

9	Änderung der Geschwindigkeit zur Drehzahl	M. 609-4
8	Stillekappe zum Schutz vor Öl	M. 614-4 M. 609-4
7	Schrauben, zum Einstellen des Schrittes	M. 608-4
6	Schrauben, zum Einstellen des Schrittes	M. 438-1, M. 608-2
5	Stützen des Schrittes	M. 345-2
4	Teil des Schrittes	M. 642-2, M. 614-2
3	Teil des Schrittes	M. 288-2
2	Wasserabzug an der Welle	M. 288-2
1	Generator-Schwenkstellung	M. 288-2

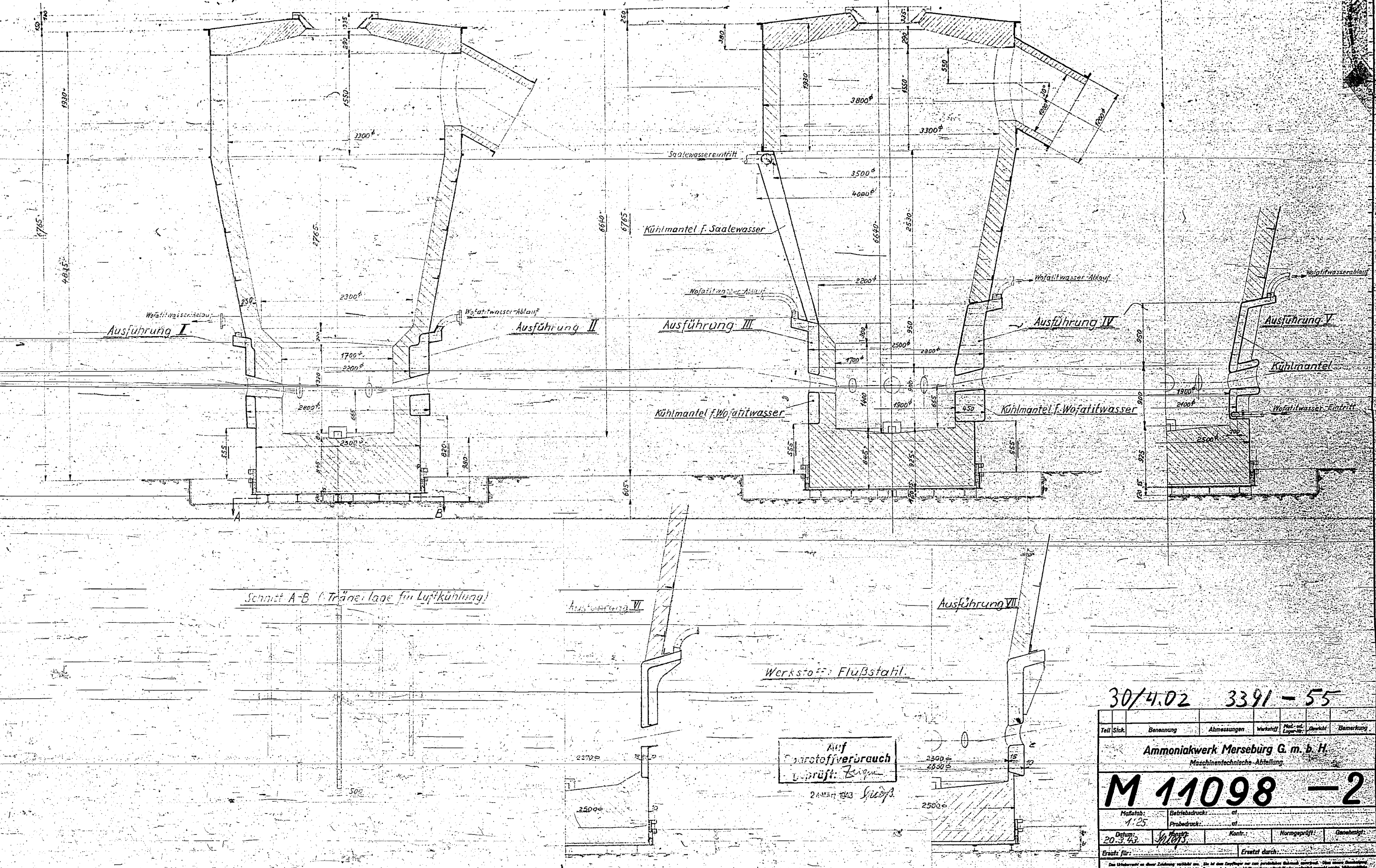
Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.
Maschinenbauabteilung

M 799 -1

Zeichner	Projektor	Gezeichnet	Geprüft	Abgezeichnet	Gezeichnet
M. 799	M. 799	M. 799	M. 799	M. 799	M. 799

30/402 3391-54

Zugehörige Zeichnungen Zchg. Nr.
Entstanden aus Me 240/ZA. 86c

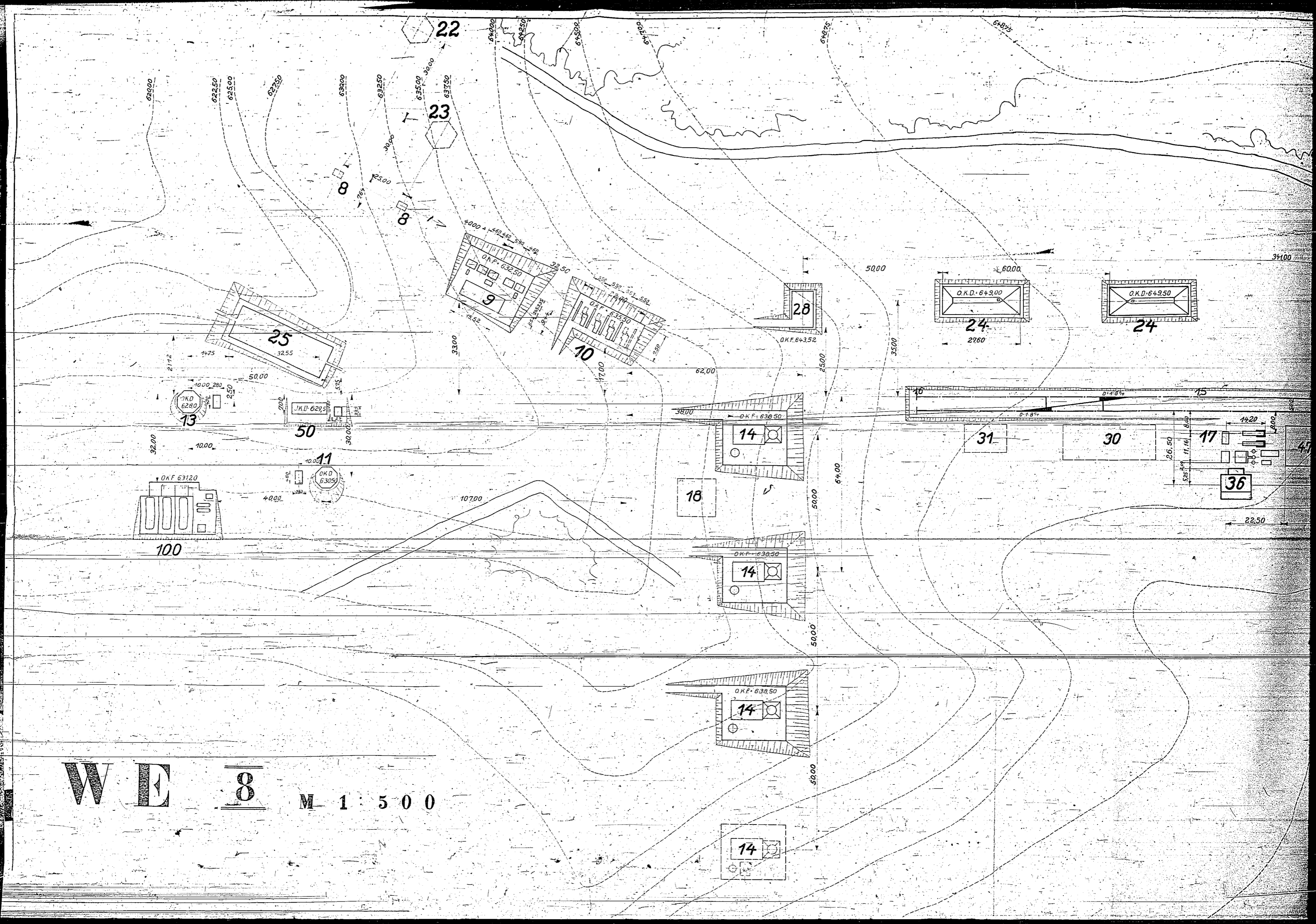


30/4.02 3391 - 55

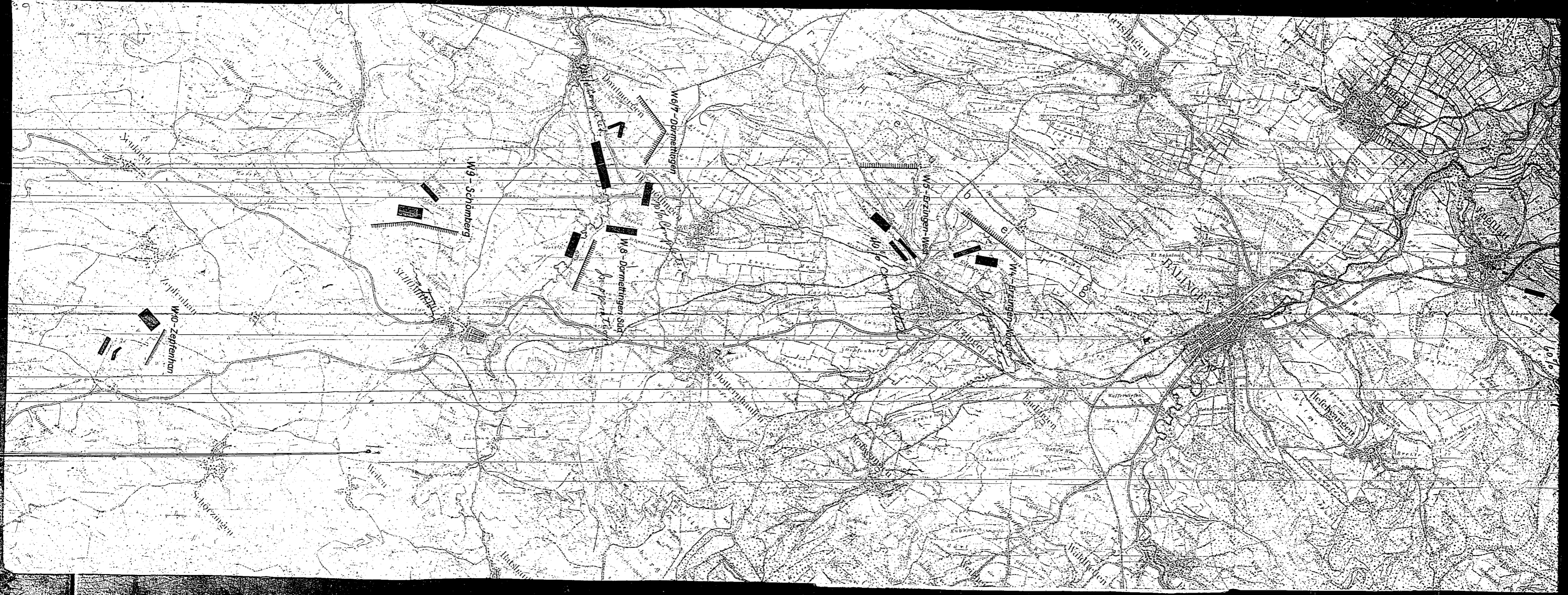
Teil/Sicht	Benennung	Abmessungen	Werkstoff	Mat. Nr. / Lager-Nr.	Übersicht	Bemerkung
	Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. Maschinentechnische Abteilung					
M 11098 - 2						
Maßstab:	Betriebsdruck:	at	Prüfdruck:	at		
1:25						
Datum:	Gezeichnet:	Kontrolliert:	Normgeprüft:	Genehmigt:		
20.3.43	10/1073					
Erstellt für:			Erstellt durch:			
<small>Das Unternehmen an dieser Zeichnung beteiligt ist. Sie ist dem Empfänger vor dem persönlichen Gebrauch zu verwenden. Über seine Zweckmäßigkeit und die Einhaltung der Vorschriften, sowie die Einhaltung der Abmessungen, ist der Empfänger selbst zu prüfen. Die Zeichnung ist nur im Falle der Herstellung gültig.</small>						

Betrieb: Gasfabrik Vorschläge für die Abänderung der Kühlmäntel an den Abstichgeneratoren. (Ausführung m. Stopfbüchse)

Fachgruppe: Bau-Nr. Me 240-2

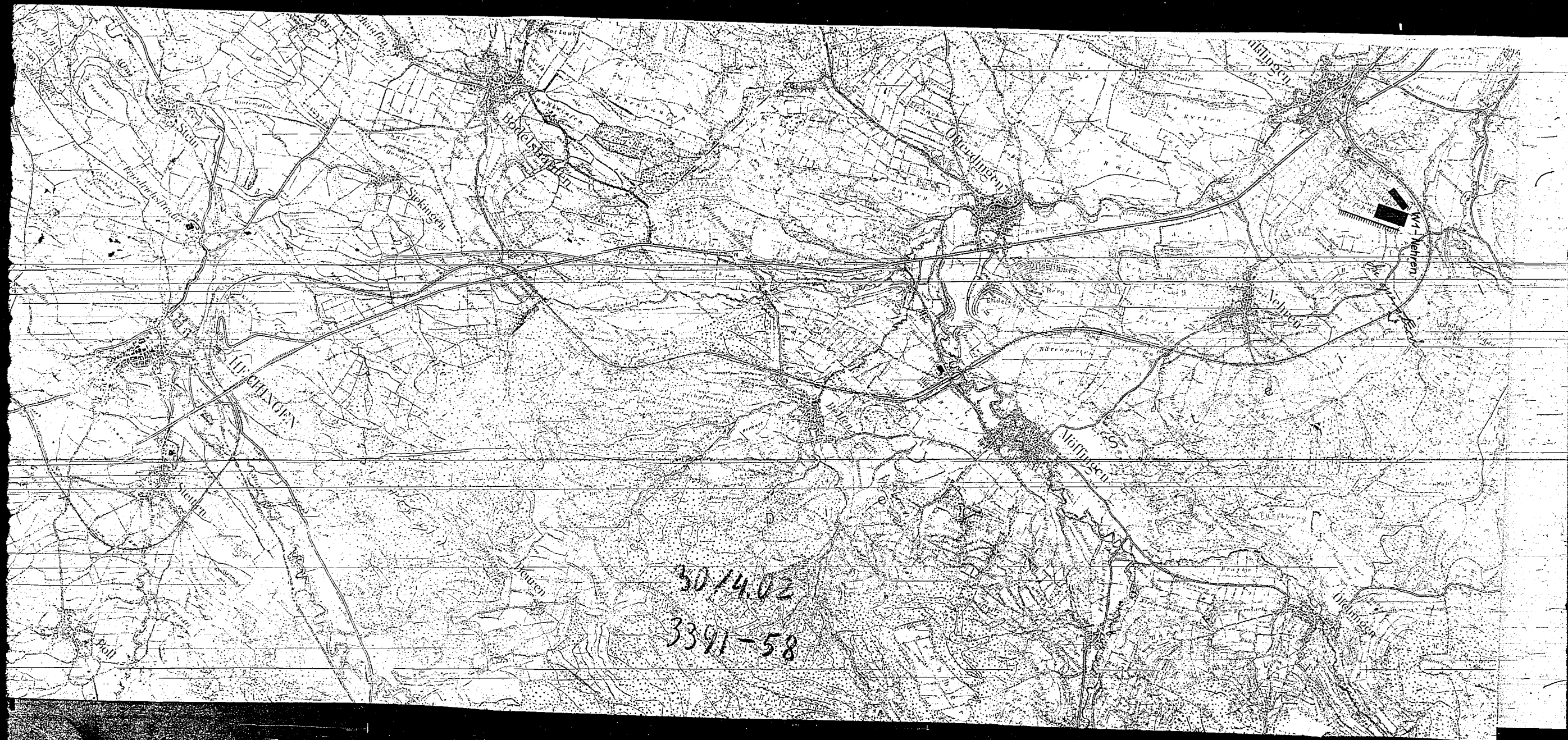


WE 8 M 1 : 5 0 0





30/402
3391-58



30/4.02

3391-58

00000000

BAG No. 1928

I. G. FARBENINDUSTRIE

LUDWIGS HAFEN

C. I. O. S. TARGET

No. 30/403

BAG NO. 1928

00000001

I. G. FARBENINDUSTRIE, A. G.

Ludwigshaven

Document List

CIOS TARGET NO. 30/4.03

1. General Hydrogenation Data

Gas makes at Pöhlitz
Solubility of H₂ in oils
Gas hydrates
Dehydrogenation of Pyrene
Properties of German crude oil
Data for A. N. I. C. on hydrog. of Albanian oil.
High pressure structural materials

2. Liquid Phase Hydrogenation

Flowsheets & performance data
Stall layout and controls
Hydrogenation of Bohlen tar over catalyst - 8376
Hydrogenation of Bituminous coal 250 and 600 ats.
Use of Bayermasse in hydrogenation of Brown Coal.
On the hydrogenability of coals.
Development of liquid phase since 1935.
Chemistry of asphalts.
Asphalts in liquid phase.
Ultimate analysis of liquid phase products.
Summaries of knowledge on liquid phase processes, 1942.

3. Vapour Phase Hydrogenation

Experiments with iron containing catalysts
Reactions using WS₂
Development of catalysts
Comparison of costs of 7019 Stall, 5058 + 6434
Silicon sulphide & developments on sulphides & oxides
Reduction of AS₂O₃

4. Engine tests on isoctane

5. Rich mixture blending agents.

6. (a) Quality of Fischer-Tropsch petrol
(b) Examination of Fischer-Tropsch product

7. Ethylene absorption from coke over gas.

8. Electrode material for aluminium manufacture

9. Synthetic alcohols.

10. Reports on Paraffin Oxidation
Synthetic fats.

00000002

11. D. H. D.
Technical Data
Flowsheet
Stall arrangements
12. Acetylene reports
Arc process from ethylene
Conversion to acetaldehyde.
Arc Process of vinyl acetylene to butadiene
13. Ammonia synthesis
Reports on K_2O catalyst
Reports on Kinetics
14. Miscellaneous
Al Cl_3 synthesis
Flame³ velocities
Heat engines
Research Programme, 1942
Detergents
Molecular distillation
Biosynthesis research
Dispersion of air in liquids
15. Analytical methods

BAG NO. 1928

I. G. FARBENFABRIK, A. G.

Ludwigshafen

Document List

CEOC-TARGET NO. 30/4.05

1. General Hydrogenation Data

Gas taker of 150 ltrs
Solubility of H₂ in oils
Gas hydrates
Dehydrogenation of n-paraffins
Properties of German crude oil
Data for A. M. I. G. on hydrogenation of Arabian oil.
High pressure structural materials

2. Liquid Phase Hydrogenation

Flowcharts & performance data
Still layout and controls
Hydrogenation of BenLan tar over catalyst - 3376
Hydrogenation of Bituminous coal 250 and 600 sts.
Use of Bismuth in hydrogenation of Brown Coal.
On the hydrogenability of coals.
Development of liquid phase since 1933.
Chemistry of asphalts.
Asphalts in liquid phase.
Ultimate analysis of liquid phase products.
Summary of knowledge on liquid phase processes, 1933.

3. Vapor Phase Hydrogenation

Experiments with iron containing catalysts
Reactions using Fe₂O₃
Development of catalysts
Comparison of costs of 7919 Still, 8058 + 8484
Silica-suboxide & developments on suboxide & oxides
Reduction of As₂O₅

4. Trials tests on lactone

5. Mixture blending agents.

6. (a) Quality of Fischer-Tropsch petrol
(b) Examination of Fischer-Tropsch product

7. Ethylene absorption from coke over sea.

8. Electrode material for aluminium manufacture

9. Synthetic alcohols.

10. Reports on Paraffin Oxidation

11. I. H. S.

Technical Paper

1948

tail group

and derived from ethylene

oxide in the presence of

vinyl acetate and butadiene

12. I. H. S.

Technical Paper

1948

tail group

13. I. H. S.

Technical Paper

1948

tail group

and derived from ethylene

oxide in the presence of

vinyl acetate and butadiene

14. I. H. S.

Technical Paper

1948

tail group

and derived from ethylene

oxide in the presence of

vinyl acetate and butadiene

Bag 1928

30/4 03

100000003

I general hydrog. water
data

18. Mai 1944 Hoch/Fe

*Gase
Verg.*

J. W. W. W.

Gaszusammensetzungen in Pölitz.

Anhang zum Betriebskontrollbericht für Januar 1944.

Bestandig gibt Pölitz in einem Nachtrag zum Betriebskontrollbericht von Januar d. J. Analysen auch der Abgase. Hierdurch war es möglich, die folgenden Gasanalysen zu errechnen.

Die große Ähnlichkeit der Analysen der 3.ampfphasen läßt erwarten, daß die Abgabe der für Kohle, Teer und Erdöl gemeinsamen Kreislaufgasstoffe, die den Hauptanteil an den Dampfphase-Bygasen ausmachen, nur anteilig auf die Kohle-, Teer- bzw. Erdöl-Bygas verrechnet wurden, sodaß ein Vergleich mit den Analysen etwa der 10-ltr-Öfen (siehe Bericht Nr. 11 vom 26.11.40 und Nr. Kupfer vom 24.5.42) nur für Kohle-, Teer- und Erdöl-Mischanalysen statthaft wäre. Die Teer-Bygas könnte aber auch leicht gelassen werden, da im Januar 1944 in Pölitz Teer nur in ganz geringer Menge verarbeitet wurde.

Bemerkenswert ist die kleine Kohlen- und die große Wasserdampfmenge. Das gleiche gilt für die Analyse des Vorhydrierungsgases, während für die Benzolniederschläge (auf die sich die Stabilisierung) die Menge auf Kosten der Wasserdampfmenge größer ist als gegenüber den Kleinversuchen.

Gaszusammensetzung (1-4)

	Wasserdampf	% C	% H ₂	% Koh/ eing. C	
Kohle-Bygas (ohne Wasserdampf)	21,0	40,3	als C ₁		
	47,2	47,6	als C ₂	22,6	1,87
	17,8	19,2	als C ₃		
	14,0	14,3	als C ₄		
Teer-Dampfphase	22,9	19,4			
	51,0	46,2			
	19,6	18,4		16,3	1,9
	17,2	16,0			
Erdöl-Dampfphase	15,1	14,1			
	46,8	46,8			
	16,4	16,7		10,4	2,08
	21,6	22,4			
5058-Vorhydrierung	19,7	18,2			
	22,2	22,2			
	18,2	18,6		8,15	2,13
	22,9	21,0			
Gasstabilisierung (einschl. Stabilisierungs- und Benzolniederschlag)	1,27	1,1			
	6,65	6,5			
	22,2	22,2		22,0	5,43
	71,0	71,2		auf C im Bi+Verg.	

gez. von Hochstetter

Dampfdruckerhöhung durch äußeren Druck.

In einem Sättiger wurde ein Wasserstoffstrom bei verschiedenen Drucken und Temperaturen mit Propan gesättigt. Die Bedingungen und Ergebnisse waren:

H ₂ -Druck Atm	230				170	100	50	20
Temperatur °C	20	20	40	5	15	9	10	5
Vol.-% KW nach Dichte	8,5	7,6	15,8	6,2	8,3	9,2	11,6	26
Sättigungsdruck nach Dichte Atm	19,5	17,4	36,4	14,3	14,1	9,2	5,8	5,2
Sättigungsdruck theoretisch 1) Atm	8,1	8,1	13,8	5,5	7,2	6,2	6,4	5,5
Erhöhung auf das fache	2,4	2,15	2,6	2,6	1,96	1,48	0,9	0,95
	Mittel: 2,44							

1) Theoretische, den Temperaturen entsprechende Sättigungsdrucke aus "Standard blue charts"

Die Anreicherung in der Gasphase durch äußeren Druck nimmt demnach nahezu linear mit steigendem Druck zu. Bei 50 Atm ist kein Druckeffekt mehr erkennbar (siehe beiliegende Kurve).

Bei Butan wurde diese starke Erhöhung des Dampfdruckes bisher nicht beobachtet, diese Versuche werden wiederholt.

gez. Mohr
Donath

1-Skizze.

14077a

Die Versuche wurden mit Butan wiederholt:

Wasserstoffdruck Atm.	230	170	100	50	20
Temperatur °C	70	65	65	20	20
Vol. % KW nach Dichte	5,1	5,8	7,8	4,6	9,8
Sättigungsdruck nach Dichte Atm.	11,7	9,7	7,8	23,7	1,95
Sättigungsdruck theor.	8,1	7,2	7,2	2,1	2,1
Erhöhung auf das ...fache	1,45	1,35	1,08	1,1	0,93

Wie beiliegende Abbildung zeigt, ist die Erhöhung des Dampfdruckes durch Wasserstoffdruck bei Butan zwar vorhanden, aber nicht so gross wie bei Propan.

gez. Mohr
Donath

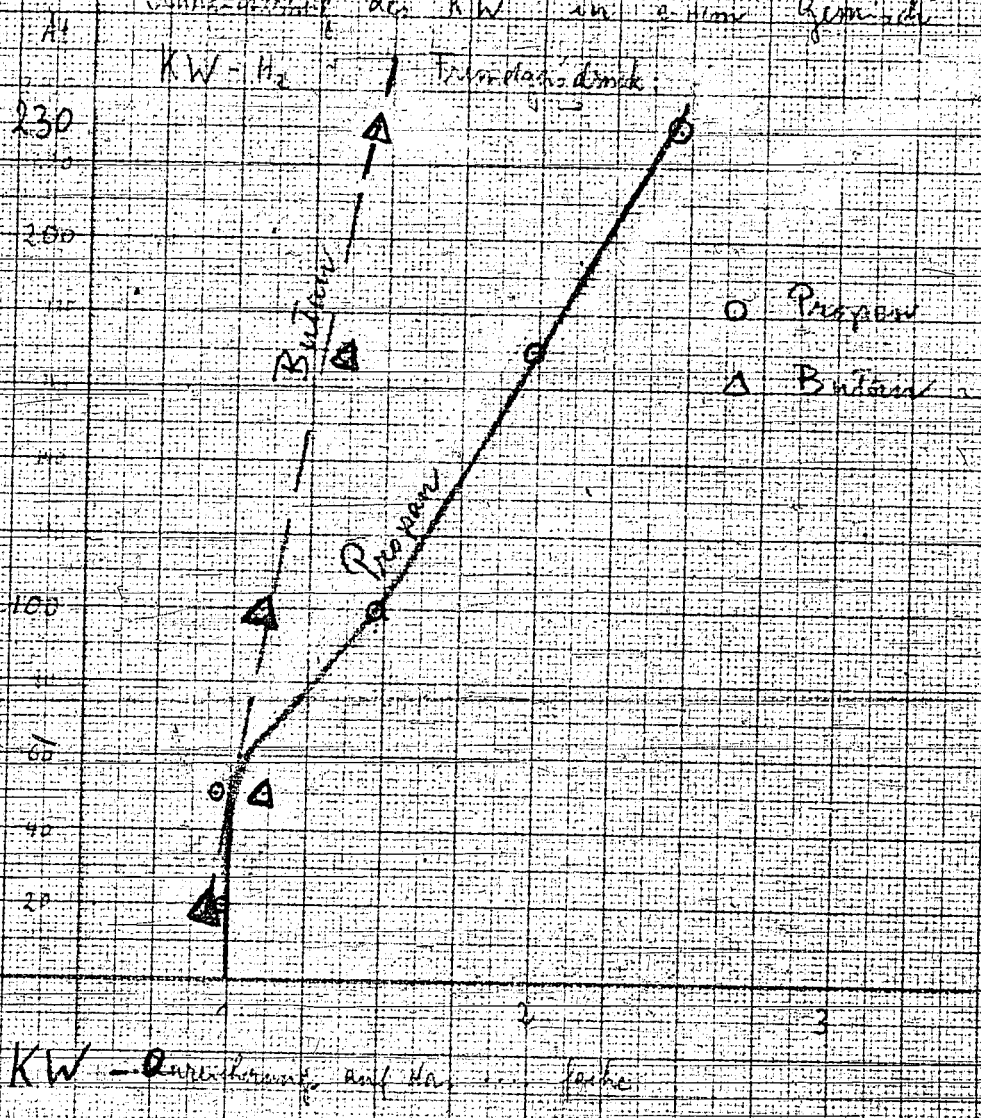
1 Abbildung.

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
Ludwigshafen a. Rhein.
D/N-Formul. A 2 I (210 x 297 mm)

Gesamtdrucke
(H₂ + KW)

1000000007

Umwandlung des KW in eine Gemisch



f. M. M. M. M. M.

Löslichkeiten von Wasserstoff, Stickstoff und Methan¹⁾
bei 700 Atm. (in Ltr./kg/Atm.)

(100 Ltr.-Ofen in der Zeit vom 24.7.38 - 25.9.38)

Nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Mittelwert
Datum d. Analyse 1938	24.7.	26.7.	28.7.	3.8.	6.8.	22.+ 23.8.	25.8.	26.8.	21.9.	25.9.	
Gefahrenes Produkt	P 1301	P 1301	P 1301	P 1329	P 1329	P 1307	P 1307	P 1307	P 1307+ P 1307+	P 1329 P 1329	
Abstreifer:									(1:1)	(1:1)	
spez. Gew. bei °C	0,904 /15	0,910 /15	0,916 /15	0,968 /20	0,966 /20	0,956 /15	0,946 /15	0,946 /15	0,968 /15	0,962 /15	
Temperatur der Lösung	40°	40°	40°	40°	40°	40°	40°	40°	40°	40°	
H ₂ -Lösl.	0,068	0,067	0,054	0,052	0,071	0,067	0,065	0,065	0,067	0,071	0,065
N ₂ -Lösl.	0,153	(0,03)	(0,049)	0,116	0,104	0,153	(0,061)	(0,053)	0,110	0,147	0,130
CH ₄ -Lösl.			0,17 ¹⁾					0,162 ¹⁾			0,176
Abschlamm:											
spez. Gew. /bei °C	0,980 /50	0,970 /50	1,010 /20	1,048 /20	1,002 /20	1,040 /20	1,020 /50	1,032 /20	1,046 /20	1,046 /20	
Temperatur der Lösung	448°	442°	452°	452°	452°	437°	437°	437°	444°	444°	
H ₂ -Lösl.	0,017	0,017	0,020	0,023	0,015	0,107	0,179	0,205	0,075	0,095	
●-Lösl.	0,013	0,026	0,039	0,029	0,013	0,196	0,160	0,194	0,109	0,103	
CH ₄ -Lösl.			0,05 ¹⁾					0,264 ¹⁾			
Waschl:											
spez. Gew. /bei °C	0,851 /15°	=	=	=	=	=	=	=	=	=	
Temperatur der Lösung	20°	=	=	=	=	=	=	=	=	=	
H ₂ -Lösl.	0,119	0,125	0,109	0,129	0,161	0,101	0,115	0,121	0,109	0,109	0,120
N ₂ -Lösl.	0,154	0,207	0,187	0,248	0,252	0,250	0,116	0,129	(0,074)	0,237	0,196
CH ₄ -Lösl.			0,460 ¹⁾					0,398 ¹⁾			0,429

Die eingeklammerten Werte wurden als offensichtliche Fehlbestimmungen nicht zur Mittelwertbildung verwendet.

¹⁾ Aus Stockanalyse

Das Kreislaufgas hinter dem Ofen hatte 77-80% H_2 , 3-4% H_2 und 9-13% CH_4 .

Die H_2 -Löslichkeiten im Abstreifer erweisen sich als sehr gleichmässig. Die H_2 -Löslichkeiten sind stärker verschieden bei den einzelnen Versuchen. Der Grund dafür liegt wohl in der Art der H_2 -Bestimmung als Restgasbestimmung bzw. im niedrigen H_2 -Partialdruck begründet.

Bei den Löslichkeitswerten für den Abschläm füllt auf, dass die Werte 1-5 sehr niedrig, die Werte 6-10 sehr hoch sind. In den Versuchen 1-5 war die Abschlämvorrichtung nicht einwandfrei, sodass grosse Abschlämmgasmengen verloren gingen. Die Werte aus 6-10 sind dadurch zu hoch, dass die Flüssigkeit im Abscheider beim Fahren des Rohölkrackrückstandes (P 1307) bzw. Gemisch mit Rohölkrackrückstand zum Schäumen neigte und mit dem Abschläm Gasblasen herausgezogen wurden. Jedenfalls kann aus diesen Zahlen nichts über Temperaturabhängigkeit der Löslichkeit geschlossen werden. Es wurde wegen diesen Unsicherheiten darauf verzichtet, hier Mittelwerte aufzusuchen.

Die Löslichkeiten von H_2 , N_2 und CH_4 im Waschöl sind gleichmässig ungefähr doppelt so gross wie im Abstreifer, d.h. ein spezielles Herausziehen von H_2 (Kreislaufgas) findet nicht statt.¹⁾ Die Werte stimmen untereinander brauchbar überein.

¹⁾ Ein späterer Versuch zeigte auch, dass beim Entspannen des Waschöls nur ganz minimale Mengen Gas mitgerissen werden.

Als Waschöl wurde ein 5058 b-Produkt aus P 1271 von Kammer 501 verwendet. Das Waschöl wurde in frischem Zustand, nach längerem Gebrauch²⁾ sowie nach Regeneration des gebrauchten Öls durch Redestillieren untersucht.

	Waschöl frisch	Waschöl gebraucht	gebrauchtes Waschöl redest			
Ges. Produkt:						
spez. Gew./15°	0,851	0,839	0,862			
Anilinpunkt °C	+39,7	+40,6	41,9			
Ungesättigte	1%	2,5%	-			
Jodzahl	5,3	17,8	7,53			
Siedebeginn	162° C	77° C	188° C			
% - 180°	14,6	28,2	-			
% - 200°	61,4	52,2	19,3			
% - 250°	97,9	89,8	98,0			
Rückstand %	99,9	91,9	99,9			
Fraktion:						
	spez. Gew./° C	A.P.	Jodzahl	spez. Gew./° C	A.P.	Jodzahl
- 180°	0,827/15°	38,6°	16,9	0,783/15°	44,7°	24,9
180 - 240°	0,852/15°	39,9°	4,23	0,848/15°	41,1°	13,0
>240°	0,890/15°	46,7°	3,24	0,912/15°	40°	24,9
Asphaltzerlegung:						
Neutralöl	86,9			78,3		
Harzbildner	10,7			18,0		
Ölharze	1,9			3,1		
Asphalharze	3,0			0,5		
Asphaltene	0,2			0,1		
Carbene						
Carboide						

1) Steinkohlen S' Mittelöl Scholven.

2) Das Waschöl wurde ungefähr 3 Monate verwendet, allerdings wurde während dieser Zeit öfters frisches Öl ergänzt.

Durch den Gebrauch ist das spez. Gewicht von 0,851 auf 0,839 gesunken, entsprechend einer Zunahme an Leicht siedenden von 14,6 auf 28,2% -180°. Der Gehalt an Ungesättigten ist angestiegen, ebenso der Gehalt an Harzbildnern. Durch Redestillation konnte wieder ein brauchbares Waschöl erhalten werden.

Die Analyse des gebrauchten Waschöls entspricht einer Waschöldest.-Kolonnentemperatur von 75° im Sumpf (Versuch 1-8), bei Versuch 9 und 10 wurde die Kolonnentemperatur auf 128° im Sumpf erhöht, um einen Gehalt an Leicht siedenden im Waschöl zu vermeiden. Die aus 9 und 10 errechneten Löslichkeiten unterscheiden sich jedoch in keiner Weise von den Löslichkeiten der Versuche 1-8. Daraus geht hervor, dass das hohe Lösungsvermögen des Waschöls nicht auf Benzingeht zurückgeführt werden kann.

Zusammenfassung:

Es wurden aus den Versuchen im 100 Ltr.-Ofen Löslichkeiten von H₂, N₂ und CH₄ im Abstreifer, Abschläm und Waschöl berechnet. Im Vergleich zu den im Gasmengen-Schema Dr. Berger vom 3.3.38 eingesetzten Werten ergeben sich folgende Durchschnittswerte:

	I		II	I II	
	100 Ltr.-Ofen		Für Stettin geschätzt		
	Ltr./kg/Atm.	Ltr./Ltr./Atm.	Ltr./Ltr./Atm.		
H ₂	Abstreifer	0,065	0,061	0,04	1,5
	Waschöl	0,12	0,10	0,06	1,7
N ₂	Abstreifer	0,13	0,12	0,045	2,7
	Waschöl	0,20	0,17	0,08	2,1
CH ₄	Abstreifer	0,18	0,17	0,15	1,1
	Waschöl	0,43	0,37	0,31	1,2

Die Übereinstimmung der beim 100 Ltr.-Ofen gefundenen Werte mit den geschätzten Werten ist bei Methan wesentlich besser als bei Wasserstoff und Stickstoff.

gez. Rank

Hochdruckversuche
Lu 498.

5. Dezember 1933
Ml./Pp.

100000012

Löslichkeit von Wasserstoff in Propanasphalt aus
Elwerather Bohöl.

Das Verhältnis der Wasserstoffmenge im freien Gasraum
zu der im Asphalt gelösten betrug bei

375°	390°	400°
100:11	100:14	100:18
0,11	0,14	0,18 1/1/atm.

gez. Michael

70504

14
100000013

J. HAMM H.
Gysemungelsch
Köln

Betrifft: G a s h y d r a t e

An Hand der uns von den Hydrierwerken übersandten Unterlagen wurden einige angenäherte Berechnungen über die Möglichkeit der Bildung von Gashydraten in den Sumpf- und Gasphasekreisläufen der Hydrierung durchgeführt und mit den Beobachtungen verglichen, die in den einzelnen Hydrierwerken hinsichtlich des Auftretens von Gashydraten gemacht wurden. Da die angegebenen Zusammensetzungen der Kreislaufgase zum Teil nur unerheblich voneinander abweichen, erschien es nicht nötig, die Rechnung für jeden einzelnen Fall gegreiffen. Die übrigen sind dann entsprechend den speziellen Verhältnissen in den gegebenen Rahmen einzuordnen.

In den Anlagen 1 und 2 sind zunächst als Unterlagen für die Rechnung die wichtigsten der von den Werken gegebenen Daten über den Sumpfhase- bzw. Gasphasekreislauf zusammengestellt. Von einzelnen Werken wurde nicht der Prozentgehalt der einzelnen Kohlenwasserstoffe im Kreislaufgas, sondern nur der Prozentgehalt der Summe und das mittlere C der Kohlenwasserstoffe angegeben. Da für die Rechnung die Zusammensetzung der Kohlenwasserstoffe benötigt wurde, wurde sie in diesen Fällen nach Unterlagen von Lu geschätzt. Wie aus den Anlagen zu ersehen, wird mit Ausnahme von Herseburg in sämtlichen Hydrierwerken in die Gaskreisläufe Wasser eingespritzt. Die Mengen schwanken zwischen ca. 0,3 bis 4,2 kg H₂O/100 cbm Kreislaufgas bzw. zwischen 0,01 bis 0,8 kg bezogen auf 1 cbm Kohlenwasserstoffe. In den Rohrleitungen zwischen H₂O-Einspritzung und H₂O-Abstreifung ist mithin sicher H₂O in flüssiger Phase vorhanden, d.h. Gashydratbildung bei bestimmten Druck-Temperaturverhältnissen möglich. Andererseits reichen die Wassermengen nicht aus, um eine Verstopfung durch Gashydrate mit Sicherheit zu verhindern. Für die Berechnung der Kurven beginnender Gashydratbildung im Temperatur-Druck-Diagramm (bei Anwesenheit von H₂O in flüssiger Phase) wurden die Diagramme des Kurvenblattes 1 benutzt. Aus der Literatur sind die Zustandsdiagramme der Hydrate reiner Kohlenwasserstoffe (Methan, Athan, Propan, n-Butan) bekannt (vergl. Kurvenblatt 1 Diagramm 1). Sie wurden schon auf der Erfahrungsaustauschitzung Frost u.a. verhalten sich die Gashydrate von Kohlenwasserstoffgemischen ähnlich wie feste Lösungen. Einer Arbeit von Willard, Wilcox, Carson und Katz wurde das Diagramm 3 des Kurvenblattes 1 entnommen, in dem im logarithmischen Maßstab für eine Temperatur von 35° F = 1,7° C die Gleichgewichtswerte der Mischhydrate bilden-

den Kohlenwasserstoffe $k = \frac{\text{Mol \% in Gas}}{\text{Mol \% in Gashydrat}}$ gegen den Gesamtdruck des Kohlenwasserstoffgemisches aufgetragen sind 2). Besäße das Raoult'sche Gesetz für ein System Gasmischung-Gashydrat Gültigkeit, so müßten die Kurven des Diagramms 3 aus Geraden bestehen, die in einem Winkel von 45° abfallen. Dies zeigt

1) Hammerschmidt erwähnt einen Fall aus der amerikanischen Praxis, bei dem man bei einer Einspritzung von 0,5 kg H₂O/m³ Gas das Gashydrat noch nicht beseitigen konnte.

2) Die experimentellen Unterlagen der Kurven sind noch sehr dürftig. Vor allem ist die Kurve für n-Butan sehr unsicher. Isobutan scheint kein Mischhydrat mit den übrigen Kohlenwasserstoffen zu bilden(?).

JAM/21

folgende Überlegung: Sei n bei gegebener Temperatur (im Diagramm 3: 1,7°C) P der Gesamtdruck der Gasmischung, p_i der Partialdruck einer Komponente der Gasmischung, z_i der Molbruch der gleichen Komponente in der Gasphase, x_i in der festen Phase und σ_{ii} der Zersetzungsdruck des reinen Gashydrates der betrachteten Komponente, so gilt nach dem Dalton-Raoultischen Gesetz: $p_i = z_i \cdot P = x_i \cdot \sigma_{ii}$. Es folgt: $k = \frac{z_i}{x_i} = \frac{\sigma_{ii}}{P}$ oder

$$\log k = - \log P + \log \sigma_{ii}$$

d.h. trägt man $\log k$ gegen $\log P$ auf, so erhält man eine in einem Winkel von 45°C anfallende Gerade. Wie aus dem Diagramm 3 hervorgeht, fallen die Werte $\log k$ in Wirklichkeit unter einem stärkeren Winkel als 45°C gegen $\log P$ ab; bei n -Butan findet bei höheren Drucken eine Umkehrung des Kurvenverlaufes statt, ein Verhalten, das dem der weniger flüchtigen Komponenten in einem System Gas-Flüssigkeit entspricht. Aus der gleichen Arbeit wie Diagramm 3 stammen die Kurven beginnender Gashydratbildung für 3 Naturgase (Abb. 1 Diagramm 2). Der Vergleich der Diagramme 1 und 2 zeigt, daß an die Stelle des scharfen Knickpunktes C ein gekrümmter Verlauf getreten ist, der umso flacher ist, je kleiner das mittlere C der Gasmischung ist. In erster Näherung setzen sich die Kurven aus zwei Geraden zusammen, die etwas gegeneinander geneigt sind. Während nun bei den reinen Kohlenwasserstoffen der Punkt C durch den Schnittpunkt der Gashydratkurve mit der Dampfdruckkurve des betreffenden Kohlenwasserstoffes festgelegt ist, ist die Lage der beginnenden Richtungsänderung bei den Kohlenwasserstoff-Mischungen angenähert durch den Schnittpunkt der Gashydratkurve mit der Taupunktskurve der Gasmischung (bzw. mit der über den kritischen Punkt hinaus geradlinig extrapolierten Taupunktskurve) charakterisiert. Für den Fall der Kurve B ist die über den kritischen Punkt 1) hinaus verlängerte Taupunktskurve eingezeichnet 2).

Über das Verhalten der Gashydratbildner 1 - C_4H_{10} sowie CO_2 und H_2S in Mischung mit den Gashydratbildnern Methan, Athan, Propan und n -Butan sind in der Literatur keine Angaben vorhanden, desgleichen nicht über den Einfluß des Wasserstoffdruckes auf die Hydratbildung. Die Rechnung wurde unter Vernachlässigung dieser Faktoren durchgeführt. Zunächst wurde aus Diagramm 3 der Druck der beginnenden Hydratbildung (sowie die angenäherte Zusammensetzung des Gashydrates) bei einer Temperatur von 1,7°C berechnet. Für die Gasmischungen mit einem mittleren C bis etwa 1,32 wurde der übrige Verlauf der Kurve mit Hilfe des Diagramms 2 extrapoliert, für Gasmischungen mit höherem mittleren C wurde der Verlauf der Gashydratkurve bis zum Schnittpunkt mit der ebenfalls berechneten 2) Taupunktskurve angenähert aus Diagramm 1 und 2 bestimmt und von dort mit einer etwas größeren Steigung als bei den Kurven des Diagramms 2 fortgesetzt. Die Fehlergrenze der durchgeführten Rechnungen beträgt schätzungsweise $\pm 3^\circ C$ unter der Voraussetzung, daß die Diagramme des Kurvenblattes 1

- 1) Der kritische Punkt liegt wahrscheinlich in der Nähe von $10^\circ C$.
 - 2) Für die Rechnung wurden Mittelwerte der in der Literatur angegebenen teils nach den Flüchtigkeiten berechneten, teils in binären Systemen ($CH_4-C_3H_8$, $CH_4-n-C_4H_{10}$, $C_2H_6-n-C_4H_{10}$) experimentell bestimmten Gleichgewichtskonstanten benutzt. Die verwendeten Konstanten sind in Anlage 3 aufgeführt.
- Vergl. 1) Ind and Eng Chem 24 (1932) S 517 ff
 2) " " " " 26 (1934) S 352 ff
 3) " " " " 32 (1940) S 118 ff, S 352 ff, S 1085
 4) " " " " 32 (1940) S 817.

100000015

H. J. Simon
Königsplatz
Köln

Hochdruckversuche
Lu 538

9. Juli 1942 Ho/Pr.

Berichtigung zu „Gashydrate“, 20 4214.

- Seite 1, Zeile 6 von unten: statt 31° 35°
3. unter 1) zweiter Absatz,
Zeile 3, statt η η
- Zeile 5, statt η η
4. vorletzter Absatz,
Zeile 4 muss heissen: ...Taupunktkurve
nach tieferen Temperaturen und höheren
Drucken.

richtig sind.

Das Rechenverfahren sei an einem Beispiel (Sumpffasekreislaufgas Welheim) genauer erläutert. Die KW-Gasmischung hat folgende Zusammensetzung (vergl. Kurvenblatt 2 Gas A):

Mol %	CH ₄	:	57,2
	C ₂ H ₆	:	22,9
	C ₃ H ₈	:	13,2
	n C ₄ H ₁₀	:	4,6
	i C ₄ H ₁₀	:	0,9
	C ₅ H ₁₂	:	1,2

1) Berechnung des Druckes der beginnenden Gashydratbildung und der Zusammensetzung des Gashydrates bei einer Temperatur von 1,7°C.

Aus der Zusammensetzung der KW-Gasmischung errechnet sich die Zusammensetzung der Gashydratbildner zu:

%	CH ₄	58,4
%	C ₂ H ₆	23,4
%	C ₃ H ₈	13,5
%	n C ₄ H ₁₀	4,7

Bei beginnender Gashydratbildung sind die Molenbrüche z_i der einzelnen Komponenten in der Gasphase durch diese Zusammensetzung gegeben; es seien x_i die Molenbrüche in der festen Phase. Dem Diagramm 3 entnommen man, daß bei einem Druck der Hydratbildner von 3,6 atm $x_i = 1$ ist; bei diesem Drucke findet also Gashydratbildung statt. Das Gashydrat hat folgende Zusammensetzung:

x_1	=	0,015	(CH ₄)
x_2	=	0,075	(C ₂ H ₆)
x_3	=	0,34	(C ₃ H ₈)
x_4	=	0,57	(n C ₄ H ₁₀)

2) Berechnung der Taupunktskurve:

Bei beginnender Kondensation sind die Molenbrüche z_i der einzelnen Komponenten in der Gasphase durch die Zusammensetzung der KW-Gas-Mischung (CH₄, C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀, C₅H₁₂) gegeben. Es seien x_i die Molenbrüche in der flüssigen Phase.

Bei einer Temperatur von 0°C errechnet sich aus den Gleichgewichtskonstanten $\frac{z_i}{x_i}$ der Anlage 3 für einen Druck von 7 atm:

$\sum x_i = 0,82$; für einen Druck von 14 atm dagegen $\sum x_i = 1,35$. Durch lineare Extrapolation ergibt sich für $\sum x_i = 1$ ein Druck von 9,4 atm.

Bei einer Temperatur von 10°C errechnet sich aus den Gleichgewichtskonstanten $\frac{z_1}{x_1}$ der Anlage 3 für einen Druck von 18 atm:

$z_{x1} = 1,02$; für einen Druck von 21 atm dagegen $z_{x1} = 1,29$. Durch lineare Extrapolation ergibt sich für $z_{x1} = 1$ ein Druck von 13,5 atm. Bei 0°C ist also der Taupunktswert 9,4 atm, bei 10°C 13,5 atm.

In der ersten Näherung wird nun innerhalb eines engen Temperaturbereiches in einem $\log p_1, T$ - Diagramm die Taupunktskurve durch eine Gerade durch diese Punkte gegeben 1).

3) Abschätzung des übrigen Verlaufes der Gashydratkurve:

Da die Gasmischung mehr Propan und n-Butan enthält als die Naturgase des Diagramms 2 (Kurvenblatt 1), und die Gashydratkurven von reinem Propan und n-Butan steiler als die von reinem Methan und Äthan verlaufen, hat die Gashydratkurve bis zum Schnitt mit der Taupunktskurve auch einen steileren Verlauf als die Gashydratkurven der Naturgase. Auf graphischem Wege wurde die Steilheit angenähert zu $tg \alpha = 1,3$ geschätzt. Der zweite Teil der Gashydratkurve (nach dem Schnitt mit der Taupunktskurve) wurde ebenfalls etwas steiler als bei den Kurven der Naturgase angenommen.

sich
Wie aus den Kurvenblättern 2 und 3 ergibt, stimmen die Beobachtungen mit der Rechnung befriedigend überein. Nur in einem Falle (Wesseling Sumpphase) wurde ein Gashydrat bei einer Temperatur beobachtet, die um einige Grad außerhalb des berechneten Gebietes der Gashydratbildung liegt. Es ist möglich, daß die Diskrepanz auf die Vernachlässigung des in diesem Falle verhältnismäßig hohen CO_2 und H_2S -Gehaltes zurückzuführen ist.

Über den Einfluß des Wasserstoffdruckes auf die Gashydratbildung ist folgendes zu sagen: Bekanntlich bewirkt ein hoher H_2 -Partialdruck eine Erhöhung des Dampfdruckes der Kohlenwasserstoffe mithin eine Verschiebung der Taupunktskurve nach höheren Temperaturen und Drucken. Ein ähnlicher Effekt ist auch bezüglich der Kurve der beginnenden Gashydratbildung zu erwarten. Jedoch kann über die Größe dieses Effektes nichts ausgesagt werden.

Zur genaueren Festlegung der Zustandsdiagramme der Gashydrate (Verlauf bei hohen Drucken) sowie zur Klärung des Einflusses von Inertgasen, der Einspritzung von Öl, Alkohol und anderen Flüssigkeiten sollen demnächst im Hochdruck einige Versuche mit reinen Gasen und Gasgemischen von Zusammensetzungen, wie sie in den Sumpf- und Gasphasenkreisläufen vorkommen, durchgeführt werden. Bis zum Vorliegen der experimentellen Ergebnisse müssen die obigen Rechnungen als vorläufig betrachtet werden.

gez. Nonnenmacher

- 1) Bei einem Kohlenwasserstoffgemisch mit einem kleinen mittleren C_1 , bei dem das kritische Gebiet bereits innerhalb des Temperaturbereiches von 5 bis 15°C liegt, wurden die Taupunktswerte für $12,2^{\circ}\text{C}$ und 0°C berechnet und die Taupunktskurve durch diese Punkte gelegt und über das kritische Gebiet hinaus verlängert.

Angaben der einzelnen Werke über den Sumpfasekreislauf.

Druckbereich atm	500 - 700						300				
	Pölitze		Gelsenberg	Welheim		Wesseling		Scholven		Me	Böhlen
Hydrierwerke											
Druck atm Saugseite	649	645	645	595 ²⁾	495	442	442	285	285	215	
" " Druckseite	708	704	700	645	520	492	492	325	325	-	
" " wo Gashydrate beob.	-	655	-	-	498	-	452	-	-	-	
Temperatur des Kreislaufgases °C											
saugseitig	48	37	50-70	35	25	45	35	44	44	ca 40°	30-40°
druckseitig	59	56	45-55	40	28	52	42	54	54		
vor Gaskühler	36	7	50-60	220-230	165	46	46	55	55		
nach Gaskühler	32	30	30-40	43	20	35 (?)	25	35	35		40-70°
an der Stelle des Gashydr.	-	7	-	-	20-25	-	25	-	-		
Beobachtungen von Gashydraten	nein	ja, vor Gaskühler (bei 7°C)	nein	nein	ja, hinter dem Gaskühler	nein	ja, im Gaskühler	nein	nein	nein	bei starkem Frost im Gaskühler
kg H ₂ O/100cbm Kreislaufgas hinter Abstreifer	0,5	1,54	4,15	H ₂ O in fl. Ph. vorhanden	3,9	H ₂ O in fl. Phase vorhanden		0,75	0,75	-	ca 0,35
kg H ₂ O/100 cbm Kreislaufgas wo Gashydrat beob.	-	1,54	-	-	3,9	-	-	-	-	-	-
kg H ₂ O/cbm KW	0,035	0,11	0,36	-	0,14	-	-	0,029	0,03	-	0,012
Zusammensetzung des Kreislaufgases	auf der Saugseite	auf der Saugseite	nach Kreislaufkühler	auf der Saugseite	hinter dem Gaskühler	auf der Saugseite	auf der Saugseite	vor dem Kühler	nach dem Kühler	Kammerausgang	Kammerausgang
CO ₂ /CO	1,0/0,5	0,3/0,9	0,03/0,8	0,00/0,51	0,00/0,70	4,18/4,23	4,18/4,29	0,12/0,4	0,13/1,3	4,74/5,94	0,41/2,9
H ₂ S	0,2	0,1	0,035	0,07	0,04	0,39	0,39	0,08	0,11	1,09	0,6
O ₂	0,0	0,0	-	0,00	0,00	0,0	0,0	0,00	0,0	0,00	0,00
H ₂	76,0	78,1	79	63,53	63,93	73,46	73,46	73,4	74,0	66,33	65,5
N ₂	6,9	8,0	9	5,54	8,30	3,25	3,25	7,1	7,3	5,87	4,8
CH ₄	11,1 ¹⁾	11,9 ¹⁾	8	17,31	21,1 ¹⁾	11,7 ¹⁾	11,7 ¹⁾	14,5	15,0	12,85	21,5
C ₂ H ₆	1,5	1,5	2	0,96	4,0	1,6	1,6	2,3	1,4	1,46	2,7
C ₃ H ₈	0,8	0,7	0,7	4,00	2,0	0,7	0,7	1,8	0,72	0,96	1,1
i-C ₄ H ₁₀ /n-C ₄ H ₁₀	0,05/0,25	0,05/0,25	0,07/0,43	0,28/1,39	0,05/0,42	0,04/0,20	0,04/0,21	0,07/0,35	0,03/0,21	0,04/0,24	0,06/0,34
C ₅ höhere	0,2	0,2	0,2	0,36	0,1	0,15	0,15	0,08	0,04	0,15	0,1
% Ungesättigte	0,4	0,0	-	-	-	0,42	0,42	-	-	0,33	-
Gr. H ₂ /cbm	0,007	0,025	0,01	0,35	0,21	0,006	0,006	0,02	0,02	-	-
Kammer Datum	12.15.42	13.15.41	1-5	1.12.41	Dez.37	Jan.42	Winter 41	Marz 42	Marz 42	17.12.40	-

1) geschätzt nach % KW, mittlerem C und Unterlagen von Lu.

2) gemeinsamer Sumpfase- und Gasphasekreislauf.

Anlage 2

Angabe der einzelnen Werke über den Gasphasenkreislauf.

Druckbereich atm	300					
	Pölitza		Gelsenberg	Scholven		Me
Hydrierwerke	6434	6434	5058/6434	5058	6434	5058/6434
Kontakt						
Druck atm Saugseite	283	290	285	285	285	215
Druckseite	319	321	320	325	325	-
wo Gashydrate beobachtet	-	300	-	-	-	-
Temp. d. Kreislaufgases °C						
saugseitig	19	19	15-30	33	33	} ca 25-30°
druckseitig	34	27	35-45	47	47	
an d. Stelle wo Gashydr. beobachtet	-	zeitweilig 10°	-	-	-	-
Temp. des Abstreifers °C	15-20°	33° (zeitw. 10°)	15-30°	28°	27°	25-30°
Beobachtung v. Gashydraten	nein	ja, im Prod. Kühler	nein	nein	nein	nein
kg H ₂ O/100 cbm Kreislaufgas im Kreislauf	?	?	2,5	1,8	3,6	-
kg H ₂ O/cbm KW			0,23	0,10	0,78	-
Zusammensetzung	auf der Saugseite	auf der Saugseite	auf der Saugseite	Ausgang Saugflasche	Ausgang Saugflasche	Ausgang der Kammer
CO ₂ /CO	00/0,6	00/00	ca 0,014/0,0	0,02/0,19	0,27/0,0	0,00/0,28
H ₂ S	0,0	0,0	ca 0,05	0,005	0,01	0,22
O ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-
N ₂	91,0	94,2	80,0	81,1	95,3	86,94
CH ₄	5,0	3,0	7,0	11,0	3,4	5,46
C ₂ H ₆			7,0	5,9	0,11	5,57
C ₂ H ₄	2,9	2,8	2,0	1,0	0,10	0,21
C ₃ H ₈			0,7	0,39	0,55	0,55
C ₄ H ₁₀ /nC ₄ H ₁₀	m. 2,21	m. 0: 3,0	ca 0,3/0,2	0,14/0,09	0,30/0,16	0,60
C ₅ & höhere			ca 0,7	0,05	0,08	0,15
Ungesättigte						0,02
oder NH ₃ /cbm	0,004	0,007	0-0,4	0,06	0,03	-
Kammern	3,4,5	4	-	11,12	9,10	-
Datum	15.1.42	18.1.41	1940-42			14.5.40

100000019

Anlage 3: (zur Berechnung von Taupunktskurven)

100000020

Angenäherte Werte der Gleichgewichtskonstanten $k = \frac{\text{Mol \% im Gas}}{\text{Mol \% in der Flüssigkeit}}$

von Methan, Äthan, Propan, n-Butan, iso-Butan und Pentan
Abhängigkeit vom Gesamtdruck.

Temperatur °C	0°						10°						15,6°						21,1°						
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	nC ₄ H ₁₀	iC ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	nC ₄	iC ₄	C ₅ H ₁₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	nC ₄	iC ₄	C ₅ H ₁₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	nC ₄	iC ₄	C ₅ H ₁₂	
Druck atm																									
3,5	30	5,2	1,4	0,34	0,48	0,12	36	6,0	1,8	0,48	0,68	0,180	42						50						
7	15	2,6	0,7	0,17	0,24	0,06	17,5	3,0	0,90	0,24	0,34	0,090	20	3,1	,0	0,30	0,45	0,011	24,5	4,0	1,17	0,35	0,54	0,136	
14	7,5	1,42	0,41	0,11	0,16	0,037	8,5	1,7	0,51	0,16	0,22	0,055	9,5	1,83	0,60	0,185	0,28	0,067	12,2	2,0	0,67	0,2	0,32	0,034	
21	5,3	1,08	0,32	0,085	0,12	0,032	6,2	1,24	0,41	0,126	0,178	0,045	7,0	1,36	0,47	0,149	0,22	0,052	8,1	1,45	0,51	0,17	0,26	0,069	
28	4,3	0,90	0,28	0,071	0,10	0,025	5,1	1,05	0,37	0,105	0,148	0,039	5,5	1,14	0,40	0,129	0,19	0,046	6,1	1,2	0,44	0,15	0,23	0,058	
35	3,9	0,80	0,25	0,065	0,092	0,029	4,5	0,90	0,32	0,095	0,134	0,035	4,8	0,97	0,36	0,117	0,17	0,041	5,0	1,0	0,40	0,13	0,20	0,050	
42							3,75	0,75	0,30	0,090	0,12	0,033							4,0		0,383	0,12			
49							3,2	0,64	0,28	0,085	0,120	0,035							3,4		0,375	0,116			
56							2,8												2,9		0,382	0,115			
Temperatur °C	- 12,2°																								
KW	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	nC ₄ H ₁₀	iC ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂																			
Druck atm																									
14	7	1,3	0,34	0,086	0,12	0,030																			
21	5	1,0	0,26	0,07	0,10	0,024																			

Diagramm 1

Hydratdruckkurven von

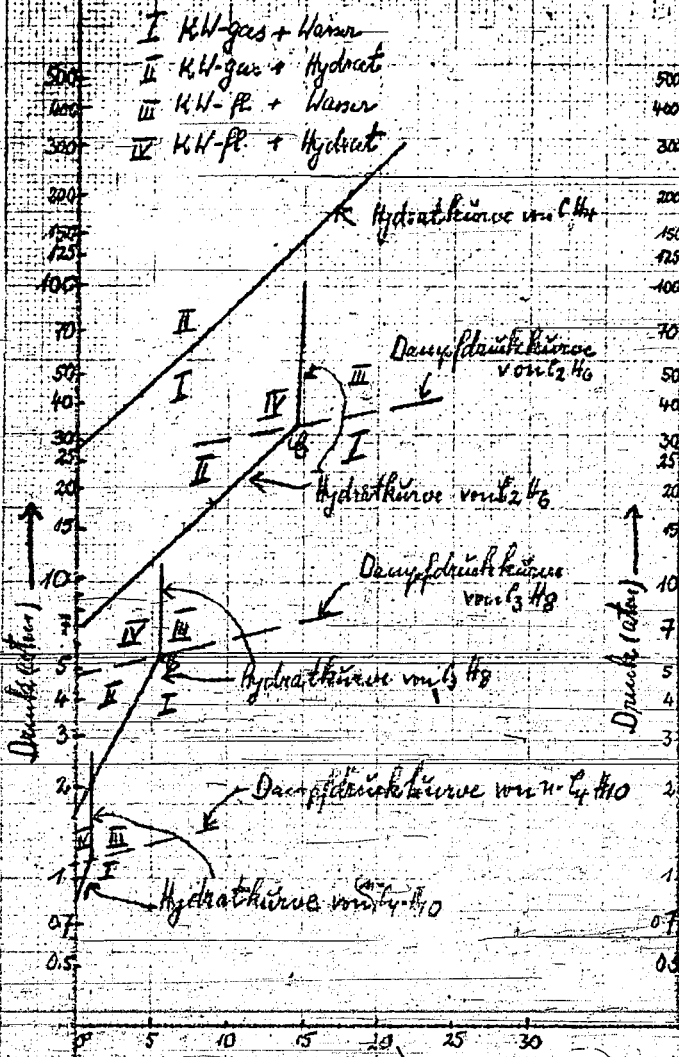
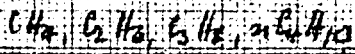
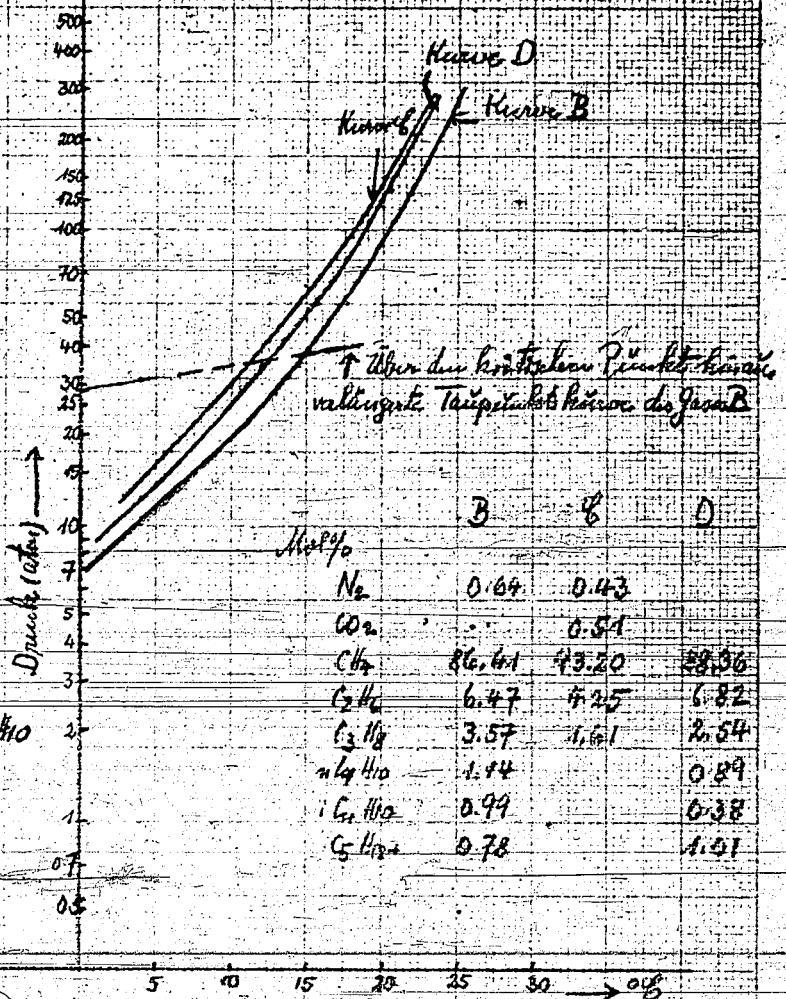
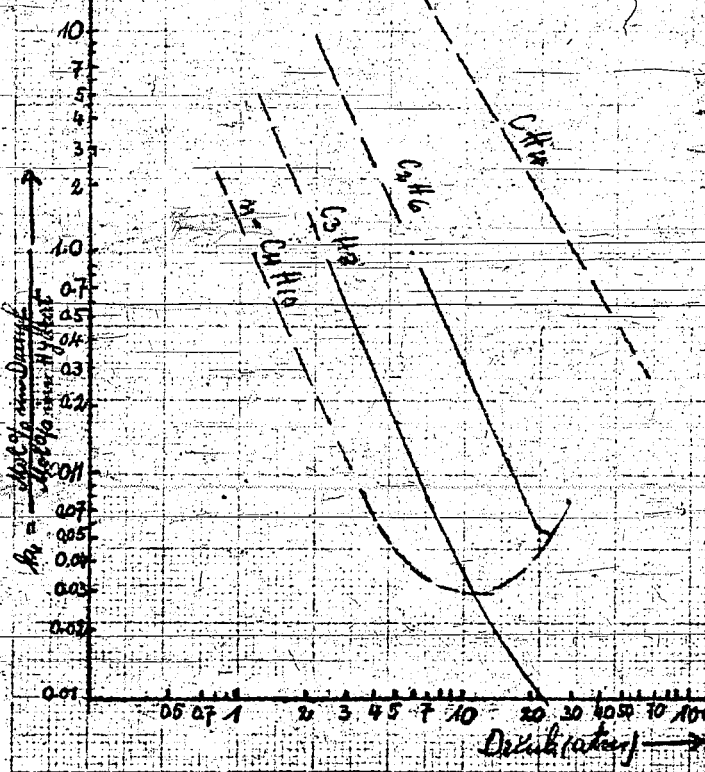


Diagramm 2

Klassen der bestimmenden Hydratbildung von K.W.-Gemischen (B, C, D)



Mol%	B	C	D
Ne	0.64	0.43	
CO_2		0.51	
CH_4	86.61	43.20	88.56
C_2H_6	6.47	4.25	6.82
C_3H_8	3.57	1.61	2.54
$n-C_4H_{10}$	1.44		0.89
$i-C_4H_{10}$	0.99		0.38
C_5H_{12}	0.78		1.01



Gleichgewichtskontakten der Gas hydratebildung von K.W.-Gemischen bei $35^\circ F = 1.7^\circ C$

Diagramm 3

Gasdruckbildung im Gipsbruchlauf

Stations 5258 (Ka. 10, 12)

(Konturpunkte sind gegenseitig verbunden, Temperaturpunkte auf der Druckkurve der 6430 (Ka.))

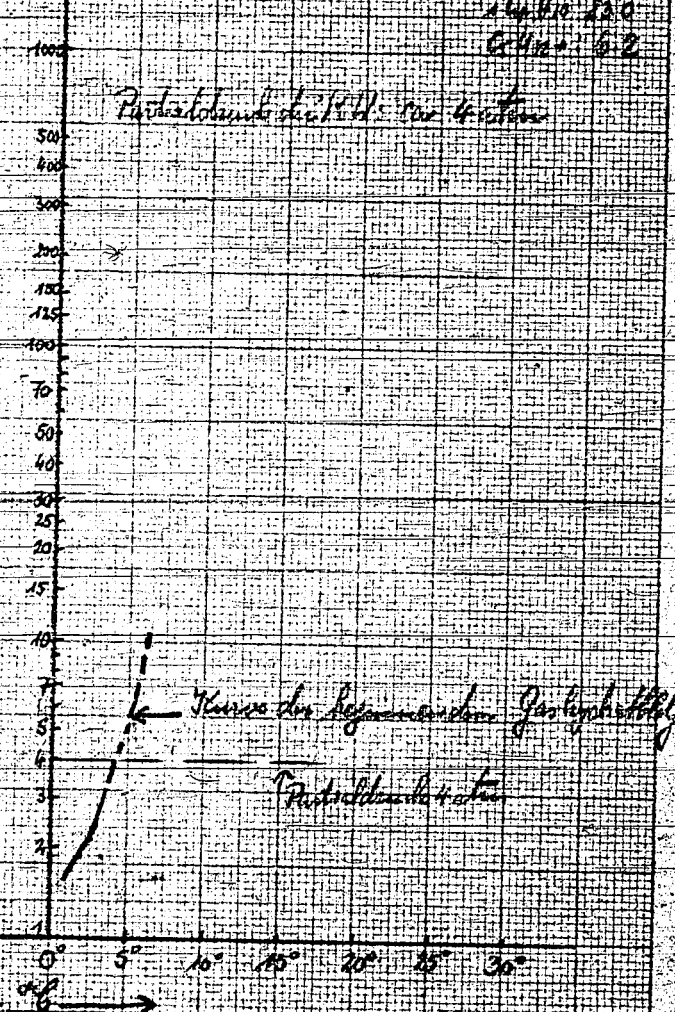
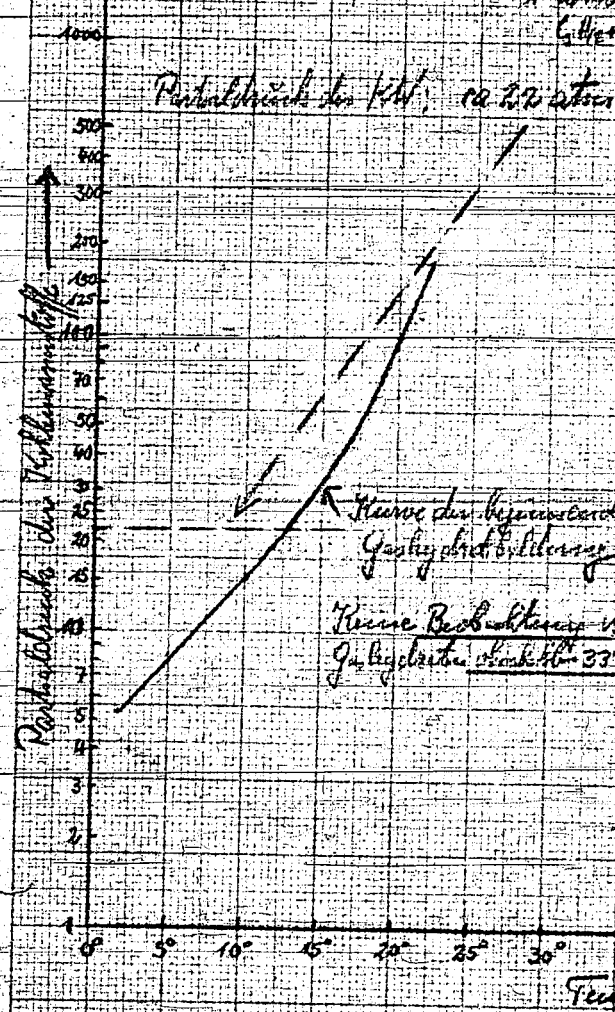
Zusammensetzung der K.H. Nr. 7

CO ₂	77.9
CO	13.2
N ₂	5.2
H ₂	1.2
H ₂ O	1.2
Luft	1.2
Gründe	0.7

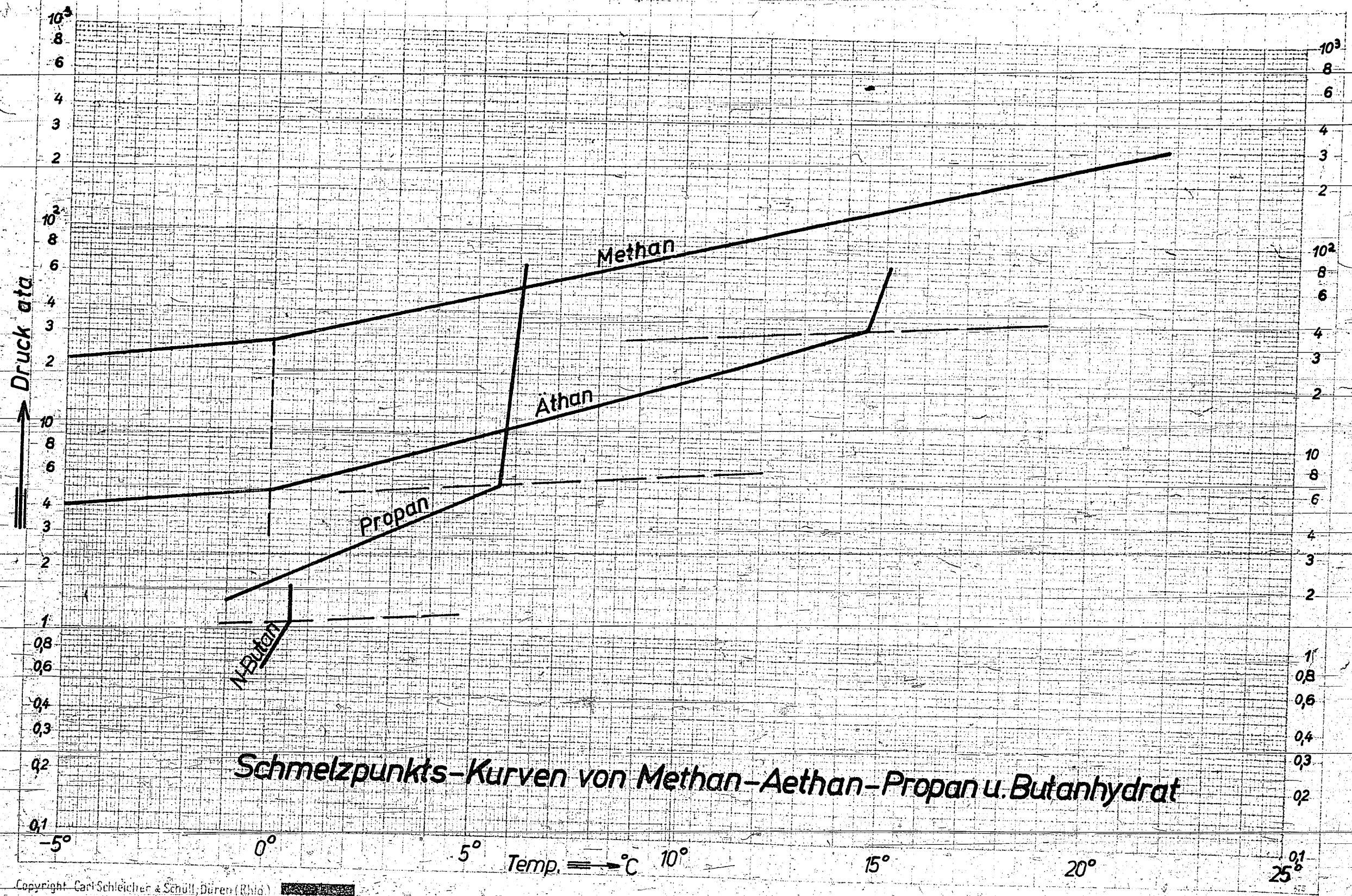
Station 6430 (Ka. 9, 10)

Zusammensetzung der K.H. Nr. 7

CO ₂	8.5
CO	2.7
N ₂	42.3
H ₂	19.3
H ₂ O	20.0
Luft	6.2



100000024



Schmelzpunkts-Kurven von Methan-Aethan-Propan u. Butanhydrat

Copyright Carl Schleicher & Schüll, Düren (Rhd) No 396, P

Eine Achse logarithmisch, die andere linear in mm

Rsk. 6164-8

Hochdruckversuch
Lu 1

Tb

27. 1. 1944.

W. M. M. S.
L. K. P.
L. K. P.

100000025

Verarbeitung von Böhlemer Teer P 1238 bei 250 atü
über Kat. 8376.

Über 325° getroppter und filtrierter Böhlemer Teer wurde in einem 200 cm Ofen bei 250 at über Kat. 8376 spaltend hydriert. Die Versuche wurden zunächst im geraden Durchgang gefahren. Nach Herstellung einer genügenden Rückführproduktmenge wurde der Teer in zwei hintereinandergeschalteten Ofen unter Einspritzung des Rückführöls vor dem zweiten Ofen verarbeitet. Bei diesen orientierenden Versuchen von nur wenigen Tagen wurden folgende verläufigen Ergebnisse erzielt:

Einfüllprodukt		Böhlemer Teer >325° filtriert			
spez. Gew. /70°		0,955			
Siedebeginn °C		198			
- 325°		14			
- 350°		21			
- 360°		26			
Fahrweise	I Ofen	I + II Ofen	I + II Ofen		
Durchsatz gesamt	0,65	0,65	0,65		
Temperatur °C	22,5-23,5	I. Ofen: 22,5-23,5 II. Ofen: 23,5	I. Ofen: 22,5-23,5 II. Ofen: 23,5-24,5		
Rückführung >325°	ohne	3:1	3:1		
Anfall Farbe	d. braun	braun	hellbraun		
spez. Gew.	0,890	0,886	0,884		
Anilinpunkt gesamt	50,5	48	49		
- 180-350°	31	31,5	31,5		
Siedebeginn °C	112	140	110		
- 325°	42	45	42		
- 330°	45	—	44		
- 350°	59	63	59		
- 360°	67	71	67		
Mittelbilleistung bis 325°	0,27	0,29	0,27		
330°	0,29	—	—		
350°	0,38	0,41	0,38		
Ofen	20	20 21	20	21	
Ofenblett	5453	5410 5398	5453	5454	

Da sich das B-Mittelöl bis 330° mit Anilinpunkt 31,5 voraussicht-
lich direkt über 6434 schlecht verarbeiten^{lassen} wird, sind Versuche
vorgesehen, die Mittelölleistung durch Temperatur- und Durchsatz-
steigerung zu erhöhen und das Mittelöl über 8376/6434 in üblicher
Weise zu verarbeiten.

Außerdem wird versucht, den ungetropften Teer in einer Stufe
über 8376 mit genügender Leistung direkt in ein benzinierbares
Produkt überzuführen.

Gemeinsam mit

Dr. Günther

Dr. Mesée

gez. Peters

" Trofimow

11-14

Betrachtungen über die Beständigkeit der
Hydro-Verbindungen von 4-kernigen Ring-
systemen.

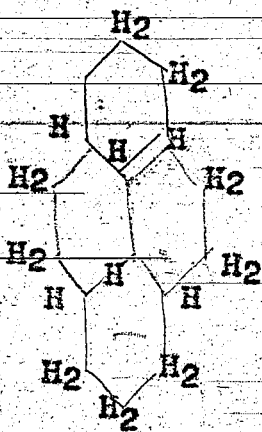
Die Darlegungen von Schoenemann¹⁾, dass 4-kernige Ring-
systeme aus Hydrierteeren leichter zu gewinnen sind als aus Stein-
kohlenteer, basieren auf der Annahme, dass diese Verbindungen in dem
Hydrierteer in Form ihrer Hydro-Verbindungen vorliegen. Für die An-
nahme ist Voraussetzung, dass die Hydro-Verbindungen der 4-Kern-Systeme
genügende thermische Beständigkeit aufweisen.

Diese Frage ist von Smeykal-Kaufmann²⁾ eingehend am Beispiel
des Hexadekahydro-pyrens studiert worden: wurde dieses Perhydrid bei
200 Atm. Wasserstoffdruck und 22 M.V. über 5058 geleitet, so trat

Dehydrierung zu Pyren ein; Spaltung blieb aus. Auch bei

16 M.V. trat unter gleichen Bedingungen Dehydrierung ein.

Auch der stark hydrierende Nickel-Tonerde-Kontakt be-
wirkte bei 22 M.V. starke Dehydrierung. Auch bei einem
Autoklavenversuch (10% 5058-Pulver), 70 Atm. H₂-Anfangs-
druck, 5 Std., 450°) wurde das Perhydrid stark dehy-
driert.



Umgekehrt haben eigene Versuche³⁾ gezeigt, dass
selbst mit 5058, Pyren sich nur sehr schwer hydrieren lässt.

Wenn sich die anderen 4-Kern-Systeme (Chrysen) nicht wesent-
lich anders verhalten als Pyren, so ist schwer einzusehen, wie unter den
im Kohleofen herrschenden wesentlich schlechteren Hydrierbedingungen
wie den oben gekennzeichneten die Hydro-Verbindungen der 4-Kern-Systeme,
falls sie überhaupt aus der Kohle entstehen, der Dehydrierung entgehen
sollen.

gez. Krönig

1) Vortrag Frankfurt 10.11.33

2) Bericht vom 17.9.31.

3) noch nicht zusammengestellt.

Wob

Hochdruckversuche
La 558

J. M. M. M.

100000028

T. B. A.
19.10.1942. Sfm/Pf.

Eigenschaften deutscher Rohöle.

Rohöl von	Heide	Neusiedl	Pechel- bronn	Zisters- dorf	Nien- hagen	Reit- brook
von Rohöl:						
spez. Gewicht bei 20°C	0,855	0,856	0,880	0,891	0,898	0,927
Siedekurve: Beg.	55	77	114	124	80	63
% - 180°C	14,8	10,1	3,9	2,1	7,8	4,8
- 200"	17,8	14,4	6,0	3,1	9,8	6,4
- 250"	26,6	24,7	14,0	9,1	16,3	10,5
- 300"	35,7	37,2	28,3	22,6	24,7	17,3
- 325"	40,9	44,3	37,5	31,4	30,7	23,0
- 350"	46,8	55,5	48,9	41,8	39,3	32,4
Paraffin %	3,5	6,4	3,9	5,4	3,3	0,8
Schwefel %	0,61	0,09	0,47	0,17	0,60	2,19
n-Asphalt %	0,8	0,1	1,8	0,4	0,4	1,2
Benzin - 185°C %	18,2	11,4	5,4	3,9	9,4	6,0
spez. Gewicht	0,707	0,756	0,745	0,777	0,758	0,746
Anilinpunkt	57,4	49,2	60,8	49,6	57,5	52,6
% - 60°C	8,5	—	—	—	—	2,1
- 80"	19,5	—	—	—	6,0	12,0
- 100"	34,0	6,0	—	—	21,5	26,9
- 20"	52,0	29,8	7,0	—	44,0	44,8
- 30"	61,5	44,5	25,0	—	56,0	54,0
- 50"	78,5	72,5	59,0	—	77,0	71,8
- 60"	86,0	84,0	76,0	—	85,5	80,0
- 80"	94,0	96,5	94,5	—	94,5	92,0
- 190"	—	—	98,2	—	96,5	96,8
Paraffine %	76,5	62,0	81,0	—	73,5	56,0
Naphthene %	15,5	26,0	12,0	—	20,0	38,0
Aromaten %	7,0	11,0	5,0	—	5,5	5,0
Ungesättigte %	1,0	1,0	2,0	—	1,0	1,0
O.2. Res.	52,0	54,0	sa. 50	—	43,0	61,5
Mittelöl - 325°C %	23,9	31,7	33,7	27,8	21,8	18,0
spez. Gewicht	0,818	0,817	0,822	0,852	0,839	0,853
Anilinpunkt	66,7	69,1	68,8	62,4	64,0	54,0
Gesöl - 350°C %	27,7	42,0	43,0	sa. 36	31,4	24,0
spez. Gewicht	0,822	0,822	0,828	0,858	0,846	0,860
Stockpunkt °C	-10	-15	-14	—	-8	<-40
Cetanzahl	—	—	—	sa. 55	59,0	46,0
Cetanzahl	57,0	58,5	53,0	—	—	—
vom Rückstä. > 325°C %	57,8	56,5	60,9	68,3	68,7	75,8
spez. Gewicht b. 60°C	0,898	0,862	0,892	0,876	0,908	0,934
davon Rückstä. > 325°C Vak. % (18 mm Hg)	59,5	39,1	40,7	45,9	63,1	66,8
spez. Gewicht b. 90°C	0,930	0,900	0,950	0,912	0,927	0,960

Die Rohöle sind hier nach ansteigendem spezifischen Gewicht geordnet (von 0,855 - 0,927).

Der Benzingealt der Öle ist sehr verschieden (4 - 18 %). Das 180er-Benzin ist stets untersiedegerecht mit Ausnahme des Heider-Benzins. Der Gehalt an Paraffinen ist meist hoch (56-81%), an Naphthenen mit 12-35% mittel; der Rest besteht praktisch aus Aromaten. Der Klopffwert des Reitbrook-Benzins liegt mit 0Z. 61,5 besonders hoch.

Die Mittelöle -325°C haben spez. Gewicht zwischen 0,817 und 0,853 und Anilinpunkte von 54 - 69°C. Die Gasöle liegen in ihren Cetanzahlen zwischen 46 und 66. Der Stockpunkt des Reitbrook-Gasöls ist besonders tief.

Das uns wohl in absehbarer Zeit zugängliche leichte Maikop-Öl hat, abgesehen von seinem weit höheren Benzingealt, in den über dem Benzin liegenden Fraktionen anscheinend große Ähnlichkeit mit dem Niengener Rohöl.

gez. Schiffmann

Verarbeitung von getropftem alban.Rohöl.
Sumpfhase im geraden Durchgang - Ofen 455 (10 Ltr.Vol.)
Vers.1.20.8.33.a

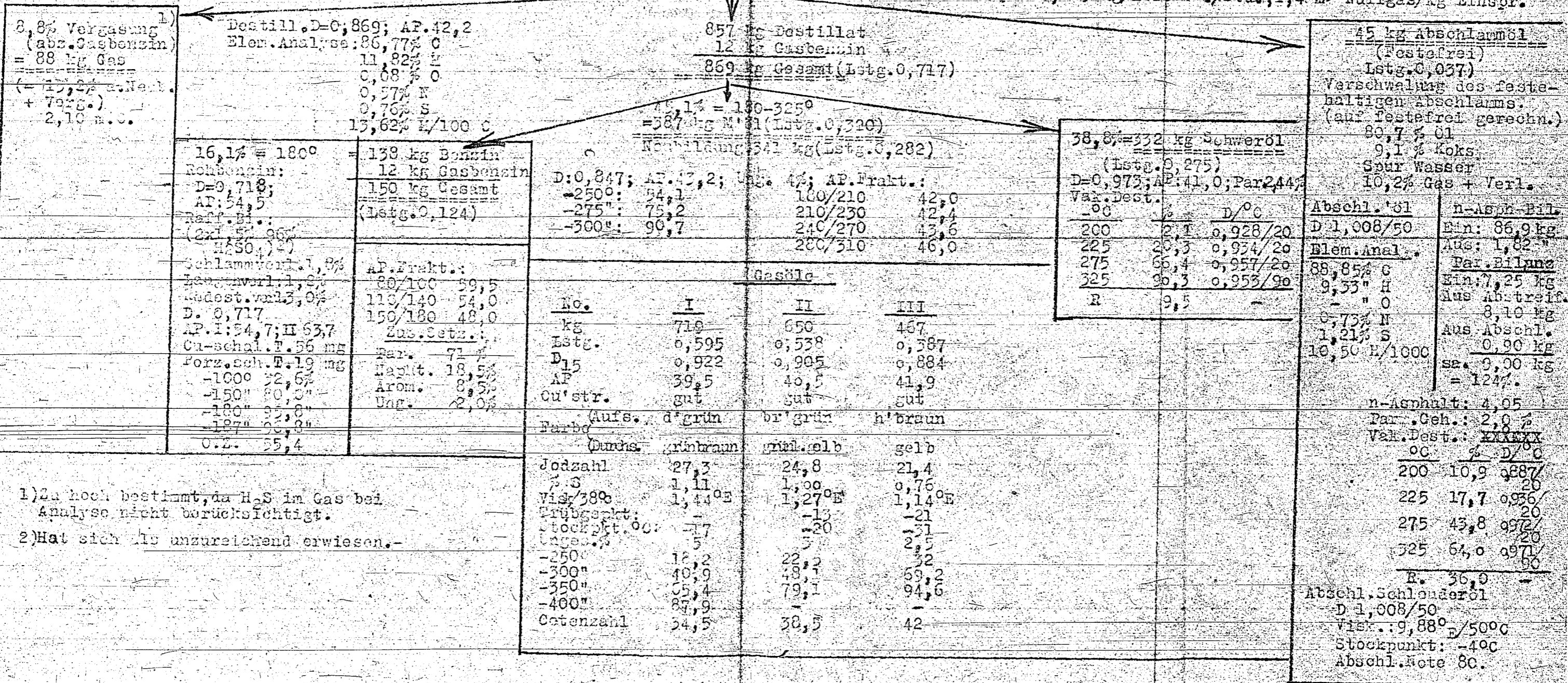
Einspritzprodukt: D = 0,990/80; 4,6% -325°, Festes O, 25%; Asche 1,6%; Asphalt 3,69%; Visk. >100°E/500G; Stockpunkt +25°; Paraffin 0,725%;
Mol.Gew. 640, Schmelz. 49,6, Vak-Test.

Schwelung: 88,6% Öl
2,0% Koks
0,6% Wasser
3,8% Gas + Verl.
Elem.Analyse:
(v.Festes befreit)
83,83% C
10,20% H
0,76% O
0,54% N
1,67% S
11,55% H. d. d. g.

°C	%	D/°C
275	7,7	0,924/20
325	37,1	0,918/90
R.	62,8	

Bilanz des Versuchs:

1000 kg get.alban.Rohöl (P1185 get.v.14.8.33) (+2 kg Bilanzüberschuss) druckhydr.
B.25,7 MV i.Schlange, 25,5 MV i.Ofen, 25 MV Abscheider. 1% Kont.5475,
Ch.16. unterteilt z.H.vor u.hinter d.Vorheizger (=2% MoO3 auf akt.Grude)
250 at Druck.Einspr.=0,825 kg/ltr.O.V./Std.; 1,4 m³ Nullgas/kg Einspr.



1) Zu hoch bestimmt, da H₂S in Gas bei Analyse nicht berücksichtigt.
2) Hat sich als unzureichend erwiesen.

100000031

Vers. No. 2

Verarbeitung von reformtem albanischer Rohöl.

Sumpphase im geraden Durchgang. - Ofen 455 (10 Ltr. Vol) - Vers. v. 27.8.33.0.

Einspr. Produkt: D, 0,922/60; Festes 0,15%; Asche i. G.: 0,088%; n-Asphalt: 7,72%; Paraffin: 0,59%; Viskosität: nicht bestimmbar; Stockpunkt: +17°; Verschmelzung: 90% Öl, 5,1% -325° Vak. Dest. 0°C

3,6% Koks
0% Wasser
5,4% Gas + Verl.

Bilanz des Versuches:

	kg	D/°C
-200	0,2	-
-225	3,5	0,951/20
-275	15,7	0,958/20
-325	30,8	0,940/60
R.	69,8	0,980/120

1000 kg + 1185 g v. 21.8.33 (alban. Rohöl), druckhydriert bei 25 MV i. Schlange, 25,0 MV i. Ofen, 24,5 MV Ab. Scheider; +23 kg Bilanzüberschuss
1023 kg Gesamt

1% K. 5475 Oh. 16 (2% MoO₃ auf neutr. akt. Br. K.-Grude) hinter der Vorheizung; 250 at. Druck.
Einspr.: 0,545 kg/Ltr. Vol/Std.; ca. 1,5 m³ Mullgas/kg Einspritzung.

20 kg S als H₂S im Gas

68 kg Vergasg. (als Öl ger.) (abz. Gasbenzin) = 11,3% auf Neub.-325°+ Vergasung (2, II n.C.)

D=0,872; AP: 44,1

845 kg Dest. +23 kg Gasbi. 869 kg Gesamt (Lstg. 0,845)

67 kg Abschl. Öl (Lstg. 0,037) Verschmelzung des festehalt. Abschlammes (ger. auf festefr. Abschl. Öl)

80,8% Öl
15,2% Koks
4,0% Gas+Verl.
Abschl. Öl:
D=1,002/50
n-Asph. 4,22%
Par. 2,0%
-325° 11,9%
Vak. Dest. 0°C % D/°C
200 12,4 0,892/20
225 20,6 0,943/20
275 43,0 0,973/20
325 61,4 0,968/60
R 38,4

17,4% -180° = 147 kg Benz. + 23 kg Gasbi. 170 kg Gesamt (Lstg. 0,095)
Benzol: D=0,725; AP. 54,8
Raff. Bi. (2x2% 96% lge H₂O) 1
Schlamm-Verl. 1,8%
Lauge-Verl. 1,5%
Redest. Verl. 4,7%
D=0,720 AP. I 55,6 AP. II 66,3
Cu-Schale: 30,4 mg
Porz. Schale 3,8 mg
-100° 27,9%
-150° 77,4%
-180° 96,9%
-190° 98,7%
AP. d. Fraktion:
Frakt. AP.
80/100 60,4
110/140 55,8
150/180 50,2
Aus. setzung: Par. 77%
Napht. 11%
Arbm. 10%
Ung. 2%
O. B. 53,5

49,3% 180-325° = 416 kg M. Öl (Lstg. 0,233)
366 kg M. Öl neu (Lstg. 0,204)
D=0,966; AP. 44,4; Ung. 5,4%
-250° 42,8% Frakt. AP.
-275° 63,8% 180/210 43,5
-300° 83,4% 210/230 44,0 240/270 44,2 280/310 46,0

33,5% >325° = 282 kg Abstr. S. Öl (Lstg. 0,157)
D=0,951/50; AP. 45,2
Par. 2,75%
Vak. Dest. 0°C % D/°C
225 21 0,940/20
275 72,2 0,961/20
325 93,9 0,968/60
R 0,0

Abschl. - Schl. Öl
D=1,004/50
Visk. 12,03°E/50°C
Stockpkt. -12°
Par. Bilanz:
Ein 5,9 kg
Aus Abstr. 7,7 "
" Abschl. 1,3 "
" ges. 9,0 kg = 15%
n-Asph. Bilanz
Ein 77,8 kg
Aus 2,8 kg = 3,6%
Abschl. note = 80.

1) Raff. nicht ausreichend.

100000032

Vers.No. 4

1. Bilanz für Italien

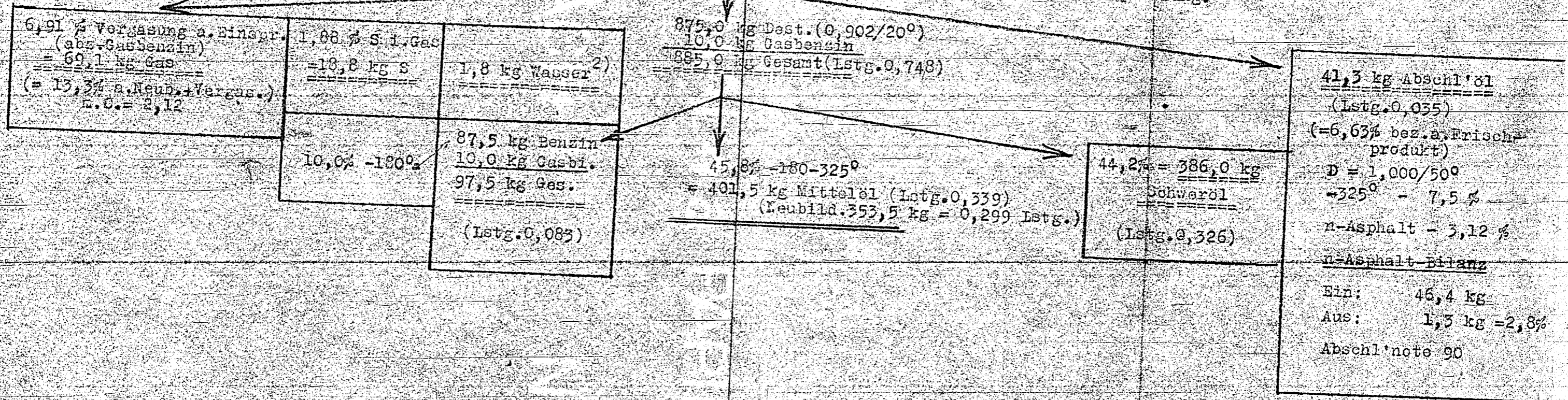
Verarbeitung von getropften alben Rohöl

Sumpffase in geradem Durchgang mit Rückführung des Abstr. Schweröls. Heiz- und Pumpen in Vorheizzer.
Ofen 455 (10,1 Ltr. Vol.) Vers. vom 9.9.33.0.

Einspritzprodukt: Mischung G5 T. Rohöl get. + 35 H. Abstr. Schweröl: D=0,987/50°, -325° -4,8%, Wasser -0,1%, Festes Öl 17%, Asche -0,105% i.G. Asph. 4,54%.

Bilanz des Versuchs

623 kg get. Rohöl¹⁾ + P 1185 get. S. Rü.
377 kg Abstr. S'öl¹⁾ 25,8 MV i. Ofen, 25,3 MV i. Abscheider m. 0,65% K. 5475, Ch. 16 =
10 kg nach Bilanzübersch. 1% bez. Frischprod. hinter d. Vorheizung (2% MoO₃ a. akt. neutr. Grude), 250 at Druck. Einspr.: 0,847 kg/ltr/std.; ca. 1,5 m³ Wallgas/kg Einspritzung.



1) Berechnung unter Berücksichtigung des Kost. Verdünnungs-Öls.
2) Bei den Bilanzen 1-3 war auf die Wasserebildung noch nicht geachtet worden.

Verarbeitung von Petroleum alban. Rohöl.

Sumpphase im geraden Durchgang mit Rückführung des Abstreifer-Schweröls-Ofen 155 (10 Ltr. Vol.) v.

29.8.33 C II

Einspr. prod. D=0,954/80; Festes 0,15%; Asche i.G.: 0,055%; n-Asphalt: 4,4%; Paraffin: 1,35%; 4,8% >325°; Vak. Dest. -0°C

Elementaranalyse:	Verschwendung:
85,5% C	27,6% Öl
10,24% H	8,0% Koks
0,44% O	0,4% Wasser
0,55% N	4,0% Gas + Verl.
3,17% S	
11,98% H/1000c.	

Bilanz des Versuches:

1000 kg P 1135 get.v. 21.8. + P 1185 get.S I Rtl. (1:1); druckhydr. b. 25,5 MV Schlange, 25,5 MV Ofen, 25,0 MV Alcehdar. 0,5% K. 5475, Ch. 16 (2% MoO₃) auf akt., neutr. Br. K-Grundhinter der Vorheizung; 250 at druck. Einspr. 0,843 kg/Ltr. Vol/Std.; ca. 1,6 m³ Nullgas/kg Einspr.
+ 18 kg Bilanzüberschuss
1018 kg Gesamt

°C	%	D/°C
200	3,8	0,900/20
225	15,5	0,936/20
275	43,9	0,963/20
325	61,0	0,966/60
R.	38,4	1,000/120

27 kg S als H₂S im Gas

53 kg Vergasung/als Öl ger. (abz. Gasbenzin) = 10,6% auf Neub. >325° Vergasung. (2,05 m.c.)

D=0,899; n_D=38,9

878 kg Destillat + 9 kg Gasbenzin = 887 kg Gesamt (Lstg. 0,760)

52 kg Abschl. Öl (Lstg. 0,045) (-10,4% auf Fr'öl) Verschw. des festehalt. Abschl. (auf festefrei gerechn.) 88,2% Öl

10,3% >190° = 99 kg Benzin + 9 kg Gasbi. = 99 kg Gesamt (Lstg. 0,085)
Rohbenz.: D=0,724; AP. 52,0
Raff. Benz. (3x2% 96%ige H₂SO₄)
Schlammverl. 1,5%
Laugeverl. 1,4%
Redest. Verl. 4,8%
D=0,723; AP. I 53,7; II 66,2
Cu-Schale: 2,0 mg;
Porz. Schale: 1,2 mg

6,6% Koks
5,2% Gas+Verl.
Abschl. Öl:
D=0,994/50
n-Asph. 2,41%
Par. 1,8%
>325° 11,0%
Vak. Dest.

Elementaranalyse	Zus. setz.
-70° 5,9%	Par. 75%
-100° 27,8%	Napht. 11%
-150° 77,7%	Arom. 12%
-180° 96,7%	Unges. 2%
-190° 98,7%	O.Z. 55,3
0,11% N	
0,0059% S	
17,28 H/1000c	
Frakt. AP.	
80/100 59	
110/140 54	
150/180 48,4	

44,9% 190-325° = 394 kg M'öl (Lstg. 0,338)
34,6 kg M'öl neu (0,297)
D=0,876; AP. 40,5; Unges. 5,15%
Elem. Analyse
-250° 30,1%
-275° 52,0%
-300° 76,0%
87,57% C
11,96% H
0,51% N
0,43% S
13,69 H/1000c
Frakt. AP.
180/210 41,1
210/230 40,4
240/270 40,5
280/310 42,4

44,8% >325° = 394 kg Abstr. S'öl (Lstg. 0,337)
D=0,978; AP. 41,0; Par. 2,95%
Vak. Dest.
100° 4%
225 22,4 0,950/20
275 71,6 0,967/20
325 90,3 0,978/60
R. 9,6

°C	%	D/°C
200	10	0,897/20
225	22,5	0,947/20
275	50,8	0,983/20
325	70,4	0,999/60
R.	29,3	

Abschl. Schl. Öl
D=0,998/50
Visk. 6,09°E/50°C
Abschl. note 120
n-Asphalt-Bilanz
Ein 44 kg
aus 1,3% = 2,8%
Par.-Bilanz:
Ein 13,5 kg
Aus Abstr. 11,6 kg
" Abschl. 0,9 "
Aus Ges. 12,5 kg
=92,5%

1) Wahrscheinlich etwas zu niedrig, da H₂S zu hoch bestimmt.

10000034

Vers. No. 5
2. Bilanz für Italien.

Verarbeitung von getropftem alban. Rohöl.
des Abstr.-Senweröls.
Sumpffase i. geradem Durchgang m. Rückführung, Heißpumpen in Schlange.-Ofen 455(10,1 Ltr. Vol.)
Versuch v. 10.8.33.A.

Einspritzprodukt: Mischung 65 T. Rohöl get. + 35 T. Sumpf-Abstreiferschweröl: D=0,986/50°; -325° - 1,6% Wasser-Spuren, Festes-0,204%, Asche-0,122 i. G., Asphalt-4,38%, Verschmelzung: 90,2% Öl

Elementaranalyse:
84,89% C
10,32% H
0,57% O
3,68% S
0,54% N
12,16% H/1000.

Vak. Dest.	-°C	%	D/°C
	200	5,5	0,913/20
	225	15	0,920/40
	275	38,7	0,938/60
	325	58,3	0,942/80
R.		41,6	

25,3 MV i. Abstr. m. 0,65% R. 5475, Ch. 16 = 1% bez. auf
Fr. prof. hinter d. Vorheizg. (2% MoO₃ auf akt. neutr.
Grude) 250 at Druck. Einspr. 0,83 kg/ltr. O.V./Std.;
ca. 1,5 cbm Nullgas/kg Einspr.

Bilanz des Versuchs:

627 kg get. Rohöl (Fl. 185 get. v. 1.9.33) dr. hydr. b. 25,8 MV i. Schlange II, 25,8 MV i. Ofen,
373 kg Abstr. 3' Öl (Fl. 185 get. 3' Rü.) } 25,3 MV i. Abstr. m. 0,65% R. 5475, Ch. 16 = 1% bez. auf
31 kg H₂ n. Bilanzüberschuss. } Fr. prof. hinter d. Vorheizg. (2% MoO₃ auf akt. neutr.
1031 kg Gesamt-Eingang. } Grude) 250 at Druck. Einspr. 0,83 kg/ltr. O.V./Std.;
ca. 1,5 cbm Nullgas/kg Einspr.

5,07% Vergasung
(abz. Gasbi.)
= 50,7 kg Gas
(= 10,7% a. Neub.
+ Verg.)
(m.C. = 2,01)

4,00% S i. Gas
= 40,0 kg S
1,6 kg Wasser

11,9% -180° = 105,2 kg Bi.
Rohbenzin: 9,5 kg Gasbi.
D=0,724; AP. 55,0
-700 6,5%
100 26,9%
150 75,4%
180 94,0%
-193 96,6%
114,7 kg Gas.
(Lstg. 0,095)

Raff. Benzin: (3x2% 96%ige H₂SO₄)
Raff. Verl. 1,2%
Bauge-Verl. 1,8%
Bedest. Verl. 3,2%

D=0,723; AP. I 54,7, II 65,8
Cu'schälentest: 1,2 mg,
Cu'streifentest: gut
Iorz. test: 0,8 mg
Elem. Analyse: Frakt. AP.
89,08% C 80/100 59,4
14,88% H 110/140 54,6
0,11% N 150/180 49,4
<0,001% S
17,49 H/1000

Zusammensetzung:
74% Paraffin
12% Naphthalin
10,5% Aromaten
3,5% Unges.
0,2% 55,0.

883,5 kg Destillat (0,894/20° - AP. +38,0
9,5 kg Gasbenzin
893,0 kg Gesamt (Lstg. 0,743)

45,8% -180-325°
= 404,3 kg Mittelöl (Lstg. 0,337)
Reibild. 389,9 kg - Lstg. 0,323)

40,7% - 250°
65,4" - 275°
84,9" - 300°
180/210 41,6
210/230 40,5
240/270 40,3
280/310 40,7

D = 0,875
AP. 40,6

Frakt. MXXXIXXI.
I. P.
Elem. Analyse:
86,88% C
12,01% H
0,58% N
0,62% S
13,82 H/100 C

42,3% = 374 kg Schweröl
(Lstg. 0,312)
D = 0,987/20
Hartparaffin-2,67%
Elem. Analyse:
87,77% C
9,88% H
0,20% O
0,56% N
1,59% S
11,26 H/100 C

Vak. Destillation:
-°C % D/°C
225 27,4 0,949/20
275 79,2 0,976/20
325 94,1 1,020/40
R. 5,7

35,7 kg Abschl. Öl
(Lstg. 0,030)
(= 5,70% bez. a. Frischprod.)
D = 1,002/50°
= 325° - 7,1%
Elem. Analyse: 88,6% C
9,09% H
0,68% N
1,78% S
10,26 H/1000

n-Asphalt = 3,47%
Hartparaffin = 1,17%

Kracken des Abschlämmes
(mit Festen):
Öl = 83,4% bez.
Koks = 13,5% auf fe-
Wasser = 0,0% steff.
Gas+Verl. 3,1% Öl.
(Festes 10,9% Asche i. F.
36,8%)

Abschl. Öl:
Vak. Dest.
-°C % D/°C
200 10,2 0,894/20
225 24,4 0,948/20
275 52,4 0,983/20
325 72,5 1,023/40
R. 27,4

Abschl. Schl. Öl
D = 1,010/50
Visk. 7,7°E/50°C
Stechpunkt: -11°
Abschl. note 90
n-Asphalt-Bilanz:
Ein 43,8 kg
Aus 1,2 kg
= 2,8%

Pos.	Stk.	Bezeichnung	Soll-Menge		Druck atü	Dichte Kgm/m ³	Temp. °C	Leitung		Flansch Din.	Δ h mm	Rechnungswerte				Dichte bei Δ h	Ringwa.			E	Bemerkungen
			m ³ /h	Kg/h				NN	ND			Üse	Blende	m	α		Faktor	mit 1g	Flüssigkeit mit 2g		
1	1	Frischgas zum Samelforen	2500		300	0,12	40	45			465	3,5	0,09	0,589	Qn = 366,57 m ³ /h	2500	1		0,917		
2	1	Eingangsgas	18000		300	0,4	90	-			402	30	0,309	1,019	Qn = 286,77	18000	1		0,917		
3	1	Ausgangsgas	19000		300	0,4	90	-			470	50	0,309	1,019	Qn = 275,77	19000	1		0,917		
4	1	S.Ph. Abstr. Gas Stufe I	200		20	0,56	100	40			15		0,032	0,598	Qn = 52,577	200	1		0,993		
5	1	" " " II	200		1	1,45	300	6	2501		25		0,053	0,598	Qn = 40,277	200	1		0,993		
6	1	Waschergas Stufe I	400		20	0,56	100	45	2502		32		0,044	0,598	Qn = 71,0277	400	1		0,993		
7	1	" " " II	200		6	1,4	150	15	2502		19		0,0198	0,597	Qn = 28,677	200	1		0,993		
8	1	" " " III	300		1	1,84	300	6	2501		34		0,0198	0,597	Qn = 49,477	300	1		0,993	für beide Scheiben ist nur 1 Waage vorgesehen	
9	1	Frischgas z. Birkreislauf	3000		300	0,12	30				425	15	0,250	1,006	Qn = 460,77	3000	1		0,917	für beide Scheiben ist nur 1 Waage vorgesehen	
9a	1	" " " "	8000		300	0,12	15				367	25	0,390	1,039	Qn = 1320,77	8000	1		0,917		
10	1	Eingangsgas zu 5058	20000		300	0,4	90				444	52	0,309	1,024	Qn = 3002,77	20000	1		0,917		
10a	2	" " " 6434	13000		300	0,4	90				437	42	0,2179	1,009	Qn = 1968,77	13000	2		0,917		
11	1	Kreislauf-Ausgang 5058	32000		300	0,4	90				372	60	0,444	1,055	Qn = 4230,77	32000	1		0,917		
11a	2	" " " 6434	16000		300	0,4	90				379	48	0,2845	1,0133	Qn = 2600,77	16000	2		0,917		
12	1	Bi. Abstr. Gas Stufe I 5058	500		20	0,75	100	40	2503		30,5		0,0575	0,60	Qn = 80,677	500	1		0,993		
12a	1	" " " I 6434	1300		20	0,75	100	40	2503		40,5		0,1445	0,607	Qn = 204,77	1300	1		0,993		
13	1	" " " II 5058	200		6	1,05	150	15	2502		30		0,0523	0,598	Qn = 36,577	200	1		0,993		
13a	1	" " " I 6434	200		6	1,05	150	16	2502		31,3		0,09	0,602	Qn = 143,77	200	1		0,993	für Benz. abstreifer Stufe II u. III	
14	1	" " " III 5058	300		1	1,53	300	6	2501		30		0,0205	0,597	Qn = 54,677	300	1		0,993	5058 u. 6434 ist nur je 1 Waage vorgesehen	
14a	1	" " " III 6434	1000		1	1,53	300	6	2501		31		0,0659	0,60	Qn = 189,477	1000	1		0,993		
15	1	Waschöl zum Waschen		10000	300	0,857	40				50	33	0,222	1,002	Q = 1421,77 kg/h	10000	1		0,917		
16	1	Gaseingang zum	19000		300	0,4	90				413	57	0,321	1,0205	Qn = 2957,77 m ³ /h	19000	1		0,917		
17	1	Produkteneingang Samelforen	12000		300	0,995	45				62	32	0,506	1,0335	Q = 1522,77 kg/h	12000	1		0,917		
18	4	Wasser-Reg.		400	300	1,0 kg/l	30				35	7	0,054	0,9872	Q = 68,077	400	4		0,917		
19	1	Kaltgas z. Künischlange	400		300	0,4	30				373	8	0,034	0,9875	Qn = 74,5577 m ³ /h	400	1		0,917		
20	1	" " z. Doppelschlange	6000		300	0,4	30				127	16,5	0,057	1,035	Qn = 394,77	6000	1		0,917		
21	1	Spülgas in Abschlamplleitung und Kaltgas zum Ofen I	500		300	0,4	16				37,5	8,5	0,0253	1,026	Qn = 81,5577	500	1		0,917		
22	1	Spülgas lang H.A. St. M. I			300	0,4	6				205	2,5	0,1735	0,995	Qn = 694577	98,2	1		0,917		
23	1	" kurz H.A. St. M. I			300	0,4	6				200	2,5	0,1735	0,995	Qn = 694577	98,2	1		0,917		
24		Heißabscheider Standmg. I																	0,917	m. linearer Kurve u. Ferngeber	
25	1	Spülgas lang H.A. St. M. II			300	0,4	6				200	2,5	0,1735	0,995	Qn = 694577 m ³ /h	98,2	1		0,917		
26	1	" kurz H.A. St. M. II			300	0,4	6				200	2,5	0,1735	0,995	Qn = 694577	98,2	1		0,917		
27		Heißabscheider Standmg. II																	0,917	m. linearer Kurve u. Ferngeber	
28	1	Kaltgas Ofen I Samelfase	4000		300	0,4	45				379	26	0,2842	1,015	Qn = 650,577 m ³ /h	4000	1		0,917		
29	1	" " " II	2000		300	0,4	45				392	27	0,1427	0,9523	Qn = 319,677	2000	1		0,917		
30	1	Kaltgas Ofen oben 5058	6000		300	0,4	45				321	26	0,444	1,055	Qn = 1069,577	6000	1		0,917		
30a	2	" " " 6434	1500		300	0,4	45				299	16	0,1263	0,994	Qn = 2788,77	1500	2		0,917		
31	1	" " " unten 5058	8000		300	0,4	45				422	32	0,506	1,0625	Qn = 1232,77	8000	1		0,917		
31a	2	" " " 6434	2000		300	0,4	45				392	27	0,1426	0,9925	Qn = 319,677	2000	2		0,917		
32	3	Mittelöl		9000	300	0,99 kg/l	45				57	32	0,506	1,0625	Qn = 1485,77	9000	3		0,917		
33	1	Waschölentspannung		12000	1-6	0,85 kg/l	125	16	2502		57	35	0,0829	0,9963	Q = 1680,77 kg/h	12000	1		0,917		
34	1	Produktentstammung 5058		9000	1-6	0,85 kg/l	150	15	2503		53	31	0,0426	0,987	Q = 1236,77	9000	1		0,917		
34a	1	" " " 6434		15000	1-6	0,85 kg/l	150	15	2502		53	31	0,0712	0,988	Q = 2060,77	15000	1		0,917		
34b	1	Heiß-Öl		10000	0,7	0,85	100	65			80	30	0,445	1,057	Q = 1175,77 t/h	10000	35	12	0,917		

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Zusammenstellung der Normdüsen u. Blende für A.N.J.C. Livorno u. Bari (Italien) Blatt 1/1136

DIN-Format A 3 (297 x 420)

Juni 1940

Die wichtigsten Hochdruckwerkstoffe

10000036
Nur für Hochdruckversuche
zu Heißversuchen

Unsere Bezeichnung	Bemerkung	Analyse	geplante Austauschwerkstoffe	Verwendungszweck	Streckgrenze kg/mm ² b. 20°	Dauerstandsfestigkeit kg/mm ²				mittlere Beanspruchung kg/mm ²				
						460° Sumpfpphase 700 atü	520° Aram. Hslerung	550°	600°	Gasphase Vorheizer 300 atü 90/127	Sumpfpphase Vorheizer 300 atü 120/171	Sumpfpphase Vorheizer 700 atü Bundrohr warm 90/146	Sumpfpphase Vorheizer 700 atü Paßrohr heiß 90/171	
St 35,29		0,1 C		Rohre f. 325 atü bis 200° C	23									
St 45,29		0,2 C			26									
S1		0,3 C		kalte Flanschen NW 6-16 b. 200° C	27									
S2		0,2 C		kalte Armaturen u. Formstücke Linsen 300 atü	22									
S3		niedrig legiert m. Cr, Mn Cu	ca 1,0% Mn 0,25% C	Armaturen b. 200°/700 atü. Schrauben NW 6-16 b. 200° Muttern NW 6-150. 200 atü	30									
K2	früher N2	1,0 Cr 0,2 Mo	ohne Mo oder mit 0,2 V	kalte Rohre 700 Atü	>35									
K3	früher N03	1,0 Cr 0,3 Mo	bis 200° K1 0,5 ÷ 0,7% Cr bezw. VM 125	kalte Flanschen 700 atü NW 24-150 heiße Flanschen u. Schrauben f. 300 atü	50	14	8							
K5		1,0 Cr 1,0 Mo	15 Cr 0,5 Mo 0,5 V	Flanschen u. Schrauben bei höchsten Temper. u. Drücken	60	34	26							
K6		1,5 Cr, 1,5 Ni, 0,3 Mo	1,5 Cr (0,3 Mo) 0,2 V	Schrauben f. heiße Hochdruckmängel	>65									
N1		> 3,0 Cr > 0,25 Mo < 0,8 Ni	> 2,5 Cr > 0,2 Mo erll. 0,5 Ni	Ofenmäntel	45	15	8							
N5		3,0 Cr 0,25 Mo	3,0 Cr, 0,15 V	Regen. Bündelrohre, plattiert oder verzinkt f. Linsätze	30	12,5	5,5	4,0						
N6		6,0 Cr, 0,5 Mo, 0,05-0,3 V	ist durch Nb ersetzt	nicht mehr in Gebrauch früher warme u. heiße Leitungen	35	12-19 je nach Gehalt	5-10	4-7,5						
N8		3,0 Cr, 0,5 Mo, 0,5 Nb, 0,05 V	N9: 3,0 Cr > 0,25 Mo 0,4 V. Festigkeit wie N8 V	Rohre u. Formstücke 300 atü bis 480° 700 atü b. 420° Linsen	>45	17,5	9,5	7,5	7,2	6,6	11,5	8,1		
N8V		3,0 Cr, 0,5 Mo, 0,4 V	wie N8 V	Rohre 300 atü bis 520° Formstücke 700 atü bis 480°	60	24	15	11	7,2	6,6	11,5	8,1		
N10		3,0 Cr, 0,35 Mo, 0,3 W, 0,8 V	0,3 C, 0,2 Mo 1,0 V	Rohre u. Formstücke 700 atü für höchste Temperaturen	>70	32	24	19	7,2	6,6	11,5	8,1		
RM1		13,0 Cr 0,1 C (0,5 Ni)		Ventilsitze	40									
RM2		14,0 Cr 0,2 C (0,5 Ni)		Ventilkegel u. Spindeln	60	11	4							
RA0	V2A supra	18,0 Cr 8 Ni 0,04 C		Auskleidungen für Öfen	>22									
RA1	V2A norm.	18,0 Cr, 8 Ni, 0,10 C	17 Cr	Abscheider u. Regeneratoren	>25									
RA2	V2A extra	18 Cr, 8 Ni, 0,1 C, 0,7 Ti		druckfeste Thermohülsen f. 300 atü	>27	16	13	12						
V2AED		18 Cr, 8 Ni, 1 W, 0,7 Ti		druckfeste Thermohülsen f. 700 atü	>30	24	21	19,5	14,5					

5/1/29

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein
Tag 21. Juni 1940 Name Riser

Maßst.

Urheberrechtsschutz nach DIN 54

Rsk 5680-8

200000037

Bag No 1928

Indonesian

C105 Target No

30/4 03

II LIQUID PHASE

HYDROGENATION

200000038

Vertraulich

Hochdruckversuche
La 538

3. November 1941 Pz 11

17mm

Wichtigste Daten von Hydrieranlagen,

bezogen auf Erzeugung von 200 000 t Autobenzin
bzw. 180 000 Jato L-Benzin,
330 Betriebstage.

H₂-Bedarf

	100 % 15° 735 mm Hg	
a) Benzin aus Steinkohle	72 300 m ³ /h	2850 m ³ /t A-Bi
b) " " Braunkohle	70 000 m ³ /h	2800 " "
c) " " Krackrück- stand aus Rohöl	32 700 m ³ /h	1300 " "
d) " " Erdölrück- stand	31 300 m ³ /h	1260 " "
e) " " Braunkohlen- schwelter	25 000 m ³ /h	1000 " "

Platzbedarf

	100 % erwei- terungsfähig	nicht er- weiterungsfähig
a) Benzin aus Steinkohle	1 qkm	0,7 qkm
b) " " Braunkohle	1,2 "	0,8 "
c) " " Krackrückstd.	0,8 "	0,6 "
d) " " Erdölrückstd.	0,8 "	0,6 "
e) " " Braunkohlen- schwelter	0,8 "	0,6 "

29/11/41

Anlagekosten

	a) Benzin aus Steinkohle 700, 300 atm	b) Benzin aus Braunkohle 700, 300 atm	c) Benzin aus Krackrückstd. 700, 300 atm	d) Benzin aus Erdölrückstd. 700, 300 atm	e) Benzin aus Braunkohles- schwefelzer.
1. H ₂ -Erzeugung	35 700 000.- (aus Koks)	37 000 000.- (aus Braunk. nach Winkler)	18 000 000.- (aus Koks)	16 000 000.- (aus Koks)	15 500 000.- (aus Grude nach Winkler)
2. Eigentliche Hydrierung	59 800 000.- (700 u. 300 at)	55 000 000.- 4 600 000.- Trocknung	42 000 000.-	42 000 000.-	28 200 000.-
3. Energieerzeugung	34 000 000.-	31 000 000.-	16 000 000.-	16 000 000.-	12 000 000.-
4. Energieverteilung	7 000 000.-	6 500 000.-	5 400 000.-	5 400 000.-	4 500 000.-
5. Hebeanlagen einschl. Hygieneinigung u. Schutzgaserserzung	16 500 000.-	16 500 000.-	14 000 000.-	14 000 000.-	10 000 000.-
6. Kontakt für Gasphase Projektierung Montageleitung	3 000 000.- 2 500 000.- 1 500 000.-	3 800 000.- 2 500 000.- 1 500 000.-	3 400 000.- 2 000 000.- 1 200 000.-	3 400 000.- 2 000 000.- 1 200 000.-	1 500 000.- 1 500 000.- 800 000.-
7. Summe	160 000 000.- 800.-	158 000 000.- 790.-	102 000 000.- 510.-	102 000 000.- 510.-	74 000 000.- 470.-

pro Jahr Autobenzin
Nicht erfasst: Geländekosten,
Geländeaufschluss, Baugruben,
Inbetriebsetzung, Magazin-
auffüllung.

Hochdruckkammer
La 550

Dr. Simon

9. Juli 1941 PZ

200000040

Reine 4-fach Kammer Sumpfphase

Geisenberg-Kohle

<u>Fahrweise</u>	<u>t/Std. Ölgeinn</u>	<u>t/Jahr Ölgeinn</u>	<u>Wasserstoff- verbrauch cbm/Std.</u>	<u>Gas/Std. (KW)</u>
Benzin+Mittelöl	9,6	75 000	17 300	2,0 t CO_2
Benzin+Mittelöl+Schweröl	14,2	115 000	22 600	3,0 t "
anhydrierte Kohle	18,0	145 000	7 000	0,5 t CO_2
(Benzin+Mittelöl+ 25% Schweröl)	14,5	116 000	25 700	3,1 t CO_2

1895

Hochdruckversuche Lu
Lu 558

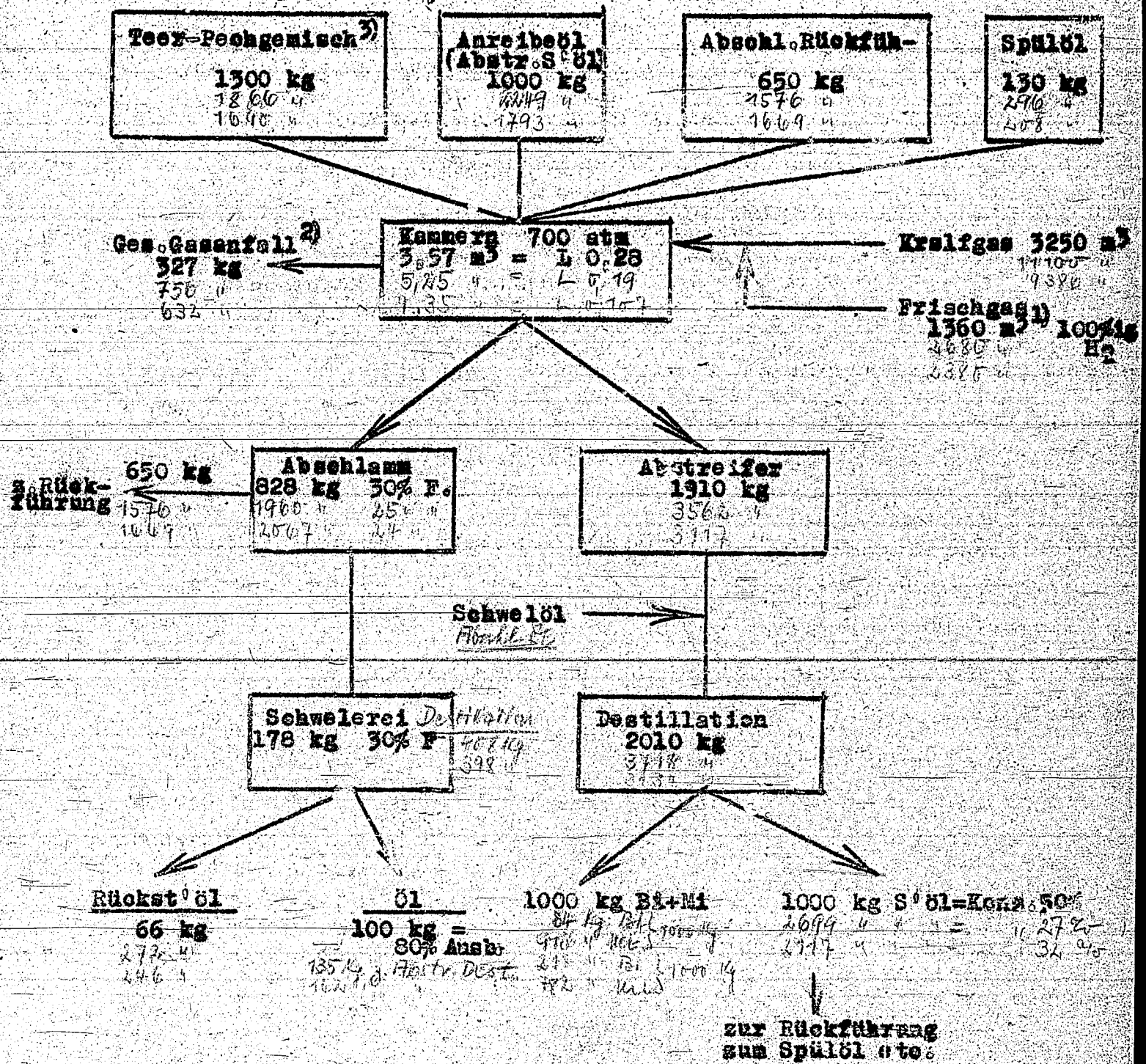
200000041

K. Simon
9.12.1941. Weh. 4

P ö l i s .

Teerphase: Bezugsgröße 1 te verf. Ölgew.
schwarze Zahlen: Bilanz Lu

*rote Zahlen: September
graue Zahlen: Oktober*



Nicht nachweisbare Verluste

- 1) 1830 m³ H₂ f. Verabg. v. nur Hartpech
- 2) 400 kg Ges. Gas " " "
- 3) 1325 kg Hartpech " " "

Handwritten signature/initials

Hochdruckversuchs Lu
Lu 558

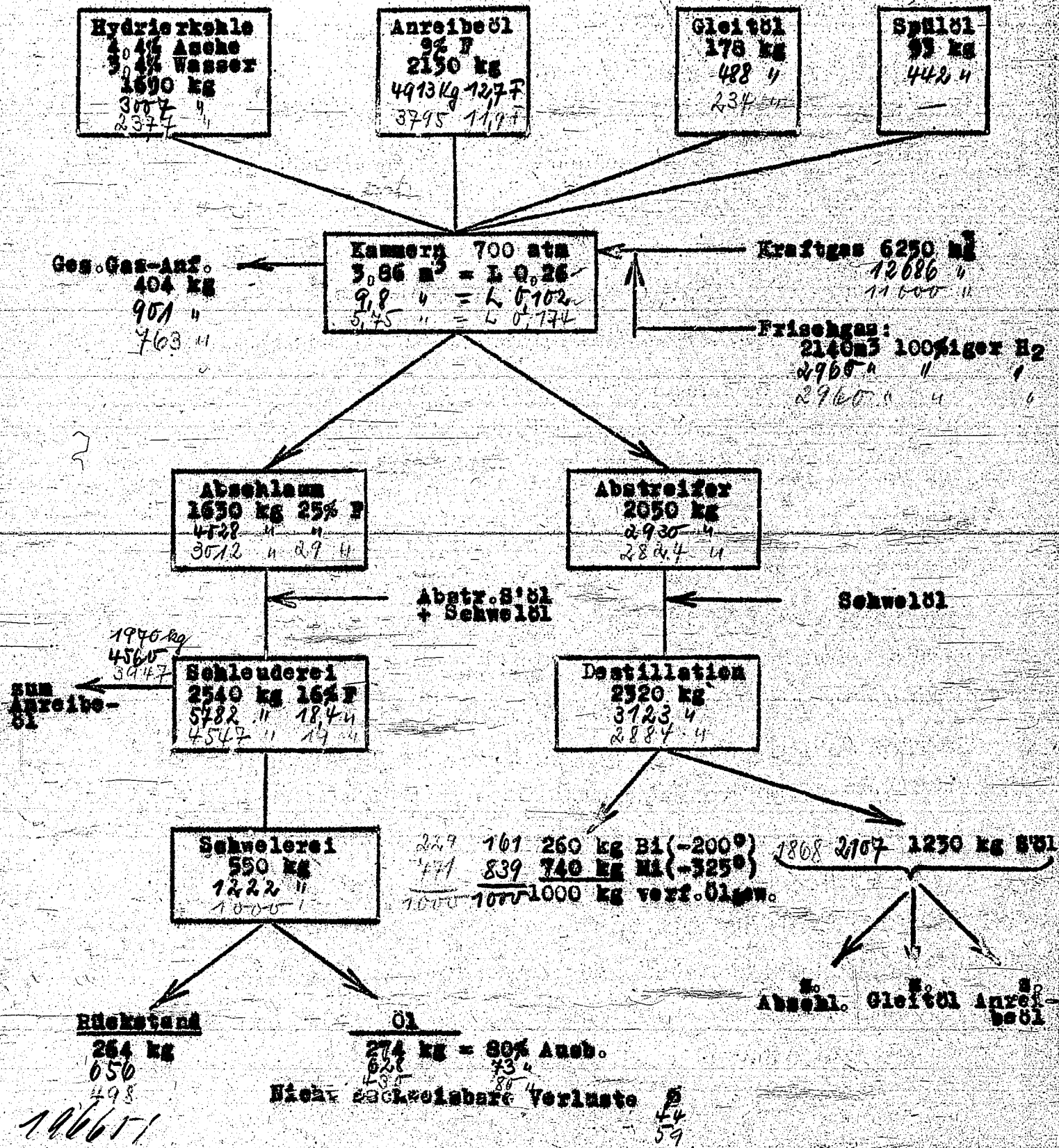
200000042

9.12.1941. Wsh. 4

P ö l i t s .

Kohlephase. Bezugsgrösse 1 te verf. Ölgen.

schwarze Zahlen: Bilanz Lu
rote " : September
grüne " : Oktober



Hochdruckversuche
In 558.

200000043

15. Dezember 1941. Si/Lo

Telefonnotiz.

Anruf Dr. Schmitt, Pöhlitz am 13.12.1941.

Die Erdölkommer in Pöhlitz läuft bei 600 - 610 atm Wasserstoffpartialdruck mit einer Einspritzung von 15 cbm Gasöl + 1 cbm Teeröl (80 % Frischöl : 20 % Abstreifer-Schweröl).

Die Temperaturen sind folgende:

Gen. I	24,6 - 24,7 MV
" II	24,4 - 24,5 "
" III	24,0 - 24,2 "
" IV	23,8 - 24,0 "
Abscheider	22,0 MV.

Meist wird ohne Kaltgas gefahren, gelegentlich Kaltgas in I. und III. Ofen und zwar maximal 2000 cbm. Der Abschläm hat 0,3 % Asphalt. Der Gehalt an Anteilen -325° : Vac. ist niedriger als im Einspritzprodukt. Durch Kontaktabsitzen (25 - 30 % Festes im Abschläm) setzt der Heissumlauf aus. Um das zu beheben, musste mit der Kontaktmenge von 1,5 auf 0,7 % zurückgegangen werden. Dadurch ging Leistung auf 0,3 - 0,35. Pöhlitz bittet uns zu überlegen, was man zur Verhinderung des Kontaktabsitzens tun kann.

gez. Simon.

15.12.1941. v. Etm/Dr.

Rechenzuckversuche
In 558

Leistungen mit verschiedenen Rohstoffen.

Rohstoff	Brüher Teer		Hartpech		Pechmischung		Erdöl - Rückstände	
	Get.	Orig.	E.P.	Lu	Lu	Pölitz	Lu	Pölitz
	- 350	40% N-Öl	5600	10 Ltr.-Ofen	mit ca. 15% Asph.	10 Ltr.-Ofen	10 Ltr.-Ofen	
verarbeitet in	Lu							
Druck atm	250	600	600	600	600	300	600	600
Men-Leistung	0,50	0,40	0,24	0,30	0,27	0,35	0,60	—
" " "	-375	—	—	—	—	—	—	0,35 (- 0,30)

20000004

Die vorliegende Tabelle gibt einen ungefähren Überblick über die mit verschiedenen Rohstoffen in Pölitz technisch und in Ludwigshafen in 10 Ltr.-Öfen erhaltenen Leistungen. Hierbei ist keine Rücksicht auf mögliche Abweichungen, die durch geringe Unterschiede der Rohstoffe (wie insbesondere bei den Pechmischungen) bedingt sind, genommen.

gez. v. Hartmann

1 7/11/11/11 +

Können nur von aussen durch Erhöhung der Wärmeabstrahlung - Verminderung der Anssenbeheizung - beeinflusst werden kann. Technisch liessensich hier möglicherweise mit Kalteeinspritzung günstigere Verhältnisse schaffen. Bei dieser Temperatur von 24,3 MV liess sich der Frischeldurchsatz auf 1,1 - 1,2 l/l/h steigern. Analysen liegen noch nicht vor, doch lassen sich aus den Ofendaten und der Anfarbeitung folgende vorläufige Zahlen angeben, dass die Neuleistung -350° ca. 0,40 l/l/h und die Vergasung etwa bei 10 % liegt. In der nachfolgenden Tabelle sind diese vorläufigen Verarbeitungszahlen, denen gegenübergestellt, die in einem früheren Versuch mit getropftem Brüker Teer (aus der Versuchsprobe) im 10-1-Ofen bei 300 at erhalten wurden.

	Original-Teer	gut - 350°
% - 350°	47,0	12,8
Druck at	600	250
Temp. °C	465	470
Durchsatz	1,1	0,68
Schwerflückführung	1:0,33	1:0,33
Abschleimrückführung	1:0,5	1:0,5
Neuleistung -350°	ca. 0,40	0,50
Vergasung/Bi + Mi + Vergasg.	10	13

Der Vergleich dieser Zahlen zeigt, dass der Vorteil des 600 at durch den hohen Mittelölgehalt des Originalteers nicht voll ausgenutzt werden kann. Über 1,5 l/l/h¹⁾ Durchsatz wird man auch in Grossen, wo sich die Temperatur vielleicht etwas steigern lässt, nicht kommen, womit die Leistung also auf ca. 0,50 beschränkt bleibt. Es müsste daher dringendst geprüft werden, ob nicht doch die Möglichkeit besteht, den Teer zu destillieren oder in einer weniger Mittelöl enthaltenden Fraktion zu kondensieren.

gez. v. Hartmann.

1) Entspricht einem Gesamtdurchsatz von 2,75 l/l/h.

J. M. M. M.

Daten der Kohlekammer Pölitz.

17.7.41

Temperaturen (vergl. Elementschema) :

El.	13	59 ° C	308	24,8
	13 a	3,5 mV	315	21,5
	13 b	15,5	444	23,9
	13 c	17,7	402	24,6
	15	20,1	404	24,6
	24	8,1	406	24,5
	22	8,4	408	24,4
	20	8,6	415 (Eingang Abscheider)	24,0
	17	11,1	16 a (Produkt Ausgang Abscheider)	22,9
	144	20,7-21,1	16	22,4
	101	23,5-23,8	17 a	18,8
	102	24,0	17 b	17,3
	104	24,1	17 c	9,3
	106	24,4	W	59 ° C
	108	24,7	E 544 (Abschlamm- Ausgang)	20,3 mV
	110	24,9		
	112	25,2		
	115	24,6		
	244	24,4		
	202	25,2		
	204	25,2		
	206	25,1		
	208	25,2		
	210	25,2		
	212	25,2		
	215	23,7		
	344	24,2		
	302	25,0		
	304	25,0		
	306	24,9		

19043i

J. M. M.

Daten der Kohlekammer Pölitz.

17.7.41

Temperaturen (vergl. Elementschema) :

El.	13	59 ° C	308	24,8
	13 a	1,5 mV	315	21,5
	13 b	15,5	444	23,9
	13 c	17,7	402	24,6
	15	20,1	404	24,6
	24	8,1	406	24,5
	22	8,4	408	24,4
	20	8,6	415 (Eingang Abscheider)	24,0
	17	11,1	16 a	22,9
	144	20,7-21,1	(Produkt Ausgang Abscheider)	
	101	23,5-23,8	16	22,4
	102	24,0	17 a	18,8
	104	24,1	17 b	17,3
	106	24,4	17 c	9,3
	108	24,7	W	58 ° C
	110	24,9	E 544	20,3 mV
	112	25,2	(Abschlamm- Ausgang)	
	115	24,6		
	244	24,4		
	202	25,2		
	204	25,2		
	206	25,1		
	208	25,2		
	210	25,2		
	212	25,2		
	215	23,7		
	344	24,2		
	302	25,0		
	304	25,0		
	306	24,9		

19043

Kohlebrei dünn (42 % Festes)	16,4 m ³ /h = 19 to	8,0
Spez. Gewicht	1,154 kg/Ltr.	} 18,9
Kohlebrei dick (52 % Festes)	17,9 m ³ /h = 21 to	
Spez. Gewicht	1,173 kg/Ltr.	
Eingangsgas	27 000 m ³ /h	
" Dichte	0,204 kg/m ³	
Kaltgas Ofen I	7 000 m ³ /h	
" " II	10 200 "	
" " III	7 500 "	
" " IV	10 500 "	
Ausgangsgas	55 000 "	
Breigas	8 000 "	
Kühlgas im Abscheider	5 000 "	
Abstreifer	19,7 " = 19,3 to	
" spez. Gew.	981 kg/m ³	
Abschlamm	18,2 m ³ /h = 20,3 to	
" spez. Gew.	1 125 kg/m ³	

Kohlebrei: durch Regeneration: 42 % Gesamtfestes

" " Vorheizer : 52 % "

Mittelwert: 47,5 % Gesamtfestes

Durchsatz : ca. 40 to Brei = 16 to Kohle (TK 2)

200000049

Anreiböl: 0,4 % H₂O
10 % Festes
33 - 35 % Asche i. P.
7 - 8 % Asphalt im Öl
10 % - 325°

Abschlamm: 24,4 % Festes
42 - 43 % Asche i. P.
10 % Asphalt
12 % - 325°

Asphalt im Gesamtschweröl: 7 - 8 %

Leistung: 0,24 - 0,26

Vergasung: 25 - 27 %

Abbau: 92 - 94 %

Schleuderrückstand: 77 - 38 % Festes
12 % Asphalt

Abstreifer: 42 - 45 % - 325°
A.P. -22 bis - 25°
Phenole 14 %

gez. Simon

Bericht über Besuch Pölitz 16. 5. 41.

*J. M. M. G.
Führungsbüro
Lötter
Sieg*

A) Sumpfphase.

Im Monat April wurden in die Sumpfphase eingesetzt Pech, Steinkohlenteerölrückstand und Generatorsteer + Teer aus eigener Gasfabrik im Verhältnis 3 : 4 : 1. Als Katalysator wurde Mo-Grude verwendet und zwar 0,7 % auf Einspritzung, d.h. etwa 1,1 % auf Frischprodukt. Die Vergasung betrug 15,8 % auf Ölgewinn + Vergasung oder 18,5 % auf Neubildung + Vergasung. Die Abschlammmenge war 8-10 % auf Frischprodukt. Der gesamte Schlamm wird verschwelt mit einer Ausbeute von 82-83 %.

100 Teile Frischprodukt ergeben	3,1 Wasser
+ 6,2 H ₂	2,3 Schwelkoks
	16,0 Gas
	84,8 Bi + Mi (davon 5,0 Bi)

Bi + Mi-Konzentration im Abstreifer 55-60%.

B) Rohe Bilanz über den Monat April.

1) S'phaseeinsatz: 16 000 to = 6 000 to Pech
8 000 to Teeröl
2 000 to sonstige Teere

Ölgewinn S'phase: 13 500 to Bi + Mi

2) Einsatz 5058/6434: 9 100 to S'Mi + S-Bi (E.P. 350°)
6 400 to Straight run Bi + Mi aus rumän. Öl
2 600 to Russ. Schwerbenzin
1 000 to Sammelöldestillat
19 100 to insgesamt

3) Einsatz DHD 1 850 to Frakt. 120-165° aus 5058/6434-
Abstreifer 1

1) Abstreifer 5058/6434 hat 37 Vol.% - 130°, 9 % 130-160°,
54 % B-Mittelöl.

186561

- 4) Einsatz 7019 - 4 400 to S-Mittelöl (B.P. 3350)
 - 5) Benzin-Erzeugung: 15 100 to VT 708
 - 3 400 to OV₂b
 - 1 250 to DHD-Benzin
 - 300 to Pentan
- } Mischung
} Hochleistungs-
} kraftstoff
- 20 050 to insgesamt

- 6) C₃ + C₄-Anfall: 2 106 to Butan
816 to Propan

g) DHD-Umbau-Kammer.

In der Kammer wurde gegenwärtig die Periode 7 gefahren. Die Temperaturlage ist nach Versetzung einer Haarnadel in den Vorheizler vor Ofen I jetzt normal:

bei 7 m³ Einspritzung: Ofen I 27,4 → 23,7
Ofen II 27,6 → 25,8
Ofen III 27,1 → 26,8

bei 10 m³ Einspritzung: Ofen I 27,4 → 23,7
Ofen II 27,3 → 26,0
Ofen III 26,5(?) → 26,7

Es wird auf 60 Vol.-% Aromaten gefahren. Die Vergasung scheint sehr günstig zu liegen. Der Raffinationsofen wird auf 17,5 MV gehalten. Jodzahlen lagen jedoch noch nicht vor.

In Periode 6 wurden in 137 Stunden 833 to Frischprodukt eingefahren (Durchsatz 0,28). Erzeugt wurden 565 to Benzin und 44 to Rückstand. Die Ausbeutezahlen waren folgende:

70 Gew.-% Benzin
5,5 " " Rückstand
24,4 " " Gas (einschl. Gasöl)
0,1 " " C

Die Temperaturlage Ofen I 26,7 23,6 MV
 Ofen II 28,0 26,8 ""
 Ofen III 27,3 28,0 ""

Das Einspritzprodukt hatte

Siedebeginn 112°
 - 135° 50 %
 - 151° 90 %
 Endpunkt 168°

Zusammensetzung:
 Aromaten + Ungesättigte 6,5 Vol.-%
 Naphthene 32,5 " "
 Paraffine 61,0 " "

Jodzahl: ca. 1,2

Das Abstreiferprodukt hatte

Siedebeginn 34°
 - 100° 25 Vol.-%
 - 140° 70 " "
 - 165° 91 " "
 Endpunkt 195°

Aromaten + Ungesättigte: 65 Vol.-% (nach Kattwinkel)

Jodzahl 6,1

Die Zerlegung im Labor ergab: 91,7 Gew.-% Benzin
 7,2 " " Rückstand
 1,1 " " gelöste Gase

Benzineigenschaften:

Aromaten + Ungesättigte 65 Vol.-%
 Naphthene 11 " "
 Paraffine 24 " "

Jodzahl 5,1

O. Z. Motor 85,8
 + Pb. 92,3

O. Z. des Restbenzins 61.

Herrn Dr. Montfort wurden als Vergleich Zahlen für Einspritz-Abstreiferprodukt, Benzin aus 5058/6434 und B1 Schelven von Kammer 504 gegeben.

Die Zahlen von Zwischenproben nach den einzelnen Öfen während der Periode 6 enthält die Anlage.

D) CV₂b-Kammer:

Die Kammer fuhr im April mit Durchsatz 1,1 kg/ltr. Katalysator und Stunde. Gasmenge Eingang 35 000 m³ + >14 000 m³ Kaltgas. Schwefelung: 0,1% S bezogen auf Kreislaufgas. Rückführverhältnis 35 a-Produkt : 65 b-Produkt. Die Leistung schwankte zwischen 0,20 und 0,25. Anilinpunkt B-Mittelöl ca. -15°. Der H₂-Partialdruck ist 265 - 270 atm. Er wird ohne Waschung gefahren.

Pölitz stellt eine deutliche Abhängigkeit der Ergebnisse vom Schwefelungsgrad fest:

bei 0,05 % S im Einspritzprod.	18% B1 im Abstreifer	56-57 Vol.% Aromaten
" 0,13 % S "	20-21% "	53-54 " " "
" 0,3 - 0,5 " "	25 " "	52-53 " " "

Das Benzin hat Jodzahl 3 (vor dem Raff.-Ofen 5-6) und 28 - 30 - 100°.

Der Dokortest war noch nie positiv.

Die fertige Hochleistungsbenzinmischung (nach Zusatz von Pentan) hat: 32 - 38 % - 100°

spez. Gew. 0,790 - 800°
 Endpunkt 163 - 165°
 Aromaten 50-54 Vol.%.
 87er Benzin wurde bisher noch nicht zugesetzt.

Das Einspritzprodukt hat

spez. Gew. 0,945/950, Anilin-Punkt - 13°, Phenole 1 %, Siedegrenzen 180 - 335°.

Das S-Mittelöl (Frischprodukt) hat

spez. Gew. 0,990, Anilin-Punkt - 20°, Phenole 4 %, Siedegrenzen 180-335°.

Das B-Mittelöl hat

spez. Gew. 0,919/923, Anilin-Punkt - 15°, Phenole 0,01 %, B.P. ca. 310-320°.

Pölitz sagte zu folgende Proben nach Lu zu schicken:

- 1) DHD-Kammer 1 Faß Einspritzprodukt
 5 Liter Abstreiferprodukt
 Probe von eingebautem Kontakt Raff.-Ofen.

- 2) CV₂b-Kammer 1 Faß A-Mittelöl
 1 Faß B-Mittelöl.

gez. Simon

200000056

Vergleich der Fahrweise und Ergebnisse in den Kohlenkammern in
Pölitze, Nordstern und Ludwigshafen.

Fahrweise B. + W.

Im Anschluß an die Erfahrungsaustauschbesprechung in Pölitze am 16.10.1941 wurde in einer Besprechung mit Herrn Dr. Schmitt, Dr. Jacob und Dr. Süßenguth die Fahrweise und die Ergebnisse der Kohlekammern auf den Werken verglichen. Die Zahlenangaben sind in der anliegenden Tabelle wiedergegeben. Sie beziehen sich in Pölitze auf die Kohlekommer 14 wie sie normal fahren würde, in Gelsenberg gleichfalls auf eine 4-fach-Kohlekommer, in Ludwigshafen auf den Großversuch in Kammer 804 vom Juli/August d. Js.

Die wichtigsten und charakteristischsten Unterschiede sind im Folgenden kurz ^{festgestellt} herausgestellt. Dabei ist bei den Fahrbedingungen zu beachten, daß Pölitze und Ludwigshafen mit Breiregeneration und Nordstern ohne Breiregeneration gefahren sind.

Der Gesamt-Breidurchsatz ist in Pölitze um etwa 6 to je Stunde größer als in Nordstern. Dabei ist jedoch die Feste-Konzentration ^{hier} als auch die Reinkohle-Konzentration in Pölitze, bedingt durch die Breiregeneration, geringer als in Nordstern. Trotzdem ist die durch die Kohlekommer durchgesetzte Reinkohlemenge in Pölitze ^{mit} 15,5 to um 1 to größer als in Nordstern.

Vergleicht man die Temperaturlage in den einzelnen Öfen, so zeigt sich, daß der Temperatursprung (Element 144 zu Element 102) in Nordstern etwas größer zu sein scheint. Im übrigen werden die Kammern etwa gleich gefahren. In der Temperatur des Heißabscheiders zeigt sich noch ein Unterschied, hier fährt Nordstern mit 405° im Produktausgang wesentlich niedriger als alle anderen.

Die Eingangsgasmengen sind auf beiden Werken etwa die gleichen. Nordstern braucht jedoch etwas mehr Kaltgas.

Charakteristisch ist vor allen Dingen die Verteilung des Kaltgases auf die einzelnen Öfen. Besonders hoch ist die Kaltgasmenge in Nordstern im 1. Ofen und im 4. Ofen. Beim 4. Ofen beruht sie darauf, daß die Kaltgasmenge für die Erniedrigung des Heißabscheiders mit eingerechnet ist.

Der größere Temperatursprung im 1. Ofen in Nordstern und die höhere Kaltgasmenge im 1. Ofen sind darauf zurückzuführen, daß Nordstern (mit 40%) eine größere Reinkohle-Konzentration als Pölitz (mit 36%) fährt. Zwischen Pölitz und der Kammer 804 in Ludwigshafen sind in der Fahrweise keine Unterschiede.

Vergleicht man die Ergebnisse, so zeigt sich in der Leistung sehr schöne Übereinstimmung in allen 3 Fällen. Der Wasserstoffgehalt der Produkte ist, gemessen am Anilinpunkt des Mittelöls, verschieden und zwar liegt Ludwigshafen am niedrigsten im Anilinpunkt.

Zu beachten ist der hohe Wasserstoff-Partialdruck in Pölitz.

Größere Unterschiede sind ferner noch im Asphaltgehalt des Abscheiders. Dieser ist bei der Gelsenbergkohle besonders hoch. Parallel sollte eigentlich auch der Vakuumrückstand über 325° in Gelsenberg wesentlich höher sein, als angegeben. Um diese Unterschiede, die für die Verschmelzung von größerer Bedeutung sein können, zu klären, wurde ein Austausch von Abschlammpöben zwischen Gelsenberg, Pölitz und Ludwigshafen abgesprochen zu dem Zwecke, die analytischen Daten zu vergleichen und eine Asphaltzerlegung der verschiedenen Proben vorzunehmen und sie zu den Schwelergebissen in Beziehung zu setzen. Es sei nämlich bemerkt, daß die Ölausbeute im Kugelofen in Pölitz mit 85% bis 90% sehr hoch liegt, während in Gelsenberg nur Schwelausbeuten von unter 80% erhalten werden. Der Mitteldurchsatz je Kugelofen beträgt in Gelsenberg ca. 3 to. Nach Angabe von Dr. Horn in Pölitz leisten die Pölitzer Kugelöfen im Mittel nur max. 2,5 to.

gez. Becker
gez. Süßenguth

200000058

Tabelle

	Pölitze		Nordstern	Pölitze	Nordstern	Ludwigshafen
	m. Breiregeneration	Beuthen + Heinitz 82 % C	o. Breiregeneration Nordstern: 83 % C	spezifische Zahlen	Beuthen + Heinitz 82 % C	Beuthen + Heinitz 82 % C
<u>Kohle</u>						
<u>Durchsatz</u>						
Dickbrei	18 m ³ d=1,17	21 t	33 - 34 t	0,59 kg/tt/L	0,95 kg/Lt/L	0,63 kg/Lt/L
Dünnbrei	20 m ³ d=1,12	22,5 t		0,64 "	"	0,58 "
Gleitöl	0 m ³	0 t	3 t	0 "	0,08 "	"
Gesamt	38 m ³	43,5 t	36 - 37 t	1,23 kg/Lt	1,03 kg/Lt	1,21 kg/Lt
Festes i. Dickbrei	53-54% =	11,2 t	53% = 18 t	53 - 54 %	53 %	50 %
Festes i. Dünnbrei	39 % =	8,7 t		39 %	-	40 %
Gleitöl						
Mittlere Festkonzentr.	46 %		18 t			
Reinkohle-Konzentration	36 % = 15,5 t					
Reinkohle-Durchsatz					49 %	45 %
% Festes i. Anreibebf.					40 % = 14,5 t	37 %
% Asche i. d. Trockenkohle					0,44	0,44
					10 - 12	8,4
					7	5
<u>Gasmengen</u>						
Eingangsgas m ³ /h	26 000		27 000	m ³ /kg RK 1,7	1,9	3,4
Kühlgas "	8 000		6 000	" 0,2	0,4	
Breigase "	4 000		3 000	" 0,3	0,2	
Kaltgas "	35 000		44 000	" 2,5	3,0	1,7
davon Ofen I	4 000		12 000		5,0	5,7
" II	10 000		11 000			
" III	19 000		6 500			
" IV	11 000		14 500			
H ₂ -Partialdruck	600 - 620 at		540-580 at	600 - 620 at	540-580 at	585 at
<u>Temperatur</u>						
Ofen 1 Eingang El. 144						
El. 102						
El. 112						
Ende						
Ofen 2 maximal					418 - 425°	450
Ofen 3 "					450 - 460°	468
Ofen 4 "					476°	476
Heißabscheider El. 415					480°	478
" El. 16					476°	-
					465 - 470°	-
					425°	434
					405°	425
Abstreifermenge o.W.					1,15	1,2
% Bi+Mittelöl					-325°:52%	-325°:47%
A.P. v. Mittelöl					-17° (m.Bi)	-31° (o.Bi-200°)
Bi + Mi - Leistung					-325°:0,24-0,26	-325°:0,26
Abschlammmenge					t/t RK 1,15	1,15
% Mittelöl					7 - 8	7 - 8
% Asphalt					9 - 11	14
% Festes					28 - 32	22 - 24
Vak. Rückstand -325°					44 %	47 %
v. Öl i. Abschlammm					93 - 95	96
Abbau						

200000060

Druckhydrierung von Steinkohle auf schwere Öle
(Heizöle) bei hoher Temperatur, bei 250 und 600
atm. Druck.

Zweck der Versuche:

Es sollte ermittelt werden, unter welchen Bedingungen und mit welchen Ergebnissen Steinkohlen (alte und junge) auf Schwerölüberschuß gefahren werden können unter Herausziehung des überschüssigen Schweröles als asphalthaltiges bzw. asphaltfreies Heizöl.

Zusammenfassung:

Es wurden verschiedene Steinkohlen zu Benzin und Heizöl druckhydriert und zwar zum Teil zu asphalthaltigem, zum Teil zu asphaltfreiem Heizöl. Die wichtigsten Zahlen der beiden Fahrweisen sind in folgenden Tabellen zusammengestellt.

1/17/39

I. Fahren auf asphalthaltiges Heizöl

200000061

1) Bilanzen:

Vers. No.	Kohle	Aufarbeitung	% -325° im Anreibeöl	Kontakt	Druck atm. H ₂	Abbau 1) %	Bei 0 % Anreibeöl - Überschub				
							Theor. H. Dr. Ölgew.	Vergew. Ölgewinn-Verteilung bezahl. Heizöl >2150			
B 2	Brasert	Abschleim + Schwelöl + Abstreifer >2150 bei 80 geschleudert (Schleuderöl = Anreibeöl) Schleuderöl nachgeschleudert bei 1800G (Schleuderöl II = Heizöl). Schleuderstückstand geschwält	34,3	3% Schwefel- te Lux- masse	250	92,5	75,4	16,9	24,9	75,1	0,465

2) Heizölqualität:

Vers. No.	Im Heizöl (Schleuderöl)				Vom entfesteten Heizöl					
	Mittelöl 215-325	% S'Öl (asphaltfrei) >3250	% Asphalt Festes	% Asche	P20	Koks- test %	Stoek- punkt °C	Viskosität OG b/2000	% S -325°	% S Heizwert Cal.
B2	34,4	48,7	9,1	0,88	1,068	10,2	-22	25,9	12,9	9091

1) Tatsächlich ist der Abbau höher um das im Heizöl befindliche org. Feste.

200000062

II. Fahren auf asphaltfreies Heizöl:

1. Bilanz

Vers. No.	Kohle	Aufarbeitung	Wert im Anstehen im Anstehen reifes Anreiböl	Kontakt	Druck atm	Abbau %	Bei 0 % Anreiböl-Überschuss					
							Theor. H. Dr. Ölgew.	Ver-gas. stung				
							Ölgewinn-Verteilung	Ölgewinn-Verteilung				
							215-325	215-325				
27	Brassert	Abschl. + Mittelöl 1:1 geschleudert; Schl.-Rückst.-ge- schwelt; Schleuder- öl+Schwölöl-Anrei- beöl	8,6 9,7 62,2	3% geschwer- Luxmasse	250	91,4	70,7	18,2	0,374	36,0	21,9	42,1
E5 - E5a	Schles. Kohle	Abschl. m. M'Öl aus 2. Schleuderprozeß (60:40) geschleudert Schl'öl-Anreiböl Schl.-Rückst. mit fri- schem M'öl nachgeschl. Schl.-Rü geschwält Schwölöl zum Abschl.	8,3 10,7 47,3	1,2% FeSO ₄ . 7aq. + 1,5% Bayermasse + 0,3% Na ₂ S	600	94,5	70,5	23,1	0,566	27,8	18,0	54,2
D5- D5b	Gelsen- berg jung	Abschl. + M'Öl (60:40) geschl.; Schl'öl-Anr. Öl; Schl'Öl geschwält, Schwölöl z. Schleud.	3,9 8,7 51,1	1,2% FeSO ₄ . 7aq + 1,5% Bayermasse + 0,3% Na ₂ S	600	96,4	75,0	19,9	0,53	30,3	25,3	44,1
D7	Gelsenb. alt	Gleiche Aufarbeitg. wie Gelsenb. jung	6,3 11,3 46,8	wie Gelsenb. jung	600	93,7	70,6	25,5	0,39	36,3	13,3	50,1
A5	Mathias Stinnes	Abschl. + M'Öl (75:25) geschleudert; Schl'öl -Anreiböl; Schl'Öl geschwält; Schwölöl zum Abschlaun	1,3 10,2 38,8	0,06% SnO ₂ 1,75% NH ₄ Cl	300	94,2	77,8	18,3	0,268	16,9	41,0	42,1

1) -170°, 2) 170-325°

200000063

2) Holzölqualität:

In der untersuchten Probe

Vers. No.	Nach Bilanz %MI im MI + Öl	In untersuchter Probe %MI im MI+ÖL	%-325°	D	Koks-test %	Flamm-punkt °C	Brenn-punkt °C	Stoek-punkt °C	Viskosität bei 20° 50°	% Phenole	Heizwert Cal.
B7	34,2	38,2	40	1,040/20	0,15	-	-	-16	10,2	-	9594
B5 - B5a	25,0	26,1	26	1,048/20	1,4	135	170	-10	44,5	7,21	-
D3 - D5b	26,2	37,0	43,1	1,021/20	1,03	128	156	-12	12,3	2,31	-
		0	0	1,040/50	1,82	173	210	+10	-	11,65	-
D7	20,8	20,9	34,9	1,052/20	1,52	132	172	-	38,38	4,02	-

1) Versuch A5 nicht untersucht.

Brassertkohle wurde sowohl auf asphalthaltiges (B2), wie auf asphaltfreies (B7) Heizöl gefahren. Natürlich sind die Ergebnisse beim Fahren auf asphalthaltiges Heizöl günstiger, aber die Unterschiede sind nicht sehr groß. Jedenfalls würde das asphalthaltige Heizöl nicht nennenswert billiger werden; dafür läßt es sich aber nur unvollkommen entaschen und hat neben 7 % Festem, die die Viskosität stark heraufsetzen, noch einen recht hohen Kokstest, sodaß es sicher gegenüber asphaltfreiem Öl beträchtlich unterbewertet wird.

Vergleicht man die verschiedenen Kohlen hinsichtlich der Herstellung von asphaltfreiem Heizöl daraus, so erkennt man, daß Brassertkohle schon bei 250 atm. Druck in Gegenwart von Eisenkatalysator recht befriedigende Resultate gibt, wenn auch der Abbau nicht sehr hoch liegt. Im Vergleich dazu gibt die junge Gelsenberg bei 600 atm. zwar besserer Abbau und bessere Leistung, die Vergasung ist aber etwas höher. Anscheinend kostet die Erhöhung des Abbaus von 91 auf 96 % ziemlich viel Vergasung. Als günstige Auswirkung der 600 atm. ist zu erwähnen, daß man mit weniger Mittelöl-Zusatz zum Schleudern auskommt und doch einen besseren Schleudereffekt hat.

Die schlesische Kohle liegt in der Leistung so gut wie die junge Gelsenberg; Abbau, Vergasung, Asphalt und Feststoffgehalt des Anreibeöles sind aber ungünstiger, was zum Teil auf das zweimalige Schleudern zurückzuführen ist.

Bei der alten Gelsenberg ist vor allem die Vergasung sehr viel ungünstiger als bei der jungen Gelsenberg; aber auch

Leistung, Asphalt und Feststoffgehalt des Anreibeöles sind schlechter. Zwar läßt sich auch die alte Gelsenberg ohne Schwierigkeiten fahren, aber die erhaltenen Resultate dürften kaum mehr befriedigen. Beachtenswert ist, daß mit steigendem O-Gehalt (Schlesien → Gelsenberg jung → Gelsenberg alt) die Benzinanteile im Ölgewinn auf Kosten der Mittelölanteile zunehmen, während die Gesamt-Ölgewinn-Leistung abfällt.

Mit viel O1 lassen sich alte Kohlen (Mathias Stinnes) auch bei 300 atm. auf Benzin + Heizöl fahren, wobei sogar die Vergasung günstiger ist als bei 600 atm. und Fe-Katalysator; allerdings erscheint sie hier zu günstig, da mit zu wenig Mittelöl im Anreibeöl gefahren worden ist. Die Leistung ist bei 300 atm. geringer als bei 600 atm. Indessen kommt das Fahren mit so großen O1-Mengen technisch nicht in Frage.

Mittelöl und Schweröl im Neubildungsverhältnis gemischt, ergibt ein Heizöl von gutem Kokstest und Stockpunkt. Die Viskosität genügt mittleren, aber nicht hohen Anforderungen. Öl aus oberschlesischer Kohle ist besonders viskos. Das spezifische Gewicht liegt (da auch die Phenole besonders erhöhend wirken) bei $1,04/20^{\circ}$, genügt also hohen Anforderungen. Das Schweröl für sich liegt im Stockpunkt zu hoch, auch in der Viskosität ist es etwas zu hoch.

Die bei den Versuchen mit Eisenkatalysatoren in Mengen von ca. 30 % vom Ölgewinn erhaltenen 215° -Benzine haben, chemisch raffiniert, bei den jüngeren Kohlen bei ca. 26% bis 100° infolge relativ geringer Hydrierwirkung die hohe Oktanzahl

nach Researchmethode von 76-77, bei der alten Kohle Oktanzahl 80,5 bei den gleichen Anteilen bis 100°. Der Unterschied zwischen der alten und der jungen Kohle liegt hauptsächlich in den Anteilen >130°. Die chemische Raffination kommt natürlich technisch nicht in Frage, wohl aber die dehydrierende 50 atm.-Raffination, bei der dann die Benzine siedegerecht mit noch wesentlich höheren Oktanzahlen anfallen würden, vor allem da dann auch die großen Mengen Phenole im Rohbenzin als Benzol-Kohlenwasserstoffe im Benzin erscheinen würden. Der zweckmäßigste Endpunkt des Benzins kann allein aus den Sumpffphaseversuchen nicht entschieden werden, doch ist wahrscheinlich, daß es keinen Zweck hat, über 200° hinauszugehen.

An besonderen Beobachtungen sind folgende zu erwähnen:

Die mit der vorliegenden Fahrweise verbundene große Mittelöl-Konzentration im Abscheider bewirkt eine Verstärkung des Überdestillierens von Schweröl, allerdings auch von höher-siedenden Anteilen, sodaß der Abstreifer auch Asphaltharze enthält, die zwar (abgesehen von einer gewissen Viskositätserhöhung) seiner Verwendung als Heizöl nicht im Wege stehen, wohl aber bei Weiterhydrierung über festen Katalysator stören können. Das für die Heizölherstellung erwünschte starke Überdestillieren von Schweröl wird durch eine ^{relativ} niedrig gehaltene Temperaturspanne zwischen Ofen und Abscheider begünstigt, sowie durch Einhalten einer gewissen Gasmenge, die bei 4 m³ je kg Reinkohle liegt.

Bei der vorliegenden Fahrweise ist ein beträchtlicher Mittelölzusatz zum Abschleim notwendig, um mit befriedigendem Effekt schleudern zu können. Auf der anderen Seite bringt ein hoher Mittelölgehalt im Anreibeöl mit einer Erhöhung der Benzinteile auch eine hohe Vergasung mit sich. Es ist also jeweils die günstigste Mittellage aufzusuchen.

Unter den gewählten Bedingungen geht die Hydrierung der Öle nicht sehr weit, sodaß z.B. auch der Gehalt der Mittelöle an Phenolen und Ungesättigten ziemlich hoch ist.

Während beim Fahren unter Zusatz von Ammonchlorid das Reaktionswasser ammoniakalisch ist, ist es ohne Zusatz von Ammonsalzen schwach sauer. Der bisher vermutete grundsätzliche Unterschied zwischen Stein- und Braunkohle hinsichtlich der Reaktion des Abwassers¹⁾ besteht demnach nicht.

Zu den erhaltenen Mittelölen bzw. Schwerölen muß man etwa die gleiche Menge Kogasin II zusetzen, um eine gute Zündwilligkeit zu erhalten; der schlechte Stockpunkt des Kogasin II wird allerdings durch die Mischung nicht genügend erniedrigt.

Na_2S -Zusatz wirkt erniedrigend auf die Vergasung und die Asphalte und verbessert den Wärmeübergang in der Vorheizung, sowie die Leistung und den Abbau.

Bei Anwendung der Heine-Schleuder sind die Ölverluste in der Rückstandsaufarbeitung gering. Zweimaliges Schleudern vermindert die Ölverluste auf ein sehr niedriges Maß, erhöht allerdings anscheinend den Feststoffgehalt des Anreibeöls.

1) Steinkohle ammoniakalisch, Braunkohle sauer.

Abschlamm aus oberschlesischer Kohle läßt sich schlechter schleudern als dem C-Gehalt der Kohle entspricht.

Luxmasse ist als Katalysator ungünstiger als Bayermasse, auch im Verhalten in der Vorheizung.

Als unterste Gasmenge, die bei der vorliegenden Hydrierungsweise bei 250 atm. Druck durch die Vorheizung gefahren werden muß, wurde 1 m^3 je kg Reinkohle ermittelt.

Als unterste Grenze der Abschlamm-Rückführung bei der angewandten Mittelöl-Anreicherung wurde ermittelt: Kohle : Abschlamm = 1 : 0,3.

Bei Luftbadaufheizung läßt sich die Verkrustung der Rohre viel leichter vermeiden als bei Bleibadaufheizung.

Schlußfolgerung:

Das Fahren von Steinkohle auf Benzin + Mittelöl + Abstreifer-Schweröl (ca. 30 : 20 : 50) ist unter Umständen nicht nur für die Herstellung von Heizöl von Bedeutung, sondern auch für die Herstellung von Benzin. Voraussetzung für die technische Anwendung ist Beherrschung der mit der hohen Leistung (ca. 0,5) verbundenen hohen Wärmetönung.

In Gemeinschaft mit:

Dr. Schiffmann,
" Gieg,
" Gesing.

gez. W. Krönig,
" Rank.

Versuchsordnung: 1)

Vorheizung: Auf- und Ab-Schlange 10 x 23 x 10 000 V₂A im gasbeheizten Bleibad. Ofen: 70 x 102 x 3 000 N₂ (dazu 500 toter Aufsatz), Strömung aufwärts, elektrisch beheizt. Auf- und abgehender Ringscheibenrührer, 15 Touren/'. Druckfeste Hülse 6 x 13 V₂A. Reaktionsvolumen 11,8 Ltr. Birne: 300 lang, oben und unten 30 Ø, in der Mitte 70 Ø, Katalysator-Steigrohr 6 x 13 schräg von unten, elektrisch beheizt, Strömung aufwärts. Abscheider: 45 Ø, 1500 lang mit drehendem Schwertrührer (12 Touren/') im elektrisch beheizten Bleibad, Strömung aufwärts, elektrisch beheizter Aufsatz 1 000 lang, Abschlamms-Ausgang am Abscheider unten durch 30er Rohr mit Förderschnecke (Hin- und hergehend mit 25 Touren/'), Gas und Produktausgang unterhalb des Aufsatzes durch Kühler zum Abstreifer I (10 Ltr.-Volumen). Gas weiter 0,8 Ltr. Raschigturm (Strömung aufwärts) zum 0,8 Ltr. Abstreifer II, Entspannung über Dach, - Ofen 455 vom 28. 1. - 13. 2. 36; 13. 12. 36 - 27. 1. 37; Ofen 451 vom 31. 1. - 4. 2. 37; 6. 4. - 12. 5. 38; Ofen 411 vom 19. 5. - 7. 7. 1938.

Versuchs-Verlauf:

Versuchsgruppe A: Ofen 455:

20. 1. 1936; Laufender Versuch umgestellt auf K 1068²⁾ vom 15. 1. 1936; 90% technisch H₂SO₄ neutralisiert

1) Vom vorhergehenden Versuch: Zusammenstellung Nr. 13 0851 vom 16. Mai 1938.

2) Mathias Stinnes I/II/V, Carnap, Feinkohlen.

+ Rücklauföl¹⁾ (vom vorigen Versuch) (1 : 1) + 1,75 % K 5976²⁾
+ 0,06 % K 5146³⁾, kolloidal zum Brei; 8 kg Breidurchsatz;
Gas = Brei x 1,7. 1,9 % K 2182⁴⁾ kolloidal in Birne. Also ent-
sprechend dem Alter der Kohle und dem hohen Durchsatz große
Cl-Mengen. Nullgasdruck 300 atm., Temperatur Ofen 25 mV, ⁵⁾
Abscheider 0,7 mV unter Ofen. Kohle-Neutralisation vom vorigen
Versuch war beibehalten. Wärmeübergang in Vorheizung gut. Ände-
rung der Aufarbeitung, um das überschüssige Schweröl zu gewinnen:
Das gesamte Abstreifer-Schweröl wird gesammelt, dafür wird der
Abschlamm mit Abstreifer-Mittelöl verdünnt und zwar Abschlamm :
Mittelöl = 75 : 25.-

21. 1. 1936: Angerieben mit mittelöhlhaltigem Schlen-
deröl. Versehentlich Durchsatz zurück auf 7,6 kg.

Durchsatz
22. 1. 1936: Versehentlich weiter zurück auf 7,6 kg,
dann nach Richtigstellung wieder vor auf 8 kg. Da Schweröl-
überschuß im Ölgewinn anscheinend geringer als erwünscht, vor
auf 9 kg. Umgestellt auf neue Kohlensendung: K 1068 vom 20.1.36.
Da - scheinbar - noch zu wenig Schweröl-Überschuß anfällt, wird
zunächst noch die Hälfte des anfallenden Abstreifer-Schweröls
mit zur Abschlammverdünnung benutzt.

- 1) Beim vorigen Versuch Aufarbeitung: Abschlamm + gesamtes
Abstreifer-Schweröl geschleudert, Schleuder-Rückstand ge-
schwelt, Schwelöl zum Schleudern.
- 2) H_2O_2 .
- 3) SnO₂
- 4) Na_2CO_3
- 5) Klemmentemperatur 20°

23. 1. 1936: Wegen Aufstoßen des Rührers mit Öl kaltgefahren. 2x leergeschlammt.

24. 1. 1936: Unterer Linsenanschluß des Ofens ausgebaut, war zur Hälfte zu mit koksartiger Masse (285 g¹⁾). Der Linsenanschluß wurde durch ein Füllstück soweit ausgefüllt, daß unterhalb des Eingangs kein toter Raum ist.

25. 1. 1936: Ofen ausgebaut, da Rührer sich nicht bewegte. Rührer war im Aufsatz angebacken durch eine salzdurchsetzte Masse²⁾. Wieder eingebaut wie zuvor und angefahren wie zuvor, aber Wasserspülung auf Ofenkopf verstärkt, um NH₄Cl-Ansatz zu vermeiden.

26. 1. 1936: Mit Bresi wie zuvor, aber Durchsatz vor auf 9,5 kg, um mehr Schweröl-Überschuß zu erhalten. Wärmeübergang in Vorheizung hat sich durch die Abstellung etwas verbessert.

1) Analyse: 92% Festes, 64% Asche im Festen, 10,3% s-Asphalt in Py-CS₂-Lösl. Nach mikroskopischem Befund besteht das Feste aus zwei mit der Hand leicht trennbaren Typen, die eine vornehmlich aus FeS bestehend (Krusten von Apparatur), die zweite Koks. Wahrscheinlich ist die erste die Ursache für die zweite.

2) Insgesamt 335 g, bestehend aus 285 g Gries, 15 g Krusten und 35 g Brocken. Offensichtlich handelt es sich um Ammonsalze, die in den toten Raum heraufsublimiert sind. Nach dem mikroskopischen Befund scheint das mit hinauf sublimierte Öl in den Ammonsalzen verkocht worden zu sein. Nach den Analysen aber handelt es sich bei den Einschlüssen in den Salzen vornehmlich um Anorganisches:

Probe	%Festes m. Benzol	Im Festen % H ₂ O unlsl.	Im H ₂ O unlöslich:		In Asche % Fe ₂ O ₃	Art d. H ₂ O- lösl. Teils
			% C	% Asche		
Gries	84	74,5	3,5	85,5	94	NH ₄ Cl
Kruste	85	60	3,3	86,5	93	"
Brocken	83,3	57	12,5	78	67	"

Die Analyse bestätigt also, daß die primäre Ursache heraufsublimiertes NH₄Cl ist, dies hat auf seinem Sublimationsweg irgendwo die Apparatur angegriffen und sich so (über FeCl₂) mit Fe durchsetzt. Das mit hinauf sublimierte Öl ist z.T. verkocht.

23. 1. 1936: Wegen Aufstoßen des Rührers mit Öl kaltgefahren. 2x leergeschlammt.

24. 1. 1936: Unterer Linsenanschluß des Ofens ausgebaut, war zur Hälfte zu mit koksartiger Masse (285 g¹⁾). Der Linsenanschluß wurde durch ein Füllstück soweit ausgefüllt, daß unterhalb des Eingangs kein toter Raum ist.

25. 1. 1936: Ofen ausgebaut, da Rührer sich nicht bewegte. Rührer war im Aufsatz angebacken durch eine salzdurchsetzte Masse²⁾. Wieder eingebaut wie zuvor und angefahren wie zuvor, aber Wasserspülung auf Ofenkopf verstärkt, um NH₄Cl-Ansatz zu vermeiden.

26. 1. 1936: Mit Brei wie zuvor, aber Durchsatz vor auf 9,5 kg, um mehr Schweröl-Überschuß zu erhalten. Wärmeübergang in Vorheizung hat sich durch die Abstellung etwas verbessert.

1) Analyse: 92% Festes, 64% Asche im Festen, 10,3% a-Asphalt in Py-CS₂-Lösl. Nach mikroskopischem Befund besteht das Feste aus zwei mit der Hand leicht trennbaren Typen, die eine vornehmlich aus FeS bestehend (Krusten von Apparatur), die zweite Koks. Wahrscheinlich ist die erste die Ursache für die zweite.

2) Insgesamt 335 g, bestehend aus 285 g Gries, 15 g Krusten und 35 g Brocken. Offensichtlich handelt es sich um Ammonsalze, die in den toten Raum heraufsublimiert sind. Nach dem mikroskopischen Befund scheint das mit hinauf sublimierte Öl in den Ammonsalzen verkocht worden zu sein. Nach den Analysen aber handelt es sich bei den Einschlüssen in den Salzen vornehmlich um Anorganisches:

Probe	% Festes m. Benzol	Im Festem H ₂ O unsl.	Im H ₂ O-unlöslichen:		In Asche % Fe ₂ O ₃	Art d. H ₂ O- lösl. Teils
			% C	% Asche		
Gries	84	74,5	3,5	85,5	94	NH ₄ Cl
Kruste	85	60	3,3	86,5	93	"
Brocken	83,3	57	12,5	78	67	"

Die Analyse bestätigt also, daß die primäre Ursache heraufsublimiertes NH₄Cl ist, dies hat auf seinem Sublimationsweg irgendwo die Apparatur angegriffen und sich so (über FeCl₂) mit Fe durchsetzt. Das mit hinauf sublimierte Öl ist z.T. verkocht.

27. 1. 1936: Durchsatz weiter vor auf 12 kg. Zur Verbesserung der Neutralisation vor auf 2 % 2182.

28. 1. 1936: Weiter vor auf 2,1 % 2182. Da jetzt der Schweröl-Überschuß größer ist, wird nur noch 1/4 des anfallenden Abstreifer-Schweröles zur Abschlammaufarbeitung verwendet.

29. 1. 1936: Unverändert.

30. 1. 1936: Weiter vor auf 2,2 % 2182. Kein Abstreiferschweröl mehr zur Aufarbeitung, dafür Mittelölmenge erhöht auf Abschlamm : Mittelöl = 70 : 30.

31. 1. 1936: Weiter vor auf 2,4 % 2182. Leichte Verschlechterung des Wärmetübergangs in der Vorheizung, vielleicht wegen des langsam dicker werdenden Rücklauföles.

1. 2. 1936: Wegen zu hohen Asphaltspiegels zurück auf 11 kg.

2. 2. 1936: Weitere Verschlechterung der Vorheizung.

3. 2. 1936: Da der beabsichtigte Schweröl-Überschuß scheinbar erst bei 12 kg erhalten wurde, wieder vor auf 12 kg ohne Rücksicht auf den Asphaltspiegel. Weiters Verschlechterung der Vorheizung.

4. 2. 1936: Weitere Verschlechterung der Vorheizung; vielleicht wirkt dabei auch mit der infolge der Abänderung der Aufarbeitung stetig ansteigende Mittelölgehalt des Anreibeöls, wodurch die Austrocknungsgefahr auch schon in der Vorheizung akut wird.

5. 2. 1936: Unverändert.-
6. 2. 1936: Wegen zu starken Anreibeöl-Überschusses Durchsatz zurück auf 11 kg; zur Verminderung der Mittelölmenge im Anreibeöl Abschläm-Verdünnung zurück auf Abschläm : Mittel-
öl = 75 : 25.
7. 2. 1936: Unverändert.-
8. 2. 1936: Weiter zurück auf 10 kg. Außerdem, um mehr Schweröl überzutreiben, Gas vor auf Brei x 1,9.
9. 2. 1936: Unverändert.-
10. 2. 1936: Weitere Verschlechterung der Vorheizung.
11. 2. 1936: Unverändert.-
12. 2. 1936: Wärmeübergang wieder etwas verbessert, da in Auswirkung des niedrigen Durchsatzes das Anreibeöl dünner geworden ist.
13. 2. 1936: Weitere Verbesserung des Wärmeübergangs. Trotzdem kann wahrscheinlich auf die Dauer mit diesem Kohledrucksatz nicht gefahren werden, da der Asphaltspiegel reichlich hoch liegt, womit ein zu schlechter Schleudereffekt verbunden ist.
14. 2. 1936: Wegen Dringlichkeit anderer Versuche mit Öl kaltgefahren.
15. 2. 1936: Dreimal leergeschlammt, ging gut, Mengen gut, danach Ofen sauber.

Versuchsgruppe B: Ofen 455:

200000074

Anschließend an einen Versuch mit Braunkohle¹⁾.

10. 12. 1936: Ofen unter Druck Nullgas 250 atm. 5000 Ltr. über Dach, hochgeheizt; mit Einlauf 3 kg je Stunde Startöl; Rücklauföl vom Fahren von K 1013c²⁾ auf Benzin und Mittelöl + Mittelöl aus K 1013 (70 : 39)³⁾. Hochgeheizt.

11. 12. 1936: Bei 23,5 MV umgestellt auf Kohlebrei: K 1013c vom 20. 7. 1934, getrocknet und gemahlen + Startöl (1:1); Kohle : Abschamm = 1 : 0,5; 3 % K 6539⁴⁾ kolloidal zum Brei; Temperatur Ofen 25,5 mV, Birne und Abscheider 24 mV, 6 kg Kohledurchsatz; Gas = Kohle x 3. Es soll zunächst auf asphalthaltiges Heizöl gefahren werden. Die Temperatur wird sehr scharf genommen, um möglichst hohe Leistungen herauszuholen. Wegen der Unannehmlichkeiten, die die Verwendung von K 5976 mit sich bringt, wurde hier ein nicht korrodierender Katalysator benutzt, dieser aber in möglichst aktiver Form. Zur Erleichterung des Fahrens wurde zunächst mit einer C-armen Kohle gefahren. Um ein zu starkes Eindicken des Abschammes zu verhindern, wurde der Abscheider 1,5 mV unter dem Ofen gefahren. Um (durch Verdampfen des Mittelöls) zu hohe Breikonzentration im Vorheizler zu vermeiden, wurde Abschamm zurückgeführt. Wärmeübergang in Vorheizung: Mittelmäßig. Zur Aufarbeitung wird der Abstreifer gestrippt -215°. Der gestrippte

- 1) Zusammenstellung Nr. 12 3181 vom 20.10.37. Versuchsgruppe C: Hier Vorheizung: 6000 lg., Reakt.-Länge 3170, Reakt.-Vol. 11,6 Ltr. Tourenzahl d. Ofenrührers 18/'. Toter Aufsatz 1950 mm, gegen den Ofen abgeschlossen durch ein Abschlußblech, um Heraufsublimieren von Ammonsalzen zu verhindern. Tourenzahl des Abscheider-Lührers 24/'. Förderschnecke 18 Touren/'.
2) Steinkohle Brassert Nuß V.
3) Einmaliger Einsatz an Startöl: 600 kg.
4) Geschwefelte Luxmasse.

Abstreifer wird mit dem Abschamm vereinigt, die Mischung wird bei 80°C ¹⁾ geschleudert, der Schleuderrückstand wird geschwelt, das Schwelöl geht zur nächsten Schleudercharge. Das nicht zum Anreiben benutzte Schleuderöl wird zur stärkeren Entfernung der Asche nochmals, aber bei 180°C, geschleudert. Dieses Schleuderöl wird als Heizöl gesammelt. Das Benzin wurde sehr hoch abgeschnitten, um die Klopfestigkeit der oberen Fraktionen ausnützen zu können.

12. 12. 1936: Leichte Verschlechterung der Vorheizung wohl durch Einfahren.

13. 12. 1936: Da der Abschamm reichlich dick geworden war, wurde die Temperaturspanne zwischen Ofen und Abscheider auf 2 mV erhöht. Mit Rücklauföl >215° statt Startöl als Anreibeöl.

14. 12. 1936: Leichte Verbesserung des Wärmeübergangs vielleicht als Auswirkung des Rücklauföles.

15. 12. 1936: Vorübergehend mit Startöl wegen Stromstörung. Dadurch wieder leichte Verschlechterung der Vorheizung.

16. 12. 1936: Unverändert.-

17. 12. 1936: Zur Vorbereitung auf höheren Durchsatz Ofen vor auf 26 mV.

18. 12. 1936: Zur Erzielung höherer Leistung Durchsatz vor auf 7,5 kg.

¹⁾ d.h. bei niedriger Temperatur, um die Verdampfung des Mittelöls möglichst niedrig zu halten, d.h. die Ölverluste im Kreislauf gering zu halten.

19. 12. 1936: Unverändert.

20. 12. 1936: Da der Ofen auf Gasteilung umgebaut werden soll, mit Öl kaltgefahren. Das Leerschlammen ging zunächst ziemlich schwierig. An sich hat der Versuch gezeigt, daß man unter den vorliegenden Bedingungen wahrscheinlich auf die Dauer fahren kann.

21. 12. 1936: Insgesamt drei ^{mal} leergeschlammt. Mengen gut. Entspannt. Zwischen Schlange und Ofen gelöst. Schlange hat nach Literung nur 68% des Wertes vor dem Versuch. Grund der Schlangenverschlechterung kann nicht angegeben werden. Schlange mit Luft und Wasser bei 26 mV ausgebrannt.

22. 12. 1936: Schlosserarbeiten.

23. 12. 1936: Es wurde Gasteilung für die Vorheizung vorgesehen, um festzustellen, mit wie wenig Gas ohne Schädigung der Vorheizung durch die Vorheizung gefahren werden kann. Dies war insbesondere für Scholven wichtig, da dort in dem mit wenig Gas betriebenen Breiteil kein Angriff beobachtet wurde im Gegensatz zu dem mit viel Gas gefahrenen. ^{Der} Aufheizung des Gases dient eine NS-Schlange 10 x 23 x 6000 Auf und ab im elektrisch beheizten Luftbad. Schlange im Bleibad (für Brei + Gas) verlängert auf 10 x 23 x 10 000 V₂A. Tourenzahl des Ofenrührers 30/1, der Förderschnecke 28/1.

24. 12. 1936: Unter Druck Nullgas 250 at, 10 000 Ltr. über Dach, davon ca. 60% "Breigas". Mit Einlauf 6 kg/Stunde Rücklauföl und hochgefahren.

25.12. Ca. 70% Breigas. Bei 23,5 MV umgestellt auf Brei: K 1013c v. 24.7.34 getrocknet + Rücklauföl \rightarrow 215°(1:1); Kohle: Abschamm = 1:0,5; Kohledurchsatz 6 kg, Ofen 25,5 MV, Birne und Abscheider 23,5 MV. Gas x 3. 1,5% Kontakt koll. zum Kohlebrei, dafür 1,5% 6539 koll. hinter Vorheizung. Die Unterteilung des Kontaktes wurde vorgenommen, da der ~~Kontakt~~ Verdacht bestand, dass die beim vorhergehenden Versuch beobachtete Verkrustung der Schlange auf die Mitwirkung von Kontakt zurückzuführen ist.

26.12. Durchsatz vor auf 7,5 kg, entsprechend Ofen vor auf 26 MV; Kohle : Abschamm = 1:0,75, also Temperatur wie im vorigen Versuch; Abschammrückführung erhöht zur Schonung der Schlange. Ohne Kontakt zum Brei, dafür 3% in Übergang Schlange - Ofen.

27.12. Durch die Gasteilung fallen die durch das Abschlammen und Produktabzapfen verursachten Schwankungen in der Breischlange weg und zeigen sich in der Gasschlange, da hier das Gas ungedrosselt hereingeht, in die Breischlange aber gedrosselt.

28.12. ca. 50% Breigas, um dem Fahren mit wenig Breigas näher zu kommen. Da das Interesse an asphalthaltigem Heizöl zu Gunsten von asphaltfreiem zurückgetreten war, wurde die Aufarbeitung in folgender Weise geändert: Prod.dest. in Benzin -215°C, Mittelöl 215-325°C und Rückstand über 325°C (letzterer gesammelt). 65 Teile Abschamm + 35 Teile Mittelöl geschleudert, Schleuderrückstand geschwelt, Schleuderöl+Schwelöl = Rücklauföl.

29.12. Unverändert.

30.12. Bei einer Druckdifferenz von 1,8 at in der Breischlange beträgt die Amplitude 0,6 at. Die Schwingungszahl beläuft sich auf 9-11/'. Also auch bei dieser Gasteilung treten die durch die Quellung bedingten Stauungen in der Breischlange auf, während - wie schon erwähnt- die sich überlagernden Schwankungen durch die Ofenbedienung in der Gasschlange ausgepuffert werden.- Umgestellt auf das neue Anreibeöl.

31.12. Breigas weiter zurück auf ca. 30%. Durch diese Gasänderung ist die Druckdifferenz in der Breischlange auf 2,0, die Amplitude auf 0,8 at angestiegen.-

1.1.1937: Wegen Verstopfung der Abschlammpumpen vorübergehend umgestellt auf Öl. Breischlange dadurch etwas gesäubert.-

2.1. Unverändert.

3.1. Unverändert.

4.1. Breigas weiter zurück auf ca. 20%; dadurch aber wurde infolge des dadurch verringerten Abbaus der Abschlammpumpe zu dick, so dass wieder auf ca. 30% heraufgegangen werden musste. 30% ist also die unterste Grenze.

5.1. Nachdem die untere mögliche Grenze des Breigases ermittelt war, wurde wieder die grössere Breigasmenge (ca. 70%) gefahren, mit der befriedigende Werte erhalten worden waren. Nach dem Vergleich mit dem früheren Versuch mit 70% Gas scheint die Breischlange durch die Gasversuche etwas gelitten zu haben. Wegen zu schlechten Schleuder-effekts für die Aufarbeitung Abschlammpumpe + Mittelöl = 60:40, also Vermehrung des Mittelöles.

Außerdem

6.1. Durchsatz zurück auf 6,5 kg und um weniger Schweröl überzutreiben, Birne und Abscheider zurück auf 23 MV. Mit dem Anreiböl 60:40. Da auch durch die Änderung des Drucks und der Abscheider-temperatur eine genügende Verbesserung des Schleuder effekts erwartet wurde, Aufarbeitung wieder 65:35.-

7.1. Unverändert.

8.1. Unverändert.

9.1. Änderung der Aufarbeitung: Abschlammpumpe + Mittelöl = 1:1, um besser schleudern zu können und um das neugebildete Öl mehr nach den Seiten des Benzins und Schweröls zu verschieben, womit ein wirtschaftlich günstigeres Ergebnis erwartet wird. Durch die erhöhte Gasmenge scheint sich die Breischlange wieder etwas verbessert zu haben.

200000079

- 10.1. Unverändert.
- 11.1. Weitere Verbesserung der Schlange.
- 12.1. Unverändert.
- 13.1. Birne und Abscheider um 0,5 MV erhöht, um mehr überzudestillieren; der Anreibeöl-Vorrat war angestiegen.
- 14.1. Birne und Abscheider weiter um 0,5 MV erhöht. Weitere Verbesserung der Schlange.
- 15.1. Unverändert.
- 16.1. Vorübergehend bei niedrigerer Temperatur wegen Frischgasstörung. Birne und Abscheider wieder zurück auf 23,5 MV, da der Abschläm zu dick wurde und auch zur Vorbereitung einer anderen Aufarbeitung.
- 17.1. Unverändert.
- 18.1. Birne und Abscheider weiter zurück auf 23,0 MV. Wieder auf die frühere Aufarbeitung zum Fahren auf asphalthaltiges Heizöl umgestellt. Abschläm mit Abstreifer $>215^{\circ}\text{C}$ im Anfallverhältnis gemischt und bei 80°C geschleudert. Schleuderöl z.T. als Anreibeöl benutzt, zum anderen Teil zum zweiten Mal (bei 180°C) geschleudert und als Heizöl gesammelt.
- 19.1. Wegen Aufstossen des Rührers mit Öl kaltgefahren und dreimal leergeschlammt bei 200 at.
- 20.1. Wieder vor auf 250 at und wieder hochgefahren. Wieder umgestellt auf Kohlebrei wie zuvor mit neuem Rücklauföl, Durchsatz 7 kg, Gas $\times 3$, ca. 70% Breigas, Ofen 26 MV, Abscheider 23 MV, Rührer ist in Ordnung.
- 21.1. Unverändert.
- 22.1. Verschlechterung der Schlange aus unbekanntem Grund.
- 23.1. Da der Aschegehalt des Heizöles beim Schleudern zu schlecht war und auch das Rücklauföl zu festhaltig war, wurde der Kohledurchsatz auf 6,5 kg zurückgenommen.

24.1. Unverändert-

200000080

25.1. Unverändert.

26.1. Unverändert-

27.1. Unverändert-

28.1. Wegen undichter Abschlammentile mit Öl kaltgefahren bei 200at dreimal leergeschlammt, dann wieder unter Druck 250.at, mit Rücklauföl hochgefahren.-

29.1. Umgestellt auf Kohlebrei wie zuvor, aber Kohledurchsatz nur 6 kg.

30.1. Fortsetzung des Fahrens des Ofens auf Benzin + Mittelöl.

Versuchsgruppe C Ofen 451; 1)

29.1.1937: In Ergänzung der Versuche in Versuchsgruppe A soll hier mit einer ähnlichen Kohle bei 600 at H_2 gefahren werden. Unter Druck Nullgas 600 at 5000 ltr. über Dach. Mit Einlauf: Startöl = P 1214²⁾ vom 23.5.1936 + Rücklauföl 455 vom 19.1.1937 (Versuchsgruppe B) (2:1); 5 kg/Std. Hochgeheizt auf 23,5 MV.

30.1. Umgestellt auf Kohlebrei: K 1086³⁾ vom 30.11.1936 getrocknet + Startöl (1:1); Kohle: Abschlamme = 1:0,75; 5,5 kg Kohle/Std.; Gas x 3; 3% Kontakt 6539 koll. in Übergang Schlange → Ofen; Gas = Kohle x 3; Temperatur Ofen 25 MV, Abscheider 23 MV.

- 1) Breischlange hier nur 5000 lang.
- 2) Hibernia-Anreiböl von Rütgerswerke A.G., Raunzel
- 3) Gelsenkirchener Bergwerks AG, Schachtanlage Nordstern Feinkohle.

31.1. Zur Annäherung an die beabsichtigte Reaktionstemperatur Ofen vor auf 25,5 MV; Abscheider vor auf 24 MV, um mehr überzudestillieren. Zur Aufarbeitung wird das Produkt destilliert in Benzin - 215°C, Mittelöl 215-325°C und Schweröl über 325°C. Benzin und Schweröl werden gesammelt sowie das nicht zum Schleudern benötigte Mittelöl. Der nicht direkt zurückgeführte Abschläm wird mit Mittelöl 65:35 verdünnt und geschleudert. Schleuderrückstand wird geschwelt. Schwelöl zum Schleudern, Schleuderöl ist Rücklauföl. Rücklauföl eingesetzt.

1.2. Vorübergehend mit Öl bei niedriger Temperatur wegen Undichtigkeit eines Produkt-Absapfventils. Abscheider weiter vor auf 24,5 MV.

2.2. Ofen weiter vor auf 26 MV, Abscheider belassen auf 24,5 MV.

3.2. Zur Verstärkung des Überdestillierens aus dem Abscheider Gas vor auf Kohle π 3,2. Ofen vorübergehend auf 27 MV; Temperatur ist nicht leicht zu fahren; Ofen wohl nicht geschädigt.

4.2. Vorübergehend mit Öl wegen Breispumpenstörungen. Druck vorübergehend zurück auf 540 at; Ofen wohl nicht geschädigt. Weiterfahren auf Benzin+Mittelöl.

Versuchsgruppe D, Ofen 451.:

31.3.1938: Ofen unter Druck Nullgas 600 at, 5000 Ltr. über Dach. Mit Einlauf: Anreibeöl (=Rücklauföl ^{aus} \sqrt{K} 1090 vom Fahren auf Benzin+Mittelöl) + Mittelöl (70:30) und Temperatur hochgefahren.-

1.4. Umgestellt auf Kohlebrei. K 1090¹⁾ vom 9.8.1937 geschrotet, gemischt mit 1,2% 1181²⁾ und 1,5% 6512³⁾, dann getrocknet und gemahlen, dann gemischt mit 0,8% 6709⁴⁾ < 2500er Sieb + Anreibeöl (1:1), Kohle:Abschlamm = 1:1, Kohledurchsatz 6,5 kg/Std; Gas = Kohle x 3; Temperatur Ofen 26 MV, Abscheider 25,3 MV. Aufarbeitung: Produkt destilliert in Benzin -200°C, Mittelöl 200-325°C, Schweröl über 325°C. Benzin und Schweröl vollständig gesammelt, Mittelöl z.T. zum Schleudern. Der nicht zur Rückführung benutzte Abschlamm wird mit Mittelöl 1:1 verdünnt, die Mischung geschleudert, Der Schleuderrückstand wird geschwelt, das Schwelöl geht zum Schleudern. Das Schleuderöl ist das Rücklauföl.

2.4. Spanne zwischen Ofen- und Abscheidertemperatur erhöht auf 1,5 MV, um den Abschlamm nicht zu stark einzudicken.

3.4. Da diese Erhöhung der Spanne zu viel war, Spanne wieder erniedrigt auf 1 MV. Anreibung mit Rücklauföl.

4.4. Da (in Konkurrenz gegen Pott-Winkler) auf etwa 50% Schwerölüberschuss gefahren werden soll, wird der Kohledurchsatz auf 8 kg erhöht. Zurück auf Kohle:Abschlamm = 1:0,5, da dies nach dem Verhalten der Vorheizung als ausreichend betrachtet wird.

5.4. Unverändert.

6.4. Unverändert.

- 1) Gelsenkirchener Bergwerks AG Zeche Nordstern 3/4 Flöz Donar II
- 2) FeSO₄ 7aq
- 3) Bayermasse
- 4) Na₂S (Sulfigran).

7.4. Kohledurchsatz weiter vor auf 9 kg. Da der Abscheider schon bisher überlastet war, wurde die Abschlammrückführung auf 1:0,3 zurückgenommen, was hinsichtlich der Vorheizung eben noch möglich erschien. Um bei der verminderten Abschlammrückführung zu starke Eindickung des Abschlamms zu verhindern, wird die Temperaturspanne Ofen - Abscheider auf 1,5 MV erhöht. Änderung der Aufarbeitung: Produkt destilliert in Benzin -215°C , Mittelöl $215-325^{\circ}\text{C}$, da wahrscheinlich auf dieses höher abgeschnittene Benzin noch der 5615¹⁾ - Raffination zugänglich ist. Ausserdem zum Schleudern Abschlammmittelöl = 60:40, da die neugebildete Mittelölmenge niedriger war als erwünscht und somit eine Vermehrung der neugebildeten Mittelölmenge durch Verminderung der Mittelölmenge im Anreibeöl angestrebt werden sollte.

8.4. Kohledurchsatz weiter vor auf 10 kg, Temperatur entsprechend weiter vor auf Ofen 26,2 MV. Mit Rücklauföl Abschlammmittelöl über 215°C = 60:40.

9.4. Unverändert.

10.4. Unverändert.

11.4. Infolge der hohen Belastung war der Ofen sehr unruhig und ging vorübergehend auf 28 MV hoch. Deshalb zeitweise mit Öl. Ofen wohl nicht geschädigt. Zur Vermeidung der Überlastung zurück auf Ofen 26,0 MV, 9 kg Kohledurchsatz.

12.4. Unverändert.

13.4. Ofentemperatur wird zwischen 25,5 und 26,3 MV so gefahren, dass zwischen 32 und 38% Abschamm anfallen.

14.4. Unverändert.

15.4. Wegen zu unruhiger Ofentemperatur (sehr hohe Wärmetönung) Durchsatz weiter zurück auf 8,5 kg.

1) Ni-W-S-Kontakt.

200000084

- 16.4. Unverändert.
- 17.4. Zur genauen Einstellung des Anreibeöl-Gleichgewichts wird durch Temperaturregulierung auf 34-42% Abschamm gefahren.
- 18.4. Unverändert.
- 19.4. Zur Verminderung der Kontakt-Kosten 6709 zurück von 0,8 auf 0,3%. Dies führt zu einer deutlichen Verschlechterung des Wärmeübergangs in der Vorheizung.
- 20.4. Unverändert.
- 21.4. Gefahren auf 34-40% Abschamm. Vorübergehend mit Öl wegen Breipumpenstörungen. Schlange hat durch die Pumpenstörungen etwas gelitten.
- 22.4. Unverändert.
- 23.4. Unverändert-
- 24.4. Unverändert-
- 25.4. Unverändert-
- 26.4. Unverändert.
- 27.4. Wegen Undichtigkeit der Stopfbüchse des Ofenrührers mit Öl kaltgefahren.
- 28.4. Ofen dreimal leergeschlamm¹⁾, Abschamm-Mengen gut, entspannt, Ofenrührer ausgebaut; praktisch sauber. Rührer repariert und wieder eingebaut. Wieder unter Druck 600 at, 5000 Ltr. über Dach und angeheizt.

1) Analyse Abschlamml: 5,6% Festes mit 25,1% Asche, d.h. es hat praktisch kein Absitzen im Ofen stattgefunden.

29.4. Mit Einlauf: Anreibeöl 5 kg/Std., hochgefahren auf 23,5 MV. Umgestellt auf Kohlebrei wie zuvor. Durch die Abstellung scheint die Schlange geschädigt worden zu sein.

30.4. Unverändert.

1.5. Unverändert.

2.5. Unverändert.

3.5. Nach dem Verhalten am Ofen hat sich durch die Kontakt Verringerung die Reduktion etwas verschlechtert.

4.5. Da von Welheim behauptet worden war, dass 1) nur junge Kohlen direkt wirtschaftlich seien und 2) aus alten Kohlen nur über Extrakt gutes S-Benzin hergestellt werden könne, sollte alte Kohle direkt auf Benzin und Heizöl hydriert werden. Umgestellt auf K 1086 vom 20.11.1936. Der Wärmeübergang in der Vorheizung ist bei der neuen Kohle deutlich schlechter.

5.5. Da der Abschlamm zu dick wurde, und die Abschlamm-% nicht mehr zu halten waren, wurde auf 7,5 kg zurückgefahren. Wegen der Verschlechterung der Schlange wurde Kohle: Abschlamm erhöht auf

1:0,5. 6.5. Die Veränderungen der Betriebsbedingungen haben keine Verbesserung der Schlange gebracht.

7.5. Unverändert.

8.5. Unverändert.

9.5. Wegen unregelmässigen Arbeitens der Breipumpen ging die Ofentemperatur vorübergehend hoch auf 27,7 MV; Ofen wohl nicht geschädigt.

10.5. Abschlamm-% auf 36-42% gefahren. Starke Verschlechterung der Vorheizung.

11.5. Da der Abschlamm zu dick wurde, Durchsatz zurück auf 7 kg.

12.5. Weitere Verschlechterung der Schlange. Nach dem

Anschein am Ofen sind bei der alten Kohle im Vergleich zur jungen die Spaltung wesentlich geringer, die Asphalt-Reduktion schlechter, die Vergasung höher; ausserdem verschlechtert sich die Schlange bei der älteren Kohle rascher als bei der jüngeren. Der Gleichgewichtszustand ist anscheinend bei dem Versuch mit der älteren Kohle noch nicht erreicht, sodass nicht gesagt werden kann, welcher Kohledurchsatz auf die Dauer gefahren werden kann.

13.5. Ofen mit Öl kaltgefahren, um wegen der schlechten Leistung Schlange den Versuch in einem anderen Ofen fortzusetzen. Ofen leergeschlammt¹⁾; nach Abschlämm-Mengen Ofen sauber.

17.5. Förderschnecke ausgebaut; sauber.

1) Analyse von Abschlämm-I: 7,9% Festes mit 37,7% Asche.
 Das Abschlammen ging etwas schwierig. Siebanalyse des Festen:
 Maschen/ qcm: 100 400 900 2500 4900 10000 12000 16400
 % Rückst. add. 15 36 43 53 55 61 62 52,5
 Die Menge des Abgesetzten ist also nicht gross, aber das Abgesetzte ist recht grob, sodass sich damit die Schwierigkeiten des Ofenabschlammens erklären.