Schacht ausbilden und in einfacher Weise mit Kühlrohren auskleiden. Auf Grund der Erfahrungen mit diesem Kessel sind mittlerweile 13 neue Hochdruck-Kessel 120 at mit je 50 t Dampf/h bestellt, von denen zurzeit bereits 3 laufen. Man kann bei 6 bis 8% Alkali in der Asche die Ansätze durch Bläser entfernen. Bei höherem Alkali ist das aber nur möglich unter Beimischung von salzfreier Kohle. Zum Abblasen sind besondere, automatisch arbeitende Bläser entwickelt worden.

Trotz der höheren Kosten für die Kessel und ihre Bedienung hofft man, mit den Salzkohlekesseln auf niedrige Energiepreise zu kommen; weil der Heizwert der Salzkohle höher ist als der der salzfreien Kohle, weil die bergbaulichen Verhältnisse wenigstens vorläufig günstiger sein werden, und besonders wegen des möglichen Vorschalt-Energieertrages bei den modernen Kesseln.

Auf Grund des beobachteten Einflusses von der Beimischung salzfreier Kohle, sind Versuche gemacht, um durch Zuschläge zur Kohle den Erweichungspunkt zu erhöhen. Das gelingt im Laboratorium z.B. durch Tonerde-Silikate. Großversuche sind in Vorbereitung. Neuerdings werden auch in alten Betriebskesseln versuchsweise der Kohle 10-15% salzhaltige Kohle beigemischt, ohne daß sich Schwierigkeiten gezeigt haben. Auf diese Weise hofft man, nach Fertigstellung von Mischeinrichtungen in den Förderanlagen auf einen Verbrauch von etwa 300.000 - 400.000 t Salzkohle zu kommen.

Ähnliche Anstände wie bei den Kesseln verursacht die Salzkohle auch bei der Vergasung. Hier werden ebenfalls Versuche gemacht, Besserung durch Beimischung von Zuschlägen zu erreichen.

In der Hydrierung bilden sich bei der Verwendung salzhaltiger Kohle in den Regeneratoren, Öfen und Leitungen Salzverkrustungen, die schnell zu Verstopfungen führen. Einwandfreie Erklärungen über die Entstehung dieser Ansätze sind noch nicht gefunden. Nachdem es neuerdings gelungen ist, die Verkrustung in Technikums-Apparaten rekonstruierbar zu machen, kann das Problem jetzt weiter bearbeitet werden.

Bis heute ist die Verwendung der Salzkohle nur im Kesselbetrieb sichergestellt. Nach Fertigstellung der 13 Hochdruck-Kes-

sel wird man 1940 bei dem Verbrauch von 9 Millionen t etwa 1,8 Millionen t als Salzkohle verfeuern können. Daraus ergibt sich eine Reichdauer der salzfreien Kohlevorräte von etwa 55 Jahren. Durch völlige Umstellung der Dampfsentralen auf Hochdruck-Salzkohle-Kessel innerhalb der nächsten 10 Jahre, wie sie wahrscheinlich schon wegen Schäden an den alten Kesseln erforderlich werden wird, würde die Reichdauer der salzfreien Kohle auf etwa 60 Jahre erhöht werden, falls nicht bis dahin weitere Fortschritte gemacht sind in der Verwendung der unvermischten Salzkohle, wie sie durch Versuche erstrahlt wird.

00538

- 49 -

6) Die Ölindustrie in Amerika.

Bütefisch

Herr Dr. Bütefisch berichtete wegen der vorgeschrittenen Zeit nur kurz über die Eindrücke, die er bei seiner Reise in U.S.A. über die dortige wissenschaftliche Forschung und industrielle Entwicklung, insbesondere auf dem Ölgebiet, gewonnen hat. Ein eingehender Bericht soll später erstattet werden.

[Handwritten signature]

3

00539

Vertraulich.

B e r i c h t

Über die 2. Ölbesprechung am 17. Dezember 1936,
nachmittags 3 Uhr in Leuna, Berlin.

Seite

I. Ölgeschäft:

Absatz- und Marktlage für Benzin

3 - 5

II. Fabrikatorische Fragen:

1) Tieftemperaturhydrierung

6 - 12

2) Hydrierungsfragen

13 - 26

3) Über Alkohole

27 - 41

4) Neuester Stand der Energieversorgung Leuna

42 - 47

Anwesend waren nachstehende Herren:

von Berlin:	Benn, Fischer, Krauch, Kretschmann, Oster, Schnitts
" Frankfurt/M.:	Denoker, Straß
" Halle:	Scharf
" Höghest:	Hermann, Jähne, Staib
" Leuna:	Bütefisch, Giesen, Langheinrich, Sauer, Schneider, v. Staden, Wälder, Willfroth
" Levertkussen:	Kühne
" Ludwigshafen:	Ambros, Biedenkopf, Böckler, Bosch, Duden, Knieriem, Krönig, Pier, Wulf
" Oppau:	Fahrenhorst, Goldberg, Grimm, Lappé, Ad. Müller, Müller-Gunradi, Ringer
" Wolfen:	Gajewski, Kleine.

I. Ölgeschäft.Absatz- und Marktlage für Benzin.Fischer

- 1) Der Gesamtabsatz von Benzin im Jahre 1936
einschl. Flugbenzin (Dezember geschätzt) betrug: 330 000 t
im Jahre 1935: 213 000 t
folglich Steigerung um 117 000 t
- 2) Der Nettoerlös für Autobenzin stellte sich vor
Absug von Spritverlust und Mineralölsteuer im
Durchschnitt auf RM 31,99/kg
gegenüber 1935 RM 30,49/kg
Hierbei ist die am 1. Dezember 1936 eingetretene Erhöhung der
Mineralölsteuer nicht berücksichtigt worden.
- 3) Der Absatz der Gasolin betrug
von Januar bis Oktober 1935 106 961 t
von Januar bis Oktober 1936 124 517 t
gleich Steigerung um 16,4%
- Die Steigerung im Zapfstellengeschäft allein betrug 20,8%
- Der Anteil des Zapfstellengeschäfts am Gesamtgeschäft wird damit
im Jahre 1936 etwa 55% betragen gegenüber nur 44% im Jahre 1935.

4) Erlös der Gasolin:

	Januar-Dezember 1935		Januar-Dezember 1936	
	<u>Kg</u> RM	<u>(Litri.)</u> umgerechnet b. 0,750	<u>Kg</u> RM	<u>(Litri.)</u> umgerechnet b. 0,750
Offiz. Zapfet. Preis	49,65	(37,22)	49,60	(37,20)
Mindererlös	6,42	(4,82)	5,32	(3,99)
	43,21	(32,40)	44,28	(33,21)
Hiervon ab:				
Unkosten der Gasolin	10,59	(7,94)	10,78	(8,09)
+ weitere Gesamtunkosten	2,00	12,59 (1,50) (9,44)	2,04	12,82 (1,53) (9,62)
	30,62	(22,96)	31,46	(23,59)

Methanol für Treibstoffzwecke.

Ab 1. Januar 1936 wurden dem Treibstoffspiritus der Monopolverwaltung 10 Teile Methanol beige mischt. Am 1. 6. 1936 wurde der Methanolanteil im Monopolalkohol auf 20% erhöht und in Zusammenhang damit der Preis für Treibstoffspiritus von RM 50.- je Ltr. auf RM 44,50 herabgesetzt.

Am 1. August 1936 wurde auf Grund einer Verordnung das Benzin-Benzol-Gemisch beimischungspflichtig für Methanol, und zwar mit 10% auf den Benzolanteil im Gemisch. Der Absatz von Methanol zur Beimischung betrug von Januar bis November 1936 insgesamt 49 958 t. Der Preis beträgt RM 21,50 ab Leuna. Für das Jahr 1937 ist mit einem Absatz von etwa 80 000 t Methanol zu rechnen.

Treibgas.

Die Einführung des Treibgases wurde durch die verzögerte Lieferung von Treibgasreglern erschwert, so daß der Markt nicht so beliefert werden konnte, wie es an sich möglich gewesen wäre.

Der Absatz betrug:

1935	= 1 731 t
1936	= 8 519 t.

Seit Juli 1936 ist auch die Deutsche Gasolin in den Vertrieb des Leuna-Treibgases eingeschaltet.

II. Fabrikatorische Fragen.

1) Tieftemperaturhydrierung:

Pier

a) Technischer Stand der Hydrierung:

Leuna erhöhte die Benzinproduktion im vergangenen Jahr auf 330 000 to. Ferner wurden die beiden Brabag-Anlagen Böhlen und Magdeburg im Laufe des Jahres in Betrieb genommen. Beide Anlagen stehen auf der Basis Braunkohlenteer; sie sind für 300 at Druck eingerichtet, der sich nach den Versuchen in Ludwigshafen als geeignet für die Teerhydrierung erwies.

Die Hibernia-Anlage der Hydrierwerk Scholven A.G. wurde projektiert für 125 000 to Benzin aus Steinkohle und ist planmäßig im Juli 1936 angefahren worden. In 3 Sumpphase- und 2 Gasphase-Kammern wird eine Kohle mit 83% C verarbeitet. Diese Kohle besteht aus einer Mischung von jüngeren und älteren Kohlen von 81,5 - 85% C und kann sich, wenn sie auch das gleiche mittlere C ergibt, anders verhalten wie eine einheitliche 83% C-Kohle. Die Anlage lief bisher sehr befriedigend und erreicht die erwarteten Zahlen:

Kohlephase: Abbau	92-94%
Vergasung	20-22%
Leistung	0,16-0,18
Benzin + Mittelöl	
im Ölgewinn	90%
Hochdruckölgeinn	68%
Gesamtölgeinn	64%
Gasphase: Vergasung	10%
Kohle+ Gas-	
phase Benzinausbeute	58%
zum Vergleich: bei Braunkohle	
Bi-Ausbeute	<50%

Als Kontakt fanden Zinn und 0,5% Chlor Verwendung. Da das Chlor unterhalb 350° in Gegenwart von Wasser korrodierend wirkt, wird es hin-

ter dem Ofen neutralisiert. Die Neutralisierung auf dem Abkühlungsweg bewährt sich gut. Hingegen wurde an der Vorheizung ein Materialangriff beobachtet, der auf ein Zusammenwirken von Korrosion und Erosion zurückzuführen ist. Diese Beobachtung ist jetzt auch bei einem Großversuch in Ludwigshafen gemacht worden, während bisher weder bei der ICI noch in Leuna ähnliche Erscheinungen beobachtet wurden. Zur Behebung dieser wohl nur vorübergehenden Schwierigkeit sind verschiedene Maßnahmen getroffen worden.

In der Rückstandsaufarbeitung wurden mit dem neuen Kugelschmelofen gute Erfahrungen gemacht, während der bei der Braunkohle bisher verwandte Schneckenofen gegen höhere Asphaltkonzentrationen, wie sie bei der Steinkohle vorliegen, sehr empfindlich ist. Die Schwelausbeute liegt in Scholven zwischen 83 und 85% gegen 80% in den Schneckenöfen bei der Braunkohle, weshalb auch hier die Einführung des Kugelschmelofens versucht werden soll. Die Menge von aufzuarbeitendem Rückstand ist bei der Steinkohle geringer als bei der Braunkohle. Dies hat seinen Grund in dem höheren Aschegehalt der Braunkohle, der sich nicht mehr auf einfache Weise mechanisch entfernen läßt. Es wurde daher das Problem der Braunkohleentaschung mit Hilfe von Säure, auch in Höchst, aufgenommen und bearbeitet.

Das Benzin aus Steinkohle ist klopfester als das Braunkohlebenzin, in Scholven wird eine Oktanzahl von 67 erreicht. Eine gute Produktqualität ist sehr wichtig, zumal das andere für die Treibstoffbeschaffung herangezogene Verfahren besonders in dieser Beziehung noch Schwierigkeiten zu überwinden hat: das nach dem Fischer-Verfahren gewonnene Benzin hat einen schlechten Klopfwert und im Zusammenhang damit auch ein zu geringes spezifisches Gewicht. Auch das nach Fischer gewonnene Gasöl entspricht zunächst nicht den

handelsüblichen Normen, seine Viskosität ist unzureichend und es müßte zur Erniedrigung des Stockpunktes entparaffiniert werden.

Da für den Ausbau der Hydrirung die Beschaffung der Hochdrucköfen den Engpaß bildet, wurde in Ludwigshafen ein Steinkohlenhydrirversuch in Röhren gemacht. Hierbei konnte die gleiche Verflüssigungsleistung erzielt werden wie in Öfen, doch lag die Asphaltkonzentration höher. Der Grund hierfür ist darin zu suchen, daß die abfallenden Röhre leer bleiben, somit der Füllungsgrad schlecht und die Verweilzeit zu gering ist. Röhren sind für die Herstellung asphalthaltiger Öle verwendbar, erscheinen jedoch weniger geeignet für das Fahren auf Benzin und Mittelöl. Die Anlagekosten dürften für Röhren und Öfen etwa die gleichen sein.

Im verflossenen Jahre erfolgte der Abschluß eines Vertrages betreffend Extraktion und Hydrirung zwischen Stinnes und IG. Eine Extraktionsanlage befindet sich bereits im Bau.

Im Ausland wird in England durch die IOI die Verflüssigung einer älteren Kohle mit 84-85% C in Billingham betrieben. Die Anlage ist nur für einen Druck von 250 atm bzw. 190 atm H_2 eingerichtet, sodaß der für den Asphaltabbau so wichtige Wasserstoffpartialdruck sehr knapp bemessen ist. Ausserdem hat die IOI in der Rückstandsaufarbeitung noch mit Schwierigkeiten zu kämpfen, da unmoderne Öfen zur Schwelung benutzt werden. Doch beabsichtigt sie, jetzt bei Krupp einen neuen Kugelschmelofen zu bestellen.

Auch Italien ist mit der IHEO zum Vertragsabschluss gekommen, auf Grund dessen 2 Anlagen zu je 150.000 t Benzin in Bari und Livorno errichtet werden. Als Rohmaterial dient albanisches Öl. Die Vorversuche mit diesem stark asphalthaltigen Öl wurden in Ludwigshafen durchgeführt. Teile der Apparaturen werden in Deutschland bestellt.

Japan hat ebenfalls in das Programm seines Sieben-Jahresplanes die Kohlehydrierung aufgenommen. Auch die französische Regierung hat Interesse. Doch wäre erst eine Bereinigung mit den Mines de Béthune, die die Kohlehydrierung in kleinem Maßstabe ohne Kreislauf des Annsießls betreiben, vorzunehmen.

b). Versuchsergebnisse und Erkenntnisse auf dem Gebiet der Hydrierung

Für die neuen Kohleanlagen ist ein Druck von 700 atm in der Sumpffphase vorgesehen. Mit der Erhöhung des Druckes von 300 auf 700 atm steigen Kohleabbau und Asphaltreduktion, wodurch die Rückstandsaufarbeitung verbilligt wird. Weitere Vorteile der 700 atm liegen in dem größeren Durchsatz und der geringeren Vergasung. Besonders deutlich ist der Effekt bei älteren, C-reichen Kohlen. Die höheren Anlagekosten machen sich durch die Vorteile, die der hohe Druck mit sich bringt, bezahlt.

Am wesentlichsten in der Sumpffphase-Hydrierung ist ein möglichst weitgehender Abbau von Asphalten bzw. das Einhalten einer niedrigen Asphaltkonzentration, wenn sich, wie bei der Kohlehydrierung, zwangsläufig Asphalte bilden. Die Hydrierung von Kohle zum asphalthaltigen Produkt oder zum Extrakt ist verhältnismäßig einfach und verläuft mit sehr kleiner Vergasung. Auch die Hydrierung von asphaltfreiem Schweröl bis zum Benzin verläuft glatt und mit geringen Verlusten. Die früher für den fest angeordneten Kontakt verlangte 325°-Grenze, nach der die für die Gasphasehydrierung bestimmten Produkte keine über 325°C siedenden Anteile enthalten dürfen, muß nicht in allen Fällen scharf eingehalten werden. Sie hängt vor allem vom Druck ab; bei genügendem Wasserstoffpartialdruck las-

sen sich alle asphaltfreien Öle über festen Kontakt spaltend hydrieren. Die Spaltarbeit ist daher nach Möglichkeit dem festen Kontakt zu überlassen, da die größere Kontakt-Konzentration gegenüber der Sumpfphase eine verhältnismäßig kleine Vergasung gewährleistet. Die größte Arbeit ist bei dem Übergang vom Extrakt oder einem ähnlichen asphaltreichen Produkt zum asphaltfreien Schweröl zu leisten; in dieser Stufe muß unter möglichst geringer Spaltung gearbeitet werden, um unnötig hohe Vergasungsverluste zu vermeiden.

Die Verflüssigungsprodukte, die man aus einer bestimmten Kohle erhält, sind stets die gleichen. Der Weg, der dahin führt, ist nicht entscheidend -höchstens die letzte Stufe-; die Produkte können durch direkte Hydrierung mit Wasserstoffüberschuß oder -Unterschuß oder durch indirekte Hydrierung (Lösungsmittel-Extraktion) gewonnen sein. Auch die Entaschung kann verschieden durchgeführt werden; an welcher Stelle die Ascheentfernung zweckmäßig gelegt werden soll, ist jetzt noch schwer zu entscheiden.

Heizöle sind direkt aus der Sumpfphase zu gewinnen, sie müssen etwa dem Erdöl-Heizöl gleich, vor allem aber stabil sein und dürfen nicht zu Ausflockungen führen. Dieselöle für schnell laufende Dieselmotore erfordern eine Cetanzahl von etwa 50. Mit der Cetanzahl läuft der Wasserstoffgehalt ungefähr parallel. Zur Erreichung der nötigen Cetanzahl muß daher das aus der Kohle direkt anfallende Öl noch durch die Gasphasenhydrierung gegangen sein.

In der Gasphase wurden 2 neue Kontakte eingeführt, deren Vorteile für die Benzinherstellung in der Richtung schwächerer Hydrierung liegen, die also zu aromatischerem Benzin führen. Der verdünnte Kontakt 6104 liefert ein Benzin von höherem spezifischen Gewicht und höherer Oktanzahl als 5058:

Oktanzahlen von Autobenzinen (Research-Methode)

hergestellt mit Kontakt 5058 und 6104.

Ausgangsmaterial:	Oktanzahlen der Benzine mit:		
	5058	6104 direkt	Kombination I: Stufe 5058 III: Stufe 6104
Erdöl-Mittelöl	56	65	-
Braunkohlenschwelter-M'81	58	68	64
Braunkohlen-Verfl.-M'81	62	(75)	67
Steinkohlen-Verfl.-M'81	67	-	72

Der verdünnte Kontakt ist bereits in Magdeburg eingebaut. Eine gewisse Schwierigkeit bereitet hier im Augenblick noch die Wärmebeherrschung in der ersten Stufe. Die schwächere Hydrierung des verdünnten Kontaktes kann besonders eindringlich an den Anilinpunkten der Benzinfraktionen verfolgt werden. Während bei 5058 die Anilinpunkte der Benzinfraktionen mit steigendem Siedepunkt auch steigen, bleiben die Anilinpunkte beim verdünnten Kontakt nahezu unverändert.

Der andere neue Kontakt, der bei etwa 480-500° arbeitet, liefert ein Benzin, bei dem die Anilinpunkte der Benzinfraktionen mit steigendem Siedepunkt sogar stark abfallen. Hier liegt die Anilinpunktskurve ähnlich wie bei dem Benzin aus der Sumpfhase, dessen Wasserstoffgehalt mit steigender Siedetemperatur ebenfalls schnell abnimmt. Dieser neue Kontakt ist besonders geeignet zur Toluol-Herstellung und wird zu diesem Zweck in einem Großversuch in Ludwigshafen erprobt. Aus Steinkohle-Mittelöl fällt bei einer Vergasung von

nur 10% ein Benzin mit 40-50% Aromaten und rund 10% Toluol an. Das Toluol kann vorteilhaft mit Propan-80₂ und nachfolgender Destillation isoliert und rein hergestellt werden.

Auch die Schmieröl-Gewinnung aus deutschen Rohstoffen konnte im letzten Jahr durch die Entwicklung des Tieftemperaturdrierfahrens auf eine breitere Basis gestellt werden. Der Kernpunkt dieses Verfahrens liegt darin, daß schwach asphalthaltige Produkte über festen Kontakt gefahren werden können, wenn 1. die Asphaltkonzentration durch geeignete Verdünnungsmittel bis auf ein geringes Maß heruntergedrückt wird und 2. solche Bedingungen eingehalten werden, daß eine Aufspaltung und Ausflockungen nicht auftreten. Die Arbeitstemperatur liegt bei Verwendung von 5058 bei ca. 340 - 350^oC. Unter diesen Bedingungen werden aus Braunkohle-Schmelteeren farblose Produkte erhalten.

Speziell beim Bühlener Teer ergab die Untersuchung folgende Ausbeuten, auf Teer einschließlich 10% Leichtöl bezogen:

	<u>1.</u>	<u>2.</u>
% Schmieröl	16	16
% Paraffin	16	16
% Gasöl	44	35
% Benzin	<u>14</u>	<u>22</u>
	90	89

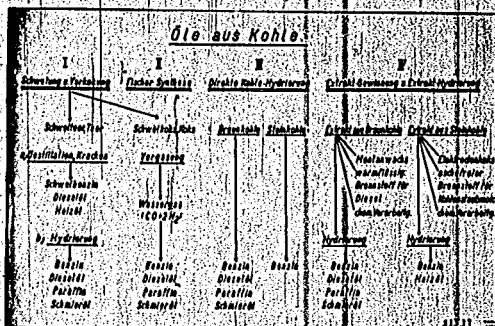
Die Übertragung der Kleinversuche von Ludwigshafen auf einen Großversuch in Leuna bestätigte diese Ergebnisse.

2) Hydrierungsfragen.

E. Winkler.

Auf dem Gebiete der Extraktion der Kohle haben sowohl die IG als auch Pott und Broche in den Jahren 1926 und 1927 zahlreiche Patente angemeldet. Daraus ergab sich ein sehr unergieblicher und unfruchtbarer Patentstreit zwischen IG und den verschiedenen Ruhr-gesellschaften mit dem einzigen negativen Erfolg, daß die Parteien sich gegenseitig ihre Patente erschlugen. Im März dieses Jahres kam nun zwischen IG und Stinnes und später auch zwischen IG und den anderen Ruhr-gesellschaften eine Einigung zustande, die zu Verträgen über eine Zusammenarbeit auf dem Gebiet der Kohleextraktion und nachfolgenden Hydrierung des Extrakts führte. Die bedeutenden Fortschritte, die mit der Extraktverarbeitung in den letzten Monaten erzielt wurden, und die neuen Erkenntnisse, die bei der Bearbeitung dieses ganzen Problems gewonnen wurden, lassen es möglich erscheinen, daß diese Arbeitsweise in Zukunft eine große Bedeutung sowohl in der Mineralölwirtschaft als auch in anderen Richtungen erlangen wird.

Die Verfahren zur Herstellung von Ölen aus Kohle kann man heute in folgende vier Gruppen unterteilen:



Bei der Gruppe I ist man begrenzt durch die Menge der zur Verfügung stehenden schmelzbildigen Kohle, besonders bei der Braunkohle, und durch die Verwendungsmöglichkeit des anfallenden Koksess. Letzterer Punkt hat besondere Bedeutung bei der Verschwelung und Verkokung der Steinkohle. Einen Ausweg bis zu einem gewissen Grade gibt das Verfahren Gruppe II, wo der anfallende Koks weiter auf Kohlenwasserstoffe verarbeitet wird.

- Ia. Die Gewinnung von Schmelzstein, Dieselöl und Heizöl direkt durch Zerlegung des Teeres oder auch durch Kracken hat nur geringe Bedeutung, sowohl hinsichtlich Menge als auch Qualität der anfallenden Produkte.
- Ib. Die Verarbeitung der Teere durch Hydrierung wird von der IG schon seit Jahren durchgeführt (Leuna, Brabag). Bis jetzt hat man in der Hauptsache auf Benzin gearbeitet.

Den Erfordernissen des Marktes entsprechend wird man in Zukunft voraussichtlich aus Braunkohlenteeren neben wenig Benzin in der Hauptsache Dieselöle herstellen und dabei noch Paraffin und Schmieröl gewinnen (T.T.H.-Verfahren). Steinkohlenteere eignen sich in erster Linie für die Herstellung guter Benzine.

- II. Die Fischer-Synthese arbeitet bekanntlich über die Vergasung der Kohle bzw. des Koksess, stellt ein Wassergasgemisch bestimmter Zusammensetzung her und baut aus den CO-H₂-Molekülen wieder die Kohlenwasserstoffe unter Verwendung von Kontakten neu auf. Das Verfahren arbeitet drucklos. Es befindet sich zur Zeit erst in der Übertragung in den Großbetrieb, sodaß noch kein abschließendes Urteil darüber vorliegt. Erzeugt können werden: Benzin, Dieselöl, Paraffin und Schmieröle. Die anfallenden Benzine können erst durch nachfolgendes Kracken auf markt-

gerechte Normen gebracht werden. Das Dieselöl ist gut, aber vielleicht zu teuer. Paraffin und Schmieröl spielen zunächst eine untergeordnete Rolle.

III. Das IG-Verfahren der direkten Kohlehydrierung wird für Braunkohle seit Jahren im großtechnischen Maßstab in Leuna durchgeführt und hat besonders seit Verwendung des billigen Eisenkontakts einen hohen Grad von Wirtschaftlichkeit und Betriebssicherheit erlangt. Die Lebensdauer der Kohlekammern beträgt durchschnittlich heute 6 - 8 Monate und mehr; zur Zeit wird nur Benzin hergestellt; doch wäre auch die Herstellung von Dieselöl ohne weiteres möglich, ebenso von Paraffin und Schmieröl.

Die direkte Steinkohlehydrierung wird von der IOI in England seit etwa zwei Jahren durchgeführt und in Deutschland läuft die Anlage in Scholven seit einigen Monaten. In beiden Anlagen wird nur Benzin hergestellt.

IV. Über den Stand der Extraktgewinnung und Hydrierung wird folgendes berichtet:

Die Grundlagen für die technische Durchführung der Extraktgewinnung, wobei vor allem die Entwicklung einer leistungsfähigen Filtrierapparatur eine ausschlaggebende Rolle spielte, wurden durch die Arbeiten von Pott und Broche geschaffen. Die Versuche zur Hydrierung des Extrakts wurden von der IG durchgeführt und die Unterlagen für die im Bau befindliche Großanlage Welheim der Gewerkschaft Mathias Stinnes wurden durch Großversuche bei 300 at in Leuna erhalten.

Das Verfahren selbst geht davon aus, daß zunächst von der Kohle mittels eines geeigneten Lösungsmittels bei einem Druck von

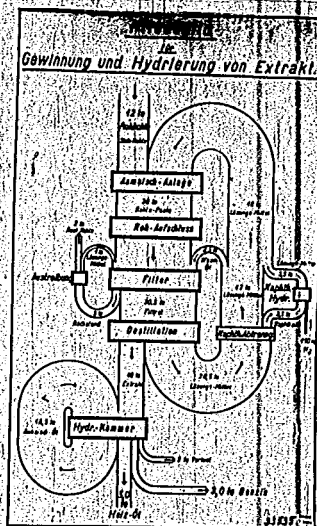
ca. 100 at und einer Temperatur von 400 - 420° ca. 85% in Lösung gebracht werden und daß dieses Gelbete, Extrakt genannt, von der nicht gelösten Kohle und Asche mittels Filter leicht und schnell getrennt wird. Nach Abtrennung des Lösungsmittels bleibt der Extrakt als feste schwarze pechartige Masse zurück. Soll der Extrakt durch Hydrierung weiterverarbeitet werden, so läßt man ihn nicht erst erstarren, sondern nimmt ihn noch heiß mit Anreibebül auf und führt das Extrakt-Anreibebülgemisch genau wie bei der Kohlehydrierung die Kohlepaste in den Hochdruckofen zusammen mit H₂. Kontakt wird als feingemahlenes Pulver zugegeben. Je nach den Bedingungen, Druck, Temperatur und Durchsatz erhält man aus dem festen Extrakt flüssige Produkte: Bensin, Mittelöl und Schweröl.

Die Extraktion wird mit einem Gemisch von 80% Tetralin und 20% Kresol ohne Zugabe von gasförmigem H₂ durchgeführt. Durch Tetralin allein werden schon ca. 50 - 60% der Kohle rein physikalisch gelöst und die weiteren 25 - 30% werden durch die depolymerisierende Wirkung des Kresols in Lösung gebracht, wobei der vom Tetralin abgegebene H₂ stabilisierend auf die Spaltstücke der Kohle wirkt. Pro Tonne Extrakt werden ca. 125 m³ H₂ = 350 kg Tetralin benötigt. Es findet also nur eine sehr milde Hydrierung statt, wobei der aromatische Charakter des Extrakts erhalten bleibt, was für die Filtrierbarkeit der Extraktlösung wichtig ist. Von ausschlaggebender Bedeutung für die Filtrierbarkeit¹⁾ ist ferner, daß die Kohle unter eine bestimmte Molekülgröße abgebaut wird und daß die Restkohle eine bestimmte physikalische

1) Pro m² Filterfläche werden 400 - 500 kg Flüssigkeit pro Stunde durchgesetzt.

Struktur hat¹⁾.

Das durch H_2 -Abgabe aus Tetralin entstandene Naphthalin wird in einer besonderen Hydrieranlage wieder in Tetralin umgewandelt und geht in den Kreislauf zurück. Das der Restkohle anhaftende Lösungsmittel wird in einer Büttnertrömmel zurückgewonnen und die Restkohle, die als trockener Staub mit ca. 6.400 WE anfällt, unterm Kessel verbrannt. Die Verluste an Tetralin betragen unter 1%, bezogen auf Extrakt.



1) Es entstehen pro t Extrakt 20 - 30 m³ Gas mit 70% CH_4 und Rest CO_2 .

Über die Verwendungsmöglichkeiten des Extrakts, abgesehen von seiner Weiterverarbeitung durch Hydrierung, wurde folgendes mitgeteilt:

Beim Schwelen des Extrakts bei 500° erhält man aus dem Extrakt 60% Schmelkoks und 24% Urteer.

Bei $900 - 1000^{\circ}$ erhält man 70% Hochtemperaturkoks, der einen erstklassigen Elektrodenkoks darstellt. Er enthält nur 0,01 - 0,02% schädliche Asche, während sonst guter Elektrodenkoks 0,03% enthält. Man kann damit außergewöhnlich reines Aluminium herstellen. Auf die Bedeutung, die der Extrakt für die Elektrodenherstellung im Hinblick auf die geplante starke Steigerung der Aluminiumerzeugung gewinnt, sei damit hingewiesen. Die leichte Graphitierbarkeit des Extraktkokes macht ihn auch für elektrotechnische Zwecke aller Art verwendbar.

Ein weiteres Anwendungsgebiet kann der Extrakt als asche-freier Brennstoff im Kohlenstaubmotor finden, indem er nach einem in Oppau entwickelten Verfahren nitriert wird, wobei der Schmelzpunkt von 220° auf über 500° steigt, während der Zündpunkt von 480° auf etwa 185° herabgesetzt wird. Die in Oppau laufenden Versuche sehen recht vielversprechend aus. Für die chemische Verarbeitung des Extrakts stehen noch alle Wege offen; erinnert sei nur an die Möglichkeit der Verwendung in der Kunststoffabrikation.

Bei der Extraktion der Braunkohle erhält man ein Produkt, das sich beim Erkalten in zwei Schichten trennt, eine obere mit einem Schmelzpunkt von etwa 40° , eine Art Montanwachs, und eine untere von Schmelzpunkt 110° .

Der Braunkohleextrakt, besonders das Montanwachs, stellt

warmflüssig einen guten Dieselmotortreibstoff dar.

Über die chemische Verarbeitung gilt das bei Steinkohleextrakt Gesagte.

Hydrierung des Extrakts.

Der Steinkohleextrakt mit einem Schmelzpunkt von 220° ist anfänglich vielfach als warmflüssiger Treibstoff bezeichnet worden, weil man hoffte, ihn durch vorausgehendes Schmelzen wie Dieselöl im Motor verbrennen zu können. Diese Hoffnungen waren fürs erste etwas überspannt; jedenfalls haben wir heute noch nicht den geeigneten Motor dafür.

Aufgabe der Versuche in Leuna war zunächst, aus diesem festen Extrakt einen flüssigen Brennstoff zu machen, der den Charakter eines Heizöles hatte und deshalb sehr billig sein mußte. Das bedingte wiederum, daß die Wasserstoffaufnahme auf der untersten möglichen Grenze gehalten wurde.

Die Versuche wurden zunächst in Autoklaven, später in kleinen 4 Ltr. Öfen und dann in einer halbertechnischen Apparatur von 400 Ltr. Ofenvolumen durchgeführt. Bei den kleinen Öfen konnte mit Drücken von 700 at, bei den 400 Ltr. Öfen von 300 at gearbeitet werden.

Die Hydrierung des Extrakts geht in flüssiger Phase vor sich. Der Extrakt wird in seinem eigenen bei der Hydrierung entstehenden Schmelzöl angepasst. Es wurden die verschiedenartigsten Kontakte angewendet. Als sehr guter und dabei billigster Kontakt wurde ein Eisenkontakt gefunden, derselbe, der sich bei der Braunkohlehydrierung in Leuna seit mehr als einem Jahr gut bewährt hat. Der Verlauf der Extrakthydrierung wurde anhand des Schemas (s. S. 10) erläutert.

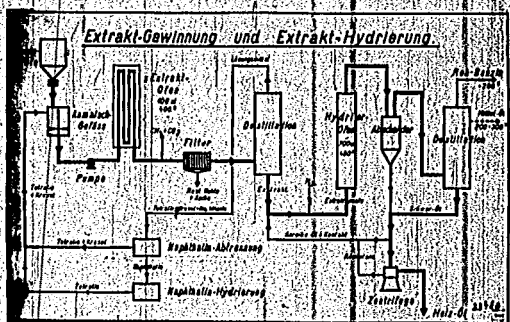
Die Entschlammung mit dem Kontakt dient immer wieder als Anreibeöl für neuen Extrakt. Ein Teil der Entschlammung kann als Heizöl herausgenommen werden.

Der Versuch bei 300 at in 400 Ltr. Ofen lief 5/2 Wochen ohne Störung und mußte aus Mangel an Extrakt abgestellt werden. Der Ausbau zeigte keinerlei Koksbildung.

Durchsatz an Extrakt: 0,33 kg/Ltr. Ofenvolumen

Aus 1 t Extrakt wurden erhalten:

300 kg Bi - 200°
500 kg Heizöl > 200°
200 kg Vergas. + Verlust



Die Versuche bei 650 at im 4 Ltr. Ofen ergaben:

Durchsatz an Extrakt: 0,7 kg/Ltr. Ofenvolumen.

Die Benzinbildung blieb bei 300 und 650 at praktisch gleich, aber die Qualität des Heizöls war bei 650 at wesentlich besser. Bei 300 at besteht das Heizöl zu 60 - 70% aus Destillat und 30% Entschlammung, bei 650 at zu 100% aus Destillat.

Zusammensetzung von Extrakt und Extrakt-Produkten.

	Stromab von Gas	Stromab Extrakt	Heizöl 550 at	Heizöl 300 at	Säure Anteil		Stromab von Gas	Stromab Extrakt
C	07,00	00,00	02,50	00,00	0,05		02,50	00,20
H	4,20	4,97	4,01	7,10	1,42		12,50	0,05
O	5,90	6,60	2,60	4,02	0,00		0,00	20,90
N	4,47	4,43	0,92	0,77	0,43		0,42	0,75
S	0,72	0,60	0,007	0,150	0,003		0,001	3,55
mit Holzwerk - flucht	0,004	0,003	0,299	0,210	0,074	0,024	0,033	0,070
mit Holzwerk - flucht					0,399	0,000	0,304	
Spez Gewicht zu 20°					0,821	0,820	0,802	
Klopfwert					0,50	0,50	0,50	

Der Wasserstoffverbrauch war bei 300 at ca. 950 m³/t Extrakt. Eine Umrechnung auf Totalbenzinsierung des Extrakts, wobei also das Heizöl in der Gasphase restlos in Benzin übergeführt würde, ergibt einen Wasserstoffverbrauch von nur ca. 2.100 - 2.200 m³/t Benzin, also ungefähr 500 - 600 m³ weniger als bei der direkten Kohlehydrierung. Diese Zahl muß jedoch noch durch Versuche bestätigt werden.

Eigenschaften der erhaltenen Produkte, Benzin bei 300 st.

Das Rohbenzin (-200°) hat 4-7% Phenole, ca. 17-20% bis 100° siedende Anteile und nach der Raffination mit Lauge und Säure einen Klopffwert von 85 (Res.). Die Phenole, die sich in der Hauptsache zwischen 170 - 220° des Abstreiferprodukts konzentrieren, bestehen zu 65% aus Karbolsäure, Rest Kresole und Xylenole. Eventuell kommt eine getrennte Gewinnung der Phenole in Frage, die als solche verwendet werden oder zu Aromaten (Toluol) reduziert werden.

Besser als die chemische Raffination eignet sich ein katalytisches Verfahren, das in Leuna vor etwa vier Jahren entwickelt wurde. Dieses sogenannte Dehydrier- und Raffinationsverfahren arbeitet bei 50 at mit einem Ni-W-Kontakt bei ca. 480°. Die Phenole werden dabei restlos reduziert, die Olefine weitgehend hydriert und Naphthene dehydriert. Eine Spaltung tritt nur in geringem Maße ein, demzufolge betragen die Verluste nur 2 - 3%. Der Wasserstoffverbrauch ist klein, wenn überhaupt vorhanden. Eventuell fällt sogar zusätzlicher Wasserstoff an. Das obige Rohbenzin bis 200°, nach diesem Verfahren raffiniert, hat

spez. Gewicht	0,830 - 0,840
- 100°	30%
Oktanzahl	92 (O.F.R. Res.)
Aromaten ¹⁾	65 - 70%
Olefine	5%
Naphthene	20%
Aliphaten	5 - 10%

1) Bemerkenswert ist der niedrige H₂-Gehalt der Benzine, der den aromatischen Charakter anzeigt. In dem Benzin bis 200° sind 7 - 10% Toluol festgestellt. Diese Menge an Toluol wird sich erhöhen, wenn man den Abstreifer höher, etwa bei 240° abschneidet, weil man dann noch die Kresole mehr erfasst.

Ein Fliegerbenzin daraus hat:

spez. Gewicht	0,802
- 100°	64%
- 125°	91,5%
- 150°	98,2%
Oktanzahl	85 (Delco)

Es überrascht nicht, daß sich das Autobenzen infolge seines durchaus aromatischen Charakters in jedem Verhältnis mit Methanol mischen läßt. Mit 20% Methanol ergibt sich ein Entmischungspunkt von -25 bis -30°, die Wasseraufnahmefähigkeit bei 0° beträgt 0,2%, was etwa den heutigen Markenbenzinen entspricht.

Heizwert des Benzingemisches im Vergleich zu Aral:

Aral	7.700 WE
89/11 Gemisch	7.200 WE

Die Oktanzahl dieses Gemisches ist 99,5 (O.F.R.Res.) und liegt damit weit über allen auf dem Markt befindlichen Gemischen. Der etwaige Mangel an Anteilen -100° ist durch Zugabe von Methanol behoben.

Das aus dem Extrakt gewonnene Benzin wird sich infolge seines hohen spez. Gewichts und seiner hohen Oktanzahl direkt als Benzolersatz verwenden lassen, ebenso zum Verschnitten von Brabag- und Fischer-Benzin, bei denen spez. Gewicht und Klopfwert den Marktanforderungen nicht ganz entsprechen. Ein Brabag-Benzin, spez. Gewicht 0,715 und Klopfwert 58, kann mit 20% dieses Benzins verschnitten auf spez. Gewicht 0,741 und Oktanzahl 65 gebracht werden.

Das Heizöl bei 300 at (siehe Tabelle auf Seite 21 unter Heizöl II) entspricht mit Ausnahme einer etwas zu hohen Viskosität und Nichtmischbarkeit mit anderen Heizölen aus Erdölen allen sonstigen Anforderungen. Als besonders gute Eigenschaft wird die leichte

Zündbarkeit hervorgehoben, sowie die Verbrennung ohne Rauchentwicklung bei vollkommen klarer Flamme bei jeder Belastung.

Bei höherem Druck, 700 at, wird das Benzin praktisch nicht H₂-reicher, während der H₂-Gehalt des Heizöls von 7,1 auf 8,8 steigt (siehe Tabelle auf Seite 2, unter Heizöl I). Das Heizöl ist asphaltfrei und hat die Viskosität etwa eines Gasöles (20° ca. 1,5° E), Siedepunkt -50°. Dieses Heizöl läßt sich auch mit jedem anderen paraffinischen Heizöl mischen. Für die meisten Zwecke dürfte dieses Heizöl schon zu gut sein.

Durch Wahl der Reaktionsbedingungen, Druck, Temperatur und Durchsatz hat man es in der Hand, das Verhältnis Benzin zu Heizöl sowie die Qualität der Produkte zu beeinflussen.

Über die Hydrierung des Braunkohleextrakts liegen noch zu wenige Versuchsergebnisse vor, vor allem bei höherem Druck. Beachtenswert ist, daß bei der Gewinnung des Braunkohleextrakts schon der größte Teil des O₂ als CO₂ entfernt wird, wodurch sich erhebliche Ersparnisse an H₂ (ca. 400 - 500 m³/t Benzin) gegenüber der direkten Hydrierung ergeben werden.

Eine Beobachtung der letzten Zeit soll hier noch nachgetragen werden. Bei der Raffination des Benzins entsteht durch Dehydrierung von darin vorhandenem Tetralin Naphthalin und diese Menge deckt eventuelle Tetralinverluste bei dem Prozeß, sodaß das Verfahren nicht durch Naphthalin- bzw. Tetralinmangel begrenzt wird; denn 1 Mill. t Extrakt würden bei 1% Verlust 10 000 t Naphthalin erfordern. Es wird jedoch auch wieder mindestens 1% Naphthalin, bezogen auf Extrakt, gewonnen. Aus dieser Beobachtung wurde gefolgert, daß vielleicht eine bestimmte Fraktion, ca. 190 - 240°, die Eigenschaften eines Tetralin

Kresol-Gemisches hat; der Versuch hat diese Vermutung auch teilweise bestätigt. Ferner wurde durch Versuche festgestellt, daß in einem Tetralin-Naphthalin-Kresolgemisch unter den Bedingungen der Extrakt-hydrierung das Naphthalin teilweise zu Tetralin hydriert wird, wobei die Kresole erhalten bleiben. Das Lösungsmittel könnte also immer wieder im Kreislauf zurückgeführt werden. Ein Lösungsmittel und ein Anreibekreislauf greifen dann ineinander. Der Wegfall einer beson-deren Naphthalinhydrierung und Lösungsmittelabtrennung würde eine erhebliche Vereinfachung des ganzen Prozesses bringen.

Der Vortragende führte zusammenfassend aus:

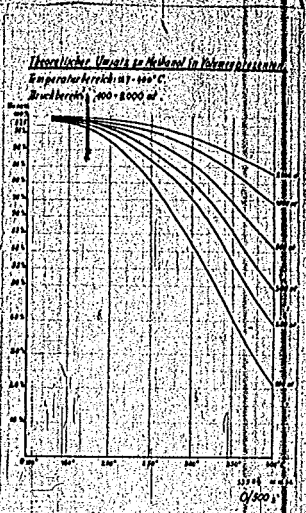
Es ist heute noch verfrüht, darüber zu streiten, ob die direkte Kohlehydrierung oder die Extrakt-hydrierung der richtigere Weg zur Gewinnung von Ölen aus Kohle ist. Dafür sind die Erfahrungen noch zu kurz, besonders bei dem Extraktionsverfahren, das im großtechni-schen Maßstab noch nicht durchgeführt ist. Zugunsten des Extraktver-fahrens kann gesagt werden, es umgeht die Schwierigkeiten der festen Kohle und Asche im Hochdruckraum und erspart eine Rückstandsaufarbei-tung. Es hat für sich die hohe Leistung im Hochdruckraum, geringeren H_2 -Verbrauch pro t Benzin, sehr geringen Kontaktverbrauch und die Verwendung inländischer, billiger und nicht korrodierender Kontakte die Erzeugung eines Benzins mit ungewöhnlich hoher Klopfzahl, hohem spez. Gewicht und hoher Mischbarkeit mit Methanol. Außerdem besteht die Möglichkeit, aus diesem Benzin reine Aromaten, z. B. Toluol, zu gewinnen. Möglicherweise wird später jedes Verfahren sein besonderes Anwendungsgebiet finden. So sind wir der Ansicht, daß die im Rahmen des Vierjahresplanes geforderten großen Mengen von Heizöl am besten

nach dem Extraktionsverfahren geschaffen werden können. Die erste Anlage nach dem Extraktionsverfahren wird von der Gewerkschaft Mathias Stinnes zur Zeit gebaut und kommt am 1. Mai 1937 in Betrieb. Sie ist in ihrem Endausbau auf

50 000 Jahrestonnen Benzin und
100 000 Jahrestonnen Heizöl
abgestellt.

notwendige Temperatur erreicht wird. Beim Durchgang durch den Ofen findet dann über den Kontakt die stark exotherme Reaktion statt, die durch Regelung der Gaseschwindigkeit und Zufuhr von Kaltgas in den richtigen Temperaturgrenzen gehalten wird. Das den Ofen verlassende Gasgemisch wird unter Druck gekühlt und in einem Abscheider wird das gebildete Methanol von dem nicht umgesetzten Gas getrennt. Ein Teil des Gases muss dauernd aus dem Kreislauf entspannt werden um den Gehalt an inerten Gasen (N_2 und CH_4) unter einer bestimmten Grenze zu halten.

Sowohl die Synthese von Methanol wie die von höheren Alkoholen verläuft exotherm und ist stark druckabhängig und zwar so, dass erhöhter Druck die Bildung der Alkohole begünstigt. Außerdem ist das Gleichgewicht zwischen CO und H_2 einerseits und Methanol andererseits wie fast alle chemischen Reaktionen temperaturabhängig. Diese Abhängigkeit des Gleichgewichts von Temperatur und Druck, wie sie sich aus theoretischen Berechnungen ergibt, ist aus folgendem Kurvenblatt ersichtlich:

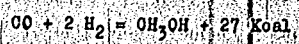


00567

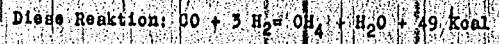
Bild 2.

Praktisch lassen sich diese Methanolkonzentrationen aus verschiedenen Gründen nicht erreichen.

Aus der Reaktionsgleichung für die Methanolbildung:

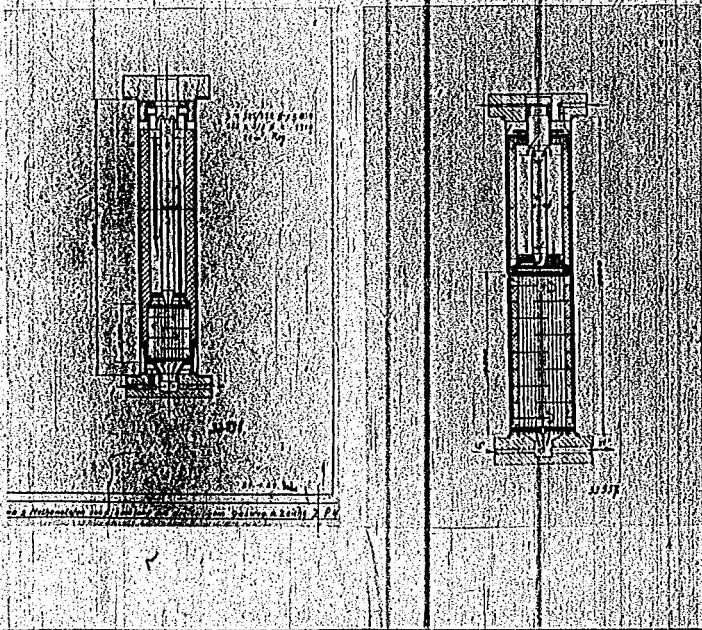


ergibt sich die große Bedeutung, die einer guten Abführung der Reaktionswärme zukommen muß. Das ist deshalb besonders wichtig, weil eine Wärmestauung im Ofen sofort ein Ansteigen der Temperatur und damit verbunden die Auslösung der Methanreaktion zur Folge hat.



kann, wenn sie einmal richtig in Gang ist, bei ihrer großen Wärmetönung in der gegebenen Apparatur kaum abgebrannt werden und kann denn in einer halben Minute die Ofentemperatur auf 1000 - 1500° ansteigen lassen. Im Anfang der Methanolsynthese

sind viele Ofen diesen Wärmetod gestorben. Heute sind solche Zwischenfälle selten, weil allmählich Ofenkonstruktionen gefunden wurden, bei denen durch zweckmäßige Kaltgaszufuhr an verschiedenen Stellen die Reaktion beherrscht werden kann. Die wichtigsten Ofentypen von dieser Entwicklung sind auf den folgenden Bildern dargestellt:



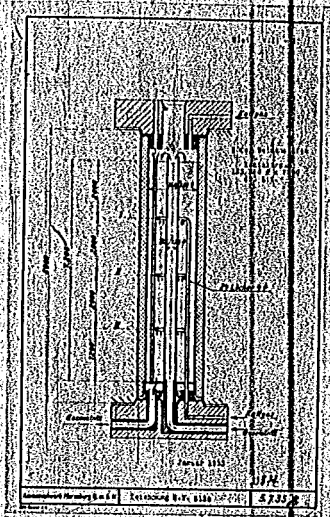


Bild 5.

Bei dem sogenannten dreiteiligen Ofen (Bild 5) sollte das Gas auf drei Wegen in ungefähr gleichen Teilen durch das obere, mittlere und untere Drittel des Kontakttraumes gehen. Der damals benutzte Kontakt 617 war jedoch ziemlich weich und rutschte leicht im Ofen zusammen. Infolgedessen wurde der Stromwiderstand im oberen Drittel viel kleiner als in den beiden unteren Dritteln und die Gasverteilung wurde sehr ungleichmäßig. Der Ofen war dann schlecht zu bedienen und die Ausbeute war ebenfalls schlecht. Mit dem heute benutzten Kontakt aus festen Pillen wären ohne Zweifel mit dem dreiteiligen Ofen bessere Ergebnisse zu er-

zielen. In der Zwischenzeit haben sich aber die Ofenkonstruktionen weiter entwickelt, nämlich über den Typ auf Bild 4, der einen kleinen Kontaktraum mit nur einem Gasweg gemeinsam mit dem gesamten zugehörigen Regenerator innerhalb eines Hochdruckmantels enthält, bis zu dem Großraumofen auf Bild 5, bei dem der Regenerator vollständig abgetrennt ist. Dieser Ofentyp, der beim 500-er Ofen 700 Liter Kontaktraum und beim 800-er Ofen 3000 Liter Kontaktraum enthält, besitzt eine Anzahl von Kaltgasringen mit isolierten Zuleitungen. Durch diese Zufuhr von Kaltgas an verschiedenen Stellen wird die Ofentemperatur beherrscht. Nachfolgende Tabelle zeigt diese Entwicklung der Ofenleistungen zusammen mit der Abnahme der spezifischen Regeneratorflächen; denn der Überschuß der Reaktionswärme über die Verluste durch Abstrahlung usw. darf natürlich nicht im Regenerator an das eintretende Gas abgegeben werden, sondern muss im Kühler vernichtet werden.

Die Ofenleistungen im Vergleich mit den Regeneratorflächen.

Ofen Typ	Regenerator Typ	Regenerator Fläche	Produktion Tonne	m ² Regeneratorfläche auf Tonne Produktion
500er	Innen u. Außen	208 m ²	10	20,8
500er	Innen	78 m ²	10	7,8
500er	Außen	84 m ²	32	2,6
800er	Außen	226 m ²	140	1,6

Ebenso wichtig wie die Konstruktion von Ofen und Regenerator ist der Kontakt. Von einem guten Methanolkontakt muss man verlangen:

1. Die Bevorrugung einer bestimmten Reaktion unter den verschiedenen möglichen.
2. Eine ausreichende Reaktionsbeschleunigung.
3. Eine Mindest-Haltbarkeit.
4. Eine bestimmte mechanische Festigkeit.
5. Regenerierbarkeit.

Die Reaktionslenkung des Zink-Chrom Kontakts ist ausgezeichnet. Das Rohprodukt enthält 95 % Methanol (der Rest ist Wasser aus einer Nebenreaktion, der Methylätherbildung).

Die Reaktionsbeschleunigung ist nicht sehr hervorragend. Erst von einer ziemlich hohen Temperatur und einem bestimmten Druck an setzt die Reaktion merklich ein. Die Berührungzeit zwischen Gas und Kontakt liegt zwischen 3 und 7 Sekunden. Die Haltbarkeit des Kontaktes ist groß und seine mechanische Festigkeit gut, seitdem es gelungen ist, ihn zu festen Pillen zu pressen.

Was den letzten Punkt anbelangt, so ist es in letzter Zeit gelungen, auf verhältnismäßig einfache Weise den Kontakt zu regenerieren.

Einen Vergleich der verschiedenen Betriebskontakte der letzten Jahre zeigt die folgende Tabelle:

Kontaktleistungen bezogen auf die gleiche Volummenge Kontakt.

Kontakt Nr.:	617	355	616	2106
Leistung:	100%	80%	200%	350%

Der Kontakt 617 zeigte eine ungenügende mechanische Festigkeit und wurde deshalb von dem etwas weniger aktiven Kontakt 355 abgelöst. Der Kontakt 2106 ist der gleiche wie 616, nur in der Form von sehr fest gepressten Pillen.

Die Entwicklung des Methanolgeschäfts.

Methanolabsatz, 1925-1937.

1925	7 500 t	Reinmethanol	
1926	12 500 t	"	
1927	16 000 t	"	
1928	19 000 t	"	
1929	21 500 t	"	
1930	13 000 t	"	
1931	18 000 t	"	
1932	14 500 t	"	
1933	16 000 t	"	
1934	16 000 t	"	
1935	25 000 t	"	
1936	25 000 t	"	u. 60 000 t Treibstoffmethanol
1937	30 000 t	"	1 90 000 t

Bevor das Gesetz über die Beimischung von Methanol zu Treibstoffen erlassen war, wurde fast das gesamte Methanol auf Reinmethanol verarbeitet, was in Ludwigshafen, Leverkusen und Wolfen geschah. Mit der Einführung des Treibstoffmethanols, das zum großen Teil nach Mitteldeutschland abgesetzt wird, wurde es nötig, auch in Leuna zu destillieren. Hierfür wurden zwei kontinuierlich arbeitende Kolonnen aufgestellt, von denen die neueste mit einem Durchmesser von 3 m und 65 Glockenböden (Bild 6) eine tägliche Leistung von 220 t Treibstoffmethanol hat, das nur 0,01% Wasser enthält.

00573

- 35
Methanoldestillation

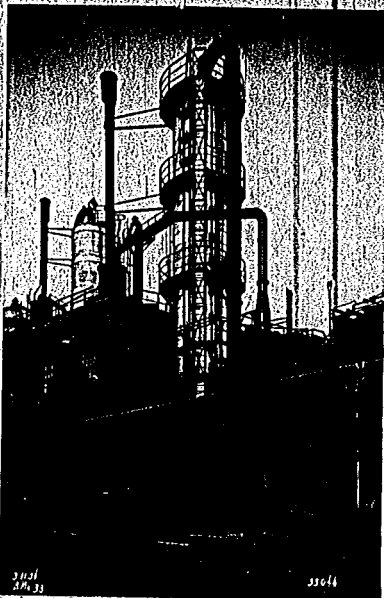


Bild 6.

Wie bereits erwähnt entsteht durch eine Nebenreaktion noch Methyläther, der bis vor kurzer Zeit zum größten Teil ungenutzt über Dach ging. Da aber in Zukunft etwa 4 000 t/Jahr Äther im Werte von über einer halben Million Mark anfallen werden, ist bereits eine Anlage errichtet worden, um Dimethyläther mit Wasser in Methanol zurückzuverwandeln.

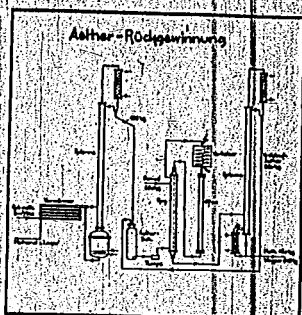


Bild 7.

Der Äther wird zunächst aus dem Rohmethanol in einer Druckkolonne (ca. 14 at) abdestilliert und dann mit Wasserdampf bei 350 - 400° über einen Tonerkontakt geleitet, wo ein Teil des Äthers zu Methanol umgesetzt wird. In einer anderen Druckkolonne erfolgt die Abtrennung des nicht umgesetzten Äthers von dem Wasser-Methanol-Gemisch, das dann in einer drucklosen Kolonne getrennt wird. Monatlich werden bereits über 100 t Methanol aus Äther hergestellt und die Anlage wird entsprechend erweitert werden, sodass der gesamte anfallende Äther untergebracht wird, abgesehen von dem Äther, der für andere Zwecke verwendet werden kann. In Höchst ist nämlich ein Verfahren entwickelt worden zur Herstellung von Dimethylsulfat aus Dimethyläther und SO₂ und in Oppau ein solches zur Herstellung von Dimethylanilin aus Anilin und Methyläther (früher Anilin und Methanol). Beide Verfahren werden im Laufe des Jahres 1937 betriebmäßig ausgebaut werden, wobei etwa 800-900 t/Jahr Äther untergebracht werden können.

Die Synthese der höheren Alkohole.

Bei diesen sogenannten Isobutylolverfahren ist hochdruckmäßig gegenüber dem Methanolverfahren nichts besonderes zu erwähnen. Dagegen besteht folgender grundsätzlicher Unterschied:

Die Methanolbildung ist eine einfache Hydrierung des CO mittels H_2 , wobei es unerheblich ist, ob etwa ein Zwischenprodukt gebildet wird oder nicht. Bei der zweiten Synthese werden Kohlenstoffketten aufgebaut, wobei eine Reihe von Reaktionen nebeneinander herlaufen. Die Bildung der höheren Alkohole erfordert deshalb viel mehr Zeit als die Methanolbildung, sodass nicht so große Gas-mengen wie beim Methanolofen durchgesetzt werden können. Eine Folge davon ist eine viel kleinere Ofenabbeute pro Zeiteinheit. Damit verbunden natürlich höhere Anlage-, Reparatur- und Bedienungskosten. Die folgende Tabelle zeigt die Entwicklung der Tagesleistungen eines Isobutylofens:

Durchschnittliche Tagesleistung eines Isobutylofens bei 30 % O₁ im Produkt.

1930	1,4	tato	500er	Ofen		
1931	1,6	"	"	"		
1932	2	"	"	"		
1933	3	"	"	"		
1934	4	"	"	"		
1935	5	"	"	"		
1935	16	"	830er	"	9 mm ϕ	Kontaktpillen
1936	18	"	"	"	"	"
1936	27	"	"	"	"	"
1937	ca. 45	"	"	"	"	"
1937	ca. 60	"	"	"	"	" , neuer Kontakt

Der Hauptfortschritt des Jahres 1936 liegt in der Einführung einer kleineren Kontaktkörnung (5 mm ϕ -Pillen statt der bisherigen 9 mm ϕ -Pillen). Eine weitere Verkleinerung (3mm ϕ -Pillen) ist für

das Jahr 1937 vorgesehen; da ferner in letzter Zeit auch ein noch aktiverer Kontakt gefunden wurde, so besteht die begründete Hoffnung auf eine Leistung von 50-60 tato pro Ofen zu kommen.

Die Zusammensetzung des Rohisobutylols kann durch Änderungen im Kontakt und in der Ofentemperatur etwas variiert werden.

Zusammensetzung des Rohisobutylols

Methanol	44,0 %
n-Propylalkohol	1,5 %
Iso-Butylalkohol	16,0 %
Iso-Amylalkohol	1,0 %
Fraktion 145-160°	4,0 %
Fraktion 160-220°	2,5 %
Fraktion über 220°	0,5 %
Vorlauföl	1,0 %
Methyläther	1,0 %

Ein Hauptproblem bei der Isobutylolsynthese war immer die Verwendung sämtlicher Produkte, insbesondere des dabei anfallenden Methanols. Die Methanolbeimischung hat hier einen sehr wertvollen Dienst getan, da es möglich war, dieses Methanol von Anbeginn dafür zu verwenden. Heute ist es sogar möglich, dieses Methanol so zu reinigen, dass es für die Formaldehydherstellung benutzt werden kann. Die Reinigung der höheren Alkohole bis zu 160°, die große Schwierigkeiten bereitete, ist so weit gelungen, daß die technischen Anforderungen genügt. Die höchsten Fraktionen wurden durch Alkalischmelze in Natriumsalze der entsprechenden Säuren überführt, die als solche oder nach Weiterbehandlung als Säuren Verwendung finden sollen.

War es schon schwierig, die Produkte des Isobutyläls zu trennen und zu reinigen, so hat es noch größere Schwierigkeiten bereitet, Verwendungszwecke dafür zu finden. Sehr viele Möglichkeiten sind versucht worden und man kann heute sagen, dass für alle Produkte, mit Ausnahme des Hexyl- und Heptylalkohols, Interessantes gefunden wurden. Und auch diese Alkohole können untergebracht werden, wenn das Waschmittel HD 144 großtechnisch hergestellt werden wird.

Absatz an höheren Alkoholen
to/Monat.

1934	1935	1936	1937
35	105	145	330

Der für 1937 geschätzte Absatz bezieht sich auf das normale Geschäft ohne die Isooktan-Produktion.

Die Aufarbeitung des Isobutyläls ist aus folgendem Schema ersichtlich:

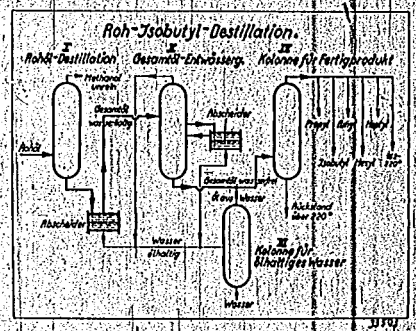


Bild 8.

Zunächst wird in Kolonne 1 das Methanol abdestilliert, wonach sich das Gemisch von Wasser und höheren Alkoholen in zwei Schichten trennt. Aus diesen beiden Schichten, dem wasserhaltigen Öl und dem ölhaltigen Wasser, werden in den Kolonnen 2 und 3 Öl und Wasser geschieden. Früher geschah diese Entwässerung mit Hilfe von Benzol, während es heute möglich ist azeotropische Entwässerung durch entsprechende Rückführung des Öls ohne Zusatz von Benzol durchzuführen. In Kolonne 4 werden dann die höheren Alkohole durch fraktionierende Destillation zerlegt. Alle Produkte bedürfen jedoch noch weiterer Reinigung. Bei den höheren Alkoholen geschieht das durch vorsichtiges Nachhydrieren über besonderen Kontakten und abermaliges Destillieren, bei dem Methanol müssen auch noch Kohlenwasserstoffe abgeschieden werden. Das erfolgt nach Zusatz von Wasser in Zentrifugen. Bei der anschließenden Trennung von Wasser und Methanol muss dann noch ein besonderer aldehydhaltiger Vorlauf abgezogen werden, der noch einer besonderen Nachhydrierung unterworfen wird. Die Aufarbeitung ist also nicht ganz einfach und hat viele Schwierigkeiten geboten. Doch ist es gelungen sämtliche Destillationen kontinuierlich und mit großen Durchsätzen auszuführen. Im Laufe des Jahres 1937 soll die Produktion von 4000 tato Isooctan aufgenommen werden. Das bedeutet eine zusätzliche Produktion von 40 000 tato Rohisobutylöl, dessen mengenmäßige Zusammensetzung und Verwendung die folgende Tabelle zeigt:

40 000 to Rohisobutyls enthalten:

Methanol	17 600 t
Propylalkohol	600 t
Isobutylalkohol	6 400 t
Heptyl- u. Hexylalkohol	1 600 t
Fraktion 160-220°	1 000 t
Fraktion 220-300°	200 t

Verwendung:

Treibstoff
Absatz möglich
Isooktan
) vielleicht für
) Waschmittel und
) Mattierungsmittel.

Hexyl- und Heptylalkohol werden für die Herstellung eines Dihexyl- Diheptyl- Gemisches gebraucht, wenn das Waschmittel H₀ 144 eingeführt wird, und zwar würden für die erste Ausbaustufe bereits 1 800 to benötigt. Wird die Produktion dieses Waschmittels nicht aufgenommen, so müssen die Alkohole anderweitig verwendet werden. (Z.B. können sie zu einem guten Benzin mit dem Klopfwert 79 aufhydriert werden oder zur Herstellung von Estern der Phthalsäure oder Phosphorsäure dienen.)

Spiritus-Versuche.

Bei den bisher betrieblich durchgeführten Alkohol-Synthesen aus CO und H₂ tritt merkwürdigerweise der Athylalkohol nur in ganz geringen Mengen auf. In der letzten Zeit ist es nun gelungen, Katalysatoren zu finden, die auch diese Reaktion neben der Methanolbildung begünstigen. Leider befriedigen die Versuche noch nicht da ungefähr die gleiche Menge Wasser wie Spiritus zusätzlich gebildet wird. Es ist noch nicht gelungen, in großtechnischem Maßstabe (400 Liter Kontaktraum) zu produzieren. Bei zwei Versuchen stieg beim Anfahren die Temperatur über 1000°. Inzwischen sind in kleinem Maßstabe bessere Resultate mit anderen Kontakten erzielt worden, sodass zu hoffen ist, auf diesem Wege weiter zu kommen.

G. Mann, Heidenberg, 12.11.36

00580

4) Neuester Stand der Energieversorgung Leuna.

Wilder

Zur Begründung des Ausbaus der II. Vorschaltstufe (I. Bauabschnitt) wurde ein Überblick gegeben, wie sich das vorliegende Programm in die Energiewirtschaft der Leuna Werke eingliedert.

Im Januar wurde eine Höchstdruck-Vorschaltanlage mit 8 Kesseln und 4 Turbinen genehmigt, die die Stillsetzung der schadhaften 16 at-Kessel gestattet und außerdem folgende Vorteile bringen sollte:

1. große Kohlenersparnis
2. die Möglichkeit der Verfeuerung von Salzkohle und dadurch eine Streckung der Kohlenbasis des Geiseltales.

Das Produktionsprogramm, mit dem Anfang 1936 gerechnet wurde, lautete:

Alkohole	100 000 Jato	}	Winterbedarf ca. 1 500 t/h
über Kohle	250 000 "		
Benzin	75 000 "	}	Strombedarf ca. 65 000 kW
über Teer	75 000 "		
Stickstoff	200 000 "		

Die vor auszusehende Gesamtantriebsleistung des Werkes war mit ungefähr 210 000 kW angenommen. Bemerkenswert ist der rasche Anstieg von 1935 auf 1936. (siehe Anlage 1). V 120 auf dieser Skizze sind die im Zuge der Entwicklung neu zu errichtenden Vorschaltanlagen von 120 at. V 45 ist die vorhandene Kesselanlage mit 45 at. OB sind die Gegendruck-Turbinen in der elektrischen Zentrale. OB sind die Gegendruckmaschinen in den Betrieben. KB sind die Kondensations-Turbinen in den elektrischen Zentralen. KB sind die Kondensations-

Maschinen in den Betrieben.

Mit einem Steigen des Strombedarfes über 65 000 kW im Mittel wurde nicht gerechnet, sodaß also nach dem vollen Ausbau der genehmigten ersten Höchstdruck-Vorschaltstufe mit ca. 35 000 kW Leistung die elektrische Kondensationsleistung von ca. 45 000 kW auf 10 000 kW hätte zurückgenommen werden müssen.

Der Ausbau der zweiten Vorschaltstufe hätte eine Elektrifizierung der Dampf- und Gasantriebe in einer Höhe von 30 000 kW bedingt, der Ausbau der dritten Vorschaltstufe eine Elektrifizierung dieser Betriebe um weitere 30 000 kW.

Es sind also drei nicht unterteilte Ausbaustufen vorhanden.

Die Kondensationsleistung von 45 000 kW wäre nach dem vollen Ausbau der ersten Vorschaltanlage auf 10 000 kW zurückgegangen.

Die Elektrifizierung hätte bereits bei der zweiten Vorschaltanlage begonnen.

Anstelle der oben angeführten Produktionsvoraussetzungen, die Anfang 1936 aufgestellt wurden, wird Ende 1936 mit folgendem Produktionsprogramm gerechnet:

Alkohole	185 000 Tono	}	
Über Kohle	300 000 "		
Benzin		}	Winterdampfbedarf ca. 1 800 t/h
Über Teer	50 000 "		
Stickstoff	2,5 000 "	}	Strombedarf ca. 110 000 kW
Neuproduktionen u.a.			
Hy-Gas-Verwertung		}	
E T 100			
Zornöl			
Äthylenoxyd			

Die vorausgehende Gesamtantriebsleistung, die Anfang 1936 210 000 kW betragen sollte, steigt auf schätzungsweise 255 000 kW, was zu einer Änderung des vorhin gezeigten Ausbauprogramms zwingt. Die erste, bereits genehmigte Ausbaustufe ist in einen Ia- und Ib-Abschnitt unterteilt. Dazwischen liegt die ebenfalls unterteilte zweite Ausbaustufe. (siehe Anlage 2). Die Begründung geht am besten aus dem jetzt eingereichten Programm hervor, dessen Text lautet:

Die Fertigstellung der ersten Ausbaustufe zur Umstellung der Dampferzeugung in Leuna auf 120 at, für welche 16 Millionen im Januar 1936 genehmigt waren, ist durch den unerwarteten rasch ansteigenden Energiebedarf der Fabrikationen gestört worden. Es ist zur Zeit nicht möglich, durch Stillsetzung und Abbruch von 16 at-Kesseln den hierfür vorgesehenen Platz frei zu machen.

Es soll daher heute schon die zweite Ausbaustufe, welche auf einem freien Platz des Werksgeländes vorgesehen ist, in Angriff genommen werden.

Als erster Bauabschnitt dieser zweiten Ausbaustufe sollen zur Aufstellung gelangen:

200 t/h Dampfleistung,
20 000 kW Vorschaltleistung,
30 000 kW nachgeschaltete Turbinenleistung.

Die eben genannten Turbinen werden gebraucht, da die Kondensationsleistung in der elektrischen Zentrale auf über 70 000 kW steigt. Sie beträgt selbst nach den Bauabschnitten Ia und IIa noch im Jahresmittel ca. 60 000 kW, im Sommer über 70 000 kW. Leuna ist bis zur Fertigstellung der Ausbaustufen Ia und IIa gezwungen, Strom aus der Sammelschiene, und zwar bis zu 25 000 kW zu entnehmen. Der Strom steht bis zur Inbetriebnahme der Schkopauer Großanlage zur Verfügung, für die 40 000 kW bereitgestellt werden. Ein Unterschied gegenüber der vorher gezeigten Entwicklung ist noch, daß eine Elektrifizierung der Dampf- und Gasantriebe erst mit der dritten Vorschaltstufe erfolgt. Wenn man annimmt, daß wesentliche Energieverbraucher gegenüber den heutigen Vorausberechnungen nicht mehr hinzukommen, gilt die Dampf-

erzeugungskurve entspr. Anlage 3). Sie beträgt 1936 1 375 t im Jahresmittel, steigt bis 1939 auf ca. 1 680 t und fällt nach dem vollständigen Ausbau der drei Vorschaltstufen auf ca. 1 400 t.

Der Anteil der alten 16 at-Anlage ist auch nach der Inbetriebnahme der Ausbaustufen Ia und IIa noch ausserordentlich hoch, sodaß mit dem baldigen Ausbau der Anlage IIb gerechnet werden muß.

Nach der Errichtung der drei 120 at-Vorschaltanlagen, deren Bau schätzungswise nach 8 Jahren beendet sein wird, ist die Stilllegung des weitaus größten Teiles der 16 at-Kessel möglich. Die Kessel waren dann ungefähr 25 Jahre im Betrieb.

Die 120 at-Anlagen bringen eine Vorschaltleistung von ca. 90 000 kW, eine tägliche Kohlenersparnis von ungefähr 3500 t und gestatten selbst bei einer Mischung mit 30% Tannenber-Kohle, die wir nach dem heutigen Stand der Versuche für erforderlich halten, eine Verfeuerung von 6 - 7 000 t salzhaltiger Kohle der Grube Hermine-Henriette II täglich.

Anlage 4) zeigt einen Lageplan des Werkes. Im Nord-Osten des Werkes liegen die Hochdruckbetriebe, im Nord-Westen die Niederdruckbetriebe, im Süd-Osten die Hydrierung, im Süd-Westen die Salzbetriebe, zentral die Werkstätten.

Die sieben Kesselhäuser, die heute in Betrieb sind, ziehen sich vom äussersten Norden nach Süden durch das Werk bis zu den Salzbetrieben.

Nach Ausbau der drei 120 at-Vorschaltanlagen sind im Werk 2 ältere und drei neuzeitliche Energieerzeugungsanlagen vorhanden:

- 1) Im Süden das 16 at-Kesselhaus Me 202,
- 2) die 45 at-Vorschaltanlage im Kesselhaus Me 245, die seit 8 Jahren im Betrieb ist,
- 3) die 120 at-Vorschaltanlage im Kesselhaus Me 203. Der erste Teil ist bereits im Bau.
- 4) Die 120 at-Vorschaltanlage auf freiem Gelände im Bereich der Hydrierung. Für den ersten Teil dieser Anlage liegt das Programm heute vor.
- 5) Die 120 at Vorschaltanlage im Kesselhaus Me 3, in dem jetzt 20 Gärkessel stehen.

Drei Kesselhäuser können sodann dauernd stillgelegt werden, und zwar

Kesselhaus Me 244	mit 11 Kesseln	nördlich	von Me 245,
" " 103	" 10	"	südlich " 245,
" " 4	" 9	"	" " 3,

Zusammenfassend wurde ausgeführt:

- 1) Um die erforderlichen Energiemengen für das Produktionsprogramm, mit dem Ende 1936 gerechnet wird, und zwar 1800 t/Stunde Dampf und 110.000 kW liefern zu können, soll der erste Abschnitt der zweiten Ausbaustufe wie vorgeschlagen gebaut werden.
- 2) Mit dem vollen Ausbau der zweiten Stufe muß bald gerechnet werden, um alte Kessel stillsetzen zu können.

Die drei 120 at-Vorschaltanlagen bringen folgende Vorteile:

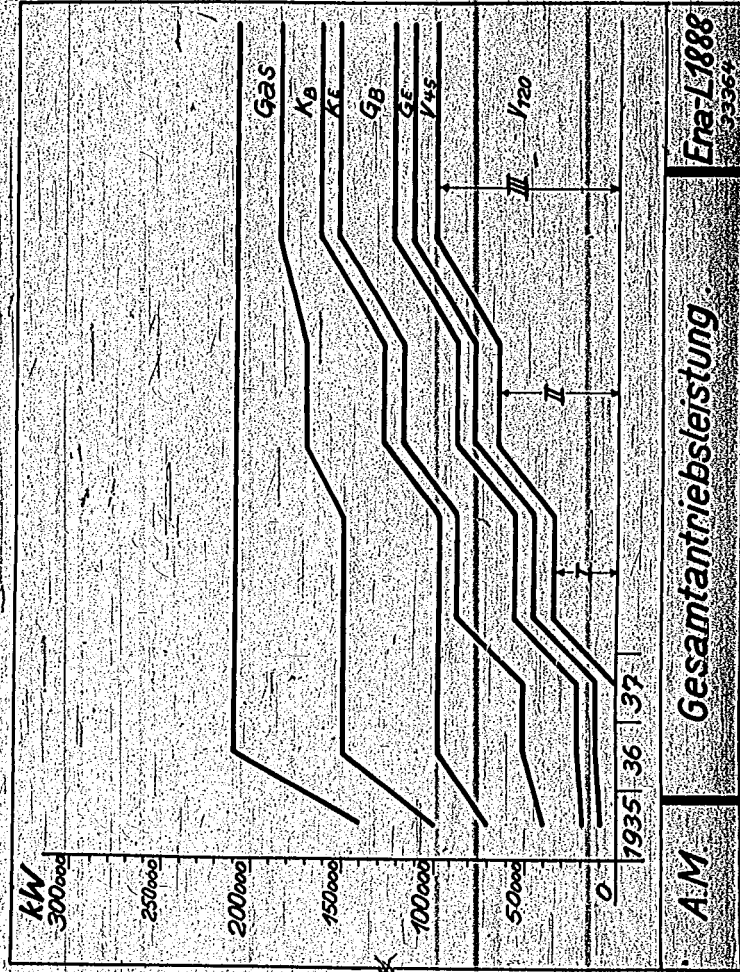
- 1) Einsparung von ca. 3500 t Kohle täglich.
- 2) Möglichkeit der Verfeuerung bis zu 7000 t Salzkohle pro Tag.

Bei diesen Mengen kann mit niedrigen Förderkosten gerechnet werden, sodaß die Nachteile der Salzkohle, die eine Verfeuerung des Betriebes mit sich bringen, hoffentlich ausgeglichen werden.

Als Kesselsystem kommen Schmidt-Kessel in Frage, da Leuna dieses System bereits in Me 203 baut und Gelegenheit hat, Erfahrungen im Hochdruck und der Verfeuerung von Salzkohle zu sammeln. Je-

der Wechsel der Konstruktion kann Überraschungen bringen, kann wird
sich jedoch auch mit dem Benson-Kessel beschäftigen, Ob dieses Sy-
stem in der Gesamtanlage mit geringeren Kosten und weniger Material
gebaut werden kann, bedarf noch einer eingehenden Untersuchung

00586

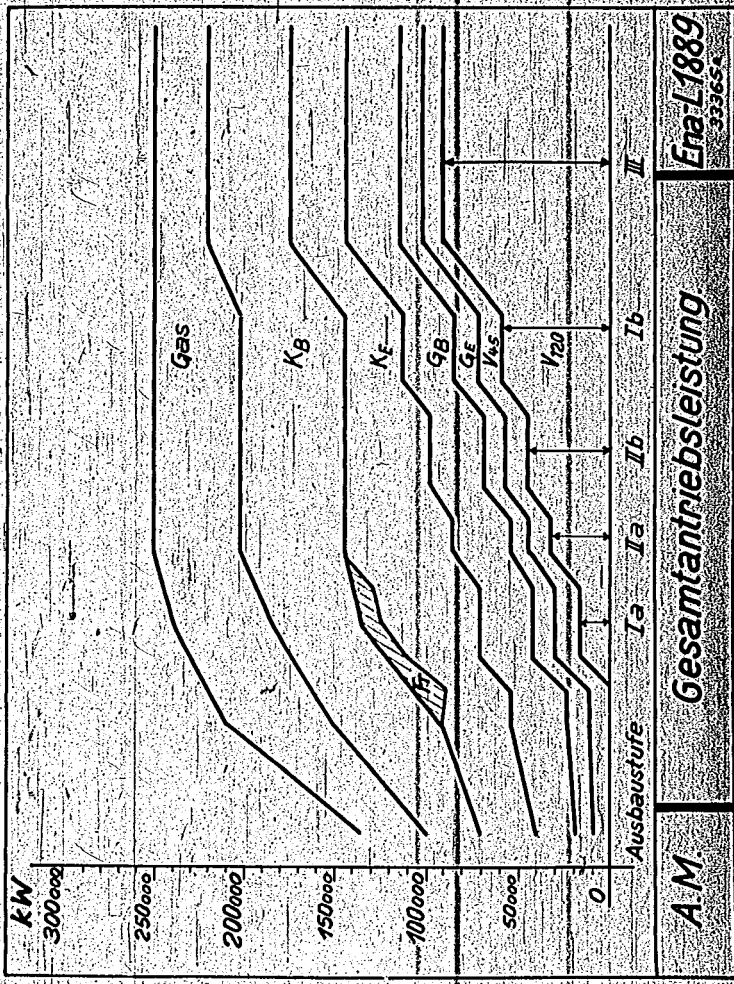


Ena-L1888
33364

Gesamtantriebsleistung

A.M

1935 | 36 | 37



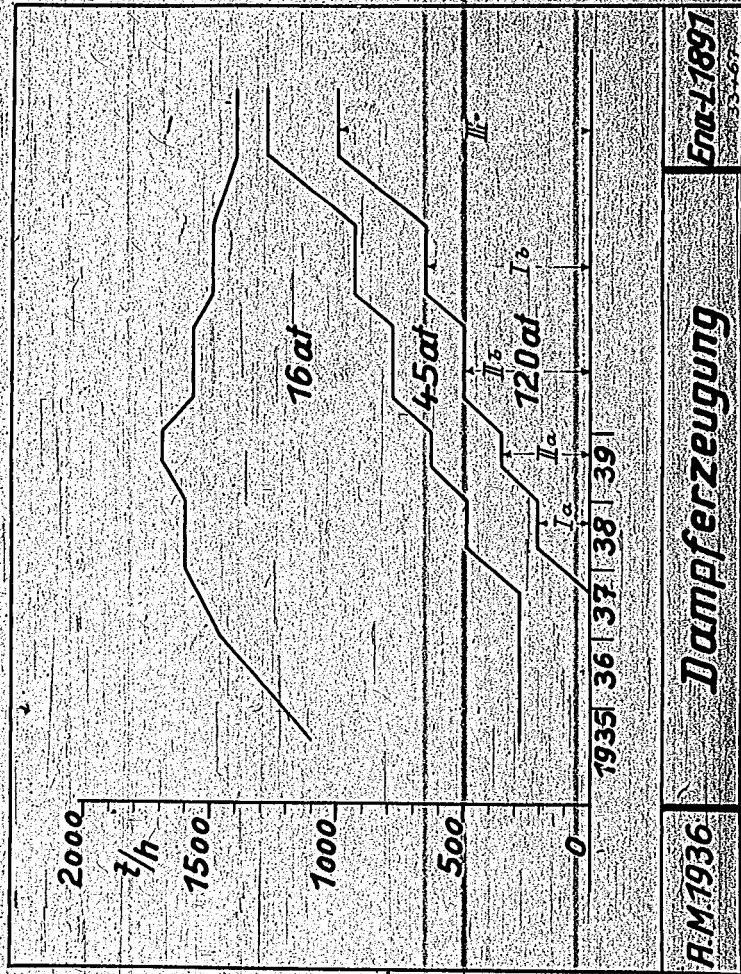
Ena L1889
33652

Gesamtantriebsleistung

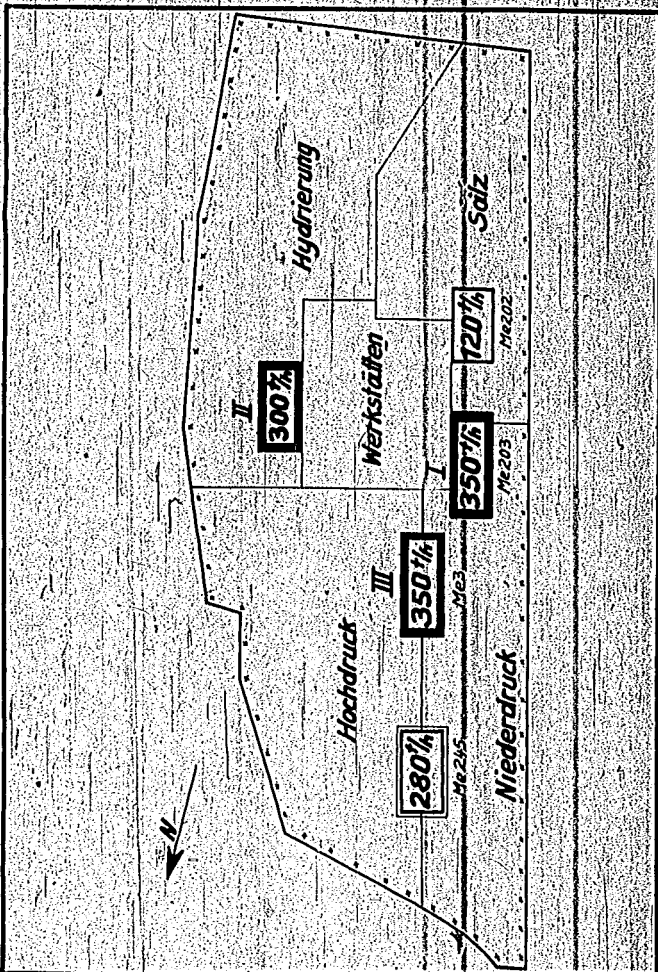
A.M.

00507

00588



00400



A M 1936

Lageplan zur Dampferzeugung

Eno 1890
334.66

Vertraulich

B e r i c h t

Über die 1. Ölbesprechung in Ludwigshafen a/Rh.,
am 20. Februar 1936.

00590

Seite

I. Ölgeschäft:

Absatz- und Marktlage für Benzin

3-4

II. Fabrikatorische Fragen:

1) Bericht über den Stand der Hydrierung
und die Erzeugung von Treibgasen in Leuna

5-13

2) Inbetriebsetzung der Athylfluid-Anlage
in Döberitz

14-15

3) Über Polymerbenzin a)
b)

16-20
21-22

Anwesend waren nachstehende Herren:

von Berlin:

Oster, Fischer, Kretschmann, Leitz

von Frankfurt a.M.:

A. v. Weinberg, Duisberg, Struss

von Leuna:

Gauer, Bütofisch, Schunok, K. Winkler

von Höchst:

Staub

von Mainkur:

Rein

von Ludwigshafen:

Ambros, Duden

② von Oppau:

Krauch, Lapps, Grimm, Goldberg, Müller,
Günrad, O. Müller, F. Winkler, Häuber,
Ad. Müller, Ringer.

I. Ölgeschäft.

Abatz- und Marktlage für Benzin.

Fischer.

A. Der Gesamtabsatz der Gasolin betrug

1934	116 364 t
1935	128 158 t.

Dies bedeutet eine Gesamtsteigerung um 10,14%.

Die Steigerung im Zapfstellengeschäft beträgt 18,46%.

Die Steigerung im Propergeschäft beträgt 2,46%.

Da infolge der Auswirkungen des staatlichen Errichtungsverbotes für Zapfstellen die an sich notwendige Verdichtung des Tankstellennetzes der Gasolin nicht möglich war und ist, beruht die Umsatzsteigerung im Zapfstellengeschäft ausschliesslich auf dem vermehrten Durchsatz je Sküle. Die Gasolin hat ihren Pumpenumsatz um 343 Liter je Zapfsküle und Monat steigern können und steht mit 2.260 Liter je Pumpe und Monat an zweiter Stelle unter den Benzolgesellschaften. Der Pumpenumsatz dieser betrug:

	<u>DAFG</u>	<u>Rhenania</u>	<u>Olex</u>	<u>BY</u>	<u>Gasolin</u>
1934	1 230	1 560	1 331	2 867	1 917
1935	1 401	1 827	1 543	2 980	2 260

B. Erzielte Erlöse.

	<u>Januar-Dezember 1934</u>		<u>Januar-Dezember 1935</u>	
	<u>RM/kg</u>	<u>RM/Ltr.</u>	<u>RM/kg</u>	<u>RM/Ltr.</u>
Offiz. Zapfstellenspreis	49,45	37,09	49,63	37,22
<u>Mindererlös</u>	<u>6,99</u>	<u>5,24</u>	<u>6,81</u>	<u>5,11</u>
Erlös	42,46	31,85	42,82	32,11

1) umgerechnet mit spez. Gewicht 0,750

00593

	- 4 -				
Übertrag:	42,46		31,85	42,82	32,11
Unkosten der Gasolin	11,74		8,51	10,69	8,02
Weitere (Ge-2)					
<u>Gesamtkosten</u>	<u>11,16</u>	<u>22,50</u>	<u>8,37</u>	<u>16,88</u>	<u>6,55</u>
Bleibt ein Erlös für die IG	19,96		14,97	23,99	17,54
	-----			-----	

2) Darin enthalten Mineralölsteuer für Jan. 34 mit März 35
mit RM 3.60/kg bzw. RM 2.85/Ltr.
April 35 mit Dezember 35
mit RM 1.-/kg bzw. RM 0.75/Ltr.

II: Fabrikatorische Fragen.

1) Bericht über den Stand der Hydrierung und die Erzeugung von Treibgasen in Leuna.

Schneider

Die empfindliche Störung, die die Hydrierung durch den Brand im Entspannungsmaschinenbau Anfang November erlitten hatte, ist wieder ausgemerzt. Die Produktion, die im Unfallmonat auf 11 900 t zurückgefallen war, erreichte im Dezember 17 400 t und im Januar 25 100 t, worin also die nach dem Reichsvertrag geförderte Menge erreicht ist. Sie setzte sich zusammen aus 17 900 t Kohlenbenzin und 7 200 t Teerbenzin.

Neben Autobenzin wird jetzt auch Fliegerbenzin erzeugt, von dem wir bekanntlich in diesem Jahr vertragsgemäss 80 000 t zu liefern haben. Wir liegen gegenwärtig auf 250 Tado, was auf das Jahr gerechnet über 90 000 t bedeuten würde. Wir haben die Sollproduktion deswegen überschritten, um die Ausfälle nachzuholen, die im Januar durch die Auswirkungen des Brandes entstanden.

Infolge der erhöhten Fliegerbenzinproduktion wurde die Aromatisierung entsprechend zurückgenommen und die Erzeugung über den Kontakt 5058 gesteigert.

Die Verwendung von Eisenkontakt in der Kohlsydrierung anstelle des Molybdänkontaktes hat in den letzten Monaten sehr erfreuliche Fortschritte gemacht. Wie bereits berichtet, haben wir versucht, das alkalische Eisensulfat durch neutrales Rasensisenerz zu ersetzen. Zwei mit diesem Kontakt betriebene Kohlekammern liefen 83 Tage ohne Störung völlig zufriedenstellend. Dadurch werden die Schwierigkeiten, die die Beschaffung der erforderlichen Menge Eisensulfat machte, be-

seitigt. Zwar ist die Eisenmenge je t BEK doppelt so gross wie bisher, doch ist die gesamte zugesetzte Mineralsubstanz praktisch dieselbe, da der hohe Natronlaugesatz wegfällt. Preislich entsteht sogar ein Vorteil, da die wirkungsgleichen Eisenmengen im Raseneisenerz unter Berücksichtigung des Wegfalls der Natronlauge billiger sind als bei Eisensulfat. Da der neue Kontakt direkt in den Kohlenmühlen zugemischt werden kann, fällt die komplizierte Zumischung und Dosierung vor der Kohletrocknung weg, sodass hier mit einer weiteren Ersparnis zu rechnen ist.

Wir sind aber dabei noch nicht stehen geblieben, sondern haben weiter versucht, noch billigere und leichter beschaffbare Eisenoxide zu verwenden. In der Lautmasse glauben wir nun den endgültigen Kontakt gefunden zu haben; Kleinversuche sind bis jetzt recht befriedigend verlaufen, und wenn der Grossversuch die Ergebnisse bestätigt, können die Sorgen um die Kontaktbeschaffung als überwunden betrachtet werden, in Verbindung mit einem recht erfreulichen kalkulatorischen Erfolg.

Bei den Kohlekammern hatten wir in letzter Zeit mit Störungen zu kämpfen, die durch Durchschleifen von Thermostementhüllen verursacht wurden. Es entstanden Brände, die schnelles Abstellen der Ofen erforderlich machten und dadurch zu Verstopfungen der Ofen und Leitungen führten. Die Ursache des Durchschleifens ist mit ziemlicher Sicherheit auf den hohen Sandgehalt der Elisekohle zurückzuführen, der in letzter Zeit von 1% auf 4% gestiegen war. Man kann natürlich dieser Schwierigkeit, die zu langen Reparaturzeiten für die Ofen führt, durch verschiedene technische Massnahmen Herr werden. So kann man die Thermosthüllen mit einer zweiten druckfesten Hülle umgeben, sodass beim

Durchschleifen der unteren Hülse der Zwischenraum Druck bekommt, der auf eine Alarmvorrichtung wirkt. Die Kammer kann dann ohne Gefahr langsam kalt gefahren und gespült werden. Ausserdem wird man die lose hängenden Hülse durch Schellen befestigen, um Schwingungen zu unterbinden, die das Durchschleifen beschleunigen helfen. Man wird aber hauptsächlich dafür sorgen müssen, dass der Sand auf der Grube besser ausgehalten wird. Nach Rücksprache mit der Grube werden dort in nächster Zeit entsprechende Vorkehrungen getroffen. Ausserdem sind wir dazu übergegangen, die sandhaltige Elisekohle durch sandarme von der Heydt-Kohle zu ersetzen. Ein 20%iger Zusatz hat keine Schwierigkeiten gezeigt. Er wird weiter gesteigert werden.

Wir sehen immer wieder, dass kleinste Veränderungen der Bedingungen für die Hydrierung zu schweren Erschütterungen führen. So sehr elastisch und veränderungsfähig der Prozess ist, so vorsichtig muss man an jede Abweichung vom eingelaufenen Betrieb herangehen. Das kostet Zeit und diesen Umstand ist auch die langsame technische Entwicklung und der bisher durchlaufene dornenvolle Weg der Hydrierung zuzuschreiben. Eines können wir aber mit Genugtuung feststellen, dass wir heute den Prozess technisch vollkommen beherrschen und grundsätzliche Bedenken für die Zukunft nicht mehr bestehen. Auch wissen wir, dass das kalkulatorische Ergebnis, das heute schon recht günstig liegt durch Ausfeilen des heutigen Zustandes, durch Verbesserung der Energieverhältnisse, durch Schaffung eines konstant laufenden Betriebes und dadurch Verringerung der Reparaturkosten noch zu verbessern ist. Wenn heute eine Aromatisierungskammer mit dem gleichen Kontakt bereits 1/4 Jahre läuft, so glauben wir, auch dem Ziel nicht mehr fern

zu sein, wo unsere Kohleöfen ohne nennenswerte Fremdenergie laufen.

In Bezug auf das heute vorgelegte Flaschenprogramm möchte ich nun noch einen Bericht über den heutigen Stand der Abgasverwertung der Hydrierung geben. Bekanntlich fällt ein nicht unbeträchtlicher Teil des Kohlenstoffs der zu hydrierenden Produkte in Form von gasförmigen Kohlenwasserstoffen, vom Methan bis zum Butan, an und zwar beim Waschprozess der Kreislaufgase, bei der Destillation der verschiedenen Produkte und bei der Produktentspannung. Die Abgase aus der Gasphase sind in Bezug auf Schwefel- und ungesättigte Verbindungen erheblich sauberer als die aus der Sumpffase stammenden. Die Abgase wurden anfangs, als man noch keine andere Verwendung für sie hatte, teilweise nach vorheriger Schwefelreinigung zu Heiz- bzw. Kraftgaszwecken verwendet, was auch heute noch in überwiegendem Masse der Fall ist. Ohne irgendwelche Trennung besteht die Möglichkeit, dieselben auf Acetylen und Athylen zu verarbeiten. Die Versuchsanlage für Acetylen ist auf der Lichtbogenseite jetzt im Anfahren, die Athylenversuchsanlage ist im Bau. In neuerer Zeit hat das Polymerbenzinyverfahren viel von sich reden gemacht, für das auch diese Gase, ausser dem Methan, ein geeignetes Rohprodukt darstellen. Wenn man das Gasgemisch einer Rektifikation unterwirft, so erhält man die einzelnen Kohlenwasserstoffe rein und kann sie natürlich auch als solche für die vorgenannten Zwecke verwenden. Propan und Butan lassen sich aber bei relativ niedrigen Drücken verflüssigen und haben in dieser Form ein besonderes Anwendungsgebiet. Wie bereits früher eingehend berichtet, haben wir seit Mitte 1954 begonnen, das verflüssigte Propan im Haushalt anstelle von Leuchtgas zu Heizzwecken unterzubrin-

gen. Das Geschäft ist in langsam steigender Entwicklung. Der Absatz betrug im Jahre 1935: 275 t, wir hoffen ihn im Jahre 1936 auf 500-600 t zu steigern. Gegenwärtig sind ca. 3 000 Anlagen in Betrieb. Der Umfang dieses Geschäftes wird aber stets ein bescheidener bleiben. Im vergangenen Jahr wurde aber für verflüssigtes Propan und Butan ein anderes Anwendungsgebiet entwickelt, das bedeutend größeres Interesse beansprucht, und zwar die Verwendung dieser Flüssiggase in Fahrzeugmotoren als Ersatz für Benzin. Es wurde durch Versuche nachgewiesen, dass bei Ersatz des Benzins durch Propan oder Butan wegen der besseren verbrennungstechnischen Eigenschaften heizwertmässig ein 10-15% niedrigerer Verbrauch auftritt. Wir haben weiter eine geeignete Apparatur, bestehend aus Flasche, Verdampfer, Regler entwickelt, die sich bequem und ohne erhebliche Kosten in jeden mit Benzinmotor betriebenen Omnibus oder Lastwagen einbauen lässt. Grosstechnisch haben wir die Versuche mit der KVG Sachsen durchgeführt und mit dieser einen 5jährigen Liefervertrag (bis 1939) auf 5000 Jato abgeschlossen.

Weitere Abschlüsse wurden getätigt mit

Ewerth & Co., Dresden	2 000 Jato
May, Erfurt	500 "
Boye, Lübeck	500 "
Olwerke, Berlin	500 "
Westgarage, Stettin	500 "

das sind zusammen: 9 000 Jato, einschliesslich

KVG Sachsen.

Gegenwärtig laufen noch Verhandlungen mit der BVG, Berlin, die eventuell einen zusätzlichen Absatz von 2 000 - 3 000 Jato bringen können.

Das Geschäft mit der KVG Sachsen ist ein sehr gutes. Es hat uns im 3. Vierteljahr 1935, bei nur 667 t Absatz, einen Branchen-

reingewinn von RM 95 000.- gebracht, wobei das Produkt mit seinem Heiswert zusätzlich Trennungskosten bewertet war, das ist pro kg ein Gewinn von ca. 14 Pfg. Wir werden aber bei den kommenden Geschäften keineswegs mit derartigen Gewinnen rechnen können, da das Geschäft mit den Sachsen durch keine wesentlichen Verkaufsunkosten belastet ist. Die Flaschen werden von der KVG in Lastautos von unserem Werk abgeholt, auch ist durch den raschen Umschlag das Verhältnis der Flaschensahl zum Verbrauch günstig. Bei den anderen Verbrauchern rechnen wir künftig mit einem Gewinn von ca. 5 Pfg/kg. Von besonderer Bedeutung ist bei diesem Flüssiggas-Geschäft die starke Kapitalinvestition für die Flaschenbeschaffung und das damit verbundene Risiko. Während wir bei der KVG Sachsen auf 1 Jato Flüssiggas mit 1 Flasche auskommen müssen wir für die anderen Abnehmer 2 Flaschen wegen der durch den Bahntransport und die weitere Entfernung bedingten längeren Umlaufzeit rechnen. Für das vorhin aufgestellte Lieferprogramm würden also $5\ 000 \times 1$ und $7\ 000 \times 2 = 19\ 000$ Flaschen benötigt. Wir haben gegenwärtig einen Bestand von 9 700, mit dem heute zur Genehmigung vorgelegten Programm über 10 000 hätten wir also den Bedarf, der sich im Laufe dieses Jahres einstellen wird, gedeckt.

Wie ist nun die Weiterentwicklung zu beurteilen? Der Preis pro Flasche einschliesslich Ventil beträgt ca. RM 45.-. Für den Absatz von 12 000 Jato Flüssiggas wären also für die Anschaffung der 19 000 Flaschen RM 855 000.- zu investieren. Bei einem Gewinn von 5 Pfg/kg Flüssiggas würde ein jährlicher Gewinn von RM 600 000.- zu erzielen sein, also wäre das investierte Flaschenkapital in ca. 1 1/2 Jahren wieder eingebracht. Dieses günstige Resultat könnte dazu verleiten, das Geschäft von uns aus weiter zu forcieren. Dagegen ist aber

verschiedenes zu sagen. Das Flüssiggas kann zu den vorhin geschilderten Bedingungen nur mit Benzin konkurrieren. Die Umstellung eines Fahrzeuges von Benzin auf Flüssiggas bringt ausser Kostenersparnis an Brennstoff noch einen erheblichen Vorteil in steuerlicher Hinsicht. Gegen Dieselöl aber ist es vorläufig nicht konkurrenzfähig, kann also in die in dieser Richtung die neuen schwereren Fahrzeuge beherrschende Entwicklung nicht eingreifen. Sein Verwendungsgebiet werden also vornehmlich die Umstellung der alten Benzinfahrzeuge und neue leichtere Lastwagen sein, es ist damit also beschränkt. Neben Leuna werden aber in diesem und im nächsten Jahr eine grosse Anzahl anderer Erzeuger treten, so die Brabag, die Daurag, die Hibernia und andere Erzeuger der Ruhr, die nach dem Fischerverfahren arbeiten. Man hat diese Erzeugung für 1957 auf ca. 90 000 Tonn. Flüssiggas geschätzt. Sollte für diese Mengen keine andere Verwendungsmöglichkeit gefunden werden, so wird ein starker Druck auf den Markt entstehen bezw. eine scharfe Kontingentierung nötig werden.

Der Anfall an Propan und Butan in Leuna für den Vollausbau der Hydrierung, der früher mit ca. 110 000 t angenommen war, beträgt nach neueren Berechnungen und Messungen, die auf einer besseren Kenntnis der Kohlehydrierung beruhen, nur mehr 58 000 bis 60 000 t. Die starke Differenz erklärt sich daraus, dass die früher angenommene starke Vergasung in der Kohlehydrierung im Grossbetrieb nicht in Erscheinung getreten ist, dass auch die Vergasung in der Gasphase erheblich zurückgegangen ist und durch Verbesserung in der Benzinstabilisierung eine erhöhte Unterbringung von Butan im Benzin möglich wurde. Die jetzigen Zahlen sind allerdings mit einer gewissen Vorsicht gegeben, da eine genaue Messung auch heute noch sehr schwierig ist.

Auf die einzelnen Gewinnungsstellen verteilt sich diese Menge ungefähr wie folgt:

	<u>Propan</u>	<u>Butan</u>
Gasbenzinanlage Niederdruck	16 000 t	6 000 t
Gasbenzinanlage Hochdruck	23 500 t	8 000 t
Rohgas	3 100 t	2 000 t
	42 600 t	16 000 t
	58 600 t	

②

Wir gewinnen die reinen Produkte vorläufig nur in der Gasbenzin-Anlage Niederdruck, und zwar in einer Lindeanlage, die aus je 2 Butan- und Propan- und 1 Athankolonnen besteht. Nach Errichtung einer zweiten Athankolonnen werden wir ausser Butan und Propan noch 8 000 t Athan erzeugen. Ausserdem befinden sich im Restgas noch 3 000 t Methan. Die Anlage ist gegenwärtig im Anlaufen. An Kohlenwasserstoffen insgesamt sind also hierbei jährlich zu gewinnen 53 000 t.

③

Die Acetylenversuchsanlage benötigt 7 500 t, die Äthylenversuchsanlage 2 000 t, sodass für Flüssiggas 22 500 t zur Verfügung ständen.

Da wir aber entweder für Erweiterung der beiden Versuchsanlagen oder für die Gewinnung von Polymerbenzin noch gewisse Mengen zur Verfügung halten wollen, schlagen wir vor, für Flüssiggas vorläufig nur

15 000 t

bereit zu stellen. Das wären 3 000 t mehr als unserem heutigen Lieferprogramm entspricht, für die wir in einer der nächsten Sitzungen das

0

nötige Flaschenprogramm einreichen würden.

Wenn wir uns mit Rücksicht auf die vorhin geschilderten Verhältnisse mit einem derartigen Limit für das Flüssiggas begnügen, brauchen wir auch vorläufig nicht an eine Zerlegung der Gase der Gasbensenanlage Hochdruck zu denken, die unzerlegt auf Acetylen, im Hinblick auf die Buna-Fabrik in Schkopau, verarbeitet werden könnten oder auf Polymerbenzin, wenn sich diese Verwendung als lohnender herausstellen sollte.

Die folgende Tabelle gibt noch einmal eine Zusammenstellung des gesamten Anfalls der gasförmigen Kohlenwasserstoffe der Hydrierung nach dem heutigen Stand.

Kohlenwasserstoffe im Hydrierungs-Abgas.*

Produktion: 325 000 Jato Bensen.

	Methan	Äthan	Propan	Butan	Gesamt
	Jato	Jato	Jato	Jato	Jato
Gasbensen-Anlage Niederdruck	3 000	8 000	16 000	6 000	33 000
Gasbensen-Anlage Hochdruck	9 000	18 000	23 500	8 000	58 500
Rohgase	18 100	10 500	3 100	2 000	33 700
G e s a m t	30 100	36 500	42 600	16 000	125 200

2) Inbetriebsetzung der Äthylfluid-Anlage in Döberitz.Müller-
Günradl

In der Spartenitzung am 18.6.35 war über die beabsichtigte Errichtung einer Fabrikation von Bleitetraäthyl berichtet worden.

Die damals erwähnte Gesellschaft ist inzwischen gegründet und trägt den Namen ETHYL G.m.b.H., Berlin. Die IG ist mit 50% beteiligt, Opel mit 25%, die Hanseatische Handels- und Beteiligungs-G.m.b.H., Hamburg, mit 25%, diese beiden für die Ethyl Gasoline Corporation bzw. für deren Inhaber, die Standard Oil (N.J.) und die General Motors Corp. Das Kapital der Gesellschaft beträgt 2,4 Mill. RM.

Auf dem in Aussicht genommenen Gelände, nahe der Schwefelsäurefabrik Döberitz, das die IG an die Ethyl G.m.b.H. verpachtet hat, ist inzwischen die Fabrik erstellt worden. Der Bau erfolgte durch die IG auf Grund der Unterlagen der Ethyl Gasoline Corp. und von DuPont. 2 Herren dieser Firma arbeiteten an der Projektierung mit, 2 unserer Herren waren bei DuPont einige Zeit im Betrieb.

Der Bau der Anlage hat sich durch unvorhergesehene Gründungsschwierigkeiten verzögert; es musste teilweise 17 m tief gegründet werden. Die Anlagen sind jetzt fertiggestellt und werden jetzt in Betrieb genommen.

Soweit man es bis jetzt übersehen kann, arbeitet der bisher in Betrieb genommene Teil ordnungsmässig. Allerdings benötigt die Durchführung der vorgeschriebenen ärztlichen Überwachung der Belegschaft noch besondere Massnahmen. Diese erfolgt in der Zusammenarbeit zwischen Leuna, das die analytischen Untersuchungen und die ärztliche Oberaufsicht übernimmt, den hygienischen Instituten der Universitäten Halle und Göttingen und schliesslich dem Prof. Dodds

vom hygienischen Institut in London. Diese umfangreichen Massnahmen, zu denen ein ständiger ärztlicher Dienst in der Anlage kommt, sind bei der Gefährlichkeit des Produktes notwendig.

Es wird noch einige Zeit vergehen, bis die Belegschaft genügend angelernt ist. Wir hoffen jedoch im April in laufende Produktion zu kommen und bis Ende April die benötigten Mengen vollständig liefern zu können.

Die Anlage ist Eigentum der ETHYL G.m.B.H., der Betrieb erfolgt durch die IG.

9a) Über Polymerbenzin.

Ringer

Die Herstellung von Polymerbenzin steht in letzter Zeit in der Ölindustrie im Vordergrund des Interesses. Unter der Bezeichnung "Polymerbenzin" wird ein Benzin verstanden, das durch Zusammenlagerung gasförmiger Kohlenwasserstoffe, hauptsächlich Olefine, erhalten wird. Als einfachster Fall für die Herstellung eines solchen Benzins ist die Polymerisation von Isobutylen zu Di- und Triisobutylen zu nennen. Diese Polymerisation des Isobutylen aus den Krackgasen wird mit etwa 60%iger Schwefelsäure ausgeführt, wobei die Di- und Trimeren erhalten werden. Das Diisobutylen kann dann durch Hydrierung in Isooktan übergeführt werden, das wegen seiner ausgezeichneten Klopfeligenschaften bekannt ist.

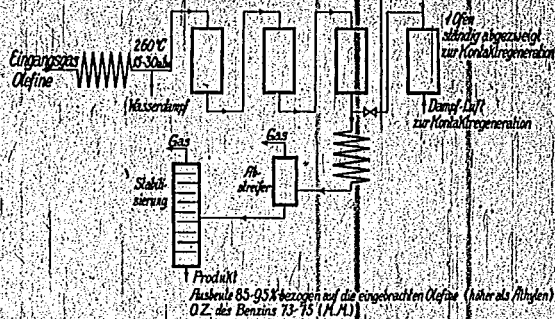
Für die Herstellung von Polymerbenzin aus den Olefingemischen der Krackgase und aus gesättigten Kohlenwasserstoffen liegen bisher noch verhältnismäßig wenig praktische Erfahrungen vor. Es werden hauptsächlich 2 Wege verfolgt:

1. Das katalytische Verfahren der Universal Oil und
2. die rein thermischen Verfahren von Phillips/Kellogg und der Pure Oil Co.

1. Nach dem katalytischen Verfahren der Universal Oil können lediglich Olefine in Benzin übergeführt werden. Wenn gesättigte Kohlenwasserstoffe verarbeitet werden sollen, setzt dieses Verfahren eine Spaltung oder Dehydrierung dieser Kohlenwasserstoffe voraus. Die Universal Oil wendet für die Polymerisation einen Phosphatkontakt an. Die Umsetzung wird ausgeführt bei einem Druck von 15-30 atm und einer

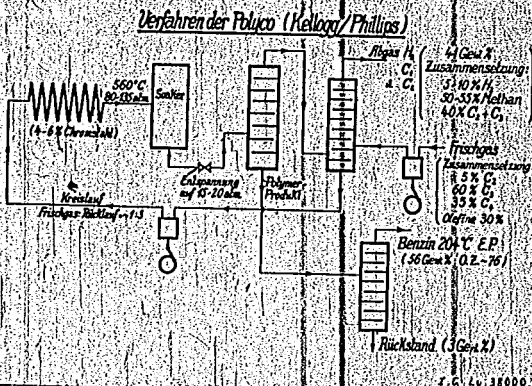
Temperatur von etwa 260°0,

Verfahren der Universal Oil Products Co. (U.O.P.)



Bei diesem Verfahren wird eine Umsetzung von 90-95%, bezogen auf die eingebrachten Olefine, erreicht mit der Einschränkung, dass Äthylen schwerer als die höheren Homologen zu polymerisieren ist und einen schlechteren Klopfwert ergibt. Die Oktanzahl des so erhaltenen Benzins beträgt nach der Motormethode 73-75. Nach anderen Literaturangaben liegt die O.Z. bei 80 und darüber. Das Benzin ist aber wenig bleiempfindlich. Eine Versuchsanlage für das Verfahren der Universal Oil befindet sich bei Chicago und soll recht gut arbeiten.

2. Die Arbeitsweise von Kellogg/Phillips ist aus folgendem Schema ersichtlich:



Athylen wird bei diesem Verfahren nicht umgesetzt, sondern mit dem Abgas entspannt. Bemerkenswert ist das ungünstige Verhältnis von Frischgas zu Rücklauf, das hohe Kompressions- und Energiekosten sowie Schwierigkeiten bei der Trennung des Abgases von dem Rücklauf in der Fraktionierkolonne zur Folge hat. Die aus dem Schema ersichtlichen Ausbeutezahlen erhielten wir von der Standard. Bei der Verarbeitung von reinem Butan soll eine Ausbeute an Polymarbenzin von ca. 60%, bei Propan von 40-50% erhalten werden.

Die Standard Oil of New Jersey ist an der Entwicklung des Verfahrens Kellogg/Phillips beteiligt. Standard Oil of New Jersey, Phillips, Texas Co., Standard Oil of Indiana und Kellogg haben eine Gesellschaft zur Verwertung des gemeinsamen Patentesbesitzes gegründet. Die Gesellschaft führt den Namen "Polyc". Mr. Howard teilte ge-

legentlich seines letzten Besuches mit, dass 12 Anfragen bei der "Polyc" vorliegen. Die Patente der IG auf dem Polymergebiet sind nicht in die "Polyc" eingebracht worden.

In der IG ist auf dem Gebiet der katalytischen Polymerisation mit Phosphorsäure schon vor mehreren Jahren gearbeitet worden. So hat das Hauptlaboratorium Lu bereits 1929 ein englisches Patent erworben, worin Phosphorsäure als Kontakt beansprucht wird, das aber wieder fallen gelassen wurde. Ausserdem sind erfolgreiche Versuche in Urdingen durchgeführt worden, wobei günstige Resultate mit Phosphorsäure und verschiedenen Borfluoridkomplexverbindungen erhalten wurden. Über das in Oppau entwickelte thermische Verfahren wird anschliessend berichtet werden.

Die Herstellung von Polymerbenzin kann für die IG zur Verwertung von Hydrierabgasen Bedeutung erlangen, da durch diese Verwertung der Gase eine Verbesserung des Klopfwertes erreicht wird. Es handelt sich bei uns aber immer darum, gesättigte Kohlenwasserstoffe zu verarbeiten. Welche Arbeitsweise für uns am zweckmässigsten ist, kann noch nicht entschieden werden. Mr. Howard äusserte bei seinem Besuch die begründete Ansicht, dass es für die IG vielleicht nicht ratsam wäre, sich jetzt der "Polyc" anzuschliessen, da die "Polyc", wie ausgeführt, thermisch arbeitet. Bei der thermischen Herstellung von Olefinen bei Temperaturen von etwa 800°C ist mit Ausbeuten von etwa 70% zu rechnen. Diese Olefine bestehen zuden überwiegend aus Äthylen, das für die Polymerisation, wenn auch nicht unbrauchbar, so doch ungünstig ist. Anzustreben ist, Propan und Butan unter Vermeidung der Äthylenbildung möglichst weitgehend in Propylen bzw. Butylen überzuführen. Die Universal Oil behauptet, hierfür ein katalytisches Verfahren zu besitzen. Ob es zweckmässiger ist,

anschliessend thermisch oder mit Kontakt zu polymerisieren, müssen die weiteren Versuche entscheiden.

In der Diskussion berichtete Dr. Karl Winkler über kürzlich in Leuna aufgenommene Versuche zur Herstellung von Polymerbenzin aus Butan. Die Versuchsausführung entspricht etwa der Arbeitsweise der "Polyco". Butan wurde bei einem Druck von 250 atm auf ca. 530°C in einer Schlange aufgeheizt und unter Steigerung der Temperatur auf ca. 560°C durch einen Soaker geführt, um die Reaktionszeit zu erhöhen. Aus den in einfachem Durchgang erhaltenen Ergebnissen ist eine Ausbeute an Polymerisat von 74% und an Polymerbenzin von 65%, jeweils bezogen auf das in Reaktion getretene Gas zu errechnen. Der Klopfwert dieses Benzins, nach der Research-Methode bestimmt, liegt bei 87.

3b) Über Polymerbenzin.

Fr. Winkler

Es wurde über Versuchsarbeiten der Generator-Versuche Oppau über die Herstellung von gasförmigen Olefinen wie Äthylen usw. und deren Weiterverarbeitung auf Benzin berichtet. Während die Amerikaner nach dem Kollogg- und Phillips-Vorfahren das sogenannte Polymer-Benzin in einer Stufe herstellen, arbeiten wir in 2 Stufen:

1. Stufe die Herstellung der Olefine aus Methanmolekülen bei etwa 750 - 850 bei gewöhnlichem Druck;
2. Stufe: Die Olefingase werden bei 80-100 atm und bei 500-530° zu Benzin polymerisiert.

Als Baumaterial für die 2. Stufe erwiesen sich Y2A-Röhre und Siromalrohre, die auf der Innenseite siliziert waren, als gut brauchbar. Dagegen machte das Baumaterial für die 1. Stufe grosse Schwierigkeiten. Es wurden früher Röhre aus dem Siliziumstein von Höchst mit etwa 70% elementarem Silizium verwendet. Sowohl dieses Siliziumstein-Material wie auch die silizierten Röhre waren aber zu empfindlich gegen Temperatur-Schwankungen sowie gegen mechanische Einwirkungen. Vor einigen Monaten haben wir dann gefunden, dass das F.F.30-Material von Krupp, ein Chromstahl mit 30% Chrom und mit einem geringen Gehalt an Silizium, Nickel und Kohle, aus dem auch von Mannesmann Röhren gezogen werden, für die 1. Stufe sehr gut brauchbar ist. Wir haben in diesen Röhren sowohl mit Propan wie mit Butan Versuche von vielen Wochen Dauer durchgeführt und dabei keinerlei Störung durch Kohleabscheidung in den Röhren gehabt.

Mit Leuna-Propan wurde ein Versuch über 620 Stunden durchgeführt. Stündlich wurde dabei in der 1. Stufe 1 obm Leuna-Propan umgesetzt. Die hieraus entstehenden 1,8 obm Olefingase mit

24% C_2H_4 ,
11% C_3H_6 ,
1,5% C_4H_8 ,
3% C_2H_6 und
14% C_3H_8

wurden mit 7 obm Rückgas (also Verhältnis 1:4) auf rund 100 atm gepresst und bei etwa $530^{\circ}O$ polymerisiert.

In der 1. Stufe fielen stündlich an etwa 50 g flüssiges Produkt, in der 2. Stufe rund 1 kg Rohbenzin, was einer Ausbeute von 55% entspricht, was für die kleine Apparatur sehr hoch ist. Es sind nicht allein die Olefine, sondern auch Propan und Butan polymerisiert worden, was sich daraus ergab, dass aus dem Restgas hinter der Ölwäsche, 0,9 obm stündlich, nur Wasserstoff, Methan und Athan weggingen. Athan wird nicht polymerisiert. Wir polymerisieren im Gegensatz zum Kellogg-Verfahren auch Äthylen zu Benzin. Das Rohbenzin hat nach unserer Motor-Methode in Oppau eine Oktanzahl von 66. Nach einer Mitteilung von Merseburg und ebenso von der Standard Oil, die beide unser Polymer-Benzin untersucht haben, beträgt die Oktanzahl nach der O.F.R.-Motormethode 73,5 - 74, also fast dieselbe Oktanzahl, wie sie uns von der Standard Oil für das amerikanische Polymer-Benzin genannt wurde (75). Das Benzin aus der 2. Stufe hat nach Hydrierung nach der Motor-Methode eine Oktanzahl von 62,5. Nach der O.F.R.-Methode wurde dieses Benzin noch nicht untersucht. Die Oktanzahl dürfte auch für diesen Fall höher sein.

Ad. Müller

Kalkulation der verschiedenen Schmelzverfahren.

1. Verschmelzung ohne Erhitzung.

Von Reichamt für Wirtschaftswissenschaften wurden in den verschiedenen Schmelzofenversuchen mit Gas-Öfen durchgeföhrt, und unter Zugrundelegung der hierbei gewonnenen Zahlen wurden wirtschaftliche Berechnungen der einzelnen Verfahren durchgeföhrt. Hierbei wurde von den Spülgasverfahren das Lurgi-Spülgasverfahren, von den Hochofengasverfahren die Stahlöfen von Krupp-Lurgi und das Promis-Hochofen, die keramischen Öfen der Firmen: Dr. O. Otto & Co., Dierck-Werke, Heinrich Koppers Gesellsch., unterzucht, gegen zum Vergleich noch die Zahlen des Kuller-Hochofens und der Kohlenöfen der Firmen Kr. O. Otto & Co. und Heinrich Koppers Gesellsch. gegenübergestellt wurden.

Das Spülgasverfahren ist ein Kohlenverbrauch von 1 Mill. Tonnen pro Jahr zugrundegelegt worden.

In der Beilagen-Tabelle 1 sind die Mengen und Energieverhältnisse aufgeföhrt, so wie dieselben von den einzelnen Firmen an das Reichamt gegeben waren. Hierbei wurde grundsätzlich der anfallende Koks aufgeteilt in Feinkoks von 0 bis 10 auf Körnung, in Feinkoks von 10 bis 15 auf Körnung und in Grobkoks über 15 auf Körnung. Bei dem Spülgas wurde die Unterteilung über Feinkoks und Feinkoks vorgenommen. Die von den einzelnen Firmen angegebenen Energieverhältnisse unterstellen sich in einzelnen Fällen weitgehend voneinander; diese wurden in einzelnen stark voneinander abweichenden Fällen unter Zugrundelegung eines Durchschnittes aus den Gasverbrauchswerten abgeleitet. Für die Heizung des Lurgi-Spülgasofens wurde Schmelzgas verwendet, weil das hierbei anfallende Schmelzgas mit etwa 2000 HK nicht für Fernzwecke auf in Frage kommt. Folgendes wurde bei allen übrigen Schmelzöfen der Fein- oder Feinkoks zur die Erzeugung von Koks zur Herstellung von Hochofengas verwendet, in einzelnen Fällen, in denen der Feinkoks nicht ausreichte, wurde auch Koks für die Schmelzgaserzeugung eingesetzt worden.

In der Beilagen-Tabelle 2 werden die Abmessungen, Kesselverhältnisse und Treibe für die einzelnen Anlagen tabellarisch aufgeföhrt, wobei außer der zugehörigen Tabelle, Hochofengas und sonstige unterzucht wurden. Es sollten grundsätzlich alle Kosten erfasst werden für die Herstellung der Anlagen in drei Zeilen, so dass auch der Verbrauch von Koks, die Eisenanlage, Straßen, Zuführung von Holzgas und Wasser, Zählerkosten, Büro, Material, etc. etc. etc. eine Gesamtschau.

KAVELERIE

Diese Tabelle für soziale Zwecke herabzichtig wurden.
 In der Zahlentafel 3 wurden diese Anlagenkosten eingetragen und, soweit
 einzelne Anlagenstücke bei den verschiedenen Angeboten fehlten, wurden diese nach
 Möglichkeit als geschätzt, so daß sämtliche Anlagenkosten soweit dies überhaupt
 möglich ist, auf gleicher Basis errechnet wurden. Auf Grund dieser Angabe wurde
 nun die Selbstkostenberechnung für die Herstellung des Schmelzkokes aufgestellt,
 wobei folgende Richtwerte einbezogen wurden:

Kohle (7 1/2 H ₂ O)	14,25 Rm./tst.
Fracht	7,00 Rm./tst.
Schmelzkohle 60° B.	27,00 Rm./tst.
Schmelzkohle 64° B.	36,00 Rm./tst.
Natronlauge	72,00 Rm./tst.
Säure	0,03 Rm./tst.
Dampf	3,00 Rm./tst.
Frischluft	0,20 Rm./tst.
Löhne	1,20 Rm./tst.
Soziale Zuschläge	20 %
Gehälter	50 % der Löhne
Lebenskosten	15 % der Löhne
Meißel	120,00 Rm./tst.
Zuck	45,00 Rm./tst.
Reibensalz	200,00 Rm./tst.
Reibensand	300,00 Rm./tst.
Ammoniak	70,00 Rm./tst.
Ammoniumsulfat	80,00 Rm./tst.
Gasöl	200,00 Rm./tst.
Schmelzgas & 1000 W	0,0025 Rm./m ³ bei Lang- & Spitzgas
Schmelzgas & 1000 W	0,005 Rm./m ³ bei allen übrigen Gasen
Schmelzkoks 0 bis 10 mm	8,00 Rm./tst.
10 bis 20 mm	15,00 Rm./tst.

Hieraus ergeben sich für die einzelnen Verfahren die in der Zahlentafel
 3 angegebenen spezifischen Zahlen, bezogen sowohl auf 1 t als auch auf 1 t
 als auch auf 1 t gewonnenen Grobkokes.

Hierbei wurde das Eisenerz (Kohle + Fracht) mit 15,25 Rm./tst. gerechnet
 mit dem Meißel mit 120,00 Rm./tst. In der dritterletzten Spalte der Zahlentafel
 3 sind für die verschiedenen Kohlenpreise von je 1.- Rm. die Teilkosten für den
 Preis des Eisenerzes sowie des gewonnenen Kokes angegeben. Um diesen Betrag
 sind bei der Verwertung der Kohle um 1.- Rm. der Kokspreis um den entspre-
 chend erhöhten Teilbetrag erhöht worden und bei der Verbilligung um 1.- Rm.
 entsprechend erniedrigt worden. In der vorletzten Zeile sind in gleichem Sinne
 die Teilkosten für die Änderung des Kohle- bzw. Kokspreises angegeben, die durch
 die Änderung des Kokspreises um 10.- Rm./tst. geändert werden müssen.
 (Vergleiche Tabelle 3).

Auf Grund von zwei durch den Reichsausschuss eingeholten Angeboten über Pri-
 vatisierungen von Reichsstaats- & Eisen- & Stahlwerken in Dortmund und Kassel sind
 die Kosten für die Herstellung des Schmelzkokes in der gleichen Berechnungsweise die Kosten für

die Brikkettierung zusammengestellt. Hierbei wurde einmal die Brikkettierung mit anhydrierter Kohle und dann mit Sulfitablauge zugrundegelegt. In Vergleich dazu wurden die Zahlen der Brikkettfabrik auf der Högensällerngrube Borsben gesetzt, die Durchschnitts der Betriebszahlen der Jahre 1938/1939 darstellen. Als Brikettiermittel wurde hier Schwelpech verwendet. Als Preise für die Brikettiermittel wurden für Sulfitablauge 42,- RM./t und für anhydrierte Kohle 50,- RM./t eingesetzt. Die einzelnen Zahlen sind in der Tabelle 5 aufgeführt, die spezifischen Zahlen wurden in der Tabelle 6 zusammengestellt.

3) Schwelung mit Brikkettierung

In einer weiteren Zusammenstellung wurden nun die Kosten bei der Schwelung der Briketts aufgeführt. Hierbei wurden die für die Schwelung von Rußkohle gemessenen Zahlen zugrundegelegt. Als Preis wurde hier der Rußkohlepreis mit 14,25 RM./t + 2,00 RM. Fracht + 15,25 RM./t eingesetzt, der aber für Brikettierkohle zu hoch sein dürfte, da hierfür Staubkohle und Ruß V ausreichend ist. Die Zahlen sind in der Tabelle 7 zusammengestellt. Vermutlich wird der Preis für Brikettierkohle um 3,- RM./t niedriger liegen, so daß der in der Zahlentafel 7 angegebene Kohlepreis sich um die in der Zahlentafel angegebenen Teilsätze erniedrigen dürfte.

4) Die Vorschalterschmelze bei Kraftwerken

Als weiteres Schmelzverfahren wurde die Vorschalterschmelze bei Dampfesseln für einen Durchsatz von 100 000 t/Jahr durchgerechnet. Hierbei wurde das Schmelzverfahren von Fintsch zugrundegelegt. In den Kurventafeln 1 und 2 wurden die Kohlenverbräuche, sowie die Kosten für die Vorschalterschmelze in Abhängigkeit von dem Kohlepreis und dem Heizwert, sowie die Temperatur errechnet.

5) Zusammenfassung der spezifischen Zahlen für Brikkettierung sowie Schwelung ohne und mit Brikkettierung

Die wichtigsten spezifischen Zahlen für die Brikkettierung sowie Schwelung ohne und mit Brikkettierung wurden in der Zahlentafel 9 zusammengestellt. Hierbei sind die Anlagekosten und Betriebskosten, d.h. Gesamtkosten für Betrieb, Kapitalkosten und Sonstiges, bezogen auf 1 t Kohle bzw. Brikettprodukt, 1 t Kohlenverwertung und 1 t flüssige Kohlenwasserstoff-Erzeugung, d.h. Schwelpech einschließlich Benzin, Gasöl und Phenol, berechnet. Weiter wurde der Unterschied zwischen dem Preis von 1 t Einsatzgut in den Schmelzen und 1 t erzeugten Koks errechnet, wobei bei der Schwelung mit Brikkettierung sowohl die Brikkettierung mit anhydrierter Kohle als auch mit Sulfitablauge berücksichtigt wurden. Diese Zahlen vermitteln einen besonders leichten Überblick über die Koks-Gestehungskosten bei Kenntnis der Kosten für das Einsatzgut, auf es, daß es sich hier

Bei un Koble oder un Erikotte handelt. Der Koblepreis wird so gefunden, daß man zu dem Preis für den Einsatzgut (Koble oder Erikotte) der in der Tabelle angegebenen Preisunterschied addiert. Zur Beurteilung der Schwelerei gegenüber der Kokerei ist zu beachten, daß dieser Preisunterschied, bezogen auf die Tonne Koks = bei der Kokerei um 1,5 bis 6% Rd. höher liegt als bei der Schwelerei, woraus sich der Vorteil der Schwelerei gegenüber der Kokerei bei hochwertigen Kohlen ergibt. Weiter ist beachtenswert, daß der Preisunterschied zwischen Einsatzgut und Koks bei der Herstellung von Formkoks bei der Verwendung von bituminösem Bindemittel wie unhydrierter Kohle, am weitesten niedriger liegt als bei der Erikottierung von Stückkohle, d. h. die Erikottierung einschließlich des Bindemittels vorzuziehen ist insgesamt gesehen, die Schwelerei nicht. Dies ist der Fall, obwohl die bessere Koksqualität des Formkokes an der Bewertung unberücksichtigt bleibt. Bei der Verwendung von Sulfitablauge als Erikottiermittel wird der Preisunterschied größer, was auf das Fehlen einer Zuschlags für Heißöl bzw. flüssige Kohlenwasserstoffe aus dem Erikottiermittel zurückzuführen ist.

Reiter

616

Kosten und Energieverbrauch bei der Verh.

	Spülverfahren		Hochtemperaturverfahren	
	Werte in Gg	Werte in Gg	Werte in Gg	Werte in Gg
Kohlendioxid (tracien)	1 000 000	1 000 000	1 000 000	1 000 000
Anbringen				
Koks 0 bis 10 mm	77 500	77 500	220 000	22 500
10 bis 15 mm	77 500	77 500		22 500
über 15 mm	221 000	221 000	610 000	722 000
Gesamtkoks	376 000	376 000	750 000	750 000
Ammoniak				1 000
Ammoniumsulfat				
Schwefelwasser	102 000	97 000	83 500	80 000
davon Heißwasser	40 000	47 000		
Heißdampf	62 000	47 000		
Phenole aus Abflüssen	2 000	2 000	2 000	2 000
Gasöl			1 000	5 000
Rohbenzin	14 000	9 000	15 000	15 000
Isobenzol				
Schwefel	50 000 & 2000 kg	25 000 & 1200 kg	11 200 & 7400 kg	10 000 & 7000 kg
Naatron für Unterföhrung	100 000 & 1000 kg	100 000 & 1000 kg	80 000 & 1000 kg	70 000 & 1000 kg
für Destillation	5 000 m ³			
für Dampfessel	9 700 m ³			
Überschuss	53 500 m ³	100 000 m ³		
Ofen Anzahl	10 Doppelsonnen		40	13
MASS	5,0 B. & 15,0			4,0 B. & 0,8 B.
Schmelztemperatur	00	700	620	800
Leistung je Ofen	525 tate			65 tate
Gesamtwert				3,2 B. & 0,8 B.
Verhältnis d. Koks in Ofen	14/2 600			
Erzeugungsgang pro Jahr	340	340	340	340
Arbeitsleistung				
Anzahl Arbeiter	0	0	0	20
Lehrer	17	17	17	17
Facharbeiter	16	16	16	16
Arbeiter	0	0	25	0
gelernte	0	0	122	170
ungelernte	0	0	136	50
Jugendliche	0	0	9	30
Gesamtzahl	0	160	290	302
Energiebedarf				
Strom, fremde Erzeugung/Tag	55 000 kw	75 000 kw	42 000 kw	65 000 kw
Eigene Erzeugung/Tag	16 500 kw		18 000 kw	
Frischwasserverbrauch/Tag	0 700 m ³	9 400 m ³	4 500 m ³	2 400 m ³
Rohwasser/Tag	129 000 m ³		14 000 m ³	
Wasserdampf	7,75 t/h	11 t/h		10 t/h
Heißdampf 20 Atm	2,0 t/h		3,0 t/h	
ausgehend	70/Tag		72/Tag	65/Tag
ausgehend /	15/Tag		200/Tag	100/Tag
Kondensat	10/Tag		20/Tag	25/Tag
Kohle für Hochdruckerdampf				15 000 kg
Schwefelkohlenstoff				
640 kg				
Natronlauge				
Feinkoks für Solvayverfahren		92 000 kg		45 000 kg
Kohle für Hochdruckerdampf			104 000 kg	59 000 kg

616

Stückkosten für Schwelerei- und Koksanlagen
für 1 Million (tats. Produktion (trocken, Schmelz))

	Stückkostenverfahren		Kalkulationsverfahren		
	Messung Leistung	Messung Eisen t	Kosten in 1000 RM	Messung Leistung	Messung Eisen t
IV. Schwelofenanlage					
Ofeneinheiten incl. Kamin + Heizöfen	20			12	5 000
Haide und Vorrat für	2 Tage Koks			5 Tage Koks	800
	70 Tage Koks			30 Tage Koks	200
Arbeitslohn, Elektr. Material					700
Für Voranlage, Koks auf Förder					200
Kohlegrube, Bunker					6 x 60 00
Bunker					1 Doppband
Kohleabgabe, Transport bis Sieberol					100 t/Std
Koksabgabe, 3 Räumungen	2 x 120 t/h				4000 m ²
Koks - Zwischenbunker	300 m ²				
Rohrleitungen, Brücken					
Summe					4 780
Kondensationsanlage für Teer					200
Teer-Rotornanlage für Heißgas					800
					66000 (tats. Koks)
Kosten der Schwelofenanlage					0 580
V. Nebenanlagen					
Brennstoffbohle				20 000 m ² /h	480
Hitz-Röhre				20 000 m ² /h	80
Antschmelzungsanlage					480
Gasbohrer					1 040
Gebäudekosten					
Kohlenanlage für Teer und Leichtöl				50 Tage	
				0-1000, 4-3000	360
Verledestation					40
Entphosung					140
Dampfessel, Wasserverhärter	617			200 m ² /Tag	640
Gasolgewinnung				10 t/h/12Std	440
Dampfstation					12
Kabelsystem					100
Wasserleitung, Kanal				Feuernetz	440
				Kanal	
Kosten der Nebenanlagen					3 795
VI. Sonstiges					
Gleisanlagen					
Strassen					
Labo, Büro, Lager, Werkstatt					150
Summe					150
VII. Kostenaufschlüsselung					
Hauptanlage					6 580
Nebenanlagen					3 795
Sonstiges					150
Gesamtzahlen		15 220	15 200		10 525
		10	10		80

Anlagekosten für Schweißerei und Kesselanlagen nach dem
für 1 Millim. deta. Kalkühle (trocken) - durchläufig bei 1

618	K o s t e n a n s e h e			
	Verfahren Dr. O. Otto & Co.			
	Abmessungen Leistungs	Masch. Eisen in	Bau- Eisen in	Kosten in 1000 RM Appar
I. Schweißanlage				
Ofeneinheiten incl. Kamin und Maschinen Halde und Vorrat für	5 Tage Kohle 30 Tage Koks	4 090	1 395	1 600
Bauarbeiten, Elektr. Material		770	65	250
Förderanlage Kohle auf Vorrat		795	110	250
Kohletürme, Bunker				
Zerkleinerung, Transport für Sieber				
Kohlesiebriß, Körnungen				
Kohlezwischenbunker		725	350	617,5
Rohrleitungen, Brücken				
Summe		7 095	1 920	2 772,5
Kesselanlagen für Teer		5 100	540	315
Geräteeinrichtung für Heizen		950	495	450
Kosten der Schweißanlage		11 140	2 785	3 720,5
II. Nebenanlagen				
Benutzungsmaße				
HHY-Maschine				
Erdschweißungsanlage		1 640	205	250
Gasbehälter	100 000	1 200	35	110
Gasabsorption				
Kochanlage für Teer und Leichtöl	30 Tage	450	5	45
Verledestation				
Entphenolung				
Dampfessel, Wasserentleerung		250	15	65
Gasreinigung		975	80	208
Verledestation		920	100	125
Kabelwerke				
Verledestation, Kanal		95	20	101
Kosten der Nebenanlagen		4 570	405	1 075
III. Sonstiges				
Gleisanlagen				
Straßen				
Lager, Pflanz, Maschinen, Werkstatt				
Summe				
IV. Kostenausschneidung				
Hauptanlage		11 140	2 785	3 720,5
Nebenanlagen		4 570	405	1 075
Sonstiges				
Gesamtstellen		10 955	3 190	12 928,5

618

... ..

Kategori		Distribusi			Kategori		
No.	Uraian	1950	1951	1952	1950	1951	1952
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50

**Anlagekosten für Schwelerei und Kokserei-Anlagen nach der Ver-
für 1 Million tate Koks-Durchsatz bei 70 % Ertrags**

619	Abmessung Leistung	Kokserei			Kosten in 1000 RM	Abmessung Leistung
		Zusch. Eisen t	Bm- Eisen t	...		
I. Kokereien-Anlage						
Ofeneinheiten incl. Kessel und Maschinen	13100-3750-400					
Iside und Vorrat für	168					
Rischnng und Haltung	22 644; Garing				12 000	168
Erarbeiten, Elektr. Material	10 % vo/Kohle				2 500	
Förderanlage, Kohle auf Föhr-	Leistung pro					
Kohlstirns, Dunst	Tag					1000
Dunster						
Kohlscheidung, Fränsper, bis Sieber						
Kohlsieberei, 3 Körnungen					1 500	
Kohle-Sieberei, Dunster						
Reinleisungen, Erücken						
Dunster						
Kondensationsanlage für Teer					16 000	
Generatorsanlage für Heisung						
Kosten der Kokserei-Anlage						
					16 000	
II. Nebenanlagen						
Dampfröhre						
HTI-Röhre						
Antschneifungsanlage					8 500	
Gastschlitz						
Gehäusesation						
Fackelanlage für Teer und Leuchtö.						
Vorladestation						
Entschonung						
Dampfessel und Wasserschleiföhre						
Gasolgewinnung					350	
Vaporsation						
Katalysator					500	
Kanal + Wasserleitung					250	
Kanal					500	
Kosten der Nebenanlagen						
					10 500	
III. Sonstige						
Oleuanlagen						
Straßen					500	
Leber, Büro, Signale, Werkstatt					1 500	
Summe					2 500	
Kostenwasserinstallation						
Hauptanlage					16 000	
Nebenanlagen					10 500	
Gendätige					4 000	
Condensator					10 500	

619

Handwritten header text, possibly a title or reference number, located at the top of the document.

System No.	Almanach	Einrichtung	Ergebnis	Summe	Werte
12 000	100				3 000
2 500					500
	5000				500
1 500					500
15 000					20 000
16 000					20 000
18 000					6 000
20 000					600
22 000					
24 000					7 500
26 000					
28 000					
30 000					12 000
32 000					7 500
34 000					20 000
36 000					20 000

019

019

Item	Quantity	Unit Price	Total Price	Notes
1. 1977 Hill, to	36 250			
2. 1977 Hill, to	36 250			
3. 1977 Hill, to	36 250			
4. 1977 Hill, to	36 250			
5. 1977 Hill, to	36 250			
6. 1977 Hill, to	36 250			
7. 1977 Hill, to	36 250			
8. 1977 Hill, to	36 250			
9. 1977 Hill, to	36 250			
10. 1977 Hill, to	36 250			
11. 1977 Hill, to	36 250			
12. 1977 Hill, to	36 250			
13. 1977 Hill, to	36 250			
14. 1977 Hill, to	36 250			
15. 1977 Hill, to	36 250			
16. 1977 Hill, to	36 250			
17. 1977 Hill, to	36 250			
18. 1977 Hill, to	36 250			
19. 1977 Hill, to	36 250			
20. 1977 Hill, to	36 250			
21. 1977 Hill, to	36 250			
22. 1977 Hill, to	36 250			
23. 1977 Hill, to	36 250			
24. 1977 Hill, to	36 250			
25. 1977 Hill, to	36 250			
26. 1977 Hill, to	36 250			
27. 1977 Hill, to	36 250			
28. 1977 Hill, to	36 250			
29. 1977 Hill, to	36 250			
30. 1977 Hill, to	36 250			
31. 1977 Hill, to	36 250			
32. 1977 Hill, to	36 250			
33. 1977 Hill, to	36 250			
34. 1977 Hill, to	36 250			
35. 1977 Hill, to	36 250			
36. 1977 Hill, to	36 250			
37. 1977 Hill, to	36 250			
38. 1977 Hill, to	36 250			
39. 1977 Hill, to	36 250			
40. 1977 Hill, to	36 250			
41. 1977 Hill, to	36 250			
42. 1977 Hill, to	36 250			
43. 1977 Hill, to	36 250			
44. 1977 Hill, to	36 250			
45. 1977 Hill, to	36 250			
46. 1977 Hill, to	36 250			
47. 1977 Hill, to	36 250			
48. 1977 Hill, to	36 250			
49. 1977 Hill, to	36 250			
50. 1977 Hill, to	36 250			
51. 1977 Hill, to	36 250			
52. 1977 Hill, to	36 250			
53. 1977 Hill, to	36 250			
54. 1977 Hill, to	36 250			
55. 1977 Hill, to	36 250			
56. 1977 Hill, to	36 250			
57. 1977 Hill, to	36 250			
58. 1977 Hill, to	36 250			
59. 1977 Hill, to	36 250			
60. 1977 Hill, to	36 250			
61. 1977 Hill, to	36 250			
62. 1977 Hill, to	36 250			
63. 1977 Hill, to	36 250			
64. 1977 Hill, to	36 250			
65. 1977 Hill, to	36 250			
66. 1977 Hill, to	36 250			
67. 1977 Hill, to	36 250			
68. 1977 Hill, to	36 250			
69. 1977 Hill, to	36 250			
70. 1977 Hill, to	36 250			
71. 1977 Hill, to	36 250			
72. 1977 Hill, to	36 250			
73. 1977 Hill, to	36 250			
74. 1977 Hill, to	36 250			
75. 1977 Hill, to	36 250			
76. 1977 Hill, to	36 250			
77. 1977 Hill, to	36 250			
78. 1977 Hill, to	36 250			
79. 1977 Hill, to	36 250			
80. 1977 Hill, to	36 250			
81. 1977 Hill, to	36 250			
82. 1977 Hill, to	36 250			
83. 1977 Hill, to	36 250			
84. 1977 Hill, to	36 250			
85. 1977 Hill, to	36 250			
86. 1977 Hill, to	36 250			
87. 1977 Hill, to	36 250			
88. 1977 Hill, to	36 250			
89. 1977 Hill, to	36 250			
90. 1977 Hill, to	36 250			
91. 1977 Hill, to	36 250			
92. 1977 Hill, to	36 250			
93. 1977 Hill, to	36 250			
94. 1977 Hill, to	36 250			
95. 1977 Hill, to	36 250			
96. 1977 Hill, to	36 250			
97. 1977 Hill, to	36 250			
98. 1977 Hill, to	36 250			
99. 1977 Hill, to	36 250			
100. 1977 Hill, to	36 250			

Zahlentafel 4. 022

Spezifische Zahlen pro Tonne durchgesetzten Frochtes
 bei Behandlung von Koks

	S p u l g e r v o r s a h r e n			
	Large-Spülzofen		Kollergas-Ofen	
	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks
Anlagekosten	19,775	31,50	25,442	42,076
Investiertes Gesamtkapital	21,217	24,67	29,752	47,92
Eisenbedarf	15,22 to	20,2 to	12,526 to	21,03 to
Materialkosten	16,320	27,64	16,320	27,64
Energie	1,205	1,83	1,552	2,87
Löhne	1,235	1,07	0,906	1,52
Reparaturen	0,750	1,26	1,015	1,71
Kapitalkosten	3,394	3,71	4,509	7,71
Gesamtausgaben	22,600	36,30	24,183	40,62
Gesamteinnahmen	14,775	24,00	15,314	22,57
Verarbeitungs-kosten	0,625	1,50	10,860	18,25
Teillätze für Änderung des Kohlenpreises um 1% /to	1,07	1,79	1,07	1,80
Teillätze für Änderung der Gesamt-kosten des Kokes um 10% /to	0,612	1,02	0,475	0,80
Preissteigerung (Kohle-Frocht) pro to	15,25		15,25	
Kohlpreis pro to 120,00 Rm.				

022

	K o r n a A b o h n e U S F c			
	D r o. G o. O k t o. 4. 0 0		D i a t e r - W e r k e n	
	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks
Anlagekosten	32,250	50,79	30,401	55,94
Investiertes Gesamtkapital	36,556	57,50	34,538	63,56
Eisenbedarf	10,925 to	29,06 to	15,801 to	25,54 to
Materialkosten	16,805	26,54	16,320	27,62
Energie	1,220	1,92	1,330	2,46
Löhne	1,064	1,07	1,160	2,72
Reparaturen	1,294	1,04	1,216	2,25
Kapitalkosten	5,89	9,22	5,497	10,10
Gesamtausgaben	26,285	41,59	29,631	47,41
Gesamteinnahmen	14,135	22,26	19,507	28,01
Verarbeitungs-kosten	12,146	19,33	10,262	19,00
Teillätze für Änderung des Kohlenpreises um 1% /to	1,102	1,71	1,07	1,90
Teillätze für Änderung der Gesamt-kosten des Kokes um 10% /to	0,616	1,01	0,466	1,27
Preissteigerung (Kohle-Frocht) pro to	15,25		15,25	

pro. Eine durchgesetzte Frodenkohle bzw. auf die Erzeugung von 1 to Frodenkohle
Bei Sammlung von Pulver (ohne Aufbereitung)

022

No. to	Kohlenzeiler-Ofen		Kohle-Ofen			
			Krupp-Lurgi-Ofen		Mannstett-Ofen	
	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks
	42,76	51,234	49,20	54,22	46,52	
	47,92	55,324	53,35	58,669	54,05	
	21,02 to	20,324 to	31,02 to	21,384 to	37,61 to	
	27,41	16,320	29,56	17,220	24,43	
	1,338	1,027	1,008	1,154	1,669	
	0,908	1,352	1,041	1,090	1,074	
	1,013	1,71	1,250	1,096	1,094	
	4,302	1,071	0,652	0,605	0,78	
	24,162	40,62	26,071	40,93	27,901	39,38
	13,314	22,37	14,386	22,44	13,269	19,64
	10,060	10,23	12,745	10,44	14,621	20,74
	1,07	1,00	1,07	1,07	1,129	1,60
	0,479	0,10	0,640	1,001	0,600	0,051
	15,23		15,23		15,23	

No. to	Krupp-Lurgi-Ofen				Mannstett-Ofen			
	Kohle		Koks		Kohle		Koks	
	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks	Rm. pro to Kohle	Rm. pro to Koks
	55,34	59,319	57,75	62,500	50,67	27,443	42,72	
	69,56	40,134	69,23	56,732	57,27	31,005	40,22	
	21,34 to	12,794 to	20,79 to					
	50,20	16,920	26,54	16,700	26,05	16,369	25,00	
	1,330	2,46	0,861	1,40	1,003	1,066	1,66	
	1,466	1,72	2,009	1,07	1,400	2,31	0,983	
	1,216	2,25	1,420	2,31	1,310	2,04	1,093	
	5,497	10,18	6,426	10,44	5,876	9,16	4,953	
	25,631	47,41	26,093	42,36	26,449	41,24	24,672	
	13,507	28,01	14,700	23,91	10,509	16,49	9,930	
	10,262	19,09	11,335	10,43	13,060	24,73	14,722	
	1,07	1,09	1,07	1,74	1,07	1,69	1,07	
	0,600	1,27	0,600	0,975	0,120	0,107	0,140	
	15,23		15,23		15,23		0,216	

der Anlage- und Betriebskosten von Erleichterfabriken.

623

Kohlen		Kilometer-Schublad-Decks 4.0 Klein-Kalk				Kohlen	
Anlage-Abnahme		Anlage-Abnahme		Betriebs-Abnahme		Anlage-Abnahme	
1 000 000		1 000 000		1 000 000		1 000 000	
Gesamtkosten	bes. auf 1 t	Gesamtkosten	bes. auf 1 t	Gesamtkosten	bes. auf 1 t	Gesamtkosten	bes. auf 1 t
Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.
0,000	0,000	1,000 000,-	1,000	2,800 000,-	2,800	500 000,-	0,500
2,170	2,170	6 680 000,-	6,680	7 800 000,-	7,800	2 070 000,-	2,070
0,050	0,050	1 070 000,-	1,070	1 340 000,-	1,340	620 000,-	0,620
0,020	0,020	10 120 000,-	10,120	11 420 000,-	11,420	1 290 000,-	1,290
0,065	0,065	11 675 000,-	11,675	12 900 000,-	12,900	5 715 000,-	5,715
0,610	0,610	1 050 000,-	1,050	2 077 000,-	2,070	590 000,-	0,590
0,087	0,087	267 000,-	0,267	512 000,-	0,512	62 000,-	0,062

Menge für	Kosten für	Menge für	Kosten für	Menge für	Kosten für	Menge für	Kosten für
1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000
1	1	1	1	1	1	1	1
1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000	1000000
Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.	Rm.
1111	11	370 000	0,370	16,5411	16,5	497 000	0,497
000	0,033	105 000	0,105	66 000	0,066	190 000	0,190
000	0,023	405 500	0,405	100111	100	210 000	0,210
		907 500	0,907	242 000	0,242	242 000	0,242
700	0,021	157 600	0,157	35 500	0,035	350 000	0,350
00	0,120			240 000	0,240	240 000	0,240
00	0,120			240 000	0,240	240 000	0,240
00	0,100			250 000	0,250	250 000	0,250
				70 000	0,070	350 000	0,350

623

624

Wahltafel 6:

Spezifische Zahlen bei der Schmelzung
1 to Schmelzkosten und die

		S P U L G A S - V E R F A H R E			
		Luft-Spülmuffen		Kolle	
		Rm./to Kohle	Rm./to Koks	Rm./to Kohle	Rm./to Koks
		einzel	Gesamt	einzel	Gesamt
Anlagekosten	Schmelzanlage	10,775		31,50	
	Brikettieranlage	2,290		5,12	
			22,065		37,02
Investiertes Gesamtkapital	Schmelzanlage	21,027		34,67	
	Brikettieranlage	1,711		6,24	
			24,932		40,91
Materialkosten			6,380		27,41
Knochen	Schmelzanlage	1,103		1,08	
	Brikettieranlage	0,821		1,25	
			1,924		2,33
Löhne	Schmelzanlage	1,835		2,07	
	Brikettieranlage	0,226		0,349	
			1,559		2,42
Reparaturen	Schmelzanlage	0,750		1,26	
	Brikettieranlage	0,081		0,14	
			0,831		1,40
Kapitalkosten	Schmelzanlage	3,894		5,71	
	Brikettieranlage	0,524		0,299	
			3,988		6,01
Gesamtkosten ohne Brikettiermittel			24,624		41,57
Brikettiermittelkosten (anhydrierte Kohle)			2,129		1,08
Gesamtaufgaben			26,753		42,65
Gesamteinzahlung		14,775		24,00	
Kostel als Brikettiermittel		2,290		1,71	
			26,995		25,71
Verarbeitungskosten pro to Kohle bzw. Herstellungskosten für 1 to Koks			11,129		12,12
Zulage für Änderung des Kohlepreises (ur 1.-22)			1,07		1,07
Zulage für Änderung des Zuschrit des Heinsloen ur 10.-/to			6,612		1,09
					0,475
Eingangsgut (Kohle + Erucht) & to		19,25			
Anhydrierte Kohle to		50,00			
Heinsloen & to 125.-				15,25	
				50,00	

624

ST. JOHANNUNG VON FRIKATE BEMERKEN AUF DEN DURCHSATZ VON
 WASSER UND DIE ERZEUGUNG VON 1 TO GROSSKOPF

624

Koks		Kollergang-Ofen				Krupp-Lager-Ofen				Kremler-Ofen			
Koks	Gewicht	Am/10 Koks		Am/10 Koks		Am/10 Koks		Am/10 Koks		Am/10 Koks		Am/10 Koks	
		einzeln	Gesamt	einzeln	Gesamt	einzeln	Gesamt	einzeln	Gesamt	einzeln	Gesamt	einzeln	Gesamt
37,02	25,441 2,620	20,732	49,18 2,136	40,12	31,824 2,220	24,544	48,80 2,132	31,33	34,82 2,220	37,518	46,32 4,668	33,19	
40,98	20,752 2,715	32,467	47,30 2,622	34,16	32,324 2,722	29,059	22,32 2,482	61,17	38,669 2,715	42,384	44,83 2,822	60,10	
27,41		16,320		27,41		16,320		27,41		16,320		27,41	
3,23	1,352 0,822	2,173	2,27 1,30	3,65	1,008 0,822	1,829	1,38 1,286	2,860	1,194 0,822	2,015	1,69 2,16	2,65	
2,62	0,906 0,726	1,822	1,38 0,748	2,068	1,843 0,726	2,167	2,68 0,520	3,39	1,930 0,726	2,236	2,71 0,86	3,48	
1,40	1,019 0,081	1,096	1,72 0,14	1,89	1,290 0,081	1,953	1,96 0,12	2,09	1,279 0,081	1,433	1,94 0,12	2,06	
6,71	1,389 0,221	9,19	7,11 0,928	0,710	3,652 0,522	6,246	8,85 0,93	9,70	6,107 0,522	6,781	8,78 0,84	9,62	
		26,006	49,68		27,899	49,68		27,899	49,68	29,729	46,11		
		2,800	2,80		3,500	2,80		3,500	2,80	3,500	2,80		
		29,906	49,56		31,393	49,16		31,393	49,16	33,223	47,12		
20,23	22,314 2,220	19,314	22,27 2,73	26,10	14,326 2,220	16,546	22,42 2,51	29,93	12,280 2,220	15,500	16,64 2,227	21,987	
22,17		22,17		22,17		22,17		22,17		22,17		22,17	
1,79		1,07		1,80		1,07		1,07		1,129		1,60	
1,03		0,475		0,80		0,640		1,001		0,600		0,451	
	15,23 50,00				15,23 50,00				15,23 50,00				

624

625

Zahlentafel 6. Spezifische Zahlen bei der
1.46 Holzelektro

		Dr. G. S.	Km./40 Koh-
		ein-	Gr-
		sein	sum
Anlagekosten	Schwelanlage	20,250	
	Erikottieranlage	1,320	35,5
Inventierten	Gesamtkapital Schwelanl.	36,390	
	Erikottieranlage	1,710	40,5
Materialkosten			16,0
Energie	Schwelanlage	1,220	
	Erikottieranlage	0,083	2,0
Löhne	Schwelanlage	1,084	
	Erikottieranlage	0,326	1,3
Reparaturen	Schwelanlage	1,294	
	Erikottieranlage	0,083	1,3
Kapitalkosten	Schwelanlage	5,85	
	Erikottieranlage	0,324	2,4
Gesamtkosten ohne Erikottiermittel			20,10
Erikottiermittelkosten (anhyd. Kohle)			2,21
Gesamtaufgaben			21,60
Gesamteinnahmen		14,135	
Holzöl aus Erikottiermittel		2,220	16,05
Verarbeitungskosten pro 10 Kohle beim			12,25
Herstellungskosten für 1 t0 Koks			22,25
Folienkosten für Änderung der Kohle-			1,10
preise um 1,- Ra.			
Korrekturen für Änderung der Out-			0,64
schrift des Holzöls um 10,-/t0			
Einsatzgut (Kohle + Feinoh) 10		15,25	
anhydrierte Kohle 10		30,00	
Holzölpreis & t0 120,- Ra.			

625

Tabelle 6. Spezifische Zahlen bei der Bewertung von Briquets besond. auf die Grundlage von
 1 kg Schwelanzoll und die Bewertung von 1 kg Grobkohle.

625

	K o n s u m s z e h e n											
	Dr. G. Otto & Co.				Dücker-Werke				Koppers-Ges. AG.			
	Ks./10 Kohls		Ks./10 Koks		Ks./10 Kohls		Ks./10 Koks		Ks./10 Kohls		Ks./10 Koks	
	ein- sehr	ge- wöhnl.	ein- sehr	ge- wöhnl.	ein- sehr	ge- wöhnl.	ein- sehr	ge- wöhnl.	ein- sehr	ge- wöhnl.	ein- sehr	ge- wöhnl.
Agg. Anlage	32,838		30,79		30,404		35,9		35,415		37,11	
Schwelanlage	2,220	5,540	2,163	5,599	2,250	5,624	2,102	5,205	2,152	5,009	2,131	5,115
Walzschmelzanl. Brikettanlage	16,536		17,58		14,334		15,54		16,14		16,82	
	12,718	40,272	12,621	63,45	12,723	38,074	16,88	70,44	12,713	43,649	12,601	71,37
Gesamtkosten		16,833		26,51		14,320		30,20		16,520		26,51
Zus.												
Schwelanlage	1,220		1,02		1,220		2,40		0,961		1,40	
Brikettanlage	0,821	2,041	0,82	2,21	0,821	2,151	1,13	5,98	0,821	1,688	1,131	1,73
Schwelanlage	1,004		1,07		1,468		2,75		1,020		1,07	
Brikettanlage	0,186	1,330	0,31	2,18	0,186	1,794	0,50	5,38	0,186	1,334	0,23	1,80
Sturven												
Schwelanlage	1,294		2,04		1,216		2,25		1,220		2,11	
Brikettanlage	0,033	1,377	0,13	2,17	0,033	1,899	0,21	2,40	0,033	1,503	0,11	2,14
Gesamtkosten												
Schwelanlage	2,03		2,22		2,497		4,010		2,488		3,04	
Brikettanlage	0,234	6,444	0,22	10,15	0,234	6,093	1,072	11,279	0,234	7,020	0,266	11,10
Kosten ohne Brikettmittel		26,107		44,25		27,036		31,179		27,079		45,316
Brikettmittelkosten (anhydr. Kohle)		2,200		2,21		2,200		6,478		2,200		2,21
Zusgaben		31,607		49,76		31,359		37,667		31,379		33,03
Einnahmen												
aus Brikettmittel	14,139		22,26		25,367		28,61		14,700		22,91	
	2,220	16,355	2,036	25,73	2,220	17,707	2,110	32,91	2,220	16,920	2,161	27,52
Zahlungskosten pro 10 Kohls bzw.		12,222				17,269				14,422		
10 Kohls												
10 Koks												
10 Kohls												
10 Koks												
Zus. für Änderung des Geb.												
Preis der Heizöl um 10,4/10												
Ertrag (Kohle + Fracht) 10		12,25				12,25				12,25		
anhydrierte Kohle 10		50,00				50,00				50,00		
Spezial & 120.-Ks.												

625

Zahlentafel 7a 626

Kostenausgrenzung der Anlagen zur

Bauform Brikettiermittel Durchschnittliche Brikette	Baldichtonwerk & Kreuz Anhydrit- und Kohl-		Bayer A.G. Neustadt Sulfat-Abfall	
	Gesamt Rm.	1 10 Rm.	Gesamt Rm.	1 10 Rm.
Anlagekosten	5 890 000	5 890	5 420 000	5 040
Investiertes Gesamtkapital	5 725 000	5 725	5 055 000	5 055
Kapitalkosten	594 000	0,594	630 000	0,618
Reparaturen	85 000	0,085	86 000	0,087
Energie	821 000	0,821	908 000	0,908
Löhne	386 000	0,386	386 000	0,386
Gesamtkosten ohne Brikettiermittel	1 672 000	1,672	1 975 000	1,975
Summe der Brikettiermittelkosten	2 500 000	2 500	2 160 000	2 160
Summe der Brikettierkosten	5 373 000	5 373	4 035 000	4 035
Einnahme aus Heißluft aus Brikettiermittel	2 220 000	2 220		
Kosten nach Abzug der Einnahme	3 153 000	3 153	4 035 000	4 035
Höhe des Heißluft aus anhydrit- und				
Kohle bzw. Schmelzschlacke 20 000				

626

0

Anstellung der Anlagen zur Herstellung von Schwefelsäure

Anzahl	Kohlensäure A.G. Dortmund Sulfat-Anlage 1 000 000 Kosten für		Klöpper-Humboldt-Deuts A.G. Köln 200 Anhydrierte Kohle 1 000 000 Kosten für		Sulfat-Anlage 1 000 000 Kosten für		Häbenschlossgrube Borthen Schwefelsäure 0 000 000 Kosten für	
	Gesamt RM	1 Stk RM	Gesamt RM	1 Stk RM	Gesamt RM	1 Stk RM	Gesamt RM	1 Stk RM
1	3 420 000	3 420	10 180 000	10 180	13 490 000	13 490	2 290 000	2 290
2	0 000 000	0 000	13 675 000	13 675	12 985 000	12 985	7 75 000	7 750
3	6 10 000	6 100	1 058 000	1 058	2 077 500	2 077	594 000	594
4	800	800	967 000	967	518 000	518	82 300	82 300
5	000	0 000	715 000	715	5 887 000	5 887	820 000	820
6	700	700	328 000	328	358 000	358	328 100	328 100
7	985 900	985 900	3 656 000	3 656	4 814 600	4 814 600	4 25 100	4 25 100
8	2 100 400	2 100 400	7 200 000	7 200	9 102 000	9 102 000	1 350 000	1 350 000
9	4 035 200	4 035 200	7 156 000	7 156	0 934 600	0 934 600	3 975 900	3 975 900
10	---	---	2 220 000	2 220	---	---	2 560 000	2 560 000
11	4 035 900	4 035 900	4 574 000	4 574	6 934 600	6 934 600	2 825 900	2 825 900
12	---	---	---	---	---	---	---	---
13	---	---	18 500	18 500	---	---	10 000	10 000

Veranschaulichung der Anlagen zur Darstellung von Sachverhältnissen

626

Jana & K... (K...)		K... (K...)				K... (K...)	
K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)	
K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)	
K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)	
K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)		K... (K...)	
0.000	1.1.1	18.378.000	19.378	17.490.000	11.490	3.281.000	1.281
1.713	2.263	11.573.000	11.573	12.263.000	12.263	5.713.000	2.713
0.500	0.113	7.000.000	7.000	2.077.000	2.077	594.000	0.394
0.203	0.257	207.000	0.207	313.000	0.313	81.000	0.081
0.401	0.320	343.000	0.343	1.287.000	1.287	325.000	0.325
2.531	2.318	1.378.000	0.238	1.287.000	0.238	121.100	0.121
1.814	1.534	3.634.000	3.634	4.714.000	4.714	1.814.000	1.814
1.222	2.022	7.222.000	2.222	2.222.000	2.222	1.222.000	1.222
2.335	4.235	7.135.000	7.135	6.335.000	6.335	4.235.000	4.235
2.222	-	2.222.000	2.222	-	-	2.222.000	2.222
1.114	4.114	4.114.000	4.114	4.334.000	4.334	2.114.000	2.114
		18.500				18.000	

626

Die Wirtschaftlichkeit der Verschaltschmelzung nach Pintsch.

Eine Wirtschaftlichkeitsberechnung kann bis jetzt nur mit der Verschaltschmelzung nach Pintsch für stückigen Brennstoff durchgeführt werden. Hierbei ist eine Anlage für den Durchsatz von 100 000 t/Jahr Holzkohle mit etwa 12 % Feer und 7000 kW zugrundelagert. Die Teerausbeute ist mit 7,5 % angenommen. Bei einem Heizwert des Teeres von 9000 kcal/kg befinden sich 9,65 % des Kohlenheizwertes in dem anfallenden Teer, so daß unter Einrechnung von einem Strahlungsverlust der Schmelzapparat von 5 % ein Kohlescherverbrauch von 12,65 % zu erwarten ist. Es müssen deshalb bei der Verschaltschmelzung statt 100 000 t Kohle 112 500 t Kohle pro Jahr eingesetzt werden, d. h. der Durchsatz beträgt statt 332 t/Tag 375 t/Tag.

Die Anlagenkosten für die Verschaltschmelzung, schlüsselfertig, betragen 600 000,- RM., so daß bei einer Amortisation von 10 %, Verzinsung von 4 %, Gesamtkosten 1,5 %, Steuern und Vertriebskosten 1-5 %, insgesamt also 17 % jährlich 102 000,- RM. Kapitalkosten aufzubringen sind.

	RM./Jahr.
Kraftbedarf 210 kW/h & 0,02 RM.	30 000,-
Dampfverbrauch 0,015 t/t Kohle & 5,00 RM./t	5 000,-
Bediener 2 Mann/Schicht & 7,00 RM./Std.	14 400,-
Rückkühlwasser 0 m ³ /t Kohle & 0,03 RM./l	27 000,-
Schmiermittel, Reinigung usw.	4 600,-
Reparaturen o 4 % von Anlagekapital	24 000,-
Insgesamt	<u>102 000,-</u>

In der beiliegenden Berechnung wurde nun die Wirtschaftlichkeitsrechnung durchgeführt und zwar in Abhängigkeit von Teerausbrüngen, das zu 5 % und 10 % angenommen wurde, und in Abhängigkeit von Kohlepreis, der zu 10,- RM. und zu 20,- RM. eingesetzt wurde. Die Ergebnisse sind in der Zahlentafel 6 zusammengestellt und in der beigefügten Kurventafel 1 aufgetragen. In der Kurventafel 1 sind die bei der Teergewinnung auf Grund der Mehrverluste entstehenden Kosten für die Kohle aufgetragen, wobei die Kohlenpreise von 0 bis 30,- RM. angenommen wurden. In der Kurventafel 2 ist der Gewinn bzw. Verlust in Abhängigkeit von dem Kohlenpreis und dem Teerpreis aufgetragen. Hieraus erkennt man, daß z. B. bei einem Teerpreis von 45,- RM./t und einer Teerausbeute von 5 % nur bei einem Kohlepreis von 5,- RM. kein Verlust eintritt. Bei einem Teerpreis von 60,- RM. darf die Kohle 15,- RM./t und bei einem Teerpreis von 80,- RM. 24,70 RM./t kosten. Bei einem Teerausbringen von 7,5 % trägt sich der Betrieb einer Verschaltschmelzung bei einem Teerpreis von 45,- RM./t Teer bereits bei einem Kohlepreis von 14,50 RM. und bei einem Teerpreis von 60,- RM. bereits bei einem Kohlepreis von 24,- RM./t, während bei einem Teerpreis von 80,- RM. und einem Kohlepreis von 24,- RM. noch ein

Gewinn von 180 000,- RM. pro Jahr entsteht. Aus dieser Kurve läßt sich für jeden Kohlepreis und jedes Teerzusatzbringen die Wirtschaftlichkeitsgrenze erkennen, was insbesondere für das Beurteilen von Mittelprodukten als Brennstoff sehr wichtig ist. So kann z.B. bei der Verwendung eines Mittelproduktes aus einer 24mmrigen Kohle mit einem Asolgehalt von 30 %, mit einem Teerzusatzbringen von 5 % gerechnet werden. Bei einem Teerpreis von etwa 75,- RM. läßt sich bei Annahme eines Preises von 48-50 RM./t für das Mittelprodukt die Verschaltabschwung ohne Verlust durchführen. Da aber die Mittelprodukte meist nur mit einem Preis von etwa 40,- RM. eingesetzt werden, entsteht also ein Gewinn von rund 90 000,- RM. im Jahr.

Dr. 26/A.

Ludwigshafen/Rh., den 21. Januar 1942.

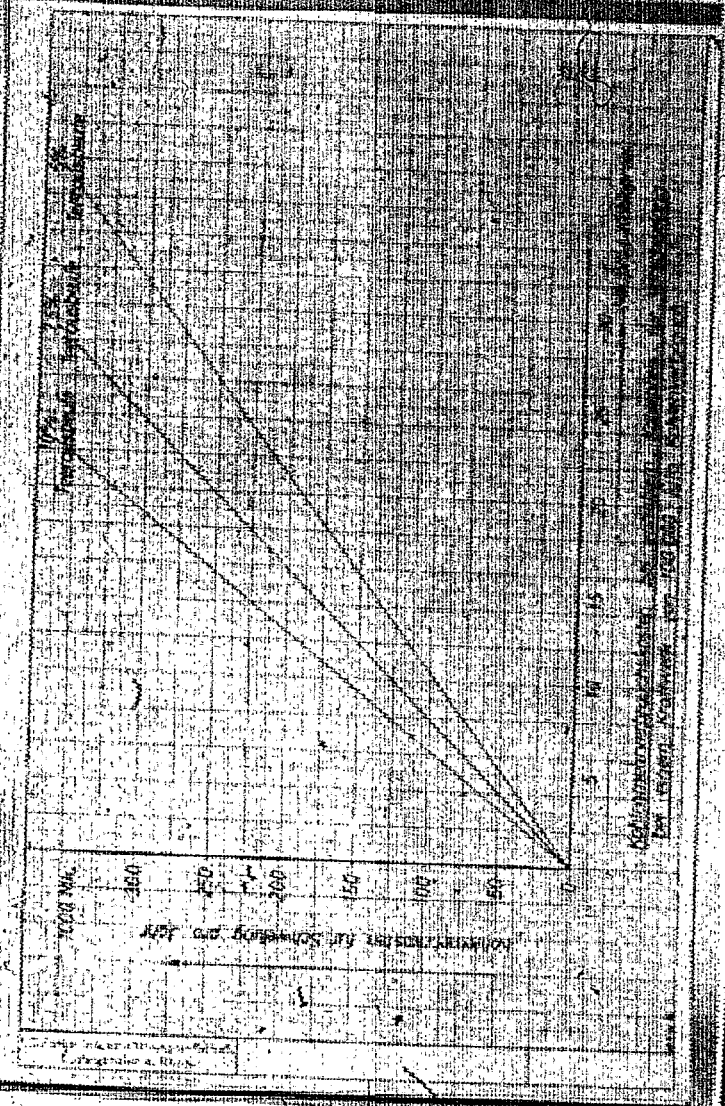
Berechnung der Kohlenmehrkosten und Gewinn bei Versuchsabwägung
bei variablen Teer- und Kohlepreis für ein Kraftwerk mit einem
Kohlenverbrauch von 100 000 t/Jahr.

		Bezugs- preis pro t Rm.	5 % Teer- Mehrkosten Rm.	7,5 % Teer- Mehrkosten Rm.	10 % Teer- Mehrkosten Rm.
Kohlenmehrverbrauch	t	-	94 000 t	124 000 t	160 000 t
Kohlenmehrkosten	t	10,00	94 000	224 000	160 000
	t	24,00	225 000	275 000	220 000
	t	20,00	188 000	248 000	320 000
Teermengen	t	-	5 450 t	0 450 t	11 550 t
Einnahmen aus Teer	t	45,00	245 000	181 000	517 000
	t	60,00	328 000	507 000	695 000
	t	80,00	438 000	676 000	925 000
Sonstige Betriebskosten		-	102 000	102 000	102 000
Kapitalkosten		-	102 000	102 000	102 000
Einnahmen	Teerpreis	45,00	245 000	181 000	517 000
Ausgaben	Kohlepreis	10,00	201 000	329 000	369 000
			<u>42 000</u>	<u>22 000</u>	<u>152 000</u>
Einnahmen	Teerpreis	45,00	245 000	181 000	517 000
Ausgaben	Kohlepreis	20,00	325 000	459 000	529 000
			<u>-149 000</u>	<u>-72 000</u>	<u>-18 000</u>
Einnahmen	Teerpreis	60,00	328 000	507 000	695 000
Ausgaben	Kohlepreis	10,00	301 000	329 000	365 000
			<u>+ 27 000</u>	<u>+ 178 000</u>	<u>+ 328 000</u>
Einnahmen	Teerpreis	60,00	328 000	507 000	695 000
Ausgaben	Kohlepreis	20,00	325 000	435 000	525 000
			<u>- 67 000</u>	<u>+ 54 000</u>	<u>+ 168 000</u>
Einnahmen	Teerpreis	80,00	438 000	676 000	925 000
Ausgaben	Kohlepreis	10,00	301 000	329 000	365 000
			<u>+ 137 000</u>	<u>+ 347 000</u>	<u>+ 560 000</u>
Einnahmen	Teerpreis	80,00	438 000	676 000	925 000
Ausgaben	Kohlepreis	20,00	325 000	459 000	525 000
			<u>+ 113 000</u>	<u>+ 217 000</u>	<u>+ 400 000</u>

Zellentafel 6

Berechnung der Kohlenverbleibskosten und Gewinne bei Variablekostenschaltung
bei variablen Feuer- und Kohlenpreisen für ein Kraftwerk mit einem
Kohlenverbrauch von 100 000 t/Jahr.

		Disagio- preis 1700 t/J Rzt.	7 % Feuer- Kohlenkosten Rzt.	7,5 % Feuer- Kohlenkosten Rzt.	10 % Feuer- Kohlenkosten Rzt.
Kohlenverbleib	Jahr		94 000 t	124 000 t	160 000 t
Kohlenfahrkosten	60,00	10,00	94 000	124 000	160 000
	60,00	14,00	139 000	175 000	228 000
	60,00	20,00	188 000	248 000	320 000
Teuerpreis	Jahr		5 400 t	8 450 t	21 550 t
Einnahmen und Kosten	60,00	45,00	246 000	301 000	517 000
	60,00	60,00	328 000	397 000	693 000
	60,00	80,00	438 000	676 000	925 000
sonstige Betriebskosten			102 000	102 000	102 000
Kapitalzinsen			102 000	102 000	102 000
Einnahmen	Teuerpreis	45,00	246 000	301 000	517 000
Ausgaben	Kohlenpreis	10,00	301 000	329 000	329 000
			= 12 000	+ 52 000	+ 152 000
Einnahmen	Teuerpreis	45,00	246 000	301 000	517 000
Ausgaben	Kohlenpreis	20,00	322 000	427 000	523 000
			= 142 000	= 72 000	= 8 000
Einnahmen	Teuerpreis	60,00	320 000	507 000	693 000
Ausgaben	Kohlenpreis	10,00	301 000	329 000	329 000
			+ 23 000	+ 170 000	+ 328 000
Einnahmen	Teuerpreis	60,00	320 000	507 000	693 000
Ausgaben	Kohlenpreis	20,00	322 000	427 000	523 000
			= 67 000	+ 54 000	+ 160 000
Einnahmen	Teuerpreis	60,00	430 000	676 000	925 000
Ausgaben	Kohlenpreis	10,00	301 000	329 000	329 000
			+ 132 000	+ 347 000	+ 560 000
Einnahmen	Teuerpreis	80,00	438 000	676 000	925 000
Ausgaben	Kohlenpreis	20,00	322 000	427 000	523 000
			+ 48 000	+ 223 000	+ 400 000



Technische Zeichnung

Konstruktion

Maßstab 1:1

Blatt 1 von 1

633

Zusammenfassung der spezifischen Zahlen für Briquetierung

Briquetierung:	Sonderverfahren A Kremer - Baum A.G. Dortmund	
	anhydrierte Kohle Rm/to	Sulfatblausäure Rm/to
Anlagekosten gesamt	5,70	5,80
Betriebskosten ohne Briquetiermittel	1,68	1,99
Betriebskosten mit Briquetiermittel	3,32	4,09
Betriebskosten *) nach Ausschift des Reinblausäureaus Briquetier- mittel	5,10	4,09

	Stülpgas-Verfahren		Reinblausäure-Verfahren	
	Lager Rm.	Kollektas Rm.	Krupplager Rm.	DF. Rm.
Rohmaterial ohne Briquetierung:				
Anlagekosten gesamt pro to Kohle	21,22	26,75	33,82	32,67
pro to Koks	34,67	47,92	33,33	34,83
pro to flüssige KW.	200,00	270,00	333,00	330,00
Silikonbedarf pro to Kohle	12,22 to	12,55 to	20,32 to	21,28 to
pro to Koks	22,20 to	21,05 to	21,62 to	20,61 to
pro to flüssige KW.	118,0 to	117,0 to	101,0 to	115,0 to
Betriebskosten *) pro to Kohle	6,48	7,86	9,75	10,68
pro to Koks	10,09	12,21	15,27	13,13
pro to flüssige KW.	33,00	73,00	92,00	101,00
Preisunterschied zwischen 1 to Einsatzgas und 1 to Koks	2,02	1,99	2,09	2,42
Reinblausäure-Briquetierung (Sonderverfahren):				
Anlagekosten gesamt pro to Kohle	24,93	32,47	39,04	32,38
pro to Koks	40,21	54,18	61,17	50,10
pro to flüssige KW.	211,00	303,00	368,00	351,00
Betriebskosten *) pro to Kohle	0,30	9,69	11,38	12,51
pro to Koks	13,96	16,27	18,12	17,77
pro to flüssige KW.	70,40	91,00	109,00	122,00
Preisunterschied zwischen 1 to Einsatzgas und 1 to Koks bei Briquetiermittel Anke	2,92	1,02	1,39	3,30
bei Briquetiermittel Sulfatblausäure	0,35	5,10	4,76	5,39

*) Betriebskosten = Gesamtkosten für Betrieb, Kapitalkosten und Sonstiges.

633

STATE OF MISSISSIPPI, DEPARTMENT OF REVENUE, OFFICE OF THE COMMISSIONER

Date	Receipts		Disbursements		Balance
	Am.	Cts.	Am.	Cts.	
1-1-00	3.00		11.00		3.00
1-15-00	4.00		3.00		10.00
1-31-00	4.00		7.00		10.00
2-1-00	4.00		4.00		10.00

Date	Receipts		Disbursements			Balance
	Am.	Cts.	Am.	Cts.	Am.	
1-1-00	30.00		30.00			30.00
1-15-00	30.00		31.00			29.00
1-31-00	30.00		31.00			28.00
2-1-00	30.00		32.00			26.00
2-15-00	30.00		33.00			24.00
2-28-00	30.00		34.00			22.00
3-1-00	30.00		35.00			20.00
3-15-00	30.00		36.00			18.00
3-31-00	30.00		37.00			16.00
4-1-00	30.00		38.00			14.00
4-15-00	30.00		39.00			12.00
4-30-00	30.00		40.00			10.00
5-1-00	30.00		41.00			8.00
5-15-00	30.00		42.00			6.00
5-31-00	30.00		43.00			4.00
6-1-00	30.00		44.00			2.00
6-15-00	30.00		45.00			0.00
6-30-00	30.00		46.00			(2.00)
7-1-00	30.00		47.00			(4.00)
7-15-00	30.00		48.00			(6.00)
7-31-00	30.00		49.00			(8.00)
8-1-00	30.00		50.00			(10.00)
8-15-00	30.00		51.00			(12.00)
8-31-00	30.00		52.00			(14.00)
9-1-00	30.00		53.00			(16.00)
9-15-00	30.00		54.00			(18.00)
9-30-00	30.00		55.00			(20.00)
10-1-00	30.00		56.00			(22.00)
10-15-00	30.00		57.00			(24.00)
10-31-00	30.00		58.00			(26.00)
11-1-00	30.00		59.00			(28.00)
11-15-00	30.00		60.00			(30.00)
11-30-00	30.00		61.00			(32.00)
12-1-00	30.00		62.00			(34.00)
12-15-00	30.00		63.00			(36.00)
12-31-00	30.00		64.00			(38.00)
1-1-01	30.00		65.00			(40.00)

von Mann
②

634

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pier

Kombiniertes Kurhydrier-Schmel-Verfahren.

A. Bericht

betr.

Großversuch zur Erikkettierung von Braunkohle-Hydrier, Abschlagmischchen, Schwelen dieser Erikketts und Vergasen des hierbei anfallenden Schmelkokes.

5.9.1939.

Dr. Bähr, Dr. Waldmann.

Herrn Dir. Dr. Pier, ✓
Direktion Leuna-Works,
Herrn Dr. Schunck, Me,
Herrn Dr. Krönig, ✓
Herrn Dr. Simon,
Herrn Dr. Waldmann,
Herrn Dr. Bähr,
O. Reserve

15. Sep. 1939

MANN

4. Bericht
betre

635

Kombiniertes Kohlenhydrat-Schmelz-Verfahren
Großversuch zur Brikettierung von Braun-
kohle-Hydrat-Abschlammproben, Schmelzen
dieser Briketts und Verpressen des hierbei
anfallenden Schmelzkokes.

Nach den in den früheren Berichten 1, 2 u. 3 niedergelegten Arbeiten wurde gefunden, daß Gemische aus Hydratabschlamm bzw. Prismabitsamen mit Braun- oder Steinkohle brikettiert werden können, und daß bei Einhaltung entsprechender Bedingungen Briketts hergestellt werden können, die in Schmelzöfen ihre feste Form behalten und einen harten Schmelzkoks liefern, der sich gut vergasen lassen dürfte. Hierbei wurde insbesondere festgestellt, daß sowohl die Briketts als auch der Schmelzkoks eine um so festere Struktur zeigen, je mehr Asphalt in dem Hydrat-Abschlamm bzw. Prismabitsamen enthalten ist. Hieraus kann der Rückschluß gezogen werden, daß bei der vorgeschlagenen neuen Rückstandsanarbeitung der Asphaltabfälle hochdruckseitig nicht so weit getrieben werden muß, wie dies bei der heute angewandten Rückstandsanarbeitung notwendig ist. Die Zulassung einer großen Asphaltmenge in dem Hydratrückstand bedingt aber eine Erleichterung der Hydratbedingungen, wie zum Beispiel Erhöhung der Durchsätze, Erniedrigung des Druckes, der Temperatur usw. Eine weitere Erleichterung in der Hydratierung kann dadurch eintreten, daß der mit dem Hydrat-Abschlamm anfallende Asphalt nicht mehr, wie bei der heutigen Arbeitsweise durch Abschleudern, ohne oder mit Zusatz von Verdünnungsöl, zum größten Teil in das Schmelzöl gelangt und der Asphalt mit dem Schmelzöl, das als Anreiböl für die Kohle dient, wieder in den Hochdruck gelangt und hier den Asphaltteig in dem Hydratabschlamm beeinflusst. Bei der neuen Rückstandsanarbeitung strömt die Asphaltmenge in den Hydratrückstand nicht, so daß der Abschlamm durch Toppen weitgehend von dem Öl befreit werden kann, das dann als asphaltfreies Öl anfällt und als Anreiböl 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 Anarbeitung des Hydratabschlammes stellt demnach nicht nur eine zweckmäßige neue Rückstandsanarbeitung dar, sondern sie ermöglicht Rückwirkungen auf die Hydratierung selbst und zwar

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

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

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

3. Großversuch zur Brikettierung von Genischen aus Hydrier-Abschlamm und Braunkohle.

Wie in den vorgenannten Berichten 1 und 2 bereits nachgewiesen war, können aus Braunkohle und Hydrier-Rückständen brikettierbare Gemische hergestellt werden, die bei einem Verhältnis von 50 bis 60 Teilen Brikettierkohle, d. h. Kohle mit etwa 15 % Feuchtigkeit, und 20 bis 30 Teilen Hydrierabfall aus der Hydrierung Leuna bestehen. Voraussetzung dazu ist, daß der Hydrierabfall bei etwa 30 bis 40 % Feststoffsubstantz mindestens 8 % Asphalt enthält. Hydrierabfall mit einem Asphaltgehalt von über 10 %, z. B. 15 bis 25 %, ist für das Vorfahren am geeignetesten. Erhöht man in den Gemischen den Hydrierabfall auf über 30 %, so werden die Briketts klebrig und die Masse hängt sich an der Mischtrommel fest; außerdem kleben die Briketts in den Formen der Presse. Im allgemeinen hat sich bei den Kleinversuchen herausgestellt, daß das günstigste Verhältnis zwischen Kohle und Brikettiermasse zwischen 60 und 70 Teilen Kohle und 30 bis 40 Teilen Hy-Rückstand liegt. Um einen für die Brikettierung genügend Asphalt enthaltenden Hydrierabfall zu bekommen, wurden bei den Großversuchen in der Hauptsache die Erzeugnisse aus dem Ofen 1 der Kammer 6, 17 u. 18 benutzt und dann wurde der Hy-Rückstand aus der Kurzhydrier Versuchskammer 3 (die andere Betriebsweise wurde in dem Bericht 1 niedergelegt) verarbeitet. Um die für den Großbetrieb notwendigen Preßdrücke und brauchbaren Preßvorrichtungen feststellen zu können, wurden die

- 1), auf einer Brikettpresse mit etwa 200-250 kg/cm² Preßdruck,
- 2), auf einer Strangpresse mit einem Preßdruck von 600 - 800 kg/cm²,
- 3), auf einer Ringwalzenpresse mit 2000 kg/cm² Preßdruck.

durchgeführt. Die Versuche auf der Brikettpresse wurden in Leuna, auf der Strangpresse in Obertrübingen, und auf der Ringwalzenpresse in Untertrübingen ausgeführt. In allen Fällen wurde Mischung der Brikettmasse in Leuna vorgenommen, deren Beschreibung nun zunächst erfolgen soll.

a). Mischung von Hydrier-Abschlamm mit Brikettierkohle.

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

Desintegratorröhle (1) in den Vorratsbunker (2) befördert und von hier aus in einen Zerteilteller (3) in eine elektrisch beheizte Schnecke (4) eingetragen. Gleichseitig wurde nach Maßgabe des erwünschten Mischungsverhältnisses Hydrat- abschlamm aus einem Behälter mit Kreislauf (5), der etwa auf 100 bis 120 °C gehalten wurde, von Hand zugegeben. Das Hydrat-abschlamm-Kohle-Gemisch wurde nun in der elektrisch geheizten 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 Desintegratorröhle (7), dem Aufwärmbehälter (8) und der Brikktpresse (9) zugeführt. So weit die Brikkttierung auf Strangpresse und Ringelpresse ausgeführt wurden, mußte die zerkleinerte Masse verladen und an die betreffende Versuchsstelle gefahren werden.

d). Versuche der Brikkttierung in der Eierbrikktpresse.

Zur Verwendung gelangt eine Versuchs-Eierbrikktpresse mit einer Leistung von etwa 400 kg/Stunde. Zunächst wurde das Brikkttiergemisch ohne Nachzerkleinerung bei etwa 30 °C der Eierbrikktpresse zugeführt. Die hergestellten Brikkts waren nicht sehr fest, und bei den mit diesen Brikkts durchgeführten Schwelversuchen in Hedderheim zeigte es sich, daß die Brikkts bereits in der Vorwärmanne schmelzig wurden und für die Spülgaschwelung ungeeignet waren.

Hierauf wurde die Brikkttiermasse in der Desintegratorröhle zerkleinert und die Brikkttierung wurde etwa bei 60 °C vorgenommen, wobei sehr harte Brikkts entstanden, die bei einem Schwelversuch in kleinen sehr harten Koks ergaben. Hiersu sei noch bemerkt, daß das Mischungsverhältnis von Kohle zu Hydratabschlamm etwa 64 : 36 betrug. Es wurden etwa 7 t Brikkts 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., Hedderheim geschickt wurde. Die Ergebnisse des Schwelversuches der Firma Lurgi stehen noch aus.

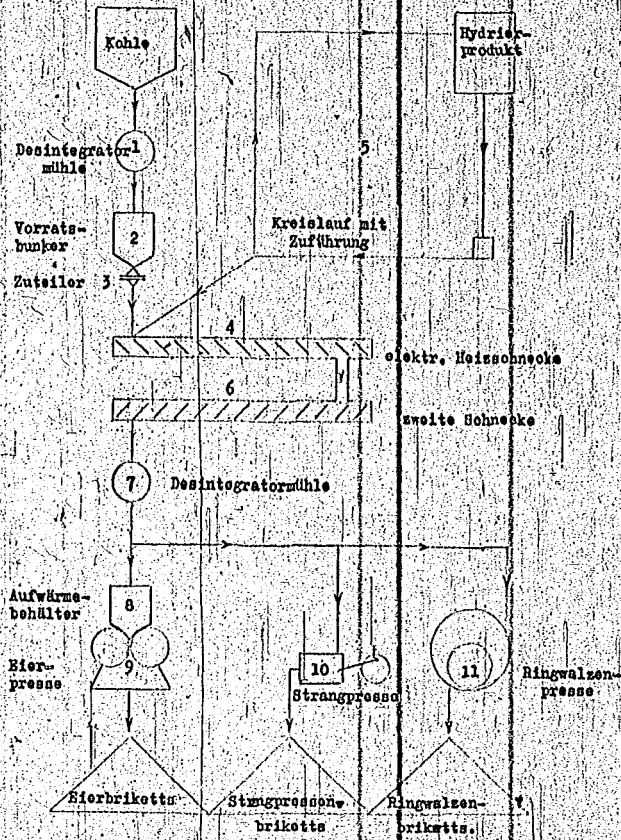
e). Brikkttierung auf der Strangpresse.

Die auf oben beschriebene Art in Louisa hergestellte Brikkttiermasse wurde auf der Grube „Kupferhammer“ der Liebhaf-Montakwerke nach Ober-Sillingen gebracht und dort auf der Strangpresse brikkttiert. Das Mischungsverhältnis von Kohle zu Entschlammung betrug hierbei etwa 59 : 41, die Temperatur der Mischung betrug etwa 30 °C. Der Pressenklotz wurde gekühlt, ebenso die Form. Bei voller Füllung der Presse wurden Brikkts vom sogenannten Salenformat erhalten (etwa 50 mm stark und 150 mm lang). Bei einer Hubzahl von 50 pro Minute wurden dicht

Abbildung 1.

Herstellungsgang von Mischbriketts

638



und gut teilsende Brikketts erhalten. Der Proßdruck betrug 600/800 kg/cm² (geseht). Die Druckfestigkeit der Brikketts betrug etwa 70/80 kg/cm². Es wurden etwa 15 t Brikketts hergestellt, von denen 6 t an die Firma Dr. G. Otto & Co. Bochum, und etwa 9 t an die Firma Lurgi nach Heddernheim gesandt wurden. Die Brikketts wurden von Hand in Würfel von etwa 40 mm Größe geteilt. Bei entsprechender Einrichtung der Strangpresse ist diese Teilung sofort maschinell möglich. Über die Verschlebung der Strangpressenbrikketts bei der Firma Lurgi wird später berichtet.

d) Brikkettierung auf der Ringwalzenpresse.

Etwa 16 t eines in Leuna hergestellten Brikkettorganischen mit dem Verhältnis Kohle zu Entschlammung wie 70 : 30 wurde in Unterreichenau/Eger auf der Versuchsstelle der Firma Lurgi zunächst in einer Mühle auf 30 % Durchgang durch ein 10 000-Maschenieb zerkleinert. Dieses Gemisch ergab bei Anwendung einer Temperatur von etwa 30 °C und einem Proßdruck von nahezu 2000 kg/cm² sehr gute feste Brikketts. Die Brikketts lösen sich auch im Dauerbetrieb gut aus den Formen und teilen sich meist sofort an der vorgesehenen Trennfuge. Es wurden 16 t Brikkett hergestellt, von denen 15 t an die Schmelzanlage der Lurgi nach Heddernheim bei Frankfurt und 2 t an die Schmelzanlage der Firma Dr. G. Otto & Co. Bochum zum Versand gebracht wurden.

2) Großversuche zur Schmelzung der Brikketts.

A. Schmelzung in der Versuchsanlage der Lurgi in Heddernheim.

a) Schmelzung der Kiebbrikketts.

Die in Leuna hergestellten Kiebbrikketts, die ohne vorherige Zerkleinerung des Mischgutes und bei etwa 30 °C gepreßt wurden, konnten in der Schmelzanlage nicht durchgesetzt werden, da die Brikketts in der Vorheisszone zerfielen und den Schmelzschaicht verstopften. Nach dieser Beobachtung wurde eine weitere Sorte Kiebbrikketts in der Weise hergestellt, daß das Gemisch zerkleinert wurde und die Brikkettierung bei etwa 60 °C vorgenommen wurde. Die hierbei gewonnenen festen Brikketts sollen noch der Schmelzung unterworfen werden.

b) Schmelzung der Strangpressenbrikketts.

Die auf der Grube „Kupferhammer“ Oberröblingen hergestellten Strangpressenbrikketts wurden am 30.3.39 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 im Auszug folgendermaßen.

„Schmelzlauf 1“

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

Der Feergehalt der Brikketts, die aus einer Mischung von Hydrierückständen und vorgetrockneter KANARISHE Kohlenkohle bestehen, lag bei etwa 24 %, der Feuchtigkeitsgehalt bei etwa 7,5 % und der Aschengehalt bei etwa 22,20 %.

Versuchsverlauf 1

Nachdem in Ofen vorher Leuna-Ringwalzenbrikketts verschmolzen worden waren,

wurden am 4. Juni gegen 1 Uhr die ersten Strangbriketts aufgegeben. Mit den gemeinsamen Messungen wurde, nachdem die letzten Ringvaibenbriketts den Ofen verlassen hatten, am 7. Juni begonnen.

Von den angelieferten 9260 kg Briketts sind etwa 6500 kg durch zwei Tagesabschlüsse erfäßt 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 störungsfrei in ununterbrochenem Betrieb.

Betriebsdaten des Ofens

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

<u>Temperaturen °C</u>		<u>5.6.39</u>	<u>6.6.39</u>
Schwelermischgas	T1	702	703
Schweleraustritt	T2	243	243
F. G. R. -Eintritt	T4	132	130
Rohgas	T6	52	51
Trockner-Unterstufe	T7	150	151
Trockner-Oberstufe	T8	149	141
Schwadenkreislauf	T9	110	109
<u>Statische Drücke mm Wg</u>			
Schweleraustritt	P1	50	44
Trockner-Unterstufe	P6	58	52
Kühlgaseintritt	P8	90	90
Schwelermischgas	P9	63	58

Zunfolge der hohen Wärmeverluste des Ofens reichte das gebildete Schwelgas nicht zur Beheizung des Ofens aus, so daß eine geringe Menge Zusatzgas des Schwelgas beigemischt 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 Aluminiumretorte nach Fischer-Hempel, die Zementsanalyse in Platintiegel durchgeführt. Die Asche wurde in der Gley'schale bestimmt.

a) Kohleanalysen

Schwelanalysen nach Fischer-Hempel:

Teer	23,8	24,0
Feuchtigkeit	7,6	7,2
Koks	94,1	94,8
Zersetzungswasser	4,4	4,3
Gas + Verlust	10,1	9,7

Immunitanalysen

Feuchtigkeit	7,6	7,2
Asche	19,7	20,3
Fixer Kohlenstoff	22,2	23,6
Flüchtbestandteile	50,2	49,0

b) Koksanalysen

Schwelanalysen nach Fischer-Hempel:

Teer	2,3	0,8
Feuchtigkeit	0,0	1,2
Koks	92,3	95,0
Zersetzungswasser	1,8	1,2
Gas + Verlust	2,0	1,8

Immidiatanalyse:

Feuchtigkeit	g	0,0	1,2
Asche	g	36,3	37,9
Fixer Kohlenstoff	g	44,5	45,2
Flücht. Bestandteile	g	18,4	15,0

Beschaffenheit von Feas und Ole

Die angefallenen Feas und Ole wurden zunächst einzeln untersucht. Von den Durchschnittsproben wurde außerdem eine Teermischung im Verhältnis der abgefallenen Mengen hergestellt und untersucht.

Vorkühlorator:

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

EUR-Feas:

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

Mittelbl:

Spez. Gew. 15 °	to/m ³	0,948	0,947
Wasser	g	1,2	1,0
saur. Bestandteile	g	16,5	20,0

Teermischung:

Vorkühlorator	13,1 g	als Mittelwert aus den beiden Versuchstagen.
EUR-Feas	67,2 g	
Mittelbl	19,7 g	
	100,0 g	

Spez. Gewicht 60 °	to/m ³	0,972
Staub	g	0,3
Wasser	g	0,3
saur. Bestandteile	g	10,5
Stoßpunkt	°C	37,5

Siedeanalyse:

Siedebeginn	105 °C	
" " "	200 °C	
" " "	220 °C	1,0 Vol%
" " "	240 °C	2,0 Vol%
" " "	260 °C	4,0 Vol%
" " "	280 °C	7,0 Vol%
" " "	300 °C	10,0 Vol%
" " "	320 °C	14,0 Vol%
" " "	340 °C	21,0 Vol%
" " "	360 °C	23,0 Vol%
" " "	380 °C	30,0 Vol%
" " "	400 °C	38,0 Vol%
" " "	420 °C	43,0 Vol%
" " "	440 °C	52,0 Vol%
" " "	460 °C	62,0 Vol%
" " "	480 °C	72,0 Vol%
" " "	500 °C	81,0 Vol%
" " "	520 °C	86,0 Vol%
" " "	540 °C	91,0 Vol%

Ergebnis des Schmelzversuches

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

a), Kohle und Koks	kg	3237	5112
Koksanfall	kg	1733	1996
Koksaufbringen	%	54,1	51,4
Koksausbeute bes.s.Fischer-Analyse %		100,0	93,6
b), Teer und Öl			
staub-) Yorkkohlertee	kg	74,9	72,8
und-) EGB-Teer	kg	383,5	390,4
wasser-) Mittelöl	kg	119,6	107,3
frei			
Teerausbeute bezogen auf Fischeranalyse		578,0	579,1
		79,2	77,8
c), Bensaïn			
Ganbonnia	g/m ³	14,0	14,0
davon 80 % gewinnbar	kg	53,8	54,1
Bensaïnausbeute bes.s.Fischeranalyse %		7,0	7,1
d), Gasausbeute			
desgleichen bezogen auf Fischer-Analyse	kg	631,0	633,2
	%	82,2	84,9

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

Zusammenfassung

Die Leuna-Strangbriketts ließen sich schlechter verschmelzen als die vorher verarbeiteten Ringwalsenbriketts. Bereits im Trockner trat ein starker Zerfall ein. Im Zusammenhang damit war die Ausschmelzung nicht vollkommen, so daß Restteergehalte im Koks (am 1. Tag) bis zu 2,3 % auftraten. Dadurch ging auch die Teerausbeute nach Fischer zurück, die nur einen Durchschnittswert von etwa 93,5 % erreichte gegenüber etwa 96 % bei den Ringwalsenbriketts. (Am 2. Tag war der Schmelzofen besser eingestellt und es wurde ein Teermaßbringen von 84,9 % bei einem Restteergehalt des Kokses von 0,0 % festgestellt).

21. Schmelzung der Ringwalsenbriketts in der Lurgi-Versuchsanlage

Die in Unterriehensau im Mai 1939 hergestellten Ringwalsenbriketts wurden zur Lurgi-Schmelzanlage nach Heildornheim zum Versand gebracht. Insgesamt wurden 14 t Brikett angeliefert. Der Schmelzversuch wurde vom 1. bis 4.6.39 durchgeführt; die Einzelheiten gehen aus dem von der Lurgi angefertigten Bericht hervor, der in Auszug folgendermaßen lautet:

Schmelzgut

Der Wagen kam mit Becks an, so daß Nitterungseinflüsse nicht zu befürchten waren.

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

Versuchsverlauf

Der Ofen wurde bis zum Bunker mit Koks gefüllt und am 30.5. mit Frankgas angefahren und hochgeheizt. Von 31.5. an wurde mit der Versuchskohle beschickt und am 1.6. mit den gemauerten Messungen begonnen.

Von den 14 angelieferten Tonnen sind etwa 10 Tonnen durch 3 Tagesabläufe erschmolzen 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		As/2.6.6	2.1.6.6	3.1.6.6
Schwelermischgas	61	625	622	621
Schweleraustritt	22	228	233	235
ESM-Eintritt	24	227	227	234
Roingas	26	30	31	33
Trockner-Unterstufe	27	132	127	127
Trockner-Oberstufe	28	133	133	130
Schwelkreislauf	29	103	104	104
Statische Drücke mm Hg				
Schweleraustritt	F1	44	41	44
Trockner-Unterstufe	F6	53	50	54
Kühlaseintritt	F8	108	97	106
Schwelermischgas	F9	55	48	55

Infolge des starken Wärmeverlustes des Ofens reichte das gebildete Gas nicht immer zur Beheizung des Ofens aus, so daß stellenweise eine geringe Menge Zusatzgas des Schwelgas beigemischt werden mußte.

Die Zusammensetzung des Gases war folgende:

H ₂	0,7	0,7
CO ₂	13,03	13,33
CO	0,4	0,3
O ₂	0,2	0,4
NO	3,2	4,9
H ₂ O	12,2	12,0
OH ₄	7,2	8,0
N ₂	60,6	60,2
Unterer 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 Schwefelanalysen wurden in der Alundinretorte, die Imediatanalysen in Platintiegel durchgeführt. Die Asche wurde in der Quarzschale bestimmt.

a) Kohleanalysen

Schwefelanalyse nach Fischer-Hempel

Feuchtigkeit	21,9	22,0
Koks	8,6	8,6
Feuchtigkeit	24,1	24,3
Koks	4,4	4,3
Gas + Verlust	11,0	10,6

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

Imediatanalyse

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

Die Restfeuchtigkeit der Kohle nach dem Durchgang durch den Trockner betrug im Mittel 2 %.

b) Koksanalysen

d) Koksanalyse 1

	1./2.6.	2./3.6.	3./4.6.
Schmelzanalyse nach Fischer-Heston 1			
Teer	0,4	0,6	
Feuchtigkeit	1,6	2,4	
Koks	94,4	94,4	
Zersetzungswasser	1,0	1,3	
Gas + Verlust	2,0	1,3	
Elementanalyse 1			
Feuchtigkeit	1,6	2,4	
Asche	18,7	36,4	
Pflanzl.	44,2	45,4	
fl. Bestandteile	13,5	15,0	
Siobanalyse 1			
5 mm	19,4	16,1	14,8
5 - 10 mm	18,8	19,2	17,9
10 - 20 mm	7,0	13,9	11,7
20 - 30 mm	22,2	19,2	18,0
30 mm	32,6	31,6	37,6

Benachteiligung von Teer und Öl 1

Die angefallenen Teere und Öle wurden zunächst einzeln untersucht. Von den Durchschnittsproben wurde außerdem eine Teermischung im Verhältnis der angefallenen Mengen hergestellt und untersucht.

Vorkühlersteer

Spez. Gewicht 60 °	10,2	0,990	
Staub	1	1,5	
Wasser	1	0,3	
Stockpunkt	0	45	

KOR-Teer 1

Spez. Gewicht 60 °	10,2	0,983	
Staub	1	0,975	0,973
Wasser	1	0,3	0,3
Stockpunkt	50	0,2	0,2

Mittelöl 1

Spez. Gewicht 15 °	10,2	0,942	0,942
Wasser	1	2,5	2,5
saurer Bestandteile	20	20	20

Teerabsaugung 1

Vorkühlersteer	10,1		
KOR-Teer	60,0		
Mittelöl	21,9		
	100,0		
Spez. Gewicht 60 °	10,2	0,965	
Staub	1	0,25	
Wasser	1	0,5	
Stockpunkt	0	36	
saurer Bestandteile	1	12,2	

Siobanalyse 1

Siobbegren	186 °		
bis	200 °	1 Vol %	
"	220 °	3 "	
"	240 °	7 "	
"	260 °	10 "	
"	280 °	14 "	
"	300 °	18 "	
"	320 °	23 "	
"	325 °	27 "	

bis	340 °	32 Vol%
"	350 °	40 "
"	360 °	48 "
"	370 °	55 "
"	380 °	65 "
"	390 °	75 "
"	400 °	80 "
"	410 °	88 "
Nachl.		94 " Krickbeginn

Ergebnis des Schwelversuches 1

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

a) Kohle und Koks 1

Kohledurchsatz	kg	3559	3107	3160
Koksanfall	kg	1849	1590	1525
Koksausbringen	%	52,0	51,3	48,5
Koksausbeute bez. auf Fischeranalyse	%	56,2	94,3	89,8

b) Teer und Öl 1

ntaub- und wasserfrei		1,2,6	2,3,6	1,4,6
Vordihlorteer	kg	52,2	68,9	51,2
EUR-Teer	kg	432,5	379,0	366,0
Mittelöl	kg	372,5	311,2	327,9
Gesamtteer	kg	618,6	559,1	545,1

Teerausbeute bezogen auf

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

c) Benzol 1

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

d) Gesamtausbeute 1

Teer+Öl+Benzol dageglichen bezogen auf Fischeranalyse	kg	691,6	629,1	616,1
	%	88,0	92,4	88,7

Der Benzolgehalt in 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 Leuna-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 55 % Anteile über 30 mm.

Zusammenfassende Ergebnisse der Schwelung

Die Ergebnisse der Schwelversuche mit den aus Hydrier-Abfällen 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 18 ist das Verhältnis zwischen dem

Zusammenfassung der Ergebnisse der Schmelzversuche nach Fischer u.

Spalte	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11	
	Mischungsverhältnis Kohle zu Entschlammungsprodukt	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis	Ergebnis
Braunkohle																						
Brikettkohle der Grube Städtel												15,7	Bal. Spir. 100	13,4	66,9	12,9						
Hydrierprodukt, Entschlammung von Ka 3 (Aurahyd.) (Schlenderer Z. 3)												0,0	Bal. Spir. 100	62,0	37,8	29,6	17					
Hydrierprodukt, Entschlammung von Ka 3 (Aurahyd.) (Schlenderer Z. 3)												0,0	Bal. Spir. 100	59,3	40,9	73,1	24					
Briketts von Leuna (Brikettier für den 1. Vers. der Lurgi, Hedderheim)	70:30	71:29	69:31	200 bis 250	etwa 30	6,6	Bal. Spir. 100	20,3	71,4	21,7												
Briketts von Leuna brikettiert für Schmelzversuche bei Lurgi, Hedderheim und Dr. O. Otto & Co., Bochum	60:40	64:36	60:40	200 bis 250	etwa 30	6,6	Bal. Spir. 100	32,3	67,5	72,0												
Sinnungsbricketts von Grube Kupferhammer, Niebeck (Montan brikettiert für Schmelzversuche bei Lurgi, Hedderheim und Dr. O. Otto, Bochum)	60:40	9:41	53:45	600 bis 800	etwa 30	7,0	Bal. Spir. 100	35,5	66,2	20,0												
Sinnungsbricketts von Lurgi-Versuchsstelle (Unterweihenau brikettiert für Schmelzversuche bei Lurgi, Hedderheim und Dr. O. Otto & Co., Bochum)	67:33	70:30	66:34	etwa 2000	etwa 30	7,8	Bal. Spir. 100	28,4	70,8													
												0,6	Bal. Spir. 100	23,5	76,3	19,9						

1. 2. 3. 4.

in Flöhely und in technischer Großanlage

7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Extraktion				Asphalt		Schwefelverbindungen											
100 einige Anteile	Er- trakt Anteile	Rück- stand	Gen. trock. %	benz. auf Asph. %	benz. auf Grud. %	Grud.		Urteer		Urteer aus Hydrieranteil bezogen auf Rückst.		Zer- setz- ungs- Ver- hältnis	Gas	Dre- ck- luft- geb.	Gerunden	von	Art
						Gen. trock. %	aus der Kohle trock. %	Gen. trock. %	aus der Kohle trock. %	Hydrier- anteil	Rest						
11.1 Spez. 1.1	13.4	66.9	12.9	-	-	54.4	(54.4)	16.5	(16.5)	-	-	-	5.7	23.3			Leuna anal.
11.1 Spez. 1.1	42.0	37.0	29.6	17.6	59.5	51.1	56.5	-	36.5	-	0.29	1.02	2.4	4.6			Leuna anal.
11.1 Spez. 1.1	59.5	40.5	33.7	24.4	59.7	49.6	49.1	-	38.2	-	0.65	1.00	12.7				Leuna anal.
11.1 Spez. 1.1	40.5	71.4	21.5	-	-	59.6	57.5	23.7	11.1	0.64	1.07	4.0	17.2				Leuna anal.
11.1 Spez. 1.1			72.0	-	-	60.4	52.9	23.4	10.0	0.55	0.33	8.1	8.1				Leuna anal.
11.1 Spez. 1.1				-	-	59.7	52.9	25.6	10.0	0.64	1.00	7.0	7.0				Otto anal.
11.1 Spez. 1.1	35.5	64.2		-	-	56.7	29.9	25.0	9.1	0.63	0.37	4.9	22.6				Leuna anal.
11.1 Spez. 1.1			20.0	-	-	50.7	29.9	25.0	9.1	0.63	0.37	4.8	10.7				Lurgi anal.
11.1 Spez. 1.1				-	-	54.5	25.4	21.9	7.7	0.63	0.37	8.8		85 %			Lurgi techn. anal.
11.1 Spez. 1.1				-	-	25.6		25.6	9.1	0.62	0.36	6.0		100 %			Otto anal.
11.1 Spez. 1.1	20.4	70.6		-	-	59.2	36.2	22.0	11.0	0.66	0.66	4.9	14.9				Leuna anal.
11.1 Spez. 1.1	23.5	76.5	19.9	-	-	54.4	36.2	28.3	11.0	0.66	1.02	4.7	11.4				Lurgi anal.
11.1 Spez. 1.1				-	-	54.2	32.2	21.4	9.8	0.66	1.02	4.7	18.4	89 %			Lurgi techn. anal.
11.1 Spez. 1.1				-	-	24.5		11.0	11.0	0.68	3.04	6.8		100 %			Otto anal.

Ausbringen an Teer zu dem in dem Hydrierabschlauz befindlichen Extrakt bezogen auf 1 angegeben. Hierbei ist der aus dem Kohlenanteil des Gemisches zu gewinnende Schmelteer genau so hoch angenommen wie der Schmelteer, 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 Teeranzubringen bei der Schwelung der einzelnen Bestandteile $\times 1$ gesetzt wurde. Hiernach wird bei der Fiberschwelung aus dem mit Benzol und Spiritus bestimmten Extrakten des Hydrierkohlenstandes rund 62 bis 64 % als Schmelteer gefunden. Bei einem praktischen Ausbringen von 90 % würden demnach aus dem Extraktstoffen der Hydrierungskohlenende 57 % Schmelteer zu gewinnen sein.

III. Vergasung des Schmeltekoks

Der auf der Schmelzanlage der Lurgi in Heddernheim hergestellte Schmeltekoks wurde nach Leuna transportiert, und hier wurde in dem Pattenhausen-Generator ein Vergasungsversuch vorgenommen. Der Generator besteht aus einem ausgemauerten Schacht von 3,2 m Höhe mit einer oberen Einfüllöffnung und einem unteren Austrag. Die Vergasungskohle beträgt etwa 1 m³. Der Generator kann mit überhitztem Wasserdampf von etwa 900 °C beheizt 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. Hiernach wurde die Leistung auf 600 kg erhöht. Hiernach wurden 500 kg Dampf auf etwa 600 °C überhitzt und zusammen mit etwa 38 - 44 cm³ Sauerstoff/Stunde eingeblasen. Die Ergebnisse sind kurz in dem Bericht von Herrn Dr. Pattenhausen zusammengestellt, der folgendermaßen lautet: Zur Vergasung gelangte Schmeltekoks, der aus Briquette gewonnen war, die aus einer Mischung von Rückständen der Kohle-Hydrierung und Trockenrauhkohle hergestellt waren. Die Briquette waren zum größten Teil auf einer Ringwalzenpresse, aus kleineren Teil auf einer Strangpresse gepreßt. Die Schwelung war in der Versuchsanlage der Lurgi in Heddernheim erfolgt. Vor allem der Koks der Ringwalzenpresse war stückig und fest. Es war der Wassergehalt 7,9 %, der Aschengehalt 33,7 %, der S-Gehalt 69,3 %, der H-Gehalt 1,8 %, bezogen auf Trockensubstanz, Erweichungs- und Schmelzpunkt 1285 °C.

Zweck der Versuche

Es sollte festgestellt werden, wie sich der Schmeltekoks bei der Vergasung verhält. Die Versuche wurden auf Veranlassung von Herrn Dr. MHR ausgeführt.

Als Vergasungsmittel diente auf 900 °C überhitzter Wasserdampf ohne Sauerstoff und ein auf 600 °C überhitztes Dampf-Sauerstoff-Gemisch mit etwa 5 bis 7 Vol% Sauerstoff.

Die Ergebnisse der Versuche sind aus der Tabelle zu ersehen (bez. auf 15 °C, 775,5 mm Hg).

A. Versuche mit Wasserdampf von 900 °C

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

B. Versuche mit Sauerstoff und Dampf von 600 °C

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

und Dampfverbrauch ($1,25 \text{ kg/m}^3 \text{ Gas}$) sind die gleichen. Entsprechend dem hohen Dampfüberschuss ist das Wassergas arm an Kohlenoxyd.

Der Koks besitzt eine ausgezeichnete Feuerfestigkeit. Der nicht vergaste Anteil des Kokses wurde in stückiger Form ausgetragen und kann nach Absieben der 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 des hohen Aschegehaltes des Kokses ein ausgezeichnetes Ausbrand ergeben würde. Schlackekruste trat nicht auf.

Koksverbrauch pro $\text{m}^3 \text{ Gas}$ (errechnet) $0,36 \text{ kg}$ (trocken).

Zusammenfassung 1

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

Die zum Bericht gehörende Zahlentafel folgt auf der nächsten Seite.

Besonderswert ist die gute Festigkeit des Schmelzkokes, so daß unverbrannte Teile des durch den Generator gehenden Schmelzkokes noch ihre feste Struktur behalten und von der Asche abgebläut werden können, worauf sie in den Generator zurückgegeben werden können. Auf diesem Wege ist es möglich, alle unvergasteten Koksanteile 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 ausgezeichnetes 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 Ascheanteile zwischen 38 bis 45% C. Hieraus geht hervor, daß diese Bestandteile aus nicht vergastem Grude 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% C, 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 Generatorausstrages der einzelnen Siebfractionen bei der Vergasung unter Anwendung von überhitztem Dampf und Sauerstoff, während die Versuche 4 und 5 die Vergasung mit überhitztem Dampf allein zeigen. Hierbei geht klar hervor, daß der Ausbrand in der bis 5 mm durch das Sieb gehenden Fraction 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. Schmelzkoksverbrauch zu besitzen auf 1 ohne hergestellten 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-

(64)

Vergärungsversuche mit Schwefelkohlenstoff-Entschwefelung

Datum	Zeit	Einstellung		Erzeugte Gasmenge m ³ /h	Zeit	Entschwefelstelle	CO ₂	C ₂ H ₄	O ₂	H ₂
		Dampf kg/h	O ₂ m ³ /h							
15.6. bis 16.6.	18,00	600	900	260	18,00 bis 23,00	Ofo: Ausgang Gasraum Mitte Verlag: Ausgang	31,6 30,2 29,2	0,4 0,0 0,0	0,0 0,0 0,0	61 64 69
					23,00 bis 10,00	wie vor	31,6 31,4 29,8	0,2 0,0 0,0	0,0 0,0 0,0	64 64 69
16.6.	11,00 bis 19,00	200	20	600	230	wie vor	27,8 33,0 32,4	1,1 0,0 0,0	0,0 0,0 0,0	56 59 59
16.6. bis 17.6.	19,00 bis 7,00	550	30	600	460	wie vor	36,0 32,4 33,8	0,2 0,0 0,0	0,0 0,0 0,0	57 59 58
					22,30 bis 6,15	wie vor	36,2 34,2 33,4	0,0 0,0 0,0	0,0 0,0 0,0	57 58 58
17.6.	7,00 bis 14,00	600	44	600	400	wie vor	39,2 32,8 33,2	0,0 0,0 0,0	0,0 0,0 0,0	57 59 58
					12,35 bis 23,00	wie vor	35,8 33,2 35,0	0,0 0,0 0,0	0,0 0,0 0,0	57 59 58

(64)

Mit Schwefelkohlenstoff, Pyridin, Essigsäure und Benzol.

Stoffe	CO ₂	CO	O ₂	H ₂	CO	Zunahme	OH	H ₂	S / ohm anorg. org.	In Abzug g/m ³ Staub	g/m ³ H ₂ O	0 % in Abzug und Siedung
ober	31,6	0,4	7,0	61,6	8,6	0,6	3,4	0,4				
Mitte	30,2	0,0	7,0	64,6	3,2	0,0	2,0	0,2				
Abgang	29,2	0,0	7,0	65,0	4,2	0,0	2,0	0,0				
			0,2	64,0	2,2	0,4	1,6	0,2	9,1			
			0,0	64,0	3,6	0,0	0,2	0,0		0,08		
			0,0	62,4	3,0	0,0	1,6	0,2				
	37,0	1,1	0,0	56,0	4,5	0,2	0,0	0,0	4,1			
	33,0	0,0	0,0	59,6	7,4	0,0	0,0	0,0	0,06			
	32,4	0,0	0,0	59,4	6,8	0,0	1,4	0,0	6,5	2,0	656	
	36,0	0,2	0,0	57,2	4,4	0,2	2,2	0,0				
	32,4	0,0	0,0	59,4	8,0	0,0	0,2	0,0	0,06			
	33,8	0,0	0,0	58,0	6,6	0,0	1,6	0,0		2,7		16.6.39 0.8 in Abzug = 35,9
	36,0	0,0	0,0	57,4	4,6	0,0	1,0	0,0				
	34,2	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				
	35,2	0,0	0,0	57,2	5,6	0,0	2,0	0,0	0,07			0. Amstrichhöhe 17.6.39 Siedung über 5m = 40 % unter 5m = 32 % 0. in S.ktion über 5m = 47,2 % unter 5m = 11,1 %
	32,0	0,0	0,0	59,6	7,2	0,0	0,0	0,0				
	33,0	0,0	0,0	58,0	6,0	0,0	1,4	0,0				

Zahlentafel 2.

Zusammensetzung der einzelnen Siebfractionen des Generatorraustrages.

Bedingung des Generatorraustrages bei folgenden Betriebsbedingungen	Korngröße der Asche mm	Gehalt der Asche an		
		SiO ₂ bezogen auf %	II Tropfenbestand %	Asch %
1 147 kg Schmelzkola/Std. (Ringwalzenbriketts) 530 kg Dampf 600 °C + 38 cwa Sauerstoff/Std. von 16.6.39 17 Uhr bis 17.6.39 7.30 Uhr	< 5	8,79	1,00	90,20
	5 - 10	29,96	2,50	66,03
	> 10	41,88	1,00	54,52
2 147 kg Schmelzkola/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 600 °C + 44 kg Sauerstoff/Std. von 17.6.39 7.30 - 11 Uhr	< 5	4,37	1,06	93,95
	5 - 10	26,02	3,69	70,53
	> 10	37,53	1,14	59,73
3 147 kg Schmelzkola/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 600 °C + 44 kg Sauerstoff/Std. von 17.6.39 14.30 bis 16 Uhr	< 5	6,43	0,45	97,02
	5 - 10	30,03	1,00	61,40
	> 10	45,56	1,06	52,03
4 96,2 kg Schmelzkola/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 925 °C + von 16.6.39 9 Uhr	< 5	34,09	1,28	60,0
	5 - 10	50,68	1,48	42,67
	> 10	58,32	1,09	36,22
5 96,2 kg Schmelzkola/Std. (Ringwalzenbriketts) 600 kg Dampf 925 °C von 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	42,09

651

Bilanz der Verwertungsverhältnisse mit Schwefelwasserstoff

Vorgang von 1959	Vorgang bis Uhr	Dampf kg/h	Sauerstoff obm/h	Gesamt- sulfid- gehalt kg/h	Sulfidgehalt			Asphalthegehalt			Rein- sulfid- gehalt kg/h	Gesamt- sulfid- gehalt kg/h	Korn- größe mm	Korn- zahl %	
					%	kg	%	kg	%	kg					
15.6.	10.00	400		roh											
	bis	bis		96,2											
16.6.	10.00	600	0	trock	57,3	55,1	2,64	2,54	1,94	30,7	51,0	55,7	0,3	73,6	
				92,5									2-10	0,5	
													1-10	17,9	
16.6.	10.00			roh											
	bis			102,0											
16.6.	16.00	200	20	trock	57,3	60,2	2,64	2,77	1,94	33,6	67,6	25,0	1,2	74,9	
				101,0									2-10	9,7	
													1-10	15,4	
16.6.	16.00	530	38	roh											
	bis	bis		147,0											
17.6.	12.00	600	44	trock	57,62	64,7	2,61	3,84	32,40	47,6	55,4	46,1	1,5	65,1	
				143,0									2-10	0,5	
													1-10	26,5	

Vorgang von 1959	Vorgang bis Uhr	Dampf kg/h	Sauerstoff obm/h	Gesamt- sulfid- gehalt kg/h	Quantitäten			Korn- größe mm	Korn- zahl %	
					O ₂ %	SO ₂ %	SO ₃ %			
15.6.	10.00	400		Rohgas	29,5	0,0	0,0	64,6	2,6	0,0
	bis	bis		Reingas	0,0	0,0	0,0	94,7	5,0	0,0
16.6.	10.00	600	0	Reingas gewaschen 95/100	-	-	-	94,7	5,0	-
16.6.	10.00	200	20	Rohgas	32,4	0,0	0,0	59,4	0,8	0,0
	bis	bis		Reingas	0,0	0,0	0,0	89,7	10,3	0,0
16.6.	16.00	530	38	Reingas gewaschen 95/100	-	-	-	89,7	10,3	-
17.6.	12.00	600	44	Rohgas	33,2	0,0	0,0	56,0	6,7	0,0
	bis	bis		Reingas	0,0	0,0	0,0	89,0	10,8	0,0
17.6.	12.00	600	44	Reingas gewaschen 95/100	-	-	-	89,0	10,2	-

651

Handverarbeitete mit Holzwasser aus Kohle-hydratabschlammherstellung

Anzahl	Reinheitsgrad	Feuchte	Korngröße	Ausgangswasser						Holzwasser			Gesamt				
				Wasser	Wasser	Wasser	Wasser	Wasser	Wasser	Wasser	Wasser	Wasser	Wasser				
0,4	50,7	51,0	55,7	1,5	73,6	24,8	35,16	0,22	1,16	0,29	61,13	35,35	274	47,5	55,3	8,22	4,76
			5,10	0,5	2,86	50,7	1,45	1,51	0,04	42,21	1,21						
			0,10	17,9	6,02	54,9	3,31	1,76	0,09	39,55	2,38						
12,6	67,4	85,0	4,5	74,9	19,7	24,05	4,9	0,76	0,14	71,67	19,6	285	56,9	60,2	4,3	3,24	
			5,10	9,7	12,45	50,55	1,22	1,36	0,07	43,99	1,07						
			0,10	19,4	3,85	52,36	2,02	1,48	0,06	42,03	1,62						
12,6	67,4	85,0	4,5	65,4	30,24	6,54	1,97	0,84	0,25	93,78	28,28	488	99,7	84,7	1,97	6,26	
			5,10	8,3	3,85	31,54	1,20	1,55	0,05	66,82	2,53						
			0,10	26,3	12,13	41,66	5,06	1,50	0,18	55,37	6,72						

Wasser	Gasanalyse				Sulfur			Gesamt	
	O ₂	H ₂	CO	Sulfur	OH	H ₂	obv/Std.	kg O/Std.	
0,0	0,0	64,6	3,6	0,0	8,2	0,1	274	47,5	
0,0	0,0	54,7	5,3	0,0	0,0	0,0	107	4,86	
		54,7	5,3				174	4,52	
0,0	0,0	59,4	6,8	0,0	1,4	0,0	285	56,9	
0,0	0,0	60,7	10,3	0,0	0,0	0,0	189	9,56	
		60,7	10,3				176	0,89	
0,0	0,0	58,6	6,7	0,0	1,5	0,0	100	99,7	
0,0	0,0	69,8	10,2	0,0	0,0	0,0	319	16,0	
		69,8	10,2				297	14,08	

brauch - bezogen auf 1 ohm Reingas - von 0,245 bis 0,301 kg O₂ oder 0,425 bis 0,526 kg Schmelzkoks pro ohm Reingas. Hierbei wurde der Rechnung zugrundegelegt, daß die über 3 mm liegenden Bestandteile des Generatoranstrages nach der Abseibung der Feinasche in den Generator zurückgeführt wurde. Bei der Betrachtung der Bilanz zeigte es sich, daß die mit dem Schmelzkoks dem Generator zugeführte Aschensche nicht übereinstimmt mit der aus dem Generator ausgetragenen Asche, und zwar bleibt die Menge des ermittelten Aschenanstrages gegenüber dem Ascheeintrag in dem Schmelzkoks zurück. Dies beruht offensichtlich darauf, daß während der Versuchsdurchführung die Aschenhöhe in dem Generator ansteigt, so daß an Stelle des beim Anfahren mit Schmelzkoks gefüllten Generatorraums derselbe nach dem Versuch mit Asche gefüllt ist, wodurch ein geringerer Kohlenstoff-Verbrauch vorgeschätzt wird. Berichtigt 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 ohm Reingas zwischen 0,35 und 0,39 kg O₂. Die Einzelheiten gehen aus der Zahlentafel 4 hervor. Der Dampfverbrauch betrug 4,10 kg/ohm Reingas (ohne Zusatz von Sauerstoff) bzw. 1,52 und 2,58 kg/ohm Reingas (bei Zusatz von 0,35 und 0,39 ohm Sauerstoff/ohm Reingas).

Die Leistung wurde in dem Versuchsgenerator mit 1 m² Vergasungsfläche auf 480 ohm 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 Vorwärmschlange 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 Briquets verarbeitet werden sollen.

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

Z a h l e n t a f e l l e
 Verbrauchszahlen je ein Kubusmeter bei Gemischtem Bohrgas

C Verbrauch pro Stunde in Kubusmetern	C in Kubus pro Stunde in Kubusmetern	K ₁ - O pro ein Kubusmeter	K ₂ - C pro ein Kubusmeter	K ₃ - K ₁ pro ein Kubusmeter	K ₄ - K ₂ pro ein Kubusmeter	K ₅ - K ₃ pro ein Kubusmeter	K ₆ - K ₄ pro ein Kubusmeter	K ₇ - K ₅ pro ein Kubusmeter	K ₈ - K ₆ pro ein Kubusmeter	K ₉ - K ₇ pro ein Kubusmeter	K ₁₀ - K ₈ pro ein Kubusmeter	K ₁₁ - K ₉ pro ein Kubusmeter	K ₁₂ - K ₁₀ pro ein Kubusmeter	K ₁₃ - K ₁₁ pro ein Kubusmeter	K ₁₄ - K ₁₂ pro ein Kubusmeter	K ₁₅ - K ₁₃ pro ein Kubusmeter	K ₁₆ - K ₁₄ pro ein Kubusmeter	K ₁₇ - K ₁₅ pro ein Kubusmeter	K ₁₈ - K ₁₆ pro ein Kubusmeter
B. Gemischtes Bohrgas, Generatorleistung nicht berücksichtigt																			
15.6.39 10.00 Uhr																			
16.6.39 10.00 Uhr	50,34	47,15	0,184	0,239	0,223	0,250	0,230	0,245	0,223	0,247	0,233	0,240	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236
16.6.39 10.00 Uhr bis 16.00 Uhr	56,96	56,9	0,300	0,301	0,250	0,256	0,230	0,245	0,230	0,247	0,233	0,240	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236
16.6.39 16.00 Uhr bis 17.6. 12 Uhr	78,44	79,17	0,161	0,245	0,230	0,256	0,230	0,245	0,230	0,247	0,233	0,240	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236
D. Berücksichtigte Bohrgas, Generatorleistung berücksichtigt																			
15.6.39 10.00 Uhr																			
15.6.39 10.00 Uhr bis 16.6. 10.00 Uhr	47,3	33,8	0,26	0,38	0,46	0,38	0,46	0,38	0,46	0,38	0,46	0,38	0,46	0,38	0,46	0,38	0,46	0,38	0,46
15.6.39 10.00 Uhr bis 16.6. 12 Uhr	53,4	46,0	0,26	0,39	0,46	0,39	0,46	0,39	0,46	0,39	0,46	0,39	0,46	0,39	0,46	0,39	0,46	0,39	0,46
15.6.39 16.00 Uhr bis 17.6. 12 Uhr	76,8	74,4	0,25	0,55	0,40	0,55	0,40	0,55	0,40	0,55	0,40	0,55	0,40	0,55	0,40	0,55	0,40	0,55	0,40

Abbildung 2 hervor.

Als Hydrirückstand wurde Abschläm aus dem Ofen 1 von Kammer 17 und 18 von Leuna nach Unterreichenau zum Versand gebracht. Die Anlage soll Mitte September anfahrbar sein. Als Braunkohle soll nach Möglichkeit eine salzhaltige mitteldeutsche Braunkohle) zweckmäßig von der Grube „Hermine Henriette“ zur Verarbeitung kommen, da mit dieser Kohle durchgeführte Versuche ergeben haben, daß der Schmelzpunkt durch die Zumischung des Hydrirabschlammes stark gesteigert werden kann, wie das im folgenden Absatze noch näher ausgeführt werden soll.

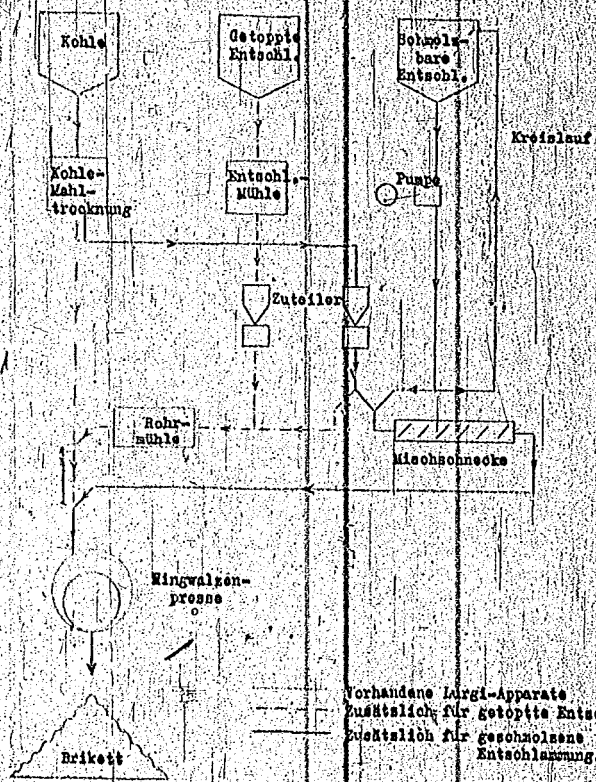
V. Erhöhung des Ascheschmelzpunktes durch Zumischung von Hydrirabschlamm zu der Saalkohle.

Es gibt eine große Anzahl mitteldeutscher Braunkohlegruben, die sogenannte Saalkohle fördern. Die Saalkohlen lassen sich auf dem Rowt oder in Generator schlecht verarbeiten, da diese durch den niedrigen Ascheschmelzpunkt leicht zu Verschlackungen neigen. So zeigt zum Beispiel die Kohle der Grube „Hermine Henriette“ mit einem Na_2O -Gehalt von 14,6 % in der Asche, einen Erweichungspunkt schon etwa 660 und 760 °C und einen Ascheschmelzpunkt zwischen 700 und 815 °C je nach der Art der Asche-Herstellung. Die Erweichungspunkte der Gemische der salzarmen Kohlen mit Entschlackungsprodukt der Hydrirung Leuna liegen zwischen 850 und 895 °C und die Schmelzpunkte bei 1090 bis 1190 °C. Ähnlich liegen die Verhältnisse bei einer salzreichen Kohle mit 20,6 % Na_2O -Gehalt der Asche. Die Einzelheiten gehen aus der Zahlentafel 5 und aus dem beiliegenden Kurvenblatt (Abbildung 5) hervor.

Da die Schmelzpunkte der Originalkohle von 600 bis 700 °C mit 1100 bis 1200 °C je nach Art der Asche-Herstellung 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 diese Ergebnisse weiter zu erhärten wird vorgeschlagen, die Kohle in der Versuchsanlage eine salzreiche Kohle, zum Beispiel der Grube „Hermine Henriette“ zu verarbeiten, da bei dem Großversuch Schwelkoks ohne Schwierigkeit in dem Generator verarbeitet wurde, dessen Asche ebenfalls einen Erweichungspunkt von 815 °C und einen Schmelzpunkt von 1185 °C zeigte, und ähnliche Eigenschaften besitzt, wie sie bei der Asche aus Hydrirabschlamm 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 Oxydation bei 700 °C hergestellt. Besonders zu beachten ist die Zunahme des SiO_2 - und des Fe_2O_3 -Gehaltes, sowie das Abnehmen des Na_2O - und SO_2 -Gehaltes. Hierdurch erklärt sich das Ansteigen des Schmelzpunktes der Aschen.

Abbildung 2.

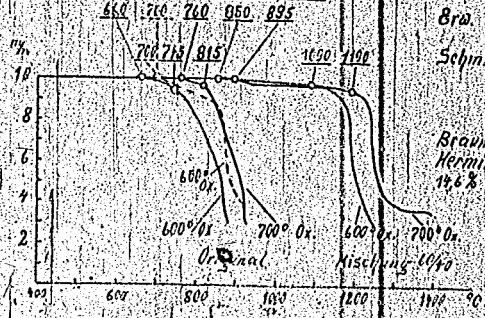
Lurgi-Vorversuchsanlage Unterbreichenthal/Eger mit den
zu Verfügung gestellten Zusatzapparaten.



Zusatzstoffe
 Zerschlagungs- und Schmelzpunkte für Salzkohle und Gemische dieser mit Entschlammungsprodukt.

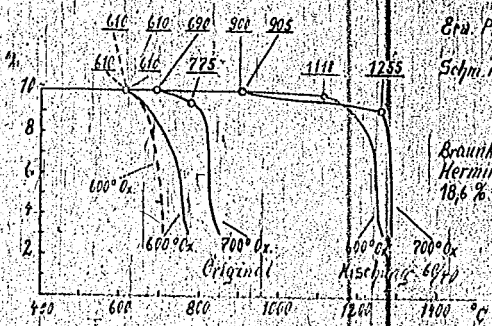
Asche aus Kohle der Grube "Hermanns Hammer" bzw. Kohle + Entschlammungsgemisch.	Art der Versuchsung	Zerschlagungs-punkt °C	Schmelzpunkt °C
Originalkohle 14,6 % H_2O in der Asche (salzarm)	reduzierend bei 600 °C	700	700
ditto	oxydierend bei 600 °C	660	745
ditto	oxydierend bei 700 °C	760	815
Gemisch aus 60 Teilen Kohle salzarm und 40 Teilen Entschlammung Lemna	oxydierend bei 600 °C	850	1090
ditto	oxydierend bei 700 °C	895	1190
Originalkohle 18,6 % H_2O in der Asche (salzreich)	reduzierend bei 600 °C	610	610
ditto	oxydierend bei 600 °C	610	610
ditto	oxydierend bei 700 °C	690	1175
Gemisch aus 60 Teilen Kohle (salzreich) und 40 Teilen Entschlammung Lemna	oxydierend bei 600 °C	900	1110
ditto	oxydierend bei 700 °C	905	1275
Gemisch aus 60 Teilen Kohle (<5mm) aus der Mischung mit Braunkohle der Grube "Stein" (Ringelscherbelfalt)	oxydierend bei 700 °C	815	1185

Abbildung 3.



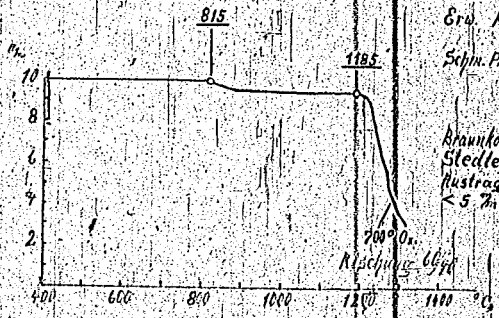
Erw. Pkte. °C
Schm. Pkte. °C

Braunkohle der Grube
Hermine - Henriette II
17,6 % H_2O in der Asche



Erw. Pkte. °C
Schm. Pkte. °C

Braunkohle der Grube
Hermine - Henriette II
18,6 % H_2O in der Asche



Erw. Pkte. °C
Schm. Pkte. °C

Braunkohle der Grube
Steppen
Austrag des Generators
< 5 % Kohlengröße

Ashenschmelzkurven nach Bunte-Baum von Braunkohlen u. Mischungen

Zahlentafel 6.Asche-Vollanalysen.Aschen bei 700 °C oxydierend hergestellt.

	%	Normale Henriette mit 14,6 % Na ₂ O in der Asche (salzarm)		Normale Henriette mit 18,6 % Na ₂ O in der Asche (salzreich)	
		Original	Mischung mit Hydratprodukt 60 : 40	Original	Mischung mit Hydratprodukt 60 : 40
		%			
SiO ₂	%	3,37	10,24	0,60	0,34
Fe ₂ O ₃	%	2,32	14,33	2,33	14,22
Al ₂ O ₃	%	1,29	6,57	3,78	7,00
TiO ₂	%	0,20	1,06	0,15	1,76
CaO	%	27,63	26,36	23,58	24,33
MgO	%	4,60	4,99	3,43	4,00
Na ₂ O	%	13,07	6,30	19,76	8,40
SO ₃	%	46,42	27,49	42,72	29,18
F ₂ O ₃	%	0,03	0,28	0,02	0,33
Cl	%	0,38	0,19	1,93	0,31
Glührverlust	%	0,80	0,93	1,93	1,54
Summe	%	100,13	99,74	100,30	99,99

Zusammenfassung

Nach den in den Berichten 1 und 2 mitgeteilten Ergebnissen zur Verarbeitung von Hydrierungsabschlamm in Gemisch mit Kohlen, sowie deren Brikkettierung und Verschwelung, wurde nunmehr dieses Verfahren im Großvermaß durchgeführt. Hierbei hat sich gezeigt, daß angeeigneten Gemische sind, die etwa 60 bis 70 % getrocknete Braunkohle und 30 bis 40 % Hydrierabschlamm enthalten. Der Hydrierabschlamm soll einen Asphaltgehalt von mindestens 8 % in Anlieferungsstand enthalten; am geeignetsten sind Asphaltmengen von 10 bis 20 % und mehr.

Die Möglichkeit der Verarbeitung von Hydrierückständen mit so hohen Asphaltgehalten bringt Vorteile für die Hydrierung in der Richtung, daß die Durchlässe erhöht werden können, oder bei niederen Parialdruck für Wasserstoff, oder bei niedrigeren Temperaturen gearbeitet werden kann. Weiter kann asphaltfreies Öl durch Toppen aus dem Rückstand entfernt werden, und der hierbei entstehende ASPAX Asphaltrückstand kann in der angegebenen Weise verarbeitet werden.

Es wurden auf einer Eierbrikkettpresse, einer Strangpresse und einer Ringwalzenpresse etwa 15 bis 20 t Brikkett, bestehend aus 30 bis 40 % Hydrierabschlamm der Hydrierung Leuna und 60 bis 70 % getrockneter Brikkettkohle der Grube "Stedten", hergestellt. Diese Brikketts wurden auf der Versuchsanlage der Lurgi in Heddernheim und auf der Schmelzanlage der Firma Dr. O. Otto & Co. in Bochum geschwelt. Die Ergebnisse mehrerer Bilanzversuche, die auf der Versuchsanlage in Heddernheim gemacht wurden, ergaben ein Teer- und Leichtbenzinausbringen bei Strangpressenbrikketts von 85 % und bei Ringwalzenbrikketts von 90 %, bezogen auf das Anbringen nach Fischer-Schwelung.

Der Schwelkoks zeigte insbesondere bei den Ringwalzenbrikketts eine sehr feste Beschaffenheit. Der Schwelkoks wurde im Fatschenhausen-Generator in Leuna vergast, wobei ein Aasbrand der Asche von etwa 10 % erzielt wurde und pro cbm Reingas im günstigsten Falle 1,52 kg Dampf bei 0,15 cbm Sauerstoffausatz verbraucht wurde.

Auf Grund dieser günstigen Ergebnisse sollen weitere Großversuche zur Erschaffung der konstruktiven Unterlagen durchgeführt werden, deren Vorbereitungen zur Zeit getroffen werden.

*Bücher
H. H. H. H.*

Bericht VIII.

Die Herstellung von Schmelzbriketts aus Ce-
trischen von Kohle unter Zusatz von Hydrie-
rückständen und Sulfitaabläuge.
(Schmelzbriketts für kontinuierlichen Spülgasofen).

Zusammenfassung.

Für die Verschmelzung in kontinuierlichen Spülgasofen können aus beab-
reitzter Kohle unter Zusatz von getropftem Schmelzrückstand und Sulfitaabläuge
Schmelzbriketts hergestellt werden. Zusätze von 4 bis 5 % Sulfitaabläuge und 5 bis
7 % getropfter Schmelzrückstand zu der feuchten oder angefeuchteten Kohle ergeben
ein Gemisch, das nach dem Trocknen auf einen Wassergehalt von 4 bis 5 % bei Ver-
pressen zwischen 50 und 100 ⁰ brauchbare Schmelzbriketts liefert. An Stelle von
getropftem Schmelzrückstand können als bituminöse Zusatzstoffe auch Schmelzpech,
Brikettierpech, anhydrierte Kohle (Hy-Pech) und dergleichen zugesetzt werden.

Es wurde ein halbttechnischer Brikettierversuch bei der Firma Schlichter-
mann & Kremer-Baum in Herne durchgeführt, bei dem etwa 16 t Schmelzbriketts fol-
gender Zusammensetzung: 89 % Oberschlesische Kohle „Königin-Isis“, 5,5 %
Sulfitaabläuge und 5,5 % getropfter Schmelzrückstand, hergestellt wurden, wobei
eine Nachtrocknung der Briketts nicht notwendig war. Diese Briketts konnten im
Spülgas-Verschmelzofen der Firma Lurgi in Frankfurt störungsfrei durchgesetzt wer-
den.

Das Verfahren kann zur Aufarbeitung von asphaltreichen Hydrierückstän-
den, wie dies u.B. bei der Hydrierung mit großen Durchsätzen anfallen, Verwen-
dung finden. Der hierbei auch im Spülgasofen erhaltene Teer läßt sich auf ein-
testgerechtes Heizöl verarbeiten, wobei mit einer Ausbeute von 65 % ohne Lärhol-
zusatz und 75 % bei Lärholmsatz gerechnet werden kann; gegenüber einer Ausbeute
von etwa 50 bis 55 % Heizöl aus Weberbriketts oder Oberschlesischer Stückkohle,
das aber nur ein spezifisches Gewicht von 1,00 bis 1,01 zeigt und damit nicht
testgerecht ist.

Es wurde eine kurze Zusammenstellung der Patentlage auf dem Gebiet der
Brikettierung unter Benutzung von Sulfitaabläuge beigelegt, aus der hervorgeht,
daß das von uns entwickelte Verfahren - soweit uns bekannt ist - von
fremdem Patentrecht unabhängig ist.

Die Verschmelzung von Briketts aus Kohle mit bituminösen Bindemitteln aus Hydrierückständen machte in Large-Spülgasöfen insofern Schwierigkeiten, als die Briketts an der Vorwärmzone zerfielen und das hierbei entstehende Koblein die Schweißlichte verstopfte. Hierdurch trat auf der einen Seite eine unerwünschte Verkleinerung des Kokses ein und auf der anderen Seite war durch den mangelnden Rohwergasauregang die Ausschmelzung des Kokses ungenügend.

Das Problem der Herstellung von in kontinuierlichen Spülgasen brauchbaren Schweißbriketts unter Zusatz von Hydrierückständen, ist für die Verarbeitung von asphaltreichen Schlenderrückständen wie sie bei Hydrierungen mit großen Durchsätzen anfallen wichtig. Insofern wurde für das Werk Bismarck, da für die dortige Schweißerei aus größten Teil Spülgasen in Auftrag gegeben sind, es wurde nun die Aufgabe in der Weise zu lösen versucht, das als Bindemittel Sulfitaablauge zur Kohle zugesetzt werden soll und das nur so viel Hydrierückstände gleichseitig dem Gemisch zugesetzt werden soll, das keine Erweichung der Briketts in dem Temperaturbereich zwischen 100 und 300 ° eintritt.

a). Eigenschaften von Probenlingen, die aus Gemischen von Kohle, Sulfitaablauge und bituminösen Bindemitteln hergestellt wurden.

Um nun das Verhalten der Sulfitaablauge als Brikettbindemittel kennenzulernen, wurden zunächst aus ober-schlesischer Kohle (Königin-Luisa-Ostfeld) 1 der Körnung

4 mm	2 mm	1 mm	0,5 mm	0,2 mm	0,06 mm
0	7,6	23,1	49,1	11,1	5,6
					3,5 %

unter Zusatz von 5 % Sulfitaablauge und 5 % Wasser Briketts hergestellt. Die Sulfitaablauge hatte ein spezifisches Gewicht von 1,34 und ergab bei der Untersuchung folgende Werte:

Rindauprückstand = 55,34 %

Asche in Rindauprückstand = 19,46 %

Die Kohle wurde mit 5 % Sulfitaablauge allein und 5 % Sulfitaablauge, die zusätzlich noch mit 5 % Wasser verdünnt wurde, gemischt und die Mischung wurde mit 400 kg/cm² Proddruck bei 60 bis 80 °C briquettiert. Die Einzelproben sind in der Zählentafel 1 zusammengestellt. Für die Bruchbarkeit der Briketts als Schweißbriketts wurde die Anschwellfestigkeit festgestellt. (Bestimmung der Anschwellfestigkeit siehe Bericht 6).

Es sei hier nur kurz darauf verwiesen, daß die Anschwellfestigkeiten in dem Temperaturbereich zwischen 20 und 200 °C mindestens 10 kg betragen müssen, die Briketts damit in kontinuierlichen Spülgasen durchgesetzt werden können. Die Briketts

ohne Wasserversatz liegen mit 10 kg Anschwelfestigkeit gerade an der Grenze, die mit 5 % Wasserversatz hergestellten Briquets zeigen Anschwelfestigkeiten von 20 kg, so daß die Verdünnung mit Wasser einen günstigen Einfluß auf die Briquetfestigkeit ausübt. In der Zahlentafel 1 ist sowohl die Brauchbarkeit der Schwelbriquets für Spülgasöfen als auch für außenbeheizte Öfen aufgeführt, sowie die Beschaffenheit des Koks bei 20 und 150 °C.

Es wurden nunmehr Briquets aus oberschlesischer Kohle mit 5 % Sulfite ablauge, 5 % Wasser und einem Zusatz von 1 bis 6 % Hartpech hergestellt. Diese Briquets zeigten mit zunehmender Hartpechmenge fallende Anschwelfestigkeiten, so daß Briquets mit 6 % Hartpechzusatz nur Anschwelfestigkeiten von 1,7 bis 1,9 kg ergaben. Diese Ergebnisse sind in der Zahlentafel 1 unter den Versuchsummern 4 bis 6 aufgezählt. Der Versuch Nr. 7 der Zahlentafel 1 stellt die Eigenschaften der nach dem Weber-Verfahren hergestellten Briquets dar. Es zeigte sich, daß diese Briquets für die Spülgasöfen brauchbare Anschwelfestigkeiten von 21 bis 13 kg zeigten.

Nunmehr wurden Briquets unter Zusatz von wechselnden Mengen getropften Schlenderrückstand Schelvon hergestellt, wobei jeweils der Zusatz an Sulfitalblauge und Wasser 5 % betrug. Aus den unter Nummern 8 bis 11 aufgeführten Versuchen der Zahlentafel 1 geht hervor, daß diese Briquets Anschwelfestigkeiten von 8 bis 17 kg zeigten, so daß deren Verschmelzung in kontinuierlichen Spülgasöfen gerade noch möglich sein wird. Hierauf wurde an Stelle von getropften Schlenderrückstand anhydrierte Kohle (Hy-Pech) gesetzt, wobei die Anschwelfestigkeiten beinahe durchweg über 20 kg betragen, so daß diese Briquets sich für den kontinuierlichen Spülgasbetrieb sehr gut eignen dürften (vgl. Versuche 12 bis 14, Zahlentafel 1).

b). Einfluß des Wassergehaltes und der Trocknung des Briquetgemisches vor der Verpressung auf die Eigenschaften der Schwelbriquets.

Bei der Briquetierung unter Zuhilfenahme von Sulfitalblauge wurde festgestellt, daß der Wassergehalt in dem Briquetgemisch vor der Verpressung die ausschlaggebende Bedeutung für die Festigkeit des Presslings hat. Bei den Versuchen wurde oberschlesische Kohle der Grube König-Julius-Ortfeld angewandt, wobei die Kohle in luftgetrockneten Zustände, d.h. mit 2 bis 3 % Feuchtigkeit Verwendung fand. Als Briquetiermittel wurden bei sämtlichen Versuchen 5 % Sulfitalblauge mit dem spezifischen Gewicht von 1,14 benutzt. Die Kohle, die Sulfitalblauge und der bituminöse Bindemittelzusatz wurden gut durchgemischt und das Gemisch entweder jeweils nicht getropnet oder getrocknet der Verpressung unterworfen. Zum Schluß wurden Versuche unter Zusatz von 5 und 7 % Kollin getropften Schlenderrückstand durchgeführt, wobei Briquets gewonnen wurden, deren Anschwelfestigkeiten unter

durchgeführt, wobei Erkatte gewonnen wurden, deren Anschwefelstigkeiten unter

Zahlentafel 1. (663) Zusatz aus gewonnenen Rohkohlen 663

Ver- such Nr.	Kohle	Brikettiermasse	Luft		Festigkeit		
			0 °C	200 °C	Original	150 °C	250 °C
			g	kg	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²
1	95 Königin-Luise	5 Sulfital 5 H ₂ O	0	21,1	128,0	116,0	24,0
2	95 Königin-Luise	5 Sulfital		22,0			
3	94 Königin-Luise	1 Hartpech 5 Sulfital 5 H ₂ O	1	19,8	135,0	118,0	66,0
4	95 Königin-Luise	2 Hartpech 5 Sulfital 5 H ₂ O	0	17,7	143,0	69,5	58,5
5	97 Königin-Luise	4 Hartpech 5 Sulfital 5 H ₂ O	3	12,3	125,0	120,0	83,0
6	89 Königin-Luise	6 Hartpech 5 Sulfital 5 H ₂ O	9	4,9	106,0	52,4	70,0
	97 Königin-Luise	1 Hartpech 2 Fea 5 Sulfital 5 H ₂ O	8	15,0	130,0	20,0	65,0
8	92,5 Königin-Luise	2,5 TSK So. 5 Sulfital 5 H ₂ O	0	17,8	155,0	105,0	65,5
9	90,0 Königin-Luise	5 TSK So. 5 Sulfital 5 H ₂ O	9	17,6	164,0	91,0	52,4
10	87,5 Königin-Luise	7,5 TSK So. 5,0 Sulfital 5,0 H ₂ O	4	24,4	140,0		70,0
11	89 Königin-Luise	10 TSK So. 5 Sulfital 5 H ₂ O	8	9,8	164,0	106,0	51,5
12	92,5 Königin-Luise	2,5 anhydr. 5,0 Sulfital 5,0 H ₂ O	6	24,0	145,0	135,0	74,0
13	90,0 Königin-Luise	5,0 anhydr. 5,0 Sulfital 5,0 H ₂ O	3	23,0	159,0	135,0	70,0
14	87,5 Königin-Luise	7,5 anhydr. 5,0 Sulfital 5,0 H ₂ O	3	21,2	174,0	81,5	72,0

663

663

Zahlenfolge 1. (1) Eigenschaften von Probiten, die aus Gemischen von Kohle, Sulfitablaug

Versuchs-Nr.	Kohle	Trikotiermasse	Situren	Kokabehaffenh. bei 550 °C in handw. Zustand Kokastruktur
3	95 Königin-Luis	5 Sulfitablaug	5 H ₂ O	gebakken, leicht geflossen etwas mürbe
2	95 Königin-Luis	5 Sulfitablaug		leicht gebakken nicht gefl. sehr mürbe
3	94 Königin-Luis	1 Hartpech Raschig	5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, leicht geflossen etwas mürbe
4	93 Königin-Luis	2 Hartpech Raschig	5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, leicht geflossen, gut
5	92 Königin-Luis	4 Hartpech Raschig	5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, geflossen sehr gut
6	89 Königin-Luis	6 Hartpech Raschig	5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, geflossen sehr gut
	98 Königin-Luis	1 Hartpech Raschig	2 Teer 5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, geflossen etwas mürbe
8	92,5 Königin-Luis	2,5 TSR Scholven	5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, geflossen gut
9	90,0 Königin-Luis	5 TSR Scholven	5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, geflossen sehr gut
10	87,5 Königin-Luis	7,5 TSR Scholven	5,0 Sulfitablaug 5,0 H ₂ O	gebakken, geflossen sehr gut
11	85 Königin-Luis	10 TSR Scholven	5 Sulfitablaug 5 H ₂ O	gebakken, geflossen gut
12	92,5 Königin-Luis	2,5 anhydrierte Kohle	5,0 Sulfitablaug 5,0 H ₂ O	gebakken, geflossen sehr gut
13	90,0 Königin-Luis	5,0 anhydrierte Kohle	5,0 Sulfitablaug 5,0 H ₂ O	gebakken, geflossen gut
14	87,5 Königin-Luis	7,5 anhydrierte Kohle	5,0 Sulfitablaug 5,0 H ₂ O	gebakken, geflossen gut

U

Leistungsbeurteilung der verschiedenen Sorten von Holz und des daraus hergestellten Spanholzes

663

Sortenbezeichnung bei 150 °C in 100 min. Dampfbad Kinetik	Eignung für Spinn- und Anleihen- öfen	Eignung für Heiz- öfen	Anzahl der Knoten				Festigkeit		Schmelz- temperatur in °C
			20 °C kg	60 °C kg	150 °C kg	200 °C kg	150 °C kg/cm ²	150 °C kg/cm ²	
gutes, leicht ge- flantes Holz ohne Knoten	gut	gut	15,0	22,9	25,0	21,1	126,0	116,0	54,0
gutes, leicht ge- flantes Holz mit Knoten	gut	gut	10,9	35,0	23,1	22,0			
gutes, leicht ge- flantes Holz ohne Knoten	gut	gut	25,0	21,2	22,1	19,8	135,0	118,0	66,0
gutes, leicht ge- flantes Holz ohne Knoten	gut	gut	18,1	7,6	14,0	13,7	143,0	63,5	58,5
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	8,9	2,0	16,3	12,3	125,0	128,0	89,0
gutes, geflossenes Holz	nicht	gut	12,8	1,7	1,9	4,9	106,0	32,4	70,0
gutes, geflossenes Holz ohne Knoten	gut	gut	21,0	22,3	29,0	13,0	150,0	20,0	68,4
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	22,0	14,4	16,0	17,7	135,0	105,0	65,5
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	>25,0	9,0	12,9	17,6	164,0	91,0	32,4
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	>25,0	10,1	10,4	14,4	140,0		70,0
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	>25,0	10,9	8,9	9,8	154,0	106,0	31,5
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	22,0	>25,0	22,6	24,0	145,0	131,0	74,0
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	22,0	22,3	23,3	23,0	159,0	159,0	79,0
gutes, geflossenes Holz	gut	gut	23,0	22,4	14,3	21,2	174,0	81,5	78,0

663

10 kg legen. Diese Briketts wurden sich in kontinuierlichen Spülgasofen kaum durchsetzen lassen (vgl. Zahlentafel 2, Versuche 1 und 2).

Vollkommen ungeeignet für die Vorschmelzung in kontinuierlichen Spülgasofen sind die auf gleichem Wege mit ungetroppten Schmelzrückstand unter den gleichen Bedingungen hergestellten Briketts, denn diese zeigten bei 100 bis 150 °C Anschmelzfestigkeiten von unter 1 kg (vgl. Versuche 3 bis 6, Zahlentafel 2).

Es wurden nunmehr Briketts aus einem Gemisch hergestellt, das neben 5 % Sulfita blauge noch 5 % Wasser und wechselnde Mengen bituminöses Bindemittel enthielt. So zeigten die Briketts große Unterschiede, je nachdem das Gemisch vor der Verpressung getrocknet wurde oder nicht. Die Briketts mit einem Zusatz von 7,5 % getroppten Schmelzrückstand gaben bei getrocknetem Brikettgemisch Briketts von etwa 10 bis 25 kg Anschmelzfestigkeit und sind demnach gut für den Durchsatz in kontinuierlichen Spülgasofen brauchbar. Dagegen zeigten die nicht getrockneten Briketts Anschmelzfestigkeiten von 1,4 bis 12 kg und sind demnach für den genannten Zweck nicht brauchbar (vgl. Versuche 7 und 8, Zahlentafel 2). Ähnliche Ergebnisse wurden erzielt bei Erhöhung des Wassergehaltes von 5 auf 10 %. Auch hier zeigten die nicht getrockneten Briketts nur geringe, bei 1,5 bis 10 kg liegende Anschmelzfestigkeiten gegenüber Briketts aus getrocknetem Gemisch, die Anschmelzfestigkeiten von 11 bis 25 kg zeigten (Versuche 9/12, Zahlentafel 2). Bei Verwendung von Schmelzrückstand als bituminöses Zusatz kann eine ähnliche Einwirkung des Wassergehaltes auf die Eigenschaften der Briketts festgestellt werden (Versuche 15 bis 17, Zahlentafel 2).

Zusammenfassend kann gesagt werden, daß es zweckmäßig ist, die konzentrierte Sulfita blauge nicht mit der getrockneten Kohle zusammenzubringen, sondern besser mit feuchter Kohle, oder falls trockene Kohle vorliegt, der Kohle bzw. Sulfita blauge etwa 5 % Wasser - bezogen auf die Kohle - zuzusetzen und gegebenenfalls das bituminöse Bindemittel zuzusetzen, hierauf das Gemisch auf etwa 4 bis 5 % Feuchtigkeit zu trocknen und dann zu brikettieren. Auf diese Weise erhält man bei Verwendung von 5 % Sulfita blauge und 5 bis 7 % bituminösem Zusatz - zweckmäßig in getroppter Form - in kontinuierlichen Spülgasofen schmelzbare Briketts.

3) Eigenschaften der Presslinge in Abhängigkeit von der Körnung der Kohle und der zugesetzten Sulfita blaugemenge.

Um den Einfluß der Kohlekörnung und der Menge der angewandten Sulfita blauge kennen zu lernen, wurde oberschlesische Kohle der Hohenkollerngrube geschlichen und zwar auf 4 mm, auf 3 mm und dann auf 2 mm. Die Siebanalysen der zerkleinerten Kohle waren folgende:

Zahlentafel 2. Einfluss des Wasserhaushalts und der Trocknung auf die Festigkeit der Br.

Versuch Nr.	Brikettiermasse		Brikettiergemisch wurde vor Pressung	Koksbeschaffenheit bei 550 °C im wasserharten Zustand Kokustruktur
	Kohle	Bitumen		
1	90 Königin-Luise	5 TSR 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut
2	87,5 Königin-Luise	7,5 TSR 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut
3	90 Königin-Luise bei 50° gepreßt	5 BR. (Sohlenderrückl.) 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, nicht gelassen leicht zerbr.
4	87,5 Königin-Luise bei 80° gepreßt	5 BR. 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	bei anken, leicht gelassen, gut
5	87,5 Königin-Luise bei 50° gepreßt	7,5 BR. 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, leicht gelassen, gut
6	87,5 Königin-Luise bei 80° gepreßt	5 BR. 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut
7	92,5 Königin-Luise	2,5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	getrocknet	gebacken, gelassen gut
	90 Königin-Luise	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	getrocknet	gebacken, gelassen gut
	87,5 Königin-Luise	7,5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	getrocknet	gebacken, gelassen gut
	85 Königin-Luise	10 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	getrocknet	gebacken, gelassen gut
8	87,5 Königin-Luise	7,5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, nicht gelassen, wurde
9	90 Königin-Luise	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	getrocknet	gebacken, leicht gelassen, wurde
10	90 Königin-Luise	5 TSR, 10 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, leicht gelassen, gut
11	87,5 Königin-Luise	7,5 TSR, 10 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	getrocknet	gebacken, gelassen gut
12	87,5 Königin-Luise	7,5 TSR, 10 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, leicht gelassen, gut
13	90 Königin-Luise	5 BR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut
14	87,5 Königin-Luise	7,5 BR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut
14a	87,5 Königin-Luise	7,5 BR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	getrocknet	gebacken, gelassen gut
15	85 Königin-Luise	10 BR, 5 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut
16	90 Königin-Luise	5 BR, 10 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut
17	87,5 Königin-Luise	7,5 BR, 10 H ₂ O 5 Sulfitaflauge	nicht getrocknet	gebacken, gelassen gut

Untersuchung zur Festigkeit der Feuertiegel und des daraus hergestellten Schmelzflusses.

605

Zettelnummer	Eigenschaften bei 550 °C in dem nachfolgenden Zustand: Kohlenstoffgehalt	Eigenschaften für Schlacken-Außenbelegen		Anschwulffestigkeiten				Festigkeit		
		oben	hinten	200 °C	150 °C	100 °C	50 °C	20 °C	10 °C	5 °C
				kg	kg	kg	kg	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²
1	gebäckert, geflossen gut	?	nicht gut	9,4	8,1	7,4	9,2	115,0	52,0	64,0
2	gebäckert, geflossen gut	nicht	gut	6,5	6,6	1,4	14,7	139,0	75,0	97,0
3	gebäckert, nicht geflossen leicht zerbröckelt	nicht	nicht	2,0	0,3	0,3	1,4	100,0	23,0	35,2
4	gebäckert, leicht geflossen, gut	nicht	?	2,4	0,3	0,3	1,9	60,0	19,4	37,3
5	gebäckert, leicht geflossen, gut	nicht	?	2,5	0,7	0,6	5,1	106,0	23,7	40,3
6	gebäckert, geflossen, gut	?	gut	4,9	4,4	5,9	10,4	141,0	67,4	74,4
7	gebäckert, geflossen, gut	gut	gut	11,0	10,6	25,0	23,0	141,0	104,0	141,0
8	gebäckert, geflossen, gut	gut	gut	25,0	24,9	25,0	22,0	159,0	95,0	96,0
9	gebäckert, geflossen, gut	gut	gut	23,2	23,7	23,1	25,0	156,0	95,0	66,0
10	gebäckert, geflossen, gut	gut	gut	11,2	20,4	16,1	23,0	143,0	92,0	59,0
11	gebäckert, nicht geflossen, zerbröckelt	nicht	nicht	11,6	1,7	1,7	1,6	85,0	63,0	23,0
12	gebäckert, leicht geflossen, zerbröckelt	gut	gut	13,6	12,4	22,0	11,4	146,0	146,0	71,0
13	gebäckert, leicht geflossen, gut	nicht	gut	10,1	1,9	1,3	1,7	127,0	40,0	60,0
14	gebäckert, geflossen, gut	gut	gut	13,7	24,2	23,0	12,2	109,0	123,0	70,0
15	gebäckert, leicht geflossen, gut	nicht	gut	7,6	2,6	6,9	6,4	134,0	84,0	79,0
16	gebäckert, geflossen, gut	nicht	gut	21,7	1,7	1,4	1,7	116,0	49,0	131,0
17	gebäckert, geflossen, gut	nicht	gut	21,6	1,4	1,4	1,4	148,0	30,0	92,0
18	gebäckert, geflossen, gut	gut	gut	20,8	17,6	13,0	25,0	127,0	71,0	129,0
19	gebäckert, geflossen, gut	?	gut	12,2	3,9	6,4	9,2	133,0	79,0	78,0
20	gebäckert, geflossen, nicht	nicht	gut	17,0	1,6	1,2	2,0	142,0	49,0	130,0
21	gebäckert, geflossen, gut	nicht	gut	17,2	2	2,7	3,0	117,0	36,0	139,0

1611

M

	4 mm	3 mm	2 mm	1 mm	0,5 mm	0,2 mm	0,06 mm
%	4,0	13,7	14,4	23,0	22,0	15,7	4,7
%	..	20,4	20,9	24,1	19,4	11,0	4,2
%	0,6	24,4	29,4	25,6	12,0

Nunmehr wurden aus den jeweiligen Körnungen und je 5 % Zusatz von getrapptem Schmelzrückstand oder anhydrierter Kohle Gemische hergestellt, zu denen jeweils 5 % Wasser zugegeben wurden. Die zugeetzte Menge Sulfitablauge mit einer Dichte von 1,34 wurde zwischen 3, 4 und 5 % variiert. Die Brikkettengemische wurden vor ihrer Verpressung auf etwa 4 bis 5 % Feuchtigkeit getrocknet und dann mit 400 kg/cm² Preßdruck bei Temperaturen von 80 bis 100 °C verpreßt. Die Verwendung von 5 % Sulfitablauge bei der gegebenen Körnung von 4 mm ergab Anschwelfestigkeiten zwischen 6 und 20 kg, bei 3 mm Körnung wurden Anschwelfestigkeiten von 9 bis 17 kg und bei 2 mm Körnung solche von 5 bis 12 kg erzielt. Hieraus geht hervor, daß mit Verkleinerung der Körnung die Anschwelfestigkeiten bei 5 % Sulfitablauge geringer wurden. Bei Verwendung von 4 % Sulfitablauge stiegen die Anschwelfestigkeiten bei 4 mm Körnung von 10 auf 24 kg, bei 3 mm Körnung von 11 auf 18 kg und bei 2 mm Körnung von 7 auf 21 kg. Hieraus geht hervor, daß die Brikketts mit 4 % Sulfitablauge und 4 mm Körnung für den kontinuierlichen Spüßgasbetrieb geeignet sind. Bei 5 % Sulfitablauge liegen die Anschwelfestigkeiten bei 4 mm Körnung zwischen 13 und 24 kg, bei 3 mm Körnung zwischen 11 und 20 kg und bei 2 mm Körnung zwischen 13 und 23 kg. Diese Brikketts sind im kontinuierlichen Spüßgasofen verschmelzbar. Es scheint günstiger zu sein, nicht über 5 mm Kohlekörnung zu gehen. Die günstigsten Ergebnisse wurden mit 2 mm Kohlekörnung erzielt. Die Ergebnisse sind in der Zahlen-tafel 3 zusammengestellt.

Zusammenfassend kann gesagt werden, daß mit einem Zusatz von 4 % Sulfitablauge und einer Kohlekörnung von 2 bis 3 mm brauchbare Schmelzbrikketts für Spüßgasofen erzeugt werden können, wobei aber zweckmäßig von feuchter Kohle ausgegangen wird, die Sulfitablauge und das bituminöse Bindemittel zugeetzt und hierauf das Gemisch getrocknet wird. Eine Nachtrocknung der auf diesem Weg hergestellten Brikketts in einem besonderen Ofen ist nicht notwendig.

d) Einfluß der Erweichungspunkte der bituminösen Zusatzstoffe auf die mit Sulfitablauge hergestellten Schmelzbrikketts.

Wie schon bei der Herstellung von Brikketts aus Kohle und Gdrioxypolymeren festgestellt wurde, zeigen die Preßlinge bei ihrer Verschmelzung die besten Eigenschaften und ergeben den besten Koks, deren Bituminanzusätze Erweichungspunkte zwischen 50 bis 100 °C zeigen. Es zweckmäßigsten sind die Erweichungspunkte

Tabellenteil 3 667 Eigenschaften der Festlinge in Abhängigkeit von der Kohlenart und

Vers.- Nr.	Brikettformmasse aus Kohle	Körnung des Kohle mas	Riffrufen	Hohlendruckverhältnis und		
				Kohlenbeschaffenheit bei 350 °C in ab- hängendem Zustand, Kohlenstruktur.	Bsp. Nr.	
1	92 Hohenzollernkohle	4	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt nicht ge- flossen, sehr mürbe	
2	92 Hohenzollernkohle	4	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt nicht ge- flossen, sehr mürbe	
3	92 Hohenzollernkohle	4	5 TSR, 5 H ₂ O 4 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
4	92 Hohenzollernkohle	4	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 4 Sulfatablauge		gebäckt, geflossen, mürbe	
5	90 Hohenzollernkohle	4	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, mürbe	
6	90 Hohenzollernkohle	4	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, leicht ge- flossen, mürbe	
7	92 Hohenzollernkohle	3	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
8	92 Hohenzollernkohle	3	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
9	92 Hohenzollernkohle	3	5 TSR, 5 H ₂ O 4 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
10	92 Hohenzollernkohle	3	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 4 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, mürbe	
11	90 Hohenzollernkohle	3	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, mürbe	
12	90 Hohenzollernkohle	3	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, leicht ge- flossen, mürbe	
13	92 Hohenzollernkohle	2	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
14	92 Hohenzollernkohle	2	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
15	92 Hohenzollernkohle	2	5 TSR, 5 H ₂ O 4 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
16	92 Hohenzollernkohle	2	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 4 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, sehr mürbe	
17	90 Hohenzollernkohle	2	5 TSR, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, geflossen, gut	
18	90 Hohenzollernkohle	2	5 anhydr. Kohle, 5 H ₂ O 5 Sulfatablauge		gebäckt, nicht ge- flossen, mürbe	

*) Die einzelnen Komponenten wurden zunächst gemischt, dann durch Trocknung auf 400 kg/cm² und einer Temperatur von 100 °C zu Festlingen verformt.

Abstand zu der Meer, der Sulfitablauge unter Verwendung von Schwefelkohlenstoff und des daraus resultierenden Schwefelkohlenstoffes.

Klassifizierung	Benutzbar für Spillungs- safen	Benutzbar für aussonde- rischen Graben	Anschwellfähigkeiten				Feuchtigkeit		Schwefel- gehalt %
			20 °C kg	100 °C kg	150 °C kg	200 °C kg	20 % kg/cm ²	30 % kg/cm ²	
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	?	gut	21,2	10,9	15,6	16,5	147,0	30,0	24,0
geschw. leicht ge- flüssig sehr mäßig	?	gut	11,4	11,1	7,6	6,6	49,0	29,0	21,0
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	gut	gut	24,0	11,2	10,0	18,6	147,0	56,5	16,0
geschw. geflossen mäßig	gut	gut	16,7	15,2	10,1	12,4	165,0	74,0	42,5
geschw. nicht ge- flüssig mäßig	gut	gut	17,0	19,6	21,0	24,3	121,0	94,5	55,4
geschw. leicht ge- flüssig mäßig	gut	gut	17,7	15,2	15,0	19,5	160,0	157,0	57,0
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	?	gut	16,3	9,5	9,8	9,3	75,3	33,3	14,0
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	?	gut	17,3	11,8	9,2	12,3	94,0	11,0	20,9
geschw. nicht ge- flüssig mäßig	gut	gut	14,9	13,4	16,1	17,3	160,0	68,2	36,6
geschw. nicht ge- flüssig mäßig	gut	gut	18,6	17,0	15,9	16,9	119,0	110,0	48,5
geschw. nicht ge- flüssig mäßig	gut	gut	14,0	20,2	22,2	22,3	103,0	87,5	30,0
geschw. leicht ge- flüssig mäßig	gut	gut	21,7	20,9	22,0	22,1	135,0	130,0	57,0
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	nicht	gut	12,0	8,4	6,8	5,4	49,2	8,7	6,1
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	?	gut	7,4	8,1	10,4	7,4	67,0	30,0	17,5
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	?	gut	13,0	9,7	9,9	7,1	55,6	48,2	21,3
geschw. nicht ge- flüssig sehr mäßig	gut	gut	10,9	21,3	16,3	18,4	120,0	62,0	26,2
geschw. geflossen mäßig	gut	gut	22,3	18,9	19,5	18,0	220,0	100,0	57,5
geschw. nicht ge- flüssig mäßig	gut	gut	12,0	23,5	23,5	23,6	10,0	111,0	76,6

Abstand zu der Meer, der Sulfitablauge unter Verwendung von Schwefelkohlenstoff und des daraus resultierenden Schwefelkohlenstoffes.

Tabelle 4. Einfluß der Erweichungspunkte der bituminösen Zusatzstoffe auf die

Versuch Nr.	Brikettiermasse aus Kohle	Bitumen	Körnel- größen- punkte (mm) (A)	Kohlebeschaffenheit bei 550 °C im er- weichten Zustand (Kornstruktur).
1	90 Königin-Luise	5 % TSR Gelsenberg		gebäckert, leicht ge-
2	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge	70	flossen, gut
3	90 Königin-Luise	7,5 % TSR, G. Gl., 5 % H ₂ O	71	gebäckert, nicht ge-
4	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		flossen, mürbe
5	90 Königin-Luise	5 % TSR, Gels., 5 % H ₂ O	77	gebäckert, leicht ge-
6	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		flossen, etwas mürbe
7	90 Königin-Luise	7,5 % TSR, Gels., 5 % H ₂ O	78	gebäckert, nicht ge-
8	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		flossen, mürbe
9	90 Königin-Luise	5 % TSR, Gels., 5 % H ₂ O	80	gebäckert, leicht ge-
10	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		flossen, etwas mürbe
11	90 Königin-Luise	7,5 % TSR, Gels., 5 % H ₂ O	80	gebäckert, geflossen, gut
12	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, leicht ge-
13	90 Königin-Luise	5 % SR, Sels., 5 % H ₂ O	80	flossen, leicht mürbe
14	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, nicht ge-
15	90 Königin-Luise	7,5 % SR, Sels., 5 % H ₂ O	80	flossen, leicht mürbe
16	87,5 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, nicht ge-
17	90 Königin-Luise	5 % SR, Sels., 10 % H ₂ O	80	flossen, mürbe
18	87,5 Königin-Luise	7,5 % SR, Sels., 10 % H ₂ O	80	gebäckert, leicht ge-
19	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		flossen, etwas mürbe
20	87,5 Königin-Luise	7,5 % SR, Sels., 10 % H ₂ O	80	gebäckert, nicht ge-
21	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		flossen, etwas mürbe
22	87,5 Königin-Luise	8 % Gemisch a. 85 SR Gels. + 15 Schwefelkoh. 5 % Sulfatablauge, 5 H ₂ O	85	gebäckert, nicht ge-
23	90 Königin-Luise	7,5 % Gemisch a. 85 SR Gels. + 35 Schwefelkoh. 5 Sulfatablauge, 5 H ₂ O	85	flossen, gut
24	87,5 Königin-Luise	4 Schwefelkoh., 5 % H ₂ O	79	gebäckert, geflossen, gut
25	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut
26	87,5 Königin-Luise	3 Schwefelkoh., 5 % H ₂ O	79	gebäckert, geflossen, gut
27	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut
28	87,5 Königin-Luise	6 Schwefelkoh., 5 % H ₂ O	79	gebäckert, geflossen, gut
29	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, leicht ge-
30	87,5 Königin-Luise	3 Hartpech., 5 % H ₂ O	82	flossen, etwas mürbe
31	90 Königin-Luise	5 Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut
32	87,5 Königin-Luise	4 Hartpech., 5 % H ₂ O	82	gebäckert, geflossen, gut
33	90 Königin-Luise	5 Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut
34	87,5 Königin-Luise	5 Hartpech., 5 % H ₂ O	82	gebäckert, geflossen, gut
35	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut
36	87,5 Königin-Luise	4 anhydr. Kohle, 5 % H ₂ O	87	gebäckert, geflossen, gut
37	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut
38	87,5 Königin-Luise	5 anhydr. Kohle, 5 % H ₂ O	87	gebäckert, geflossen, gut
39	90 Königin-Luise	5 % Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut
40	87,5 Königin-Luise	6 anhydr. Kohle, 5 % H ₂ O	87	gebäckert, geflossen, gut
41	90 Königin-Luise	5 Sulfatablauge		gebäckert, geflossen, gut

Verfahren zur Prüfung der Eigenschaften der Schweißnähte und der daraus resultierenden Röhren

809

Nennweite mm	Eigenschaften des Rohrs in Kanten Zugstruktur	Anzahl der Stellen mit Mängeln	Anzahl der Stellen ohne Mängel	Anschweißfestigkeiten				Festigkeits Original		Zugfestigkeit kg/cm ²
				20 °C kg	100 °C kg	150 °C kg	200 °C kg	20 °C kg/cm ²	150 °C kg/cm ²	
13	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	5,4	10,9	19,7	26,3	150,0	90,5	14,8
	nicht ge- flossen	7 - gut	gut	7,9	15,8	19,5	16,5	151,0	74,0	49,5
	gebogen, leicht ge- flossen	7 - gut	gut	20,6	21,8	24,2	186,1	64,5	56,8	
	nicht ge- flossen	7 - gut	gut	22,2	20,2	19,9	19,9	140,0	60,1	44,7
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	15,5	24,3	> 25,0	> 25,0	138,0	86,0	65,9
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	13,5	16,7	> 25,0	23,3	150,0	100,0	88,0
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	> 25,0	24,8	> 25,0	> 25,0	223,0	108,3	74,8
	gebogen, leicht ge- flossen	nicht	7	> 25,0		11,2	> 25,0	163,0	90,5	56,2
	gebogen, nicht ge- flossen	nicht	7	10,0	0,8	1,0	0,6	99,0	41,8	21,5
	gebogen, leicht ge- flossen	nicht	gut	9,9	0,8	0,4	0,5	75,5	30,0	22,2
	gebogen, leicht ge- flossen	nicht	7	4,8	0,6	0,9	0,6	77,0	33,6	23,4
	gebogen, leicht ge- flossen	nicht	gut	16,3	1,2	0,5	1,2	129,0	61,0	67,7
	gebogen, nicht ge- flossen	gut	gut	24,7	21,5	21,0	25,0	180,0	87,0	45,8
	gebogen, nicht ge- flossen	gut	gut	20,6	23,2	20,8	25,0	175,0	75,2	55,8
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	25,0	17,7	10,9	14,5	215,0	160,0	41,7
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	25,0	11,8	11,8	15,0	196,0	96,0	71,2
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	3,0	12,0	16,5	13,9	207,0	104,0	48,8
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	15,4	10,7	22,7	21,8	217,0	106,0	
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	21,0	22,4	20,4	24,5	155,0	119,0	68,3
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	25,0	17,2	17,7	24,0	195,0	60,0	85,2
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	23,2	13,4	22,0	25,0	159,0	149,0	61,5
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	18,5	10,2	25,0	22,8	170,0	97,0	58,4
	gebogen, leicht ge- flossen	gut	gut	16,5	21,7	17,6	19,6	190,0	160,0	129,0

608

Auch ein Zusatz von 4 bis 6 % anhydrierter Kohle (Hy-Pech) mit einem Erweichungspunkt von 87 °C ergibt brauchbare Briquets (Versuche 21 bis 23). Hier sieht man gleichfalls, daß durch Erhöhung des Zusatzes ein Fallen der Anschweif-
festigkeiten eintritt und daß zweckmäßig für die Herstellung von brauchbaren Bri-
quets die Grenze von 6 bis 7 % Zusatz nicht allseitig überschritten wird.

Zusammenfassend kann gesagt werden, daß auch bei Verwendung von Sulfita-
blauge die Erweichungspunkte der zugesetzten bituminösen Stoffe auf die Eigen-
schaften der Schmelzbriquets einen gewissen Einfluß in dem Sinne ausübt, daß die
Mischungen mit bituminösen Zusätzen von Erweichungspunkten zwischen 40 und 80 °C
bei ihrer Verpressung die brauchbarsten Schmelzbriquets ergeben. Durch die gleich-
zeitige Verwendung von Sulfitablauge scheint aber der Einfluß des Erweichungspun-
ktes geringer zu sein als bei den ohne Sulfitablauge hergestellten Briquets. Die
zugesetzte Menge an bituminösen Bindemitteln wird zweckmäßig auf etwa 6 bis 8 %
be grenzt, wenn die Schmelzbriquets in kontinuierlichen Sülzläufern durchgesetzt
werden sollen.

9). Versuchsabriquets für technische Schmelzung

Auf Grund der Ergebnisse wurde eine größere Menge Briquets hergestellt
und der Lurgi zur Verschmelzung übergeben, um auf diese Weise ein Urteil über die
technische Durchbarkeit der Briquets in dem Lurgi-Sülzgasofen zu gewinnen. Es
wurden 3 Sorten Briquets aus der oberschlesischen Kohle Königs-Luisa, jeweils
mit 5 % Sulfitablauge, 5 % Waspey und 5 % bituminöse Zusätze, wie getroyter
Schlunderröckelstand Scholven, anhydrierter Kohle (Hy-Pech), Schmelzpech, getroyter
Schlunderröckelstand Golsenkirchen und 4 % Hartpech. Die Anschweifigkeiten der
verschiedenen Briquets lagen zwischen 15 und 25 kg und waren für das Durchsetzen
im Lurgi-Sülzgasofen brauchbar. (Vergl. Tabelle 5).

Die Lurgi stellte bei der Untersuchung der übergebenen Briquets fest,
daß diese sich voraussichtlich im Lurgi-Sülzgasofen verschmelzen lassen und es ver-
dachte deshalb ein größeres Briquetierversuch zur Herstellung von etwa 25 to Briquets
bei der Firma Schlichtermann & Kresser-Baum A.G. in Herne durchzuführen. Die Durch-
führung des technischen Briquetier- und Schmelzversuchs ist in der beigefügten
Zusammenstellung von Herrn Dr. Waldmann beschrieben.

11). Briquetierung von backbaren Kohlen mit getroytem Schlunderröckelstand unter Ver- wendung von Sulfitablauge und Verschmelzung dieser Schmelzbriquets in technischen Sülzläufern

Nach Durchführung von Laboratoriumsversuchen, die die Möglichkeit zeig-
ten, aus backbaren Kohlen und Sülzerröckelkohlen unter Mitverwendung von Sulfit-

670

Zahlentafel 2.

Praktisch verwertbare Gemische aus Kohle, Sulfitabläuge und
Bismutstein für die Herstellung von Schwefel-

Schwefelstein (SpS) aus

Ver- such Nr.	Epikottiermasse aus Kohle	Bitumen	Erwei- chungs- punkte (KrS 8a)	Kohlensulfidaffinität bei 350°C in ruhender dem Zustande, Kohlensulfidaffinität.
1	90 Königin-Luise	5% SBR, Söhlehen 5% Sulfitabläuge 5% H ₂ O	80	gebakken, leicht ab- fließen, gut
2	90 Königin-Luise	5% SBR, Gelsenberg 5% Sulfitabläuge 5% H ₂ O	36	gebakken, geflossen, leicht abbe
3	90 Königin-Luise	5% anhydr. Kohle (B. Peck) 5% Sulfitabläuge 5% H ₂ O	87	gebakken, geflossen, leicht abbe
4	90 Königin-Luise	5% Schwefelpech 5% Sulfitabläuge 5% H ₂ O	79	gebakken, geflossen, leicht abbe
5	90 Königin-Luise	4% Hartpech 5% Sulfitabläuge 5% H ₂ O	82	gebakken, geflossen, gut

670

Wärmeleitfähigkeit bei den verschiedenen Temperaturstufen und anderen technischen
 Eigenschaften von 20 bis 200 °C für kontinuierliche Betriebs-
 Schmelzen (Gussverfahren).

670

Wärmeleitfähigkeit bei 20 °C in W/mK	Kubikschmelzform bei 200 °C in ruhendem Zustand, Kristallstruktur	Anschmelzbarkeit		Anschmelzfestigkeit				Festigkeit		
		Spaltgas offen	außenbeheizten Ofen	20 °C	100 °C	150 °C	200 °C	20 °C	100 °C	200 °C
Wärmeleitfähigkeit bei 20 °C in W/mK				kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²	kg/cm ²
16	leicht geschmolzen	gut	gut	25,0	25,0	24,0	25,0	165,5		
17	schwer geschmolzen, leicht zerbröckeln	gut	gut	11,2	21,7	23,0	25,0	174,5		
18	schwer geschmolzen, leicht zerbröckeln	gut	gut	14,5	25,0	25,0	23,0	154,5		
19	schwer geschmolzen, leicht zerbröckeln	gut	gut	25,0	24,0	19,7	24,0	180,0		
20	schwer geschmolzen, leicht zerbröckeln	gut	gut	25,0	21,7	18,7	24,5	174,5		

670

ablauge standfeste und gut brennende Briquette herzustellen, wurden etwa 15 kg Briquette dieser Art in der Briquettierversuchsanlage vom Schlichterwurm & Kremer, Bonn A.G. in Harns hergestellt (15.10. bis 18.11.40).

Als Briquettierkohle wurde Kohle des Königin-Jaïs-Grube Ostfeld (wie in den früheren Versuchen) verwendet. Als Kirsierückstand wurde wieder getropfter Sohlenderrückstand; dazu wurde eine Sulfitablauge von der Dichte 1,02 benutzt. Nach einigen Misch- und Briquettiertproben wurde die Mischung aus 89 % Kohle + 3,5 % getropftem Sohlenderrückstand + 3,5 % Sulfitablauge hergestellt.

Die feuchte Kohle (sog. Feinkohle mit 3 bis 10 % H₂O wurde mit der Sulfitablauge begossen und einmal umgeschauvelt, dann unter Zugabe des grobkörnigen Sohlenderrückstandes in einem Desintegrator gemahlen, so daß etwa 14 % über 4mm, etwa 44 % zwischen 4 und 1 mm, etwa 30 % zwischen 1 und 0,5 mm und etwa 12% unter 0,5 mm vorlagen. Diese Mahlfineheit erwies sich als die richtige. Die gemahlene Mischung wurde auf 2,5 bis 4 % Feuchtigkeit in einer Trockentrommel mit direkter Feuergebläsebehandlung getrocknet und anschließend mit der Kierbriquettpresse briquettiert, nachdem die Mischung in einem Knetwerk auf 55 °C (bei gleichhaltener Feuchtigkeit) gebracht war.

Bei Einhaltung dieser Bedingungen wurden sehr gute Briquets erhalten, wie die durchschnittlichen Anschwelfestigkeiten zeigen:

<u>Untersuchung bei</u>	<u>Anschwelfestigkeit</u>
20 °C	über 25 kg
100 °C	26 kg
150 °C	27 kg
200 °C	20 kg

Selbst die betriebswarmen Briquets (bei etwa 50 °C) haben bei sofort vorgenommener Prüfung etwa 7 bis 10 kg Anschwelfestigkeit, so daß ein Nachprüfen der Briquets wie dies bei dem Weber-Verfahren der Fall ist, nicht notwendig ist. Es ist noch zu erwähnen, daß misstrauens Briquets ebenso wie Briquettabfall durch Zerleinern und Befeuchten sich wieder wie frische Mischung zu ebenso guten Briquets verarbeiten ließen. Proben von so hergestellten Briquets wurden der Lurgi, Frankfurt/ zugesandt zur Beurteilung, ob die Verschmelzung im Spülgasofen durchführbar ist. Nach dem positiven Befund wurden 15 kg zur Verschmelzung im Spülgas-Verfahrens nach Hedderheim versandt. Vom 11. bis 14.12.40 wurden diese verschmolzt. Die Verschmelzung ließ sich gut, d.h. ohne wesentlichen Zerfall durchzuführen; dies ist zugleich eine Bestätigung dafür, daß die Bestimmung der Anschwelfestigkeiten einen guten Anhalt über die Briquettheftigkeit gibt.

In Schmelofen wurden bei 800 °C Gasdrucktemperatur 6 Tafe Briketts durchgesetzt. Der Koks war von befriedigender Festigkeit. Die Versuchsergebnisse hat die Lurgi in ihrem Bericht vom 24.12.40 niedergelegt und zusammenfassend folgendes Urteil abgegeben:

„ Grundsätzlich kann ausgesagt werden, daß die Brikette sich recht gut verschleusen lassen und ebenfalls für den Einsatz in Größeren gut geeignet sind. Die Koksfestigkeit ist durchaus befriedigend und läßt sich bei Verwendung einer etwas backfähigeren Kohle und einem etwas größeren Zusatz von Hydratdrückstoffen sicherlich noch verbessern.“

Bei dem zweiten Bilanzversuch der Lurgi wurden etwa 55 % des Teerzusatzes nach Fischer gewonnen. Das Ausbringen an Teer, Koks usw. aus den Brikett und den Einzelkomponenten sind in der beigefügten Zahlentafel 6 zusammengestellt. Hieraus geht hervor, daß unter Zugrundelegung einer Brikettzusammensetzung von 80 % Kohle, 9,5 % Sulfitabblauge und 9,5 % gewaschenen Schlenderrückstand eine Teermenge nach Fischer aus Briketts von 9,64 % erwartet werden darf; gewonnen wurden 9,65 %. Durch die gemeinsame Verschmelzung des gewaschenen Schlenderrückstandes mit der Kohle wurde sowohl der Teeranteil aus der Kohle als auch aus dem gewaschenen Schlenderrückstand wie bei der Verschmelzung der Einzelkomponenten vollständig erhalten.

21. Kurze Zusammenstellung der Patenliturg.

Da die Verwendung von Sulfitabblauge für die Brikettierung auch bei dem Weber-Verfahren angewandt wird, soll kurz eine Patenzusammenstellung folgen, um die Patenliturg zu klären. Aus der beigefügten Zusammenstellung geht hervor, daß die Sulfitabblauge als Brikettierungsmittel zuerst von Taminar durch das B.P. 116 322 vom 2.10.00 unter Schutz gestellt wurde. Aus den nachfolgenden Patenten geht auch bereits die Nachreife der auf diesem Wege hergestellten Briketts hervor, wie diese nachschürften. Es folgen im Laufe der Zeit noch eine größere Reihe von Anmeldungen, und in dem Handbuch der Brikettierung von Francke, wurde bereits im Jahre 1910 (Band II, Seite 74) die Brikettierung mit Sulfitabblauge als ein allgemein bekanntes Verfahren mitgeteilt.

Das grundlegende Patent für das Weber-Verfahren scheint das B.P. 471 519 vom 15.10.26 zu sein, bei welchem Sulfitabblauge zur Brikettierung von bituminöser Steinkohle mit über 16 % flüchtigen Bestandteilen und wasserlöslichen organischen oder anorganischen Bindemitteln oder deren Gemische benutzt werden sollen. Unter organischen Bindemitteln ist hauptsächlich Sulfitabblauge zu verstehen und mit anorganischen Bindemitteln ist Ton gemeint. Die Verwendung von Ton und Sulfitabblauge ist nochmals durch das B.P. 476 319 geschützt. Eine gewisse Rolle könnte die An-

Anbauzahlen der Briquette und die Einzelkomponenten bei der Verschmelzung
nach Fischer.

		Kohle Königin-Laise	getrocknetes Schleuder- rückstand	Hierbriketts
<u>Wasser (Aufnahmen)</u>	%	4,27	1,20	5,60
<u>Zusatzschwamm 1</u>				
Schmelzwasser	%	3,40	1,49	4,15
Halbkoks	%	81,90	68,49	80,47
Teeer	%	9,02	24,67	9,05
Gas + Verlust	%	5,32	3,36	5,74
Schmelzgas 0°, 760 mm	Ltr/100g	4,75	5,20	4,40
<u>Analyse 1</u>				
CO ₂	%	9,7	11,1	17,0
H ₂ O	%	1,8	0,5	3,1
CO ₂ H ₂ O	%	6,5	2,6	6,2
CO	%	9,0	2,2	7,1
H ₂	%	14,5	62,7	24,5
CO ₂ + H ₂ O	%	50,3	22,4	52,3
Ausdehnung	%	15,8	11,0	17,5
<u>Extraktion 1 (Benzol)</u>				
Extrakt	%	0,23	42,0	5,3
Rückstand	%	99,70	56,88	97,5
<u>Original 1</u>				
C	%	73,76	60,96	72,94
H	%	4,46	3,77	4,44
Asche	%	11,46	22,47	12,98
H ₂	WE	7178	6613	7033
H ₂	WE	6930	6412	6853
Brennerprobe (flüchtig)	%	30,64	-	33,04
Erweichungspunkt	°C	-	139	-
Tropfpunkt	°C	-	180	-
<u>Schmelzrückstand 1</u>				
C	%	73,46	40,09	74,09
H	%	4,31	1,39	3,06
Asche	%	13,95	44,32	15,22
H ₂	WE	6933	4334	6957
H ₂	WE	6756	4259	6792
Schmelzpunkt der Asche	°C	1224	1179	1179
Asphalt im Extrakt	%	-	34,21	-

meldung N 99 990 spielen, die aber vom Reichspatentamt zurückgewiesen wurde, nach welcher als Brikkettiermittel hochschmelzende bituminöse und nach Anspruch 2 noch Zusätze von Hilfsbindemitteln genannt sind. Gegen diese Ablehnung wurde von unserer Seite mit dem gesuchten Erfolg eingeprotestet.

Die einzelnen Patente sind in der Zusammenstellung näher beschrieben. Nach dem hier geschilderten Stand ist die Verwendung der Sulfitablauge als Brikkettiermittel lange bekannt. Die gleichzeitige Verwendung von niedrig schmelzenden bituminösen Bindemitteln ist nicht bekannt; im Gegenteil in dem D.M.P. 472 550 vom Weber ist ausdrücklich gesagt, daß solche Bindemittel wegen des Erweichens der Briketts in Schmelofen nicht in Frage kommen. Unsere Anmeldungen beziehen sich speziell auf die Verwendung von bituminösen Bindemitteln neben Sulfitablauge als Brikkettiermittel und zwar in einer Menge von über 5 %, wobei ein besonderes Vorrecht in der Herstellung von wasserfesten Briketts (O.N. 12 213) zu erblicken ist. In der Anmeldung O.N. 12 320 ist ein Verfahren unter Schutz gestellt, wonach die mit Sulfitablauge benetzten Kohlen zunächst auf einen Wassergehalt von 4 bis 5 % gebracht werden und hierauf verpreßt werden. Dies hat den Vorteil, daß die Preßlinge nicht mehr nachschütten zu werden brauchen wie bei dem Weber-Verfahren. In der O.N. 11 691 wurde die Verwendung von Hydrierprodukten beim Brückstücken im Gemisch mit Sulfitablauge als Brikkettiermittel unter Schutz gestellt.

Böhm

Abhang II.

Die Verwendung von Sulfiteblauge zur Erhitzung von Kohle.

Die Verwendung von Sulfiteblauge als Erhitzungsmittel geht schon in das Jahr 1880 zurück, wo die Kyselne Karak und Maier (Verfahren zur Darstellung von Holzgeist) in RPP. 49 951 vom 23.12.88 unter Schutz gestellt wurde. Hiernach sollte die möglichst konzentrierte Lauge mit Holzkohle zu einem Teig formiert, zu Biegeln oder Stäben geformt und in Retorten mit Kondensationsvorrichtung gelagert werden. (Vergl. Ber. d. chem. Ges., 22. Res. 75, 1889, Papierzeitung 14, 108 1889). Das Verfahren soll seit 1899 auf einem Hochdruckwerk in Oberungarn angewandt werden.

Wilmann, Hugo, ließ sich durch das Pat. No. 1043 vom 23.10.1890 ein Verfahren schützen, wonach die Lauge bis mindestens zur Hälfte ihres Volumens eingedampft und hierauf durch Zusatz Kohlensäure ähnlicher Erden die gelagerte Masse abgeschieden werden. Diese Lauge sollen als Bindemittel von Holzkohle oder Kohlenkristalle dienen.

Trainer scheint der eigentliche Erfinder der Sulfiteblauge als Erhitzungsmittel zu sein. In dem RPP. 135 322 vom 20.12.00 ließ er sich ein Verfahren zur Herstellung von Erhitze aus den Abfallblaugen der Sulfite-Zellulosefabrikation schützen, wobei die Lauge so weit eingedampft werden soll, daß ein fester Körper zurückbleibt. (Papierzeitung 27, II, 3476, 1901).

Nach dem RPP. 140 542 vom 20.12.00 will Trainer neben Sulfiteblauge auch noch Zehlehydrate und ähnliche Verbindungen wie Phosphor, Natrium, Terpene, Harze, Selen, benutzen und diese Stoffe mit Salzen behandelte Kohlen durch Kochen behandeln. (Papierzeitung 28, 1372, 1901).

In einem weiteren Schutzpatent RPP. 140 563 zu RPP. 135 322 vom 20.12.1900 will Trainer das Bindemittel der Sulfiteblauge, unter Zusatz von Feerprodukten, Asphalt, Harzen, Wachs oder Lein vornehmen.

Trainer hat auch schon beobachtet, daß die mit Sulfiteblauge hergestellten Erhitze nach der Pressung erhitzt werden müssen, was aus seinem RPP. 144 819 vom 17.4.02 hervorgeht. Hier wird ein Verfahren zur Erzeugung wasserbeständiger Erhitze mittels Ablauge der Zellulose-Fabrikation geschützt, wobei das Gemisch des Bindemittels mit dem zu erhitzenden Brennstoff einer Hitze von mindestens 120 °C ausgesetzt werden soll.

Nach dem RPP. 158 426 (1905) wird Wagner ein Verfahren geschützt, nach welchem die Zubereitung einer Erhitze aus Brennstoffen und Sulfiteblauge in der Weise vorgenommen wird, daß eine Lauge etwa 60 °C heiß dem Erhitzezug, das - wie üblich - beim Zusammenbringen mit dem Bindemittel etwa 140 °C heiß ist,