

3440 - 30/5.01 - 17

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Höllen

Döring

Schaffgotsch-Benzin

Odertal

13. + 14.4.44

Hagemann
Schuff/Heweling
Feist
Gaserzeugung

Schaffgotsch:

- Dir. Drees
- Dr. Koch (Betriebsleiter)
- Dr. Dormann (Arbeitseinsatz)
- Behsen (Werkstattleiter)
- Sauer (Wassergasanlage)
- Bösch (Assistent Dr. Koch)
- Hajek (Synthese)
- Dr. Kasper (Labor)

Ruhrchemie, Döring

Dö/Gst

20. Mai 1944

Betrifft: Wassergasanlage

Gelegentlich einer privaten Reise machte ich einen Besuch bei Schaffgotsch-Benzin. Ich hatte Gelegenheit mit den betreffenden Herren über den Betrieb der Wassergasanlage zu sprechen und mir den Betrieb im einzelnen anzusehen. Weiter wurde über die Reparaturarbeiten in der Wassergasanlage in Verbindung mit einem Prämien- bzw. Akkordsystem gesprochen.

Die Wassergasanlage besitzt 7 Pintsch-Generatoren, von denen der siebte erst vor kurzem in Betrieb kam und bei dem die Erfahrungen der Firma P i n t s c h, besonders der letzten Zeit, verwertet worden sind. Die Generatoren haben Roste mit den bekannten Rührbalken und Kühlmitteln von ca. 0,5 m Höhe im unteren Teil des Generators. Zwei Generatoren arbeiten auf einem Abhitzekegel. Jede Gruppe besitzt für sich einen Ausblasesutzen, sodass auch die beiden Gruppen ohne Kessel gefahren werden können. Eine Gruppe hat weiter eine Zündkammer, eine Tauchvorlage und einen Wascher. Die Anlage arbeitet voll automatisch. Es fällt auf, dass besonders wichtige Schieber (Sekundärwindschieber, Hauptwindschieber und Kokegasschieber) als Doppelgehäuseschieber ausgeführt worden sind und für ausreichende Entlüftung dieser Schieber gesorgt worden ist. Trotzdem halten erfahrungsgemäß diese Schieber ebensowenig dicht wie die unserigen. Besondere Schwierigkeiten hat man an den großen Gasabsperrschiebern zwischen Zündkammer und Abhitzekegel, die wassergekühlt sind. Hier treten oft Risse im Gehäuse auf, sodass Wasser in die Gasleitungen bzw. in den Abhitzekegel läuft. Die Reparatur und die Überholung dieser Schieber kann nur in B r e s l a u durchgeführt werden. Weitere Störungsquellen liegen besonders im Abhitzekegel, wo durch den hohen Staubgehalt des Gases sich oft die Rauchrohre verstopfen. Weiter hat man laufend Undichtigkeiten an den Dampfüberhitzern vom Abhitzekegel, die direkt im Blasegasstrom liegen. Bei der neuen Gruppe 7 hat man das Problem dadurch gelöst, dass man den Dampfüberhitzer in einer besonders vorgeschalteten Kammer einbaute. Weiter besitzen die Zündkammern, die Vorlage und der Abhitzekegel Einrichtungen, um den

Durchschrift

b.w.

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Zentrum für Kohlenverarbeitung
Oberhausen-Holten

Lehndt

Der verarbeitete Koks stammt von der nebenan gelegenen Kokerei. Die Koksrohle selbst kommt aus G i e s s e n. Bei Verarbeitung dieses Kokses Brech I und II und Koks gas spaltung rechnet man mit einer Generatorleistung pro Generator-Betriebsstunde von 7.500 bis 8.000 Nm³. Man ist jedoch oft gezwungen, auch Brech III zu verarbeiten. Da dieser Koks sehr leicht fliegt, muss der Wind zurückgenommen werden. Hierdurch und durch das Kleinkorn an sich geht die Leistung auf 6.500 Nm³ zurück. P i n t s o h hatte seinerzeit einen Kohlenstoffverbrauch (Mindest C-Gehalt 82 %) von 0,410 kg C/Nm³ Sygas garantiert. Bei einem beträchtlichen Kohlenstoffgehalt von 75 % ergibt das einen Rohkoksverbrauch von 0,550 kg pro Nm³ Sygas. Der garantierte Koks gasverbrauch war 0,28 Nm³/Nm³ Sygas. Der tatsächliche Koksverbrauch liegt um mindestens 10 % höher als der garantierte Wert und ebenso der Koks gasverbrauch um 8 %. Das wird darauf zurückgeführt, dass insbesondere der Aschegehalt grosser Schwankungen unterworfen ist und ebenso der Staubgehalt einen enorm hohen Anteil hat. Weiter muss man damit rechnen, dass bei einer Gasabgabe von 35.000 Nm³ mindestens 30 - 40 % Brech III verarbeitet werden müssen. Alle diese Faktoren beeinflussen die Leistung und den Koksverbrauch. In der Zeit von Oktober 1941 bis April 1942 bewegte sich der Wassergehalt im Koks beispielsweise zwischen 9,7 und 14,4 %, der Aschegehalt zwischen 8,77 und 11,45 %. Der Kohlensäuregehalt im Koks gas schwankt zwischen 6 und 7 %, im Wassergas zwischen 7,0 und 7,5 %. Der Stickstoffgehalt des Synthesegases ist stark schwankend zwischen 6 und 7 %. Um die Schwierigkeiten bei plötzlich auftretendem hohen Aschegehalt nach Möglichkeit auszuschalten, hat man eine Aschebestimmungsschnellmethode eingeführt. Wird auftretender hoher Aschegehalt festgestellt, so vergrössert man den Rostvorschub und verlängert die Back-Run-Zeit. Grundsätzliche Änderungen des Kokses kann man nicht herbeiführen, da die Kohlenflöze selbst schwankenden Aschegehalt aufweisen.

Im Betrieb sind 58 Mann eingesetzt. Für die Reparatur rechnet man insgesamt 70 Mann, von denen 30 an den Generatoren selbst laufend beschäftigt werden. Die übrigen sind mit der Überholung der Apparate und Maschinen in der Hauptwerkstatt beschäftigt, als Schmiede, Schlosser, Dreher, Hobler, Fräser usw. Alle Reparaturen werden selbst durchgeführt, nur die ganz grossen Gasschieber schafft man zur Firma F r a m o - Breslau. Die Beschaffung der Ersatzteile ist sehr schwierig, insbesondere dadurch, dass eine günstig gelagerte Industrie dort unten fehlt. Die handwerkliche Leistung dieser Reparaturmannschaft ist sehr mässig, insbesondere, da man bei Inbetriebnahme des Werkes zu Anfang des Krieges nur auf die Bevölkerung im Umkreis des Werkes zurückgreifen konnte. Ein hoher Prozentsatz setzt sich aus Polen zusammen, die zum Teil auch schlecht deutsch sprechen. An Ausländern sind nur einige Franzosen tätig. Die Überholungsdauer eines Generators beträgt etwa 4 - 6 Wochen. Man bemüht sich, ein bestimmtes Programm durchzuführen, das leider infolge der vielen Schwierigkeiten am Rost nicht immer möglich ist. Die Reparatur der Abhitzekegel nimmt ebenfalls viel Zeit in Anspruch. Darauf wird jedoch keine Rücksicht genommen, sodass bei meinem Dortein alle Abhitzekegel bis auf den von Generator 7 ausser Betrieb waren. Hier sei eingeflochten, dass das Fehlen dieser Kessel naturgemäss eine stärkere Beanspruchung der übrigen Dampfkraftanlage bedingt und dort ebenfalls wieder die Reparaturen nicht so durchgeführt werden können, wie man es gerne wünscht.

Mit den Herren wurde dann über die Reparaturarbeiten gesprochen. Man führt dort die Überholungsarbeiten an den Generatoren unter Auswurf einer Prämie durch. Die bis jetzt durchgeführte Prämie beträgt 400 M und gilt für 5.400 Arbeitsstunden. Diese Prämie erhalten die 20 Leute, die ausschliesslich an den Generatoren arbeiten. Bei einer Annahme, dass die Arbeiten in 30 Tagen abgeschlossen sein sollen, ergeben sich 30 x 20 x 9 = 5.400 Arbeitsstunden. Werden grössere Arbeiten nicht durchgeführt, wie z. B. das Absenken des Generatorunterteils, dann werden hier-

b.w.

anfallenden Staub laufend auszuspülen. Diese arbeiten ähnlich wie unsere Blasegasvorlagen. Mit diesen Spüleinrichtungen hat man gute Erfahrungen gemacht und will die an den anderen Gruppen vorhandenen Kratzbänder an den Abgasstaubscheidern der Ausblasestutzen demontieren und dadurch ersetzen. Eine Erweiterung der Kläranlage ist im Zusammenhang damit ins Auge gefasst.

Im allgemeinen scheint mir, dass man an den Generatoren noch mehr Reparaturarbeit hat als bei uns. Insbesondere wirkt sich der hohe Aschegehalt des Kokes (schwankend zwischen 9 und 17 %) derart ungünstig aus, dass laufend mit grösseren Schlackeansätzen gerechnet werden muss. Wird die Schlacke etwas fest, so versucht der Rührbalken, die Schlacke anzuhäufen oder vor sich herzuschieben. Die dabei auftretenden Kräfte sind so gross, dass laufend Schwierigkeiten am Rostantrieb auftreten, besonders durch das Ausbrechen der Zähne und Abnutzung der Schnecke. Hierbei sei erwähnt, dass bei Verschlackung in unseren Generatoren der Rost sich wie unter einem Himmel drehen kann, ohne dass übermässige Kräfte auftreten. Die Firma P i n t s c h hat die Rostantriebe von ihren früheren einfachen Drehrosten übernommen, ohne besondere Verstärkungen vorzusehen. Die Erfahrungen zeigen, dass die ganze Geschichte kräftiger ausgeführt werden muss. Die Arbeiten hierfür sind im Gange. Weiter sind die Staublegerungen im Generatorunterteil so gross und zum Teil auch so fest, dass mehrere Male ein Kanten des Rosttellers mit dem Rührbalken eintrat. Hierdurch wurde die Stopfbüchse im Innern des Unterteils beschädigt, die zur Abdichtung der Kühlwasserzuführung zum Rührbalken dient. Hierdurch und auch durch andere Ursachen wurde mehrfach die Kühlung des Rührbalkens unterbrochen, sodass eine Entkohlung des Materials eintrat und dadurch Risse. Die Schweissung des entkohlten Materials ist schwierig durchzuführen. Sie ist nicht haltbar. Das Brechen der Schlacke zwischen dem Rührbalken und dem bereits erwähnten Kühlmantel, der mit besonderen Rippen versehen ist. An dieser Stelle ist laufend starker Verschleiss. Die Kühlmantel müssen ca. alle 2-3 Jahre ausgewechselt werden. Das setzt ein Absenken des ganzen Rostunterteils voraus. Risse am Mantel treten laufend auf. Wenn das einen grösseren Umfang angenommen hat, wird der Mantel ausgewechselt.

Die Beschickungseinrichtung sitzt ungünstig auf dem Generator, sodass der einzufließende Koks zum Teil am oberen Mauerwerk entlang rutscht und dieses stark verschleisst. Die Beschaffung von verschleissfesten Steinmaterialien ist schwierig. Zum Teil besitzen die Beschickungseinrichtungen innen keine verschleissfeste Auskleidung mehr. Man hilft sich durch Planken. Die obere Verschlusskonstruktion besteht aus einer schwenkbaren Klappe, die sich in die Schleusenkammer hinein nach oben öffnet. Ist die Beschickung geschlossen, so wird der Deckel also durch den auftretenden Gasdruck gegen seine Dichtung gepresst. Die Glocke und der Sitz waren anfangs gekühlt. Hiervon ist man aber wieder abgegangen. Die Undichtigkeiten an den Beschickungen haben den selben Umfang wie bei uns. Da der Koks zwischen 3 und 5 % Staub enthält, ist der Beschickung ein Schwingblech vorgeschaltet.

Gasleitungen, Vorlage und Wascher besitzen keine säurefesten Auskleidungen, ebenso die Holzgasführenden Leitungen keine Schamotteauskleidungen, sodass an einigen Stellen der Anlage starke Strahlungen auftreten. Schwierigkeiten durch das Fehlen dieser Auskleidungen sind angeblich bisher nicht aufgetreten.

Die Generatoren selbst sind so angeordnet, dass der Schlackenabzug direkt in Eisenbahnwagen erfolgen kann. Die Schlacke ist sehr heiss und muss sorgfältig abgespritzt werden. Die Abfuhr erfolgt auf eine in der Nähe gelegene Schlackenhalde. Man beabsichtigt jedoch eine Aufbereitungsanlage zu errichten nach dem Vorbild von R u h e i n - p r e u s s e n. Den Auftrag soll die Firma K o l b e k e r & C o. Humboldt-Werke erhalten. Der abgegebene Staub von der Siebeinrichtung

für 1.200 Arbeitsstunden abgesetzt und die Prämie von 1.200 ^{Arbeitsstunden} vermindert sich verhältnismässig, normalerweise entsprechen die 1.200 ^{Arbeitsstunden} bei 20 Mann einem Verdienst von 20 M pro Überholung und Mann. Wird die Arbeit früher oder später fertig, so steigt die Prämie bzw. fällt je Tag um 1 M pro Mann. Man hat mit diesem System gute Erfolge erzielt. Die Leistungen der Werkstatt sind jedoch nicht so, dass die anfallende Arbeit auch immer termingerecht fertig wird. Eine Prämie hierfür auszusetzen ist jedoch im Einzelfall nicht durchführbar und würde einen grossen Aufwand an Aufsichtspersonal und Vorarbeit bedingen. Die Leute hierfür stehen nicht zur Verfügung. Ich beschrieb den Herren das Wesen und die Organisation unseres Akkordsystems und machte auch auf die Mängel aufmerksam. Neben einem grösseren Stab an Kalkulatoren ist auch für die Beschaffung der Unterlagen eine grössere und längere Vorarbeit zu leisten. Auf Grund unserer Erfahrungen bei der Rohrhamie kann nicht gesagt werden, dass hierdurch ein Mehr an Leistung herausgeholt wird. Insbesondere ist ein engmaschiges Überwachungsnetz notwendig, um Betrügereien, etc. zu verhindern. Die Durchführung des Akkord setzt den guten Willen, Tüchtigkeit und Gewissenhaftigkeit der Meister und Vorarbeiter voraus, die in der heutigen Zeit leider nicht immer gegeben sind. Herr Direktor D r e e s betonte, dass er wegen der Kleinheit seiner Anlage an eine Wirtschaftlichkeit dieses Aufwandes nicht glaubt. Insbesondere machte Herr D r e e s von der Werkstatt darauf aufmerksam, dass er aufgrund seiner Erfahrungen in einer Briquetfabrik ebenfalls an den Erfolg der Arbeiten im Akkord nicht glaubt.

Analysen - Monatsdurchschnitte

Monat Oktober 1942

Generatoren

	H ₂ O	Asche	C	H ₂	S
1.) <u>Einsatzkoks</u> 4,10 %		9,40 %	84,14 %	0,56 %	0,75 %
		9,80 % in trockner Probe			
		10,04 % in trockner Probe, <u>Waggonprobe</u>			

Körnung des Kokes

	über 60 mm	über 40 mm	über 25 mm	über 10 mm	unter 10 mm
Generator 6		7,2 %	61,2 %	30,5 %	1,1 %
2 = 5	12,4 %	48,2 %	34,1 %	4,1 %	1,2 %

2.) Abfallkoks

H ₂ O	Asche
6,16 %	12,69 %

brennb. Substanz

3.) Kokschlamm

32,7 %	43,61 %	S
--------	---------	---

4.) Schlacke

Generator 1	2,93 %	13,44 %	0,38 %
" 2	0,80 %	20,60 %	0,41 %
" 3	0,60 %	17,18 %	0,36 %
" 4	0,72 %	15,75 %	0,34 %
" 5	3,27 %	22,39 %	0,41 %
" 6	1,80 %	20,84 %	0,39 %

5.) Kokereigas

org. S	H ₂ S	CO ₂	C _n H _m	O ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	OO	H ₂
g/100-Nm ³	g/Nm ³	%	%	%	%	%	%	%	%	%
<u>Stichprobe</u> -		6,4	2,4	0,0	12,5		49,7	25,4	3,6	
<u>Syngas Bau 6</u> -		6,2	0,2	0,1	29,5		55,2	2,1	6,7	1,87
Staub nach Theissen = 8,7 mg/m ³										

Grobreinigung

Schaltung II, III, IV

	H ₂ S	O ₂ Vol. %
Vor Gr. R, II	3,00 g/ Nm ³	Vereinselt Stichproben
nach Gr. R. II	109,20 g/ 100 Nm ³	" "
nach Gr. R. III	4,37 g/ 100 Nm ³	" "
nach Gr. R. IV	0,14 g/ 100 Nm ³	" "

Feinreinigung

	org. S g/100 Nm ³	H ₂ S g/100 Nm ³	O ₂ Vol. %
<u>System I</u>			
Vor F.R.	18,15	-	0,258
Mitte F.R.	1,30	0,06	0,076
nach F.R.	0,21	Spuren	0,065
nach F.R. (Dach)	-	0,02	0,059
nach Schlusskühler	0,21	0,02	-
			s. Schlusskühler

System III

Vor F.R.	18,15	-	0,258
Mitte F.R.	1,71	0,06	0,079
nach F.R.	0,20	0,03	0,058

Ofenhaus

β - Proben

	Sy-Gas I Bau 15	Sy-Gas II	Endgas I	Endgas II	Restgas
CO ₂	6,8 %	13,9 %	14,0 %	21,6 %	21,2 %
C _n H _m	0,3 %	1,0 %	1,0 %	1,5 %	0,2 %
O ₂	0,0 %	0,0 %	0,0 %	0,1 %	0,1 %
CO	28,9 %	23,5 %	23,9 %	18,4 %	19,3 %
H ₂	55,0 %	36,4 %	37,5 %	18,1 %	18,7 %
OH ₄	2,1 %	10,7 %	9,6 %	18,4 %	15,9 %
N ₂	6,9 %	14,5 %	14,0 %	21,9 %	24,6 %
CO:H ₂	1,90	1,55	1,57	0,98	0,669
C ₂ Z.		1,45	1,35	1,58	1,047

Mittlere Ofentemperatur-mittlere Betriebs-Std.

Stufe I	184,0° C	2477 h
Stufe II	183,0° C	586 h
Gesamt	183,5° C	1531 h

Ruhrchemie Aktiengesellschaft

Oberhausen-Holten

	Leicht- benzin	Schwer- benzin	Vorpro- dukt	Leicht- benzin- kolonne	Schwer- benzin- kolonne	Kon- den- sat- öl	Schwer- öl	abge- tr. Wasch- öl
Spez. Ggw. bis 15°C	0,679	0,743	0,743	0,757	0,761	0,734	0,782	0,677
Olefine Vol. %	23,0	16,5	16,5	12,5	13,0	17,0	-	-
Anilinp. °C	62,0	-	-	-	-	-	-	-
Abbl. Test mg/100 ccm	0,9	-	-	-	-	-	-	-
Säurewert mg Kalk KOH/1 g	6,44	41,44	0,536	0,672	0,627	0,672	0,605	0,392
		100 ccm	100 ccm					
• oekp. °C	-	-	-	-	-	-	-	-6°C

Siedeanalyse

Anf.	39°	138°	48°	161°	178°	58°	195°	200°
5 Vol. %	53°	150°	80°	175°	197°	96°	223°	219°
15 "	63°	156°	112°	187°	207°	117°	247°	223°
25 "	71°	162°	144°	195°	211°	136°	258°	225°
35 "	78°	167°	174°	201°	215°	153°	276°	227°
45 "	84°	172°	191°	208°	218°	169°	292°	230°
55 "	92°	179°	200°	214°	222°	178°	310°	232°
65 "	98°	186°	214°	218°	226°	201°	320°	235°
75 "	106°	192°	226°	224°	230°	216°	-	238°
85 "	116°	201°	230°	230°	235°	227°	-	246°
• "	133°	213°	242°	243°	247°	250°	-	262°
Endp.	150°	223°	260°	255°	263°	170°	-	290°
Ausbeute	98,5 %	98,5 %	98,5 %	98,5 %	98,5 %	98,5 %	61,0 %	98,5 %
Rückstand	0,5 %	1,5 %	1,5 %	1,5 %	1,5 %	1,5 %	39,0 %	1,5 %
Verlust	1,0 %	-	-	-	-	-	Paraff.	-
Kennziffer	89,4	177,8	181,3	209,5	220,8	-	-	233,7

Öl w ä s c h e

	Benzin	Gasol	Auswaschung	
	g/Nm ³	g/Nm ³	Benzin	Gasol
Endgas II	53,30	53,80	98,3 %	91,0 %
Restgas	0,95	4,83		

	<u>Lauge</u>			Fettsäure
	Spez. Gew.	NaHCO ₃	Na ₂ CO ₃	
Stufe I	1,089 %	4,01 %	1,33 %	12,6 %
Stufe II	1,109 %	5,37 %	1,69 %	12,6 %

Paraffin

Kondensation und Destillation,
Zwischenprodukte

	E.P.	org. Säure
Stufe I	66° C	0,649 m KOH/g
Stufe II	63° C	0,989

Kontaktovenparaffin

(Vacuumdest., Temp. b. 760 mm Hg)

<u>Stufe I</u>		<u>Stufe II</u>	
-320°	= 19,7 Gew. %, E.P. - 0,5° C	18,0 Gew. %, E.P. + 0,5° C	
320-450°	= 51,6 " " + 44° C	49,6 " " + 35° C	
Rückstand	= 28,7 " " + 98,5° C	32,4 " " + 91° C	

Nach Filterpresse (E.P. 84° C)

-320°	= 18,0 Gew. %, E.P. - 2,5° C
320-450°	= 52,2 " " + 42° C
Rückstand	= 29,8 " " + 91° C

S t a b i l i s a t i o n

	Rohgasol v.d.Wäsche	Reingasol nach d.Wäsche	Topgas
CO ₂	30,8 %	5,5 %	8,2 %
C ₃ H ₆	9,6 %	13,4 %	4,1 %
C ₂ H ₄	1,2 %	1,6 %	1,5 %
O ₂	0,2 %	0,3 %	0,2 %
CO	5,0 %	6,8 %	10,3 %
H ₂	3,2 %	4,0 %	6,0 %
CH ₄	41,0 %	60,4 %	54,2 %
N ₂	6,0 %	8,0 %	14,5 %
G.Z.	2,86	2,91	2,07

Pottaschelauge Bau 22

Ablauf vom Kocher

Zuleuf zum Kocher

K₂CO₃

8,46 %

3,92 %

KHCO₃

8,36 %

14,82 %

1.) Grundbenzin		(siehe Anlage)
2.) Schwerbenzin (Synthesegasöl)		(siehe Anlage)
3.) Dieselloil (Synthesedieselloil)		(siehe Anlage)
4.) Treibgas	Dampfdruck b. 40°C	13,9 atü
	CO ₂	1,20 Gew. %
	Inerte Gase	0,06 "
	C ₁ KW	0,42 "
	O ₂ "	1,38 "
	C ₃ "	46,60 "
	C ₄ "	50,10 "
	C ₅ "	0,0 "
	Gesamt-Olefine	19,5 Vol. %
	Organischer Schwefel	-
	Elementarer Schwefel	-
	Kohlenoxydsulfid	-
	Schwefelwasserstoff	-
	Schwefel	-
	Doktor-Test	-
	Ammoniak	-
	Wasser	248 mg/m ³

Warensorte: Grundbenzin-Verladung.....

Ø für O k t o b e r 1942

Spez. Gew. b. 15°C	0,673	Jodzahl:	62,5
Olefine %	22,0 %	Propangehalt:	0,07
Anilinpunkt °C	61,5	Butangehalt:	1,19
Abblasetest: mg/100 cm ³	4,2		
Säurewert: mg/ KOH/100 cm ³	0,112		
Oktanzahl: Res Methode	33,2		
Dampfdruck n. Reid:	0,750		

Siedeanalyse nach ASTM/Engler

Siedebeginn:	38 °C	bis 50°	7 Vol. %
5 Vol. % bei	48 °C	Bis 70°	36 "
15 " "	56 "	Flüchtigkeit:	21,5
25 " "	63 "	bis 100°	71,5
35 " "	69 "	Siedepunkt	168
45 " "	77 "		
55 " "	86 "	Ausbeute: Rückst.: Verlust:	
65 " "	95 "	97,0 % 1,0 % 2,0 %	
75 " "	106 "		
85 " "	118 "		
95 " "	135 "		
Kennziffer	89,1		

DK-Untersuchungsbericht

Warensorte: Schwerbenzin-Vorladung (Synthesegasöl)

Entnommen aus \emptyset Monat O k t o b e r 1942

Spez.-Gew. b. 15⁰C 0,743
Viskosität b. 20⁰C 018 E.G.
Beginn der Paraffinaussch. - 37,0⁰C
Stockpunkt: 42,0⁰C
Filtrierbarkeit bei - 13,0⁰C \leq 23,0 Sek.
Flammpunkt: + 27,0⁰C
Neutralisationszahl 0,386 mg KOH/ 1 g
Korrosion - Zink: 18,2 mg
Aschegehalt: 0,002 Gew. %
Conradsonstest: 0,003 Gew. %
Jodzahl: 20,6
Anilinpunkt: 69,5

Siedeanalyse nach ASTM/Engler

Siedebeginn:	129 ⁰ C	bis 200 ⁰ destillieren	79 Vol. %
5 Vol. % bei	144 "	Endsiedepunkt:	237 ⁰ C
15 " "	154 "		
25 " "	160 "		
35 " "	167 "		
45 " "	172 "	Ausbeute:	Rückst.: Verlust:
55 " "	181 "	98,5	1,5 ---
65 " "	189 "		
75 " "	197 "		
85 " "	206 "		
95 " "	219 "		
Kennziffer:	191,8		

DK-Untersuchungsbericht

Warensorte: Dieselöl-Verladung (Synthese-Dieselmkraftstoff)

Ø Für O.k t o b e r 1942

Spez. Gew. b. 15°C	0,749	Neutralisationszahl:	0,793 mg KOH/g
Viskosität b. 20°C	0,26	Korrosions,-Zink:	22,4 mg
Bebinn der Paraffinausch. - 17,5°C		Asengehalt:	0,002
Stockpunkt	22,0 "	Conradsontest	0,004
Filtrierbarkeit: b. - 13,0°C	= ,24,5	Kok:	16,0
Flammpunkt:	+33,5	Jodzahl:	73,5
		Anilinpunkt:	94,7

Siedeanalyse nach ASTM / Engler

Siedebeginn:	149°C		
5 Vol. % bei	158 "		
15 Vol. % bei	166 "		
25 " "	175 "		
35 " "	180 "		
45 " "	187 "		
55 " "	196 "		
65 " "	203 "		
75 " "	214 "	Ausbeute:	Rückst.: Verlust:
85 " "	232 "	98,0 %	2,0 % ---
95 " "	283 "		
Kennziffer:	199,4		

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Paraffindestillation

Kopfprodukt Leichtöl

Riesler I

Spez. Gew. b. 20°C	Stockpunkt	Säure- mg KOH/1 g
0,770	+ 3,5°	1,22

Siedeanalyse

Vol. %

Beg.	5 %	15 %	25 %	35 %	45 %	55 %	65 %	75 %	85 %	95 %
200°	223°	242°	250°	263°	271°	278°	287°	297°	307°	311°

Endp.

319° b. 98 %

Kopfprodukt Weichparaffin

Riesler II

VAC-Destillation
Temp. b. 760 mm Hg

E.P.	Anf.	Bis	320°	320 - 450°
38,5°	315°	3,0 %		95,6 Gew. %

Fußprodukt Hartparaffin

Vac.-Destillation, Temp. b. 760 mm Hg

E.P.	Anf.	bis	450°	21,5 Gew. %
93,5°	38°			

Schwerbenzin

Spez. Gew. b. 20°C	Stock- punkt	Säure- mg KOH/ 1 g
0,747	- 26°C	0,772

Siedeanalyse
Vol. %

Beg.	5%	15%	25%	35%	45%	55%	65%	75%	85%	95%	98% Endp.
112°	153°	182°	193°	201°	211°	217°	222°	227°	233°	244°	250°

Seitenstrom I

Spez. Gew. b. 20°C	Stockpunkt	Säure- mg KOH/1 g
0,773	+ 5,5°C	0,414

Siedeanalyse
Vol. %

Beg.	5%	15%	25%	35%	45%	55%	65%	75%	85%	95%	98% End.
228°	240°	248°	253°	257°	264°	268°	275°	284°	297°	317°	320°

Seitenstrom II

Spez. Gew.	Stockpunkt	Säure- mg KOH/ 1 g
0,784	+ 28°C	0,341

Siedeanalysen
Vol. %

Beg.	5%	15%	25%	35%	45%	55%	65%	75%	85%	95%
216°	237°	257°	270°	283°	298°	311°	319°	329°	344°	365°

Wasserreinigung und Wasser

1.) Wasserreinigung

	Ges.H. °d	Karb.H °d	NaOH mg/l	Na ₂ CO ₃ mg/l	P ₂ O ₅ mg/l
Rohwasser	3,4	3,0	-	-	-
Reinwasser nach Kalk und Soda	1,9	---	3,7	54,4	-
Reinwasser nach Trinatr.	0,4	---	3,1	60,7	4,8
nach Filter	0,1	---	5,1	53,7	2,6

Chemikalienverbrauch

<u>Bau 28</u>	Staubkalk	44,0 g/m ³ Wasser
	Soda calc.	32,0 " "
	Triphosphat	59,0 " "
<u>Bau 68</u>		193,0 " "

2.) Speisewasser

	Ges.H.	Abdampf- rückst. mg/l	Fe mg/l	freie CO	O ₁ mg/l	O ₂ mg/l
Kondensat (Verdampfer)	-	-	-	-	-	-
Fabrik Kondensat	0,09	12,5	-	-	-	-
Speisewasser Ofenhaus	0,09	12,0	-	-	-	0,05
Speisewasser Kraftwerk	-	-	-	-	-	0,11
Speisewasser Generatorenbetrieb	-	-	-	-	-	-

3.) Kesselwasser

		Na ₂ O-Zahl	P ₂ O ₅	Ca	Resthärte d
<u>Kraftwerk</u>					
Kessel	1	435	19	0,16	0,1
Kessel	2	448	21	0,15	0,1
"	3	483	10	0,15	0,1
"	4	469	29	0,19	0,1
Gen.Mantel	1	747	25	0,30	0,1
"	2	357	18	0,16	0,1
"	3	190	11	0,06	0,11
"	4	828	30	0,35	0,12
"	5	140	7	0,01	0,12
"	6	1145	34	0,46	0,11
Abh.Kessel	1	659	50	0,30	0,10
"	2	544	26	0,27	0,10
"	4	854	55	0,40	0,10
<u>Kesselwasser Ofenhaus</u>					
Ofen	25	105	53	-	-
Ofen	27+28	113	45	-	0,1
Ofen	30	187	45	-	0,1
"	35+36	-	38	-	0,1
"	39	-	40	-	0,1
"	43+44	24	20	-	0,1
"	46	250	49	-	0,1
"	49	184	14	-	0,1
"	51	-	10	-	0,1
"	1	59	31	-	0,1
"	6	158	42	-	0,1
"	9+10	48	40	-	0,1
"	15+16	76	40	-	0,1
"	19	155	36	-	0,1
"	21	147	35	-	0,1
"	23	114	36	-	0,1
"	63	213	5	-	0,1
"	41+42	20	18	-	0,1
"	45	188	57	-	0,1
"	47+48	179	48	-	0,1
"	50	205	18	-	0,1
"	5+6	80	33	-	0,1
"	13+14	121	55	-	0,1
"	17+18	83	42	-	0,1
"	20	132	41	-	0,1
"	22	321	40	-	0,1
"	24	113	28	-	0,1
"	64	221	5	-	0,1
"	52	89	5	-	0,1
"	2	44	26	-	0,1
"	4	16	15	-	0,1
"	7+8	71	34	-	0,1
"	33+34	-	10	-	0,1
"	37+38	354	40	-	0,1
"	26	113	51	-	0,1
"	29	104	28	-	0,1

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

4.) Abwasser zur Oder

Ges. Alk. °d	P. Alk. °d	Sinkstoffe ccm/l	H ₂ S	Öl mg/l
11,9	0,5	0,1	0,0	1,25

5.) Umlaufwasser Generatoren

	Zulauf z. Kühlturm	Ablauf v. Kühlturm
mg S/l	91,0	89,5
Schlamm ccm/l	0,7	0,3

6.) Scheiderkondensate

	Fe g/l	freie Essig- säure mg/l	gesamte Essig- säure mg/l
Kondensatölscheider	0,011		
Vorproduktscheider	0,020		
Schwerbenzinscheider	0,012		
Leichtbenzinscheider	0,009		
Dest. Wasser Bau 80	---	1320,0	2820,0
Kondensatölscheider	---	108,0	324,0

Odertal, den 11. November 1942

Ma
Do

Aktennotiz

Verfasser:

Neweling

über die Besprechung mit

Schaffgotsch

Durchdruck an:

Martin
Alberts
Feisst
Fahstx

in Oderthal

am 10.+11.12. 42

Anwesend:

Schaffgotsch

Dir. Drees
Dr. Koch
Dr. Kasper

Ruhrchemie

Neweling

Zeichen:

Datum:

Ne/Gst

29. Des. 1942

Betrifft:

Schaffgotsch fährt mit einer Synthesegasmenge von 28.000 m³, einer Ofenbelastung von 580 m³, bei einer Ofenzahl von 48 Öfen. Weitere Gasmenngen bis zu 33.000 m³ stehen zur Verfügung. Ebenso sind noch 6 betriebsbereite Ofen vorhanden. Der Engpass liegt im Augenblick bei den Primärgebläsen, die bei 1400 mm Gegenruck nur 28.000 m³ fördern, gegenüber einer Soll-Leistung von 35.000 m³ bei 1800 mm Gegenruck. Messungen von seiten der Lieferfirma (Jaeger & Co., Leipzig) führten zu der Feststellung, dass in der 1. Stufe nur 60 % des Soll-Kompressionsverhältnisses erreicht wird. Nach Abdeckung des Gebläses wurden keine Mängel an dem Gebläse bzw. dem Laufer festgestellt; jedoch ist die Saugleitung, die senkrecht zur Achse des Gebläses läuft, einseitig angeschlossen. Nach Behebung des Mißstandes soll bzw. wird die Leistung des Gebläses steigen.

Bei der Grob- und Feinreinigung sind keine Schwierigkeiten zu verzeichnen. Die Feinreiniger haben inzwischen die Wärmeaustauscher erhalten. Die Systeme werden seitdem temperaturmässig entsprechend gefahren. Ein Nachreinigersystem ist vorgesehen bzw. bestellt.

Die Turboverdichter ergaben weiter Schwierigkeiten. Feine Risse in den Gunsteilen haben Gas in das Wasser treten lassen, sodass der nunmehr erhöhte CO₂-Gehalt im Kühlwasser in Verbindung mit dem im Wasser gelösten Sauerstoff starke Korrosionen bewirkt hat. Hinzu kommt, dass Schaffgotsch das Kühlwasser entsalzt entsprechend einer Härtezahl von 14 auf 20 Härte, sodass die Kalkschuttschicht aufgelöst wurde. Vorübergehend hat Sch. die Wasserentsalzung eingestellt, um die Bildung einer Kalkschuttschicht zu ermöglichen. Augenblicklich ist Sch. gewungen mit erhöhtem Kühlwasserdruck zu fahren, um so die Gasverlust zu verringern. Der 2. Verdichter ist in Bezug auf den Motor nicht betriebsklar.

Die Syntheseanlage läuft nach Einführung eines vorsichtig gehaltenen Anfahrprogramms (Anfahrkurven wurden mitgebracht) und sehr sorgfältig-

29. Dezember 1942

ger Überwachung ruhig und zufriedenstellend, siehe auch Monatsmittelwerte und Monatsanalysen-Übersicht (letztere wurden ebenfalls mitgebracht). Aufgrund des störungsfreienfahrens hat Schaffgotzsch mit der Entleerung der Ring-Rohr-Öfen keine Schwierigkeiten. Die Entleerung der Glatt-Rohr-Öfen ist, wenn auch nicht so gut, so doch zufriedenstellend. Die Entleerungskolonnen sind von 150 Mann auf 36 Mann reduziert worden. Die dritte Synthesefahrstufe ist fertig bis auf 12 Schieber. Herr Dr. Koch wurde die leihweise Überlassung von 12 Schiebern ϕ 200 meinerseits in Aussicht gestellt.

In der Kondensation hat Sch. bekannterweise auf der Gasseite mit Korrosionsschwierigkeiten zu kämpfen, die auf die diskontinuierliche Fahrweise bezüglich der Neutralisierung zurückzuführen sind.

Von Interesse waren noch die Kosten der Pottasche für ~~die~~ CO₂-Wäsche, die bei 2/3 Belastung 11,- M/t Gasol betragen.

Schaffgotzsch beschäftigt sich im Augenblick stark mit der Vergrößerung und der evtl. Umstellung der Anlage auf Kreislauf, wobei der zur Verfügung stehende Koks in Menge und Güte und die Koksgasmenge die Grenzen geben. Sie rechnen zunächst mit 30.000 m³ Wassergas und maximal 10.000 m³ Koksgas, wobei letzteres in einem Spalter von Koppers behandelt werden soll. Zu genannten 30.000 m³ Wassergas gehören natürlich nur 7.500 m³ Koksgas, um auf das richtige Synthesegasverhältnis zu kommen. Es wurden nochmals verschiedene Fahrpläne aufgestellt mit Rücksicht auf eine einzurichtende Kreislaufeinschaltung, der Konvertierung, einer evtl. CO₂-Wäsche und des partiellen Wasserstoffzusatzes.

Wesling



Aktennotiz

Dipl.-Ing. Neweling

XXXXXXXXXXXXXXXXX den Besuch der
über die Besprechung mit in vom 23.-28.1.42

Verfasser:

Durchdruck an:
Hr. Prof. Dr. Martin
Hr. Dir. Alberts
Hr. Dr. Schuff
Hr. Dr. Feisst
Akten B9.

in Odertal am 23.-28.1. 42
19

Anwesend:

Zeichen: Datum:
HB.WB.HG./Stn. 6.2.4

Betrifft: Anfahren von Ringrohröfen.

Mit Bezug auf den Bericht vom 17.1.42 ist nach zu tragen, dass die Entisierung von Ofen 1 entgegen der Voraussicht vor dem Ofen 1 beendet wurde. In Ofen 1 war gleichmäßig über fast alle Rohre verteilt eine geringe Schicht von Kontaktmasse hängen geblieben, die sich mühe-los entfernen lässt, während in Ofen 2 annähernd 100 Rohre (5% der Gesamtzahl von der ganzen Länge verstopft waren und nur mühsam ausgebohrt werden konnte.

Der Ofen 1 ist als Einzelofen am 22.1.42 angefahren worden und zwar nach der Methode wie im Bericht vom 17.1. angegeben. Mit Rücksicht auf die durch den Frost bedingte Betriebslage hat es keinen Zweck, den Ofen, Ringrohröfen, nach unserer Methode und entsprechend seiner besseren Leitungs- und Beladungsfähigkeit anzufahren und in Betrieb zu setzen. Bei starkem Frost von ca. 25° hatte der Betrieb Schwankungen in der Gaszusammensetzung, Störung durch Überreissen von Kondensschläuchen in der Syntheseleitung II. Stufe und durch Aufreißen der Impuls-Leitungen der Temperatur-Regier.

Allgemein.

Der Frost hatte dem Betrieb Störungen in der Koksbeschickung und in der Aschenaustragung gebracht, er verursacht Aufrieren von Restgas-, Gasöl-, Extraktions-Produkt-, Impuls- und Messleitungen. Die Anlage ist aber trotzdem bisher mit ungefähr 24.000 m³/h angefahren worden.

Auf Grund gemachter Beobachtungen und meiner Anregung will Schaffgotsch mit dem CO/H₂ Verhältnis unter 1:1,9 heruntergehen um an das Optimum bezüglich Aufarbeitung und Verflüssigung heranzukommen und auch den Vorteil der Verschiebung der Produktion nach der Paraffinseite zu haben. Ich habe Herrn Dr. Koch nach daraufhingewiesen, den Vorteil einer absolut höheren Produktion durch Beschleunigung der Entleerung von Öfen und Erhöhung des Gasein- und Durchsatzes gegenüber einer möglichst hohen spezifischen Ausbeute abzuwägen. Die Gasleitung der Generatoren kann auf ungefähr 127.000 m³/h Synthesegas gesteigert werden. 7 Bormaschinen für die Entleerung unserer Öfen bestimmt, sind am 27.1.42 per Express von Odertal abgegangen.

W. Schaffgotsch

SCHAFFGOTSCH-BENZIN

GESELLSCHAFT MIT BESCHRÄNKTER HAFTUNG

FERNRUF: SAMMEL-NR. 3471
DRAHTANSCHRIFT:
SCHAFFGOTSCH-BENZIN
Postcheck-Konto: BRESLAU Nr. 29845
REICHSBANK-GIRO-KONTO
Nr. 89/824

Odertal OS.,
GLEIWITZ-K, DEN 31. Mai 1941
SCHLISSFACH 284

GESCHÄFTSZEICHEN:

Dr. Ko/Och
(IN DER ANTWORT BITTE ANGEBEN)

IHR SCHREIBEN

VOM

IHR ZEICHEN

Herrn

Dr. Fei ß t,

Ruhrbenzin - Akt.-Ges.,

Oberhausen - Holten

Sehr geehrter Herr Dr. Feißt

Ihre telefonischen Anfragen vom 29. Mai cr. beantworte ich wie folgt:

1) Wie hoch ist der CO₂-Gehalt im Waschöl?

Wir haben zwar noch nie eine Bestimmung von CO₂ im Waschöl gemacht, jedoch läßt sich der CO₂-Gehalt aus der unlaufenden Ölmenge und dem CO₂-Gehalt der Rohgasolmenge berechnen. Daraus ergibt sich ein Gehalt von etwa 2,5 - 3% CO₂ oder 5 - 6 gr/Liter.

2) Die Zusammensetzung des Rohgasols ist folgende:

	Rohgasol v.d. Wäsche	Rohgasol n.d. Wäsche
CO ₂	30,2 %	3,3 %
C ₂ H ₆	5,0 %	8,3 %
C ₂ H ₄	3,0 %	4,1 %
O ₂	5,8 %	7,5 %
H ₂	5,0 %	6,9 %
CH ₄	45,8 %	63,2 %
H ₂	5,2 %	6,5 %
C.Z.	2,76	2,90
Raumgew. Kg/Km	1,940	1,831

3) Wie hoch ist der Verlust in der Stabilisation an Gasol bei der Gewinnung von Reingasol aus Rohgasol?

Zu dieser Frage sende ich Ihnen anliegend eine Gasolbilanz, die

Herr Dr. Kasper vierzehntägig aufstellt.

- 4) Ist bei hohem Kohlensäuregehalt im Endgas eine Druckölwäsche überhaupt durchführbar ?

Hierzu ist zu sagen, daß eine Topgasmenge mit unverhältnismäßig hohem CO_2 -Gehalt den Gesamtgehalt an CO_2 ^{kaum} beeinträchtigt, wie aus einem Versuch von uns hervorgeht:

$$\begin{array}{rcl} 7694 \text{ Endgas II} \times 22,5 \% \text{ CO}_2 & = & 1730 \text{ m}^3 \text{ CO}_2 \\ \underline{585 \text{ m}^3 \text{ Topgas} \times 38,5 \%} & = & \underline{225 \text{ m}^3} \\ 8279 \text{ m}^3 & = & 1955 \text{ m}^3 \end{array}$$

entsprechend einem CO_2 -Gehalt von 23,6 %,

d.h. selbst bei der Rückführung einer hohen CO_2 -Menge im Topgas ist kaum ein Anstieg zu bemerken. Die Löslichkeit der Kohlensäure im Waschöl ist zweifellos abhängig von der Tension im Gas. Die Auswaschung von Benzin und Gasol wird selbst durch erhöhte Rückführung von CO_2 im Topgas nicht beeinträchtigt. Wie hoch die CO_2 -Auswaschung jedoch bei einem CO_2 -Gehalt im Endgas II von 45 - 50% sein wird (solche Zahlen dürften ja bei Ihnen zu erwarten sein) das kann ich von hier aus nicht beantworten, da solche oder ähnliche Verhältnisse hier nicht vorkommen.

- 5) Wieviel Gasol wird beim Abtreiben des Waschöles noch gewonnen ?

Beim Abtrieb des Waschöles wird praktisch überhaupt kein Gasol mehr gewonnen, da das Waschöl auf dem Wege zum Abtreiber automatisch entspannt wird, mit einer Temperatur von ca. 85° in den Ölerhitzer eintritt und somit kein Gasol mehr enthalten kann.

Ich bin gern bereit, Ihnen noch weitere Auskünfte zu geben, falls Sie es wünschen, und verbleibe mit freundlichem Gruß auch an alle anderen Herren

Ihr

Krich Koch

A b s c h r i f t

Odertal OS., den 22. Mai 1941

A k t e n v e r m e r k

Betrifft: Gasolbilanz. 12. 5. 41

Rohgasol Bau 20	20120 x 656,5	=	13 229	Kg
Rohasol zum Bau 24 (20120 - 5460)	x 906,5	=	13 270	"
in Bau 24 wurden also eingebracht		=	13 270	"
ausgebracht wurden, Produktion			7 180	"
Topgas	9090 x 479,6		4 460	"
Komprimatbenzin	3,35 x 23,6		800	"
			<hr/>	
			Sa. 12 440	Kg

Mit dem Stabilbenzin wird kein Gasol ausgebracht, da Leichtbenzin zur Stabilisation einen höheren Gasolgehalt besitzt. Der Verlust beträgt demnach: 830 Kg

gez. Dr. Kasper.

Aktennotiz

über die Besprechung mit vom 21. Apr. 1941

Verfasser: Dr. Feišt

Durchdruck an: Dr. Schuff

in am 19.

Anwesend: H. Dr. Hartmann

H. Dir. Alberts

H. Dr. Schuff

H. Dr. Feišt

Zeichen

Hü.

Datum:

24. Apr. 1941

Betrifft: Bauvorhaben Oberschlesien.

1.) Generatorgas aus Abstichgenerator 35000 m³/h.

Zusammensetzung: 90% CO, 6% H₂, 3% CO₂, 1% N₂. Schwefelgehalt 2 g H₂S/m³ COS auch 2 g/m³. Das Gas ist bei 1200-1400° zersetzt. Vorgesehen ist eine normale Grobreinigung der zwei Feinreinigersysteme nachgeschaltet sind. Diese Systeme bestehen aus drei Türmen von 4 m Durchmesser mit Einsatzkübel und fassen je Turm 80 m³ gleich 64 Tonnen Feinreinigermasse. Von den drei Türmen sind zwei dauernd in Betrieb, der dritte ist in Entleerung und Füllung begriffen. Diese Anordnung ist notwendig, da bis zur vollständigen Aufladung bei dem hohen org. Schwefelgehalt die Laufzeit eines Turmes nur sieben Tage beträgt.

Als Nachreinigung ist ebenfalls ein aus drei Türmen bestehendes Feinreinigeraggregat vorgesehen.

2.) Wassergas aus Schmelkok 65000 m³/h.

Zusammensetzung: 23% CO₂, 26% CO, 50% H₂, 1% N₂. Schwefelgehalt 3,5 g/H₂S/m³, COS 0,5 g/m³. Auch hier sind nach einer normalen Grobreinigung vier Feinreinigersysteme mit ebenfalls drei Türmen und einem Nachreinigersystem vorgesehen.

Da eine Verschiebung in den Gasmengen der beiden zu reinigenden Gase berücksichtigt werden muß, ist das vierte Feinreinigersystem wahlweise auch auf die unter 1) angeführte Gaserzeugung zu schalten.

Mineralölbau

[Handwritten mark]

Firma

Ruhrchemie A.G.

Oberhausen-Volten / Rhld.

RUHRCHEMIE
26 SEP 37 V. 09566
Beantwortet am:

Maschinentechn.

MTA/G/OS

24.9.37 F1/He.

Schaffgotsch-Benzin /
Umstellung auf Druckbetrieb.

Wir beziehen uns auf die Besprechung unseres Herrn Dipl.-Ing. Blümel am 21. ds. M. in Volten mit Ihren Herren sowie auf den hierüber ausgefertigten Besprechungsbericht. In den einzelnen Punkten des Berichtes wäre folgendes noch zu bemerken.

IV. CO₂-Wäsche.

Die Aufstellung einer Kohlensäurewäsche kommt vorläufig wahrscheinlich nicht in Betracht. Wir werden bei der Projektierung jedoch wahlweise die Möglichkeit vorsehen, hinter der Kondensationsstufe I einen Nachturm für Drucköl aufzustellen und in diesem Falle wäre es wohl möglich, zwischen dieser Stufe I und der Kontaktofenstufe II eine Druckwasserwäsche vorzusehen.

V. Wasserstoff- oder Schutzgaserzeugung.

Von Ihren Ausführungen über die voraussichtliche Schädlichkeit des Methans im Schutzgas bei der CO₂-Beladung des Kontaktes nahmen wir Kenntnis. Wir haben infolgedessen die Basag beauftragt, bei der Wasserstoffherstellung anstelle der bisher vorgesehenen Druckwasserwäsche nunmehr eine Alkaidanlage anzubieten. Diese hätte den Vorteil der Gewinnung einer nahezu reinen Kohlensäure. Nach Erhalt der Angebote werden wir auf die Angelegenheit weiter zurückkommen.

Firma Ruhrchemie A.G., Oberhausen-Völten / Rhld.

VI. Produktion.

Bei der Angabe der Kontraktion in der 2. Stufe mit 45 % scheint u.z. ein Schreibfehler vorzuliegen. Es muß hier heißen:
Kontraktion in der 2. Stufe: 55 %.

VII. Auslegung der Crackanlage.

Ihre Zahlen über die Auslegung der Crackanlage sind uns nicht verständlich. Wird das Paraffin der 1. und 2. Stufe zusammen mit dem Gasöl der 1. und 2. Stufe und dem Schwebbenzin der 1. und 2. Stufe zur Crackung gebracht, so ergibt dies eine stündliche Menge von etwa 3.800 kg bzw. eine tägliche Menge von ca. 90 t. Mit einem Sicherheitszuschlag von 20 % wäre die Crackanlage mit einer Leistung von 110 t/Tag auszulegen. Wir bitten um Prüfung unserer Angabe.

Heil Hitler!

MINERALIEN-BAUGESSELLSCHAFT W.B.H.

gez. Creydt

gez. Fischer

Aktennotiz

über die Besprechung mit den Herren

Verfasser: Feist

Blümel (Mineralölbau)

Dr. Rack }
Dr. Dieter } (Schaffgotsch-Benzin)

Durchdruck an:

in Holten am Sept. 19 37

Alberts
Blümel (2x)
Rack
Dieter

Anwesend:

Blümel
Rack
Dieter
Feist

Zeichen:

Datum:

Wocht.

21. Sept. 1937.

Betrifft:

Schaffgotschbenzin.

Die von der Mineralölbau-Gesellschaft vorgelegten Fragen vom 19. September 1937 Fi/Bl/Re/MTA/C/OS sind wie folgt zu beantworten:

I. Kompressorenanlage.

Die Vorschaltung eines Gasbehälters vor der Kompressorenanlage wird nicht für notwendig erachtet.

II. Kontaktofenanlage.

Die vorgesehenen 48 Stück Drucköfen sollen so aufgestellt werden, daß 50 % in der ersten Stufe und die restlichen 50 % in sowohl in der zweiten Stufe als auch in der ersten Stufe eingeschaltet werden können. Eine Fahrweise in 3 Stufen wird abgelehnt. Die Durchschnittstemperaturen bei dem Betrieb einer Druckanlage werden voraussichtlich tiefer liegen als bei einer normalen drucklosen Anlage. Deswegen ist das Dampfnetz im Ofenhaus zur Aufnahme von 7 atü-Dampf auszulegen. Die mit diesem Dampf zu betreibenden Maschinen - das Gebläse vor der Grobreinigung und die Speisepumpen, nicht aber die Kompressorenantriebe - sind in ihrer Bauart so zu wählen, daß sie mit einem 10 atü-Dampf betrieben werden können.

III. Kondensationsanlage.

Nach jeder Stufe ist die Abscheidung des anfallenden Paraffins und Kondensatflusses notwendig. Das Paraffin muß in so warmen Zustand abgenommen und weggeleitet werden, daß ein Festwerden ausgeschlossen ist. Es ist also vor der üblichen Öl-Kondensationsanlage zu entfernen. Das Ölkondensat, das in einem indirekten Kühler bei Abkühlung des Reaktionsgases von ca. 100° auf ca. 20° gewonnen wird, ist paraffinfrei. Es wird darauf hingewiesen, daß die Art der Kondensation noch variiert werden kann (fraktionierte Kondensation). Die gesamte Kondensationsanlage soll aus korrosionsfestem Material erbaut werden. Vorgeschlagen wird: V2A, Deutro oder Aluminium, wobei bei Aluminium von einer Schweißung abgesehen werden muß. Eine indirekte Kühlung durch Speisewasser kann durchgeführt werden. Dabei würde das Speisewasser eine Erwärmung für den Gebrauch im Kontaktofenhaus erfahren.

IV. CO₂-Wäsche.

Ob vom wirtschaftlichen Standpunkt aus eine CO₂-Wäsche bei dem von der Firma Pintsch garantierten niedrigen Kohlendioxidgehalt (6 %) zweckmäßig ist, muß einer genauen Überprüfung anheimgestellt werden. Eine Aufstellung der CO₂-Wäsche nach der Kondensation der ersten Stufe erscheint aus folgenden Gründen nicht angelegentlich. Einmal wird durch das Druckwasser Gasöl und Benzin aus dem Endgas I in erheblichen Mengen ausgewaschen. Genaue Unterlagen hierzu liefert die Rohrchemie. Soll eine Kohlendioxidwäsche trotzdem in Betracht gezogen werden, wäre ihre Aufstellung zwischen Kompressorenanlage und Kontaktstufe I zweckmäßig.

V. Wasserstoff- oder Schutzgas erzeugung.

Das Gas für die Wasserstoff erzeugung darf nicht nach der ersten Stufe abgenommen werden, da in diesem Gas das gesamte Benzin und Gasöl enthalten ist. Die Abzweigung erfolgt zweckmäßig zwischen Kompressoren und Kontaktofen I. Gegen eine Druckkonvertierung mit anschließender Methanisierung zur Wasserstoff erzeugung ist nichts einzuwenden.

Die Schutzgasgewinnung aus der CO₂-Gewinnung der Konvertierung und evtl. der Druckwasserwäsche des Synthesegases kann nur wie

vorgeschlagen erfolgen, wenn dieses Schutzgas unter 2 % Methan und unter 1 % Wasserstoff enthält, und für die CO₂-Beladung des Kontaktes nicht verwertet werden soll. Versuche der Ruhrchemie haben ergeben, daß auch 3 - 5 % CH₄ bei der CO₂-Beladung schädigend wirken. Es empfiehlt sich, das zur Beladung erforderliche Schutzgas durch besondere Maßnahmen vollkommen von CH₄ und H₂ zu befreien, was mit den einschlägigen Firmen noch zu besprechen ist.

VI. Produktion.

Rechnungsgrundlagen (Druckanlage in 2 Stufen):

Durchsatz: 35000 Nm³/h Sy-Gas

Kontraktion in der I. Stufe: 50 %

Kontraktion in der II. Stufe: 45 %

Gesamtkontraktion: 72,5 %

Ausbau: 141,5 g flüssige Produkte und 13,5 g Gasol/Nm³ CO + H₂

Verflüssigungsgrad des umgesetzten CO in der I. u. II. Stufe: Je 75 %

I. Stufe:

	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
Sy-Gas I	6,0	29,5	59,0	1,5	4,0 %
Restgas	14,0	23,5	47,0	7,5	8,0 %

Anfallende Produkte: 83 g fl. Produkte + 7 g Gasol/Nm³ Sy-Gas I entspricht 94 g fl. Produkte (ohne Gasol) je Nm³ CO + H₂.

Diese Produktion teilt sich auf in:

42 % Paraffin (über 320°)	=	37,5 g / Nm ³ Sy-Gas I
21 % Gasöl (bis 320°)	=	19,0 g / " "
11 % Schwerbenzin (145-200°)	=	10,0 g / " "
18 % A.K.-Benzin (bis 145°)	=	16,5 g / " "
8 % Gasol	=	7,0 g / " "
Gesamtprodukte Stufe I	=	90,0 g / Nm³ Sy-Gas I

II. Stufe:

	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
Sy-Gas II	14,0	23,5	47,0	7,5	8,0
Restgas II	28,5	11,0	22,0	24,0	14,5

Hieraus werden erhalten:

42,0 g fl. Produkte und 5,0 g Gasol, auf Sy-Gas I berechnet.
 Dies entspricht 47,5 g fl. Produkte (ohne Gasol) auf $\text{Nm}^3 \text{CO} + \text{H}_2$
 in Sy-Gas I.

Diese Produktion von 47,0 g Gesamtprodukt teilt sich auf in:

42 % Paraffin	(über 320°)	= 20,0 g / Nm^3 Sy-Gas I
21 % Gasol	(200 - 320°)	= 10,0 g / " "
11 % Schwerbenzin	(145 - 200°)	= 5,1 g / " "
18 % A.K.-Benzin	(bis 145°)	= 8,4 g / " "
8 % Gasol		= 3,5 g / " "
Gesamtprodukte Stufe II		= 47,0 g / Nm^3 Sy-Gas I

Diese Einteilung zeigt den Anfall des Gesamtproduktes nach Zerlegung in die üblichen Zwischenprodukte.

Bei der tatsächlichen Gewinnung werden in den angegebenen Stufen der Produktenabscheidung folgende Mengen anfallen:

Stufe I Restgas I 17500 Nm^3

Heißkondensation:

104 g "Paraffin" je Nm^3 Restgas I = 52 g je Nm^3 Sy-Gas I

Im Kühlturm:

41 g "Ölkondensat" je Nm^3 " = 20,5 g je " " "

Nach der Kondensation I verbleiben im Restgas I:

21 g A.K.-Benzin/ Nm^3 Restgas I = 10,5 g je " " " , ferner

14 g Gasol / Nm^3 Restgas I = 7 g je " " " .

Der Reaktionswasseranfall beträgt:

290 g / Nm^3 Restgas I bzw. 145 g / Nm^3 Sy-Gas I

ohne Berücksichtigung des nach der Kondensation im Restgas befindlichen Wassergehaltes.

Stufe II Restgas II 9600 Nm^3

Heißkondensation:

95,0 g "Paraffin" / Nm^3 Restgas II = 26,0 g / Nm^3 Sy-Gas I

Im Kühlturm:

38,0 g "Ölkondensat"/ Nm^3 " " = 10,4 g / " " "

Nach der Kondensation II verbleiben im Restgas II:

19,3 g A.K.-Benzin / Nm^3 Restgas II = 5,3 g / " "

ferner

19,3 g Gasol / Nm^3 Restgas II = 5,3 g / " "

Der Reaktionswasseranfall beträgt:

273 g / Nm³ Restgas II = 75 g / Nm³ Sy-Gas I
 unter den gleichen Voraussetzungen wie bei Stufe I.

Diese Grundlagen sind nach den Ergebnissen der bei den in Holten laufenden Drucköfen errechnet. Dabei wurde absichtlich die Auswaschung der Kohlensäure außer acht gelassen, wie auch eine vollständige Entfernung des A.K.-Benzins und des Gasols nach der Stufe I angenommen ist. Wird nach der I. Stufe das A.K.-Benzin und das Gasol nicht herausgenommen, so sind in Restgas der II. Stufe die Benzin- und Gasolmengen der I. Stufe enthalten. Eine entsprechende Umrechnung ist vorzunehmen.

Die hier angeführten Produkte der I. und II. Stufe zeigen folgende Unten:

<u>Paraffin</u>	bis 250°	bis 300°	bis 360°	spez. Gew.		
Siedebeginn 215°	5,5 %	19 %	43 %	0,774		
<u>Ölkondensat</u>	bis 120°	bis 150°	bis 200°	bis 250°	sp. Gew.	
Siedebeginn 85°	8 %	25 %	66 %	90 %	0,738	
	Olofingehalt: 14,0 %					
	Säurezahl: 2,5 mg KOH/g					
<u>A.K.-Benzin</u>	bis 50°	bis 70°	bis 90°	bis 110°	b. 130°	b. 150°
Siedebeginn 35°	10 %	39 %	62 %	85 %	89 %	93 %
Siedende 170°	spez. Gew. 0,666					
	Olofingehalt: 22,0 %					
	Säurezahl: 0,02 mg KOH/g					

Das Gasol setzt sich ohne Berücksichtigung des bei der Crackung entstehenden Gasols aus rd. 30 % C₃- und 70 % C₄-Kohlenwasserstoffen zusammen. Doch dürfte diese Zahl stark abhängig von den Betriebsbedingungen sein und sich vor allem wesentlich ändern, wenn Gasol aus der Crackanlage dem Restgas zugesetzt wird.

Eine Zusammenführung aller gleichartigen Produkte aus der I. und II. Stufe ist zweckmäßig. Eine Zusammenführung von z.B. "Paraffin" und "Ölkondensat" kann nur dann erfolgen, wenn es der Betrieb der Crackanlage zulässt.

Von der Ruhrchemie wird noch darauf hingewiesen, daß s.Zt. die Gewinnung von A.K.-Benzin und Gasol durch fraktionierte Tiefkühlung geprüft wird.

VII. Auslegung der Crackanlage.

Wird das Paraffin der I. und II. Stufe zusammen mit dem Gasöl der I. und II. Stufe zur Cracking gebracht, so müssen 73 t je Tag bzw. 26000 tato ge crackt werden.

Kommt hierzu noch das Schwerbenzin, so erhöhen sich diese Zahlen auf 85 t je Tag bzw. 31000 tato.

Bei einer zeitlichen Ausnützung der Anlage von 90 % müßten im 2. Fall 92 t je Tag ge crackt werden.

Das Ausbringen wird mit 75 % an Crackbenzin angenommen, dessen spez. Gew. 0,74 und dessen Oktanzahl 65 - 70 (n. Research) beträgt.

Die Siedegrenzen sind bei Mischung des gesamten bei der Cracking anfallenden Leicht- und Schwerbensins wie folgt:

	bis 50°	bis 75°	bis 95°	bis 125°	bis 150°	
Siedebeginn	40°	2,5 %	20 %	42 %	57 %	74 %
95 %-Punkt:	180°					

Der Crackrückstand beträgt 2 - 3 %.

Gasförmig werden 22 % ausgebracht.

Allgemein muß gesagt werden, daß alle diese Angaben des gesamten Berichtes, wie auch im Fragebogen verlangt, nur angenähert und nur als Projektierungsgrundlage verwendbar sind.

Aktennotiz

über die Besprechung mit den Herren

Blümel (Mineralölbau)

Dr. Rack } (Schaffgotsch-Benzin)
Dr. Dieter }

in Holten am Sept. 19 37

Anwesend:

Blümel

Rack

Dieter

Feißt

Verfasser: Feißt

Durchdruck an:

Alberts

Blümel (2x)

Rack

Dieter

Zeichen:

Weht.

Datum:

21. Sept. 1937.

Betrifft: Schaffgotschbenzin.

Die von der Mineralölbau-Gesellschaft vorgelegten Fragen vom 19. September 1937 F1/ B1/ Hø/ MTA/ C/ OS sind wie folgt zu beantworten:

I. Kompressorenanlage.

Die Vorschaltung eines Gasbehälters vor der Kompressorenanlage wird nicht für notwendig erachtet.

II. Kontaktofenanlage.

Die vorgesehenen 48 Stück Drucköfen sollen so aufgestellt werden, daß 50 % in der ersten Stufe und die restlichen 50 % in sowohl in der zweiten Stufe als auch in der ersten Stufe eingeschaltet werden können. Eine Fahrweise in 3 Stufen wird abgelehnt. Die Durchschnittstemperaturen bei dem Betrieb einer Druckanlage werden voraussichtlich tiefer liegen als bei einer normalen drucklosen Anlage. Deswegen ist das Dampfnetz im Ofenhaus zur Aufnahme von 7 atü-Dampf anzulegen. Die mit diesem Dampf zu betreibenden Maschinen - das Gebläse vor der Grobreinigung und die Speisepumpen, nicht aber die Kompressorenantriebe - sind in ihrer Bauart so zu wählen, daß sie mit einem 10 atü-Dampf betrieben werden können.

III. Kondensationsanlage.

Nach jeder Stufe ist die Abscheidung des anfallenden Paraffins und Kondensatöles notwendig. Das Paraffin muß in so warmem Zustand abgenommen und weggeleitet werden, daß ein Festwerden ausgeschlossen ist. Es ist also vor der üblichen Öl-Kondensationsanlage zu entfernen. Das Ölkondensat, das in einem indirekten Kühler bei Abkühlung des Reaktionsgases von ca. 100° auf ca. 20° gewonnen wird, ist paraffinfrei. Es wird darauf hingewiesen, daß die Art der Kondensation noch variiert werden kann (fraktionierte Kondensation). Die gesamte Kondensationsanlage soll aus korrosionsfestem Material erbaut werden. Vorgeschlagen wird: V2A, Deutro oder Aluminium, wobei bei Aluminium von einer Schweißung abgesehen werden muß. Eine indirekte Kühlung durch Speisewasser kann durchgeführt werden. Dabei würde das Speisewasser eine Erwärmung für den Gebrauch im Kontaktofenhaus erfahren.

IV. CO₂-Wäsche.

Ob vom wirtschaftlichen Standpunkt aus eine CO₂-Wäsche bei dem von der Firma Pintsch garantierten niedrigen Kohlendioxidgehalt (6 %) zweckmäßig ist, muß einer genauen Überprüfung anheimgestellt werden. Eine Aufstellung der CO₂-Wäsche nach der Kondensation der ersten Stufe erscheint aus folgenden Gründen nicht zugänglich. Einmal wird durch das Druckwasser Gasol und Benzin aus dem Endgas I in erheblichen Mengen ausgewaschen. Genaue Unterlagen hierzu liefert die Ruhrchemie. Soll eine Kohlendioxidwäsche trotzdem in Betracht gezogen werden, wäre ihre Aufstellung zwischen Kompressorenanlage und Kontaktstufe I zweckmäßig.

V. Wasserstoff- oder Schutzgaserzeugung.

Das Gas für die Wasserstofferzeugung darf nicht nach der ersten Stufe abgenommen werden, da in diesem Gas das gesamte Benzin und Gasol enthalten ist. Die Abzweigung erfolgt zweckmäßig zwischen Kompressoren und Kontaktofen I. Gegen eine Druckkonvertierung mit anschließender Methanisierung zur Wasserstofferzeugung ist nichts einzuwenden.

Die Schutzgasgewinnung aus der CO₂-Gewinnung der Konvertierung und evtl. der Druckwasserwäsche des Synthesegases kann nur wie

vorgeschlagen erfolgen, wenn dieses Schutzgas unter 2 % Methan und unter 1 % Wasserstoff enthält, und für die CO₂-Beladung des Kontaktes nicht verwertet werden soll. Versuche der Ruhrchemie haben ergeben, daß auch 3 - 5 % CH₄ bei der CO₂-Beladung schädigend wirken. Es empfiehlt sich, das zur Beladung erforderliche Schutzgas durch besondere Maßnahmen vollkommen von CH₄ und H₂ zu befreien, was mit den einschlägigen Firmen noch zu besprechen ist.

VI. Produktion:

Rechnungsgrundlagen (Druckanlage in 2 Stufen):

Durchsatz: 35000 Nm³/h Sy-Gas

Kontraktion in der I. Stufe: 50 %

Kontraktion in der II. Stufe: 45 %

Gesamtkontraktion: 72,5 %

Ausbeute: 141,5 g flüssige Produkte und 13,5 g Gasol/Nm³ CO + H₂

Verflüssigungsgrad des umgesetzten CO in der I.u.II.Stufe: Je 75 %

I. Stufe:

	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	
Sy-Gas I	6,0	29,5	59,0	1,5	4,0	%
Restgas	14,0	23,5	47,0	7,5	8,0	%

Anfallende Produkte: 83 g fl. Produkte + 7 g Gasol/Nm³ Sy-Gas :
entspricht 94 g fl. Produkte (ohne Gasol)
je Nm³ CO + H₂.

Diese Produktion teilt sich auf in:

42 % Paraffin	(über 320°)	= 37,5 g / Nm ³ Sy-Gas I
21 % Gasöl	(bis 320°)	= 19,0 g / " "
11 % Schwebbenzin	(145-200°)	= 10,0 g / " "
18 % A.K.-Benzin	(bis 145°)	= 16,5 g / " "
8 % Gasol		= 7,0 g / " "
Gesamtprodukte Stufe I		= 90,0 g / Nm³ Sy-Gas I

II. Stufe:

	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
Sy-Gas II	14,0	23,5	47,0	7,5	8,0
Restgas II	28,5	11,0	22,0	24,0	14,5

Hieraus werden erhalten:

42,0 g fl. Produkte und 5,0 g Gasol, auf Sy-Gas I berechnet.
Dies entspricht 47,5 g fl. Produkte (ohne Gasol) auf Nm³ CO + H₂ im Sy-Gas I.

Diese Produktion von 47,0 g Gesamtprodukt teilt sich auf in:

42 % Paraffin	(über 320°)	= 20,0 g / Nm ³ Sy-Gas I
21 % Gasöl	(200 - 320°)	= 10,0 g / " "
11 % Schwerbenzin	(145 - 200°)	= 5,1 g / " "
18 % A.K.-Benzin	(bis 145°)	= 8,4 g / " "
8 % Gasol		= 3,5 g / " "
Gesamtprodukte Stufe II		= 47,0 g / Nm ³ Sy-Gas I

Diese Einteilung zeigt den Anfall des Gesamtproduktes nach Zerlegung in die üblichen Zwischenprodukte.

Bei der tatsächlichen Gewinnung werden in den angegebenen Stufen der Produktenabscheidung folgende Mengen anfallen:

Stufe I Restgas I 17500 Nm³

Heißkondensation:

104 g "Paraffin" je Nm³ Restgas I = 52 g je Nm³ Sy-Gas I

Im Kühlturm:

41 g "Ölkondensat" je Nm³ " = 20,5 g je " " "

Nach der Kondensation I verbleiben im Restgas I:

21 g A.K.-Benzin/Nm³ Restgas I = 10,5 g je " " " , ferner

14 g Gasol / Nm³ Restgas I = 7 g je " " " .

Der Reaktionswasseranfall beträgt:

290 g / Nm³ Restgas I bzw. 145 g / Nm³ Sy-Gas I

ohne Berücksichtigung des nach der Kondensation im Restgas befindlichen Wassergehaltes.

Stufe II Restgas II 9600 Nm³

Heißkondensation:

95,0 g "Paraffin" / Nm³ Restgas II = 26,0 g / Nm³ Sy-Gas I

Im Kühlturm:

38,0 g "Ölkondensat"/Nm³ " " = 10,4 g / " "

Nach der Kondensation II verbleiben im Restgas II:

19,3 g A.K.-Benzin / Nm³ Restgas II = 5,3 g / " "

ferner

19,3 g Gasol / Nm³ Restgas II = 5,3 g / " "

Der Reaktionswasseranfall beträgt:

273 g / Nm³ Restgas II = 75 g / Nm³ Sy-Gas I
 unter den gleichen Voraussetzungen wie bei Stufe I.

Diese Grundlagen sind nach den Ergebnissen der bei den in Holten laufenden Drucköfen errechnet. Dabei wurde absichtlich die Auswaschung der Kohlensäure außer acht gelassen, wie auch eine vollständige Entfernung des A.K.-Benzins und des Gasols nach der Stufe I angenommen ist. Wird nach der I. Stufe das A.K.-Benzin und das Gasol nicht herausgenommen, so sind im Restgas der II. Stufe die Benzin- und Gasolmengen der I. Stufe enthalten. Eine entsprechende Umrechnung ist vorzunehmen.

Die hier angeführten Produkte der I. und II. Stufe zeigen folgende Daten:

<u>Paraffin</u>	bis 250°	bis 300°	bis 360°	spez. Gew.
Siedebeginn 215°	5,5 %	19 %	43 %	0,774

<u>Ölkondensat</u>	bis 120°	bis 150°	bis 200°	bis 250°	sp. Gew.
Siedebeginn 85°	8 %	25 %	66 %	90 %	0,738

Olefingehalt: 14,0 %
 Säurezahl: 2,5 mg KOH/g

<u>A.K.-Benzin</u>	bis 50°	bis 70°	bis 90°	bis 110°	b. 130°	b. 150°
Siedebeginn 35°	10 %	39 %	62 %	85 %	89 %	93 %
Siedende 170°	spez. Gew. 0,666					

Olefingehalt: 22,0 %
 Säurezahl: 0,02 mg KOH/g

Das Gasol setzt sich ohne Berücksichtigung des bei der Cracking entstehenden Gasols aus rd. 30 % C₃- und 70 % C₄-Kohlenwasserstoffen zusammen. Doch dürfte diese Zahl stark abhängig von den Betriebsbedingungen sein und sich vor allem wesentlich ändern, wenn Gasol aus der Crackanlage dem Restgas zugesetzt wird.

Eine Zusammenführung aller gleichartigen Produkte aus der I. und II. Stufe ist zweckmäßig. Eine Zusammenführung von z.B. "Paraffin" und "Ölkondensat" kann nur dann erfolgen, wenn es der Betrieb der Crackanlage zulässt.

Von der Ruhrchemie wird noch darauf hingewiesen, daß z.Zt. die Gewinnung von A.K.-Benzin und Gasol durch fraktionierte Tiefkühlung geprüft wird.

VII. Auslegung der Crackanlage.

Wird das Paraffin der I. und II. Stufe zusammen mit dem Gasöl der I. und II. Stufe zur Crackung gebracht, so müssen 73 t je Tag bzw. 26000 jato gecrackt werden.

Kommt hierzu noch das Schwerbenzin, so erhöhen sich diese Zahlen auf 85 t je Tag bzw. 31000 jato.

Bei einer zeitlichen Ausnützung der Anlage von 90 % müßten im 2. Fall 92 t je Tag gecrackt werden.

Das Ausbringen wird mit 75 % an Crackbenzin angenommen, dessen spez. Gew. 0,74 und dessen Oktanzahl 65 - 70 (n. Research) beträgt.

Die Siedegrenzen sind bei Mischung des gesamten bei der Crackung anfallenden Leicht- und Schwerbenzins wie folgt:

	bis 50°	bis 75°	bis 95°	bis 125°	bis 150°	
Siedebeginn	40°	2,5 %	20 %	42 %	57 %	74 %
95 %-Punkt:	180°					

Der Crackrückstand beträgt 2 - 3 %.

Gasförmig werden 22 % ausgebracht.

Allgemein muß gesagt werden, daß alle diese Angaben des gesamten Berichtes, wie auch im Fragebogen verlangt, nur angenähert und nur als Projektierungsgrundlage verwendbar sind.