

Tabelle 2

Eigenschaften von Flug-Grundbenzin.

	Straight-run	Natur	Heavily gekracht	Heavily reform.	Hydriert	
					Straight-run	Katal. gekracht
Dichte	1,7227	1,7071	1,7275	1,7385	1,7154	1,7532
ASTM dest.						
Siedebeginn °C	47,8	62,6	41,1	40,0	42,7	48,8
10 %	65,5	71,6	63,5	62,1	53,9	67,2
20 %	71,1	75,3	70,0	74,4	64,4	-
50 %	85,0	78,8	92,7	100	86,6	96,0
90 %	110,0	109,2	125,0	135,5	120,0	129,5
Siedende	145,2	156,5	154,2	164,4	153,2	145,5
Destillations-ansatzverhältnis	99,0	98,7	98,0	98,0	99,0	-
Verlust %	0,5	0,5	1,0	1,0	1,0	-
Reid Dampfdruck atm	0,47	0,36	0,41	0,49	0,48	0,55
bei Zugabe von 50 g v. (ASTM) °C	1,1	-	7,8	7,8	1,1	-
Karabildung mg/100 cm ³ O.2. (ASTM-Mot.)	1	-	5	1	0	-
ohne Klor	74,0	65,5	76,0	77,5	76,5	73,0
+ 0,3 cm ³ /l	83,0	71,5	84,5	-	85,5	83,5
+ 0,5 " "	86,0	76,0	87,5	-	-	86,0
+ 0,8 " "	88,5	-	89,5	90,5	90,5	87,5
+ 1,1 " "	90,0	-	91,5	-	-	89,0
+ 1,6 " "	92,5	-	94,0	95,0	95,5	91,5
02 (Army)						
ohne Klor	74,5	-	77,0	-	76,0	-
+ 0,3 cm ³ /l	83,5	-	86,0	-	88,0	-
+ 0,5 " "	87,5	-	89,0	-	-	-
+ 0,8 " "	90,5	-	91,5	-	92,5	-
+ 1,1 " "	92,5	-	93,5	-	-	-
+ 1,6 " "	95,5	-	97,0	-	98,0	-

a) Straight-run-Benzin.

Benzine, die aus dem Rohöl durch einfache Destillation erhalten werden, sind als straight-run-Benzine bekannt und haben mit wenigen Ausnahmen Klopffwerte, die beträchtlich unter den für Flugbenzin verlangten liegen. Nur ein kleiner Prozentsatz der 1,25 Milliarden bbls (=140 Mill.to) der Rohölproduktion der USA während 1939 geben straight-run-Benzine mit der gewöhnlichen OZ. Gewisse kalifornische und Gulf Coast-Öle sind die einzigen, die Benzine mit der OZ 70-75 geben, wegen der mittleren Oktanwert von Benzin mit der zum Fliegen nötigen Flüchtigkeit aus allen anderen Rohölen auf 55-60 geschätzt wird und Produkte aus bestimmten Ölen sogar nur OZ 25-30 haben.

Die einfache Destillation (straight-run-Prozess) verwendet Temperaturen, bei denen das Benzin von den höheren Fraktionen, wie Kerosin, Gasöl, Schmieröl usw getrennt wird. Fliegerbenzin wird durch weiteres Behandeln des straight-run-Benzins hergestellt, wodurch die gewünschte Flüchtigkeit erreicht und Propan sowie der größere Teil des Butans entfernt wird, damit der verlangte Dampfdruck von 0,49 atm vorliegt. Gewöhnlich braucht dieses Benzin nicht weiter raffiniert zu werden und wird nur noch gestift.

b) Naturbenzin.

Naturbenzin als solches wird sehr wenig für die Herstellung von Flugbenzin mit hoher OZ verwendet. Obgleich es einen bedeutenden Teil der Versorgung der USA mit Motorbrennstoffen ausmacht, ist sein Antiklopffwert doch nicht gleichwertig mit anderen Fliegergrundbenzinen, nachdem es stabilisiert ist und den gewünschten Reid-Dampfdruck von 0,5 atm (7 pounds) hat. Sein Hauptwert in Bezug auf Fliegerbenzine liegt darin, daß es Isopentan liefert, das eine bedeutende Mischkomponente ist. Praktisch alles Naturbenzin kommt aus den Ölquellen oder den Tepp-Gasen. Heute gibt es 620 Naturbenzin-Anlagen, die in USA in Betrieb sind und mehr als 2 Billionen gal/Jahr (8 Mill.to) liefern. Diese Anlagen haben ausgedehnte Sammelssysteme; sie extrahieren die technisch zu verflüssigenden Kohlenwasserstoffe

und geben die restlichen trockenen Gase an Verbrauchssysteme zum Heizen oder Beleuchten oder an Raffinerien ab, wo sie in wertvollere Brennstoffe durch katalytische oder andere Methoden umgewandelt werden.

c) Katalytisch gekrackte und reformierte Benzine.

Der Prozeß des katalytischen Crackens und Reformierens stellt eine der bedeutendsten Quellen für Fliegergrundbenzin dar, die in den letzten Jahren ausgebaut wurden. Im Augenblick ist zu wenig bekannt, als daß sich endgültige Schlüsse rechtfertigen ließen in Bezug auf die Vorteile eines Prozesses vor einem anderen; aber es scheint doch begründet zu sein, entweder das Cracken oder das Reforming für eine wirtschaftliche Produktion von Fliegergrundbenzin heranzusehen, welches dann eine OZ von 75-80, eine gute Widerstandskraft gegen Oxydation und eine gute, den heutigen straight-run-Benzinen gleichwertige Bleiempfindlichkeit hat. Beide Prozesse werden seit einiger Zeit entwickelt, aber erst in den letzten Jahren wurden sie technisch anwendbar. Das Houdry-Verfahren entwickelte sich in Frankreich unter der Leitung des Erfinders, Eugene Houdry, über das Versuchsstadium hinaus. Die Vacuum-Oil Co, die heute ein Teil der Secony Vacuum Oil Co ist, war eine der ersten in den USA, die sich für die technische Entwicklung dieses Verfahrens interessierte. Ungefähr 2 Jahre früher hatte die Sun Oil Co diese Entwicklung mit vereinten Kräften unterstützt. Heute sollen in USA mehr als 12 Crackanlagen entweder arbeiten oder im Bau sein mit einer Kapazität von über 180 000 bbls/Tag (= 28 300 m³/Tag) an Rohprodukt. Außerdem sollen in Frankreich und in den USA ungefähr 25 000 bbls (4000 m³) Reforming-Kapazität im Bau sein.

Allgemein gesprochen beträgt die Ausbeute an Fliegerbenzin aus dem Houdry-Verfahren ca 20% bei einmaligem Durchgang und Gasöl als Ausgangsmaterial. Beim katalytischen Reforming ist die Ausbeute 30-60%. Die Fliegerbenzinfraction, wie sie beim katalytischen Cracken erhalten wird, ist kein fertiges Produkt und muß gesüßt werden, damit es den bestehenden Bedingungen genügt, auch zuweilen einer leichten Säure- oder katalytischen Behandlung unterworfen werden, um die Säure-Wärme

herabzusetzen und die Lagerbeständigkeit zu verbessern.

Der hohe Oktanwert der Houdry-gekrackten Flugbensine hängt nicht von dem Aromatengehalt ab. Aus Analysen (Tab. 3) geht hervor, daß die gute OZ zum großen Teil auf den hohen Prozentsatz an Isoparaffinen zurückzuführen ist. Dieser ist auch der Grund für die gute Bleiempfindlichkeit, die ebenso hoch ist wie die von straight-run-Bensin gleicher Flüchtigkeit.

Tabelle 3:

Kohlenwasserstoff-Zusammensetzung von Houdry-Bensin.

Ausgangsmaterial	Paraffinisch	Naphthenisch
KW in %:		
n-Paraffine	17	12
Isoparaffine	63	47
Naphthene	7	25
Aromaten	9	13
Olefine	4	3

Es ist festgestellt worden, daß seit 1936 mehr als 10 Mill. Gal (2,65 Mill. to) Houdry-Flugbensin in den USA von Militär- und Handelsflugwesen verbraucht worden ist. Es ist dabei nicht bekannt, ob dieses Bensin 100% Houdry-Krackbensin mit Bleitetraäthyl war oder ob es mit dem gewöhnlichen straight-run-Flugbensin gemischt war. Anscheinend wird kein Houdry-Reforming-Bensin angeboten.

Für die Herstellung von Flugbensin wie auch von gewöhnlichem Autobensin sind andere katalytische Crack- und Reforming-Verfahren ausgearbeitet worden. Augenblicklich erscheint in der Handels- und technischen Literatur sehr wenig über die Arbeitsweise dieser Prozesse. Erwähnt wurde ein katalytischer Prozeß, der von der Universal Oil Products Co. in Zusammenarbeit mit der Shell Oil Co. Sinclair Refining Co und der Texas Co entwickelt wurde. Weiterhin wurde vor kurzem angekündigt, daß die Pan American Refining Co bei der Texas Refining Co eine große katalytische Crackanlage zu bauen beabsichtigt. Dieses ist sicherlich die Folge von Arbeiten der Standard Oil Co

of Indiana und der Standard Oil Development in Zusammenarbeit mit der Kellogg Co.

4) Hydrierbensin.

Wie aus Veröffentlichungen hervorgeht, wird jetzt Flieger-Grundbensin durch destruktive Hydrierung in der Anlage von Baton Rouge der Standard Oil Co. of Louisiana in technischem Maßstab hergestellt. Es wird erwähnt, daß Schwerbensin, gekrautes Mischführungsbensin, Kerosin und Gasöl als Ausgangsstoff zur Herstellung von gesättigten Bensinen mit der OS 75 - 78, ausgezeichneter Klempfindlichkeit und guter Harz- und Lagerbeständigkeit verwendet werden können. Der Schwefelgehalt ist natürlich ziemlich gering. Die Ausbeute hängt von der Wahl des Ausgangsstoffes und von der gewünschten Flüchtigkeit ab. Die mittlere Ausbeute bei einem gesättigten Produkt von 7 pounds (0,5 atm) Reid-Dampfdruck ist ca 85 %, der Rest besteht aus Buten und Penten.

Die Hydrierung kann entweder destruktiv oder nicht destruktiv ausgeführt werden. Damit die gewünschten Produkte entstehen, wird der Hydrierungsgrad kontrolliert. Bei der destruktiven Hydrierung unter hohem Druck und hoher Temperatur erfolgt ein Wechsel des Siedebereichs. In dem nicht destruktiven Verfahren, das bei tiefer Temperatur und niedrigem Druck in Gegenwart von Katalysatoren vor sich geht, ist der Siedebereich des Endproduktes derselbe wie beim Ausgangsmaterial. Der Prozeß wird durch Stabilisieren zum Entfernen der leichten gasförmigen Fraktionen und durch Laugenwäsche vervollständigt. Die hohe Klempfindlichkeit der hydrierten Produkte ist zum Teil auf die große Reinheit (Fehlen von S- und N-Verbindungen), zum Teil auf die vorherrschenden Mengen verzweigter Paraffine und Naphthene im Endprodukt zurückzuführen.

2. Mischbenzine

a) Isopentan.

Isopentan ist ein bedeutender Bestandteil des Fliegerbensins von hoher OS., hauptsächlich weil es eine wünschenswerte Vereinigung von niederen Siedepunkt, hohem Antiklopffwert und guter Klempfindlichkeit vorstellt. Es gibt die erforderliche Flüchtigkeit am vorderen Ende, die einigen

anderen wichtigen Mischkomponenten fehlt, aber die zugefügte Menge muß wegen seines relativ hohen Dampfdruckes auf 10-15% beschränkt bleiben. Die Menge kann auf ca 25 % erhöht werden, wenn der Dampfdruck der anderen Mischkomponenten bei 2-3 pounds ($\approx 0,14 - 0,21$ atm) liegt. Es wurde geschätzt, daß in USA mehr als 100 Mill.gal ($\approx 1,1$ Mill. m^3) Isopentan, das in Naturbenzin enthalten ist, laufend produziert werden. Fabriken zur Extraktion von mehr als 15 % dieser Menge sind schon eingerichtet worden.

Eigenschaften von techn. Isopentan (Tab.4)
(91,1 % Isopentan; 4,2 % n-Pentan; 4,7 % n-Butan).

Dichte	1,6228
Destillation (ASTM)	
Siedebeginn °C	24,2
10%	26,1
50 %	27,2
90 %	29,4
Siedende	33,3
Destillationsausbeute %	98,0
Reid-Dampfdruck atm	1,5
OS (ASTM Mot.Meth)	
ohne Blei	88,5
mit 0,88 cm ³ Blei/l	95
" 0,25 " " "	100
OS (Army)	
ohne Blei	91
mit 0,16 cm ³ Blei/l	100

b) Isooktan.

Technisches Isooktan ist eines der bekanntesten und meist gebrauchten Zusatzmittel für Flugbenzin mit hoher Oktanzahl. Es ist die Grundlage der heutigen hochklopfesten Zweitstoffe und wird entweder mit Hilfe des kürzlich entwickelten Alkylierungsverfahrens oder durch das bereits allgemein angewandte Zweistufenverfahren der Polymerisation und Isomerisierung hergestellt. Außerdem wird dieses verwendete Paraffin seine bedeutende Stelle auf Grund seiner Vorteile halten, die es mit Hilfe seines hohen Heizwertes, seiner großen Beständigkeit (auch ohne Inhibitoren) und seiner ausgezeichneten Bleipflichtigkeit befähigen, den verschiedensten Motorbedingungen gewachsen zu sein. Die augenblickliche Gesamtkapazität in den USA

ist auf ca 150 Mill.gal/Jahr (570 000 m³/Jahr) geschätzt worden.

Das erste technisch hergestellte Isooktan war in seinen Eigenschaften praktisch identisch mit reinem Isooktan (2.2.4 Trimethylpentan), das 1926 zum ersten Mal von Graham Edgar synthetisiert wurde, und jetzt als Bezugstoff für die Oktanzahlbestimmung verwendet wird. Die Kosten waren verhältnismäßig hoch und die Ausbeuten niedrig. Es wurde durch kombinierte Polymerisation mit kalter H₂SO₄ und Hydrierung hergestellt. Bei diesem Prozeß wird nur das Isobutylen der gekraakten Raffineriagase, die der Anlage zugeführt werden, polymerisiert und gibt dann Isooctylen mit einer OZ von ca 84, das bei der Hydrierung in techn.Isooktan mit der OZ 95,5-100 übergeht. Dieses Produkt hat einen Siedebereich von 203-216°P (96-102°O); reines Isooktan siedet bei 211°P (99,4°O). Unter der Voraussetzung, daß alles verfügbare Isobutylen, das die Raffinerien liefern, verarbeitet wird, läßt es sich ermöglichen, schätzungsweise 155 Mill.gal (585 000 m³) Isooktan in den USA verfügbar zu machen. Von praktischem Gesichtspunkt aus würde es jedoch unmöglich sein, alles Isobutylen zu verwenden, das in den hunderten von Raffinerien, die über das Land verstreut sind, anfällt.

Später wurde gefunden, dass bei Verwendung von entweder heißer H₂SO₄ oder fester Phosphorsäure als Katalysator es möglich ist, sowohl n-Butylen wie auch Isobutylen zu polymerisieren, wodurch die Ausbeute an Isooktan mehr als verdoppelt wurde. Jedoch wird dadurch der Siedebereich auf 200-250°P (93,3 - 121°O) erweitert und die OZ auf 96-98 bei Verwendung von heißer Säure und auf 95-97 für feste Phosphorsäure herabgesetzt. Auf diese Weise ist die mögliche Versorgung mit techn.Isooktan auf 300 - 400 Mill.gal/Jahr (1,2-1,5 Mill. m³/Jahr) vergrößert worden, die, wie Egloff angibt über eine Billion gal/Jahr (3,8 Mill.m³/Jahr) gesteigert werden kann, wenn alles n- und Isobutan der Natur- und Raffineriagase entweder durch Cracken oder Dehydrierung in die entsprechenden Olefine übergeführt würde.

Die Unterschiede im Klopfwert der verschiedenen technischen Isooktane können restlos durch die wechselnden Eigenschaften der isomeren Oktane in den Mischungen zustande, z.B. besteht das als Bezugstoff für Oktanzahlbestimmungen verwendete Isooktan ausschließlich aus 2.2.4-Trimethylpentan und hat durch die Definition die OZ 100. Die Isooktane mit geringerem Klopfwert bestehen aus einem Gemisch verschiedener Isomere, von denen einige eine geringere OZ und mindestens eins eine höhere OZ hat als 2.2.4-Trimethylpentan. Es muß jedoch betont werden, daß ein Isooktan mit kleinerem Klopfwert nicht unbedingt weniger chemisch rein zu sein braucht als das 100-Oktan-Isomere und daß, obgleich sich verschiedene technische Isooktan-Produkte im Klopfwert, der Dichte und dem Siedebereich unterscheiden, sie doch in anderen chemischen Eigenschaften wie Beständigkeit gegen Luwet, Hitze und Luftoxydation gleich sind. Die physikalischen Eigenschaften, Klopfwerte und Kleimpfindlichkeit verschiedener Isooktane sind in Tabelle 5 verzeichnet:

Tabelle 5

Isooktan aus	Rein	kalte H ₂ SO ₄	warme H ₂ SO ₄	feste Phosphorsäure	Säurealkylierung
Reihe Destillation (ASTM):	1,6946	1,6991	1,7219	1,7165	-
Siedebeginn°O	99,4	96	91,6	96,0	93,3
10%	99,4	98,9	104,2	102,7	-
20%	99,4	98,9	106,0	104,2	-
50%	99,4	100	107,8	105,5	-
90%	99,4	101,5	110,0	108,9	-
Siedende	99,4	102,0	116,5	115,5	121,0
Reid Dampfdruck	0,15	0,14	0,14	0,11	-
Säureviskosität (ASTM)°O	0	0,55	1,1	1,1	1,1
Karabildung, mg/100 cm	0	1	1	1	1
OZ (ASTM-Mot): ohne Klei	100	99,5	97,0	95,5	94,5
cm ³ Kleitetrath.					
um auf OZ 100 zu kommen	0,0	0,03	0,08	0,1	0,13

c) Alkylierung.

Der Erfolg, den der zweistufige, katalytische Polymerisations-Hydrier-Prozess für die Herstellung von versärgtem Paraffinen hatte, führte zu Versuchen, die den in letzter Zeit entwickelten Alkylierungsprozess brachten, wobei die ganze Reaktion in einer Stufe vorgenommen wird. Heute sind zwei technische Methoden zur Vereinigung von Olefinen mit Isoparaffinen allgemein in Gebrauch: Die eine ist ein katalytischer Prozess, der mit H_2SO_4 als Katalysator arbeitet, die andere ein thermischer Prozess der mit Hitze und Druck die Reaktion vollzieht.

Obgleich die Alkylierung mit vielen verschiedenen Olefinen und Paraffinen ausgeführt werden kann, wird Flugbenzin jedoch hauptsächlich aus Isobutan und n- und Isobutylene mit Hilfe des katalytischen Schwefelsäure-Verfahrens oder aus Isobutan und Äthylen nach dem thermischen Prozess hergestellt. Isobutan ist das Isoparaffin, das als Ausgangsstoff für die Alkylierung am verbreitetsten ist, da es wegen seiner hohen Flüchtigkeit und seines hohen Dampfdruckes weder als Flugbenzin noch als Antotreibstoff direkt anwendbar ist. Isopentan und Isohexan sind auf der anderen Seite wertvolle Bestandteile beider Benzinarten.

Die Schwefelsäurealkylierung bietet einen deutlichen Vorteil gegenüber der kombinierten katalytischen Polymerisation und Hydrierung. Mit einer gegebenen Menge von Isobutan kann eine annähernd gleiche Menge Olefin in der Alkylierung umgesetzt werden, sodaß die Ausbeute an technischem Isobutan mehr als doppelt so groß ist, wie bei den verschiedenen katalytischen Polymerisationsprozessen. Das geht aus Tabelle 6 hervor:

Tabelle 6:

Vergleich der Alkylierung mit der katalytischen Polymerisation-Hydrierung.

Verfahren	Kalte Säure	Heiße Säure od. feste Phosphorsäure	Säurealkylierung
OS (APM-Met.) 1/1 Einführung: Zugegebenes Isobutan Produkt unter $150^{\circ}C$ OS 87 in Mischung mit straight-run-Benzin der OS 72	99-100 nichts 0,11 0,21	96-98 nichts 0,25 0,42	92-94 0,42 0,73 1,02

Es muß jedoch bedacht werden, daß diese Analysen folgende Tatsache nicht berücksichtigen: Die Überführung des Isobutans in Isobutylen und anschließende katalytische Polymerisation läßt sich nur mit einem kleineren Volumen ausführen als bei n-Butylen als Reaktionsteilnehmer, sodaß in letzterem Falle die Ausbeute an Isoparaffinen größer sein würde als bei der Alkylierung.

Tabelle 7 gibt die Laboratoriumdaten einer typischen Alkylatprobe, die mit Hilfe des katalytischen Schwefelsäure-Verfahrens aus der Butan-Butylen-Fraktion von Crackgasen hergestellt wurde:

Tabelle 7:

Eigenschaften des Gesamt-Alkylats.

Dichte	1,7015
Destillation (ASTM)	
Siedebeginn °C	48,8
10%	83,3
20%	93
50%	105,5
90%	130,5
Siedende	206
Destillationsausbeute %	99,0
Reid-Dampfdruck atm	0,25
OS (ASTM-Mot.)	91,5

Eigenschaften der 150°C-Fraktion:

Destillation (ASTM)	
50%	104,2
Reid-Dampfdruck atm	0,25
OS (ASTM-Mot.)	
ohne Elej	92,0
+0,16 cm ³ Elej/l	100,0

Der Schwefelsäurealkylierungs-Prozess ist das Resultat der vereinten Anstrengungen der Anglo Iranian Oil, Humble Oil, Shell Development, Standard Oil Development und The Texas Co. Es wird angenommen, daß jetzt Anlagen in Betrieb, in Bau oder geplant sind, deren gesamte Kapazität zur Herstellung von ca 200 Mill. gal Gesamt-Alkylat pro Jahr oder ca 175 Mill gal (=660 000 m³) eines Produkts mit einem Siedende von 150°C genügen würde.

Die thermische Alkylierung wurde zuerst als Verfahren zur Herstellung von Heohexan (2.2- Dimethylbutan) bekannt. Trotzdem schon seit Jahren die Forscher davon wussten, wurden erst kürzlich von der Philippe Petroleum Co. genügende Mengen für Untersuchungen hergestellt. Bei diesem Prozeß wird Äthylen mit Isobutan bei hohen Temperaturen und Drucken zur Reaktion gebracht. Berichten zufolge soll eine technische Anlage bald 13 000 gal/Tag (= 49 m³/Tag) produzieren können. Man nimmt an, daß soviel Isobutan und Äthylen oder Äthan in den USA laufend produziert wird, um über 1 Bill.gal/Jahr (3,6 Mill.m³/Jahr) an Heohexan herstellen zu können. Dies setzt natürlich voraus, daß alles verfügbare Isobutan für diesen Zweck verwendet wird.

Abgesehen von dem hohen Antiklopfwert des Heohexans (OZ 95) hat es einen anderen großen Vorteil als Mischkomponente für Flugbenzine: es besitzt die Fähigkeit die Oktanzahl zu steigern und gleichzeitig die gewünschte Flüchtigkeit aufrechtzuerhalten. Obgleich es möglich ist, Treibstoffe mit der OZ 95-100 aus straight-run-Benzin durch Zusatz von 3-4 cm³/gal (0,8-1 cm³/l) Mleiteteträthyl, von Isopentan und techn.Isooktan herzustellen, ist es doch recht schwierig, Benzine mit höherer OZ als 100 aus diesen Komponenten zu mischen. Mit Heohexan als Mischkomponente für straight-run-Benzin oder sogar Isopentan ist es jedoch möglich, ein Fertiggrundbenzin mit geeigneter Flüchtigkeit und beträchtlich höheren Klopfwerten zu produzieren. Die Physikalischen Eigenschaften und die Mleitempfindlichkeit von reinem Heohexan im Vergleich mit reinem Isooktan sind in Tabelle 8 wiedergegeben:

Tabelle 8.

	Heohexan	Isooktan
Dichte	1,6539	1,6946
Siedebeginn °C	49,4	99,4
Reid-Dampfdruck atm	0,68	0,16
cm ³ Mle/dl zum Erzielen gleicher Oktanzahlen :	0,35	0,3
	0,58	0,53
	0,8	0,8
	1,2	1,6
	1,6	2,6

Es fällt auf, daß die Klempfindlichkeit von Neo-hexan größer als die des Isooktans ist. Obgleich Neohehexan sogar eine um 5 Punkte geringere Oktanzahl hat als Isooktan, wird schon bei Zugabe von $3 \text{ cm}^3/\text{gal}$ ($0,8 \text{ cm}^3/\text{l}$) Bleitetraäthyl eine gleiche Oktanzahl erreicht. Bei Zugabe von mehr als $3 \text{ cm}^3/\text{gal}$ ($0,8 \text{ cm}^3/\text{l}$) Bleitetraäthyl ist das reine Neohehexan dem reinen Isooktan überlegen; dieser Vorteil wird noch größer werden, wenn man techn.Isooktan in Betracht zieht.

d) Aromaten.

In den USA wurden aromatische Kohlenwasserstoffe nicht in beträchtlichem Ausmaß als hochklopfeste Mischkomponenten für Flugbenzine verwendet, in Europa dagegen sind diese Stoffe ganz allgemein gebräuchlich. Das gute Verhalten beim Anfahren mit reichem Gemisch soll einer der Hauptgründe für diese Popularität sein, obgleich man auch die Flüchtigkeit als wichtigen Grund ansehen muß. Es ist interessant festzustellen, ob diese Beliebtheit der Aromaten in Europa abnehmen wird, wenn man dort mehr Erfahrungen mit den Treibstoffen vom Isooktan-Typ gesammelt hat. Für die USA, wo das normale Fahren mit magerem Gemisch besonders im Flugdienst von größerer Bedeutung ist, haben die Aromaten den Nachteil eines 7 - 9 % niedrigeren Heizwertes im Vergleich mit den Mischkomponenten von Isoparaffin-Typ. Außerdem kommt als weiterer Nachteil die geringere Klempfindlichkeit der Aromaten hinzu.

Die Aromaten (Benzol, Toluol und Xylol) werden in erster Linie bei der Verkokung von Kohle und dem Kracken von Gasöl zur Herstellung von Leuchtgas produziert. Sie können auch aus Raffinerie- und Naturgasen hergestellt werden. Es wird geschätzt, daß über 1 Mill.gal (5,8 Mill.m³) an aromatischen Treibstoff mit der OZ 100 jährlich mit Hilfe dieser letzten Methode hergestellt werden können. Eine andere bedeutende Quelle für Aromaten ist die Umwandlung von geradkettigen Paraffinen entweder durch Aromatisierung oder Cyclisierung. Da diese Prozesse aber noch im Versuchstadium sind, sollen sie hier nicht besprochen werden.

Die Lösungsmittelextraktion von entweder straight-run- oder Krackbenzinen zur Trennung von Fraktionen mit niederen

Klopfwert von solchen mit hohen, stellt ebenfalls ein wirksames Mittel dar zur Vergrößerung der Menge hochklopfester aromatischer Treibstoffe. Der Extrakt ist bekanntlich die klopfstärkere Fraktion und enthält die Aromaten. Die weniger klopfstärkere Fraktion ist das Raffinat, das die Paraffine und Naphthene enthält.

Eine der am meisten verwendeten Methoden der Lösungsmittelextraktion ist die mit SO_2 nach dem McLean-Verfahren. Ein Beispiel für diesen Prozeß ist ein S&W-straight-run-Schwerbenzin mit der Oktanzahl 90, das 34 % eines Produktes mit OZ 91 lieferte, als es bei 60°F (-51°C) extrahiert wurde. Die selektive Fraktionierung des Extraktes ergab 34 % eines Produktes mit OZ 93-100 oder eine Gesamtzusammensetzung von ca 12 %, bezogen auf die ursprüngliche Schwerbenzinmenge. Im Ausgangsmaterial waren 31 % Aromaten enthalten, in dem Produkt mit der OZ 91 84% und in dem mit der OZ 93-100 95%; der Rest bestand aus Paraffinen und Naphthenen.

3. Antiklopfverbindungen.

a) Bleitetraäthyl.

Bleitetraäthyl, in Form von "1-2" Äthyl-Fluid, ist das einzige Antiklopfmittel, das heute in flingenden Verwendung findet; es ist unter den bekannten Antiklopfmitteln das wirkungsvollste. Die annähernde Zusammensetzung von Flug-Äthyl-Fluid geht aus Tabelle 9 hervor:

Tabelle 9:

Bleitetraäthyl	61,42 %
Äthylendibromid	35,68 %
Kerosin und Verunreinigungen	2,65 %
Farbstoff	0,25 %

Die Anstrengung, Bleitetraäthyl in seiner Eigenschaft als Antiklopfmittel wirksamer zu machen, ist eines der bedeutendsten Ergebnisse der kürzlichen Diskussionen über verschiedene Verfahren, die zur Verunreinigung von Flugbenzin vorgeschlagen wurden und zwar sowohl für Grundbenzin wie auch für hochklopfeste Mischkomponenten. Dies Ziel wurde teilweise in dem katalytischen Entschwefelungsverfahren, die kürzlich angekündigt wurden, verwirklicht. Chemische Entschwefelung mit Schwefelsäure oder künstlicher Soda wird seit

langen zur Entfernung korrodierender Bestandteile angewendet und zur Umwandlung von Mercaptanen in Disulfide. Bei den analytischen Prozessen werden Monosulfide, Disulfide und cyclische Schwefelverbindungen zersetzt und als H_2S oder möglicherweise als SO_2 entfernt. Wegen der verschlechternden Einflüsse der Schwefelverbindungen auf die Bleiempfindlichkeit hat sich in manchen Fällen fast vollständige Entfernung des Schwefels als vorteilhaft erwiesen. So hatte z.B. eine Probe Naturbenzin bei Zugabe von $2 \text{ cm}^3/\text{gal}$ ($0,5\% \text{ cm}^3/\text{l}$) Mleitetetra-Äthyl die OZ 76, nach Entschwefelung aber 82,5 mit der gleichen Menge Blei.

b. Anilin.

Anilin ist ein gutes Antiklopfmittel, wenn es auch viel weniger wirksam ist als Mleitetetra-Äthyl. Wegen seiner geringen Löslichkeit können nur wenige Prozent mit Benzin gemischt werden. Vor einigen Jahren fand Anilin in Fliegerkraftstoffen eine begrenzte Verwendung unter dem Namen "Anilol". Wie schon der Name sagt, ^{besteht} dieses Zusatzmittel aus einem Gemisch von Anilin und Äthylalkohol. Es wurde in das Brennstoffsystem durch eine entsprechende Einspritzpumpe eingeführt und diente sowohl als Enteisungsflüssigkeit wie auch als Klopfverhinderer beim Starten. Tabelle 10 gibt einen Vergleich der Wirksamkeit von Anilol mit der von Anilin und Alkohol.

Tabelle 10:

	Oktanahl (ASTM-Met.)		
	ohne Blei	+ 0,27 cm^3/l	+ 0,5 cm^3/l
Straight-run-Benzin	70	79	84
+ 2 % Anilol	76	83	86
+ 2 % Anilin	78	85	88
+ 2 % Äthylalkohol	71	80	85
Mischung von Isooktan			
n. straight-run-Bi	87	95	100 *
+ 2 % Anilol	90	97	100 *
+ 2 % Anilin	91	98	100 *
+ 2 % Äthylalkohol	88	96	100 *

c) Wasser.

Wasser ist erfolgreich als Antiklopfmittel verwendet worden, indem man es in die Saugcanalleitung einspritzte. Viel Kopfschmerzen hat die Möglichkeit gemacht, das Wasser am Auspuff wieder zu gewinnen, um kein Wasser mitführen zu müssen. Da Alkohol dem Wasser beigelegt werden muß, um ein Einfrieren zu verhindern, hat dieses Gemisch sowohl Wert als Antiklopfmittel wie auch als Enteisungsmittel. Kleine Mengen Wasser sollen auch die Vorzündung versüßern.

B. Sicherheitsbrennstoffe.

Das Interesse an der Möglichkeit sogen. high-flash- oder Sicherheitstreibstoffe zu verwenden und damit die Feuergefahr während des Fluges, der Brennstoffaufnahme oder nach einer Bruchlandung zu verringern, ist neuerdings wieder aufgelebt. Sie sind als solche Brennstoffe definiert worden, die im Motor mit der gleichen Wirksamkeit wie die gewöhnlichen leicht flüchtigen Brennstoffe verbrennen und dabei doch frei von den Unglücksfällen unkontrollierbarer Verbrennungen außerhalb der Maschine sind. Leider hat sich der Ausdruck "Sicherheits"-Treibstoff eingebürgert; bis die Forscher auf Grund weiterer Untersuchungen in der Lage sein werden, zu sagen, wie weit diese Sicherheit in Wirklichkeit geht, sollte dieser Ausdruck mit Vorsicht angewendet werden. Die Ausdrücke "high - flash" oder "schwerflüchtig" sind zutreffendere Bezeichnungen. In diesem Aufsatz soll der Ausdruck high-flash verwendet werden. Obgleich Feuer nach einer Bruchlandung gewöhnlich durch Schmieröl verursacht wird, das sich am Auspuff oder anderen heißen Motorteilen entzündet, entsteht das eigentliche Unglück erst durch das brennende Benzin. Leicht flüchtiges Benzin explodiert, während das wenigerflüchtige high-flash-Benzin ruhiger abbrennt und so der Besatzung des Flugzeuges bessere Möglichkeit zum Entkommen gibt. Auch die Feuergefahr von Benzinlecks, die sich an den Tragflächen des Flugzeuges ansammeln, wo sie durch statische Funken oder andere entzündet werden können, würde durch den Gebrauch dieser Treibstoffe reduziert werden. Andererseits ist aber festgestell

werden, daß sich ein explosives Gemisch mit geringerer Wahrscheinlichkeit in dem Brennstofftank des Flugzeugs bei Verwendung der gewöhnlichen leicht flüchtigen Treibstoffe bildet.

Da die Feuer der Fliegerbensine durch einen Funken oder eine offene Flamme, die den Treibstoffdampf entzündet, verursacht werden, ist der Flammpunkt des Treibstoffs ein gutes Mittel zur Feststellung der Leichtigkeit, mit der solche brennbaren Gemische gebildet werden. In Abwesenheit eines Funkens oder einer offenen Flamme ist die Feuergefahr abhängig von der spontanen Entzündungstemperatur des Treibstoffs. Entgegen einer allgemeinen Anschauung sind die Werte für die spontane Entzündungstemperatur der high-flash-Bensine nicht tiefer als die für die leicht flüchtigen Bensine gleicher OZ. Dies zeigt Tabelle 11.

	OZ (ASTM-Motor)	Flammpunkt °C	Siedebeginn °C	spontane Entzündungstemp. °C
Paraffinischer Sicherheitstreibstoff ohne Blei + 0,8 cm ³ /l Blei	99 100+0,53 cm ³ /l 1)	43,4 43,4	165,5 165,5	500-550 530-550
Aromatischer Sicherheitstreibstoff ohne Blei + 0,8 cm ³ /l Blei	75 86	43,4 43,4	170 170	423-550 471-550
Reines Isooctan ohne Blei + 0,8 cm ³ /l Blei	100 100+0,8 cm ³	- -	99,4 99,4	520-550 570-590
Mischung Isooctan + straight-run-Bz ohne Blei + 0,8 cm ³ /l Blei	85 100	- -	- -	487-550 515-550
Dieseltreibstoff (Cetan)	2)	-	-	238-276
Schmieröl	-	260	288	404-550

- 1) Oktanzahlen über 100 = reines Isooctan + angegebene Menge Bleitetraäthyl.
2) Cetanzahl 100 oder nahe bei 0 der Oktanzahlskala.

Der Gebrauch von relativ schwer flüchtigen Brennstoffen für den speziellen Zweck, zur Verminderung der Feuergefahr wurde zuerst 1926 von Ferrier eingeführt. Diese Treibstoffe wurden in beschränktem Ausmaß auf der Fluglinie London-Paris verwendet. Geringer Klopfwert und Schwierigkeiten im Vergasen waren bedeutende Grenzen in der Anwendung. In die USA wurden die high-flash-Treibstoffe 1929 durch die Standard Oil Development Co. eingeführt. Sie wurden Sicherheitstreibstoffe genannt. Sie werden durch Hydrierung hergestellt und haben fast vollständig aromatischen Charakter. Ihr Antiklopfwert ist in der Größenordnung von 88-90. 1930 wurden Proben dieses Treibstoff-typs verschiedenen Organisationen zur Untersuchung und Ausführung von Motorversuchen gegeben, aber es resultierte keine bemerkenswerte wirtschaftliche Fortentwicklung.

Obgleich bis jetzt die genauen Eigenschaften eines idealen Sicherheitstreibstoffes nicht endgültig bekannt sind, werden als Siedegrenzen dieser Treibstoffe 300-400°F (150 - 200°C) angesehen; der Siedebeginn ist abhängig von einem minimalen Flammpunkt von 105°F (41,5°C). Obgleich Flammpunkte und Siedebeginn so dicht miteinander verbunden sind, kann letzterer durch Vergrößerung des Siedeintervalls erniedrigt werden, ohne daß der Flammpunkt sich ändert. Tabelle 12 zeigt dies für einen Flammpunkt (geschlossener Tiegel) von 105°F (41,5°C):

Tabelle 12

Beziehung zwischen Flammpunkt und Siedebereich.

Flammpunkt °C	Siedebeginn °C	Siedeende °C
41,5	157	204,2
41,5	154,2	215
41,5	151,5	237
41,5	148,7	290

Sicherheitstreibstoffe können aromatischen oder paraffinischen Charakter haben. Methyltetraäthyl kann zur Verbesserung der OZ ebenso verwendet werden wie bei den gewöhnlichen Fliegerbenzinen.

1. Aromatische Sicherheitstreibstoffe.

Heute bilden die aromatischen Sicherheitstreibstoffe die größte zur Verfügung stehende Quelle für diese Art Brennstoffe, hauptsächlich wegen der Anwendung der bewährten Verfahren wie Lösungsmittelextraktion, katalytisches Cracken und destruktive Hydrierung. Diese Brennstoffe haben einen geringeren Heizwert und kleinere Bleiempfindlichkeit als die paraffinischen Benzine und lassen sich im allgemeinen weniger für die Herstellung von Flugbenzin der Oktanzahl 95-100 verwenden.

Eine Anzahl Extraktionsverfahren werden technisch angewendet, z.B. die Extraktion mit SO_2 und Purfurool. Obgleich ca 10 % des Rohöls in den USA bei der Destillation bei $300-400^\circ\text{C}$ ($150-200^\circ\text{C}$) abgeschnitten werden können, schätzt man, daß weniger als 10 % dieser Fraktion als gangbares aromatisches Material extrahiert werden kann. So können jährlich über 400 Mill.gal ($1,5 \text{ Mill.m}^3$) Sicherheitstreibstoff der OZ 85-95 hergestellt werden. Die Bleiempfindlichkeit ist nicht besonders gut, aber mit $4 \text{ cm}^3/\text{gal}$ ($1,1 \text{ cm}^3/\text{l}$) kann doch eine OZ von 95-100 erreicht werden. In katalytischen Cracken hat man jetzt eine Methode für die großtechnische Herstellung teilweise aromatischer Grundbenzine, denen zur Erzielung der verlangten Oktanzahlen von 95-100 klopfeste Mischkomponenten und Methyltetraäthyl zugesetzt werden können. Mit $4 \text{ cm}^3/\text{gal}$ ($1,1 \text{ cm}^3/\text{l}$) Methyltetraäthyl ist die OZ 85-86, d.h. ungefähr die obere erreichbare Grenze für katalytisches Crackbenzin ohne Zusatz von Mischkomponenten. In den vorhandenen oder geplanten Crackanlagen können ca 200 Mill.gal/Jahr ($750 \text{ 000 m}^3/\text{Jahr}$) an solchen Sicherheitstreibstoffen hergestellt werden. Es könnten noch größere Quantitäten produziert werden, wenn das Hauptziel des katalytischen Crackens Sicherheitstreibstoffe und nicht ein leicht flüchtiges Benzin wäre. In jedem Fall würden die Kosten mit leichtflüchtigen Flugbenzinen der gleichen OZ vergleichbar sein.

-24-

Es sollen sich zeigen die Knoten mit leichtflüchtigen Komponenten der gleichen Oktanzahl vergleicht werden.

In Tabelle 13 sind Laboratoriumsdaten und Kohlenwasserstoffanalysen einer typischen Probe von nach Houdry hergestelltem Sicherheitstreibstoff gegeben.

Tabelle 13.

Eigenschaften von nach Houdry durch katal. Kracken hergestelltem Sicherheitstreibstoff.

spez. Gew.	1,8453
Destillation (ASTM)	
Siedebeginn °C	165,5
10%	171,5
20 %	173,0
30 %	178,1
90 %	191,0
Siedende	201,8
Flammpunkt °C	40,5
Wärmeinhalt WZ/kg	
gemessen	173 500
berechnet	172 500
Analyse %	
Aromaten	36
Olefine	4
Naphthene u. Paraffine	60
Oktanzahl (ASTM-Mot.)	
ohne Blei	76,5
+ 0,3 cm ³ /l	81,5
+ 0,53 "	83,5
+ 0,8 "	84,5
+ 1,6 "	86,5
Oktanzahl (Army)	
ohne Blei	75,0
+ 0,3 cm ³ /l	81,5
+ 0,53 "	84,0
+ 0,8 "	85,0
+ 1,6 "	89,5

2. Paraffinische Sicherheitstreibstoffe.

Paraffinische Sicherheitstreibstoffe mit Oktanzahlen, die mit denen der gewöhnlichen, leicht flüchtigen straight-run-Benzine vergleichbar sind, lassen sich nicht

durch einfache Destillation aus irgendeinem bekannten Rohöl herstellen. Tabelle 14 gibt die Daten für eine Probe hochsiedenden Schwertensins aus einem ausgewählten Rohöl und zwar sind es ungefähr die besten, die man durch einfache Destillation allein überhaupt erhalten kann.

Eigenschaften von straight-run-Schwertensins-treibstoffen.

Tabelle 14:

Dichte	1,8353
Destillation (ASTM)	
Siedebeginn °C	166,5
10%	171,0
20%	172,0
30%	176,5
40%	190,5
Siedende	204,2
Destillationsausbeute %	98,0
Verlust %	1,0
Ortansahl (ASTM.Mot.)	
ohne Klei	68,5
+ 0,5 cm ³ /l Klei	74,5
+ 0,75 " "	79,0
+ 0,8 " "	81,0
+ 1,1 " "	82,5
+ 1,6 " "	85,0

Es ist daher klar, daß paraffinische Treibstoffe der OZ 95-100 bei 4 cm³/gal (1,1 cm³/l) weitgehend durch Synthese gemacht werden müssen. Bei der Fabrikation der leicht flüchtigen verzweigten Paraffine werden 10-15 % des über 300°F (150°C) siedenden Materials durch Alkylierung und die zweistufige katalytische Polymerisation + Hydrierung hergestellt. In den Anlagen, die jetzt in Betrieb oder im Bau sind, können ca 50 Mill.gal (190 000 m³) Treibstoffes Siedebereiches 300-400°F (150-200°C) und der OZ nach 80-90 produziert werden. Eine größere Ausbeute an diesen Treibstoffen könnte erhalten werden, wenn das Hauptprodukt über 300°F (150°C) siedet würde; doch bis jetzt sind keine Anzeichen dafür vorhanden, ob das relative Verhältnis von leicht und schwer entzündlichen Treibstoff verändert werden kann.

Es wurden paraffinische Sicherheitstreibstoffe mit der OS 100 und einer Klempfindlichkeit fast gleich der von reinem Isooktan hergestellt. Beispiele hierfür sind hydriertes Triisobutylbenzol und Isododekan (2,5 Dimethyl -3-isobutylhexan). Daten dieser Treibstoffe sind in Tabelle 15 gegeben; zum Vergleich sind auch die von reinem Isooktan angeführt.

Tabelle 15:

	Isododekan	Hydr. Triisobutylbenzol	reines Isooktan
spez. Gew.	1,7599	1,7455	1,6946
Destillation (ASTM)			
Siedebeginn °C	172	176	99,4
Siedende °C	172	176,5	99,4
Reid-Dampfdruck 0,005		0,035	0,16
OS (ASTM-Met.)			
ohne Klei	100	100	100
Gemisch mit 90%			
Straight-run-Benzin 4.03 70 -		84,0	84,5
+0,5 cm ³ /l Klei:-		90,5	91,5
+0,8 " "		96,0	97,5

Wie im Fall von Isooktan verbieten die Kosten der Herstellung dieser Kohlenwasserstoffe in chem. reinem Zustand ihre technische Anwendung. Oktanzahlen von 95-96 sind Spitzenwerte für Material im technischen Siedebereich, das im allgemeinen Oktanzahlen zwischen 80 und 90 aufweist. Tabelle 16 gibt Daten für zwei Proben von Sicherheitstreibstoffen, die durch selektive Polymerisation + Hydrierung, wie es die Universal Oil Products Co (U.O.P.) ausübt, hergestellt wurde.

Tabelle 16.

Eigenschaften von Sicherheitstreibstoffen, hergestellt durch das U.O.P.-Verfahren der selektiven Polymerisation + Hydrierung.

	Probe 1 ¹⁾		Probe 2 ¹⁾	
	Isoktanfraktion	Hochsiedend. Material	Isoktanfraktion	Hochsiedend. Material
Spez. Gew.	1,7150	1,7774	1,7070	1,7465
Destillation (ASTM)				
Siedebeginn °C	98,9	133,8	92,7	121,0
10%	105,5	158,1	103,1	138,1
50%	108,2	198,1	110,0	182,5
90%	111,0	198,1	110,0	182,5
Siedende	123,1	238	121,0	198,8
Reid-Dampfdr.	0,11	0,035	0,12	0,035
Oktanzahl (ASTM-Mot.)	95	89	97	96

¹⁾ Ausgangsmaterial: Probe 1: 1 Teil Isobutylen zu 2 Teilen n-Butylen.
Probe 2: 4 Teile " " 1 Teil "

Folgende Tabelle 17 gibt Daten für eine Probe Alkylat bei 300-400°P (150-200°C) siedend. Hier muß es wieder erwähnt werden, daß die höher siedende Fraktion als ein Nebenprodukt hergestellt wurde und es möglich ist, eine OZ höher als 81 zu erreichen, wenn dieser Treibstoff das Hauptprodukt wäre.

Tabelle 17.

Eigenschaften von Alkylierungs-Sicherheitstreibstoff.

Spez. Gew.	1,7507	Oktanzahl (ASTM-Mot.) ohne Blei + 0,15 cm ³ /l Blei + 0,3 " " + 0,55 " " + 0,8 " " + 1,1 " "	
Destillation (ASTM)			
Siedebeginn °C	154,2		81,0
10%	169,8		86,0
50%	172,5		89,0
90%	188,0		92,0
Siedende	195,5		94,0
Destillationsanstande			
%	98,0		
Flammpunkt °C	59,4		95,5
Erwärmung durch Säureanstande °C	2,1		
Verfärbung gg/100 cm			

Die Kleinspindlichkeit verschiedener Sicherheitstreibstoffe ist in Fig. 2 praktisch wiedergegeben.

Keispritzung.

Die Einführung von Sicherheitstreibstoffen für die Flugmotoren bringt gewisse Probleme mit sich, die bei den leicht flüchtigen Treibstoffen nicht auftreten. Es ist unwahrscheinlich, daß Treibstoffe mit so geringer Flüchtigkeit zufriedenstellend vergast werden können ohne verbotene Gemischtemperaturen zu verwenden, da eine der hauptsächlichsten und erwünschten Eigenschaften der Sicherheitstreibstoffe die schwere Verdampfbarkeit ist. Einspritzung des flüssigen Treibstoffs in den Zylinder erscheint notwendig, obgleich einige Motorenbauer glauben, daß die Einspritzung in die Saugansammlleitung zufriedenstellend durchgeführt werden kann.

Maschinen mit Einspritzpumpe, die die gewöhnlichen leicht flüchtigen Brennstoffe verwenden, sind vereinzelt auf verschiedenen Fluglinien eingesetzt worden, natürlich nicht im regelmäßigen, fahrplanmäßigen Passagirdienst. In den Berichten wird große Zufriedenheit ausgedrückt und als besondere Vorteile verteilte Elastizität, gleichmäßigere Brennstoffverteilung und die Zulässigkeit magerer Gemische angegeben.

Man hat die Meinung ausgesprochen, daß der augenblicklich nötige Leistungsüberschuß bei Verbrennungskraftmaschinen einer der bedeutendsten Gründe ist, warum Einspritzmaschinen für leicht flüchtige Treibstoffe jetzt nicht auf eine Produktionsbasis gestellt sind. Die gleichen Ingenieure fühlen, daß der Gebrauch der Einspritzmotoren die Feuergefahr des Benzins reduzieren wird. Andere glauben, daß die Entwicklung der Einspritzmotoren Hand in Hand mit der Entwicklung der Sicherheitstreibstoffe geht. Startprobleme sind beim Gebrauch von weniger flüchtigen Treibstoffen schwieriger. Jedoch fühlen die Maschinenbauer, daß, wenn mit der Zeit die Treibstoffeinspritzprobleme gelöst und gangbare Treibstoffe verfügbar werden, die Startprobleme ebenfalls gelöst werden.

Mit Rücksicht auf den Kraftgewinn wurde gefunden, daß Sicherheitstreibstoffe mit 0,8 bis 1,0 denselben Kraftgewinn geben wie reines Isoktan bei Anwendung der Einspritzung in beiden Fällen. In dem Bericht des National Advisory Committee

for Aeromautics ist durch die Tatsache, daß das Siedende des Treibstoffs nicht höher als 400°F (200°C) liegen darf, eine Grenze gesetzt worden. In Kommentar zu dieser Festsetzung hat ein Flugtechniker gesagt, daß bei möglicher Änderung des Verbrennungsraumes und Einspritzzeiten es möglich sein kann, Treibstoffe mit einem Siedende bis zu 500°F (250°C) zu verwenden.

0. Kosten und verfügbare Mengen für Fertig-Flugbenzin mit der OZ 93 - 100.

Als dem Vorhergehenden ist ersichtlich, daß die Öltraffiken der USA heute eine genügend große Kapazität haben, um an leicht flüchtigen Treibstoffen der OZ 93-100 mehr als der Bedarf des Militärs und der Wirtschaft ausmacht zu produzieren, und daß diese Kapazität im Laufe des Jahres 1940 noch vergrößert werden wird. Sicherheitstreibstoff ist in kleineren Mengen verfügbar, aber die Versorgung und die Kapazitäten sind ausreichend für Pionierarbeiten und auch zur Produktion bedeutender Mengen, wenn sie gebraucht werden.

Warum verwenden nun nur der Militärdienst und eine Trans-Ocean-Handelslinie diese hochklopfesten Treibstoffe? Die Antwort ist eine reine Kostenangelegenheit. Das Flugwesen wird von denselben Wirtschafteregeln regiert, die auch jedes andere Geschäftsunternehmen beherrschen. Die Einnahme muß so sein, daß die Ausrüstung während der stillstehenden Lebensdauer bezahlt werden kann und außerdem ein Arbeitsprofit abfällt. Der Ankauf von Benzin muß als eine notwendige Arbeitsausgabe angesehen werden und daher als einer der bedeutendsten Gesichtspunkte bei der Auswahl einer Maschine für den Flugdienst gelten.

Diese Vorteile, die aus dem Gebrauch von hochklopfesten Treibstoffen in gut entworfenen Flugzeugen entspringen, sind in der Literatur beschrieben und sorgfältig behandelt worden. Diese Vorteile finden ihren Ausdruck in vergrößerter Treibstoffwirtschaftlichkeit, in der Fähigkeit größere Mengen an Gewicht zu befördern, größerer Geschwindigkeit, größere zulässige Reiseentfernung oder in einer Kombination dieser Vorteile. Soweit tatsächliche Ersparnisse in Dollars und Cents betrachtet werden, beläuft sich nach Rechnung eines Technikere die Ersparnis auf über 1 Mill. Dollar bei der 3-jährigen Lebensdauer eines DC-3-Transport-Flugzeugs beim Gebrauch eines Treibstoffs der OZ 100 (Army) anstelle eines Brennstoffs der OZ 87 (ASTM-Mot.), wenn man

vermutet, daß die Maschine in jedem Fall für bestes Verhalten eingerichtet ist. Schätzungen anderer Fliegtreibstofftechniker schwanken zwischen 0,25 und 4,4 Cents/gal (0,16¹⁾ u. 2,9 Pf/gal) für die Steigerung in Gesamt-Kraftgewinn pro Oktanzahlsteigerung. Die Kalkulationen eines Fluglinienunternehmers, die auf einen 20%igen Gewichsfaktor gegründet sind, zeigen einen besten Wert von 0,35 Cents/pro Oktanzahlsteigerung über 03 87. Da dieser Faktor im letzten Jahr noch gestiegen ist, scheint ein Faktor von 0,5 Cent (1,25 Pf) /Oktanzahl annähernd korrekt zu sein.

Die oben angeführten Zahlen basieren auf Kalkulationen und nicht auf Daten des praktischen Flugdienstes. Jedoch kann eine Fluglinie Informationen in erster Annäherung erhalten, indem die Klopffesteren Maschinen in einem DO-3 einbaut, der zwischen zwei festen Punkten verkehrt. Nachdem die Versuche verschiedene Haupt-reparatur-Perioden lang ausgeführt worden sind, kann ein direkter Vergleich mit den Arbeitsdaten eines weniger klopffesten Flugzeugs, das dieselbe Strecke fliegt, gemacht werden. Manche Ölgesellschaft wird die Gelegenheit begrüßen die 100 000 gal (378 000 l) des Treibstoffs mit 03 95 zu liefern, die zur Ausführung der beiden 600-stündigen Reparatur-Perioden nötig sind.

Ob die Fluglinien darauf warten müssen, daß die europäischen und asiatischen Kriege beendet sind, bevor Treibstoffe der 03 95-100 zu Preisen verfügbar werden, die viel tiefer sind als die augenblicklichen, ist eine Frage, die nur die kommende Entwicklung beantworten kann. Viele glauben, daß mit der Zeit der DO-4-Flugzeugtyp oder ähnliche große neue Transportflugzeuge zur Ablieferung fertig werden und ob Krieg oder nicht, genügend Alkylierungs- und kombinierte Polymerisierungs-Hydrieranlagen in Betrieb sein werden, um die Fluglinien mit der nötigen Menge hochklopffester Treibstoffe zu wirtschaftlichen Preisen zu beliefern. Es ist möglich, daß, wenn die Kriege vorbei und die Anlagen mehr oder weniger amortisiert sind, der Preis, den die Fluglinien zahlen müssen, weitgehend von dem Wert solcher Brennstoffe wie "premium"Gasolin der 03 95-100 für Personenzüge oder wie Mischkomponenten für gewöhnliches Motorgasolin, abhängig sein wird. Daß Personenzüge für den Gebrauch solcher Treibstoffe gebaut werden können, ist in früheren Veröffentlichungen aneinander gesetzt worden. Chinesische Einbuße im Verhalten wurde es für mög-

lich befanden, die Strecke /l um 40-50% zu vergrößern mit einem Wagen, der für einen Treibstoff der 92 95-100 gebaut war, in Vergleich zu einem, der für 68-70-02-Treibstoff hergestellt war. Daß aber auch Personenwagen für den Gebrauch dieser Treibstoffe wirklich gebaut werden, wurde vor einiger Zeit von C.F.Kettering in einem Bericht bestätigt, worin es hieß, daß, obgleich die Entwicklung noch im Versuchsstadium sei, und noch manche Probleme zu lösen seien, der zukünftige Automotor kleiner sein würde, höheres Kompressionsverhältnis, größere Kraftgewinne haben und Treibstoffe mit größerer Klopf-festigkeit verlangen würde.

Die Kosten der hochklopfesten Treibstoffe werden auch in Zukunft von den von den Fluglinien verlangten Sätzen abhängen und der möglichen Aufstellung gleichmäßiger Flüchtigkeits- und Klopfbedingungen durch die Fluglinien und den Militärdienst. Der Flugdienstunternehmer sollte sich gegenwärtig, daß eine Steigerung des Volumens einer der größten Faktoren in der Kostenverbilligung ist und daß die Kosten umso schneller reduziert werden können, je mehr hochklopfeste Treibstoffe gebraucht werden. Ein anderer Punkt, der berücksichtigt werden muß, ist, daß die Strenge der Spezifikationen, die Flüchtigkeit betreffend, die Wirkung hat, die Chancen für den Raffinerie-Unternehmer zu begrenzen und damit die Kosten weiter zu erhöhen. In dieser Beziehung machte J.H. Doolittle vor einigen Jahren die bedeutende Bemerkung, daß, wenn alles Flugbenzin von der 02 100 wäre, der Unterschied im Preis zwischen 02 100 (Army) und 02 87 (ASTM-Mot.) von den heutigen 8-9 cents/gal (5,3-6 Pfg/l) auf ca 3 cents (3,3 Pfg/l) verringert werden könnte. Es würde interessant sein, durch ähnliche Überlegungen festzustellen, welcher Preis gefordert werden müßte, wenn alle Fluglinien zum Treibstoff der 02 95 (ASTM-Mot.) übergängen.

Obgleich die Menge von 145 000 to (53 Mill.gal) Treibstoff, die von den fahrplanmäßigen Fluglinien 1939 verbraucht wurden, geringer war als 0,3 % der 23 Bill.gal (70 Mill.t) des in den USA verbrauchten Autobenzins, vergrößern die Fluglinien ihren Verbrauch doch langsam aber sicher. Die wachsende Bedeutung des Flugwesens als ein Transportmittel ist deutlich, aber sogar wenn die Anzahl der Passagiermeilen oder Post- und Frachtmilen, die in den USA jedes Jahr geflogen werden,

auf das Vielfache anwachsen, wird auch felloes die Olindustrie jedes Problem lösen können und wird in Bezug auf wirtschaftliche Herstellung von Treibstoffen mit immer höherer Oktanzahl sowohl für die laufend gebrauchten hochflüchtigen wie auch für die sogen. Sicherheitstreibstoffe jeder Nachfrage gerecht werden.

Fig. I u. II.
Blasenempfindlichkeit leicht flüchtiger
Flugbenzine.

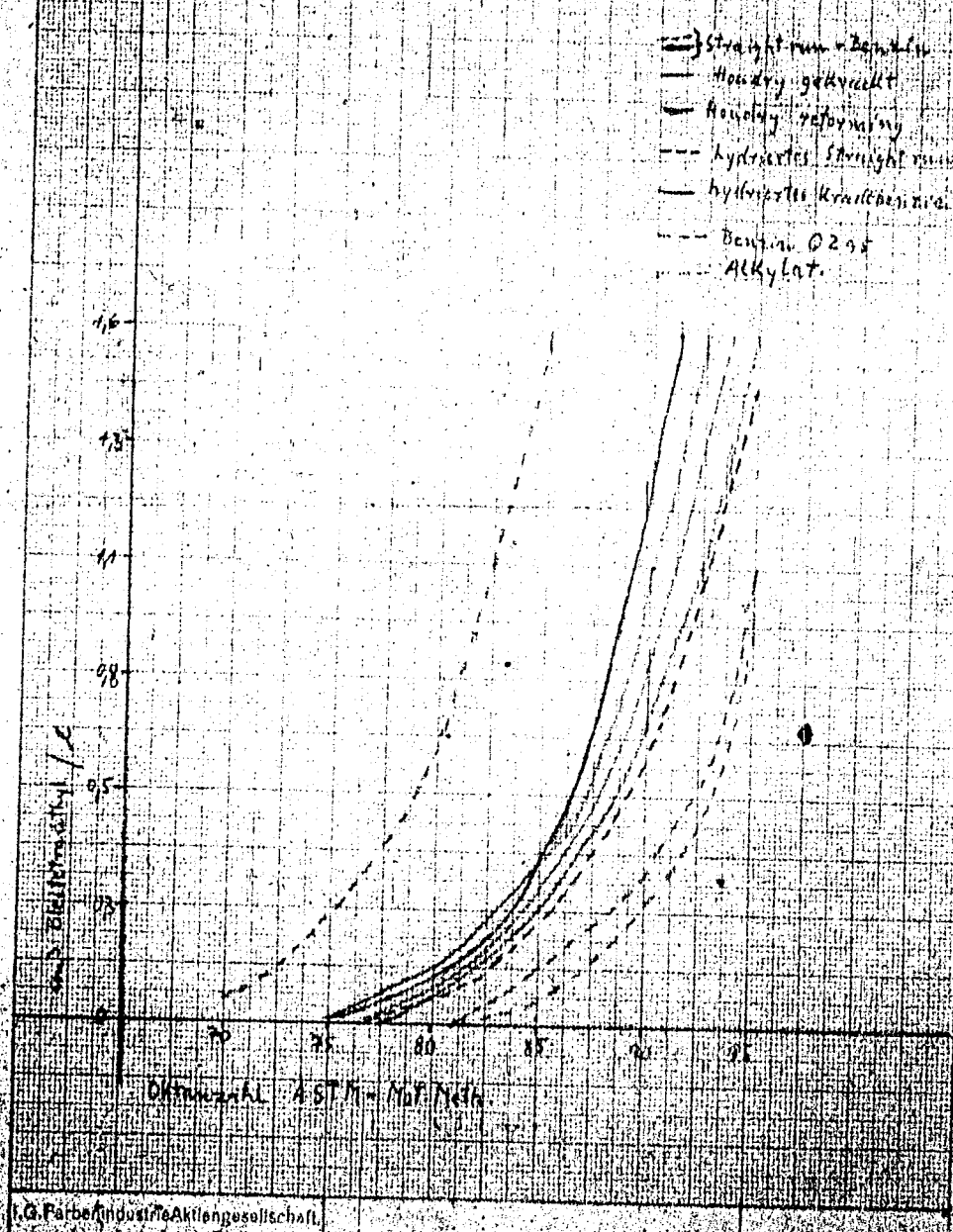
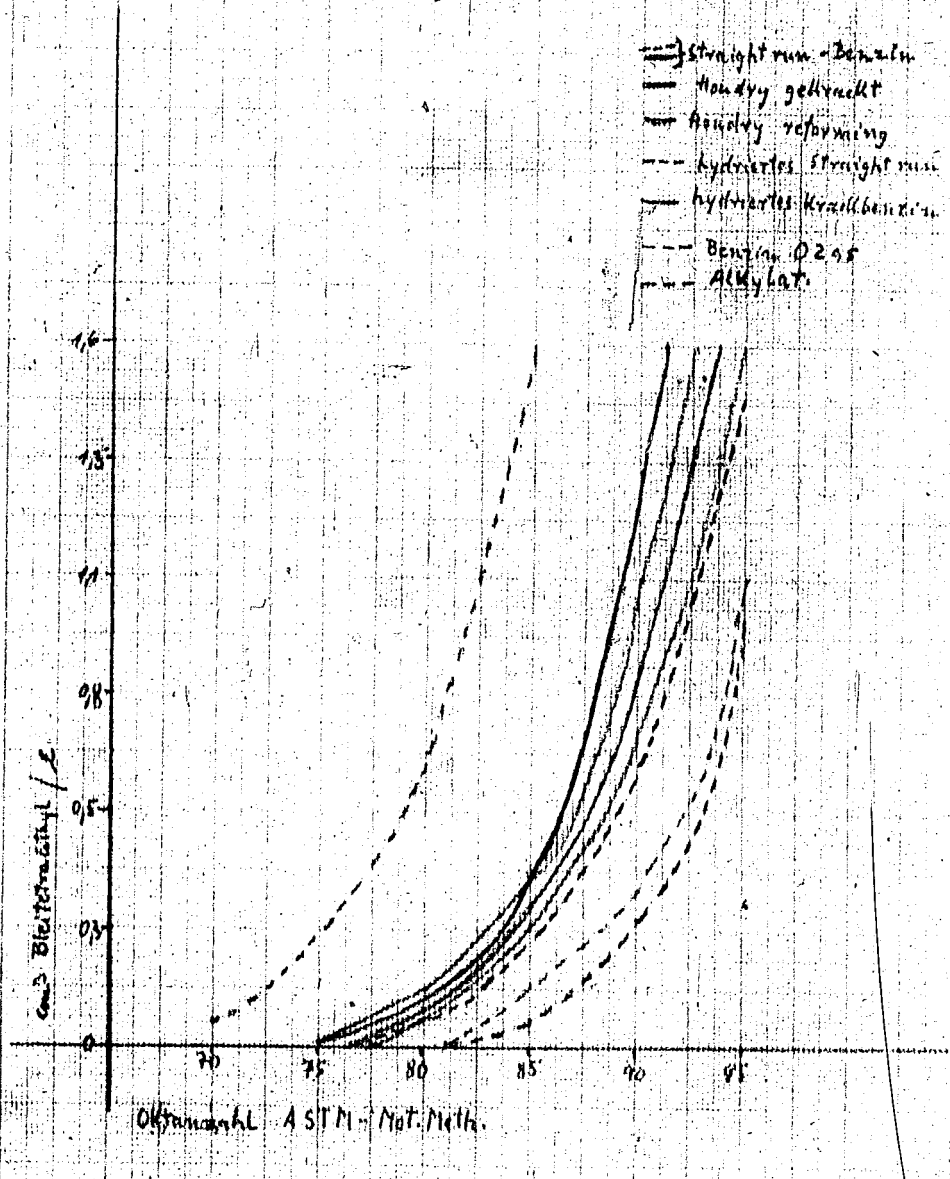


Fig. I u. II.
Blasenempfindlichkeit leicht flüchtiger
Flugbenzine.



TITLE PAGE

6. Neuere Versuche zur Vorhydrierung von Steinkohle- und Braunkohleverflüssigung mit Mo-haltigen Kontakten in 1 Ltr.-Ofen.

Recent tests aiming at preliminary hydrogenation for bituminous and brown coal liquification with catalysts containing Mo in the 1 ltr. furnace.

Frame Nos. 624 - 646

Kontaktversuche
Nr. 658

27. Januar 1942. Pf.

(6)

Kontaktversuche zur Vorhydrierung von Steinkohle- und
Braunkohleverflüssigung mit Mo-haltigen Kontakten
im 1 Liter-Ofen.

Zusammenfassung.

Eine Reihe Mo-haltiger Kontakte wurden (s.T. in Kombination mit SO₂S oder anderen W-haltigen Kontakten) für die Vorhydrierung von Mittelsl der Steinkohleverflüssigung Scholven sowie der Braunkohleverflüssigung Leuna geprüft. Über Vorhydrierungsbedingungen und Sensitivierbarkeit der erhaltenen B-Mittelöle sowie die pro obm Vorhydrierungskontaktraum benötigten Metallmengen orientiert die folgende Tabelle.

Die besten Ergebnisse wurden bisher mit einem Torrex-Mo-Wi-Kontakt erzielt, insbesondere wenn diesem 20 Vol. % SO₂S vorge-schaltet wurden.

Sowohl Vorhydrierungsbenzin als auch 6434-Benzin sind in ihren Eigenschaften von den verwendeten Kontakten weitgehend un-abhängig.

Bei den Molybdämkontakten wurde eine starke Druckabhängig-keit der Hydrierwirkung beobachtet, sodaß z.B. für die Verarbei-tung von Braunkohle bei 190 atm H₂-Druck die Vorschaltung von SO₂S in der Vorhydrierung erforderlich ist.

Um derartige verdünnte Vorhydrierungskontakte, später, auch noch solche mit schwächerer Raffination- bzw. Hydrierwirkung leichter anwenden zu können, ist die Beschaffung von Wäsen für die Vorhydrierungsmittelöle mit verdünnter Schwefelsäure zur Herausnahme der Amine dringend zu empfehlen.

18774

Zusatz bzw. Zerkleinerung	kg Metall je ein Kontakt- raum				Stahlblechverflämigung- mittel bei Schmelze				Kremblechverflämigung (Brenn- + Mittelteil) Zone			
	V	Mo	Si	Fe	Druck atm	Temp. °C	Zusch- satz	Beur- teilung	Druck atm	Temp. °C	Zusch- satz	Beur- teilung
50 \$ 7360 (akt. Fe, 6 Mo) + 50\$ 7745 (Fe, Si, S, Al, O ₂)	202	14	25	324	250	442	0,8	gut				
80 \$ 7360 + 20 \$ 5058	350	22	—	—	250	442	1,0	gut				
80 \$ 7424 (akt. Fe, 10 Mo) + 20 \$ 5058	355	37	—	—	250	434	1,0	gut	200	434	1,0	schlecht
7845 (akt. Fe, 10 Mo, 3 Si)	—	56	20	—	250	434	1,0	sehr gut	200 190	434 434	1,0 0,7	gut sehr schlecht
20 \$ 5058 + 80 \$ 7846	388	45	16	—	230	434	1,0	sehr gut	190 190	434 434	0,7 1,0	sehr gut aus- rei- chend

I. Kontakt 7360 (aktive Tonerde, 6 MoO₃)
+ Kontakt 7745 (56 FeS, 30 WSe₂, 4 NiS, 10 Al₂O₃)
 (50 Vol.-% 7360 Schüttgewicht 0,78; dahinter 50 Vol.-% 7745
 Schüttgewicht 1,82).

In einem 5-tägigen Versuch wurden aus Steinkohleverflüssigungsmittelöl Scholven mit der genannten Kontaktkombination bei 250 atm, 442° (23 mV) und Durchsatz 0,8 kg/Ler. Kontakt und Stunde mit 1,8 % Vergasung 30 % Bensin bis 150° vom Anilinpunkt + 29° und 70 % Mittelöl über 150° vom A.P. + 38,5° erhalten. In ihren Eigenschaften unterscheiden sich Bensin und Mittelöl nicht wesentlich von den mit anderen Kontakten und Kontaktkombinationen erhaltenen (s. Tab. 1). Ein ähnlicher Versuch im 250 cm-Ofen bei Dr. Peters erwies die gute Bensinierbarkeit des unter obigen Bedingungen erhaltenen Mittelöles ¹⁾.

1) Ber. 17 5861 von Dr. Günther.

**II. Kontakt 7360 + 5058 (80 Vol.-% 7360 Schüttgewicht 0,75;
 dahinter 20 Vol.-% 5058 Schüttgewicht 2,62).**

Diese Kontaktkombination wurde in einem 86-tägigen Versuch mit Scholvenverflüssigungsmittelöl geprüft. Die Ergebnisse ¹⁾ der ersten 60 Versuchstage sind in einer früheren Zusammenstellung schon mitgeteilt. Danach leistet diese Kontaktkombination bei Durchsatz 1,0 etwa dasselbe, wie die vorhergenannte (7360 + 7745/50:50) bei Durchsatz 0,8 und sonst gleichen Bedingungen. Hierzu ist zu bemerken, daß sowohl die Mo- wie die W-Menge bei der Kombination mit 5058 höher ist.

Eine Erhöhung der Vorhydrierungstemperatur von 442° (23 mV) auf 459° (24 mV) brachte in der Bensinierungsstufe keine Verbesserung mehr. Die 150er Bensinleistung in der Vorhydrierungsstufe betrug 0,40 nunmehr bei relativ hoher Vergasung (11 % bezogen auf Bensin plus Vergasung). Gegenüber der Fahrweise bei 1 mV niedriger Temperatur ist eine geringe Verbesserung der Oktanzahl eingetreten, die auf eine Zunahme der leichten Anteile bis 100° zurückzuführen ist, so daß mit 0,12 Pb der Wert 87ⁿ überschritten wird.

Anschließend wurde 16 Tage lang bei anfangs 459° und später 468° (24,5 mV) unter Rückführung des Mittelöls auf Bensin allein gefahren. Diese Fahrweise hatte, verglichen mit der 2-stufigen (Vorhydrierung + Bensinierung), folgendes Ergebnis:

1) Ber. 17 5581 von Dr. Günther.

Fahrweise	einstufig/Kontakt 7360 + 5058 bei 24 - 24,5 mV	zweistufig Kontakt 7360 + 5058 bei 25 mV/ Kontakt 6434	
Benzin	Benzin - 150°	Benzin - 180°	Vorhydrierungs- + 6434-Benzin - 150° 1)
Leistung	0,34	0,49	0,46
Vergasung %	16	11	17
Spez. Gew./20°	0,735	0,758	0,740
Anilinpunkt I/II	+ 43,5/ + 53	+ 39 / + 52	+ 43/ + 53,5
<u>Zusammensetzung:</u>			
Paraffine	39	34,5	33
Naphthene	51	51	56
Aromaten	9	12,5	10
Ungekättigte	1	2	1
Jedzahl	~ 1	--	--
<u>Kohlenzahl:</u>			
Res.-Meth.	70,8	67,5	--
Motor-Meth.	70	68	75,5
" + 0,09% Pb	88,5	84	90,0
Siedebeginn °C	41	38	34
% - 70	12	8	7
% -100	37	28	47
% -150	85	70	94
Endpunkt °C/%	158/95,7	185/97,5	157/--

Hinsichtlich der Benzin-Leistung ist die einstufige Fahrweise demnach noch nicht mit der zweistufigen konkurrenzfähig, was auch durch die etwas niedrigere Vergasung bei der ersteren nicht wettgemacht wird.

¹⁾ Nach Bericht 17588 I von Dr. Günther

Die Bensine sind nicht siedegerecht. Hinsichtlich der O.Z. des Bensins scheint die zweistufige Fahrweise überlegen.

Der Versuch wurde schließlich wieder auf geraden Durchgang und niedrigere Temperatur ($451^{\circ} = 23,5$ mV, dann $442^{\circ} = 23,0$ mV) umgestellt. Der Anilinpunkt des B-Mittelöls lag bei diesen Temperaturen 1° bzw. 3° tiefer als ursprünglich bei 442° , obwohl das Ausgangsmittelöl in dieser Fahrperiode sogar einen etwas höheren Anilinpunkt hatte als in der früheren (-7° verglichen mit -13°). Ein geringes Nachlassen der Kontaktaktivität durch das Fahren bei höherer Temperatur bzw. durch die Zurücknahme der Temperatur ist hiernach anzunehmen. Das bei 451° erhaltene B-Mittelöl ließ sich (bei allerdings 4° höherer Bensininierungstemperatur) noch ebenso gut bensinieren wie zu Anfang des Vorhydrierungsversuches. (Die Bensinierbarkeit des bei 442° erhaltenen Produktes wurde nicht geprüft).

III. Kontakt 7424 (aktive Tonerde + 10 MoO_3) + Kontakt 5058
(80 Vol.-% 7424 Schüttgewicht 0,76; dahinter 20 Vol.-% 5058 Schüttgewicht 2,66).

Diese Kontaktkombination wurde in einem 70-tägigen Vorhydrierungsversuch zunächst mit Steinkohleverflüssigung, von 48. bis 63. Betriebstag mit Braunkohleverflüssigung, danach wieder mit Steinkohleverflüssigung (zuletzt kurz mit 12 % Gumpfbenzinzusatz) geprüft.

a) Vorhydrierung von Steinkohleverflüssigungsmittelöl
Schölvén.

Hierüber, sowie über die Bensinierbarkeit des erhaltenen B-Mittelöls, die bei Vorhydrierungsbedingungen 434° ($22,5$ mV), 250 atm und Durchsatz 1,0 befriedigend verlief, wurde schon

berichtet ¹⁾. Die Erhöhung der Mo-Menge von 6 auf 10 % im ersten Kontakt gestattet demnach eine Herabsetzung der Vorhydrierungstemperatur um ca. 8° (vgl. die voranstehende Kontaktkombination).

b) Vorhydrierung von Braunkohleverflüssigung Leuna
(vgl. Tab. 2).

Nach der Umstellung auf Leunser Verflüssigung wurde der Druck von 250 atm zunächst beibehalten. Bei 434° und Durchsatz 1,1 hatte das Mittelöl des Anfalls einen Anilinpunkt von + 46,0°. Nach Zurücknahme des Druckes auf 180 atm und des Durchsatzes auf 1,0 ging der Anilinpunkt auf + 40,7° zurück. Über die Bessinerbarkeit dieses B-Mittelöls liegt kein sicheres Ergebnis vor, sie scheint aber schlechter als die des Steinkohleproduktes zu sein (vgl. die entsprechenden Beobachtungen bei dem folgenden Kontakt).

Nach erneuter Umstellung des VorhydrierungsOfens auf Steinkohleverflüssigung wurde bei 250 atm und 442° (23 mV) nur noch ein Mittelölanilinpunkt von + 28,7° erreicht, gegenüber + 33,6° bei 434° in der letzten Fahrperiode vor der Umstellung auf Braunkohle. Der Kontakt hat also bei 180 atm H₂-Druck an Aktivität verloren, während er bei 250 atm nicht abklang.

1) Vgl. Bericht 17 5881 von Dr. Gunther.

IV. Kontakt 7846 (aktive Tonerde, 10 % MoO_3 , 3 % NiO)
Schüttgewicht 0,83).

a) Verhydrierung von Steinkohleverflüssigungsmittelöl Scholven
(vgl. Tab. 1).

In einem 43-tägigen Versuch im 1 Ltr.-Ofen wurden sehr gute Ergebnisse erhalten. Die Fahrbedingungen waren während der ganzen Zeit dieselben, lediglich der Schwefelsatz wurde nach dem 36. Betriebstage von 1 % auf 0,5 % OS_2 herabgesetzt. Der B-Mittel-Ülanilinpunkt lag anfangs im Mittel bei + 37,5° und ging nach Winsatz einer neuen Charge des Einspritzöles, welche einen um 4° höheren Anilinpunkt hatte, auf + 41,5° hinauf. Das B-Mittelöl ließ sich in beiden Fahrperioden mit sehr guter Leistung brennen (praktisch ebenso gut wie über Kontakt 5058 verhydriertes Produkt). Nach Herabsetzung des Schwefelsatz ging der Anilinpunkt wieder auf + 38° zurück. Dieses Mittelöl wurde nicht brennt. Ein möglichst hoher Schwefelspiegel scheint demnach für den Kontakt 7846 günstig zu sein.

b) Verhydrierung von Braunkohleverflüssigung Leuna.

In einem Parallelversuch wurde Braunkohleverflüssigung Leuna (Benzin + Mittelöl) im 1 Ltr.-Ofen in einem 70-tägigen Versuch verhydriert. (Einzelheiten über die verschiedentlich geänderten Versuchsbedingungen, Eigenschaften der verschiedenen Chargen des Ausgangsöles, die verarbeitet wurden, und Eigenschaften des Anfallproduktes während der einzelnen Fahrperioden siehe Tab. 2).

Fahrbedingungen: Der Ofen wurde bei 425° (22,0 mV) und 200 atm mit Durchsatz 1 kg pro Ltr. Kontakt und Stunde, 3 cbm Gas pro kg Öl und 0,5 % OS_2 -Zusatz angefahren ¹⁾. Später wurde nacheinander der Schwefel fortgelassen, die Temperatur auf 434° (22,5 mV) erhöht, der Druck zur Angleichung an die Leunaer Verhältnisse auf 190 atm herabgesetzt und der Durchsatz vorübergehend auf 0,72 zurückgenommen. Zum Schluß wurde der Druck wieder auf 200 atm erhöht, um eine Aussage über eventuelles Kontaktabklingen machen zu können.

Verhydrierungsanfall: Mit nur geringer Abhängigkeit von den Fahrbedingungen und mit einer durchschnittlichen Vergasung von nur 1,3 % bezogen auf den Gesamtanfall (5 % bezogen auf Benzin + Vergasung) wurde ein Produkt von folgenden Eigenschaften erhalten

1) Über diese Fahrperiode wurde Leuna bereits ein vorläufiger Bericht brieflich mitgeteilt (Ber. 17 5871 von Dr. Reits).

	7846 - Abstreifer	5058-Abstreifer Leuna zum Vergleich
Spez. Gewicht/2000	0,821 - 0,830	0,802 - 0,806
Anilinpunkt °C	+ 40,0 - 45,0	+ 47
Siedebeginn °C	71 - 85	39 - 53
% - 1500	21 - 27	30 - 36
Siedende °C	310 - 323	298 - 300
Phenolgehalt %	<0,02 (anfängl. 0,03)	~ 1
Stickstoffgehalt %	0,004 - 0,019	~ 0,02

Das 7846-Produkt ist also etwas weniger stark aufgespalten und weniger anhydriert als das 5058-Produkt. Nach Angaben von Leuna ist die derzeitige Raffinationswirkung dort erheblich besser als in der Tabelle angegeben, sodaß ein Unterschied in der Raffinationswirkung noch nicht sicher festgestellt ist.

Verhydrierungsbensin: Aus der 150er Bensinleistung von 0,21 - 0,27 errechnet sich unter Berücksichtigung des Sumpfbensins im Ausgangsöl eine Benzoleistung von 0,06 - 0,13.

Eigenschaften des Verhydrierungsbensins (Sammelbensin von 9-16,10):

	Gesamt- bensin -150°	Gesamt- bensin -180°	Fraktion - 90°	5038-Bensin - 160° Leung zum Vergleich
% des Gesamtanteils	28	37	8,5	~ 30
Spez. Gewicht/20°C	0,743	0,763	0,706	0,742
Anilinpunkt I °C	+ 42,5	+ 41,8	+ 45,5	+ 45,6
II °C	+ 50,8	+ 51,8	+ 50,0	+ 54,9
Zusammensetzung:				
% Paraffine	33	35	32	43,5
% Naphthene	58	54	63	45,5
% Aromaten	7,5	9,5	4	9
% Ungesättigte	1,5	1,5	1	---
Jodzahl	2,6	---	4,6	---
Oktanzahl:				
Res.-Meth.	64	58,5	72,5	---
Motor-Meth.	63,5	56,5	73	---
" + 0,12% Pb	85	81	91,5	---
Siedebeginn °C	67	72	47	40
% - 70°	---	---	46	14
% - 100°	45	15	---	37
% - 150°	97	76	---	88
Endpunkt °C	152	187	96	168
Tests	gut	gut	gut	---

Bensinierbarkeit des B-Mittelöls (vgl. auch Tabelle 5).

Zusammenfassend läßt sich über die Bensinierbarkeit des 7846-B-Mittelöls folgendes feststellen: Ebensogut bensinierbar wie Leunaer 5058-B-Mittelöl ist das 7846-B-Mittelöl nur bei der Fahrweise 434° und 290 atm. Bei 10° tieferer Vorhydrierungstemperatur ist die Bensinierbarkeit nicht mehr ganz so gut, aber noch ausreichend.

Bei 190 atm Druck wird dagegen selbst bei der höheren Temperatur von 434° und geringerem Durchsatz (0,72 statt 1,0) noch kein mit ausreichender Leistung bensinierbares Mittelöl erhalten. Ein Kriterium für die Bensinierbarkeit des Mittelöls läßt sich aus seiner normalen Untersuchung (also etwa aus Anilinpunkt, Stickstoffgehalt usw.) nicht entnehmen. Möglicherweise sind feinere Unterschiede in der Art der Stickstoffverbindungen hierfür verantwortlich zu machen. Man hat also bei der Vorhydrierung von Braunkohleverflüssigung mit Kontakt 7846 unter den in Leuna üblichen Bedingungen von Druck und Durchsatz (187 atm H₂-Partialdruck; 0,6 kg/Ltr. u. Std.) hinsichtlich der Bensinierbarkeit fast keine Reserven im Kontakt. Eine erhebliche Verbesserung in dieser Hinsicht bringt das Vorschalten von 20 Vol.-% 5058 vor den 7846, worüber im folgenden Abschnitt noch eingehend berichtet wird. Nach den Beobachtungen bei Steinkohleverflüssigung ist anzunehmen, daß ferner auch eine stärkere Schwefelung von Vorteil ist.

Die folgende Gegenüberstellung zeigt, daß in den Eigenschaften zwischen den unter gleichen Bensinierungsbedingungen erhaltenen stabilisierten 6434-Bensinen aus der 5058- und der 7846-Vorhydrierung praktisch kein Unterschied besteht:

Benzinierung von	7846-B-Mittelöl v. Ofen 410/IV >150°	5058-B-Mittelöl Leuna >150°
Anilinpunkt des Ausgangs- öles °C	+ 43,5	+ 55
Benzin: Spez. Gew./20°	0,725	0,717
Anilinpunkt °C	+ 48	+ 50
Siedebeginn °C	39	55
% - 70°	15	16
% - 100°	53	56
Endpunkt ° C/%	145 / 99	149 / 99
Dampfdruck atm	0,51	0,49
Oktanahl: Motor Meth.	73,5	74
Zusammensetzung:		
% Paraffine	51	51
% Naphthene	40	41
% Aromaten	8	7
% Ungesättigte	1	1
% Benzinkonzentration im 6434-Abstreifer	49	52
C ₁ -C ₄ -Vergasung/Benzin + Vergasung	21,5	19,7
Ofen/Datum (Dr. Peters)	15/28.11.40	7/11.-12.12.40

Über den Versuchsverlauf ist noch zu sagen, daß das Anfallprodukt in den Fahrperioden unter den verschiedenen Bedingungen sowie bei den verschiedenen Chargen des Ausgangsöles, die verwendet werden mußten, jeweils in seinen Eigenschaften, insbesondere im Anilinpunkt konstant war. Am Schluß des Versuches wurden die

Bedingungen einer früheren, etwa 7 Wochen zurückliegenden Fahrperiode nochmals eingestellt. Der Anilinpunkt des Anfalls lag dabei nur 1° tiefer als ursprünglich. Anzeichen für ein Kontaktabklingen liegen somit nicht vor.

V. Kontakt 7846 mit vorgeschaltetem Kontakt 5058

(20 Vol.% 5058 Schüttgewicht 2,62 + 80 Vol.% 7846 Schüttgewicht 0,83).

a) Vorhydrierung von Steinkohleverflüssigungsmittelöl Beholven.

Wenn auch für die Vorhydrierung von Steinkohleverflüssigung der Kontakt 7846 sich als vollständig ausreichend erwiesen hatte, so zeigt doch der Braunkohleverbrauch, daß die Temperatur- und Druckreserven dieses Kontaktes geringer sind als die des 5058. Aus diesem Grunde wurde die obige Kombination noch eingehend geprüft. Da der Kontakt 5058 eine niedrigere Arbeitstemperatur hat als 7846, hat das Verschalten des 5058 gegenüber dem Nachschalten bei den früheren Versuchen den Vorteil, daß man auch großtechnisch mit gestaffelter Temperatur fahren und zwischen 5058 und 7846 aufheizen kann. Entsprechend wurde bei dem hier durchgeführten 75-tägigen Versuch die Temperatur des Ofeneingangs niedriger gehalten als im übrigen Teil des Ofens (391° = 20 mV gegenüber 434° = 22,5 mV).

Versuchsverlauf: Über Ausgangsöl, Versuchsbedingungen und -verlauf orientiert Tabelle 3. Nicht in die Tabelle mit aufgenommen ist eine kurze Fahrperiode mit 15 bzw. 40 % Sumpfbenzinszusatz zwischen der 400. und 500. Betriebsstunde. Der Versuch lief befriedigend. Obwohl der Schwefelsatz mit 0,5 % CS_2 niedriger gehalten wurde als bei dem Versuch mit 7846 allein, wurde hier ein etwa 5° höherer B-Mittelölanilinpunkt erhalten. Die Benziniertbarkeit des B-Mittelöls war, auch nach Herabsetzung des Druckes von 250 auf 230 atm, welche eine Senkung des Anilinpunktes von $+42,8^\circ$ auf $38,5^\circ$ zur Folge hatte, sehr gut (vgl. Tab. 4). Die Hydrierwirkung der Kontaktkombination ist bei 230 atm etwa ebensohoch wie die des 7846 bei 250 atm, die gewünschte Erhöhung der Kontaktreserve wurde also erzielt. Eine weitere Herabsetzung des Druckes auf 200 atm senkte den Anilinpunkt erneut erheblich (auf $+30,4^\circ$). Dieses Mittelöl wurde nicht benziniert. Nach Umstellung auf 250 atm war die Aufhydrierung des Mittelöls nicht mehr ganz so gut wie ursprünglich; mit einer neuen Charge des Ausgangsöls, das einen wesentlich tieferen Anilinpunkt hatte, wurde aber immer noch ein B-Mittelölanilinpunkt von $+38^\circ$ erreicht. Soweit man aus den stark streuenden Stickstoffbestimmungen Schlüsse ziehen kann, ist die Stickstoffraffination des frischen Kontaktes besser als nach längerer Betriebszeit.

Der Aromatengehalt des Vorhydrierungsbensins war mit über 20 Gew.-% bemerkenswert hoch, während mit 7846 allein nur etwa 10 % erhalten wurden. Demzufolge waren auch die Oktanzahlen besser als bei 7846 allein.

b) Vorhydrierung von Braunkohleverflüssigung Leuna.

Der voranstehend beschriebene Versuch wurde nach 65 Betriebstagen auf Leunaser Verflüssigung, zunächst bei 190 atm und Durchsatz 0,7, dann bei 190 atm, Durchsatz 1,0, ohne Schwefelausatz umgestellt. Es wurden in diesen beiden Fahrperioden B-Mittelölanilinpunkte von $+ 49,7^{\circ}$ bzw. $44,5^{\circ}$ erhalten, die mit den Zahlen $+ 42,3 - 44,5^{\circ}$ bzw. $+ 39,5 - 40,8^{\circ}$ des 7846-Versuches zu vergleichen sind. Die durch Verschalten des Kontaktes 5058 erreichte Erhöhung des Anilinpunktes ist also von ähnlicher Größe wie bei Steinkohleverflüssigung. Die Verbesserung der Bessinierbarkeit durch den 5058 ist beträchtlich. Während sich bei 7846 das 190 atm-Produkt selbst bei Durchsatz 0,7 noch sehr schlecht bessenieren ließ, ist bei 5058 + 7846 und 190 atm die Bessenierbarkeit des bei Durchsatz 0,7 erhaltenen Produktes als sehr gut, bei Durchsatz 1,0, als ausreichend zu bezeichnen.

Vergleicht man die Ergebnisse mit den Molybdänkontakten bei Steinkohle- und bei Braunkohleverflüssigung, so fällt auf, daß der gleiche Kontakt, der Steinkohleprodukt bei 230 atm befriedigend verarbeitet, für Braunkohleprodukt bei 190 atm noch nicht ausreicht. Bei dem bisherigen Wolframkontakt läßt sich umgekehrt Braunkohleprodukt leichter (z.B. schon bei tieferer Temperatur) verarbeiten. Dieser Unterschied erklärt sich aus der großen Druckabhängigkeit der Hydrierwirkung bei den Molybdänkontakten (vgl. Kurvenblatt 1, auf dem die B-Mittelölanilinpunkte gegen den Wasserstoffdruck aufgetragen sind). Infolge des niedrigeren Arbeitsdruckes ist im Falle der Braunkohle bei Kontakten mit ungenügenden Reserven der katalytischen Wirksamkeit unter Umständen ihre Raffinationswirkung nicht mehr ausreichend. Bei Kontakt 7846 lag die Grenze ausreichender

Wirksamkeit relativ scharf zwischen 190 und 200 atm.

Allgemein gilt für die Vorhydrierung mit Mo-Kontakten, daß die Vergasung in der Vorhydrierungsstufe gering (im Mittel bei Steinkohle 6,5 %, bei Braunkohle 4,7 % auf Vorhydrierungsbensin + Vergasung) und in der 6434-Stufe normal ist, daß in beiden Gasphasestufen zusammen normale 150er Bensinleistungen von 0,45 - 0,55 erhalten werden, und daß die Endbensine sich in Eigenschaften und Qualität praktisch nicht von denen unterscheiden, die bei 5058-Vorhydrierung erhalten werden.

gez. Reitz

Gemeinsam mit

Dr. Donath
" Ottlinger
" Honnenmacher
" Fromberg
" v. Hufflang
" Furst
" Dehn
" Meier
" Peters
" Günther.

Tabelle 1.

641

Verhydrierung von Steinkohleverflüssigung.

Ofen		315		315		315	315
Datum 1940		6.-10.9.		15.-9.-6.10.		7.-17.10.	18.-24.10.
Betriebsstunden		1 - 130		100-600		600-860	860-1074
Kontakt		7360 + 7741 (50:50 Vel.%)		7846		7846	7846
Druck atm		250		250		250	250
Temperatur °C		442		434		434	434
Durchsatz kg/Std.		0,8		1,0		1,0	1,0
Gas atm/kg Öl		3,1		3,0		3,0	3,0
S-Gasatz (% P 471)		1,0		1,0		1,0	0,9
Vergasung/Anfall + Verg.		1,8		1,6		--	--
Benzin im Anf.		30		22		26	26
Spez. Gew./20°	Aus-	0,784	Aus-	0,782	Aus-	0,778	0,779
Anilinpunkt °C	gangs-	+ 29,2	gangs-	+ 33	gangs-	+ 35	+ 33
" " II	mat.	+ 45,4	mat.	+ 44	mat.	46	--
Siedebeginn °C	P 1271	86	P 1271	89	P 1271	90	95
% - 100°	red.	6	red.	6	red.	7	7
% - 120°	v.	45	v.	56	v.	47	46
% - 150°	23.8.	90	13.9.	94	1.10.	90	89
Endpunkt °C		157		156		157	152
O. A. Meth.		68,5		66,5			65
" + 0,037b		64,5		65,5			65
		61		62,5			61,5
Spez. Gew./20°	0,968	0,870	0,956	0,876	0,946	0,869	0,872
Anilinpunkt °C	-13	+ 38,5	-10,5	+ 37,5	- 6,8	+ 41,5	+ 38
Siedebeginn °C	182	190	145	175	128	191	186
% - 100°	6	6	17	15	21	4	14
% - 120°	46	74	53	65	63	73	68
Endpunkt °C	323	301	322	306	323	306	306
	17,1	< 0,02	--	< 0,02	--	< 0,02	--
	--	-8,886	--	-8,886	--	-8,893	-8,893
Anfall:		(gut nach Ber. 175881 Dr. Günther)		sehr gut 10/3558 19,5		sehr gut 10/3558 19,5	--
Benzinleistung				0,8-0,85		0,8	

Vorhydrierung von

	Ofen 410/IV v. 12.-24.9.		Ofen 410/IV				
	Kontakt 7424 + 5058						
Datum 1940	12.-13.9.	19.-24.9.	8.-14.10.	19.-21.10.			
Betriebsstunden	1150-1200	1350-1500	70-240	240-410			
Druck atm	250	180	200	200			
Temperatur °C	442	442	425	425			
Durchsatz kg/Ltr./Std.	1,11	1,0	1,0	1,0			
Gas atm/kg Öl	2,1	2,0	3,0	3,0			
S-Gasatz (% P 471)	0,2	0,5	0,5	0,5			
Vergasung/Anfall %	--	2,0	1,2	1,3			
Anilinpunkt °C	Aus-gangs-mat. +43,7	+ 41,5	Aus-gangs-mat. + 42,7	+ 42,0			
" " Bi -150°	P 1251 +46,0	+ 40,7	P 1251 + 44,5	+ 46,0			
" " M'Öl > 150°	v. 16,4.	0,025	v. 16,4.	0,03			
Phenole (% in M'Öl)	0,003	0,010-0,014	0,007-0,008	0,011-0,015			
Stickstoff(" 1940							
Anfall:							
Spez. Gew./20°	0,892	0,799	0,815	0,894	0,821	0,898	0,822
Anilinpunkt °C	+ 15	+ 45,5	+ 41,5	+ 16	+ 44,0	--	+ 45,1
Siedebeginn °C	61	66	69	136	79	72	85
% - 100°	9	7	6	--	4	4	3
% - 120°	11	22	15	--	12	7,5	10
% - 150°	19	35	32	16	27	12	24
% - 180°	29	50	44	27	40	21	36
% - 200°	38	57	53	33	48	29	45
% - 250°	63	81	76	58	72,5	59	72
% - 300°	92	95	96	87	94	91	95
95 % - Punkt	--	300	297	--	302	312	300
Endpunkt °C/%	308/98,5	309	312	324/98,5	312/98	321/98,5	310/98,2
Benzinierbarkeit des Mittelöls (vgl. Tabelle 5)	(Anscheinend schlecht)			ausreichend bzw. gut			

Tabelle 2.

642

Braunkohleverflüssigung.

410/IV v. 5.10. - 13.12.40	Kontakt 7846										
13.-21.10. 240-410		22.-31.10. 640-640	1.-7.11. 640-610	8.-25.11. 810-1250	26.11.-2.12. 1250-1410	3.-4.12. 1410-1460		5.-10.12. 1450-1590	11.12. 1590-1620	12.-13.12. 1620-1670	
200		200	200	200	190	190		190	190	200	
425		425	425	424	434	434		434	434	434	
1,0		1,0	1,0	1,0	1,0	0,72		0,72	1,0	1,0	
3,0		3,0	3,0	3,0	3,0	3,0		3,0	3,0	3,0	
0,5		0,5	0,5	0	0	0		0	0	0	
1,3		1,3	1,2	1,4	1,2	--		1,7	--	--	
+ 42,0	Aus-gangs-mat.	+ 42,8	+ 43,0	+ 42,0	+ 43,6	+ 44,0		+ 41,4	+ 41,5	+ 41,5	
+ 46,0	P 1251	+ 42,8	+ 42,8	+ 42,3	+ 40,8	+ 44,5		+ 42,3	+ 39,5	+ 40,7	
--	v. 21.10.	--	< 0,02	--	--	--		--	--	--	
0,011-0,015		0,004-0,007	0,003-0,01	0,009-0,013	0,008-0,009	0,009		0,006	0,009	0,019	
0,822	0,906	0,826	0,826	0,822	0,826	0,821	0,906	0,827	0,826	0,830	
+ 45,1	+ 14	+ 43,2	+ 42,6	+ 42,7	+ 41,9	+ 44,5	+ 13,8	+ 42,7	+ 40,0	+ 41,3	
65	70	79	83	79	78	71	73	78	76	76	
3	5,5	3	3	3	4	6	4	3	3	3	
10	7	10	9	10	12	11	7	9	9	8	
24	12	24	22	23	25	25	15	23	27	21	
36	19	35	34	36	37	37	22	36	37	35	
45	26	45	43	45	46	46	29	46	46	44	
72	55	70	70	72	72	71	56	74	74	71	
95	81	94	93	93	93	90	82	92	94	91	
300	--	305	308	307	309	315	--	310	304	312	
310/98,2	330/98,5	320/98,5	321/98	319/98	322/97,8	321/96,7	332/98,8	320/97,5	318/98,5	323/98	
		aus-reichend	aus-reichend	sehr gut	--	sehr schlecht			--	--	

643

Ofen 316 vom 15.10.40 - 5.1.41

9

Verhydrierung von	Steinkohleverflüssigungsmittelöl Scholven					
Datum 1940		17.-23.10.	24.-29.10.		4.-10.11.	11.
Betriebsstunden		80-240	240-380		520-680	26 68 10
Druck atm		250	250		250	2
Temperatur ° C		391/434	391/434		391/434	39
Durchsatz kg/l/Std.		1,0	1,0		1,0	1
obm Gas/kg Öl		3	3		3	3
% P 471-Einsatz		1,0	0,5		0,5	0,5
Bi-Leistung		0,29	0,28		0,28	0,28
Bi-Konzentration %		31,0	28,8		29,8	26
% Vergasung:		2,3	—		1,4	2
(Anfall + Vergasung)						
Anilinpunkt Bi		+ 26,5	+ 25,4		+ 26,5	+21
" Mi		+ 43,8	+ 42,0		+ 42,8	+38
% Phenole in Mi		< 0,02	< 0,02		< 0,02	< 0,02
% N in Mi		0,003- 0,006	0,002- 0,005		0,007- 0,013	0,003- 0,005
Benzin:						
Spez. Gew.	Ausgangs-	0,780	0,783	Ausgangs-	0,785	0,785
Siedebeginn ° C	material	78	86	material	82	86
% - 100° C	P 1271	11,0	9,0	P 1271	10,0	8
% - 180° C	red.	32,5	33,5	red.	30,0	30
Endpunkt ° C	v.	156	153	v.	157	15
Zusammensetzung:	1.10.40			28.10.40		
% Paraffine	(A.P. -6,8)	—	16,5	(A.P. -11,0)	16	17
% Naphthene	—	—	19,5	—	61	60
% Aromaten	—	—	22,5	—	21	21
% Ungesättigte	—	—	1,5	—	2	1
Otansahl: Res.	—	—	70	—	—	—
Met.	—	—	69	—	—	—
+ 0,09% Pb	—	—	84	—	—	—
B-Mittelöl:						
Spez. Gew.	0,946	0,861	0,864	0,930	0,866	0,866
Siedebeginn ° C	128	184	181	147	189	188
% - 200° C	20,8	19	21,5	20,0	10	11
% - 250° C	63,0	78	77	61,0	72	70
Endpunkt ° C/%	323/99	301/99	301/99	315/99	305/99	304
Benzinierbarkeit	—	gut	sehr gut	—	sehr gut	sehr gut
des B-Mittelöls						
(vgl. Tab. 4u.5.)						

Tabelle 3.

5.1.41 900 oom Kontakt (Ofeneingang 180 oom 5058 = 470 g;
Ausgang 720 oom 7846 = 600 g)

643

Solven						Braunkohleverflüssigung (Bensin + M'01) Leuna		
11.-10.11.	11.- 26.11.	28.11.- 9.12.	10.- 13.12.		25.-27.12.		28.12.- 1.1.41	2.1.41- 5.1.41
20-680	680- 1060	1060- 1370	1370- 1470		1520-1570		1570-1700	1700-1800
250	230	200	250		250		190	190
391/434	391/434	391/434	391/434		391/434		391/434	391/434
1,0	1,0	1,0	1,0		1,0		0,72	1,0
3	3	3	3		3		3	3
0,5	0,5	0,5	0,5		0,5		0	0
0,28	0,26	0,24	0,22		0,19		0,21	0,28
29,8	26,6	24,9	22,3		19,6		31,8	30,4
1,4	2,1	0,8	--		--		--	--
	+23,9	+21,2	+23,6		+23,0		+39,0	+40,0
	+38,5	+30,4	+39,6		+38,1		+49,7	+44,5
	<0,02	<0,02	--		--		--	--
0,007-	0,004-	0,002-	0,008		0,014		0,005-	0,007
0,013	0,010	0,019					0,007	
0,785	0,786	0,787	0,788	Ausgangs- material P 1271	0,768	Ausgangs- material P 1291	0,756	0,752
32	86	89	86	red.	86		61	58
10,0	8,0	8,0	7,0	v.	6,0		26,5	27
50,0	50,5	50,5	51,5	13.11.40	47,0		57,0	59
157	155	158	160	(A.P. -14,8)	160		157	156
16	17	15	--		--		39	40,5
51	60	63	--		--		48	46,5
11	21,5	22	--		--		13,0	13,0
2	1,5	--	--		--		--	--
--	--	--	--		--		--	--
--	--	--	--		--		--	--
866	0,871	0,878	0,874	0,956	0,878	0,906	0,853	0,857
99	188	183	187	191	188	73	189	187
0	11,5	15	8	11,5	2,5	28,8	10	11
22	70,5	69	65,5	55,5	61,0	55,5	67	64
25/99	304/99	304/99	309/99	319/99	303/99	332/99	313/98,5	322/98,5
	sehr gut	--	--	--	--	--	sehr gut	aus- reichend

Tabelle 4.

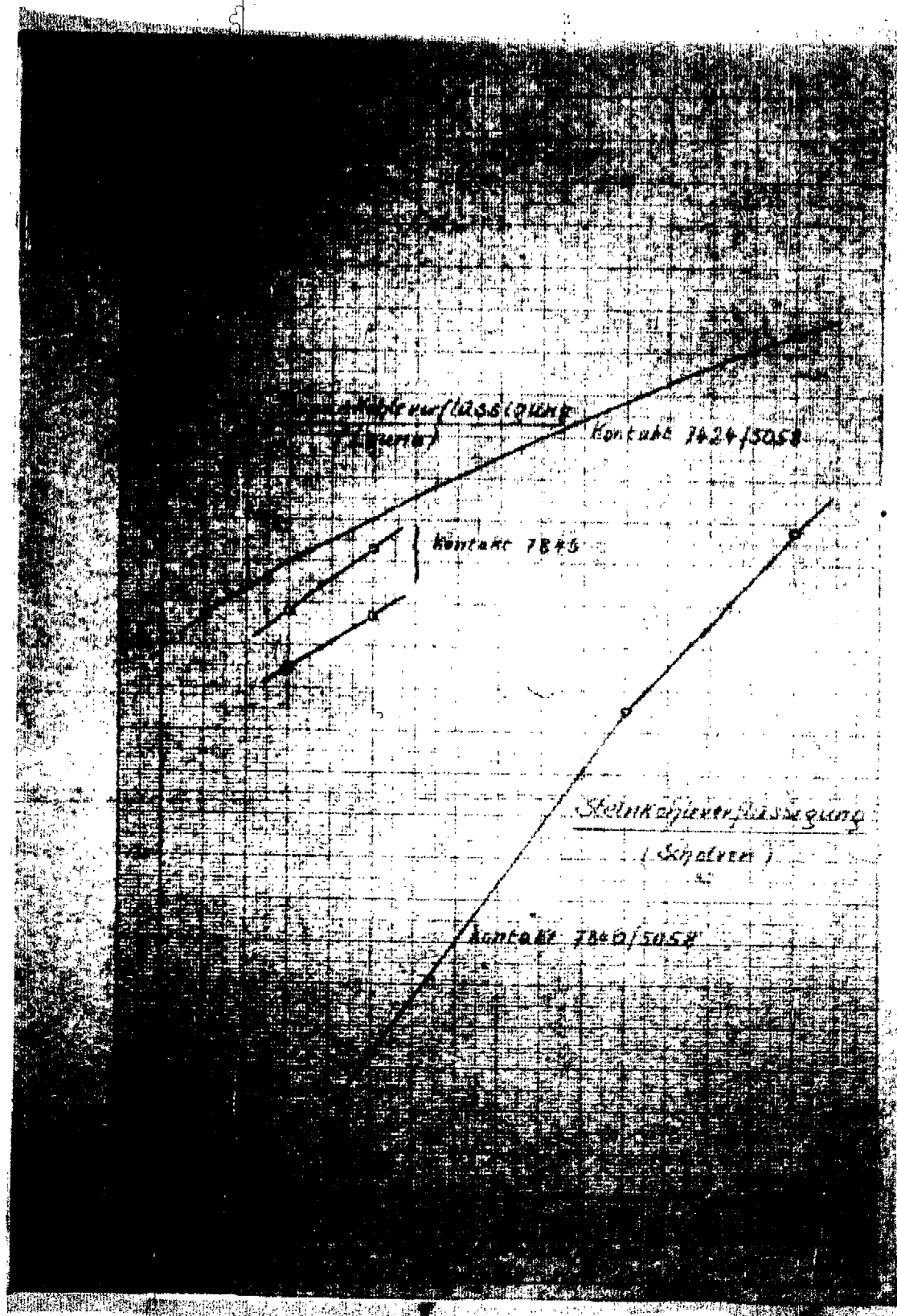
Benzinierung des (5058 + 7846) verhydrierten Steinkohlensulfonamittelöls.

	Ofen	316		316		316		316	
		18.-20.10.		21.-24.10.		25.-28.10.		4.-6.11.	
<u>Verhydrierung</u>	Datum 1940	18.-20.10.		21.-24.10.		25.-28.10.		4.-6.11.	
	Kontakt 20 Vol. % 5058 + 80 % 7846								
<u>Bedingungen</u>	Druck	250		250		250		250	
	Temperatur mV	391/434		391/434		391/434		391/434	
	Durchsatz kg/l/Std.	1,0		1,0		1,0		1,0	
	S-Satz (p 471)	1,0		1,0		0,5		0,5	
<u>Mittelöl >150°</u>	Anilinpunkt °C	+ 43,8		+ 43,8		+ 43,0		+ 42,8	
	Stickstoff	0,003-0,006		0,003-0,006		0,002-0,005		0,007-0,013	
<u>Benzinierung</u> (Kontakt 6434)	Ofen	315		10 (Dr. Peters)		315		308/III	
	Datum 1940 (Ofenblatt)	28.-29.10.		(5558p)		30.-31.10.		18.-20.11.	
<u>Bedingungen</u>	Druck atm	230		250		230		230	
	Temp. mV	19		18,5		18,5		19,0	
	Durchsatz kg/l/Std.	1,0		1,5		1,0		1,6	
	Spez. Gew./20°	0,700		0,700		0,704		0,703	
6434- Benzin	Endpunkt °C	118		~150		106		142	
	Leistung	0,32		0,74		0,33		0,96	
	Konzentration %	48		—		47		72	
	Beurteilung der Benzinierung	gut		gut		sehr gut		sehr gut	

Tabelle 5.

Benzinierung des 7846 bzw. (5058 + 7846) -verhydrirten Braunkohleverflüssigungsmittelölle.

	Ofen	410/IV	410/IV	410/IV	410/IV	410/IV	410/IV	410/IV	410/IV	316	316
<u>Verhydr.</u> Beding.	Datum 1940	9.- 16.10.	22.- 29.10.	1.-3.11.	12.- 17.11.	8.- 26.11.	3.- 10.12.	20 Vol.-% 5058 + 7846	20 Vol.-% 5058 + 7846	316	316
	Kontakt	7846	7846	7846	7846	7846	7846	190	190	316	316
	Druck atm	200	200	200	200	200	200	434	434	316	316
	Temp. mV	425	425	425	434	434	434	190	190	316	316
	Durchsatz kg/l/Std.	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,72	0,72	316	316
	S-Zusatz (% P 471)	0,5	0,5	0	0	0	0	0	0	316	316
<u>Mittelöl</u> > 150°	Anilinpunkt °C	+ 44,5	+ 42,9	+ 42,0	+ 42,3	+ 42,3	+ 42,4	+ 49,7	+ 44,5	316	316
	Stichtest	0,007-0,008	0,004- 0,007	0,003- 0,01	0,003- 0,013	0,003- 0,013	0,003- 0,009	0,003- 0,007	0,003- 0,007	316	316
<u>Benzin-</u> <u>ierung</u> (Kont. 6434) Beding.	Ofen	315	315	315	308/III	10	10	5	10	316	316
	Datum 1940 (Offen- blatt)	7.11.	3.- 6.11.	9.- 11.11.	22.11.	(3684e)	(3751b)	(3762)	(3771)	316	316
	Druck atm	200	200	200	230/ 200	200	200	200	200	316	316
	Temp. mV	18,5	18,5	18,5	19,0	19,5- 21	21	19,6	20,5	316	316
	Durchsatz kg/l/Std.	1,0	1,0	1,0	1,6	1,5	1,5	1,5	1,5	316	316
<u>6434-</u> Benzin	Spez. Gew./20°C	0,686	0,700	0,695	0,714	0,770	0,790	0,740	0,750	316	316
	Endpunkt °C	97	103	103	147	~ 150	—	~ 150	~ 150	316	316
	Leistung	0,16	0,19	0,19	0,97	0,8- 0,5	—	0,8-0,7	0,7	316	316
	Konzentration %	23	23	25	68	45	—	55	55	316	316
	Beurteilung der Benzinierung	aus- reichend	aus- reichend	aus- reichend	sehr gut	Versuch rutschte etwas ab	sehr schlecht	sehr gut	aus- reichend	316	316



TITLE PAGE

7. Vergleich der Dehydrierungskontakte 7911 (Leuna) und 7360 Ch.6 (Lu) bei 10 and 25 atm und gestaffelter Temperatur. (Teil 2).

Comparison of the dehydrogenation catalysts 7911 (leuna) and 7360 Ch.6 (Ludwigshafen) at 10 and 25 atm and with graded temperatures. (Part 2).

Frame Nos. 647 - 668

22.1.1941. Hg/Pf.

11x

⑦ Vergleich der Dehydrierungskontakte 7911 (Leuna)
und 7360 Gh. 6 (La) bei 10 und 25 atm und gestaffel-
ter Temperatur (Teil 2).

Zusammenfassung.

Bei der vergleichenden Prüfung des aktivierten Dehydrierungs-
 kontaktes von Leuna (7911) und des aktivierten Dehydrierungskon-
 taktes (La) (7360 Gh. 6) mit gestaffelter Temperatur unter sonst
 gleichen Bedingungen ¹⁾ wie in der ersten bei homogener Temperatur
 durchgeführten Versuchsreihe (Bericht 2 vom 7.12.40) zeigen beide
 Kontakte die gleiche Aktivität ²⁾ und die gleiche Aromaten-Ausbeute-
 Relation.

Die abfallende Temperaturstaffelung im Ofen machte sich bei
 beiden Kontakten in gleicher Weise durch eine Abnahme der Ausbeute
 bemerkbar. Diese Abnahme betrug bei 26-37°C Temperaturabfall 1-3%,
 bei 40-50°C dagegen 4-5 %. Die im 100-Ltr.-Ofen und in Kammer 504
 mit technischem Kontakt (bei starkem Temperaturabfall) erhaltenen
 Ausbeuten sind um etwa 3 % schlechter als in den 1-Ltr.-Ofen mit
 Spitzenkontakt (7360 Gh. 6 oder 7911) bei starkem Temperaturab-
 fall erhaltenen.

1) Eingriffsprodukt Verhydrierungsbenzin Leuna >90%.

2) Gegenüber den Versuchen der Versuchsreihe mit konstanter
 Temperatur hat die Aktivität des 7911 etwas zu und die des
 7360 Gh. 6 etwas abgenommen (Betriebsdauer beim 7911: 12 Reg-
 enerationen; beim 7360 Gh. 6: 40 Regenerationen)

78068

Versuchsverlauf.

Die vergleichende Prüfung der Dehydrierkontakte 7911 (Leuna) und 7360 Oh. 6 (La) wurde mit gestaffelter Temperatur im Ofen unter sonst gleichen Bedingungen wie bei den früheren Versuchen (Bericht vom 7.12.40) fortgesetzt:

Ausgangsmaterial: Vorhydrierungsbenzin Leuna P 1424
90-175° = 85 % vom Gesamtbenzin
Ofenvolumen: ca. 1000 ccm
Gesamtdruck: 10 und 25 atm
Mittlere Ofentemperatur: 480°, 490°, 500°, 508°
Temperaturstaffelung: a) Temperatur abfallend um 26-37°
b) " " " " 40-50°
c) " ansteigend " 30-33°
Durchsatz: 0,5 kg/Ltr.xStd.
oben Gas/kg Einspritzung: 0,6
Zyklusdauer: 8 Stunden.

Die gesamten Versuchsergebnisse sind in Anlage 1 enthalten.
Die wichtigsten Werte sind in den Kurvenblättern 1-5 in Abhängigkeit von der mittleren Temperatur im Ofen bzw. vom Aromatengehalt des Anfallproduktes aufgetragen.

1) Vergleich der Aktivität der beiden Kontakte.

In der im Bericht 1 beschriebenen Fahrperiode von 19.11. - 24.11. (homogene Temperatur) war der Kontakt 7360 Oh. 6 (Lu) aktiver als der Kontakt 7911 (Leuna): Die Differenz zwischen den zur Erzielung einer bestimmten Produktqualität (Aromatengehalt) Anteile - 100%) benötigten Ofentemperaturen betrug 180°. In der in diesem Bericht beschriebenen daran anschließenden Fahrperiode von 25.11. bis 2.12.1940 (gestaffelte Temperatur) besitzen beide Kontakte die gleiche Aktivität: Der Kontakt 7360 Oh. 6 ist gegenüber der ersten Fahrperiode etwas inaktiver, der Kontakt 7911 etwas aktiver geworden. Dies zeigt ein Vergleich der unter vergleichbaren Bedingungen (gleiche Temperaturstaffelung, gleicher Druck) erhaltenen Werte im Kurvenblatt 1. Bei einer im Ofen ansteigenden Temperaturstaffelung benötigen beide Kontakte zur Erreichung eines Aromatengehaltes von 58 % im Anfallprodukt etwa 480-485°C. Bei abfallend gestaffelter Temperatur bedarf der Kontakt 7360 Oh. 6 zur Erreichung eines bestimmten Aromatengehaltes bei 10 atm eines etwas höheren, bei 25 atm eines etwas niedrigeren Temperatur als der Kontakt 7911.

2) Aromaten-Ausbeute-Relation; Einfluß der Temperaturstaffelung.

a) 10 atm.

Vergleicht man jeweils die bei gleicher Temperaturstaffelung mit 7360 Oh. 6 und 7911 erhaltenen Werte des Kurvenblattes 2 untereinander, so ergibt sich, daß sich beide Kontakte hinsichtlich der Ausbeute-Aromaten-Relation (entsprechend der nur wenig verschiedenen Aktivität) praktisch nicht unterscheiden. Ein Einfluß der Temperaturstaffelung ist deutlich zu erkennen: Bei 26-3700 Temperatur-

abfall erhält man bei gleicher Produktqualität eine um etwa 1-2 % schlechtere Ausbeute als bei homogener Temperatur. Bei 40-5000 Abfall beträgt die Ausbeutedifferenz sogar 4-5 %.

b) 25 atm.

Bei 25 atm ergibt sich im wesentlichen das gleiche Bild wie bei 10 atm; jedoch streuen die Einzelwerte stärker (Kurvenblatt 3).

3) Einfluß der Kontaktaktivität auf die Ausbeute.

Bei den mit homogener (Bericht 1) und mit gestaffelter Temperatur (Bericht 2) durchgeführten Versuchen ist die Aktivität des 7360 Oh. 6 und des 7911 in den einzelnen Versuchsläufen nicht immer die gleiche ¹⁾. Um den Einfluß der Schwankungen der Kontaktaktivität auf die Ausbeute festzustellen, wurden die (mittlere) Temperatur und die Ausbeute eines jeden Versuches nach den Kurven der Kurvenblätter 1 und 2 auf ein Anfallprodukt mit 62,5 % Aromaten extrapoliert und die auf diese Weise gefundenen Werte in Kurvenblatt 4 eingezeichnet.

Bei homogener Temperatur im Ofen hängt danach beim Fahren auf einen bestimmten Aromatengehalt die Ausbeute des Anfalls eindeutig von der jeweils benötigten Ofentemperatur ab: Sämtliche Werte lassen sich durch eine glatte Kurve (4a) miteinander verbinden. Je niedriger die benötigte Ofentemperatur (d.h. je aktiver der Kontakt) ist, um so größer ist die Ausbeute ²⁾.

1) Worauf diese Schwankungen der Kontaktaktivität beruhen, konnte bisher noch nicht eindeutig entschieden werden.

2) Diese Beziehung zwischen Kontaktaktivität und Ausbeute bei vorgegebener Produktqualität gilt wahrscheinlich ganz allgemein für die Dehydrisierung. (Vgl. Ber. Dr.No. v. 13.8.40 Dehydr. in den 100 com-Ofen 408.)

Bei Verwendung einer (im Ofen abfallenden) Temperaturstaffelung von 26-33°C besteht die gleiche Beziehung zwischen der mittleren Ofentemperatur und der Ausbeute. Bei stärkerer Temperaturstaffelung (40-50°C) dagegen ist die Ausbeute nahezu unabhängig von der benötigten mittleren Ofentemperatur 86 %, ein Wert, den nach Kurve 4a bei homogener Temperatur ein Dehydrierungskontakt liefert, bei dem ein Anfallprodukt mit 62,5 % Aromaten erst bei 520°C erreicht wird.

4) Druckeinfluß bei beiden Kontakten.

Eine Druckänderung wirkt sich bei beiden Kontakten bei gestaffelter Temperatur in ähnlicher Weise wie bei homogener Temperatur aus: Bei gleichem Aromatengehalt des Anfallproduktes praktisch gleiche Ausbeute bei 10 und 25 atm, solange sich die Temperaturstaffelung in mäßigen Grenzen hält (ca. 35°C); bei stärkerer Temperaturstaffelung (40-50°C) scheint die Ausbeute bei 25 atm etwa kleiner als bei 10 atm zu sein. (Kurvenblatt 2 und 3). Wie bei homogener Temperatur ist auch bei gestaffelter Temperatur bei beiden Kontakten die Spaltung bei 25 atm größer als bei 10 atm. Die Aromaten - γ -100% Relation ist bei beiden Drucken etwa die gleiche wie in Bericht 1 (Kurvenblatt 5).

5) Vergleich der Ergebnisse der 1 Ltr.-Öfen mit den
Ergebnissen des 100-Ltr.-Ofens 703 und der Kammer 504.

In Kurvenblatt 6 sind in Abhängigkeit vom Aromatengehalt des Anfalls die Ausbeuten an O_4 -freiem Produkt aufgetragen, die im Mittel in den 1-Ltr.-Öfen mit 7360 Oh. 6 oder 7911 bei homogener mäßig abfallender (26-37°C) und stark abfallender Temperatur (40-50°C) und im 100-Ltr.-Ofen und in Ka 504 mit technischem Kontakt (bei stark abfallender Temperatur) erhalten werden. Danach sind die im 100-Ltr.-Ofen und in Ka 504 mit technischem Kontakt erhaltenen Ausbeuten um ca. 7-8 % bzw. 3 % schlechter als die in den 1 Ltr.-Öfen bei homogener bzw. stark abfallender Temperatur in den 1-Ltr.-Öfen mit Spitzenkontakt erhaltenen.

gez. Nonnenmacher

Gemeinsam mit:

" Donath

Dr. Ottlinger
" v. Finer
" Reitz
" Fürst.

1 Anlage.

653

Ausgangsmaterial: 5038 Vorhydrierungsbenzin Leuna >90°

Spez. Gew. 0,770 A.P. 43 S.B. 102 R.

Kontakt: gr MoO ₃ /Ll	7 9 1 1 Leuna ca. 110 g/Ll					
Temperatur (Mittel)°C	490	508	501	503	484	492
Temperatur HV: E ₂ E ₃	26,6/26	27,9/27	27,9/26,5	28,5/26,6	24,6/25,1	27/26
E ₄ E ₅	25,5/25	26,5/26	26/25,5	26/25,5	25,8/26,6	25,5/25
H ₂ -Druck atm	10	10	10	10	10	25
Durchsatz kg/Ltr.xStd.	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Zyklusdauer	8	8	8	8	8	8
Zahl der Regenerationen	10	11	12	13	14	15
Ausbeute:						
% Produkt	93,2	88,7	85,2	86,8	93,3	87,9
% Gas C ₁ - C ₄	6,3	10,6	14,1	12,6	6,2	11,8
% Koks I)	(0,5)	(0,7)	(0,7)	(0,6)	(0,5)	(0,3)
Rohbilanz						
% Gesamtanfall/Einspritzung	103	98	92	92	94	90
Anfall						
Spez. Gewicht	0,808	0,801	0,802	0,798	0,799	0,790
Anilinpunkt I	-2,0	-7,3	-8,5	-5,0	-0,5	-4,0
" II	60,5	59	59,5	58,7	60,2	62,2
% Aromaten	39,5	63	65	60,5	58	63
Anilinpunkt - 150	7,0	3,5	-0,5	2,3	8,0	3,5
" > 150	-22,0	-24,0	-29,0	-26	-18,8	-32
Jodzahl	4,7	2,6	5,95	5,55	11,5	1,75
Siedebeginn	60	50	55	48	67	46
% - 100	8,8	12,2	13,5	14,07	7,5	19,0
% - 150	75	75,0	76,8	76,0	75	80,0
% - 180	94,2	93,0	92,2	92,0	95	94,5
Endpunkt	212/97,5	222/97	218/96,5	205/96,5	202/98,5	206/97
Ofen	308 II	308 II	308 II	308 II	308 II	308 II
Datum	25.11. 9-17h	26.11. 9-17h	27.11. 9-17h	28.11. 10-18h	29.11. 9-17h	30.11. 11-19h

1) Die Kokswerte wurden nach den Ergebnissen des 100-Ltr.-Ofens geschätzt.

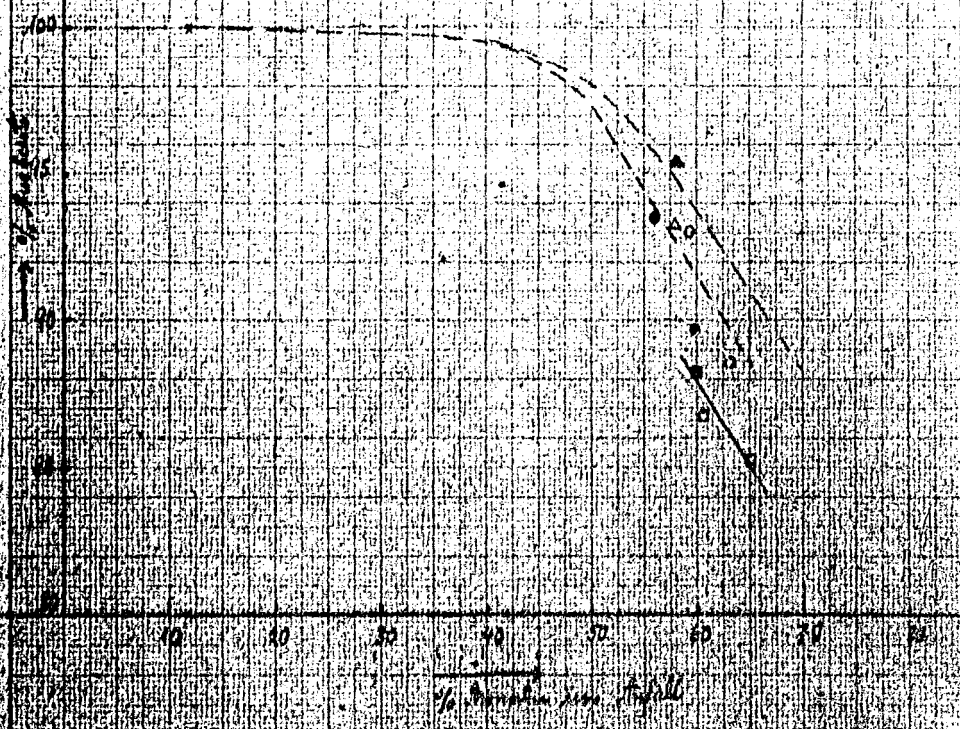
Konstanten

Vergleich der Dampfschmelzhitze 790 (Lumen) und 7360 (Lumen)
 bei 10 min. und gestaffelter Temperatur zum Glanz
 Ausgangsmaterial: P. 14247 90° (Lumen - Vorhydrolyse)
 (R-Hydrolyse - Hydrolyse)

Konstanten

	Konstant	790 Lumen	7360 Lumen
Temperatur abfallend Lumen	26-37°/h	○	●
" " Lumen	40-50°/h	□	■
" aussteigend Lumen	30-33°/h	△	▲

Bemerkung: Richtlinie bei Lumen Temperatur und Druck
 1. Lumen Konstant Lumen
 2. Lumen Konstant Lumen



Vergleich der Abgaskompositionen 75.11 (Lüner) und 7.6.68 (Lüner) (Lüner)
bei 25 atm und fast gleicher Temperatur von 1000.
Ausgangsmaterial: P 1424 > 90° (Lüner - Verbleibensmenge)
(8-Stunden - Zyklus)

24.6.12

Kandidat.

79.12 Linn.

7360 46 Yr.

Temperature of surface near 26-37° C.

Q

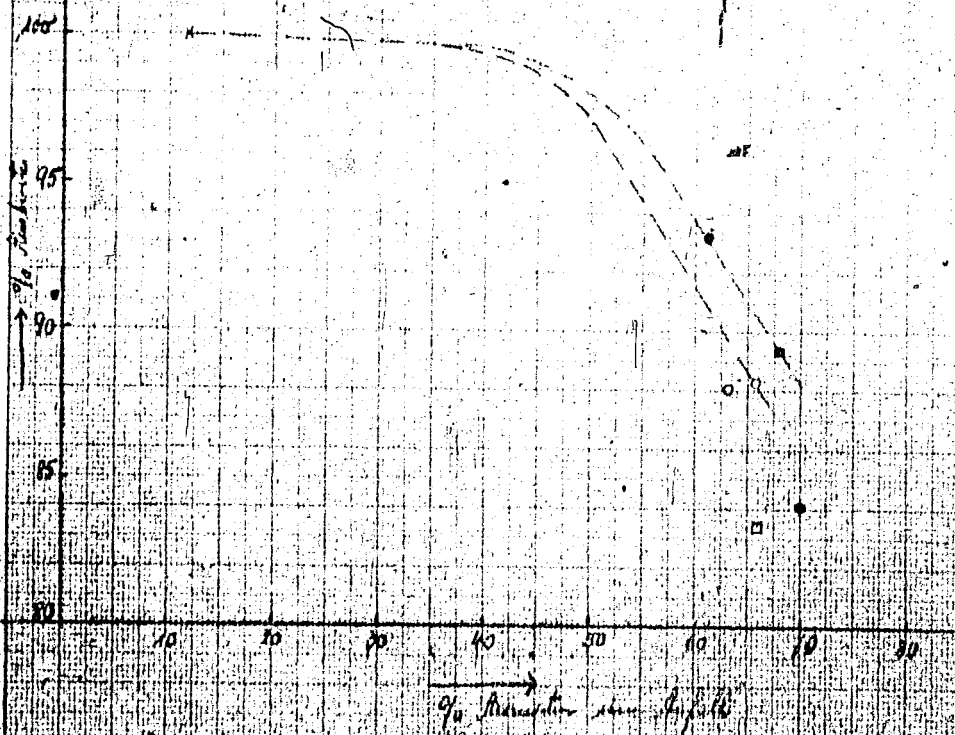
6

time 44-50' E

11

25

Arbeits- und Geschäftszeiten des hiesigen Telegraphen- und Telephon-Büros



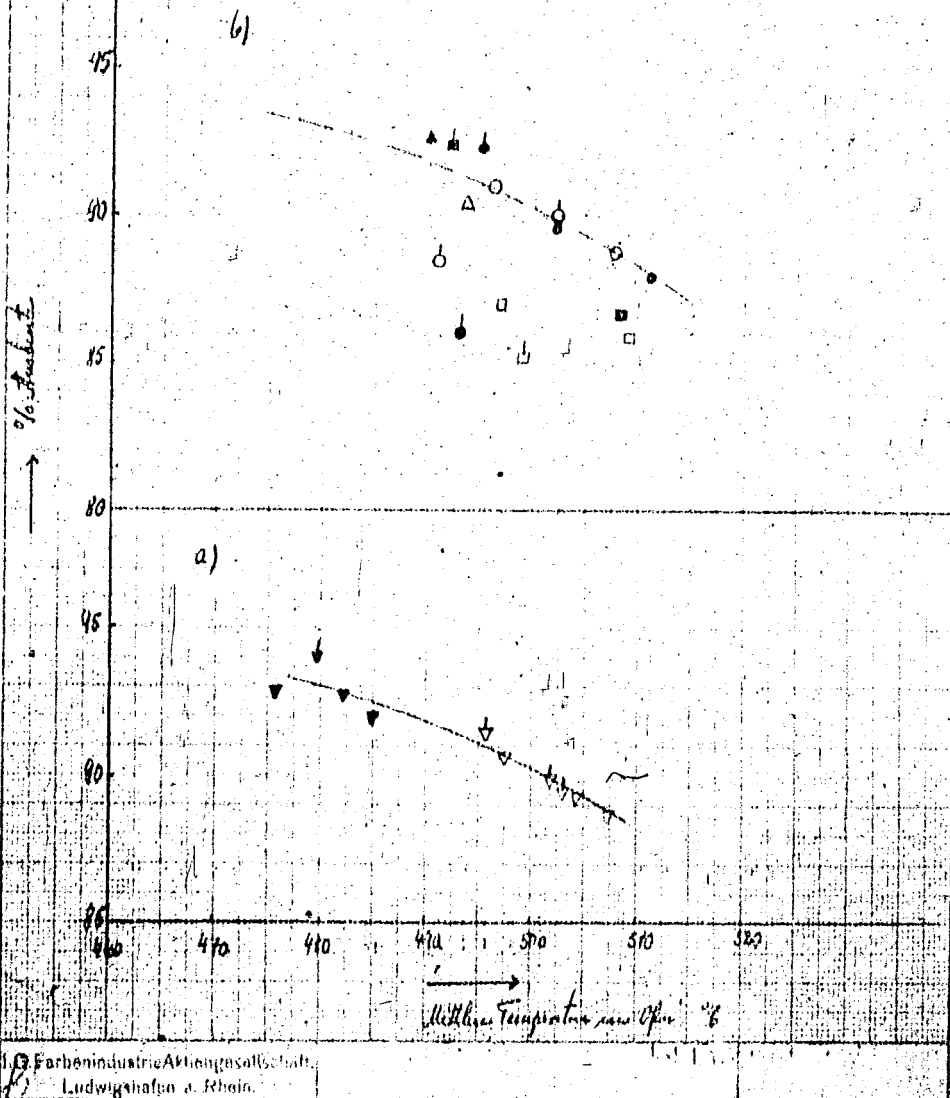
Temperaturabhängigkeit der Viskosität von Stoffgemischen mit 62,5% Aceton

a) bei konstanter Temperatur (20. 25°)

b) bei variabler Temperatur

Verfahren	Verfahren	20°	25°	20°	25°
Temperatur:	Temperatur:	10	25	10	25
" absolut	absolut	10	25	10	25
" absolut	absolut	10	25	10	25
" absolut	absolut	10	25	10	25

20. 25° ist die Temperatur von 10. 25° geteilt



Kreuzblatt der Dohydenungsbehandlung 734 (Linsen) und 736 (Linsen) bei 10 und 25 °C und prozentualer Temperatur zur Ofen.

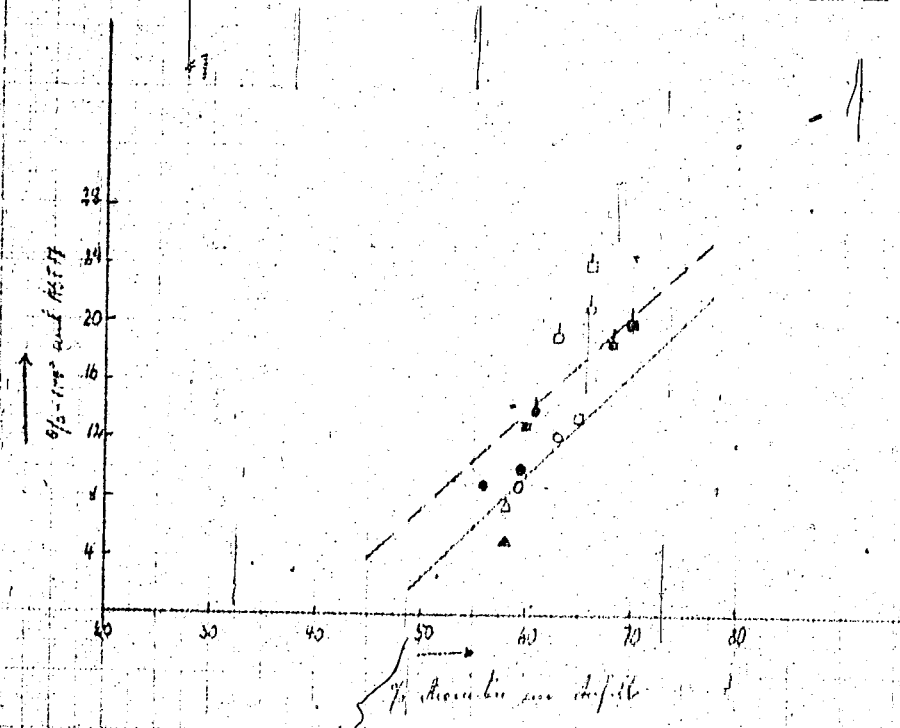
Ausgangspunkt: P 1424 > 90° (Linsen - Dohydenung)

(8-Minuten - Zyklus)

Linsen:	Temperatur:	734 Linsen	736 Linsen
	Ofen:	10	25
	10-25 °C	○	○
	25-30 °C	□	□
	30-35 °C	△	△

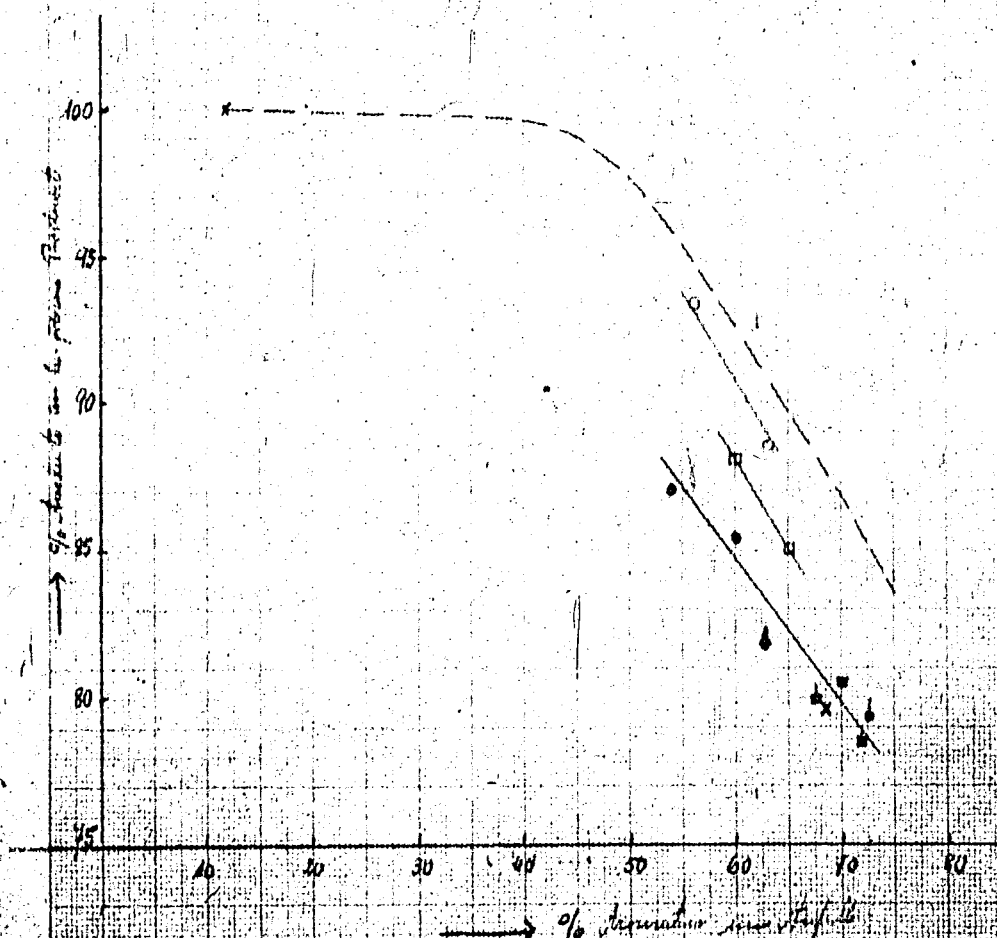
Abweichung 90-100° - Reaktion bei homogenen Temperatur nach Bild 1:

1) für 10-25 °C bei 10 min
2) für 25-30 °C bei 25 min



Dohydenung von P 1424 > 90° (Linsen - Dohydenung)

- 1) Linsen 504: P 1424 80-175°, 50 min. Zeichen x
- 2) Ofen 70.3: a) mit Wartezeit P 1424 90-200° 50 min. d
15 min. o
b) ohne Wartezeit P 1424 90-175° 50 min. d
15 min. o
- 3) 1-12 Ofen (Mittelwerte von 1350-1400 und 1400) P 1424 80-175°
- a) homogene Temperatur (50 min und 15 min):
- b) Temperatur abfallend, von 20-37 °C (50 min und 15 min):
- c) " " von 40-50 °C (")



TITLE PAGE

8. Zur Frage der Auswertung von Überladekurven: Über die Fehlergrenze bei der Bestimmung von Überladekurven.
Concerning the problem of overloading curves:
The limit of error in the determination of overloading curves.

Frame Nos. 659 - 662

15x

8

Zur Frage der Auswertung von Überladekurven:

Über die Fehlergrenze bei der Bestimmung von Überladekurven.

(Experimentelle Bestätigung)

1.) Theoretische Erwägungen.

Nach den Ausführungen des Berichtes vom 9.1.41 „Methode zur angenäherten Berechnung der Überladekurven aus Oktanzahl des Restbensins und aus Aromatengehalt“, Abschnitt - Diskussion der Fehlergrenze, setzt sich der Fehler bei der Bestimmung der Überladekurven im wesentlichen aus drei ungefähr gleichen Teilen zusammen:

- 1.) Schwankung der Restbenzin-Oktanzahl um ± 2 Einheiten ergibt ca. $\pm 0,5$ at im p_{me} Maximalfehler.
- 2.) Schwankung des Aromatengehalts um $\pm 2\%$ gibt ebenfalls $\pm 0,5$ at im p_{me} Maximalfehler; ~~Größenordnungswahrscheinlicher Faktor~~
- 3.) Ungenauigkeit der Gasmengenmessung (Gasuhr-Ventilüberschneidung) bis zu $\pm 5\%$ gibt einen Fehler von $\pm 0,05$ im λ (Luftüberschußzahl). Dies wirkt sich in der Überladekurve in einem Fehler von $\pm 0,5$ at im p_{me} aus.

Der Gesamtmaximal-Fehler ergibt sich hieraus zu $\pm 1,5$ at, der wahrscheinliche Fehler/ca. ± 1 at im p_{me} .

Nimmt man für mehrere Bestimmungen der Überladekurve das gleiche Benzin, so kommt für die Fehlerschwankungen dieser Bestimmungsserie nur die Fehlerquelle 3.) zur Geltung, während die Fehlerquellen unter 1.) und 2.) sich in systematischen Fehlern bemerkbar

180441

machen, die für die ganze Bestimmungsreihe in gleicher Weise gelten.

2. Experimentelle Bestätigung.

In diesem Zusammenhang sind nun solche Vergleichsserienmessungen mit dem gleichen Benzin an verschiedenen Versuchstagen sehr interessant. Es liegt ein dahingehender Bericht vom Technischen Prüfstand (Prof. Wilke) vom 23.12.40 Nr. 1274 und außerdem ein Bericht der DVL vom 19.12.40 vor, auf den auch Prof. Wilke hinweist.

Herr Prof. Wilke schreibt hierzu:

„Auf Blatt T.P.S. 924 sind die Klopfgrenzkurven mit O_2 von fünf verschiedenen Versuchstagen wiedergegeben ($\xi = 8$; $t = 130^\circ C$). Die Ergebnisse zeigen gegen früher ziemlich gute Übereinstimmung, lassen aber andererseits erkennen, daß Streuungen bis zu 2 at (± 1 at) auftreten können. Zum Vergleich sind noch die an vier verschiedenen Versuchstagen bei der DVL gefahrenen Meßpunkte des Kraftstoffs 4075 H + 0,12 Pb eingetragen (vgl. Brief der DVL vom 19.12.40). Die Streuung erreicht etwa die gleichen Werte wie bei unseren Versuchen mit O_2 .“

Hierzu ist 1) zu bemerken, daß auch die neuen Messungen des Techn. Prüfstandes dadurch auffallen, daß die Überladekurven der verschiedenartigsten aromatischen Benzine (nicht aber Isooktan) im mageren Gebiet alle ungefähr dem gleichen tiefen Minimum für P_{me} zu streben; dies weist auf einen noch vorhandenen zusätzlichen systematischen Fehler hin, der möglicherweise auf eine heißen Stelle des Zylinders zurückgeht; das Vorhandensein einer solchen Stelle würde alle temperaturempfindlichen Treibstoffe

(Aromaten) zu einem vorzeitigen Zünden (Klopfen) und damit niederen P_{me} im Verknagerungsgebiet in erster Näherung unabhängig von der Zusammensetzung, bringen.

2.) Die oben errechneten Vergleichsmessungen der Überladekurve ein und desselben DHD-Benzins (4075 H) an 4 verschiedenen Tagen sind so instruktiv, daß sie in der beiliegenden Figur 1 abgebildet sein mögen. Man erkennt

a) daß die Streubreite ca. $\pm 0,03$ bis $0,05$ in λ , und $\pm 0,7$ bis 1 at in P_{me} ist, also mit der theoretischen Fehlerdiskussion (Teil 3) übereinstimmt.

b) Die Meßpunkte liegen wahllos im Streuband verteilt; es ist also nicht etwa so, daß an jedem Tage eine andere (etwa parallel verschoben) Kurve mit einem anderen systematischen Fehler gemessen wurde.

Schlußfolgerung.

Vor auf schon in dem früheren Bericht hingewiesen wurde, zeigen die oben erwähnte experimentelle Ergebnisse aufs Neue.

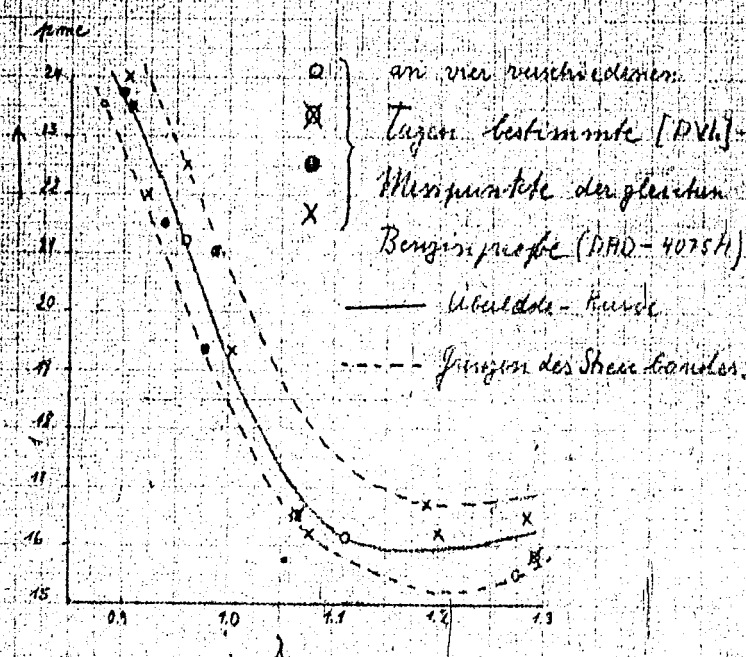
Man muß sich darüber klar sein, daß jegliche Auswertung und Bewertung von Differenzen von Überladekurven, die innerhalb von ± 1 at in P_{me} liegen, auf eine Diskussion innerhalb der Fehlergrenze hinausläuft, also höchstens Hinweise geben.

Etwas Beweisendes läßt sich aus solchen Differenzen nur sagen, wenn sich der gleiche Effekt im Mittel über 3-5 voneinander unabhängigen Überladekurve-Messungen wiederholt feststellen läßt.

gez. Fromherz

Figur 1

Streuung der Meßpunkte einer Überladekurve
[DVL]



GENERAL SUBJECT

MISCELLANEOUS PAPERS
OF
HOCHDRUCKVERMESEN. I. KONTAKT

Source of Documents: Griesheim I. G. Central
Library
Folder No: 315/III- -4
Filmed by: JIOA
Date:

TITLE PAGE

MISCELLANEOUS PAPERS
OF
HOCHDRUCKVERFAHREN LABORATORIES

TITLE PAGE

1. Propylierung von Anthracen zur Herstellung von Ölen
mit trocknenden Eigenschaften nach Dr. Vierling.
Propylation of anthracene for the production of
oils with drying properties, according to
Dr. Vierling:

Frame Nos. 663 - 664

Propylierung von Anthracen zur Heratellierung von Ölen mit trocknenden Eigenschaften nach Dr. Vierling.

Nach Mitteilung von Dr. Vierling entstehen bei der Alkylierung von Anthracen mit Propylen in Gegenwart von $AlOCl_3$ bei $160^\circ C$ Öle, die in überraschend kurzer Zeit trocknen. Auf Grund dieser dürftigen Angaben wurden einige Versuche nachgearbeitet. Verwendet wurde ein Rohanthracen, welches durch Sublimation gereinigt war. Angewandt wurden auch 1 Mol. Anthracen 2,5 u. 4 Mol Propylen, ca 5 g Aluminiumchlorid bezogen auf Anthracen und als Reaktionstemperatur d. Bereich von $160-180^\circ$ gewählt. Die Reaktionsdauer betrug 2-3 Std. Unter den gleichen Bedingungen wurde eine weitere Versuchsreihe unter Verwendung von o-Dichlorbenzol als Lösungsmittel gemacht. Wir haben gefunden, dass sich beim Arbeiten ohne Lösungsmittel ein vollständiger Umsatz erzielen lässt, was unter den gleichen Bedingungen bei Verwendung des Lösungsmittels nicht erreicht wurde. Das Reaktionsprodukt aus den Versuchen ohne Lösungsmittel hat die Konsistenz eines hochviskosen Zylinderöles. Es wurde zur Entfernung d. Katalysators in Benzol gelöst und gewaschen und schliesslich im Hochvakuum und Stickstoffstrom destilliert. Die Destillate sind hochviskose gelbbraune klare Öle, die auf eine Glasplatte aufgestrichen bei Raumtemperatur an der Luft im allgemeinen nach 3-4 Tagen völlig getrocknet waren. Von Dr. Vierling waren Trockenseiten von 15 - 30 Std. angegeben worden. Dass unsere Öle längere Trockenseiten erforderten, ist sicherlich darauf zurückzuführen, dass wir keinen geeigneten Polymerisationsverhindernden Stoff zur Verfügung halten, dessen Zusatz die Polymerisation beim Destillieren weitgehend verhindert hätte.

Von Dr. Christmann wurde eine Reihe von Versuchen zur Kondensation von Anthracen mit Propylchlorid Mol(Verhältnis: 1:2, 1:3, 1:4) in Schwefelkohlenstoff bzw. Dichlorbenzol Äthylencblorid als Lösungsmittel bei Temperatur von $20-70^\circ C$ gemacht. Das Rohprodukt, welches in guter Ausbeute anfällt hatte stark trocknende Eigenschaften, die Aufstriche trockneten in 12-48 Std., aber die Produkte liessen sich bislang nicht

destillieren, da sie stark zum Schäumen und zur Zersetzung neigen. Aber auch diese Schwierigkeit dürfte durch Verwendung von Antipolymerisationsmitteln vermieden werden. Produkte die durch Kondensation von Anthracen mit höheren Olefine (Michael-Benzin) erhalten wurden, hatten ebenfalls trocknende Eigenschaften und liessen sich ohne Schwierigkeiten destillieren.

Die von uns erhaltenen Produkte sollen mit einer von Dr. Vierling überlassenen Probe eingehend verglichen werden.

Kontinuierliche Versuche nach Angaben Dr. Vierling hierzu könnten in einem 1 Ltr. SPh.-Ofen durchgeführt werden. Die Herichtung und der Umbau dieses Ofens dürfte geschätzt ca 1000 Mk. (4-5 Schlosser für 1 Woche) kosten. Zur Bedienung sind 2 Mann erforderlich, die Dr. Vierling stellen könnte. Schlosser hat Dr. Vierling keine.

gez. Buoren
Christmann
Donath

TITLE PAGE

2. Oktansahlen einiger Kohlenwasserstoffe.
Octane numbers of some hydrocarbons.

Frame Nos. 665 - 670

Oktansahlen einiger Kr.¹⁾

	San.	O.E. (AUTM-Mot.M.)
Paraffine		
Methan	-161,58	110
Ethan	- 88,5	104
Propan	- 42,2	100
n-Butan	- 0,5	92
2-Methylpropan	- 12,8	99
n-Pentan	35,95	61
2-Methylbutan	27,80	89
Dimethylpropan	9,45	83
n-Hexan	68,75	25
2-Methylpentan	60,80	78
3-	63,20	75
2,2-Dimethylbutan	49,70	96
2,3-	55,05	95
n-Heptan	98,40	0
2-Methylhexan	90,10	45
2,2-Dimethylpentan	79,80	82
2,3-	89,80	89
2,4-	80,60	82
2,5-	86,10	84
2,2,3-Trimethylbutan	81,00	101
n-Oktan	125,75	-17
2-Methylheptan	119,05	55
2,2-Dimethylhexan	115,80	76
2,3-	109,25	82
2,4-	117,85	85
2,2,3-Trimethylpentan	110,05	102
2,2,4-	99,10	100
2,3,4-	115,4	97
2-Methyl-3-methylpentan	115,35	91
2,2,3,3-Tetramethylbutan	106,5	103
n-Nonan	150,70	-45
Olefine:		
Ethylen	-102,4	81
Propylen	- 47,7	85
n-Pentylen-(2)	56	80
n-Hexylen-(2)	68	78
2-Methylpentylen-(2)	66	78
3- -(2)	68	79
2,2-Dimethylbutylen-(2)	41,2	94
2,2,3-Trimethylbutylen	78	89
n-Oktylen-(2)	125	55
2-Methylheptylen-(2)	122	74
2,4,4-Dimethylpentylen-(1)n.-(2)	103	86
Diolefine		
Hexadin-(2,4)	ca 80	77
Kohlenwasserstoffe		
Ethylcyclobutan	70,70	68
Cyclopentan	49,80	83
Methylcyclopentan	71,85	82
Cyclohexan	80,80	77
Methylcyclohexan	100,80	71
Aromaten		
Benzol	80,10	108
Toluol	110,68	104

¹⁾ Werte 0 und über 100 sind die Oktansahlen extrapoliert.

Aus Smittenberg, Meeg, Meerbeck, Zijden J. Inst Petrol 26,294

1816h

Hochdruckversuche
Lu 558

29.4.1941 Es/R

Oktanahlen einiger K₁¹⁾

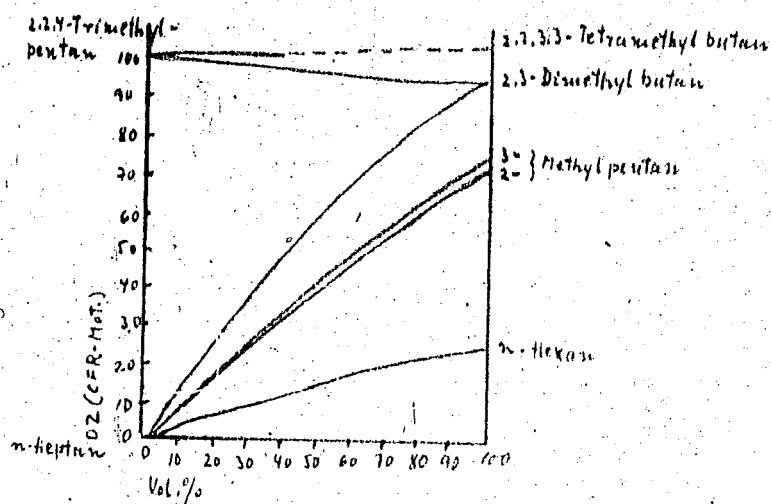
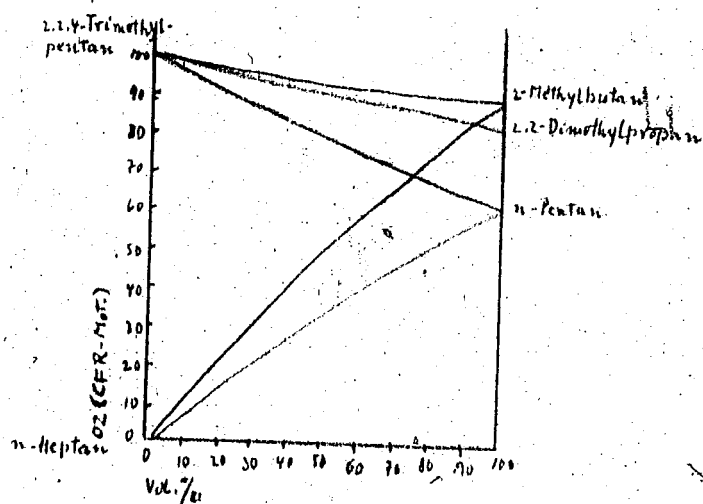
	Edp.	O.Z. (A-Tm-Mot. M.)
Paraffine		
Methan	-161,58	110
Äthan	- 88,5	104
Propan	- 42,2	100
n-Butan	- 0,5	92
2-Methylpropan	- 12,2	99
n-Pentan	35,95	61
2-Methyloutan	27,80	89
Dimethylpropan	9,45	93
n-Hexan	68,75	25
2-Methylpentan	60,30	73
3-	63,30	75
2,2-Dimethyloutan	49,70	96
2,3-	58,05	95
n-Heptan	98,40	0
2-Methylhexan	90,10	45
2,2-Dimethylpentan	79,30	92
2,3-	89,80	89
2,4-	90,60	82
3,3-	86,10	84
2,2,3-Trimethyloutan	81,00	101
n-Oktan	125,75	-17
3-Methylheptan	119,05	35
2,3-Dimethylhexan	115,90	76
2,5-	109,25	52
3,4-	117,85	85
2,2,3-Trimethylpentan	110,05	102
2,2,4-	99,10	100
2,3,4-	113,4	97
3-Methyl-3-Äthylpentan	118,35	91
2,2,3,3-Tetramethyloutan	106,5	103
n-Nonan	150,70	-45
Olefine:		
Äthylen	-102,4	81
Propylen	- 47,7	85
n-Pentylen-(2)	36	80
n-Hexylen-(2)	68	78
2-Methylpentylen-(2)	66	78
3-	68	79
2,2-Dimethyloutylen-(3)	41,2	94
2,2,3-Trimethyloutylen	71	99
n-Oktylen-(2)	125	55
3-Methylheptylen-(2)	122	74
2,4,4-Dimethylpentylen-(1u.)-(2)	103	86
Diolefine		
Hexadin-(2,4)	ca 80	77
Naphthtene		
Äthylcyklopentan	70,70	68
Cyklopentan	49,20	82
Methylcyklopentan	71,85	92
Cyklohexan	80,80	77
Methylcyklohexan	100,80	71
Aromaten		
Benzol	80,10	108
Toluol	110,68	104

Unter 0 und über 100 sind die Oktanahlen extrapoliert.

1. aus Smittenberg, Hoog, McDroock, Bijden J. Inst Petrol. 16, 294

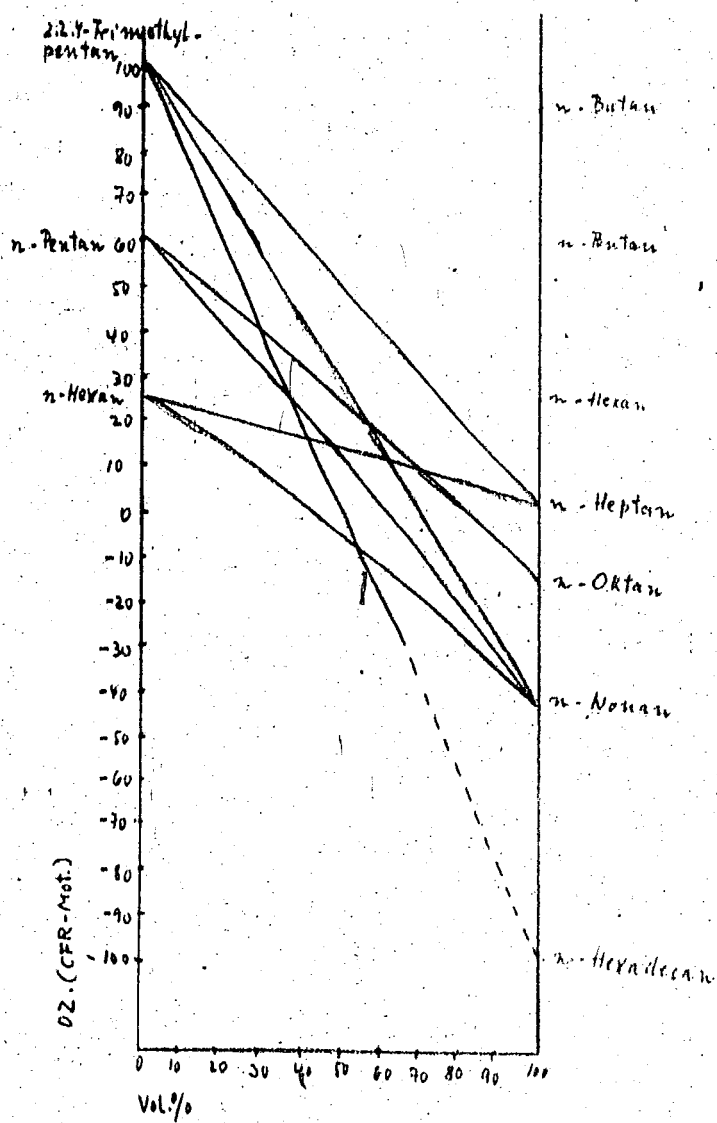
1856/1

OKTANZAHLEN von Paraffingemischen.

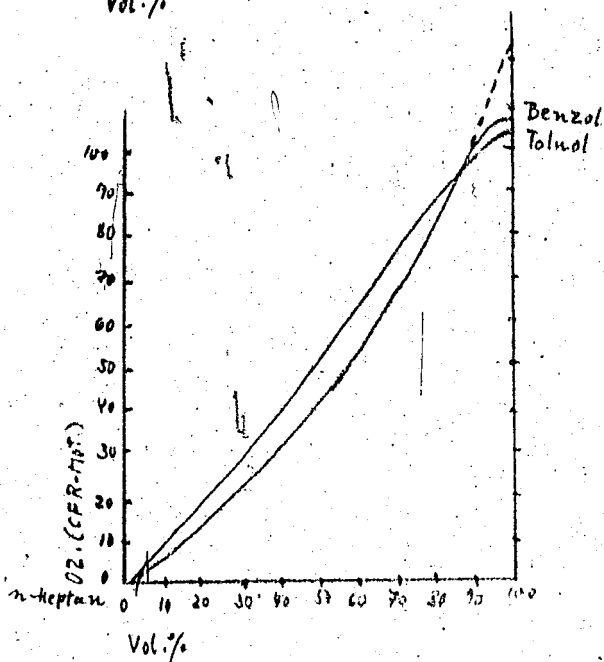
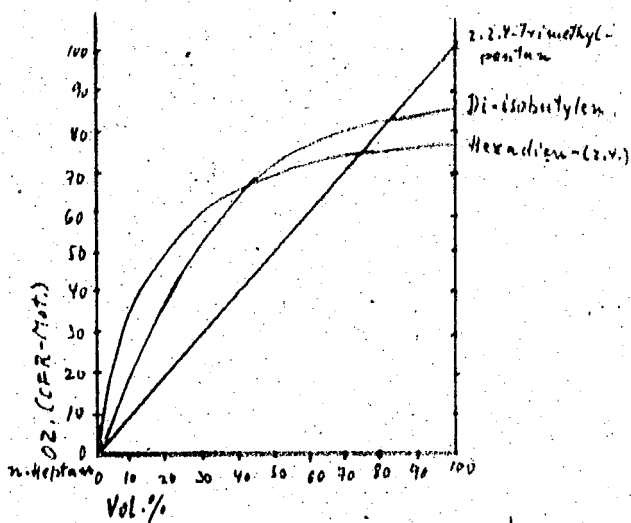


2.

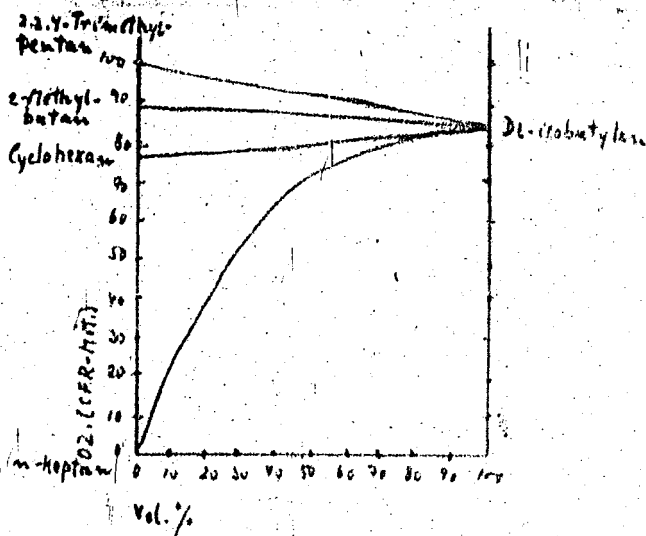
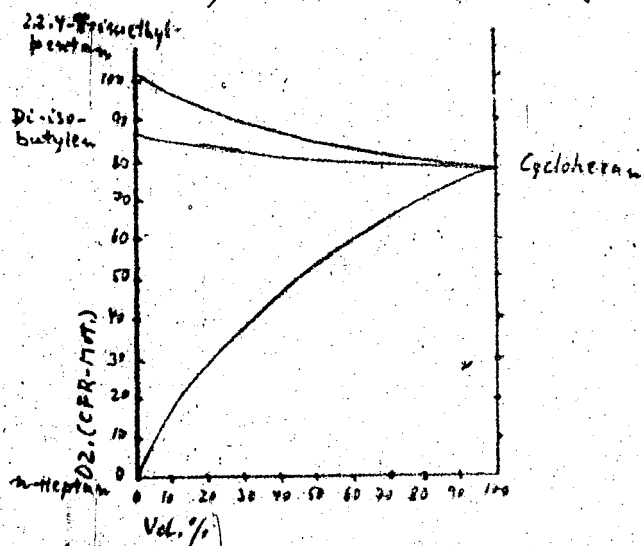
668



Oktan Zahlen von Gemischen aus n-Heptan
mit Olefinen bzw. Aromaten.



Oktanzen von Gemischen verschiedener
Kohlenwasserstoffe.



GENERAL SUBJECT

HOCHDRUCKVERFAHREN LABORATORIELLES 100-0RT
VERARBEITUNG VON SCHLESISCHER KOBLEN "K 1197"
HEINITZGRUBE AUF 12000 FT UND DRUCK 600 ATM
IM 10 LTR.-OVRT.

HYDROGENATION OF SILESIA COAL "K 1197"
HEINITZGRUBE FOR GASOLINE AND MIDDLE OIL
AT 600 ATM. IN THE 10-LTR. OVRT.

Source of Documents: Griesheim I.G. Central
Library
Folder No: 315/II-3-8
Filmed by: JIOA
Date:

TITLE PAGE

HYDROGENATION OF SILESIAH COAL "K 1197"
HEINITZGRUBE FOR GASOLINE AND MIDDLE OIL
AT 600 ATM. IN THE 10-LTR. OVEN.

Frame No. 671

Hochdruckversuche
Nr. 938

9. März 1942. Nr. 72.

671

Versuchsbericht

W. Krönig u. H. Hupfer

Verarbeitung von schlesischer Kohle „K 1197“

Reinigungsstufe auf Bausin und Mittelöl bei 600 atm

im 10 Ltr.-Ofen.

202441

TITLE PAGE

INDEX

Frame No. 672

Inhalt

Zusammenfassung	S. 1
Versuchsanordnung	S. 6
Versuchsverlauf	S. 7
Versuchsergebnisse	
mit normalen Eisenkontakten (Eisensulfat - geschwefelte Bayermasse)	S. 35
mit ungeschwefelter Bayermasse	S. 41
mit ungeschwefelter Bayermasse und aufgetränktem Na_2S	S. 43
mit Bayermasse-Titaniumsulfat geschwefelt	S. 44

Tabellen s. besonderes Verzeichnis.

TITLE PAGE

Zusammenfassung
Summary Page 1

Frame Nos. 613 - 611

W. K r ü n i g und H. H a p f e r
 Schlesische Steinkohle 1197
 (von 13.3. und 23.6.1940)

Durchschnittsprobe der Förderkohle der Heinitzgrube 0/8
 im Lm mit CaCl_2 entsaugt
 im 10 Ltr.-Ofen bei 600 atm auf Benzol und Mittelöl gefahren.

Zusammenfassung.

Da mit älteren schlesischen Steinkohlen bei der Hydrierung auf Benzol und Mittelöl ungünstige Ergebnisse erhalten worden waren, sollte als jüngere für Blechhammer neben der Benthengrube (K 1180) besonders in Betracht kommende Kohle die Förderung der Heinitzgrube geprüft werden.

Tabelle II stellt die Eigenschaften dieser Kohle denen der K 1180 und der K 1090 (Gelsenberg) gegenüber. Demnach ist sie der K 1180 ziemlich ähnlich. Sie unterscheidet sich unvorteilhaft von ihr durch ein Mehr an Sauerstoff und eine etwas geringere Ausbeute an flüchtigen Bestandteilen und vor allem an Urteer. Der C-Gehalt ist um ein geringes kleiner. Es waren daher von ihr ähnliche aber etwas ungünstigere Hydrierergebnisse zu erwarten.

Von der Ruhrkohle 1090 weicht die schlesische Kohle unvorteilhaft ab durch höheren Sauerstoffgehalt und Aschenalkalität und ihren geringen Gehalt an S, Öl und disp. H sowie die niedrigere Schmelteerausbeute. Es war anzunehmen, daß die ungünstigen Eigenschaften durch den niedrigeren C-Gehalt nicht wettgemacht würden.

Die Kohle ließ sich störungsfrei im 10 Ltr.-Ofen verarbeiten. Es wurden zwei Sendungen geprüft, die sich untereinander nur geringfügig unterschieden und auch bei der Hydrierung keine Abweichungen voneinander erkennen ließen. Gefahren wurde zunächst mit der üblichen Kontaktkombination (Bismutsulfat, geschwefelte Bayernasse, Natriumsulfid) bei verschiedenen Temperaturen und mit verschiedenen Durchsätzen. Die Hauptergebnisse mit hohen Durchsätzen sind in der folgenden Tabelle zusammengestellt:

Kohle	1197			Sum Vergleich	
	1180	1090			
Ofentemperatur °C	471	473	474	474	468
H.K.-Durchsatz	0,57	0,57	0,56	0,57	0,44
Abbau %	94,0	93,7	93,8	95,9	96,1
BI + MI-Leistung	0,31	0,32	0,31	0,32	0,27
Vergasung	26,8	27,7	28,7	25,6	24,7
s-Asphalt a. H.K. %	7,8	7,6	8,2	7,5	7,4
s-Asphalt im Anreibe-öl %	7,5	7,8	7,1	6,7	6,7
Bilanz Nr.	6/7	4/5/8	9/18/19	4/5/6/7	--

Ferner wurden einige Kontaktversuche durchgeführt.

Bezüglich der Hydrierereigenschaften der Kohle 1197 ergab sich:

- Bei den mit 600 atm möglichen Reaktionstemperaturen gibt die Kohle willig eine hohe Leistung, die mit 0,31 etwa die Höhe erreicht, die die Kohle 1180 erzielt. Das Maximum bis zu dem sich der Kohledurchsatz ohne wesentliche Verschlechterung der chemischen Ergebnisse steigern läßt, dürfte in der Gegend von 0,57 liegen.
Durch eine Verminderung des Durchsatzes auf rd. 0,48 sinkt die Leistung auf 0,24 - 0,28 je nach der Temperatur, ohne daß sich der Asphaltspiegel oder die Vergasung entscheidend ändern. Nur der Abbau wird um rd. 1 % erhöht.
- Im Bereich 471 - 474° beeinflusst die Ofentemperatur die Leistung und den Asphaltabbau nur wenig. Auch hierin ähnelt die Kohle der K 1180. Dagegen scheint der Abbau etwas temperaturempfindlicher zu sein. Auch bei dieser Kohle steigt die an sich schon enorm hohe Vergasung mit der Temperatur stark an - mehr als bei der Kohle 1180 - und erreicht bei 474° außerordentlich ungünstige Werte. Es scheint demnach für sie ein recht enges Temperaturoptimum zu geben, das in der Nähe von 471° liegt. Das bei den verschiedenen Temperaturen erhaltenen Öle hatten praktisch die gleichen Eigenschaften. Mit steigender Temperatur nimmt der Anteil

1) Zusammenstellung 19 St. v. 2.1.42.

des Methans an der KV-Vergasung zu.

- Die Kohle 1197 kommt der schlesischen K 1180 im Abbau und Leistung etwa gleich. Der etwas geringere C-Gehalt wirkte sich also nicht aus. Der Asphaltspiegel liegt etwas höher, wohl aber ohne daß dadurch Schwierigkeiten in der Rückstandsaufarbeitung zu erwarten wären. Die Vergasung ist deutlich ungünstiger. Die gewonnenen Öle zeigten keine beachtenswerten Unterschiede zu denen aus K 1180, abgesehen davon, daß die schweren Öle sauerstoffärmer waren, was im Anbetracht des größeren C-Gehaltes der Kohle überrascht. Die Vergasung enthielt mehr C₃-Kohlenwasserstoffe und weniger Butan. Dafür schien der Gehalt der C₄-Kohlenwasserstoffe an iso-Butan etwas höher zu liegen.
- Die Kohle 1197 benötigt trotz ihres geringeren C-Gehaltes eine höhere Reaktionstemperatur als die Ruhrkohle, um annähernd denselben Abbau des Festen und des Asphaltes zu erreichen. Hierbei gibt sie durch die höhere Temperatur eine etwas bessere Leistung. Vor allem in der Vergasung wurden ungünstigere Resultate erzielt.

Zusammenfassend ist die Kohle 1197 als noch brauchbare Hydrierkohle zu bezeichnen, die allerdings der Kohle 1180 besonders hinsichtlich der Vergasung deutlich unterlegen ist.

Die Kontaktversuche führten zu folgenden Feststellungen:

- Ungeschwefelte Bayermasse unterscheidet sich von geschwefelter Bayermasse durch stärkere Spaltung bei etwas geringerer Hydrieraktivität. Abbau, Leistung und auch Vergasung wurden mit ungeschwefeltem Kontakt etwas höher gefunden. Die Abweichungen sind bei der Verarbeitung der Kohle 1197 nicht so groß, daß eine eindeutige Überlegenheit des einen oder anderen Kontaktes ohne Kalkulation festzustellen wäre.
- Auftränken des sonst als Kontaktbrei in Öl zugegebenen Natriumsulfids auf die Kohle scheint die Hydrierergebnisse günstig zu beeinflussen. Hierzu sind weitere Versuche erforderlich.

- 3.) Geschwefelte Bayernmasse mit aufgetränktem Titanyleulfat verhält sich hinsichtlich Abbau und Vergasung viel unvorteilhafter als der Kontakt ohne Titanumsatz.

Hinsichtlich der Fahrweise und Apparatur war zu beachten:

- 1.) Die an den Öfen 411 und 451 gewonnenen Versuchsergebnisse schlossen sich den bisherigen Erfahrungen über das Auswirken der Versuchsbedingungen entsprechend einander an. Dies bestätigt die an der Kohle 1180 gemachte Beobachtung, daß Versuche miteinander ohne weiteres vergleichbar sind, gleichgültig in welchem 10 Ltr.-Ofen sie ausgeführt wurden.
- 2.) Die Öfen besaßen verschieden gebaute Abscheider. Außerdem wurde die Beheizung des Abscheiders 451 während der Versuchszeit mehrfach geändert. Der unter 1) erwähnte Befund besagt also mit anderen Worten, daß die Art der Abscheiderbeheizung bzw. die Abscheider Temperatur bei der Fahrweise auf Bessin und Mittelöl ohne merklichen Einfluß auf die Ergebnisse ist, wenn nicht die Mittelölkondensation im Abschläm sich so verstärkt, daß die Zusammensetzung des Rücklauföls deutlich eine andere wird. Bei der Fahrweise auf Schwerölüberschuß können bekanntlich die Temperaturverhältnisse des Abscheiders u.a. Auswirkungen auf die Eigenschaften des gewonnenen Heizöls haben.
- 3.) Es liegen Anhaltspunkte dafür vor, daß eine Erhöhung der Umdrehungszahl des Ofenrührers die Spaltung (gemessen am Anreißölüberschuß) verbesserte.
- 4.) Eine Erhöhung der Abschlämrrückführung von 1:0,1 auf 1:0,2 auf Kohle bezogen scheint die Bilanzergebnisse nicht erkennbar zu ändern.
- 5.) Um den Verhältnissen des Großbetriebes näherzukommen, wurde während der Versuche dazu übergegangen, den Schlenderrückstand aus der Heinseschleuder nicht mehr im Originalzustand mit rd. 60 % Festen zu verschmelzen, sondern vor der Schmelzung mit Schlenderöl soweit zu verdünnen, daß er wie der Rückstand aus der im Großen verwendeten Levalschleuder 40 % Festes aufweist. Es stellte sich heraus, daß die hiervon erwartete Ent-

lastung des Hochdrucks von unverdaulichen Asphalten tatsächlich eintrat. Mit einer Senkung des Asphaltpiegels war eine Verbesserung des Schländereffektes verbunden. Auch eine Erhöhung des Abbaues konnte beobachtet werden.

Die Versuche wurden ausgeführt
von Dr. W. Krönig

gen. Hupfer

gemeinsam mit

Dr. v. Hartmann

• Hupfer

• Gies

• Schiffmann

• Meier.

TITLE PAGE

Versuchsordnung
Experimental equipment Page 6

Frame Nos. 678 - 679

Versuchsordnung.

Gasvorwärmer: Abwärtschlange 6 x 13 x 3000, N 8, in elektrisch beheiztem Luftbad. Geliterter Inhalt:

Ofen 411 140 com Ofen 451 180 com.

Gas- und Brei-
aufheizung: Auf- und Abwärts-Breischlange 10 x 23 x 12 800, N 8, in elektrisch beheiztem Luftbad. Geliterter Inhalt:

Ofen 411 v. 11.4. - 15.6.40	900 com
" 451 " 18.3. - 15.4.40	1 000 "
" " 26.4. - 14.5.40	1 000 "
" " 15.5. - 26.7.40	1 120 "

Von hier durch elektrisch beheizte 10er Leitung aufwärts zum Ofen.

Ofen : 70 x 140 x 3500, N 8, geliterter Reaktionsraum.

Ofen 411 v. 11.4.40 - 15.6.40	7,61 Ltr.
" 451 " 18.3.40 - 23.3.40	7,90 "
24.3.40 - 13.4.40	7,864 "
26.4.40 - 14.5.40	8,08 "
15.5.40 - 26.7.40	8,05 "

elektrisch beheizt, mit auf- und abgehendem Ringschneide-
rührer, Strömung aufwärts. Von Ofen durch elektrisch
beheizte 10er Leitung abwärts zum Abscheider.

Abscheider 411: 50 x 140 x 2735, V₂A, bis zum Gas- und Produktausgang
in elektrisch beheiztem Bleibad stehend, Aufsatz elek-
trisch beheizt, Strömung aufwärts, mit drehendem Schwert-
rührer, Standhaltung mit Standschauhaus.

Abschlammen seitwärts durch Rohr mit Förderschnecke,
dann abwärts durch BX-Ventile, Gas und Produkt durch
10er Leitung abwärts zum Kühler.

451: vom 24.3. - 15.5.40. 70 x 140 x 2700, N 8, elektrisch
beheizt, ab 19.4.40 unten stärker isoliert, ab 16.5.40
mit elektrisch beheiztem Bleifuß (s. anliegende Skizze),
oberhalb des Bleifußes elektrisch beheizt.

TITLE PAGE

Versuchsverlauf
Course of the experiment Page 7

Frame Nos. 679 - 707

Strömung aufwärts, mit drehendem Schwertrührer, Standhaltung mit Standhochglas.

Strömung aufwärts, mit drehendem Schwertrührer, Standhaltung mit Standhochglas.

Abschleppen abwärts (ohne Förder Schnecke) durch BK-Ventile.

Gas und Produkt wie bei Ofen 411.

Kühler : Abwärtschlange 10 x 23 = 6000, V₂A. Weiter abwärts und aufwärts durch 10er Rohr zum Abstreifer.

Abstreifer : 83 x 122 x 1570, Strömung aufwärts, Standhaltung mit Standhochglas.

Gasabgang: Zum Raschigturm (400 cm) mit V₂A-Ring-Füllung, dann zum kleinen Ventilschleifer (3000 cm), dann über Dach entspannt.

Ofen 451 vom 18.3. - 15.4.40

" 411 " 11.4. - 15.6.40

" 491 " 26.4. - 26.7.40.

Versuchsverlauf.

Ofen 451. 18.3. - 15.4.1940.

18.3.40: Ofen angeheizt, unter Druck 600 atm, 8000 Ltr. Nullgas über Dach entspannt.

19.3.40: Mit Einlauf von Startöl : P 1214 (Hibernia - Anreiböl von Rutgers) geteilt bis 325°; einmaliger Einsatz 500 kg.
Umgestellt auf Kohlebrei: K 1197 vom 15.3.40, technisch untersucht, getränkt mit 1,2 % 1181 (FeSO₄ · 7 H₂O), getrocknet und gemahlen + 1,5 % 6531 (geschwefelte Bayermasse) + 0,3 % 6709 (H₂O₂), beide Kontakte 50%ig in Abstreiferschweröl vom Ofen 451 kolloidal gemahlen zum Brei gegeben (Kontaktmenge auf das Gewicht der angemischten Kohle bezogen) + Anreiböl (Startöl) 1:1, + Abschlepp 1:0,1. Kohledurchsatz 4,5 kg/Std., Gasmenge 3 cbm/kg Kohle.

Die Temperatur wurde so gefahren, daß 80-90 % Feuabschlamm, auf Kohle berechnet, anfallen. Jedoch wurden folgende Höchsttemperaturen eingehalten: Vorheizer 24,0 MV ¹⁾, Ofen 25,0 MV ¹⁾, Abscheider 24,5 MV ¹⁾. Aufarbeitung: Abschlamm verdünnt mit Schweröl über 325° aus der Abstreiferdestillation auf 16 % Festes und geschleudert, Schleuderöl + Rest des Schweröls = Anreibeöl. Schleuderrückstand geschwelt, Schweröl + Abstreifer destilliert auf Bensin - 135°, Mittelöl 135 - 325° und Schweröl über 325°.

Es wurde versucht, durch diese Art der Schleuderverdünnung den Verhältnissen der Technik besonders bezüglich der Asphaltrückführung im Anreibeöl näherzukommen; bei einem Feststoffgehalt von 16 % liegt das Optimum für die Levalschleuder.

20.3.40: Ofenhöchsttemperatur zurück auf 24,8 MV, Abscheider 24,1 MV.

Gegen Ende des ersten Tages war die Dichtedifferenz bereits auf 5,4 % gestiegen, sodaß anzunehmen war, daß bei einer Reaktionstemperatur von 25 MV eine zu hohe Vergasung auftritt.

Kohledurchsatz zurück auf 4,2, dann auf 4,0 kg/Std., um bei der verminderten Temperatur die Abschlammprocente einhalten zu können.

21.3.40: Mit eigenem Anreibeöl.

22.3.40: Ofen infolge von Bedienungsfehlern bei der Schichtübergabe hoch auf 31 MV. Sofort Ofen abgeschlamm, ausgeschaltet, auf Öl umgestellt und Druck zurück auf 230. Auf diese Weise wurde das Hochgehen gestoppt und ein Undichtwerden des Ofens vermieden. Nach Zurückfahren der Temperatur 3 x nach Vorschrift leergeschlamm, ging gut.

Menge in g	1	2	3
Ofen	7 700	7 650	8 580
Abscheider	2 150	1 770	2 980

Den Abschlamm-Mengen nach schien der Ofen noch nicht genügend sauber zu sein. Versehentlich wurde wieder angefahren, dann wurde ausgeschaltet und nun 4. Mal abgeschlamm.

Abschlamm-Menge 7 970 g Ofen + 1 950 g Abscheider.

¹⁾ Elementtemperatur 400°.

Anschließend entspannt und Ofen ausgebaut, da die Mengen unbefriedigend waren, sodaß auf eine Schädigung des Ofens geschlossen werden mußte. Überraschenderweise erwies sich der Ofen nach dem Öffnen als sauber.

24.3.40: Neuer Ofen eingebaut, gelitert zu 7,864 Ltr. angeheizt.

25.3.40: Unter Druck 600 atm; mit Hinauf; umgestellt auf Kohlebrei, mit P 1214 getoppt als Antriebsöl, Durchsatz und Bedingungen wie zuvor.

Es wurde mit neuem Teeröl angefahren, da es möglich erschien, daß an den bisherigen verhältnismäßig schlechten Ergebnissen das erste Startöl die Schuld trug. Die Dichte des Abstreifers war nach dem Umstellen auf Kohlebrei am 19.3. innerhalb von 11 Stunden von 1,020 auf 0,978/20° zurückgegangen, was vermuten läßt, daß versehentlich ein anderes Öl als Startöl benutzt worden ist. Bei Ofen 411 (Kohle 1180) hat der gleiche Vorgang 7 Tage gedauert.

Elemente N 4 und N 4a so hoch wie N 3 und N 3a.

Bisher bestanden zwischen der Flanschenheizung und der Heizung des Übergangs zwischen Verheizer und Ofen größere Temperaturunterschiede. Die getroffene Maßnahme bewirkt eine ruhigere Temperaturlage im Ofen unten. Als Höchsttemperatur der genannten Elemente wurde die von S₄ der Dreischlange bestimmt.

26.3.40: Infolge Störung der Stromzufuhr fiel von 18²⁰ - 19⁰⁰ der Kompressor aus. Der Druck ging während dieser Zeit langsam auf 580 atm zurück.

27.3.40: Kurzeitiger Druckabfall auf 400 atm infolge Platzens des Manometers an der Pufferflasche hinter der Membran.

28.3.40: Mit Rücklauföl.

30.3.40: Bilanz Nr. 1.

3.4.40 : Bilanz Nr. 2.

5.4.40 : Kohledurchsatz vor auf 4,5 kg/Std.

Die Vergasung lag der ~~Leistungs~~ Differenz nach zu schließen immer noch sehr hoch. Es sollte versucht werden, dieses ungünstige Ergebnis durch höhere Leistung auszugleichen unter der Annahme, daß die Vergasung bei höherer Leistung gleichbleiben würde.

Höchsttemperatur vor auf Ofen 25,1 MV, Abscheider 24,4 MV.

Zur Einhaltung der Abschlampprocente bei den höheren Durchsätzen.

30 kg Frischöl (P 1214 getoppt - 325°) ergänzt wegen Anreiböl-mangels. Schwanenhals angeschlossen.

Es wurde die kontinuierliche Abschlammentnahme durch den Schwanenhals, die Verluste an Abschlammgas vermeidet, aufgrund der verhältnismäßig niedrigen Viskosität des Abschlammes von 2-3 000 ost/30° für möglich gehalten.

6.4.40 : Abschlampprocente vor auf 85 - 95.

Es fiel zu wenig Rücklauföl an.

Schwanenhals wegen Verstopfung 3 x durchgeblasen.

7.4.40 "
abc

Reinanz Nr. 1.

8.4.40 : Umdrehungszahl des Ofenrührers vor von 36 auf 52 $\frac{1}{\text{Min}}$.
Hierzu vorübergehend umgestellt auf Öl unter Druck- und Temperatursurücknahme.

Vergleichende Betrachtungen haben gezeigt, daß der 10 Ltr.-Ofen in Bezug auf Vergasung und Asphaltabbau ungünstigere Ergebnisse liefert als die größeren Öfen in Gelsenberg. Es wird vermutet, daß dies an der schlechteren Durchmischung mit H_2 liegt. Diese sollte durch Erhöhung der Rührerdrehzahl verbessert werden.

9.4.40 : Kohledurchsatz vor auf 4,8 kg/Std.

Nachdem festgestellt worden war, daß die Kohle 1197 einen C-Gehalt von 81,5 % aufweist und demnach etwa ebensogut hydrierbar sein müßte wie die Kohle 1180 (Beuthengrube), die gleichzeitig im Ofen 411 gefahren wurde, sollte die Fahrweise beider Öfen einander angeglichen werden.

Schwanenhals abmontiert wegen Verstopfung.

Ofen (N₄) hoch auf 29,5 MV infolge unsachtmäÙiger Bedienung. Umgestellt auf Öl und Heizung ausgeschaltet. Die Temperatur ging schnell auf 22,5 MV zurück. Nach 4 Stunden wieder umgestellt auf Kohlebrei, Bedingungen wie zuvor.

Von einem Ausbau des Ofens wurde abgesehen, da der ähnliche Fall am 25.3.40 (21 MV) einen reinen Ausbau ergeben hatte, außerdem der Rührer diesmal schneller lief und die Temperatursteigerung von kurzer Dauer war.

10.4.40 : 20 kg Frischöl (Startöl) ergänzt wegen Anreiböl-mangels.

Aus den Manteltemperaturen und dem Energieverbrauch war nicht zu bemerken, daß eine Verkokung im Ofen am 9.4. stattgefunden hätte.

12.4.40
abs

Bilanz Nr. 4.

13.4.40

Umgestellt auf K 1180.

Die Versuche mit K 1197 wurden im Ofen 411 weitergeführt, um festzustellen, ob die beiden Ofen in ihrer Arbeitsweise Verschiedenheiten zeigen, und um einen genauen Vergleich mit der Kohle 1180 zu haben, die vorher in diesem Ofen gefahren worden war.

Ofen 411 vom 11.4. - 15.6.40.

11.4.40 : Umgestellt auf K 1197 vom 13.3.40. Rücklauföl aus K 1180, Hinatz 325 kg, Abschlammrückführung 1:0,2.

Da der Ofen 451 mit K 1197 nur einen geringen Anreiböl-verrat hatte, wurde erst am 13.4. das zur K 1197 gehörende Rücklauföl eingesetzt. Die höhere Abschlammrückführung, mit der K 1180 gefahren worden war, wurde beibehalten.

Abschlammpreise 80 - 90.

Höchsttemperaturen Ofen 25,0 MV, Abscheider 24,3 MV.

Wie bei K 1180.

- 13.4.40 : Mit dem eigenen Rücklauföl, sunkehet noch aus Ofen 451 (185 kg)
- 14.4.40 : Mit eigenem Rücklauföl aus Ofen 411.
- 17.4.40 :
abe Bilanz Nr. 5.
- 18.4.40 : Abschlammrückführung zurück auf 1:0,1.
Es sollte unter gleichen Bedingungen wie früher am Ofen 451 gefahren werden.
- 19.4.40 : Kurssseitig Druckdifferenz von 30 atm zwischen Ofen und Abscheider, die von selbst wieder verschwand.
Die Ursache war vermutlich eine kurssseitige Stauung im Übergang zwischen Ofen und Abscheider, wie sie bei einer früheren Störung am 19.2.40 beim Fahren von einem Gemisch schlesischer Teere zum Ausbau der Neutralisationsbirne Veranlassung gegeben hatte. Eine Erklärung für diese Erscheinung kann nicht gegeben werden.
- 21.4.40 :
abe Bilanz Nr. 6.
- 24.4.40 :
abe Bilanz Nr. 7.
- 26.4.40 : Mit eigenem Rücklauföl + Rücklauföl aus K 1180 von Ofen 451 hälftig gemischt. Einsatz 340 kg.
Auch der Ofen 451 sollte nun wieder mit K 1197 fahren, um etwa noch bestehende Unterschiede zwischen beiden Öfen erkennen zu können. Beide Öfen sollten deshalb auch das gleiche Rücklauföl erhalten.
- 27.4.40 : Mit Rücklauföl aus dem eigenen Ofen.
- 30.4.40 : Druck fiel um 3⁰⁰ vorübergehend um 20 atm, da ein Manometer am Ofen 451 platzte.
abe Bilanz Nr. 8.
- 4.5.40 :
abe Bilanz Nr. 9.

5.5.40 : Kohledurchsatz zurück auf 3,0 kg/Std.

Es hatte sich gezeigt, daß im Großbetrieb die Vergasung und der Asphaltabbaen günstiger liegen als am 10 Ltr.-Ofen bei allerdings geringerer Leistung. Der Durchsatz wurde nun soweit zurückgenommen, daß die Leistung des Großbetriebes erwartet werden konnte, um festzustellen, ob auch die übrigen Ergebnisse sich dann denen der Großapparatur angleichen.

8.5.40 : Abschlammpressante zurück auf 78 - 88.

Es fiel zuviel Rücklauföl an.

9.5.40 :

ab

Bilanz Nr. 10.

13.5.40 :

ab

Bilanz Nr. 11.

14.5.40 :

Mit Kontakt 7678 (Bayermasse + 5 % Titanyleulfat getränkt und geschwefelt) anstelle des Kontaktes 6531.

Der neue Kontakt hatte in B-Bombenversuchen gute Ergebnisse gezeigt. Auch bei der Hydrierung von Teeren haben sich Titansulfate bewährt.

18.5.40 :

ab

Bilanz Nr. 12.

20.5.40 :

Abschlammpressante zurück auf 78 - 86.

Der Anreibeölüberschuß war zu groß.

22.5.40 :

ab

Bilanz Nr. 13.

23.5.40 :

Mit Kontakt 6512 (ungeschwefelte Bayermasse) anstelle von Kontakt 7678.

Der Titankontakt hat augenscheinlich die auf ihn gesetzten Hoffnungen nicht erfüllt. 6512 hat den Vorzug, weniger Schwefel zu benötigen und billiger zu sein. Versuchen im Drehauteklaven nach, zeigte er ebenso gute Ergebnisse wie 7678.

24.5.40 : L_4 (hinter den Schlangenkühler) und L_5 (Gaseusgang hinter 10 Itr.-Gefäß) vor auf - 0,5 bis - 1,5 MV.

Die an sich für die Kondensation günstigeren bisherigen Angaben (-1,0 bis -2,0 MV) konnten nicht eingehalten werden.

Mit weniger stark entaschter Kohle.

Um den Verhältnissen der Technik näher zu kommen, wurde der Aschegehalt auf noch auf rd. 3,0 % gegenüber früher 2,0 - 2,5 % heruntergebracht.

26.5.40 :

ab

Bilanz Nr. 14.

28.5.40 : Höchsttemperaturen zurück auf Ofen 24,6 MV, Abscheider 23,9 MV.

Der Gaseichtedifferenz nach zu schließen bleibt Vergasung bis zu dieser Temperaturgrenze verhältnismäßig niedrig.

Störungen an den Breipressen.

29.5.40 : B 2 konst. 24,1 MV, B 3 und B 4 konst. 24,4 - 24,5 MV, B 5 und B 6 konstant 24,6 MV.

Die Temperaturen wurden auch im unteren Teil des Ofens schärfer begrenzt, um die niedrige Gaseichtedifferenz aufrechtzuerhalten.

Wiederholte Störungen an beiden Breipressen.

30.5.40 :

ab

Bilanz Nr. 15.

Wie sich durch eine Rückfrage bei der Großapparatur herausstellte, war die Dichte des Eingangsgases vermutlich seit Tagen um mehr als 1 % hoch gemessen worden. Damit wird die Annahme einer niedrigeren Vergasung (s. 28.5.40) hinfällig.

31.5.40 : Abschleampressen zurück auf 74 - 84.

Es wurde mit zu hohem Rücklaufblüberschuß gefahren.

Kohledurchsatz zurück auf 3,5 kg/Std.

Höchsttemperaturen vor auf Ofen 25,0 MV, Abscheider 24,3 MV.

Um mit der Temperatur nicht zu hoch zu kommen, wurde der

Durchsatz so ermäßigt, daß nach einer Überschlagerechnung sich eine noch gerade ausreichende Leistung ergeben mußte. Immerhin erschien es nötig, die Begrenzung der Ofentemperatur nach oben etwas zu erweitern, d.h. auf das alte Maß heraufzunehmen.

Die Breipressen arbeiten unregelmäßig. Infolgedessen starke Schwankungen der Temperaturdifferenz $\Delta T_1/\Delta T_2$.

1.6.40: Wegen Reparatur beider Kohlebreipumpen 8 Stunden lang Öl gefahren.

Während dieser Zeit fiel der Druck im System auf 250 atm infolge einer Verstopfung der Gaseingangsleitung. Die Leitung wurde durch sorgfältiges Zurückentspannen freigemacht. Sie wurde dann vorsichtshalber mit Dampf beheizt.

Nach der Umstellung auf Kohlebrei stieg die $\Delta T_1/\Delta T_2$ Differenz auf gegenüber früher hohe Werte.

3.6.40 :

Zur Kontrolle des immer noch relativ hohe Werte anzeigenden Dichteschreibers wurde eine Punktanalyse von Ofengas genommen. Daraus errechnete (8,35 % H_2) und gemessene (8,5 % H_2) Dichten zeigten ausreichende Übereinstimmung.

Da die letzten Rohbilanzen erhebliche Unterbilanzen waren und die prakt./theor. Verflüssigung nur noch 90 % betrug, wurden Zwischenproben von Kohlebrei, der Kohle und dem Anreibeöl untersucht, um festzustellen, ob der Brei die richtige Zusammensetzung hatte. Den gefundenen Werten nach und unter Berücksichtigung der normalen Feststoffbildung im Kohlebrei war dies der Fall.

		% H_2O	% Festen	% Asche i.F
Kohle	bestimmt	1,2	--	2,6 n.TK.
Anreibeöl	"	0	7,1	12,1
Kohlebrei	"	0,2	53,4	4,5
"	berechnet	--	51,7	5,4

Außerdem wurden sämtliche Gefäße nachgesehen.

4.6.40 : Ausfall der Gaszufuhr infolge Beschädigung eines Gasometers in Oppau durch Fliegerbomben. Ausgeschaltet, auf Öl umgestellt und Kompressor abgestellt.

5.6.40 : Ofen unter H_2 gestellt, da der H_2 -Druck für das Abschleppen zu niedrig war. Infolge eines Mißverständnisses wurde zu spät entschlammt, sodaß wegen unzureichenden Druckes die erste Entschleppen nicht besonders gut ging.

Mengen	I	II	III	IV
Ofen	7 110	8 600	8 900	8 500
Abscheider	4 450	1 700	1 450	3 250

Den Mengen nach war der Ofen als mit großer Wahrscheinlichkeit sauber anzunehmen.

Da die Gasleitung wieder in Betrieb kam, wurde wieder unter Druck gestellt und hochgeheizt. Mit Einlauf.

6.6.40 : Am Gaszweig traten mehrfach Bruchdifferenzen wie am 1.6.40 auf. Bohrer Temperatur und Druck zurück. Der Ofen wurde entschlammt und mit H_2 durchgeblasen. Das Rückschlagventil wurde ausgebaut und sowohl die Leitung zum Rückschlagventil wie die Gasleitung vom Hauptventil zur Ventilbatterie mit H_2 durchgeblasen. Hierbei fand sich Breck, der pyrophor war und wohl zum größten Teil aus feinverteilten FeS bestand. Die Analyse ergab 71,5 % Asche und viel Sulfidesschwefel.

Ferner wurde das Rückschlagventil in der Spüleleitung hinter dem Abstreifer ausgewechselt, da es infolge geringer Verschleiß nicht richtig schloß.

Ofen wieder unter 600 atm, mit Einlauf von Anreiböl.

7.6.40 : Umgestellt auf Kohlebrei wie zuvor.

Kontakt 6709 nach der Tränkung mit 1181 auf die Kohle aufgetragen anstelle der Zugabe als in Öl kolloidal gemahlener Kontaktbrei.

2-Bombenversuche hatten darauf schließen lassen, daß die neue Art der Zugabe die Kontaktwirkung verbessert. Bei der Tränkung tritt keine H_2S -Entwicklung auf. Versuche von Dr. Hank deuten darauf hin, daß auch im Großbetrieb kein H_2S entstehen würde.

8.6.40 : Starke Schwankungen der Temperaturdifferenz S_4/M_1 wie bereits an Vortage.

Diese Schwankungen sind wohl hauptsächlich auf unregelmäßige Förderung der Breipumpen, die ungleichmäßig beheizt wurden, zurückzuführen.

11.6.40 :
ab Bilanz Nr. 16.

Solange mit Fliegerangriffen zu rechnen ist, wurden Analysen nur von 6 - 21^h genommen.

12.6.40 : Die Eingangswärme schrieb seit dem 11.6. mittags auffallend breit.

Der Grund hierfür ist nicht bekannt. Die Temperaturdifferenz hatte sich kaum verändert, sodaß für die Schlange keine Befürchtung vorzuliegen schien. Es darf jedoch nicht übersehen werden, daß diese Erscheinung möglicherweise mit der Auftränkung des 6709 zusammenhängt.

13.6.40 : Reparatur an Breipumpe 1, die infolge Undichtigkeit der Stäpfbuchse den Tag über rd. 2,5 kg Brei verlor.

ab Bilanz Nr. 17.

Anschließend umgestellt auf Kohle 1180, um festzustellen, ob die hohe Vergasung der Kohle 1197 durch deren Eigenart oder etwa durch die allmähliche Verschlechterung des Anreibebüls bedingt wurde.

Ofen 451 vom 26.4. - 26. 7.40.

26.4.40 : Ofen angeheizt, 5 000 ltr. Hüllgas über Dach.

Mit Einlauf: Rücklauföl aus K 1180 vom vorherigen Versuch im Ofen 451 + Rücklauföl aus K 1197 von Ofen 411 hälftig gemischt. Einsatz 330 kg.

Beide Öfen sollten mit der gleichen Kohle und dem gleichen Rücklauföl fahren, um festzustellen, ob die bisher beobachteten Verschiedenheiten der Arbeitsweise der Öfen noch bestehen bleiben.

27.4.40 : Umgestellt auf Kohlebrei mit K 1197 v. 13.3.40, Annäherung, Eisen-Kontakte und Abschlammrückführung (1:0,1) wie früher an Ofen 451 (vgl. 19.3.40).

Kohledurchsatz 4,5 kg/Stunde, Gasmenge 3 atm/kg Kohle. Die Temperatur war so zu fahren, daß 80-90 % Monatschlamm bezogen auf Kohle anfallen. Indessen waren folgende Höchsttemperaturen einzuhalten. Vorheizer 24 MV, Ofen 25,2 MV, Abscheider 24,5 MV. Aufarbeitung wie bisher.

28.4.40 : Durchsatz vor auf 4,8 kg Kohle/Stunde.

Beide Öfen sollen mit möglichst dem gleichen Durchsatz je ltr. Reaktionsraum fahren.

29.4.40 : Mit dem gleichen Rücklauföl.

30.4.40 : Kohledurchsatz zurück auf 4,6 kg/Std.

Die Abschlammpreise konnten trotz ausgefahrner Temperatur nicht eingehalten werden.

Kurzzeitig Druckabfall um 20 atm infolge Platzens des Gasein-gangsmessers.

80 kg Rücklauföl vom Ofen 411 aus K 1197 ergänzt wegen Anreibe-Übungs.

31.4.40 :

etc

Bilanz Nr. 12.

5.5.40 : 10 kg Anreiböl ergänzt (Rücklauföl aus K 1197 von Ofen 411)

5.5.40 :
ab: Bilanz Nr. 19.

6.5.40 : Kohledurchsatz zurück auf 3,9 kg/Std.

Es sollte wie bei Ofen 411 (vgl. 5.5.40) die Leistung des Großbetriebes (Gelsenberg) eingestellt werden, um zu erkennen, ob damit die günstigen Resultate der Großapparaturs hinsichtlich Asphaltabbau und Vergasung erhalten werden.

Das Heizrohr zwischen Ofen und Abscheider wurde so hoch gefahren wie die Abscheidermantel- oder -wandelemente.

Bisher wurde am Ofen 451 die Heizrohrtemperatur so hoch wie die Ofeninnentemperatur gehalten, um im Abscheider genügende Trennwirkung zu erzielen, während am Ofen 411, der einen im Bleibad stehenden Abscheider besitzt, der Übergang nach der Abscheidertemperatur gefahren werden konnte. Nachdem nun seit dem 19.4.40 der Abscheider 451 am Fuß besser isoliert war, sollte nun die Fahrweise der beiden Ofen auch in dieser Beziehung soweit möglich einander angeglichen werden, auch auf die Gefahr hin, daß damit der Abscheider 451 etwas kälter wird. Benzinabstreifer

Der Abstreifer 451 enthielt den Destillationsergebnissen nach mehr Wasser als der Abstreifer 411. Deshalb wurde das Produktsammelgefäß 451 ausgewechselt.

Es wurde zunächst vermutet, daß die Dampfchlange im Produktsammelgefäß undicht sei. Die daraufhin vorgenommene Messung des Wasseranfalles während 5 Stunden ergab indes keinen Unterschied an beiden Ofen:

451	2 810 g	411	2 360 g.
-----	---------	-----	----------

Dementsprechend betrug der Wassergehalt des Abstreifers

451	3,2% (2 Bestimmungen)	411	1,2 %.
-----	-----------------------	-----	--------

7.9.40 : Das Heizrohr zwischen Ofen und Abscheider wurde wieder wie vor dem 6.9. so hoch wie der Ofen innen gefahren.

Der Abscheider wurde zu kalt, sodaß die Trennwirkung sich von der des Abscheiders 411 zu stark unterscheiden mußte. Wie die Analyse zeigte, ist der unterschiedliche Wasseranfall an beiden Öfen nicht auf verschiedenen Wassergehalt der Kohlebreie zurückzuführen.

Wassergehalt des Kohlebreies 491 0,2 % 411 0,3 %.

Der Wassergehalt des Kohlebreies, der Kohle und des Anreibeöls war an beiden Öfen gleich:

	Kohle	Anreibeöl	Kohlebrei
491	1,8	0	0,2
411	1,8	0	0,3

Produkt von 8 - 21^h ins Freie entspannt.

Hierbei fielen 300 g Wasser pro Schicht weniger an als bisher. Offensichtlich wurde die zusätzliche Wassermenge beim Abzapfen aus dem drucklosen Produktgefäß aus dem Raschigturn des Produktgeweges zurückgezogen, was an Ofen 411 nicht möglich ist, da dort zwischen Produktgefäß und Raschigturn ein Zwischengefäß geschaltet und überdies der Übergangsbogen viel höher geführt ist. Damit erklärt sich auch die Unregelmäßigkeit des Mehrwasseranfalls an Ofen 491, da die Menge des zurückgezogenen Wassers bei mehr oder weniger raschem Produktabzapfen wechseln muß. Nunmehr wurde das Produkt besonders vorsichtig abgelassen und dadurch ein normaler Wasseranfall erreicht.

9.9.40 :
als

Bilanz Nr. 20.

10.9.40 : Zwischengefäß zwischen drucklosem Produktgefäß und Raschigturn eingebaut.

Auf Grund der Feststellungen vom 8.9.40 Gasverwärmer vor auf 17 MV (bisher 8,5 - 9 MV). Höchsttemperatur M 6 und M 6a 23,5 MV. Es wurde auf Grund der Ofenbuchdaten vermutet, daß die Vergasung ansteigt, wenn der untere Heiz-

Mantel des Ofens (M 6 und M 6a) eine höhere Temperatur als 23,5 besitzt. Die Einhaltung dieser Temperatur sollte durch stärkere Vorheizung des Gases möglich gemacht werden, ohne die Flanschen- und Übergangsheizung stärker zu belasten und ohne das Element S₄ der Breischlange über 23,5 MV ansteigen zu lassen.

H₂ (Ofen unten) ging durch bis 33 MV, daher auf Öl umgestellt, Druck zurück auf 300 atm und Ofen abgeschlämmt (ging gut).

Die stärkere Aufheizung des Gases erschwerte das Fahren des Ofens erheblich.

Druck wieder vor auf 600 atm, umgestellt auf Kohlebrei wie bisher.

Es wurde beschlossen, den Ofen trotz einer möglichen Schädigung bis zum 13.5. weiterzufahren, da dann ein neuer Abscheider eingebaut werden sollte.

11.5.40 20 kg Frischöl ergänzt (P 1214 getoppt - 323°).

12.5.19.5.40

8.000

Bilanz Nr. 21.

Anschließend umgestellt auf Öl und kaltgefahren. Ofen 3 x leer-geschlämmt, ging gut.

Abschleus-Mengen	I	II	III
Ofen	8 780	9 800	8 960
Abscheider	2 200	1 750	1 610

Den Mengen nach schien der Ofen nicht gelitten zu haben. Auch die Analysen waren einwandfrei.

	% Festes	% Asche i.F.	% s-Anhalt i. Öl
Ofenabschleus I	9,3	35,2	6,8
Kaltfahröl	8,3	21,3	6,2

14.-18.5.40: Der ausgebaute Ofen wurde zu 7,72 Ltr. gegen 8,08 beim Einbau gelitert. Er enthielt im unteren Teil einen Koksansatz als Folge des Hochgehens am 10.5. Der Hingang war ziemlich sauber. Es wurden 220 g sehr poröser Koks ausgebracht¹⁾. Diese entsprechen bei einem spez. Gewicht von 0,75 - 0,80 einem Volumen von 275 - 290 ccm, was den Unterschied der Literungen voll erklärt. Der Reaktionsraum des gepulsten Ofens wurde mit 8,05 Ltr. gemessen.

Die Breischlange wurde zu 750 ccm gegen 1 000 ccm beim Einbau gelitert. Sie wurde ausgemauert und ergab dann 1120 ccm. Daraufhin wurde sie wieder angeschlossen.

Der Abscheider zeigte äußerlich zwischen den Heizkreisen 1 und 2 Anlauffarben und Oxydationserscheinungen, die auf Überbeheizung schließen lassen. Die Kugeldruckproben ergaben einwandfreie Materialbeschaffenheit.

Vermutlich ist der Abscheider vor dem 19.4.40, d.h. bevor er unten stärker isoliert wurde, am unteren Teil öfters sehr stark beheizt worden, um die vorgeschriebene Wandtemperatur im oberen Teil zu erhalten.

Innen waren die Abscheider sauber. Der Abscheiderührer zeigte bis etwa 400 mm über dem Hingang Verkrustungen. Das Heizrohr zwischen Ofen und Abscheider enthielt Krusten von rd. 1 mm Stärke, die der Analyse nach wohl überwiegend aus Sulfid bestanden.

Festes 95,6 % Asche im Festen 89,3 %.

Der neu eingebaute Heißabscheider (s. anliegende Skizze) R.S.K. 5632/16 v. 17.5.40) ist mit einem Bleifuß ausgestattet.

Durch diesen soll erreicht werden, daß am Abscheider-eingang die Temperatur genügend hoch gehalten werden kann, sodaß die unteren Heizkreise nicht so stark belastet zu werden brauchen wie an dem bisher verwendeten Abscheider, der Versunderung zeigte. Die Überbeheizung des alten Abscheiders hat sich sicher auch ungünstig

1) 84,5 % Festes mit 34,3 % Asche.

auf die Vergasung ausgewirkt dadurch, daß im Abscheider noch eine zusätzliche Reaktion eintrat und zwar in der Schaumphase, also zu einem besonders ungünstigen Zeitpunkt.

Es wurde davon abgesehen, den Abscheider ganz in ein Bleibad einzubauen wie dem Abscheider 411, weil angenommen wurde, daß es gelingt, schon durch Hochhalten der Eingangstemperatur ein ausreichendes Übertreiben des Produktes zu erzielen.

Aufgrund früherer Erfahrungen wird das Bleibad bis zum Schmelzen des Bleies drucklos aufgeheizt.

19.5.40: Angeheizt.

20.5.40: Ofen unter 600 atm mit Hinlauf von Anreiböl, 8000 Ltr. Nullgas über Dach.

21.5.40: Umgestellt auf Kohlebrei, Bedingung wie vor dem Abstellen. Das unterste Element W 1 des Abscheiders wurde 1 MV tiefer als die Bodelemente gefahren.

Die Verkokung im Sumpf, in den der Rührer nicht mehr hineinragt, soll vermieden werden.

Nachdem der Ofen bereits auf Temperatur war, fing die ganze Anlage an so zu vibrieren, daß Teile der Isolation zwischen Ofen und Abscheider herausrückelten. Daher ausgeschaltet, umgestellt auf Öl, Druck zurück auf 50 atm.

Die Erschütterungen verursachte der Rührerantrieb des Ofens. Beim Auflegen der Antriebskette war das mit dem Heißwerden des Ofens verbundene Wachsen nicht genügend berücksichtigt worden, sodaß die Kette zu starke Spannung hatte.

Die beiden Rühreranteile wurden geändert und die Isolierung wieder hergestellt. Dann Druck und Temperatur wieder vor.

Umgestellt auf Kohlebrei.

22.5.40: Kohledurchsatz vor auf 4,1 kg/Std.

Die Temperaturen insbesondere im unteren Teil des Ofens lagen durchschnittlich etwas niedriger (rd. 0,1 MV) als an dem Parallel fahrenden Ofen 411. Damit wurden die Fahrweiser der beiden Ofen einander weiter angenähert.

Es wurden 100 kg Anreiböl von Ofen 411 ergänzt.

Die Menge war höher als dem Bedarf entsprach. Sie wurde gewählt, um die Qualität des Rücklauföls 451 aufzubessern und damit die Verhältnisse an beiden Öfen einander noch weiter auszugleichen.

Standstörung am Abscheider, durch verstärktes Spülen des Druckausgleichs nicht völlig behoben. Das Produkt wurde dunkel.

23.5.40 : Erneute Störung am Abscheiderstand, die auch durch wiederholtes Abschlammen auf Gas und verstärktes Spülen des Druckausgleichs nicht zu beheben war. Daher wurde umgestellt auf Öl und die Temperatur auf 22,5 MV zurückgenommen. Nach 2 Stunden wurde auf 230 atm ungeschlossen und der Abscheider bei geschlossenem Druckausgleich auf Gas entleert und der Druckausgleich verstärkt gespült. Danach Stand in Ordnung. Druck vor auf 600 atm. Element W 1 wird auf 21 MV gehalten.

Die Leitungsführung ist durch den Einbau des Abscheiders mit Bleifus in keiner Weise geändert worden. Wenn nicht eine Störung vorlag, die durch das Zurückfahren am 21.5. entstanden sein könnte, dann besteht die Möglichkeit, dass die Temperaturen am Abscheiderausgang unten zu hoch lagen. Daher wurde unten nunmehr stärker gekühlt.

Umgestellt auf Kohlebrei.

Später wurde der Druckausgleich am Abscheider nochmals verstärkt werden.

Eigenartigerweise traten beim ersten Einbau des Abscheiders der gleichen Bauart ohne Förderschnecke gleichartige Störungen auf, die aber beherrscht werden konnten.

24.5.40 : L4 (hinter dem Schlangenkühler) und L5 (Gasausgang hinter 10 Ltr.-Gefäß) vor auf - 0,5 bis 1,5 MV.

Die für die Kondensation günstigeren bisherigen Angaben (-1,0 bis - 2,0 MV) konnten nicht eingehalten werden.

Erneuerte Standstörungen am Abscheider. Daher umgestellt auf Öl, 3 Stunden bei 22,5 MV gehalten, dann kaltgefahren.

Es mußte angenommen werden, daß eine Verschmutzung der Selbstschlußventile oder des Druckausgleichs am Abscheider vorlag.

Ofen 3 x abgeschlammmt, ging gut.

Mengen	I	II	III
Ofen	8 210	8 350	8 460
Abscheider	1 510	1 450	1 600

Die Mengen sind sehr gut.

25.5.40 : Selbstschlußventile ausgebaut und Leitung des Druckausgleichs ausgeblasen. Da alles einwandfrei sauber war, wurde auch der Rührer des Abscheiders ausgebaut. Rührer und Abscheider waren gleichfalls sauber. Abscheider wurde eingebaut.

Ofen unter 600 atm, hochgehoist.

Mit Bintauf: Rücklauföl.

26.5.40 : Umgestellt auf Kohlebrei. Durchsatz 4,1 kg/Std. wie zuvor.

Element W₁ am Abscheider durch Kühlung zurück auf 19 MV.

Vorsichtshalber soll der Abscheidersumpf noch kälter gefahren werden (vgl. 23.5.40).

Kohledurchsatz zurück auf 3,9 kg/Std.

Nach der letzten Bilanz hatte es den Anschein, als ob der Ofen bei niedrigerem Durchsatz bessere Ergebnisse liefere.

27.5.40 : Die Standanzeige am Abscheider war nach dem Wiederanfahren nur kurze Zeit in Ordnung. Daher Druckausgleich mit 550 g Wasser gespült.

Es wurde mit Ansatz von Ammonkarbonat gerechnet.

Diese Wasserspülung, verstärkte Ölspülung und Abschlammen auf Gas brachte keinen Erfolg. Daher wurde auf Öl umgestellt und Temperatur zurück auf 22,5 MV. Druck zurück auf 250 atm. Auch hierbei war eine Standanzeige nicht zu erreichen.

Es mußte nunmehr angenommen werden, daß eine technische Unzulänglichkeit vorlag.

Ofen kaltgefahren, 3 x entschlammt, ging gut.

	I	II	III
Ofen	8 570	8 270	8 000
Abscheider	1 960	1 800	3 310

Die Mengen sind in Ordnung.

28.5.40 : Selbstschlußventile an Abscheider ausgebaut.

Weder an den Ventilen noch an der Leitungsführung konnte etwas gefunden werden, was die Störungen hätte verursachen können.

Das Schauglas zeigt einwandfreien Durchgang.

Es wurde aus Zeitmangel nicht ausgebaut.

Alles unverändert wieder eingebaut.

Die Vorgänge an der Standhaltung sollten nun beim Wiedereinfahren genau verfolgt werden.

Angeheizt, unter 600 atm, mit Einlauf.

29.5.40 : Nach kurzer Zeit zeigte die Standanzeige wieder nicht richtig an. Deshalb kaltgefahren und Ofen leergeschlammt.

Standchauglas ausgewechselt und die Abschlußkegel der Selbstschlußventile entfernt.

Bedurch sollte festgestellt werden, ob die versagende Standanzeige in Querschnittsverengungen der Leitung des Druckausgleichs durch die Ventilkegel ihre Ursache hat.

Ofen wieder unter 600 atm, hochgeheizt, mit Einlauf.

30.5.40: Bei der Abscheider Temperatur von 16 MV war die Standhaltung wieder nicht in Ordnung. Ofen kaltgefahren und abgeschlammt, ging gut.

Das Abscheiderschauglas wurde 200 mm höher gesetzt.

Es wurde für möglich gehalten, daß bei einer bestimmten Standhöhe im Abscheider ein klobiger Zustand eintritt, der in irgend einer Weise das Mitgehen der Standanzeige im Schluß verhindert. Die Veränderung der Standhöhe hat bereits in einem früheren Fall Störungen der Standanzeige beseitigt.

Der Anschlußstutzen vom Abscheider zum Druckausgleich wurde leicht ansteigend ausgeführt.

Die Spannungen, die durch ungleichmäßiges Wachsen des Abscheiders und des Druckausgleichs entstehen, haben bisher möglicherweise den Anschlußstutzen sowohl nach unten gedrückt, daß sich ein Flüssigkeitsack bilden konnte. Ein solcher würde die Störungen am ehesten erklären.

Die Schnellschlußventile wurden wieder eingesetzt.

Ofen angeheizt.

31.5.40 : Ofen unter 600 atm, mit Einlauf: Öl.

Der Stand funktionierte jetzt einwandfrei. Die Temperatur wurde auf 22,5 MV gefahren und die Gasmenge auf die Größenerdang desfahrens mit Kohle (12 000 Ltr./Std.) vorgenommen. Auch unter diesen Bedingungen arbeitete die Standanzeige gut. Ofen wieder leergefahren und abgeschlammt.

Die getroffenen Änderungen waren nun provisorisch durchgeführt worden, z.B. Beheizung mit Bleileitungen usw.

Abscheider fertiggestellt und isoliert.

1.6.40: Ofen angeheizt, unter 600 atm, 8 000 Ltr. Nullgas über Dach. Mit Einlauf (Rücklauföl).

2.6.40 : Umgestellt auf Kohlefrei; alles wie zuvor.

Kohledurchsatz 3,7 kg/Std.

Hochtemperaturen: Ofen 25,0 MV, Abscheider 24,3 MV, Heizröhr von Ofen zum Abscheider wie Abscheider.

Es wurden, soweit noch nicht geschehen, die Bedingungen des ebenfalls noch mit K 1197 fahrenden Ofens 411 eingestellt.

Mit Kontakt 6512 statt 6511.

Wie am Ofen 411. Den Ergebnissen dieses Ofens nach, scheinen umgeschwefelte Bayermassen eher besser zu sein als geschwefelte.

3.6.40 : Element W₁ dann Abscheider vor auf 20 MV.

Der Abscheidersumpf war seit dem 26.5. stark gekühlt worden, da man in der höheren Temperatur die Ursache der Standstörungen vermutete. Nachdem die Standanzeige nun in Ord-

Nung war, sollte der Abscheider wieder ausreichende Temperatur erhalten.

Die Innenelemente H_2 und H_3 des Abscheiders wurden defekt. Sie wurden ausgewechselt und hierzu 3 Stunden bei 22,5 MV mit Öl gefahren.

40 kg Anreiböl ergänzt: Rücklauföl aus K 1197 von Ofen 411.

Das ständige Ölfahren während der Standstörungen hatte den Vorrat zu stark absinken lassen.

4.6.40 : Element W_1 des Abscheiders weiter vor auf 21 MV.

Der Abscheider war noch zu kalt.

Gassufuhr setzte aus. Umgestellt auf Öl, Ofen ausgeschaltet. Druck ging langsam zurück.

In Oppau war der Gasometer durch einen Fliegerangriff beschädigt worden.

5.6.40 : Das Abschlammen des Ofens wurde durch ein Missverständnis verzögert, sodaß auf H_2 umgeschossen werden mußte, um genügend Druck zu haben. Das Abschlammen ging gut.

Mengen	I	II	III	IV
Ofen	9 140	9 050	9 470	10 240
Abscheider	1 710	1 850	1 650	1 880

Der Ofen ist als sauber anzusehen.

Hallgassufuhr wieder in Ordnung. Ofen unter 600 atm, 8000 Ltr. über Dach entspannt, hochgeheist.

6.6.40 : Mit Hinfahrt: Rücklauföl.

Umgestellt auf Kohlebrei und Bedingungen wie zuvor.

8.6.40 : Element W_1 von Abscheider vor auf 22 MV.

Es fiel immer noch erheblich mehr Abschamm an als an Ofen 411.

Punktanalyse vom Ofengas und Frischgas zur Nachprüfung der Dichteschreiber.

Die Dichtedifferenz war ohne erkennbaren Grund erheblich angestiegen. Die Meßinstrumente waren der Analyse nach in Ordnung.

10.6.40 : Element W₁ von Abscheider weiter vor auf 22,5 MV.

Der Abscheider zeigt immer noch geringere Trennwirkung als der Abscheider 411.

55 kg Frischöl (P 1214 getoppt) ergänzt wegen Anreibemangels.

ab

Bilanz Nr. 22.

12.6.40 : Heistasche am 10 Ltr.-Gefäß undicht. Daher bis zur Reparatur Mischöl abgestellt.

Elemente H₃ und H₄ von Abscheider defekt.

13.6.40 : Element H₃ und H₄ vom Abscheider ausgewechselt, waren abgebrochen. In die druckfeste Hülse war Fett, wohl vom Abscheiderührer, hineingelaufen und dort verkockt, sodaß die Elemente nur mit Gewalt herauszubringen waren.

14.6.40 :

ab

Bilanz Nr. 23.

Anschließend Kohledurchsatz von auf 4,7 kg/Std.

Nachdem der Unterschied der Gasdichten an den beiden Ofen sich als nicht mehr erheblich herausgestellt hat, sollte durch einen kurzen Versuch geprüft werden, ob die aus früheren Versuchen vorliegende Vermutung zutrifft, daß bei höherem Durchsatz die Vergasung günstiger ist als bei niedrigem.

15.6.40 :

Abscheiderelemente W₁ 0,5 MV tiefer als die anderen Wandelemente (die bei 23,0 - 23,5 MV lagen); Mantelelemente 0,5 MV höher als Bad- und Innenelemente. B- und R-Elemente 0,7 MV tiefer als Ofen unten, Heizrohr ebenso. Badelemente gleich hoch heizen.

Die Elemente wurden vorgenommen, um im Abscheider einigermassen auf Temperatur zu kommen. Der Bleifuss hat also nicht genügend hierzu beigetragen. Er hätte vermeiden sollen, daß die Manteltemperaturen höher gefahren werden müssen als die Innenelemente, und daß somit höhere Vergasung entsteht. Leider liess sich diese Absicht nicht durchführen, d.h. mit Bleifuss mußte mit den gleichen Übertemperaturen gefahren werden wie ohne Bleifuss. Das bedeutet, daß es nicht möglich ist, mit Hilfe des neuen Abscheiders zu entscheiden, ob der alte Abscheider eine ungünstige Wirkung auf die Vergasung hatte.

- 16.6.40 : Durch die Änderungen am Abscheider besserte sich die Temperatur wesentlich.
- 17.6.40 : 95 kg Frischöl (P 1214 getoppt - 325°) ergässt.
- 18.6.40 : Ofendruck ging plötzlich hoch auf 650 atm infolge Defekts der Membran. Membran abgehängt und Kompressor zurückgefahren auf 600 atm.

ab

Bilanz Nr. 24.

Zwischenprobe der Kohle genommen.

Die Rohbilanzen der letzten Zeit stimmen schlecht. Die Analyse der Zwischenprobe ergab einwandfreie Werte. Wasser 1,4 %, Asche 2,7 % auf Trockenkohle.

- 19.6.40 : Luftbad von Verheizer beschädigt. Daher umgestellt auf Öl und kaltgefahren.
- 20.6.40 : Ofen 3 x abgeschlammmt, ging gut.

Mengen	1	2	3
Ofen	9 140	8 050	10 150
Abscheider	2 140	1 600	2 050

Die Mengen lassen auf Sauberkeit des Ofens schließen.

Luftbad repariert. Das Lager des Gebläses war ausgeschlagen.

Es handelt sich wohl um eine normale Alterserscheinung, da das Bad seit Dezember 1939 in Betrieb war.

Die undichte Heistasche am 10 Ltr.-Gefäß (vgl. 12.6.40) wurde repariert. 10 Ltr.-Gefäß und sein Standochsuglas werden jetzt von 2 getrennten Mischdüsen beheizt.

Sie hingen bisher an einer Mischdüse, die zu stark belastet war und deshalb zu Verstopfungen neigte.

21.6.40: Angeheizt, unter 600 atm, 8000 Ltr. Nullgas über Dach. Mit Winlauf: Anreibedl.

22.6.40: Umgestellt auf Kohlebrei, alles wie zuvor.

26.6.40: Bilanz Nr. 25.

27.6.40: Mit Kontakt 2175 anstelle von 6512. Ohne Abschlammrückführung. Kohledurchsatz zurück auf 3,7 kg/Std. Gasmenge vor auf 4 obm pro kg Kohle.

Nachdem alle bisherigen Versuche mit der Kohle 1197 nicht allen günstige Resultate ergeben haben, wurde auf diejenigen Bedingungen umgestellt, unter denen die Gelsenbergkohle im September und Oktober 1939 gefahren worden ist. Die Ergebnisse dieser Zeit sind der Kalkulation für Gelsenberg zugrunde gelegt worden. Sie wurden durch die Resultate des Großbetriebes bestätigt.

28.6.40: Abschlammswichenproben genommen.

Der Grund der Unstimmigkeiten in den Feststoffbestimmungen zwischen Labor- und Rückstandsaufarbeitung sollte ermittelt werden. Die Untersuchung, die am 1.7.40 wiederholt wurde, zeigte deutlich, daß in dem offenen, beheizten Abschlammsammelgefäß eine erhebliche Feststoffbildung stattfindet.

	% Festes	% Asche : F
Aus dem drucklosen Rührgefäß unmittelbar nach der Entspannung	17,2	40,7
aus dem Abschlammsammelgefäß nach 4 Stunden	19,5	38,3
aus dem Abschlammsammelgefäß nach 5 Schichten	20,0	37,7
vor dem Schleudern	20,1	39,4

30.6.40: Bilanz Nr. 26.

Hin unter das Abschlammrührgefäß gestelltes Tropfgefäß enthält jeweils gegen Schichtende die nicht unbeträchtliche Menge von mehreren Hundert Gramm Schlamm. Diese wird ab jetzt ständig pro Schicht festgestellt.

2.7.40: Abschlammprozente zurück auf 80-90.

Es fiel zu viel Rücklauföl an.

5.7.40: Bilanz Nr. 27.

Umgestellt auf K 1197 vom 25.6.40.

Mit Kontakt 6531 anstelle von 2175, 30%ig kolloidal im eigenen Abstreiferschweröl gemahlen. Kohle: Abschlammrückführung 1:0,1; Gasmenge 3 obm/kg Kohle.

Eine neue Sendung der K 1197 sollte unter den gleichen Bedingungen geprüft werden, unter denen die Kohle 1197 und 1180 (Heuthengrube) bereits früher miteinander verglichen worden waren. Da verschiedene Sendungen schlesischer Kohlen schon mehrmals voneinander abwichen, erschien eine solche Untersuchung notwendig.

9.7.40: Mit 30%igen Kohlebrei 6531.

Von Anfang an (5.7.40) sollte 30%iger Brei verwendet werden. Da diese Konzentration jedoch mit der großen Kolloidmühle

des Kontaktlabors nicht erreicht werden kann, wurde 30%iger Brei geliefert. Nun wurde die kleine Kolloidmühle eingesetzt, die die Herstellung des 50%igen Kontaktbreies ermöglicht.

ab Bilans Nr. 28.

10.7.40 : Abschlämprobenahme surtoß auf 78-88.

Es wurde soviel Rücklauföl gegeben.

Der Abwasseranfall stieg seit dem 29. u. 30.6. von 9 kg/Tag auf 12 und dann auf 14 kg/Tag.

Gleichzeitig enthielt das Anreiböl nach den Analysenergebnissen seit dem 30.6. zunehmende Menge Wasser und zwar bis zu 15 %. Zunächst wurde angenommen, daß diese Ergebnisse durch Fehlen bei der Probenahme oder Analyse entstanden seien. Nunmehr ließ eine Untersuchung des Anreibölgefäßes eine Undichtigkeit an einer unter Dampf stehenden Zuleitung feststellen, die früher bei Betrieb des Ofens 703 verwendet worden war. Durch diese ist erst Kondenswasser und später Dampf durchgedrückt worden, wobei sich die Undichtigkeit vergrößert hat. Es sind also unnatürlich große Wassermengen durch den Ofen gegangen. Außerdem hat ein ständiger Verdampfungsprozeß im Anreibölgefäß stattgefunden, wobei zwangsläufig Öldämpfe mitgerissen worden sind. Wahrscheinlich ist daher in der fraglichen Zeit dickeres Anreiböl verwendet worden. Der seit dem 29.6. durchgeführte Versuch, insbesondere die unter Gelsenberg-Bedingungen angestellten, sind somit leider als nicht völlig einwandfrei anzusehen. Die nächste Bilans wurde deshalb bereits nach 3 Tagen genommen.

Anreibölgefäß entleert und entwässert. Dampfzuleitung entfernt.

11.7.40 : Die Konzentration des Kontaktbreies 6531 wurde nachträglich zu 45 % bestimmt.

Zwischenprobe der Kohle genommen.

Die Kohlenprobe der Bilans vom 9.7.40 hatte rd. 15 % Wasser enthalten. Dies dürfte auf ein Versehen bei der Probenahme zurückzuführen sein, da die Zwischenprobe 2,0% Wasser und 2,7 % Asche/T.K., also normale Werte ergab.

12.7.40 : 6²⁰ - 6³⁰ fiel der Strom infolge einer Störung in Oppau aus. Alle Pumpen und Kompressoren blieben stehen und die Temperatur fiel zurück. Während der Störung wurde mit der Handpumpe Anreibeöl in den Breieingang gedrückt.

Es wurde angenommen, daß der Ofen nicht geschädigt worden ist.

ab Bilanz Nr. 88.

15.7.40 : Abschlammpresente zurück auf 76 - 86.

Der Rücklaufölanfall war zu hoch.

16.7.40 :

ab Bilanz Nr. 90.

17.7.40 : Produktstandanzeige funktionierte nicht, durch mehrmaliges Hochziehen in Ordnung gebracht.

18.7.40 : Schleuderrückstand vor dem Schwelen verdünnt mit Schleuderöl auf 40 % Festes.

Hiermit wurde versucht, sich in der Rückstandsaufarbeitung der Großbetriebe weiter anzugleichen. Die dort verwendete Lavalschleuder liefert einen Schleuderrückstand mit rd. 40 % Festem. Durch Verdünnen des Rückstandes aus der hier benutzten Heineschleuder, der annähernd 60 % Festes enthält, auf die gleiche Festkonzentration wurden mehr unverdauliche Asphalte als bisher durch Schwelen vernichtet, anstatt in den Ofen zurückgeführt zu werden. Aus den neuen Maßnahmen ließ sich daher eine günstigere Lage des Ofens und damit u.U. eine Verminderung der Vergasung erwarten.

20.7.40 : Konzentration des Kontaktbreies 6531 50%.

Lt. neuester Bestimmung des Kontaktlabors.

21.7.40 : 2 x Standstörungen am 10 Ltr.-Gefäß, durch Hochziehen behoben.

22.7.40 :

ab Bilanz Nr. 91.

Anschließend Abschlammpresente vor auf 80 - 90.

Der Anreibeölanfall war zu gering.

Störung des Produktstandes, durch mehrmaliges Hochziehen behoben.

TITLE PAGE

Versuchsergebnisse.

Experimental results. Page 35

mit normalen Eisenkontakten
(Eisensulfat - geschwefelte
Bayermasse).

with normal iron catalyst
(iron sulfate-sulfurized
Bayermasse).

Franks Nos. 707 - 714

Die Veränderung der Rhojstandsaufarbeitung (vgl. 18.7.40) hat eine deutliche Verbesserung des Schleudereffektes bewirkt.

26.7.40 : Produktstand gestört, durch Hochziehen in Ordnung gebracht.

ab Bilanz Nr. 32.

Anschließend wurde umgestellt auf einen neuen Versuch, da über die Verarbeitung von K 1197 auf Benzin und Mittelöl nunmehr genügend Unterlagen vorhanden sind.

Versuchsergebnisse.

A) Mit normalen Eisenkontakten.

I. K 1197 vom 13.3.40.

Die Kohlesendung vom 13.3.40 wurde zunächst mit der üblichen Kontaktkombination (Eisensulfat, geschwefelte Bayermasse, Natriumsulfid) bei verschiedenen Temperaturen und mit verschiedenen Durchsätzen verarbeitet. Eine geringe Abschlammrückführung von 1 : 0,1 wurde für vorteilhaft gehalten.

1.) Bei 471°.

Kohle	1197		Gelsenberg ¹⁾
Durchsatz	0,48	0,57	
Abbau %	95,2	94,0	97,0
Leistung	0,24	0,31	0,25
Anreibesüberschuß	21,2	23,9	5-10
Vergasung %	26,8	26,8	23-24
Asphalt a.H.K. %	7,2	7,8	10-12
Asphalt im Anreibesöl %	7,3	7,3	5-10
Bilanz Nr.	10/11	6/7	--

1) Notiz 16 199; WK v. 12.3.40.

Bilanz Nr. 10 und 11.

Es wurde auf diejenige Leistung gefahren, die Gelsenberg im Großbetrieb - allerdings bei der etwas höheren Temperatur von 4730 - einstellt, um zu ermitteln, ob sich dann auch die übrigen Ergebnisse den dort erhaltenen angleichen. Dies ist, wie der Versuch zeigt, offenbar nicht der Fall. Sofort zu erkennen ist, daß auch diese oberschlesische Kohle sich bezüglich der Vergasung ungünstiger verhält als Gelsenberg-Kohle.

Bilanz Nr. 6 und 7.

Mit höherem Durchsatz verminderte sich zwar der Abbau etwas, also wie die Kohle 1180 (Beuthengrube) gibt auch diese G-erme schlesische Kohle willig eine recht hohe Leistung, ohne daß der Asphaltspiegel sich wesentlich erhöht. Die Vergasung ist mit 26,8 % unabhängig von Durchsatz gleichgeblieben.

2.) Bei 473°.

Durchsatz	0,495	0,54	0,55	0,56	0,58
Abbau %	96,6 ¹⁾	96,2	96,3	95,5	95,2
Leistung	0,27 ³⁾	0,31	0,31	0,32 ²⁾	0,34
Anreibesüberschuß %	11,0	9,4	21,7	21,5	14,3
Vergasung %	27,2	27,5 ²⁾	27,5 ²⁾	27,8	27,9
Asphalt a.H.K. %	5,7	6,7	8,1	8,0	6,7
Anreibesöl %	7,3 ³⁾	7,6	7,7	7,6	8,0 ³⁾
Abschlammrückführung	1:0,1	1:0,1	1:0,2	1:0,1	1:0,1
Umdrehungszahl des Ofeninhalts	38	38	38	38	32
Bilanz-Nr.	1/2	3	5	6	4

Bilanz Nr. 1 und 2.

Daß es sich um die Anfahrwerte handelt, zeigt sich aus den Asphaltzahlen, die hier und auch noch in den Bilanzen 3 und 4 zu günstig liegen. Auch die Leistung würde bei späterer Wiederholung des Versuches ungünstiger - bei rd. 0,27 statt 0,31 - gelegen haben.

- 1) Bilanz Nr. 1.
- 2) Geschätzt, da offenbar zu niedrig bestimmt.
- 3) Geschätzt, da als Anfahrwerte zu günstig bestimmt.

Bilanz Nr. 3.

Da die Kohle relativ gut spaltet, wurde versucht, diesen Effekt auszunutzen. Der Durchsatz wurde deshalb erhöht. Zu der zu günstigen Bestimmung der Vergasung und des Asphaltes hat möglicherweise eine Ergänzung des Rücklaufzils mit Steinkohlen-Asphalt beigetragen. Die Vergasung ist allerdings auch der Gasdichte nach mit 25,1 % viel zu niedrig bestimmt.

Bilanz Nr. 5.

Mit geringfügig erhöhtem Durchsatz hatte sich nach nunmehr genügend langer Fahrzeit, d.h. nach Wiederanfahren im Ofen 411, bei unveränderter Leistung und Abbau der Asphaltspiegel richtig eingestellt. Die geringe Vermehrung der Abschlammrückführung von 1 : 0,1 auf 1 : 0,2 hat wie in anderen Fällen auch hier nicht zu erkennbaren chemischen Auswirkungen geführt. Die Vergasung wurde der Dichtedifferenz nach zu niedrig gefunden.

Bilanz Nr. 8.

Eine weitere kleine Durchsatzsteigerung bei wieder verminderter Abschlammrückführung führt zu einer Verminderung des Abbaues. Die Leistung ist mit 0,29 zu niedrig bestimmt. Der Interpolation nach müßte sie rd. 0,32 betragen haben.

Bilanz Nr. 4.

Der Durchsatz wurde noch weiter erhöht und gleichzeitig die Umdrehungszahl des Ofenrührers vorgenommen. Diese Maßnahme hat zwar ein weiteres Absinken des Abbaues nicht wettmachen können, jedoch ist vielleicht der besseren Rührwirkung und damit Wasserstoffverteilung ein Anteil an der höheren Spaltung (Anreibeflüberschuß) zuzuschreiben. Eine nicht ausgeschlossen erscheinende günstige Einwirkung auf den Asphaltabbau ist allerdings nicht eindeutig, da auch die Möglichkeit besteht, daß das Rückführungsgleichgewicht noch nicht ganz erreichbar war, zumal der Durchsatz von Bilanz 2 bis 4 fortlaufend gesteigert wurde.

3.) Bei 474°.

Durchsatz	0,47	0,55	0,57
Abbau %	96,7	96,0	95,6
Leistung	0,28	0,31	0,30
Anreibeölüberschuß %	12,9	15,0	26,2
Vergasung %	28,5 ¹⁾	28,6	28,8
Asphalt a.R.K. %	9,5	8,4	7,8
Asphalt i. Anreibeöl %	6,7	7,1 ²⁾	7,1
Bilanz Nr.	20/21	18/19	9

Bilanz Nr. 20 und 21.

Mit niedrigem Durchsatz wurde im Ofen 451 ebenso wie bei den Bilanzen 10-11 im Ofen 411 gefahren, um die Leistung von Gelsenberg einzustellen. Wie der Vergleich zeigt, hat die Temperaturerhöhung von 471 auf 474° bei etwa gleichem Durchsatz die erwartete Wirkung:

Verbesserung von Abbau, Leistung und Asphalt und Verringerung des Rücklaufölüberschusses, allerdings auf Kosten der an sich schon hohen Vergasung, die von 26,8 auf 28,5 % ansteigt. In Bilanz Nr. 21 wurde die Vergasung mit 26,4 % zu niedrig bestimmt, wie der Vergleich der Gasdichtedifferenzen zeigt. Der Asphaltgehalt im Anreibeöl liegt bei Bilanz Nr. 20 aus unbekannten Gründen im Verhältnis zu den übrigen Werten zu hoch. Auch der Asphalt im Abschläm (% a.R.K.) ist in beiden Bilanzen unverhältnismäßig hoch bestimmt.

Verglichen mit Gelsenbergkohle gibt die K 1197, wenn man die Unterschiede zwischen Groß- und Kleinapparatur vernachlässigt, bei gleicher Leistung etwa gleiches Abbau und etwas bessere Asphaltreduktion. Die Vergasung der schlesischen Kohle liegt bei der hohen Ofentemperatur natürlich noch viel ungünstiger als bei 471°.

1) Bilanz Nr. 20.

2) Bilanz Nr. 18.

Bilans Nr. 18 - 19.

Eine Erhöhung des Durchsatzes zeigt auch bei 474° die gleichen Folgen wie bei niedrigen Temperaturen: Die Leistung steigt bei einer gewissen Verschlechterung des Asphalt- und Kohleabbaues, die Vergasung bleibt gleich.

Bilans Nr. 9.

Optimum von Durchsatz und Temperatur.

Eine weitere Steigerung des Durchsatzes scheint keinen Vorteil mehr zu bringen, auch wenn Leistung und Abbau vielleicht etwas zu ungünstig bestimmt sein mögen. Die obere Grenze des Durchsatzes liegt also in fast gleicher Höhe wie die der sehr ähnlichen Kohle 1180 (Beuthengrube).

Weiter zeigt es sich, daß ebenso wie bei der Kohle 1180 eine Temperatursteigerung über 471° hinaus wegen des starken Anwachsens der Vergasung nicht von Nutzen ist.

Eigenschaften des Anfalls:

Die bei Leistung 0,3 und 471° sowie 474° erhaltenen Öle (Bilansen 7 und 9) sind miteinander innerhalb der Fehlergrenzen identisch. Lediglich die schwersten Fraktionen sind bei der höheren Temperatur etwas weiter dehydriert, was sich im spez. Gewicht schwach bemerkbar macht. In den Elementaranalysen und in der Zusammensetzung der Vergasung ergeben sich kleine ins Auge fallenden Unterschiede. Die kurz nach dem Anfahren mit Teerölanreicherung erhaltene Bilans Nr. 2 hat erwartungsgemäß schwerere Öle mit tieferem Anilinpunkt und ein Benzin mit deutlich höherem Klopffwert geliefert.

Die Öle ähneln auch den aus der Kohle 1180 gewonnenen außerordentlich. Die schweren Öle aus K 1197 scheinen etwas C-reicher und O-ärmer zu sein. In der Vergasung ergibt die Kohle 1197 etwas mehr Propan und weniger Butan; der iso-Butangehalt der C₄-Kohlenwasserstoffe liegt dafür wahrscheinlich etwas höher.

II. K 117 von 21.6.40 bei 460°.

In der Annahme, daß die neue Sendung der bisher gefahrenen Kohle gleich sei, wurde sie nicht unter genau den bisherigen Versuchsbedingungen verarbeitet, sondern bei niedriger Temperatur (460°) und mit dem geringen Durchsatz 0,45 hydriert.

In den letzten Bilanzern 31 und 32 wurde die Rückstandsaufarbeitung geklärt. Der Rückstand aus der Heinschleuder wurde nun nicht mehr wie bisher im Originalzustand des Anfalls, d.h. mit rd. 60 % Festen, geschwelt, sondern vor dem Schmelzen mit Schleuderöl auf 40 % Festes verdünnt und damit dem Rückstand angeglichen, den die Lavalerschleuder im Großbetrieb liefert. Mit dieser Annäherung an die Technik wird fast die vierfache Menge an Öl und damit an Asphalten dem Schmelzen zugeführt. Als Vorteil ergibt sich eine Entlastung des Hochdrucks von schwerverdaulichen Asphalten, als Nachteil ein höherer Ölverlust in der Rückstandsaufarbeitung.

Schleuderrückstand		nicht verdünnt	verdünnt auf 40 % Festen
Abbau	%	94,9	93,6
Leistung		0,268	0,265
Vergasung	%	26,9	27,1
Asphalt n.B.H.	%	10,5	11,2
Asphalt im Anreiböl	%	8,5	8,0
Festen	%	6,4	5,7
Bilanz Nr. 1)		21/30	31/32

1) Bilanz 28 war nicht einwandfrei, da das Anreiböl infolge der Undichtigkeit einer Dampfleitung 13 % Wasser enthielt. Die Vergasung wurde n.B. zu 30,1 % bestimmt.

Die in vorstehender Tabelle zusammengefaßten Ergebnisse lassen erkennen:

- 1.) Die neue Kohlesendung ist der bisher gefahrenen von 13.3.40 sehr ähnlich. Auf Grund der Kohleanalyse konnte man vermuten, daß sie sich etwas weniger leicht hydrieren lassen würde, denn sie enthält etwas weniger disy. H und flüchtige Bestandteile und ein wenig mehr Sauerstoff.

Tatsächlich schloßen sich die Hydrierergebnisse swanglos an diejenigen, die mit der älteren Sendung bei höherer Temperatur und höherem Durchsatz erhalten worden sind. In der Spaltung scheint sich die Sendung von 23.6.40 eher etwas günstiger zu verhalten.

- 2.) Die aus der neuen Kohlesendung gewonnenen Öle unterscheiden sich von den früher erhaltenen kaum. Am Unterschieden zu bemerken ist zum bei den Ölen von 200° an ein etwas geringerer Sauerstoff- und höherer C-Gehalt, was damit übereinstimmt, daß im Mittelöl etwas weniger Phenole gefunden wurden. Der größere C-Gehalt der neuen Sendung ließ eher das Gegenteil vermuten, sodaß trotz der großen Ähnlichkeit der beiden Kohlen gewisse Strukturverschiedenheiten nicht ganz ausgeschlossen erscheinen. Ein Einfluß der Ofentemperatur ist wenig wahrscheinlich, da die bei 471 und 474° erhaltenen Öle sich hinsichtlich ihrer Elementaranalysen und ihres Phenolgehaltes praktisch gleich waren.

Die KV-Vergasung enthielt weniger Methan und mehr Propan. Augenscheinlich nimmt die Methanbildung mit sinkender Temperatur etwas ab, wie auch der Unterschied zwischen Bilanz 7 und 9 vermuten läßt.

- 3.) Die Änderung der Rückstandsaufarbeitung erbringt die erwartete Verbesserung des Schließereffektes und Senkung des Asphaltanteils, wenn dies auch im Asphaltgehalt des Anreibeschlammes "Asphalt a.R.K." wegen des zu hohen Wertes der Bilanz Nr. 32 nicht zum Ausdruck kommt. Auch hat sich der Abbau etwas erhöht.

- 4.) In Bilanz 29 war die Wandtemperatur der Abscheidermitte auf 454° gehalten worden gegen 456° bei den übrigen Bilanzen. Dies führte zu einem etwas größeren Anfall von Abschamm, der

TITLE PAGE

mit ungeschwefelter Bayermasse.
with unsulfurized Bayermasse.
Page 41

Frame Nos. 714 - 716

ein geringeres spezifisches Gewicht aufwies, sich dagegen von den übrigen Abschlämmen im Mittellölgehalt kaum unterschied. Auch das Anreibeöl hatte sich nicht geändert und die chemischen Fahrergebnisse wichen von den übrigen nicht erkennbar ab. Es ist nicht überraschend, daß Änderungen der Abscheider-Temperatur, soweit sie nicht den Mittellölgehalt des Abschlämmes und damit des Rücklauföls beeinflussen, beim Fahren auf Benzin und Mittellöl auf die Ergebnisse praktisch ohne Einfluss sind.

B. Versuche mit anderen Kontakten.

I. Mit 6512.

Eine Reihe von Versuchen wurde durchgeführt, um festzustellen, ob die normal verwendete geschwefelte Bayermasse (6531) durch den billigeren ungeschwefelten Kontakt ersetzt werden kann.

Temperatur	°C	468	469	469	471
Durchsatz		0,44	0,48	0,55	0,56
Abbau	%	95,8	96,1	94,5	95,9
Leistung		0,25	0,26	0,28	0,31
Anreibeölüberschuss	%	19,0	20,4	27,3	16,7
Vergasung	%	28,0 ¹⁾	27,8 ²⁾	28,4	28,0
s-Asphalt a.R.K.	%	9,6	9,2	10,3	10,8
Asphalt % im Anreibeöl	%	7,4	7,2	8,1	7,8 ³⁾
Bilans Nr.		22/23	14/15	23	24

- 1) Bilanz 23
 2) Bilanz 15
 3) geschätzt.

1.) Bei 468°.

Bilanz Nr. 22 und 23.

Bei der verhältnismäßig tiefen Temperatur von 468° und niedrigen Durchsatz wurde ein Abbau erreicht, der höher liegt, als der bei gleicher Temperatur und ähnlichem Durchsatz, aber geschwefeltem Kontakt erzielte (Bilanz 29/30). Auch die Asphaltreduktion schien hier mit schwefelfreiem Kontakt eher etwas besser zu sein, selbst wenn man berücksichtigt, daß der Durchsatz etwas niedriger lag, als bei den Vergleichsversuchen, die allerdings mit einer anderen Kohlenart durchgeführt wurden. Dagegen lag die Vergasung deutlich höher; allerdings muß man die der Bilanz 22 mit 29,4 % auf Grund des Vergleichs mit der Gasdichtedifferenz als Fehlbestimmung ansehen.

2.) Bei 469°.

Bilanz Nr. 14 und 15.

Bei 469° und etwas höherem Durchsatz wurden in Abbau, Leistung und Asphalt ein wenig bessere Werte erzielt. Die Vergasung schien etwa ebenso hoch wie bei 468° zu sein; die Wert von Bilanz 14 (26,0 %) muß wohl als Ausreißer bewertet werden.

Bilanz Nr. 21.

Der Durchsatz von 0,55 ist für diese Temperatur offensichtlich zu hoch, da Abbau und Asphaltpegel sich erheblich verschlechtert haben. Der Anreibölüberschuß hat sich stärker vermehrt als die Leistung. Auch die Vergasung ist möglicherweise etwas ungünstiger geworden, wenn auch wohl nicht so hoch wie der Bilanzwert ergibt, da die Gasdichtedifferenz gleichgeblieben ist.

3.) Bei 471°.

Bilanz Nr. 24.

Die Steigerung der Temperatur zeigt sich für den hohen Durchsatz 0,56 vorteilhaft. Alle Ergebnisse lagen besser, der Asphaltgehalt vom Anreiböl mit 6,8 % allerdings wohl zu gut als Folge einer mengenmäßig bedeutenden Ergänzung des

TITLE PAGE

mit ungeschwefelter Mayonnaise
und aufgetrunktem Hagz.
with unsulfurized Mayonnaise
and absorbed Hagz. Page 43

Frame cont. 716 - 717

Rücklauföls mit Steinkohlenteeröl an Vortage. Dagegen ist der Asphalt im Abschläm zu hoch gefunden worden.

4.) Vergleich mit geschwefelter Bayermasse.

Die Ergebnisse, die mit den beiden Kontakten erhalten wurden, wichen nur wenig voneinander ab. Mit schwefelfreiem Katalysator wurde Abbau und Leistung etwas höher gefunden, allerdings auch die Vergasung. Im Asphaltabbau konnte im grossen ganzen kein Unterschied erkannt werden.

Die mit ungeschwefelter Bayermasse gewonnen Öle waren etwas schwerer und den Anilinpunkt nach wasserstoffärmer. Die Abgase enthielten mehr Methan und weniger C_2 - KW.

Alles deutet somit darauf hin, daß ungeschwefelte Bayermasse im Vergleich zu geschwefelten Kontakt etwas stärker spaltet, dagegen nicht ganz die gleich-hohe Hydrieraktivität besitzt. Ob die geringen chemischen Vorteile des geschwefelten Kontaktes seine höheren Kosten rechtfertigen, läßt sich nur durch Kalkulation des Hinsuffalles feststellen. Möglicherweise liegen die Verhältnisse bei anderen Kohlen eindeutiger.

II. Mit 6512 und aufgetränkten 6712.

In diesen Versuchen wurde das Natriumsulfid nicht wie üblich kolloidal in Schweröl gemahlen zum Brei gegeben, sondern ebenso wie das Eisensulfat (1181) auf die Kohle aufgetränkt, da Drehaufklavenversuche hiervon eine Verbesserung der Kontaktwirkung erwarten ließen. Bei höheren Temperaturen als in den vorhergehenden Versuchen mit 6512 wurden folgende Ergebnisse erhalten:

Temperatur	°C	473	474
Durchsatz		0,440	0,433
Abbau	%	95,0	96,5
Leistung		0,23	0,24
Anreibeölüberschuss	%	15,9	16,1
Asphalt N.R.K.	%	8,5	9,1
Asphalt im Anreibeöl	%	7,2	6,3
Bilanz-Nr.		16	17

TITLE PAGE

mit Bayermasse-Titanylsulfat
geschwefelt.
with Bayermasse-Titanylsulfat
sulfurized. Page 44

Pat. Nos. 717 - 721

TITLE PAGE

mit Bayermasse-Titanylsulfat
geschwefelt.
with Bayermasse-Titanylsulfat
sulfurized. Page 44

Frame Nos. 717 - 721

1.) Bilanz Nr. 16 und 17.

Die Temperatursteigerung um 1° hat die üblichen Auswirkungen: Erhöhung von Abbau, Leistung, Spaltung und Asphaltreduktion ¹⁾, aber auch der Vergasung. Die sprunghafte Verbesserung des Kohleabbaus ist wohl nicht ganz reell; vermutlich ist der Wert der Bilanz 16 etwas zu niedrig.

2.) Beurteilung der Kontaktwirkung.

Leider ist ein exakter Vergleich mit den bisher verwendeten Kontaktkombinationen nicht möglich, da hier mit sehr niedrigen Durchsätzen gefahren wurde. Die graphische Extrapolation scheint indessen zu zeigen, daß die erhaltenen Werte sich denen der „normalen“ Kontaktkombination anschließen, d.h. es kann vermutet werden, daß das Auftränken des Natriumsulfids auf die Kohle die Ergebnisse mit ungeschwefelter Bayermasse etwa auf diejenigen verbessert, die mit geschwefelter Bayermasse und kolloidal zugegebenem Na_2S erhalten werden. Dieser vorläufige Hinweis bedarf noch der Bestätigung durch weitere Versuche.

III. Kontakt 7678.

Der Kontakt 7678 besteht aus Bayermasse, die mit 3 % Titansulfat getränkt und dann geschwefelt wurde. Er wurde in der üblichen Kombination anstelle der normalen Bayermasse verwendet. Nachstehend sind die Ergebnisse, die in den Bilanzen 12 und 13 erhalten wurden, denen gegenübergehalten, die bei der gleichen Temperatur (475°) und ähnlichem Durchsatz mit geschwefelter Bayermasse ohne Zusatz erhalten worden sind:

1) jedenfalls der zuverlässigsten Asphaltsatz des Rücklauföls nach.

Kontakt		7678	6551
Durchsatz		0,48	0,49
Abbau	%	94,8	96,6 ²⁾
Leistung		0,26	0,27
Vergasung	%	27,8	27,2
Asphalt a. R.K.	%	8,2	5,7 ³⁾
Asphalt im Anreiböl	%	7,5	7,4 ¹⁾
Bilanz Nr.		12/13	1/2

Hiernach haben sich Abbau und Vergasung empfindlich durch den Titansatz verschlechtert. Damit erscheint wieder einmal, wie nun schon mehrfach ⁴⁾ bewiesen, daß Titan als Kontaktbestandteil für die Steinkohlehydrierung nicht geeignet ist.

IV. Mit 2172.

Während der Bilanzen 26 und 27 wurden die Bedingungen angewendet, unter denen frühere Versuche mit der Gelsenbergkohle zur Schaffung von Planungsunterlagen gefahren worden sind. Sie unterscheiden sich von den bisherigen durch den Kontakt (ungeschwefelte Luxmasse anstelle von Bayermasse), die größere Gasmenge (4 cbm/kg Kohle gegenüber 3 cbm) und die niedrige Temperatur von 464°.

Leider sind die Ergebnisse nicht einwandfrei, da das Anreiböl infolge der Undichtigkeit einer Dampfleitung bis zu 15,8 % Wasser enthielt, die durch den Ofen gingen. Außerdem wird weiteres Wasser beim Verdampfen aus dem Anreibölgefäß Öldämpfe mitgerissen haben, wodurch das Rücklauföl in nachträglich nicht mehr zu kontrollierender Weise verändert wurde. Von einer Auswertung der Resultate muß daher abgesehen werden.

- 1) geschätzt
- 2) Bilanz Nr. 1
- 3) Anfahrwerte
- 4) 19 1721 v. 18.8.41,
19 7091 v. 21.5.41.

Besondere Beobachtungen.

1.) Vergleich der Ofen 411 und 451.

Die Versuche wurden teils im Ofen 411, teils im Ofen 451 angestellt. Zeitweise liefen beide Ofen parallel, um Hinweise auf etwa bestehende Apparaturkonstanten zu gewinnen. Wie die bisherigen Ausführungen gezeigt haben, ließen sich diese Ergebnisse aus beiden Ofen ohne besondere Schwierigkeiten zu einem einheitlichen Gesamtbild zusammenfügen. Damit bestätigt sich die bereits früher mit der Kohle 1180 ¹⁾ gemachte Feststellung, wonach die Resultate bisheriger Versuche miteinander ohne weiteres vergleichbar sind, gleichgültig, in welchem 10 Ltr.-Ofen sie gewonnen wurden.

Dies ist deshalb besonders bemerkenswert, weil die Art der Beheizung des Abscheiders bei den einzelnen Versuchen z.T. recht verschieden war. Es wurden verwendet

	Bilanz-Nr.
a) Abscheider im Bleibeß / stehend	5-17
b) Abscheider elektrisch beheizt, Fuß wenig isoliert	1-4
c) " " " Fuß gut isoliert	18-21
d) " " " mit elektrisch beheiztem Bleifuß	22-32

Während an Ofen 451 anfänglich, d.h. bei verhältnismäßig kaltem Abscheiderfuß, im Vergleich zu Ofen 411 mehr Abschamm von geringer Viskosität anfiel, glich sich der Abschamm bereits mit besserer Isolierung des unteren Abscheiderteils dem an Ofen 411 gewonnenen weitgehend an. Weder die Beschaffenheit des Rücklauföls noch die Bilanzresultate wurden durch die Abscheiderunterschiede merkbar beeinflusst. Man kann sagen, daß Verschiedenheiten der Abscheidertemperaturen innerhalb gewisser Grenzen, innerhalb deren sich der Mittelölgehalt des Rücklauföls praktisch nicht ändert, bei der Fahrweise auf Bennis und Mittelöl ohne merklichen Einfluß auf die chemischen Ergebnisse sind.

1) 19 8131 v. 2.1.42.

2.) Berichtigung von Bilanzwerten.

Die für eine Versuchsreihe große Zahl der Bilanzen ermöglichte es, über die Genauigkeit der Ergebnisse und über die Zulässigkeit ihrer Korrektur besondere Erfahrungen zu gewinnen, die sich aus kurzen Versuchsreihen nicht ohne weiteres ergeben. Insbesondere wurden in dieser Hinsicht Abbau, Leistung und Asphaltrückhaltung untersucht.

a) Abbau. In einer Reihe von Fällen standen die Abbauschalen mit der Granderfahrung der Hydrierung nicht von vornherein in Einklang, wusch sich der Heizkohlenabbau bei Erhöhung der Ofentemperatur oder Verringerung des Durchsatzes unter sonst gleichen Verarbeitungsbedingungen nicht verringert, sondern eher verbessert. Die Abbauschalen fügten sich dagegen gut in ein in sich stimmendes Gesamtbild, wenn die Rechnungsgrundlagen dienenden Analysenwerte folgender Kontrolle anhand der Betriebsanalytenschalen standhielten:

Der Restkohlengehalt des Anreibehülls soll sein gleich dem Durchschnitt der Festgehalte von frischen Schlenderöl an Aufschlag und an den beiden Nachbartagen + einer Konstanten, die die Festkohlenbildung im Anreibehüll ausdrückt und die hier rd. 1,5 % gemacht. Streuung ± 1 %. Die Abweichungen von dieser Kontrollzahl waren im allgemeinen nicht erheblich, die Zahl der hiernach vorzunehmenden Berichtigungen 8 (von 32 Werten), davon 1 Fall, in dem die Korrektur zu einem unbrauchbaren Wert führte.

Der Restkohlengehalt des Abschlaumes, wie er vom Laboratorium bestimmt wird, soll mit dem von Betriebslaboratorium bestimmten Wert innerhalb ± 1 % übereinstimmen. Die Zahl der hiernach erforderlichen Berichtigungen betrug 8, davon führten 2 zu offensichtlich unrichtigen Abbauwerten. Die Höhe der Abweichungen war beim Abschlaumfesten erheblicher - bis zu 4 % -, was vermuten läßt, daß wohl nicht immer ganz einwandfreie Produkte des Abschlaumes genommen wurden.

Die Aschenbilanz ging im Durchschnitt zu 110 % auf. Die Asche wird durch Oxydation des Naphs scheinbar vermehrt. Als zulässige Streuung wurden ± 10 % angesehen. Die Berichtigungen, die den Abbau nicht erheblich beeinflussen, werden

721

bei jeweils demjenigen Analysenwert vorgenommen, der von den benachbarten am meisten abwich.

b) Leistung.

Wie sich herausstellte, bilden die Ergebnisse der technischen Destillation keinen zuverlässigen Kontrollmaßstab für die Stöckanalyse des Abstreifers, nach der sich Leistung und Antriebsüberschuss beim Fahren auf Benzin und Mittelöl bestimmen. Die für die Zukunft geplante Zerlegung des Abstreifers in der Kolonne wird die an sich wohl nicht große Zahl der Schlüßbestimmungen noch vermindern.

c) Asphaltgehalt.

Der Asphaltgehalt muß sich erfahrungsgemäß ebenso wie der Reinkohlgehalt mit dem Übergang zu höherer Temperatur oder zu kleinerem Durchsatz eher verbessern als gleichbleiben. Mit dieser allgemeinen Erfahrung stimmten fast immer - abgesehen von nur 2 fraglichen Werten und den Zahlen der Anfahrtsbilanzen - die im Antriebsöl bestimmten Asphaltgehalte überein, dagegen viel weniger gut die aus dem Asphaltgehalt des Abschlaumes errechneten Kennzahlen „Asphalt auf Reinkohle“ und „Asphalt auf festes freies Kohlenöl“. Dies gibt einen erneuten Hinweis darauf, daß der Probeahme des Abschlaumes ganz besondere Sorgfalt zu schenken ist.

ges. Hupfer

TITLE PAGE

Tabellen u. besonderes Verzeichnis.
Tables, etcetera

Page Nos: 722 - 761

I	Bilanzen Ia - Ib
II	Eigenschaften der Kohle
III	Brennuntersuchungen
IV	Brennfraktionen
V	Mittelöluntersuchungen
VI	Untersuchungen von Schweröl aus Abstreifer + Schmelöl
VII	Untersuchungen von Anreibeöl und Gesamtöl
VIII	Einölmuntersuchungen
IX	Elementaranalysen
X	Elementarbilanzen
XI	Paraffingehalt der Öle
XII	Phenolverlegungen
XIII	Abstreiferniederkurven
XIV	Verteilung des als KV vergastem C
XV	Isobutangehalt
XVI	Organisch gebundener Schwefel in Abgasen
XVII	Im Abwasser gelöste Stoffe
XVIII	Schmelgasbeuten
XIX	Schmelgasanalysen
XX	Asphaltverlegungen
XXI	Zusammensetzung des Gesteins
XXII	Molgewichte des Mittelöls und seiner Fraktionen
XXIII	Petrographische Untersuchung der Kohle

Tabelle I

Bilanzen

vom Fabren der Kohle 1197. in Ischlagshafen entascht, auf Benzin und Mittelöl bei 600 ata.

723

Bilanz Nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ofen	451	451	451	451	411	411	411	411	411	411	411
Tag 1940	30.3.	3.4.	7.4	12.4.	17.4.	21.4.	24.4.	30.4.	4.5.	9.5.	13.5.
Schicht	abc	abc	abc	abc	abc	abc	abc	abc	abc	abc	abc
Betriebsstunden 1)	208	303	399	507	620 5)	716	788	932 6)	1028	1148	1244
Kohle											
Aschgehalt d. fr. Kohles	2,7	2,7	3,4	3,2	3,9	2,1	2,0	2,5	2,6	2,0	1,8
Anlieferungs-tag d. Kohle											
C in Reinkohle											
Vorbehandg. d. Kohle											
Kontakt											
(Mengen auf Tr. K. be-rechnet)											
Anreibeung	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1
Art des Anreibeöls	Schlenkeröl aus Abschläm, der mit Schweröl über 325° aus Abstreifer + Schmelöl auf 16 % Festes verdünnt wurde, + Rest des Schweröls.										
spez. Gewicht/50°	1,094	1,082	1,082	1,080	1,074	1,072	1,072	1,070	1,070	1,068	1,064
% Festes	5,7	4,2	4,9	8,0	6,3	7,2	7,3	7,2	7,6	7,4	6,7
Asche im Festen	28,1	22,2	24,4	24,4	31,0	31,0	24,5	21,1	18,3	22,9	17,6
im Öl % -325°	7,3	6,8	7,2	8,9	7,1	6,7	5,7	5,0	4,0	3,8	5,2
% s-Asphalt	6,2	6,0	5,9	6,7	7,7	7,7	7,2	7,6	7,1	7,8	6,8

geschroteten, technisch mit CaCl₂ entascht

Kohle mit 1,2% 1181 2) getränkt, getrocknet und gemahlen

1,5% 6511 3) beide 50%ig in Abstreifer + Schweröl vom Ofen 45, bzw. 411 0,5% 6709 4) kolloidal gemahlen zum Frei gegeben.

13. 3. 1940

St. 3

~~von Fahrenheit der Kohle 1197, in Leinwandfabriken entseht, auf Dampfen und Kessel bei 600 Grad.~~

Bilanz Nr.	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Ofen	411	411	411	411	411	411	451	451	451	451	451
Tage 1940	18.5.	22.5.	26.5.	30.5.	11.6.	15.6.	2.5.	9.5.	9.5.	12/13.5.	10.6.
Schicht	abc	abc	abc	abc	ab	ab	abc	abc	abc	abc	ab
Betriebsstunden ¹⁾	1364	1460	1536	1632	1874	1962	941.5)	1013	1109	1190	1432
Kohle											
Aeschegehalt d.Zr.K. %	2.2	1.9	2.3	2.7	3.0	2.8	2.0	2.3	2.1	2.6	2.9
Anlieferungszeit d.Kohle											
C in Feinkohle %											
Vorbereitung d.Kohle											
geschroteten und technisch mit CaCl ₂ entsäugt											
Kontakt aufgetränkt	1.2 \$	1.81			1.5 \$	1.81		1.2 \$	1.81		
kolloidal 50%ig in Abtre-	1.5 \$	7673)			0.3 \$	6709		1.5 \$	6512		
fer-Schwärz gemahlen											
aus Zrei	0.3 \$	6709			-	-		0.3 \$	6709		
Anreibungs	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1	1:1
Art des Anreibes	Schwefelöl aus Abschleim, der mit Schwärz über 325° ans Abstreifer +										
	Schwefelöl auf 16% Festes verführt wurde, + Rest des Schwärzes.										
spez.Gewicht/50°	1.072	1.072	1.070	1.066	1.072	1.072	1.069	1.064	1.060	1.066	1.072
% Festes	7.2	7.7	8.2	6.9	7.5	7.5	7.8	6.5	6.1	6.52)	6.0
Aesche im Festen %	17.2	19.2	16.2	14.4	11.2	10.1	27.6	21.7	14.1	10.6	5.0

11. 12. 13. 14. 15. 16. 17. 18. 19. 20. 21. 22. Art des Antriebs Abblenn. der mit Schmelz. oder 325 aus 2. 3. 4. 5. 6. 7. 8. 9. 10. 11. 12. 13.											
spez. Gewicht/30°	1,072	1,072	1,070	1,066	1,072	1,072	1,072	1,068	1,064	1,060	1,072
% Festes	7,2	7,7	8,2	6,9	7,5	7,5	7,5	7,8	6,5	6,1	6,52
Asche in Festen %	17,2	19,2	16,2	14,4	11,2	10,1	10,1	17,6	11,7	11,1	10,6
in Öl % -325°	5,0	4,0	4,5	3,6	4,7	4,5	4,5	6,0	7,5	6,8	7,8
% S-Gehalt	7,4	7,7	7,1	7,2	7,2	6,5	6,5	7,1	7,5	7,8	6,7
Wärmeleistung	1,0,1	1,0,1	1,0,1	1,0,3	1,0,1	1,0,1	1,0,1	1,0,1	1,0,1	1,0,1	1,0,1
Temperatur	432	442	446	449	452	454	454	446	446	449	444
Wärmeleistung	473	473	459	469	473	474	474	474	474	474	458
Wärmeleistung	461	461	458	458	461	462	462	462	462	462	456
Wärmeleistung	0,888	0,484	0,485	0,471	0,440	0,433	0,433	0,593	0,542	0,471	0,444
Wärmeleistung	3,88	3,94	3,99	4,09	4,07	3,79	3,79	3,97	4,16	4,00	4,10
Wärmeleistung	38	38	36	38	38	38	38	36	36	36	36

- 1) nach Abzug der Reparaturstunden
- 2) korrigiert nach Betriebsanhang
- 3) Bayerische + 5 % Titanyleinfat geschwefelt
- 4) ungeschwefelte Bayerische
- 5) Rücklauföl aus Ofen 11 mit solchen aus K 1180 50:50 ergänzt.

724
725

Tabella I. c

Bilansen

Ergebnisse 1)

Bilanz Nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Bilanz	101,1	101,9	101,5	101,0	101,3	101,0	100,3	99,0	100,8	97,1	96,7
Prakt./theor. Verflüssig.	104,0	102,7	101,2	98,9	102,4	103,4	99,2	94,6	102,4	91,0	89,9
Abbau	96,6	95,3	96,2	95,2	96,3	94,0	93,9	95,5	95,6	94,8	95,5
Theoret. Ölgewin. f.a.R.I.	69,0	67,8	71,5	69,5	71,5	71,6	71,5	70,2	69,9	72,7	72,5
Hochdruckölgewin. f.a.R.I.	71,7	68,9	71,6	67,6	72,9	74,0	69,9	65,2	71,0	63,6	62,7
Prakt. (H+H)-Ölgewin- leistung kg/Etr. Of. v. 800.	0,312	0,306	0,314	0,338	0,314	0,312	0,308	0,288	0,297	0,245	0,237
4-135° i. prakt. Ölgew.	10,3	10,7	12,8	13,5	13,8	13,2	13,6	15,1	16,1	14,8	15,0
Gastensin f. v. 800. H	18,9	29,6	23,5	19,5	18,2	19,8	23,0	23,3	18,6	30,5	25,2
Anreibölüberschuss											
f. v. Hochdruckölgewin	12,7	9,2	9,4	14,3	21,7	25,5	22,3	21,5	26,2	20,3	22,0
Vergasung f. v. prakt. Öl- gewin + Vergasung	27,1	27,3	25,1	27,9	26,3	26,9	26,7	27,8	28,8	26,2	27,4
Vergastes C f. v. C der R.I.	24,6	24,8	20,4	23,7	21,5	21,3	20,9	21,8	22,4	18,9	19,6
davon f. als CO	5,7	5,5	7,2	6,0	6,3	6,0	6,4	6,2	6,1	6,3	6,8

Atomgewicht	12,7	9,8	9,4	14,3	27,1	26,3	16,9	26,7	23,9	26,2	20,3	52,0
Verrechnung S. Verbr. u. O2-gehalt - Verrechnung	27,1	27,5	25,1	27,9	26,3	26,3	26,9	26,7	27,9	26,6	26,2	27,4
Verrechnung O 54,0 der R.K.	24,6	24,8	20,4	23,7	21,5	21,5	21,9	20,9	21,8	22,4	19,9	19,6
Carbon S als CO	3,7	3,8	7,2	6,0	6,3	6,3	6,0	6,4	6,2	6,1	6,9	6,8
S als CO2	1,1	1,2	1,4	0,8	1,0	1,0	0,9	1,3	0,9	1,0	1,0	1,0
Aluminium S a. R.K.	9,3	9,8	11,2	12,7	10,4	10,4	8,6	9,8	10,3	8,4	9,5	8,8
Kohlenstoff S a. R.K.	86,5	87,0	94,4	89,6	84,7	84,7	90,7	88,9	86,4	87,3	85,4	85,0
Wasser S a. R.K.	5,5	5,8	6,7	6,7	8,1	8,1	7,8	7,8	8,0	7,8	7,2	7,2
S a. R.K.	4,7	4,8	5,4	5,7	6,3	6,3	6,1	6,3	6,6	6,2	6,0	5,9
Aschegehalt, Ana/Ein	92,6	127,5	105,3	106,6	105,9	105,9	105,6	115,6	112,4	112,4	104,8	121,6

1) berechnet auf butanfreies Benzol

2) berichtigt

3) geschätzt

4) berichtigt; der Elementaranalyse nach (s. Anhang zu Tabelle I) war der Abschleissanfall zu hoch gemessen worden.

Tabelle I 4

Bilanzieren

Ergebnisse 1)

726

Bilanz Nr.	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Bilanz	98,5	97,3	98,5	98,0	97,2	97,2	99,3	101,0	98,5	100,4	100,7
Prakt./theor. Verflüssigung	92,9	90,5	93,5	92,5	93,0	91,6	95,7	99,5	96,2	96,2	100,1
Abbau	94,8	94,7 ²	96,1	96,1	95,0 ²	96,5 ²	96,1	95,9	96,4	97,0	95,6
Theoret. Ölgeinn \$ a.R.K.	69,9	71,2	70,1	71,5	69,5	67,4	68,6	66,3	68,6	71,4	68,5
Hochdruckölgeinn \$ a. R.K.	62,4	61,7	66,3	63,9	61,9	58,3	63,7	68,6	64,4	71,0	67,6
Prakt. (M+H) - Ölgeinn- Leistung kg/Ltr. Öl. Vol./Std.	0,262	0,253	0,256	0,246	0,229	0,236	0,317	0,298	0,275	0,272	0,248
\$-135° i. prakt. Ölgeinn	13,6	14,1	14,3	14,1	14,4	15,3	13,4	13,4	14,4	14,3	14,1
Gesamtein \$ v. Gesamtbenzin	19,9	28,4	18,3	19,4	30,0	28,5	25,1	23,2	22,8	26,0	26,9
Anreibeflüßberechnung											
\$ v. Hochdruckölgeinn	13,8	15,4	20,4	20,3	15,9	6,6	10,1	19,9	9,1	16,7	17,4
Vergasung \$ v. prakt. Ölgeinn + Vergasung	27,9	27,7	26,0	27,8	27,7	28,4	28,8	28,3	28,5	26,4	29,4
Vergastes C \$ v. C d. R.K.	22,0	21,8	22,8	21,3	21,0	22,9	24,3	22,9	24,6	22,1	24,2
davon \$ als CO	6,50	6,8	7,1	5,9	4,8	5,3	5,8	6,0	5,2	7,1	5,6
	1,1	1,3	1,7	1,2	1,6	1,5	1,1	1,2	0,9	1,0	1,6

[illegible]

3134500

1) Ergebnisse

Bilans Nr.	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
Rohbilans	101,5	101,2	101,4	101,2	100,7	101,2	99,4	99,0	100,5	99,9
Prakt./theor.-Verflüssigung	105,7	98,2	100,0	96,2	97,7	98,8	95,9	96,1	97,5	98,5
Absen	96,0 ²	95,9	94,5 ²	95,0 ²	94,8	95,5 ²	95,2	94,6	95,6	95,5
Theoret.-Ülgewinn	69,6	69,8	68,6	68,9	69,9	65,6	69,3	68,9	69,3	69,3
Hochdruckülgewinn	74,1	67,2	66,9	64,2	66,6	62,7	62,6	64,1	66,2	66,9
Prakt. (Mittel)-Ülgewinn- Leistung 1/2 Liter Öl. Vol./Std. \$ -139° 1. prakt.-Ülgewinn	0,253	0,312	0,279	0,237	0,255	0,255	0,271	0,265	0,264	0,265
Gasbensen \$ v. Gesamtbensin	15,5	13,2	12,1	13,3	12,7	13,5	13,0	12,8	13,7	13,1
Antriebsüberschub	35,2	34,5	27,9	26,0	24,5	30,3	32,0	28,1	22,3	30,1
\$ v. Hochdruckülgewinn	20,7	16,7	27,3	19,4	26,0	9,1	4,7	8,1	30,6	11,6
Vergasung \$ v. prakt.-Ülgewinn + Vergasung	28,0	28,0	28,4	29,0	29,7	30,1	26,8	26,9	27,0	27,1
Vergastes C \$ v. G. d. R. I. davon \$ als CO	24,1	23,0	21,3	22,4	22,0	25,9	23,9	22,9	23,1	23,2
	4,5	5,2	6,3	7,2	7,1	5,6	6,1	5,9	5,2	5,6

Verrechnung % v. prakt. Ölgehalt + Verrechnung	15,7	27,3	19,4	25,0	29,7	30,1	26,8	4,7	10,6	11,8
Vergastetes C % v. G. d. R.I.	24,1	21,3	22,4	22,0	22,0	25,9	23,0	22,9	23,1	23,2
davon % als CO	4,5	6,3	7,2	7,1	7,1	5,6	6,1	5,9	5,2	5,6
% als CO ₂	14,1	1,4	1,3	1,3	1,3	1,1	1,1	1,4	0,9	1,2
Abwasser % a. R.I.	9,3	9,7	13,5	10,6	12,1	12,1	12,4	9,5	9,7	9,9
Kesselabblaus % a. R.I.	90,3	91,1	93,6	98,2	91,3	93,1	95,9	93,6	93,4	94,5
darin a-Asphalt % a. R.I.	9,6	10,6	10,3	10,7	9,6	9,0	10,3	10,7	10,8	11,5
a-Asphalt % a. festes freies Kesselabblaus	7,7	8,8	8,2	9,2	8,8	7,8	9,2	9,3	9,0	9,4
Ascheabblaus Aus/Ein	90,3	94,2	112,1	125,6	136,4	115,3	109,3	108,6	108,7	112,8

1) berechnet auf butanfreies Bensen
2) berichtigt.

Tabelle I f

Bilansen

Analysen des Anfalls

Bilans Nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Abtreifer + Schneehil											
spez. Gewicht/20°	0,992	0,987	0,984	0,988	0,983	0,983	0,984	0,980	0,982	0,983	0,980
% - 195°	4,7	4,1	5,3	5,9	5,6	5,2	5,2	5,5	6,1	4,9	5,2
% 135 - 325°	52,1	51,0	49,6	49,1	45,1	44,7	45,0	42,7	41,0	43,1	42,0
Abschlamm											
spez. Gewicht/30°	1,080	1,084	1,094	1,092	1,086	1,084	1,102	1,094	1,098	1,088	1,082
Benzolunlösliches %	15,3	17,4	16,5	19,6	19,0	17,0	18,8	20,4	20,4	19,9	19,1
Asche im Festen %	42,5	46,0	43,4	42,8	50,0	42,3	39,3	37,4	36,8	34,1	36,1
in Öl % - 325°	15,1	15,7	16,4	16,1	-	15,8	13,8	11,3	10,0	11,0	12,3
% S-Asphalt	7,4	7,8	8,2	9,0	11,0	10,2	10,6	11,3	10,9	10,3	10,2

1) Analyse fehlt, da Probe verwechselt, Mittlere Werte der letzten Ergebnisse der Rückstandsanarbeitung eingesetzt.

Tabelle I A

B i l l e n s e nAnalysen des Anfalls.

Bilans Nr.	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Abtreifer + Schweiß											
spez. Gewicht/20°	0,977	0,982	-	0,982	0,986	0,986	0,978	0,974	0,976	0,975	0,982
§ - 135°	5,4	4,9	5,3	5,3	4,7	5,4	5,4	5,4	6,0	5,8	4,6
§ 135 - 325°	43,0	44,3	41,2	42,7	42,7	44,6	48,8	47,6	48,7	49,6	47,6
Abschleim											
spez. Gewicht/20°	1,100	1,090	1,102	1,100	1,094	1,106	1,088	1,084	1,080	1,084	1,098
Benzolunlösliches	21,4	20,5	22,7	19,8	22,0	24,8	19,5	16,9	17,2	16,1	17,6
Asche in Festen	35,7	35,4	38,8	38,0	23,1	27,6	41,3	39,0	36,6	38,0	35,6
in Öl § - 325°	10,7	10,1	9,7	11,0	7,0	7,0	11,7	11,8	13,0	13,9	12,5
§ s-Asphalt	12,1	12,2	13,7	14,6	13,0	14,7	10,9	11,5	12,8	12,4	12,8

Tabelle I B

Bilanzen

Analysen des Anfalls.

Bilanz Nr.	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
Abstreifer + Schmelz										
spez.-Gewicht/20°	0,984	0,986	0,986	0,984	0,984	0,984	0,982	0,978	0,984	0,984
% - 135°	5,3	4,7	4,2	4,9	4,6	4,7	4,9	4,8	5,4	4,6
% 135 - 325°	47,2	43,7	44,4	45,7	44,4	45,6	50,8	47,8	46,4	46,3
Abschlamm										
spez.-Gewicht/50°	1,096	1,104	1,100	1,098	1,100	1,092	1,080	1,094	1,096	1,092
Benzolunlösliches %	17,1	22,6	22,0	20,9	21,7	23,1	19,8	20,6	19,3	18,8
Asche in Festen %	34,0	47,87	33,5	37,4	38,9	38,6	38,8	35,6	36,0	38,6
in Öl % - 325°	9,3	12,0	10,7	9,7	10,4	11,8	12,6	14,4	12,2	12,6
% e-Asphalt	12,4	14,9	13,6	15,0	15,1	13,8	14,7	13,7	15,6	16,2

Tabelle II.

K 1197

Eigenschaften des Kohle.

	K 1197 v. 19.3.40 entfeucht	K 1197 v. 29.6.40 entfeucht	K 1190 v. 3.3.40 entfeucht	K 1090 v. 29.7.37
Elementaranalyse				
C	82,82 1)	81,97	81,80	81,94
H	5,02 1)	4,83	5,07	5,53
O	11,63 1)	12,07	10,31	6,96
N	2,97 1)	2,17	2,31	2,30
S flüchtig	0,05 1)	0,03	0,31	1,12
S gesamt	2,44 1)	0,47	0,43	1,20
Cl	0	0,04	0,029	0,12
Klimperikel	3,83	3,74	3,97	4,07
Flüchtige Bestandteile	37,40	37,54	38,74	37,92
Wasser	9,68	9,50	12,60	14,57
Äther				
(Methyl-Alkohol-Äther)	0,34	4,1	—	—
Äther				
(Methyläther)	0,32	0,48	0,36	—
Alkohol				
2 H ₂ O/kg T.K.	9,8	10,1	11,50	4,44
Äther 2 c.c.K.	1,97	2,61	3,47	3,2
Aschenanalyse				
SiO ₂	—	0,70 26,49	1,02 29,48	1,17 34,38
Fe ₂ O ₃	—	0,22 8,58	0,40 11,42	0,22 29,64
Al ₂ O ₃	—	0,66 23,19	1,03 30,23	0,83 23,90
CaO	—	0,32 12,25	0,29 8,23	0,06 1,08
MgO	—	0,11 4,15	0,14 4,00	0,04 1,29
K ₂ O	—	0,06 2,75	0,02 0,40	0,07 2,13
Na ₂ O	—	0,06 2,75	0,02 0,40	0,07 2,13
SO ₂	—	0,43 16,28	0,40 11,38	0,04 1,33
P ₂ O ₅	—	0,03 1,26	0,03 2,57	0,01 0,46
SiO ₂	—	0,02 —	0,04 1,20	0,03 1,00

1) Mittelwert aus 3 Analysen.

Tabelle XII.

K 1197

Konsistenzuntersuchungen.

Salina Nr.	2	7	9	13	30	32
Brennzeit - 175° + Gastensin	232 : 76	249:73	237:73	212:91	197:77	193:64
Spec. Gew./20°	0,720	0,726	0,730	0,729	0,740	0,729
Anilinspekt. °C	+ 36,3	+ 36,3	+ 35,6	+ 35,6	+ 35,6	+ 36,3
Flamme	0,7	0,3	1,3	0,43	1,0	1,3
Refraction Mit NaOH entphenoliert, 1:1 mit 10 % H ₂ SO ₄ 10%ig verflüchtigt, 1:1 mit NaOH + 0,1 % Schwefel behandelt und über CaSO ₄ redestilliert						
Refractionen- verlust Vol. %	1,4	1,2	1,7	1,0	1,0	0,9
Redestillations- verlust Gew. %	9,8	7,6	8,0	8,6	10,3	9,0
Refrakt:						
Spec. Gew./20°	0,718	0,722	0,720	0,722	0,730	0,720
Anilinspekt. I	+ 40,0	+ 40,2	+ 40,6	+ 39,3	+ 37,6	+ 40,4
Ia	+ 40,6	+ 42,0	+ 42,1	+ 40,8	+ 38,5	+ 40,6
II	+ 32,3	+ 32,3	+ 32,1	+ 32,0	+ 30,2	+ 31,3
II						
Ca-Streifen 22	gut	gut	kerred.	schwache Anlauf- farben	schwach kerred.	gut
Ca-Streifen 23	4; schwach kerred.	3; gut	3; regen- bogenfarb.	8	2,4; An- lauf- farben	8; gut
Br.-test	negativ	negativ	positiv 1)	negativ	negativ	negativ
Reaktionstest	gut	kein Abfall	--	--	--	--
Reaktionstest	unter 2	unter 2	2	unter 2	unter 2	unter 2
Klarschale						
vorher mg	1,1	2,2	--	--	--	--
nachher mg	7,1	26,7 (etwas hoch)	--	--	--	--
Jodzahl	44,2	--	33,5	20,75	22,2	--

1) Das Gausemin war ungewöhnlich schlecht.

Tabelle VIIA-
Brennstoffuntersuchungen.

Salomon Nr.	2	7	9	15	30	32
Asche-Gehalte						
Aschegehalt %	40	45	45	46	47	46
- 50°	3,5	1,0	1,0	2,0	—	—
- 60°	15,0	6,0	8,0	7,5	2,0	6,0
- 70°	29,0	20,5	24,5	21,0	5,5	21,5
- 80°	45,0	41,0	42,0	37,5	26,5	39,0
- 90°	64,0	61,5	61,5	55,5	51,0	58,0
- 100°	79,0	78,5	77,0	75,0	72,0	77,0
- 110°	87,5	87,0	87,0	85,0	85,0	87,5
- 120°	92,5	93,0	92,0	92,0	92,0	92,0
- 130°	95,0	96,0	95,0	95,5	95,5	95,5
- 135°	95,5	97,0	95,5	97,0	97,0	96,5
- 145°	96,5	—	96,0	—	—	—
- 148°	—	98,0	—	98,0	98,0	98,0
- 150°	—	—	97,0	—	—	—
Σ	97,0	98,5	97,5	99,0	98,5	98,5
Fraktion 80-100°						
Spez. Gew./20°	0,737	0,730	0,730	0,734	0,726	0,725
Anstiegspunkt °C	+ 34,5	+ 36,8	+ 36,5	+ 36,5	+ 36,6	+ 37,4
Fraktion 110-140°						
Spez. Gew./20°	0,770	0,768	0,760	0,756	0,758	0,767
Anstiegspunkt °C	+ 39,5	+ 35,6	+ 33,5	+ 31,4	+ 31,4	+ 32,2
Zusammensetzung:						
Paraffine %	35,5	36,0	35,0	35,0	38,5 ?	38,5
Naphthene %	49,0	49,5	51,0	51,0	28,0 ?	47,5
Aromaten %	11,0	9,5	9,0	10,5	11,0	10,5
Ungen. KV. %	4,5	5,0	5,0	3,5	2,5	3,5
Klopffwert Meter	70,0	68,0	69,0	68,0	71,5	69,5

734

Tabelle IV.

K 1197

Untersuchungen von Benzinfractionen

In Bilanz Nr. 2

Raff. Benzin - 200° + Gasbenzin 181 : 76.

Fraktion	1	2	3	4	5
Stadegrenzen °C	- 61	61 - 93	93 - 125	125-159	über 159
Gewichte-%	20,0	20,1	21,0	19,5	19,2
Spez. Gew./20°	0,643	0,717	0,761	0,796	0,835
Anflammpunkt I °C	—	+40,2	+28,6	+ 18,4	+ 17,0
" II °C	—	+49,6	+49,8	+ 36,2	+ 39,6
Ungesättigte KW. %	—	6,0	5,5	5,0	5,0
Klopfwerte:					
Research	82,0	74,0	71,0	70,0	66,5
Motor	80,8	72,0	67,5	63,0	59,5
Motor + Pb	102,0	86,0	83,0	78,5	74,5

735

Tabelle IV a.

K 1197

Untersuchungen von Benzinfractionen.

zu Bilanz Nr. 32

Raff. Benzin - 200° + Penten 2000 : 575

3 x mit 1 % H_2SO_4 96%ig raffiniert, mit NaOH ausgewaschen und redestilliert.

Fraction	1	2	3	4	5
Siedegrenzen °C	- 66	66 - 89	89 - 122	122 - 163	über 163
Gewichts-%	20,3	19,8	19,5	20,4	19,6
Spez. Gew./20°	0,664	0,726	0,763	0,802	0,844
Anilinpunkt I °C	+ 47,4	+ 59,8	+ 50,5	+ 29,0	+ 15,8
" II °C	--	+ 49,0	+ 49,5	+ 56,0	+ 60,0
Wasserkühlgte KV.	--	3,0	3,0	3,5	3,5
Klopffwerte:					
Research	78,0	73,0	70,0	--	--
Motor	75,0	68,0	64,0	61,0	59,0
Motor + Pb	94,5	86,0	82,0	73,5	66,0

Tabelle V.

K 1197

Mittelwertuntersuchungen.

Salz-Nr.	2	7	9	15	30	32
Abweichung über 175° + Schmelz	92,4 6,8	92,6 6,4	92,5 6,5	94,0 6,0	92,8 7,2	92,2 11,8
spez. Gew./20°	--	1,012	--	--	--	--
Gewinn Mittelw. + 325°	92,7	43,5	45,8	43,8	50,6	44,3
spez. Gewicht/20°	0,935	0,936	0,936	0,936	0,938	0,960
Phenole	26,6	21,8	27,7	24,8	24,7	25,5
Verflüchtiger Siedebeginn °C	159	156	160	150	160	162
- 200°	14,4	7,5	12,8	11,7	8,5	4,5
- 225°	32,6	23,6	29,0	27,9	26,0	18,4
- 250°	47,6	44,6	44,0	43,9	40,5	38,1
- 275°	67,1	68,0	61,5	61,9	58,2	52,7
- 300°	84,7	82,9	80,5	80,4	79,5	82,7
- 325°	95,2	93,9	93,3	92,9	94,5	96,4
- 350°	--	--	--	--	--	99,0
- 375°	--	97,5	--	--	--	--
- 390°	98,1	--	--	--	--	--
- 340°	--	--	98,8	--	99,0	--
- 348°	--	--	--	98,6	--	--
Σ	100,0	100,0	99,9	99,8	99,9	99,9
Unterschiede:						
spez. Gew./20°	0,936	0,935	0,936	0,936	0,938	0,942
Anilinspunkt ber. °C	-18,0	-18,0	-17	-19,5	-15	-19
unges. KW.	13,5	14,0	12,5	15,0	11,8	12,0
Frakt. 180-210°						
spez. Gew./20°	0,861	0,857	0,860	0,866	0,852	0,865
Anilinspunkt ber. °C	-4,0	0	-1	-5,0	+2,0	-3,0
Fraktion 210-250°						
spez. Gew./20°	0,838	0,832	0,838	0,832	0,830	0,835
Anilinspunkt ber. °C	-10,0	-5,0	-5	-7,5	-4,0	-9,0
Fraktion 250-270°						
spez. Gew./20°	0,935	0,928	0,930	0,932	0,932	0,932
Anilinspunkt ber. °C	-22,0	-17,0	-17	-16,0	-16,0	-18,0
Fraktion 270-310°						
spez. Gew./20°	0,976	0,965	0,964	0,966	0,962	0,964
Anilinspunkt ber. °C	-31,0	-24,0	-21	-21,5	-20,0	-22

Tabelle VI.

K 1197

Untersuchung von Schmelz
aus Abstrichen + Schmelz.

Salz-Nr.	2	7	9	15	30	32
spez. Gewicht/30°	1,045	1,035	1,040	1,040	1,040	1,032
Vakuumkurve bei 20 Hg	15	17	12	12	22	--
Siedebeginn °C	178	185	175	185	180	--
- 225°	47,5	36,7	37,5	36,7	28,3	--
spez. Gew./40°	1,022	1,007	1,012	1,010	1,010	--
- 275°	85,2	77,8	82,7	77,7	77,9	--
spez. Gew./60°	1,045	1,028	1,032	1,032	1,028	--
- 325°	95,5	92,2	96,1	91,7	90,4	--
spez. Gew./90°	1,060	1,045	1,052	1,050	1,052	--
Σ	100,0	100,0	99,8	99,8	99,9	--

738

Tabelle VII.

K 1197

Ergebnisse
von Anreiß- und Gesamtschweiß.

Pillars		2	32	
Start		Anreißschweiß	Anreißschweiß	Gesamtschweiß- schweiß
Schweiß aus Abstreifer u. Schweiß- schweiß + Abschleifschweiß		---	---	42,5 : 57,5
Spec. Gew. / 30°		1,082	1,068	1,084
Yakuskurve		14	22	22
Siedebeginn		138	143	140
- 123°		38,8	32,3	29,1
Spec. Gew./40°		1,029	0,998	0,998
- 273°		68,0	61,3	59,5
Spec. Gew./60°		1,063	1,040	1,034
- 303°		79,6	73,2	72,2
Spec. Gew./90°		1,076	1,055	1,058
R		100,0	99,8	99,8

739

K 2197

Tabelle VIII.Reisblutuntersuchungen

an Bilanz Nr. 32

Ölart	Schweröl über 325° aus Ab- streifer + Schweröl	Schweröl + Mittelöl 95 : 5	Schweröl + Mittelöl 72 : 28
Farbe	dunkelgrün	dunkelgrün	dunkelgrün
spez. Gewicht/30°	1,040	1,034	1,011
Stockpunkt °C	+ 3	- 1	- 3
Flammpunkt °	182	158	107
Brennpunkt °	227	198	145
Kokstest %	0,90	0,83	0,62
S-Asphalt %	2,1	0,9	0,7
Asche i. Gg.	Spuren	Spuren	Spuren
Viskosität bei 20° °m	—	—	12,80
" " 300 "	7,80	3,97	2,40
" " 800 "	2,02	1,67	—

740

Tabelle IX.

K 1197

**Elementaranalysen
von Kohle und Schmelzrückstand.**

Menge-Gr.		7	9	15	30	32
Kohle, getränkt mit FeSO_4						
C	% a.R.K.	80,24	79,49	79,81	78,94	80,01
H	" " "	5,07	5,04	5,17	5,12	5,10
O	" " "	13,03	13,47	12,38	14,32	13,44
N	" " "	1,27	1,72	2,28	1,40	1,25
S flüchtig	" " "	0,39	0,28	0,36	0,22	0,20
S gesamt	" " "	0,49	0,30	0,47	0,49	0,51
Cl	%	--	0,078	0,041	0,042	0,035
Schmelzrückstand						
Aesche	%	47,33	44,73	44,08	39,03	39,86
Wasser	%	0,24	0,13	0,49	0,38	0,36
C	%	51,32	54,40	55,59	58,34	59,84
H	%	1,02	1,27	1,27	1,32	1,07
O 1)	%	--	--	--	--	--
N	%	0,41	0,32	0,35	0,33	0,54
S flüchtig	%	2,76	2,34	2,43	2,09	2,58
S gesamt	%	3,69	3,43	4,31	3,07	4,08
Cl	%	--	0,48	0,426	0,384	0,524

1) Aesche sulfatfrei.

741

Tabelle IX a.

K 1197

**Elementaranalyse
von Benzol und Mittelöl.**

Salzen-Nr.		7	9	15	30	32
Benzol + 195°						
C	%	84,96	84,63	84,98	85,07	84,77
H	%	14,60	14,83	15,77	14,13	14,44
O	%	0,09	0,77	0,98	0,53	0,49
N	%	0,34	0,32	0,83	0,87	0,87
S	%	0,014	0,035	0,082	0,036	0,03
Cl	%	—	0	0,013	0,003	unter 0,01
Mittelöl + 195°						
C	%	86,79	86,11	86,28	86,48	87,03
H	%	9,67	9,46	9,74	9,36	9,74
O	%	3,76	3,83	3,81	2,78	2,42
N	%	0,75	0,77	0,74	0,75	0,79
S	%	0,03	0,03	0,03	0,03	0,08
Cl	%	—	Spuren	—	0,019	unter 0,01

742

Tabelle IX b.

K 1197

**Elementaranalyse
von Schweröl und Anzeihöl.**

Salzen-Nr.		7	9	15	30	32
Schweröl	Art:	Schweröl aus Abstreifer + Schweröl				Gesamt- schweröl
C	%	86,98	85,51 ?	89,69	89,57	90,59
H	%	8,24	9,82 ?	8,40	8,30	7,81
O	%	1,98	3,90 ?	1,11	1,58	0,88
N	%	0,78	0,73	0,77	0,52	0,76
S	%	0,03	0,024	0,03	0,033	0,04
Cl	%	—	Spuren	unter 0,01	0,016	unter 0,01
Anzeihöl						
C	%	86,14	86,70	89,58	90,03	89,47
H	%	7,27	7,43	7,26	7,57	7,34
O	%	3,68	2,32	2,32	1,46	2,48
N	%	0,70	0,68	0,72	0,83	0,66
S	%	0,21	0,27	0,12	0,093	0,092
Cl	%	—	0,019	0,014	0,011	0,012

743

K 1197

Tabelle A.

Elementarbilanz
an Bilanz Nr. 7

	SO	SN	SO	SN	SS
Zin:					
Reinkohle, getrunkt mit 1181	3 461,0	219,0	363,0	43,0	23,0
Kontakt 0931	--	--	--	--	13,0
Kontakt 0709	--	--	--	--	8,3
Hingangsgegen	34,0	312,3	11,5	--	--
Hingang	3 495,0	531,3	374,5	43,0	44,7
Ans:					
Beschäftigung	270,2	46,4	0,3	1,1	0
Mittelzul	1 735,3	199,0	76,1	15,2	0,6
Anreibeüberrechen	300,2	32,1	16,3	3,1	0,9
Abwasser	0,7	46,9	335,0	20,6	4,4
5, - u. 6, - KW in Abstreifer gelöst	20,2	4,3	--	--	--
Ofengas	616,0	190,1	73,9	--	3,6
Abstreifergas	146,3	32,9	4,2	0,4	5,5
Abbläunung	35,5	9,1	0,6	1,3	0,1
Schmelzdruckstand	267,1	3,3	37,0	2,1	29,6
Schmelzwasser	--	0,9	7,4	--	--
Schmelzgas	8,1	7,7	2,9	--	--
Abgang	3 495,0	531,3	374,5	43,0	44,7
2 Aus/Zin der un- verrichteten Bilanz	100,8	100,0	93,7	87,6	104,8

744

Tabelle Nr.

K 1197

Elementarbilanz
zu Bilanz Nr. 9

	SO	SN	SO	SN	SO	SO
Sin:						
Reisende, getrennt mit 1181	3 438,6	227,3	342,1	42,9	30,2	2,60
Kontakt 6531	--	--	--	--	15,8	--
Kontakt 6709	--	--	--	--	5,3	--
Eingangsgesamte	33,9	330,4	13,9	--	--	--
Gesamteingang	3 472,7	347,7	356,0	42,9	51,3	2,60
Ab:						
Baum + Cashew	308,9	32,0	2,8	1,2	0,1	--
Mittelst	1 627,3	186,9	61,3	14,6	9,7	--
Anreibeüberwachung	339,8	30,1	11,8	2,8	1,1	0,00
Abwasser	8,0	31,4	389,0	19,8	9,9	--
In Abstreifer gelöste gasförmige KW	21,0	4,4	--	--	--	--
Ölmenge	638,1	138,7	93,7	--	2,6	--
Abstreifergas	193,3	38,1	4,3	0,3	2,6	--
Abwässerung	31,6	12,6	4,2	1,2	--	--
Schmelzdruckstand	294,1	6,9	43,0	2,8	39,3	2,60
Schmelzenergie	--	0,7	9,2	--	--	--
Schmelzgas	8,4	8,9	0,7	--	--	--
Gesamtabgang	3 472,7	347,7	356,0	42,9	51,3	2,60
in Summe der un- verfügbaren Bilanz	103,9	100,0	10,6	71,9	120,9	87,3

Stelle X h.

745
K 1197

Elementarbilanz
zu Bilanz Nr. 19

	g G	g H	g O	g N	g S	g Cl
Ein:						
Reinkohle, getrennt mit 1181	2 050,2	205,5	444,0	40,0	29,5	2,19
Kontakt 0709	--	--	--	--	4,5	--
Eingangsgas	27,2	262,5	9,0	--	--	--
Gesamteingang	2 077,4	467,5	453,0	40,0	33,8	2,19
Aus:						
Brennstein einschl. Gasbrennstein	215,4	34,2	2,6	0,7	0,1	0,03
Mittelöl	1 342,2	156,5	51,6	11,9	4,8	0,30
Abstreifüberdruck	272,5	22,0	7,1	2,2	0,4	0,04
Abwasser	9,2	40,5	501,6	21,7	7,2	--
In Abstreifer gelöste gasförmige K ₂	12,6	2,7	--	--	--	--
Ölmenge	596,0	145,4	56,1	--	--	--
Abstreifergas	119,0	26,5	1,5	0,2	0,3	--
Abblanung	27,9	7,0	0,4	1,0	--	--
Schmelzrückstand	257,1	5,4	24,9	2,5	21,0	1,02
Schmelzwasser	--	0,7	5,8	--	--	--
Schmelzgas	4,0	4,9	2,4	--	--	--
Gesamtausgang	2 885,5	447,6	453,8	40,0	33,8	2,19
± Aus/Min der unterliegenden Bilanz	80,5	100,0	94,5	62,0	148,0	155,6

1) geschätzt, da Analyse in Oppau verlorengelungen.

Elementarbilanz
zu Bilanz Nr. 30

	g O	g H	g O	g H	g S	g Cl
Zu:						
Reinkohle, getränkt mit 1161	2879,0	187,2	524,0	41,1	20,3	3,28
Kontakt 6531	--	--	--	--	13,3	--
Kontakt 6709	--	--	--	--	3,3	--
Eingangsgas	20,6	279,7	4,0	--	--	--
Gesamteingang	2907,6	466,9	528,0	41,1	36,9	3,28
Ab:						
Gesamtbenzin	233,0	38,7	1,3	0,7	0,1	0,01
Mittelöl	1611,0	183,6	51,8	14,0	0,6	0,22
Anreibeschlamm	37,1	4,3	1,1	0,3	0,1	0,01
Abwasser	7,3	47,3	358,3	19,9	8,6	--
Im Abtreiber gelöste gasförmige KV	10,7	2,3	--	--	--	--
Offgas	579,0	140,0	61,1	--	--	--
Abtreiberförmig	120,3	27,3	2,9	0,9	3,1	--
Abschleimöl	28,3	7,1	0,4	0,8	0,1	--
Schmelzrückstand	304,0	6,3	43,0	4,3	26,4	3,04
Schmelzwasser	--	0,7	6,0	--	--	--
Schmelzgas	3,8	6,3	1,9	--	--	--
Gesamtausgang	2907,6	466,9	528,0	41,1	36,9	3,28
± Aus/zu der unkorri- gierten Bilanz	100,8	100,0	78,3	88,4	106,3	189,3

Elementarbilanz
zu Bilanz Nr. 32.

	g O	g H	g O	g H	g S	g Cl
Zu:						
Reinkohle, getränkt mit 1161	2 893,0	183,1	488,1	44,4	19,6	2,49
Kontakt 6531	--	--	--	--	13,3	--
Kontakt 6709	--	--	--	--	4,5	--
Anreibeschlamm	47,0	3,3	1,2	0,3	--	--
Eingangsgas	31,7	301,4	8,1	--	--	--
Gesamteingang	2 971,7	490,0	497,4	44,7	37,6	2,49
Ab:						
Gesamtbenzin	237,4	40,3	1,4	0,8	0,1	--
Mittelöl	1 614,2	180,6	44,9	13,9	0,4	--
Abwasser	9,3	43,7	344,0	24,6	15,9	--
Im Abtreiber gelöste gasförmige KV	12,2	2,6	--	--	--	--
Offgas	627,9	144,9	36,3	0,6	--	--
Abtreiberförmig	191,2	34,0	2,8	1,4	1,7	--
Abschleimgas	30,4	7,3	0,7	0,8	0,1	--
Schmelzrückstand	284,3	8,9	40,0	2,6	19,4	2,49
Schmelzwasser	--	0,7	3,8	--	--	--
Schmelzgas	4,6	4,8	1,3	--	--	--
Gesamtausgang	2 971,7	490,0	497,4	44,7	37,6	2,49
± Aus/zu der unkorri- gierten Bilanz	100,7	100,0	81,4	99,3	103,4	277,8

Korrektur der Elementarbilansen.

C-Bilanz. In den Bilansen zu Nr. 7, 30 und 32 wurden, da Fehler nicht zu erkennen waren, der Einfachheit halber sämtliche Eingangsposten so geändert, daß die C-Bilanz auf 100 % aufging. In Bilanz Nr. 9 war der KW-Gehalt des Ofengases viel zu hoch gefunden worden; möglicherweise war bis zur Ausführung der Stockanalysen im Oppen Kg herauddiffundiert. Es wurden deshalb die Werte für die Gesamtvergaseung der Bilanz Nr. 7 unter Berücksichtigung der Vergasungsänderung auf Grund der Bilanz Nr. 9 umgerechnet und die Ofengaswerte der Elementar-Bilanz 9 entsprechend geändert. Da die C-Bilanz auch dann noch einen Ausgangssaldo aufweist, konnte durch Prüfung der Rehbilanz darauf zurückgeführt werden, daß der Abschlaumenfall zu hoch gemessen wurde; die Rückstandsaufarbeitung dagegen stimmt in sich recht gut, wie die Kontrolle anhand einer Aschebilanz ergab. Deshalb wurde der Anfall an Anreibestül und Schwelrückstand im anteiligen Verhältnis zur Überbrückung des Restsaldo vermindert.

Die C-Bilanz Nr. 15 wurde durch Änderung des C-Gehaltes im Ofengas zum Stimmen gebracht. Verglichen mit den übrigen Bilansen war der KW-Gehalt des Gases zu niedrig. Dies erklärte sich dadurch, daß die Gasprobe vor der Untersuchung 50 % Luft enthielt, was die Genauigkeit der Stockanalyse stark verminderte.

O-Bilanz. Der Sauerstoffgehalt des Schwelrückstandes ist nicht direkt bestimmbar, da seine Asche Sulfat enthält. Da das Gesamtschweröl aus Abstreifer und Abschlaum einen geringeren O-Gehalt aufweist als das Anreibestül einschließlich Festen (vergl. Elementaranalysen zu Bilanz Nr. 32), und da bei der Schwelung relativ wenig Wasser und O-haltige Gase entstehen, muß das organisch feste des Schwelrückstandes ziemlich viel O enthalten und zwar, da es zur Hauptsache aus nicht abgetaxter Kohle besteht, annähernd ebensoviel wie diese.

In Anreibestül kommen auf 100 Teile C 8 Teile O
In der Kohle " 100 " 0 16-17 " O.

Demnach wurde das Verhältnis $O : O$ im Schwelrückstand hier auf $100 : 14$ geschätzt und entsprechende O -Werte in die Elementarbilanzen eingesetzt. Nähere Untersuchungen des O -Gehaltes in Schwelrückständen sind in Aussicht genommen zu dem Zweck, Hinweise auf Zusammenhänge zwischen O -Gehalt und Abbaufähigkeit der Kohle zu erhalten.

Der dann zum Aufgehen der O -Bilanz noch fehlende Sauerstoff ist aller Wahrscheinlichkeit nach als Feuchtigkeit der Abgabe verloren gegangen. Der Abwasseranfall wurde entsprechend berichtigt.

N-Bilanz.

Wie bereits früher mitgeteilt, geht der Stickstoff, der hauptsächlich bei der Trocknung an die Kohle adsorbiert wird, keine chemische Reaktion ein. Der N -Gehalt der Kohle, der hier nicht nach Kjeldahl bestimmt worden war, mußte dementsprechend berichtigt werden.

S-Bilanz.

Nachdem sich herausgestellt hat, daß die Bestimmung des Schwefelgehaltes der Kohle in einem Maße stimmte, das den Unstimmigkeiten der S -Bilanzen entspricht, wurden diese Eingangsdaten zur Berichtigung der Bilanzen verwendet.

Cl-Bilanz.

Das gleiche gilt für den Chlorgehalt der Kohle.

Tabelle XL

K 1197

Paraffin Gehalt der Öle

zu Bilanz Nr. 30

	§ Paraffin nach Holde
Abstreifer + Schweißöl	0,5
Anreiböl entfestet	0,8
Abschleimöl	0,4

Tabelle XIX.

K 1197

Zusatzverlegungen.

Stamm-Nr.	2	30	32
Reinphenole 150-250° redest. in Abstreifer	6,3	6,6	6,2
darin Carboleure	22,6	21,1	18,7
o - Kresol	8,3	6,6	6,5
p- u. m - Kresol	17,1	22,6	21,2
Xylolo	22,7	18,2	21,7
Mehere Xylenole	17,1	19,6	19,2

Tabelle XXII.

K 1197

Abstreifergiedekurven

Stamm-Nr.	1	2 1)
Reinphenol Abstreifer + Schmelzl spez. Gewicht / 20°	94,5 : 5,5 0,992	93,4 : 6,6 0,987
Gew. Engler		
Siedebeginn °C	70	73
- 80°	0,6	0,7
- 100°	1,6	—
- 120°	2,7	3,6
- 140°	3,7	—
- 160°	5,2	5,8
- 180°	7,3	—
- 200°	9,9	10,3
- 220°	13,8	—
- 240°	18,9	20,1
- 260°	25,3	—
- 280°	31,3	32,8
- 300°	38,6	—
- 320°	48,4	49,8
- 340°	60,4	—
- 360°	74,7	72,3
20	99,9	99,6

1) Mittelwerte aus 2 Siedekurven.

753

Tabelle XIV.

K 1197

Verteilung des als KW vergasten G.

Stations-Nr.		2	7	9	15	30	32
als G ₁	\$	23,5	23,7	28,0	29,1	23,7	24,9
" G ₂	\$	23,9	23,0	20,0	20,8	23,2	22,0
" G ₃	\$	31,8	32,5	32,9	31,7	33,9	34,5
" G ₄	\$	18,8	19,0	19,1	18,4	19,2	18,9
		100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Wasserdampfe							
" v. G ₂		1,9	6,37	3,0	2,3	1,7	1,7
" v. G ₃		2,9	3,7	3,2	3,1	3,1	3,6
" v. G ₄		4,9	5,0	3,1	7,7	3,8	3,4
" v. G ₁ -G ₄		2,3	3,67	2,6	2,9	2,6	2,6

Tabelle XV.

K 1197

Isobutanmehls.

Bilanz-Nr.	2	7	9	15	30	32
in Ofengas & v. Gas.-Butan	--	--	13,15	--	13,6	15,1
" Abstreifergas	12,5	13,5	19,0	11,0	12,8	11,0
" Abschlanggas	--	--	--	11,6	12,0	13,6
" Abstreifer gelöst	8,8	10,8	13,20	10,7	6,7	7,0
	--	--	--	--	12,3	12,8

Tabelle XVI.

Organisch gebundener Schwefel in Abgasen
mg S/cm

zu Bilanz-Nr.	2	32
in Ofengas	8,37	7,75
" Abstreifergas	--	6,71
" Abschlanggas	78,94	--

Zusatz VII.

K 1197

In Abwasser gelöstes Stoffe
g/kg

Station-Nr.	Cl	HN ₃	H ₂ S	CO ₂	Phenole
1	0	---	---	72,1	---
2	0,013	34,0	13,69	29,5	5,5
3	0	---	---	30,2	---
4	0	---	---	30,67	---
5	0	---	---	32,0	---
6	0	18,0	9,97	46,3	---
7	0	50,1	9,48	48,8	5,4
8	0	---	---	45,9	---
9	0	52,80	23,00	49,90	5,3
10	0	---	---	40,8	---
11	0	---	---	56,8	---
12	0	---	---	56,8	---
13	0	---	---	52,6	---
14	0	---	---	63,58	---
15	Spur	60,0	17,5	63,5	4,7
16	0,027	---	---	46,7	---
17	0	---	---	61,2	---
18	0	---	---	46,7	---
19	0	---	---	48,8	---
20	0	---	---	47,2	---

756

Tabelle XVII.

K 1197

In Abwasser gelöste Stoffe.

Stations-Nr.	Cl	NH ₃	H ₂ S	CO ₂	Phenole
21	0	--	--	32,8	--
22	Spur	--	--	31,2	--
23	0	--	--	32,2	--
24	Spur	--	--	33,3	--
25	0	--	--	46,7	--
26	0	--	--	43,1	--
27	0,108	--	--	30,2	--
28	0	--	--	33,6	--
29	0	--	--	30,1	--
30	0	63,42	23,86	56,05	3,8
31	Spur	--	--	30,0	--
32	0	70,2	39,7	69,6	3,9

In Abwasser aus dem kleinen Abstreifer
gelöste Stoffe.

9	0	6,65	1,29	4,30	--
13	0	9,70	2,04	9,06	0,3

Tabelle XVIII.

K 1197

Schweißausbeuten.

Bilanz-Nr.	7		9		13	
Schleuderrückstand						
% Öl	40,5		39,5		40,2	
% s-Asphalt i. Öl	6,3 1)		6,2 1)		21,0	
Asphalt : Festes	1 : 23,5		1 : 24,7		1 : 13,5	
Schweißausbeute	Betrieb	Labor	Betrieb	Labor	Betrieb	Labor
% Koks	63,4	60,5	64,3	60,1	64,2	63,2
% Öl	33,6	38,3	34,0	36,3	34,8	34,3
% Wasser	1,0	1,0	1,7	1,2	1,0	1,6
% Gas + Verlust		0,4		2,5		1,0
Kgr. Schmelzen/kg Einfüllung	—	47	—	104	—	80
% Ölansbringen v. Öl der Einfüllung	83,0	94,6	86,1	91,8	86,6	85,3

1) 10. Bilanz % Asphalt im festfreien Rücklauföl.

Tabelle XII.

K 1197

Schmelgasanalysen.

Stilanz-Nr.		7	9	15	Mittel
CO_2 , H_2S , NH_3	Vol.-%	2,3	0	2,8	1,7
CO	" "	1,1	0	0,9	0,7
H_2	" "	86,3	88,4	87,4	87,3
CO	" "	0,8	1,2	0,6	0,9
H_2	" "	9,5	10,4	8,3	9,4
Brennstoff	" "	3,3	6,8	4,5	5,6
Zahl der Untersuchungen		2	1	2	5

Tabelle XX.

K 1197

Asphaltzerlegungen

zu Bilanz Nr. 32

		Abschluss	Anreibeöl
§ Fertes		100	9,2
von Bensellösliehen			
Erölanteil	§	90,8	49,5
Asphaltkern	§	8,8	4,0
Kartasphalt	§	40,4	90,5

Tabelle XXI.

K 1197

Zusammensetzung des Gasbrennens aus den
Stoßanalysen errechnet.

Bilanz-Nr.		2	7	9	15	30	32	Mittel
Fertgas	§	80,5	74,4	88,9	76,4	72,6	80,4	78,9
Fertgas	§	2,8	4,2	5,1	10,1	0,4	6,5	6,2
Wasser 1)	§	18,2	20,4	5,2	11,4	16,5	11,2	23,5
Wasser 2)	§	1,7	1,0	0,8	2,1	2,7	2,1	1,7

1) Mithers KV als C_2

Tabelle XXII.

K 1197

Molgewichte des Mittelsls und seiner
Fractionen.

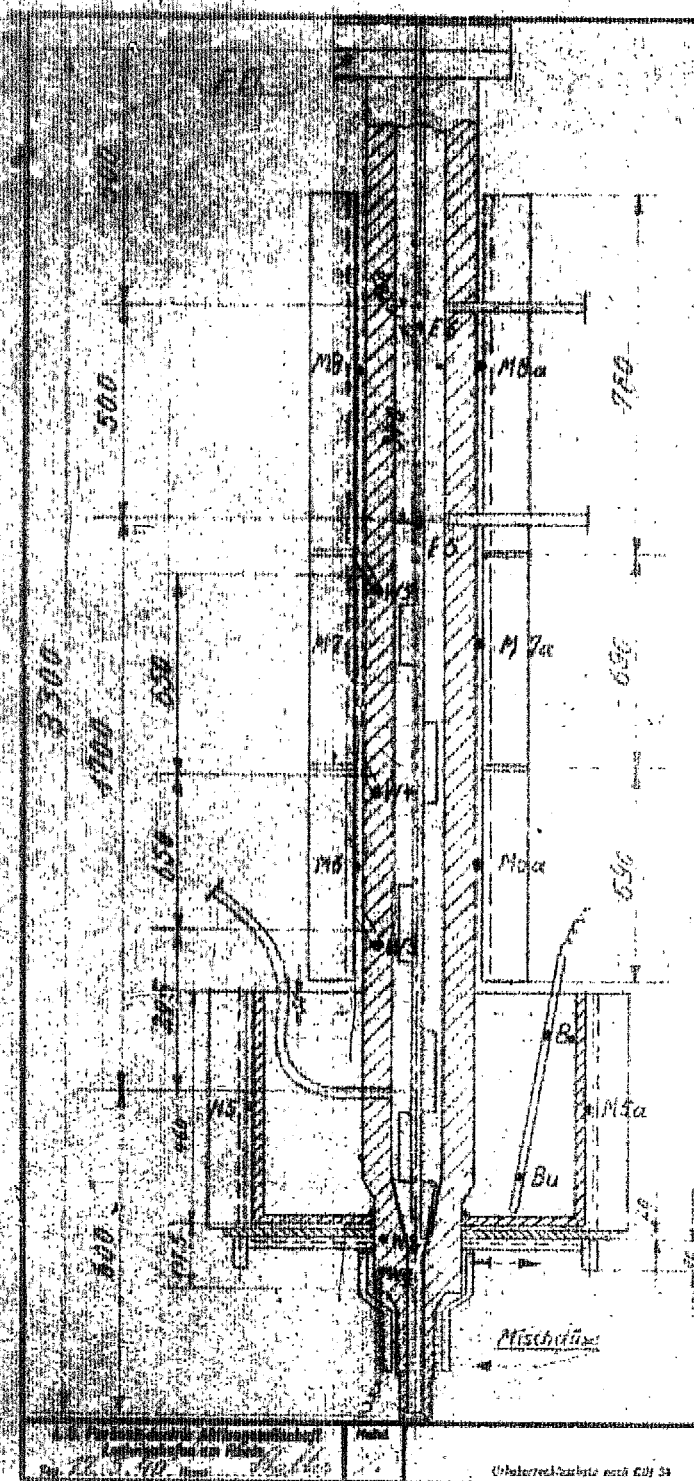
Ofen 411 v. 20.4.40

	% vom Mittelsl	Molgewicht
Mittelsl	100	197
Rückstand über 160°	94,8	158
" " 180°	91,8	152
" " 200°	84,6	166

Tabelle XXIII.

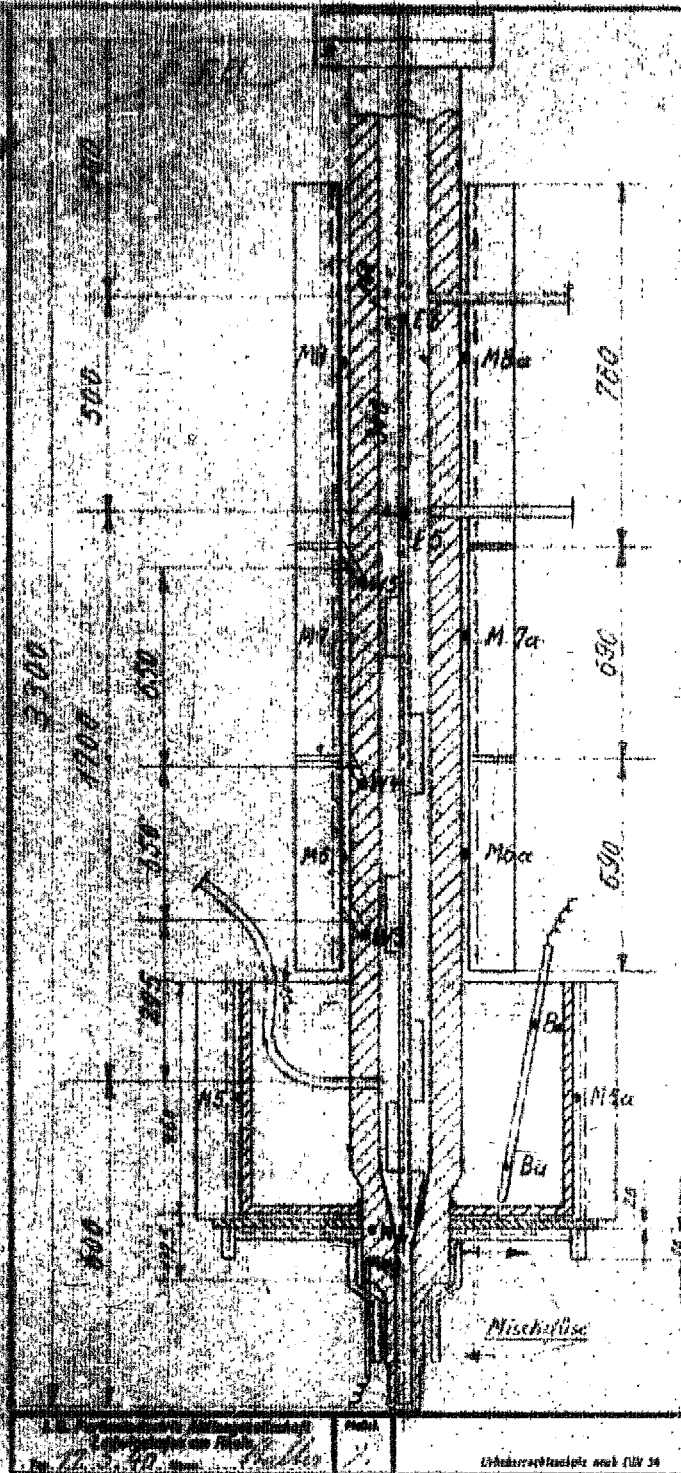
Retzographische Untersuchung der Kohle.

Kohle-Nr.	1197	1180
Tag der Probenahme 1940	12.3.	26.6.
Glanskohle %	84,0	80,0
Matzkohle %	10,0	15,0
Faserkohle + Asche %	6,0	5,0



Bei Zerschneiden 70 Lpx 400 g x 3300 G, mit
Rührmischgerät und Elektro nach Zdg.
Nr. 11269, ESK 4999 → Nr. PSX 5666 4/1994

RSK 56



Hel 3abscheider 70.9 x 40.9 x 3300 lq. mit
 Randaufbau, Unterteil und Bleibad nach Zeich.
 Nr. 1: 2698/RSK 4999-1 u. RSK 5606-4/5924

RSK 5632-16

RSK 5632-16

REEL NO.

TITEL

FRAME NOS.

MISCELLANEOUS REPORTS
ON
HYDROGENATION. HOCHDRUCKVERFAHREN LABORATORIES.

1. 50 atm - Dehydrierung mit regenerierbarem Kontakt. Bericht über Ergebnisse im 100 com-Ofen.
50 atm dehydrogenation with a contact that can be regenerated.
Report on results in the 100 com furnace. 17.8.'40. 1 - 20
2. Prüfung von Dehydrierkontakten in den 100 com-Ofen 408 1-8.
Testing of contacts for dehydrogenation in the 100 com. furnaces 408, nos. 1-8. 13.8.'40. 21 - 29
3. Bericht über die Ölbesprechung in Leuna am 22. Dez. 1937.
Report of the Oil Conference held at Leuna on 22.12.37. 30 - 80
4. Rechnerische Ermittlung der Oktan-Zahlen v. Benzin.
The ascertaining of gasoline octane numbers by arithmetical means. 9.8.'40. 81 - 88
5. Besprechungsbericht über den Erfahrungsaustausch in Pöhlitz vom 17.8. - 5.9.1942. Verhalten bei Hochgehen der Temperatur von Kohleöfen.
Report on the "Exchange of Experiences" conference held at Pöhlitz from 17.8. to 5.9.1942.
Behaviour of coal stalls with a rising temperature. 17.8.'42. 89 - 98
6. Kohlenwasserstoffsynthese aus CO, H₂. Schaumfahweise. 14.8.'42.
Hydrocarbon synthesis from CO, H₂. Emulsion method. 14.8.'42. 99 - 102
7. Schmierölherstellung aus Syntheseprodukten.
The manufacture of lubricating oils from synthetic products. 13.8.'42. 103

RESEL NO.INDEXRESEL NOS.

8. DHD-Versuche in 40 Liter-Ofen (3 DHD-Ofen mit zwischenaufheizung. 1 Raffinationsofen).
DHD experiments in the 40-ltr furnace (3 DHD furnaces with intermediate reheating. 1 refining furnace). 10.8.'42. 104 - 128
9. Über Kaviarabsetzung in Sumpphaseöfen.
On the deposition of "caviar" in liquid phase furnaces. 10.8.'42. 129 - 133
10. Über den Einfluss von Temperatur und Durchsatz bei der 600 atm-Aromatisierung v. Steinkohlenvorflüssigungsmittelöl mit Terranakontakt.
On the influence of temperature and throughput in the 600 atm. aromatizing of liquified bituminous coal middle oil with "Terrana" contact. 22.6.'42. 134 - 140
11. Über den Kontakt 700 atm 250°.
The contact 700 atm 250°. 26.6.'42. 147 - 152
12. Kohlenwasserstoffsynthese aus CO und H₂ nach der Emulsionsweise mit Eisenkontakt.
Hydrocarbon synthesis from CO and H₂ with an iron contact, according to the emulsion method. 23.6.'42. 153 - 155
13. Bemerkungen zu der Arbeit: "Untersuchung über die Hydrierung einer kolloidalen Lösung von Kohle," v. Prof. Jose M. Bertierre.
Remarks on the report: "Investigation of the hydrogenation of a colloidal coal solution," by Prof. Jose M. Bertierre. 11.6.'42. 156 - 158
14. Alkylierung ungesättigter Benzine.
Alkylation of unsaturated gasolines. 8.6.'42. 159 - 164
15. Verarbeitung von Synthese-Mittelöl (Dr. Michael) durch katalytisches Cracken und Alkylierung.
The processing of synthesis middle oil (Dr. Michael) by catalytic cracking and alkylating. 3.6.'42. 165 - 171
16. Darstellung der drei-isomeren Methyltoluol, Dimethylcyclohexan sowie des Methylcyclohexans.

RESEARCH NO.

RESEARCH

RESEARCH NO.

16. (cont'd)
Production of three isomers ethyl toluene, dimethyl cyclohexane, as well as ethyl cyclohexane.
4.5.'42. 172 - 174
17. Der Einfluss des Durchsatzes beim Benzinieren von Bruchsaler Gasöl mit HF-behandelter Terrana.
(Cracken und Hydrieren 11. Mitteilung).
The influence of "throughput" in the "benzination" (benziniere) of Bruchsal gas oil with HF treated "Terrana." 11.7.'42.
(Cracking and hydrogenating 11th communication). 175 - 184
18. 250 atm - Aromatisierungskontakt 2688.
Vorläufige Ergebnisse.
250 atm aromatization catalyst 2688.
Preliminary results. 9.5.'42. 185 - 187
19. Beschreibung der Entparaffinierungsanlage in Brabagwerk Litz nach apparativen und betrieblichen Gesichtspunkten zur Ermöglichung eines Vergleiches mit der entparaffinierungs in Lützkendorf.
Description of the paraffin removing plant at the Brabag Works in Litz.
This has been done from the point of view of equipment and of works management, in order that a comparison could be made with the paraffin removing plant at Lützkendorf. 8.5.'42. 188 - 193
20. Verarbeitung einer Mischung von Koker-eiteeren (Ruhr) (2 1416)
getoppt bis 325 grad bis 600 atm auf Schwerölüberschuss in 10 Ltr.-Ofen
(All von 4.9. - 19.10.1940).
The processing of a mixture of Ruhr coal tars topped to 325 degrees at 600 atm in a 10 Ltr. Furnace (All, from 4.9.-19.10.1940) for a heavy oil residue. 6.5.'42. 194 - 227
21. Stand der Versuche Kammer 304 am 4.5.42.
Erzeugung von Primärbitsumen bei 700 atm.
Status of Experimental Chamber 304 on 4.5.42. Production of primary bitumen at 700 atm. 4.5.'42. 228 - 234

REEL NO.INDEXFRAME NOS.

22. Der derzeitige Stand der Kohlenwasserstoffsynthese nach der Schaumfahweise. (16.5.42).
The position to date of the hydrocarbon synthesis according to the emulsion method. 16.5.42). 16.5.'42. 235 - 241
23. Stand der Kontaktenentwicklung.
Gasphasokontakte.
Current status of catalysts. Gas phase catalysts. 6.1.'42. 242 - 243
24. Stand der Syntheseölvorsuche.
Position with regard to synthetic oil experiments. 6.1.'42. 244 - 249
25. Katalyt. Kracken von Mittelölen mit $AlCl_3$.
Catalyt. cracking of middle oils with $AlCl_3$. 9.2.'42. 250 - 264
26. Bericht über Vorhydrierungsversuch mit Mittelölen aus Steinkohleverflüssigung über Kontakt 7846 W 250 in halbtechnischem Massstab.
Report on experiment in pre-hydrogenation of middle oils from liquified bituminous coal, with catalyst 7846 W 250 in a pilot plant. 7.2.'42. 265 - 287
27. Notiz über Besprechung am 30.1.1942 in Lu über die Verarbeitung von Brüer Teer.
Memo on the conference held in Ludwigshafen on 30.1.1942, about the processing of Bru tar. 30.1.42. 288 - 294
28. Qualitätsvergleich von Crack- und Hydrierbenzinen aus Steinkohle-B-Mittelöl.
Qualitative comparison between gasolines produced from bituminous coal "B" middle oil by cracking, and by hydrogenation. 28.1.'42. 295 - 317

REEL NO.

INDEX

FRAME NOS.

MISCELLANEOUS REPORTS
ON
HYDROCRACKING. HOCHDRUCKVERSUCHE LABORATORIES.

1. Spaltung von Erdölmittelölen und -schwerölen (Druck- und Vakuumdestillaten) über Kontakt 7935. (Nach Versuchen im 10 ltr.-Ofen mit Gaskreislauf).
The splitting of crude middle and heavy oils (pressure and vacuum distillates) over catalyst 7935. (According to tests carried out in a 10 ltr. furnace with gas circulation). 318 - 337
2. Der Einfluss des Hydrierungsgrades (A.P. des B-Mittelöls) auf die Ergebnisse der 8376/6434-Bearbeitung von S-Mittelöl Scholven.
Influence of the degree of hydrogenation (A.P. of B-middle oil) on the results of the working of S-middle oil Scholven by means of 8376/6434. 338 - 347
3. Autoklavenversuche zur Überführung von CaCO_3 (Kavlar) in CaSO_4 bei der Hydrierung von Rheinischer Braunköhle.
Experiments in the autoclave aiming at the conversion of CaCO_3 (Kavlar) into CaSO_4 during the hydrogenation of brown coal from the Rheinland. 348 - 349
4. Aktennotiz zum heutigen Stand der Entparaffinierungsanlage in Zeitz.
Notes about the present state of the dewaxing plant in Zeitz. 350 - 358
5. Neue THH-Versuche mit Kontakt 5058 und Kontakt 7846.
New THH tests with catalyst 5058 and catalyst 7846. 359 - 360
6. Extrahierende Hydrierung im 10 Ltr.-Ofen.
Extracting hydrogenation in the 10 ltr. furnace. 361 - 365
7. Stand der Arbeiten der Grossapparatur.
Present state of performance of the technical apparatus. 366 - 382

REEL NO.

INDEX

FRAME NOS.

8. Einsatz des Tonerde-W-Ni- Vor-
hydrierungskontaktes 8376-7846 N 250
für verschiedene Produkte.

The use of alumina (clay)-W-Ni-
preliminary hydrogenation
catalyst 8376-7846 for various
products.

383 - 394

REML NO.

INDEX

FRAGE NOS.

STUDY OF THE HYDROGENATION
OF
SILESIA COAL K 1197

<u>Inhaltsverzeichnis</u> <u>Contents</u>	<u>Seite</u> <u>Page</u>	
		395 - 398
<u>I. Teil</u> <u>Part I</u>		
Zusammenfassung Summary	1	399
Einleitung Introduction	2	400
Die Verarbeitung von Steinkohle auf Benzin, Mittelöl und Schweröl. The working of bituminous coal for gasoline, middle and heavy oils.	3	401 - 406
I. Die Verarbeitung auf hohen Schwerölüberschuss. I. Working to an high excess in heavy oil.	8	406
a. Der Einfluss des Durch- satzes bei entsprechen- der Temperatur. a. Influence of the throughput at the constant temperature.	8	406 - 412
b. Der Einfluss der Tem- peratur bei niedrigen Durchsatz. b. Influence of the temperature at low throughput.	13	413
II. Die Verarbeitung auf ver- mindertem Schwerölü- berschuss. II. Working to a reduced excess in heavy oil.	14	414 - 418

REEL NO.INDEXPAGE NOS.

III.	Zur Frage der Prüfung einer Kohle auf ihre Hydrierbarkeit.		
III.	Testing a coal for its hydrogenation possibilities.	17	418 - 420
IV.	Die Hydrierbarkeit der oberschlesischen Kohle der Heinitzgrube.		
IV.	Hydrogenation possibilities of the coal from the Heinitz mine in Upper Silesia.	19	420 - 422
V.	Besondere Probleme der Verarbeitung von Steinkohle auf Schwerölbereich.		
V.	Specific problems in the working of bituminous coal to an excess in heavy oil.	21	422
1.	Der Einfluss der Gasmenge.		
1.	Influence of the quantity of gas.	21	422 - 425
2.	Der Einfluss der Abschiedstemperatur.		
2.	Influence of the separator temperature.	22	425 - 426
3.	Kontaktzusätze.		
3.	Catalyst additions.	25	427
a.	Schwefelung der Bayermasse.		
a.	Sulfur addition to the "Bayermasse."	25	427 - 428
b.	Schwefelwasserstoffzugabe.		
b.	Addition of hydrogen sulfide.	26	428 -
c.	Chlorzugabe.		
c.	Addition of chlorine.	27	429 - 430

REF. NO.INDEXPAGE NOS.

VI. Qualität der Anfallprodukte. VI. Quality of the products.	29	431
VII. Schwelung des Schleuderrückstandes. VII. Low temperature carbonization of the centrifugal residue.	29	431 - 432
<u>III. Teil</u> <u>Part II.</u>		
Versuchsverlauf. Course of tests.	30	433 - 456
Versuchsanordnung. Arrangement of tests.	54	457
Tabellen. Tables.	55 ff.	458 ff.

Survey of Tables

<u>Tabelle</u> <u>Table</u>	1 a-f	Bilanzen. Balances.	458 - 463
	2.	Eigenschaften der Kohle. Properties of the coal.	464
	3. a-c	Benzinuntersuchungen. Examinations of gasoline.	465 - 467
	4. a-c	Untersuchungen von Benzinfraktionen. Examination of gasoline fractions.	468 - 470
	5.	Mittelöl-Untersuchungen. Examinations of middle oil.	471
	6.	Schweröluntersuchungen. Examinations of heavy oil.	472

REEL NO.INDEXFRAME NOS.

- | | | | |
|-----|-----|---|-----------|
| 7. | a-b | Untersuchung von Anreiböl und
Abschlamöl.
Examination of fixing oil
and sludge. | 473 - 474 |
| 8. | a-c | Heizöl-Untersuchungen von
Schweröl.
Heating oil examinations of
heavy oil. | 475 - 477 |
| 9. | | Heizöl-Untersuchungen von
Schweröl und Mittelöl.
Heating oil examinations of
heavy oil and middle oil. | 478 |
| 10. | a-g | Elementar-Analysen und Heizwerte.
Elementary analyses and heating
values. | 479 - 485 |
| 11. | a-i | Elementar-Bilanzen.
Elementary balances. | 486 - 494 |
| 12. | | Verteilung des als KW vergastem C.
Distribution of the C converted
into gas. | 495 |
| 13. | | iso-Butangehalt.
iso-butane content. | 496 |
| 14. | | Organisch gebundener Schwefel in
Abgasen.
Organic sulfur in "Abgasen." | 497 |
| 15. | a-o | Abwasser Untersuchungen.
Examination of waste water. | 498 - 500 |
| 16. | | Siedekurve des Abstreifers.
Boiling curve of the stripper. | 501 |
| 17. | | Phenolverlegung.
Composition of phenols. | 502 |
| 18. | | Asphaltzerlegungen.
Composition of asphalts. | 503 |
| 19. | | Sieb-Analysen.
Sieve-analyses. | 504 |

REEL NO.

TITLE

PAGE NOS.

- | | | |
|---------|--|-----------|
| 20. | Untersuchungen des Ols von
Schmelgut.
Study of the low temperature
carbonization oil. | 505 |
| 21. | Untersuchungen der Abstreifer-
fraktion 320-350°.
Examination of the stripper-
fraction 320-350°. | 506 |
| 22. a&b | Schmelzbeuten.
Low temperature carbonization
yields. | 507 = 508 |

REEL NO.

INDEX

PAGE NOS.

MISCELLANEOUS PAPERS ON OILS

AND HYDROGENATION.

HOCHDRUCKVERFAHREN LABORATORIUM.

1. Der kalorische Wirkungsgrad der Steinkohlehydrierung bei der Herstellung von Benzin und Heizöl.
The calorific efficiency of the bituminous coal hydrogenation during the production of benzine and heating oil. 509 - 510
2. Versuche mit H₂-CO₂-Gemischen unter DHD-Bedingungen.
Tests with H₂-CO₂ mixtures under DHD conditions. 511 - 519
3. Properties of some Rumanian oils. 520 - 550
4. Angebot auf eine Anlage zur Entasphaltierung und Entharzung von 50 000 Jato Vakuum-Rückstand.
Bid for a deasphalting installation with a capacity of 50,000 tons vacuum residue per year. 551 - 559
5. Vergleich der Benzinierung mit natürlicher Bleicherde (6109) und synthetischen Aluminiumsilicat (6752) bei 600 at.
Comparison of "Benzinierung" with natural bleaching earth (6109) and synthetic aluminum silicate (6752) at 600 at. 560 - 563

RESEL NO.

INDEX

FRASEL NOS.

MISCELLANEOUS PAPERS
OF
HOCHDRUCKVERFAHREN EXPERIMENTEN

1. Weitere Kontakt-Versuche auf dem Gebiet der Tonerde-Mo-Ni-Kontakte.
Further tests in the field of alumina - Mo-Ni-catalysts. 565 - 572
2. Leichtbenzinherstellung.
Production of light benzine. 573 - 582
3. Das Militär erlässt Spezifikationen für Flugbenzin.
The military issue specifications for aviation benzine. 583 - 586
4. Schlesien-Benzin, Entphenolung. Gründe zur Wahl des Phenoxolvan-Verfahrens.
Silesian benzine, dephenolization. Reasons for choosing the Phenoxolvan process. 587 - 589
5. Aussichten für Treibstoff mit höherer O.Z. auf dem Verkehrsgebiet.
Prospects for fuels with higher octane numbers in the field of communications. 590 - 623
6. Neuere Versuche zur Vorhydrierung von Steinkohle- und Braunkohleverflüssigung mit Mo-haltigen Kontakten im 1 ltr.-Ofen.
Recent tests aiming at preliminary hydrogenation for bituminous and brown coal liquefaction with catalysts containing Mo in the 1 ltr. furnace. 624 - 646
7. Vergleich der Dehydrierungskontakte 7911 (Leuna) und 7360 Ch.6 (Lu) bei 10 und 25 atm und gestaffelter Temperatur. (Teil 2).
Comparison of the dehydrogenation catalysts 7911 (Leuna) and 7360 Ch.6 (Ludwigshafen) at 10 and 25 atm and with graded temperatures. (Part 2). 647 - 658
8. Zur Frage der Auswertung von Überladekurven: Über die Fehlergrenze bei der Bestimmung von Überladekurven.
Concerning the problem of overloading curves: The limit of error in the determination of overloading curves. 659 - 662

REEL NO.

INDEX

FRAME NOS.

MISCELLANEOUS PAPERS
OF
HOCHDRUCKVERFAHREN LABORATORIES

1. Propylierung von Anthracen zur Herstellung von Ölen mit trocknenden Eigenschaften nach Dr. Vierling.

Propylation of anthracene for the production of oils with drying properties, according to Dr. Vierling.

663 - 664

2. Oktanzahlen einiger Kohlenwasserstoffe. Octane numbers of some hydrocarbons.

665 - 670

FEEL NO.

INDEX

FRUM NOS.

HYDROGENATION OF STEARIN COAL "K 1197"
HEINITZGUTER FOR GASOLINE AND MIDDLE OIL
AT 600 MM. IN THE 10-LITER. CTEI.

671

Index

Page

672

Zusammenfassung
Summary

1

673 - 677

Versuchsordnung
Experimental equipment

6

678 - 679

Versuchsverlauf
Course of the experiment

7

679 - 707

Versuchsergebnisse
Experimental results

35

mit normalen Eisenkontakten
(Eisensulfat - geschwefelte
Bayermasse).

with normal iron catalysts
(iron sulfate-sulfurized
Bayermasse).

707 - 714

mit ungeschwefelter Bayermasse.
with unsulfurized Bayermasse.

41

714 - 716

mit ungeschwefelter Bayermasse
und aufgetränktem Na_2S .
with unsulfurized Bayermasse
and absorbed Na_2S .

43

716 - 717

mit Bayermasse-Titanylsulfat
geschwefelt.
with Bayermasse-Titanylsulfat
sulfurized.

44

717 - 721

Tabellen s. besonderes Verzeichnis.
Tables, etcetera

722 - 724

GENERAL SUBJECT

MISCELLANEOUS REPORTS

ON

HYDROCELLATION. HOCHDRUCKVERSUCHS LABORATORIES.

Source of Documents:

Griesheim I.C. Central
Library

Folder No:

S15/II-E-6
S15/II-E-10
S15/II-E-12
S15/III-A-1
S15/III-A-3

Filed by:

JIOA

Date

END OF ROLL

REEL NO. LF52