Ad 2

GESAMTENERGIEN

Tabelle Schema Ia

120 000 t Benzin aus albanischem Rohöl (19 t/St) + Pacura (4.6 t/St)

	t/Std.	Dampf H.D.	Dampf N.D.	Heizgas 10^6 WE	Wasser cbm	KW
Mühle u. Kat-Zugabe			0.2		5	10
Kat., Schweröl + Heissumlauf	0.2 Kat. 8.6 t Schweröl 2.8 Heissumlauf					140
Sumpfphase-Ofen	11.7 t 14 100 cbm		0.8	1.8	40	100
Gasphase-Einspritzung	22 t					275
Gasphase-Ofen					100	100
Kreisl. (S-Phase (G-Phase	15 600) 55 000) 70 000				5	400
Gaswaschung u. Vak. Entspannung	9 cbm Oel				8	110
H_2-Herstellung	9 200 cbm		15.8	20.8 17.1	625	3070
Destillation + Raff. Sumpfphase Gasphase	 25.5 t 20.6 t	3.5	5.2	12.1	620	605
Krackanlage	10.9 t Frischöl	0.5		8.7	110	70
Verschiedenes			1.0		137	220
		4.0	23.0	60,5	1650	5100

Bedarf 23 à 24 x 10^6 + 60.5 = rund 84 x 10^6 Kal/St.

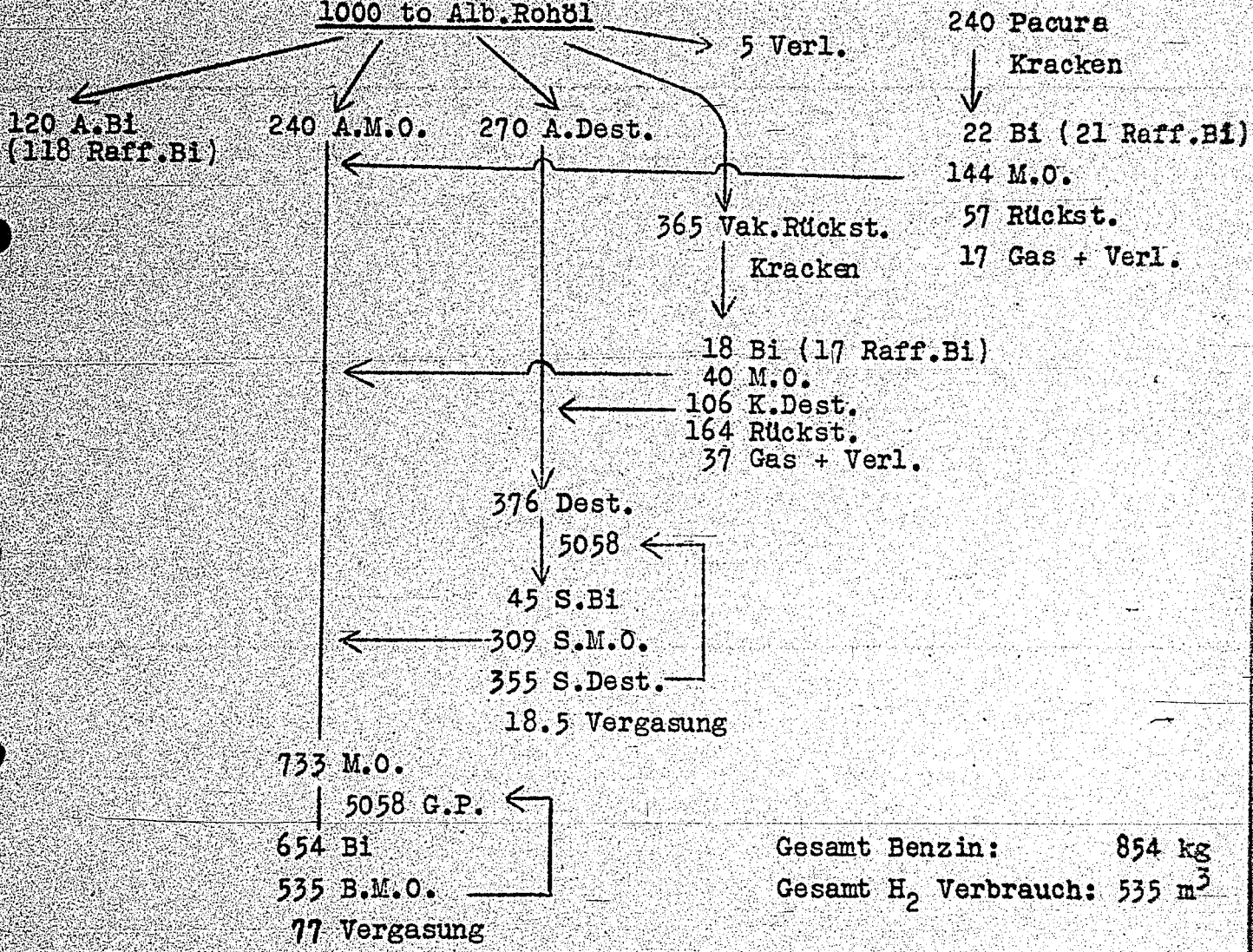
Ad 2

Tabelle Schema Ia

MENGEN UND ENERGIEN FUER DESTILLATION U. RAFFINATION

	Mengen je Stunde	Dampf H.D.	Dampf N.D.	Gas	Wasser cbm	KW
Sumpfphase-Destillation	25.5 t		1.3	6.4	245	65
Stabilisierung	3.9 t	0.5			18	10
Redestillation	4.1 t			1.4	40	10
Gasphase-Destillation	20.6 t		0.7	4.3	125	50
Stabilisierung	11.4 t	1.3			50	20
Entbenzinierung	2000 cbm	1.5			55	365
Raffination					5	10
Pumpen, Tanks etc.		0.2	3.2		82	75
-		3.5	5.2	12.1	620	605

SCHEMA II: 120,000 t/J Benzin aus 17.8 t/St Rohöl plus 4.35 t/St Pacura unter Verwendung von nur fest angeordnetem Kontakt 5058.



Gesamt Benzin: 854 kg

Gesamt H_2 Verbrauch: 535 m^3

Gutschrift

Hygas	1.13×10^6	Kal.
Gelöster H_2	0.13	"
Krackgas	0.36	"
	1.62×10^6 à 95 % =	1.54×10^6
221 kg Krackrückst. à 9500 Kal =		2.1×10^6
		3.64×10^6

Bedarf etwa 89×10^6 Kal/Stunde = 65×10^6 Kal/Stunde.

17.9.36.P_9/Wch.

VERARBEITUNGSGAENGE

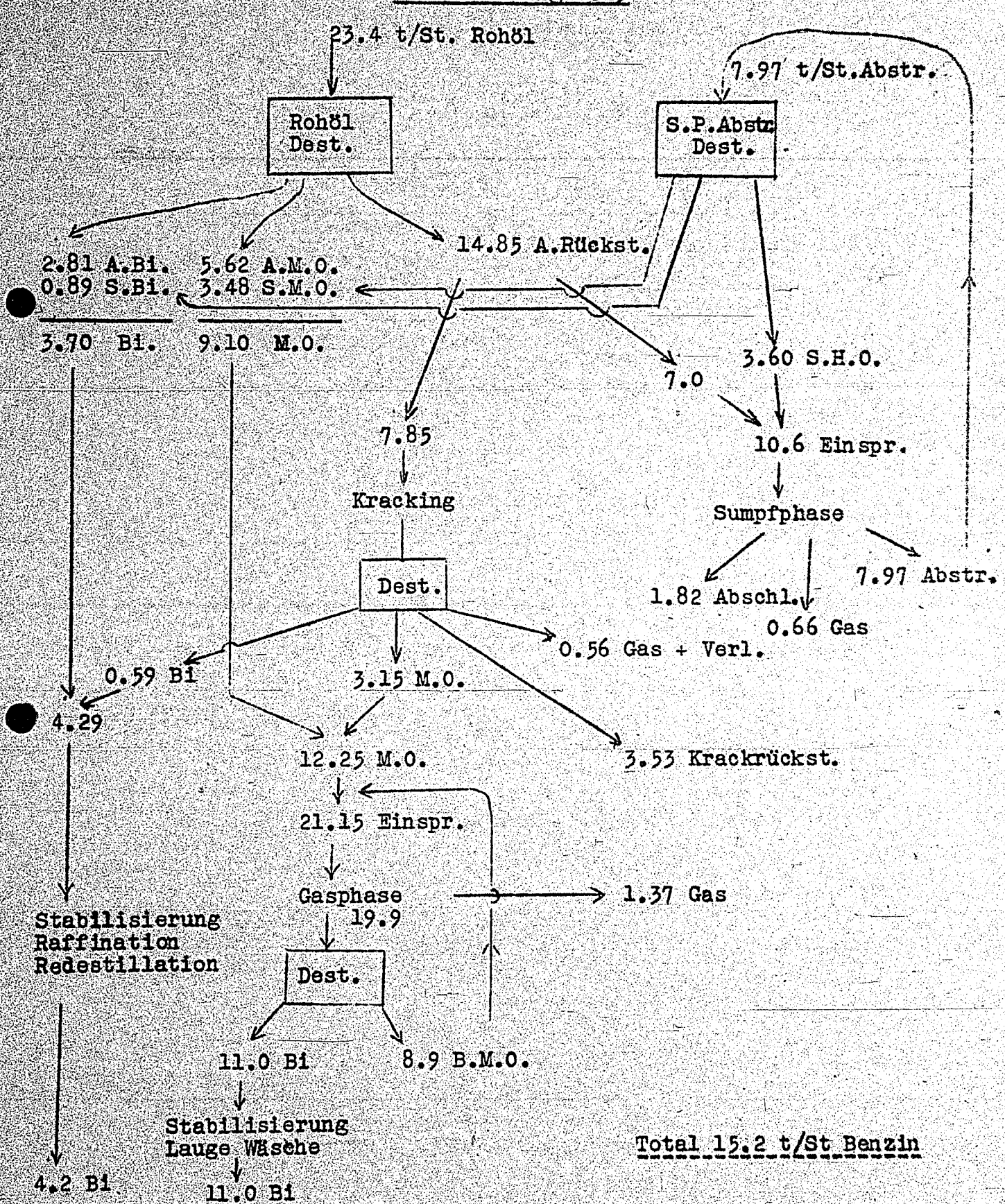
FUER ALBANISCHES ROHOEL ALLEIN UND GEMEINSAM MIT PACURA

	Alban.Rohöl		Alb.Rohöl + Pacura	
Produktion: Jato Benzin	120 000	156 000	120 000	(156 000)
Rohölmengen: Alban.Rohöl	185 000	(240 000)	150 000	(195 000)
Pacura	-	-	36 000	(47 000)
Gesamt	185 000	(240 000)	186 000	(242 000)
Annahmen: Vorhandenes Vol.- 300 at-Sumpfphase m^3	19,0	(19,0)	19,0	(19,0)
" -Gasphase "	17,0	(22,1)	17,0	(22,1)
Leistung Sumpfphase	0,23	(0,30)	0,19	(0,25)
" Gasphase	0,65	(0,65)	0,67	(0,67)
Stündl. sind zu verarbeiten: to Rohöl	23,4	(30,3)	19,0 + 4,6	(24,7 + 5,9)
auf to Benzin	15,2	(19,7)	15,2	(19,7)
Rohöl-Destillation: t/St.	23,4	(30,3)	19,0	(24,7)
Destillat "	8,5	(10,9)	6,8	(8,9)
Krack-Anlage: "	7,8	(10,2)	6,4 + 4,6	(8,3 + 5,9)
" -Destillation: "	3,75	(4,9)	6,2	(8,1)
Sumpfphase: 300 atm.		L = 0.35		L = 0.35
Einspr.'pumpen t/St.	10,7	(16,2)	8,7	(13,2)
Kat'Mahlung "	0,07		0,06	
Heissumlauf "	5	(8,0)	4	(6,5)
Gaskreislauf cbm/Std.	19 300	(29 000)	15 600	(24 000)
Oelwäsche "	11	(17)	9	(14)
Schleudern: Abschlamm t/St.	1,7	(2,8)	1,4	(2,3)
Sumpfabstr.-Destillation t/St.	8,0	(12,0)	6,5	(9,9)
Gasphase: - 5058				
Einspr.'pumpen t/St.	21,2	(27,5)	21,8	(28,4)
Gaskreislauf cbm/St.	55 000	(71 000)	57 000	(74 000) evt.77000
Benzinabstreiferdestill. t/St.	20,0	(26,0)	20,7	(27,0)
Benzinwäsche "	11,1	(14,4)	11,5	(15,0)
" -Raff.(a,s,K-Bi)"	4,5	(5,8)	3,9	(5,1)
Gasbenzin-Anlage t/St.	1,1	(1,4)	1,1	(1,4)
Stabilis.-Anlage "	15,4	(20,0)	15,4	(20,0)
H_2-Bedarf: cbm/St.	9 300	(12 000)	9 200	(12 000)
Hy-Abgas (für H_2 Anlage) Kal.Weft H_u	$23,4 \times 10^6$		$22,5 \times 10^6$	

Bemerkung: Die Klammerwerte geben die Durchsätze etc. für eine 130 %ige Produktion an.

YL.

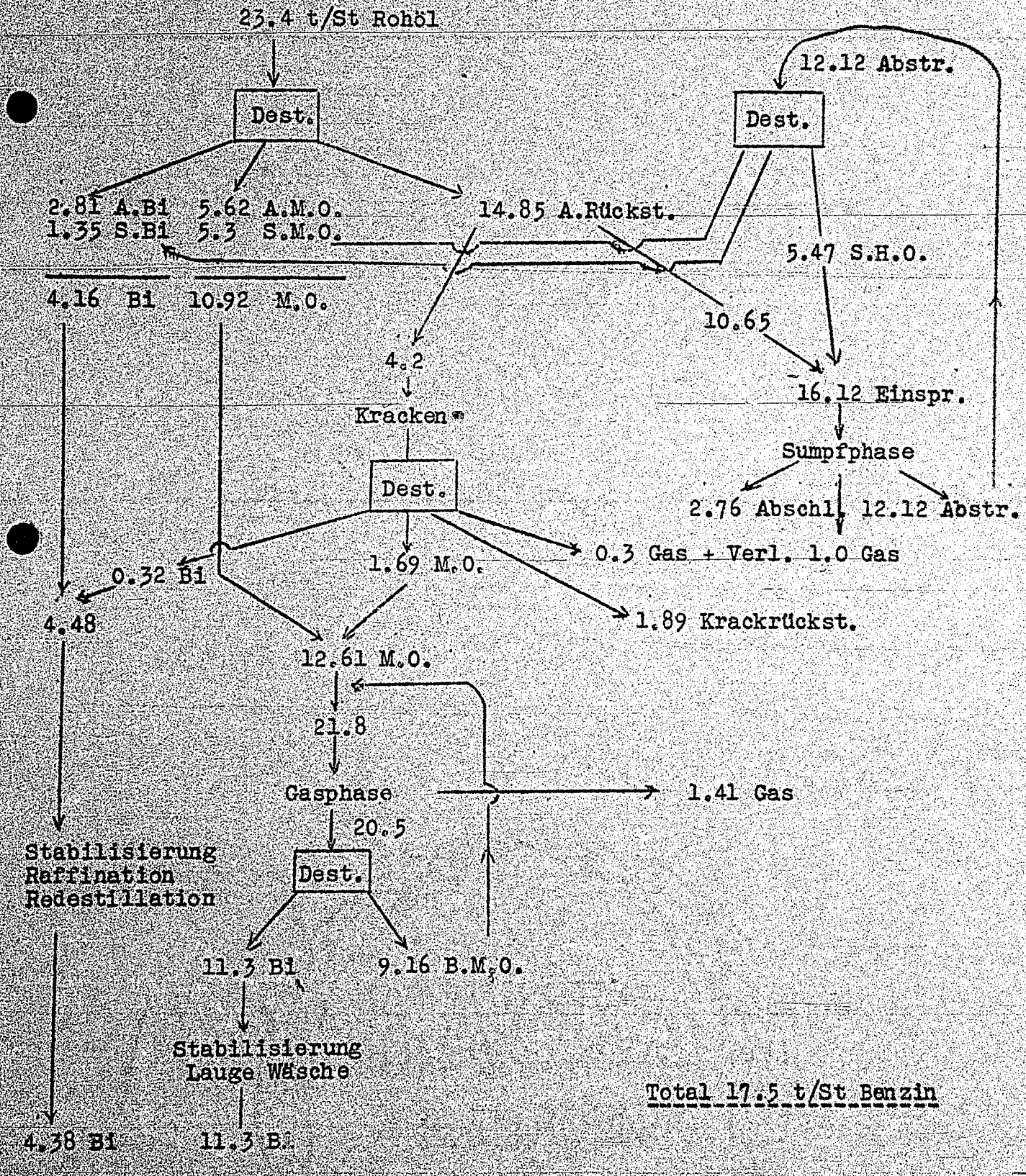
SCHEMA I: 120,000 t/J Bi aus 23.4 t/St Alb. Rohöl.



SCHEMA I: 120,000 t/J Bi aus 23.4 t/St Alb. Rohöl.

Bei Leistung 0.35 in der S.P. kann hieraus produziert werden

19 x 0.35 = 6.65 t/St Bi + M.O. aus 10.65 t/St Rohöl Rückstand.



Total 17.5 t/St Benzin

SUMPFPHASE nach Schema I, berechnet für eine Leistung von 0.35.

Rohöl Rückstand	10.65 t/St.
Rückführschweröl	5.47 t/St.
Gesamteinspritzung	16.12 t/St.
Heissumlauf	8.0 t/St.
Eing.gas 1250 m^3/t Einspr.	20,100 m^3/St.
Kaltgas 550 "	8,900 "
Gesamtgas 1800 "	29,000 "
Belastung der Gasumlaufpumpe	29,000 "

Wärmeaustauscher 400 → 450 / 30 → 100 $\Delta t = 59.5°$

Uebertragene Wärme 6.26 x 10^6 Kal/St.

Oberfläche 2 x 286 m^2 (K = 185)
oder 2 x 228 " (K = 230)

Produktkühler 45 → 100 / 25 → 30 Oberfläche 160 m^2.

Abschl.Kühler näher zu überlegen in Zusammenhang mit Wärmeaustausch für Eingangsgas.

Spitzenvorheizer - übertr. Wärme 1.7 x 10^6 Kal/St. (Diese Kapazität ist etwas höher als die in Lu angegebene, weil später von der I.G. eine etwas grössere Menge Heissumlauf eingesetzt wurde.)

Bei den Regeneratoren ist zu bemerken, dass die A.N.I.C. sich für die 27er Teilung (286 m^2) entschlossen hat weil für die Gasphase nur dieser Typ in Frage kommt.

N.B.
Arbeitend nach Schema Ia wird die Sumpfphase kleiner, sodass die obigen Kapazitäten ausreichen.

GASPHASE nach Schema I und Ia, berechnet für 30 % Ueberkapazität (156,000 t/J Benzin).

	I	Ia
Frischprodukt	15.9 t/St	16.5 t/St
B Mittelöl	11.6	12.0
Gesamteinspritzung	27.5	28.5
Eing.gas 1900 m^3/t Einspr.	52,000 m^3/St	54,000 m^3/St
Kaltgas 730 bezw. 800 m^3/t Einspr.	20,000	23,000
Gesamtgas 2630 " 2700 " "	72,000	77,000
Minimale Menge Frischgas	9,000	9,500
Gasumlaufpumpe (Frischg. Druckseite)	63,000	67,500
Wärmeaustauscher 375 → 420 / 20 → 107-108		
Oberfläche (K = 355 bezw. 365)	2 x 286 m^2	2 x 286 m^2
	390 "	420 "
Produktkühler 45 → 110 / 25 → 30		
K = 300		

HOCHDRUCKVERSUCHE
21/Lu 558.

7. Januar 1926. CB.

Frl. Dr. Hering

Aktennotiz über

Umrechnungen von Hydrierungs-Energien

pro t Benzin in t Steinkohle.

Anlage 1

enthält als Tabelle die Stundenmengen einer 200 000 Jato Benzinanlage.

Abschnitt 1 enthält reine Hydrierungs-Energien.
(Diese Energien sind stark gedrückt

" 2 " Utilities Refinery. (Diese Energien entsprechen denen von Scholven).

In der letzten Zeile der Tabelle sind die Engergien pro Tonne Benzin angegeben.

Anlage 2

enthält Wasserstoffmengen nach Angaben von Herrn TILLMANN (IHEC). Unter dem Strich sind H2-Energien mit 2 550 cbm H2/tBenzin in WE umgerechnet.

Anlage 3

Umrechnung der Energien aus Anlage 1 und 2 in Steinkohle. (Die Zahlen entsprechen nicht ganz den Betriebsverhältnissen)

Anlage 4

Umrechnung der Energien in Steinkohle.
(Unterlagen entsprechen den Verhältnissen in Scholven).

4 Tabellen.

Anlage 1.

Energiebedarf pro Stunde

für Rußland-Projekt.

– 200 000 Jato Benzin, entsprechend 25,3 Stuto Benzin –

(Nur Hydrierung, ohne H2-Fabrik)

	Durchsatz	Hochdr. Dampf t	N'druck t	Kraftgas Mill. WE	Wasser cbm	Hoch-u. Niederspanng. kWh	
Kohle; Transport, Mahlen, Mischen,	48	–	7	–	10	1100	
Kontaktpumpen einschl. Breipressen und Heißumlauf	90	–	3	–	15	250 2250	
4 Sumpfphasekammern	90	–	10	20	1200	1200	
Zentrifugen	50	7	27			250	
Schwelen	14	3		8	110	700	
Gasphaseeinsprtzg.	49	–	1	–	–	620	
Gasphase 2 Ka	–	–	–	–	300	300	
Gasumlauf	330000	–	–	–	–	2050	
Gaswäsche	200 m³ Öl	–	–	–	40	800	
Verschiedenes	–	4	7	–	135	130	
		14	55	88	1800	9680	+)
Sumpfph.-Dest.	52,4	–	2,5	11,5	550	150	
Gasphase-Dest.	41,5	–	1,9	7,6	300	160	
Stabilisierung	25	4,2	0,7	–	140	50	
Gasbenzin	–	0,55	0,8	–	60	800	
Raffination	25	–	–	–	–	10	
Redestillation	7	2,1	0,55	–	85	10	
Verschiedenes	–	1	1	0,9	–	20	
"Utilities Refinery	–	7,85	7,4	20,0	1135	1200	++)
Für 25,3 Stuto Benzin:		21,85	62,4	48	2935	10880	f.ganze Hydr.Anl.
Pro Tonne Benzin . . .		0,87	2,5	1,9	117	438	

+) An Hn.Tillmann Mitte Nov.35 abgegebene Stundenmengen. Stimmen in Dampf und Strom mit Scholven n i c h t überein.

++) Umrechnung für Rußlandanlage nach "Scholven-Unterlagen".

Tabelle 2

600 000 t/Jahr Benzin aus Steinkohle (Ausland)

Nachstehende Tabelle haben wir am 1.12.36 von Herrn Tillmans (IHG) erhalten.

HYDROGEN PLANT

65 000 cbm pure H_2 to Hydrogenation Plant
68 000 " " " to produce
62 700 " " " produced from Hygas
5 300 " " " " " " Nullgas.

	Steam L.P.	Fuel Gas 10^6cal/h	Water cbm/hr.	Power kWh	Men/Shift	Coke to/hr.
Nullgas 5600 m^3	5,4	7	60	330	6	5
Sulfur Removal				60	3	
Blowers			15	1350	2	
Ref.& Conv.	23 40	96	640		14	
CO_2 Scrubbing D. A. P.	62,4		780	200	3	
Compression			1540	21900	8	
CO Scrubbing	8		800	630	8	
Gasholder	1,2		5			
	94	89	3860	24470	44	5
Verschiedenes	9		340	230	4	
68 000 cbm H_2 komprimiert	103	89	4200	24700	48	5

Die nun folgenden Zahlen sind Umrechnungen der Hochdr.-Vers. Lu 558.

2550 cbm H_2 (H_2-Bedarf p.t Benzin)	3,92	3340	158	930	188 kg Koks dazu 2,3x10^6 WE Hygas/1000 cbm H_2 aus Hygas.

In diesem Fall werden 92 % = 2350 cbm aus Hygas gemacht.

Niederdruckdampf	3,92 t	x 500 000	= 1 960 000	WE/t Bzn.
Heizgas	3,34 x 10^6 WE	x 1,65bzw.1	=5 500 000	"
Wasser	70 kW			
El.Energie	930 ") 1000 kW	x 3100	=3 100 000	"
Koks für 200 cbm H_2	188 kg	x 7000	=1 310 000	"
Hygas für 2350 cbm H_2:	(2,35x2,3x10^6 WE ohne Umrechnung)		=5 430 000	"
		Energie für H_2 =	17 300 000	WE/t Benz.

Umrechnung der Engrgien pro t Benzin für Wasserstoff und übrige Hydrierung in t Steinkohle (H_u = 7 200 WE/kg) für Rußland-Projekt (200 000 Jato Benzin)

	WE	WE	t Steinkohle
1)			
Gesamt-Energie f.Wasserstoffabrik 2550 cbm Hg , 92 % a.Hyabgas 8 % a.Koks (nach Ang.v.Hn.Tillmann, s.Anl.2)		17 300 000	2,41
2)			
Hydrierung:			
0,87 t Hochdr.Dampf x 700 000	610 000		
2,5 t N'drck. " x 500 000	1 250 000		
119 cbm Wasser entspr.30 kW)			
438 kW elektr.Energie)			
= 468 x 3100 =	1 450 000		
1,9 Mill.WE Heizgas, davon:			
1 270 000 WE aus Hyabgas x 1	1 270 000		
630 000 " " Kraft " x 1,65	1 040 000	5 620 000	0,78
		22 920 000	3,19
3)			
Gutschriften:			
Hyabgas *) 6 700 000 WE	6 700 000		
Schwelrückstand 70% von 220 kg à 4000 WE	600 000	7 300 000	1,01
		15 620 000	2,18
Hydrierkohle :			1,65
Gesamtbedarf an Steinkohle pro t Benzin: ohne Trocknung: (H_u= 7200 WE/kg)			3,83 t
zusätzlich für eventl. Trocknung :			0,07 t

*) Die 6 700 000 WE Hydrierabgase finden folgende Verwendung:
5 430 000 WE als Spaltgase für Hg-Herstellung,
1 270 000 " " Heizgase in der Hydrierung.

Berechnung der Energien pro t Benzin für Wasserstoff und übrige Hydrierung in t Steinkohle (H_u = 7200 WE/kg)

Hg aus Hygas : . . . . . Unterlagen nach Angabe Dipl.Ing.Fischer (1924)

Hydrierung : . . . . . " " Kalkulierten Scholvenzahlen, Stand 15. Dezember 1935.

	WE	WE	t Steinkohle
1) Wasserstoffabrik:			
Angaben für 1000 cbm H_2:			
1,35 t N'druck-Dampf x 500 000 =	675 000		
30,5 cbm Wasser= 7 kW, Elektr.Energie 488 ") 495 kwx3100	1 540 000		
1,294 Mill.WE Heizgas x 1,65	2 120 000		
2,400 " " Hygas x 1	2 400 000		
für 1000 cbm	6 735 000		
" 2700 cbm Hg/t Benzin		18 230 000	2,54
2) Hydrierung:			
0,64 t Hochdruckdampf x 700 000	450 000		
2,7 t Niederdr.- " x 500 000	1 350 000		
ca.155 cbm Wasser = 30 kW, Elektr.Energie 566 ") 596 kW x 3100	1 850 000		
2,21 Mill.WE Heizgas , einschl. Trockmung, davon:			
500 000 WE aus Hygas x 1	500 000		
1 721 000 " " Kraftgas x 1,65	2 840 000	6 990 000	0,97
		25 220 000	3,51
3) Gutschriften:			
Hysabgas: *) 7 000 000 WE	7 000 000		
Schwelrückstand 70% von 220 kg à 4000 WE	600 000	7 600 000	1,06
		17 620 000	2,45
Hydrierkohle :			1,70
Gesamtbedarf an Steinkohle pro t Benzin einschl.Trockmung			4,15 **)
abzgl.Trockng.von 8 auf 2 % H_2O			0,07 +++)
ohne Trockmung :			4,08

+/.

(z.Anl.4)

Anmerkungen:

*) Die 7 000 000 WE Hydr.-Abgase finden folgende Verwendung:
6 500 000 WE als Spaltgase für H_2
500 000 " " Heizgase in der Hydrierung.

**) Bei Umrechung mit H_u = 7 650 WE/kg Steinkohle kommt man auf 4,o t.

***) Der Anteil der Trocknung pro t Benzin ist:

0,0125 t Niederdruckdampf	x	500 000 =	6 000
19 kW elektr. Energie	x	3 100 =	59 000
0,26 Mill.WE. Heizgas	x	1,65 =	430 000
			495 000 ,

entsprechend 0,07 t Kohle.

Hochdruck-Laboratorium
Dr. Pier/Rue.

Fil. Dr. Hörlein

Aktennotiz über eine

Besprechung am 20. Dezember 1935

mit Herrn Tillmann

über

Energien für das Rußland-Projekt.

Von der I.G. anwesend:

Dr. Rumpf,
Dr. Müller von Blumencron,
Dipl.Ing.Zimmermann.

—

Die uns mit dem Schreiben der IHEC vom 30.November zugesandte Energietabelle über die H_2-Fabrik konnte im einzelnen nicht durchgearbeitet werden, da Herr Tillmann auf dieser Tabelle keine Angaben über Gasmengen und deren Zusammensetzung, sowie über die Art der zugrunde gelegten Einzelvorgänge gemacht hatte.

Herr Tillmann wurde davon in Kenntnis gesetzt, jedoch mitgeteilt, daß die Endsumme, auf Kohle umgerechnet, auf ca. 5% mit einer unserer Energierechnungen für H_2 aus Hy-Gas übereinstimmen.

In den Hydrierungsenergien bestanden in der Gruppe: "Utilities Refinery" insofern Unterschiede, als Herr Tillmann z.B. die Aufheizenergie für die Stabilisierungen der Wärme der Abgase der Destillation entnehmen möchte, was wir aus betrieblichen Gründen (für Scholven) vorerst noch nicht vorsehen möchten.

Man unterhielt sich noch über Umrechnungszahlen von Dampf, elektr.Strom und Kraftgas in Kohle-WE, wobei sich ergab, daß unsere Umrechnungszahl für Kraftgas zu theoretisch, d.i. zu nieder, eingesetzt ist. (Die Überprüfung in den Tagen darauf hat dann auch ergeben, daß die Umrechnungszahl für Kraftgas von 1350 auf 1650 WE Kohle pro 1000 WE Kraftgas erhöht werden muß.) Der Heizwert der Kohle wurde auf H_u = 7 200 WE / kg vereinbart.

./.

Herrn Tillmann wurden noch folgende Umrechnungszahlen unter Annahme einer modernen 75 at - Kraftanlage genannt:

1 t Hochdruckdampf = 700 000 WE
1 " Niederdruckdampf = 500 000 WE
1 Kilowattstunde el.Strom = 3 100 WE .

Da Herr Dr.Pier mit Herrn Tillmann u.a.Herren eine andere Besprechung abhalten wollte, konnte eine Einigung über den Kohlebedarf pro Tonne Benzin nicht erzielt werden.

Herr Tillmann bat um Übersendung unserer Rechnungen, was ihm zugesagt wurde.

gez. Zimmermann.

Nr	Betriebe	lt bzw. 1000cbm Durchsatz	Dampf Hochdr.	Dampf Niedr.	Kraftgas	Wasser Frisch	Wasser Kreis
1	Trocknung von Rohbraunkohle	170 RBK					
2	Kohlenentl. u. Mischung	lt Kohle		0,01			
3	Teeraufbereitung	lt "	0,09	0,1			
4	Vorbrecherei	lt Kohle		0,01			
5	Kontaktanmaischung	lt Kont.	0,085	0,23			
6	Mahltrocknung von 8% auf 2% H2O	lt Nasskohle		0,0066	135		
7	Kohlemüllerei Feinmahlung und Anpasten	lt Brei	0,016	0,021		0,004	0
8	Kohleaufbereitung Brei bei Mühle etc Braunkohle Schälung	lt Trocken - kohle-Brei		0,07			
9a	Breipressen 300 at	lt Brei		0,033			0,5
9b	" " Dampfantrieb	lt Brei	0,34	0,04 0,32 Gut-Schrift			
9c	" " Glantr. {300 at / 200 "	lt Brei		0,04		0,4	
10	Versch.kl.Pumpen,Kühlöfen Spülöl,Gleitöl,H2O,Kontakt	lt		0,1			
9d	Heisser Teerkreislauf	t				0,1	
11a	Gasumlauf(Elektr) {Druckdiff.	1000 m³		0,0036			
11b	Gasumlauf(Dampf,Kond) (Elektr) {ca 25 at	1000 m³	0,04	0,02		2,5	
12a	Kreislaufgaswäsche mit Entsp.Maschinen	1 m³ Waschöl		0,1		0,1	
12b	Gaswäsche mit Vak.Entgasung mit Entsp. ohne "	1 m³ Öl		0,1		0,1	
12c	Linde - Wäsche 300 at	1000 m³				1,0	
13a	St.Kohlekammer(ohne Reg.)	lt Brei	0,0084	0,166	216	0,15	10,0
13b	Steinkohlekammer	t	0,01	0,20	m.R.70 o.R.240	0,0	
14	Teerkammern	t	0,01	0,12	180	0,0	
15	Braunkohlekammern	t	0,01	0,10	100	0,0	
16a	Schleudern m.verdünntem Abgehalme	lt	0,0415	0,13			
16b	Schleudern	lt	0,0415	0,1			

		Ex.Energie		Bemerkungen
		M.St.	M.Sp.	
		6,6	5,5	Wärmebedarf 800WE/Kg zu verdampf.Wasser z.B. bei Hu=2000WE/Kg $\frac{400000}{2000}$ =0,2 f.500Kg Wasser
			4,0	Hib.
			7,0	
		6,66	1,66	Hib.
			21,4	Hib. bei ca 3,5% Kontakt
139		8,66	1,13	Hib
	x) 0,0004	16,6	1,66	Hib. x) e,5to/60to Brei
		5,0	2,5	
	0,5	18,3	0,79	Hib.
			0,8	
		18,5 16,0	1,5	
	0,3	17,0	6,3	Hib.
		4,0	3	Hib. Me
		5,0	0,0715	Hib.
		6,0	0,3 0,1	
		5,08	1,08	Hib.incl.künstl.Kühlung auf 15°
		3,5 47,0	0,5 0,5	
		120		60 ltr Lauge auf 500 at,60 ltr Wasser /300 at,800 at H2 v,47/300 at Kälte 17,5KW
		18,5	4,00	Hib.
		4,0	0,9	
120		5,0	0,5	
		3,5	0,5	

Kessel 300 at	1000 m³					4,0	
13a St.Kohlekammer(ohne Reg.)	lt Brei	0,0084	0,166	216		1,33	10,6
13b Steinkohlekammer	t	0,01	0,20	m.H.70 o.H.240		2,0	
14 Teerkammern	t	0,01	0,12	180		0,0	
15 Braunkohlekammern	t	0,01	0,10	100		8,0	
16a Schleudern m.verdünntem Abschlamm	lt	0,05-0,1	0,15				
16b Schleudern	lt	0,0415	0,12			0,28	
17a Schwelen Kugelofen Schachtofen	lt	0,5 0,3	0,5 (300)480xx 0,5 (300)480xx			3,0 3,0	
17b Schwelerei	lt	0,13	0,7	470			20
18a Kohle - Abstr. Dest.	lt		0,064	220		1,02	12,8
18b Teer u. Kohle - Abstr. Dest.	lt		0,10	130			
19a Öl-Einspr. Pumpen { Dampfantrieb El.Antrieb { 200 250 300	lt Öl	0,15	0,137Gut-schrift				
19b Einspr.Pumpen BiPh	lt Einspr.						
20 Wasser Pumpen (Gas Ph)	lt	0,15					
21a Benzinkammern	lt		0,019			3,04	7,7
21b Gasphasekammer	t					8 - 10	
22a Benzinabstr. Dest.	lt		0,1	125		10	
22b Bi - Abstreifer Destillation	lt		0,048	140		1,4	12,8
23a Gasbenzinanlage m. Stabilis.	lt(Auto-Benzin)	1,0	0,[illegible] Gut-schrift			15	
23b Entbenzinierung Ölwäsche	1000 m³		0,04			0	
23c Gasphase - Entbenzinierung	1000 m³	0,18	0,158			10,3	17,9
23d Stabilisierung	lt	0,15	0,028			0,72	7,6
24 Redest. a.Trennung a.Trennung v.Trak.Öl	lt		0,02	130 150		5,0 5,0	
25 Raffination	lt	0,025	0,015			0,5	
26a Benzinwäsche	lt		0,005			0,5	
26b Benzin-Lauge-u.Wasserwäsche	lt		0,019			0,31	
27 Zwischentanklager	lt	0,11	0,22				
Verladung, Mischanlage Verkaufstanklager Beleuchtung Gasometer - Heizung Büros etc Leber ohne Zwischentanklager	lt Benzin	0,03	0,2	10		2	5

BESONDERE DRUCKS

Preßgasen #1. Ölentz.40 at 700 at	lt		0,04 0,0				

1,75	10,0	12,5	2,80	Hib.
0,0		4,0	0,5	
9,0		5,0	0,5	
8,0		3,5	0,5	
			6,95	Hib.
0		40	2,0	xx)bezieht sich auf Gasverbrauch
0			5 - 7	( ) Zahl unter Gutschr.des Schweißzusatz.
	20	40	15	Hib.
02	12,8		3,07	Hib.
		4,0	3	Me
			0,1	
		10,0		
		12,5		
		16,0		
		12,7	0,192	Hib.
	1		18-22,5	
3,08	7,7	15,4	1,15	Hib.
10		18	0,5	Me
10		6	3,5	Me
4	12,8		4	Hib.
1		1	2	Me Propan u. Butan = ½ v.Gasbr.
		36,0	5,0	Hib. ca 50 % 1-5 at komprimieren Ca 50 % bereits komprimiert
1,3	37,9	15,9	5,1	Hib. ca 25 % 1 - 25 at komprimieren ca 75 % bereits komprimiert
0,72	7,8		1,95	Hib.
0		4,0	4,0	
0		8,0		
5			4,0	
5			2,5	
51			0,75	Hib.
			14,0	Hib.
	5	1	8	
E				
		3,5	0,1	
		65	0,7	

21b Gasphasekammer		lt				10		18	0,5	Me	
22a Feuerungsbetr. Dest.		lt		0,1	125	10		6	3,5	Me	
22b El - Abstreifer Destillation		lt		0,048	150	1,4	12,8		4	Hib.	
23a Gasbenzinanlage m. Stabilis.	lt (Auto-Benzin)	1,0	0,	Nat-kondrift		15		1	2	Me Propan u.	Gas
23b Entbenzinierung Ölwäsche		1000 m3		0,04		6		36,0	5,0	Hib.	ca 50 %
										Ca 50 %	Lage
23c Gasphase - Entbenzinierung		1000 m³	0,16	0,158		10,3	17,9	15,9	5,1	Hib.	ca 25 %
										ca 75 %	i -
23d Stabilisierung		lt	0,16	0,028		0,72	7,8		1,95	Hib.	
24 Reagent. m.Trennung		lt			130	5,0		4,0	4,0		
e.Trennung v.Trak.Öl				0,02	150	8,0		8,0			
25 Raffination		lt	0,025	0,015		0,5			4,0		
26a Benzinwäsche		lt		0,005		0,5			2,5		
26b Benzin-Lauge-u.Wasserwäsche		lt		0,019		0,31			0,75	Hib.	
27 Zwischentanklager		lt	0,11	0,22					14,0	Hib.	
Verladung, Mischanlage Verkaufstanklager 28 Beleuchtung Gasometer - Heizung Büros etc Luber ohne Zwischentanklager		lt Benzin	0,03	0,2 -	10	2	5	1	8		

B E S O N D E R E D R U C K E

29 Dreipressen	el. Olantr.	40 at	lt	0,04				3,5	0,1		
		700 at		0,01				65	0,7		
30 Ölpumpe	el.	40 at	lt					2,5	0,1		
		700 at						40	0,1		
31 Ölumlauf		40 at	1000 m³					25,0	0,1		
		700 at						6,0	0,1		
32 Kompressoren		40 at	1000 m³			7		170			
		200 "				10		240			
		400 "				11		260			
		700				14		350			

Berlin, den 30. Dezember 1933.

Aktenvermerk

Über die Berechnung von Brennstoffen in WE Kohle.

Die bisherigen Berechnungszahlen von 1550 WE Kohle/1000 WE Gas [illegible] einer Nachrechnung unterzogen, wobei sich folgendes ergab:

	Bedarf an WE Kohle für 1000 WE Gas.
Berechnung der Zentralgasfabrik Im [illegible] ergeben Dr.Cochmann (s.Anl. 1)	1 945 WE
Berechnung der Generatorgasverwendung: 55% entspr. [illegible] (nach Fr.Heidem.Vortrag Dez.33,s.Anl.2)	1 820 WE
Berechnung in Sinklergasgeneratoren [illegible] (Rechnung D'ing.Lempe, [illegible] s.Anl. 3).	2 630 WE

Der obigen Zahlen ist es zu verdanken, wenn künftig für [illegible] Berechnungen die Berechnungszahl

2 000 WE Kohle für 1 000 WE Gas

[illegible]

[illegible]

Anlage 1.

Energiebilanz der Leuchtgasfabrik La

nach fernmündl. Mitteilungen des Herrn Dr. Oschmann.

Größe: 8,8 Mill. WE/Stdc. Abrechnung gilt für 1 cbm mit 4400 WE.

Verbrauch:	2,45 kg Steinkohle	0,3 kg 6500 0,7 kg 7000 }	6 850 WE/kg	= 16 800 WE
	für Heizung 0,34 kg Koks à 7 100 WE			= 24 000 WE
	Strom 25 000 KWh pro 1,1 Mill. cbm Gas			
	= 0,0225 KWh/cbm			
	bei 3 100 WE/KWh			= 70 WE
				19 270 WE
Gutschriften:	1,65 kg Koks à 7100 WE		10 170 WE	
	0,065 " Teer à 8500 WE		550 WE	
				-) 10 720 WE
	pro 4 400 WE Gas sind nötig			8 550 WE
	bezw. pro 1 000 WE " " "			1 945 WE

Dr. Gordon sagte in einem Vortrag im Dezember 1935 :

	Hydr.	Fischer
theoret. Wirkungsgrad bei Verwendung bekannter Gaserzeugungsanlagen	74 %	42,5 %
praktischer Wirkungsgrad	40 %	22 %
to Kohle pro to Benzin	4	7
cbm Wassergas, die theoret. pro to Benzin erzeugt werden müßen.	1 280	5 300
praktisch tatsächlich zu erzeug. Wassergas	3 000	15 000

Wirkungsgrad für Wassergas aus Koks = 55 % , das ist

pro 1 000 WE Wassergas 1820 WE Kohle.

Abschrift

Über ein Telefongespräch am 18. 12. 35 mit Herrn D'Ing.Langen betr. Umrechnung von Kraftgas auf Kohle.

Zu Grunde gelegt wurde eine Gaserzeugung von 50 000 000 cbm/std. aus Steinkohle von 7000 WE/kg im Winklergenerator.

Der stdl.Verbrauch ist :

)	13,1 to Steinkohle à 7 000 WE	=	93 000 000 WE
	932 KWh à 3 100 WE		2 900 000 WE
	500 cbm Wasser = 100 KWh à 3 100 WE		300 000 WE
			95 200 000 WE
	Gutschrift 20 to H'dr.dampf 20 atü à 700 000 WE		14 000 000 WE
	Netto-Energie für 50 000 cbm Kraftgas à 1000 WE		81 200 000 WE

) Das ist: pro 1000 WE Heizgas werden unter Anrechnung der Dampfgutschrift 1 650 WE Kohle gebraucht. Für Gas aus Trockenbraunkohle gelten dieselben Zahlen wie für Steinkohle.

...chrift. CB.

Frl. Dr. Hertwig

— INTERNATIONAL HYDROGENATION ENGINEERING & CHEMICAL CO. —

Eng.TD, Haag, 30.Nov.1935.

I.G.Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
z.Händen des Herrn Direktor Dr. Pier,
LUDWIGSHAFEN a/Rhein.

Betr. Hydrierprojekt Rußland.

Bei der ersten Besprechung, die wir mit den Russen gehabt haben, haben wir gesehen, daß dieselben großen Wert auf den Gesamtkohleverbrauch in einer Hydrieranlage legen. Wir hatten damals in Übereinstimmung mit den veröffentlichten Daten angegeben, daß eine große Kohlenhydrieranlage, modern gebaut, ausgehend von einer guten Kohle, etwa 4 t Kohle für 1 t Benzin verbraucht, in welchem Kohleverbrauch auch die Gesamt-Energieerzeugung eingeschlossen ist.

Wir haben für uns eine detaillierte Aufstellung ausgearbeitet über den Kraft- und Energieverbrauch in einer großen Hydrieranlage. Die auf die eigentliche Hydrieranlage sich beziehende Spezifikation haben wir Ihnen am 7.November zugeschickt. Eine Korrektur der Zahlen, die eine wesentliche Erhöhung der von uns eingesetzten Zahlen bedeutet, hat der Unterzeichnete bei seinem letzten Besuch in Ludwigshafen am 26.November erhalten.

Wir glauben, daß die Frage des Gesamtkohlenverbrauches bei den weiteren Besprechungen mit den Russen eine nicht unwesentliche Rolle spielen wird. Wir nehmen an, daß bei der Frage der Garantiezahlen wir so vorgehen werden:

1) Diejenigen Zahlen nennen, von denen wir auf Grund der vorliegenden Erfahrungen erwarten, daß sie beim regelmäßigen Betrieb der Anlage erreicht werden,
2) Zahlen, die wir garantieren, die natürlich erheblich höher liegen werden.

2. Dez 1935
1357

Aus den erstgenannten Zahlen muß es möglich sein, unter Einsetzung günstiger Wirkungsgrade für die Versorgungsbetriebe, wie Gasgeneratoranlage, Wasserversorgung, Kesselhaus und Kraftanlage, den Kohleverbrauch von 4 t zu erreichen.

Es ist uns nun auch gelungen, auf eine solche Zahl zu kommen, unter Benutzung der von uns für die Hydrierung eingesetzten Energiezahlen, die , wie schon erwähnt, in Ihrem Besitz sind. Wir legen Ihnen heute weiter bei: Tabellen über den von uns errechneten Energieverbrauch in der Wasserstoffanlage und Raffinerie. Die Addition dieser Zahlen ergibt einen Gesamtverbrauch(pro Arbeitsstunde = 25,3 t Benzinproduktion) von 15 Tonnen Heizdampf, 8-10 Atm.Druck,
143 " Niederdruckdampf 2 - 3 Atm.
114×10^6 Cal. Heizgas,
6650 cbm durch die Rückkühlanlage zurückzukühlendes Wasser und
33300 kW , einschl.42 t Reinkohle als Grundstoff f.d.Hydrierung.
Aus diesen Zahlen haben dann unter Einsetzung günstiger Wirkungsgrade in den Versorgungsbetrieben errechnet, daß ein Gesamtverbrauch von 4 t Kohle pro t Benzin erreicht werden kann.

Die Endzahlen, die wir oben angegeben haben, ändern sich nun durch die von Ihnen vorgenommenen Korrekturen in den Zahlen der Hydrieranlage, sodaß wir nunmehr eine Zahl von 4 t pro t Benzin nicht mehr ermitteln rechnen können.

Mit Rücksicht auf die Bedeutung dieser Zahlen bei den weiteren Verhandlungen mit den Russen möchten wir Sie nun bitten:

1) die in den beiliegenden Tabellen gegebenen Zahlen für die Wasserstoffanlage und Raffinerie nachzuprüfen, und

2) auf Grund der sich dann ergebenden Gesamtverbrauchszahlen den Gesamtkohleverbrauch zu ermitteln.

Wir wissen, daß hiermit eine nicht unerhebliche Arbeit verbunden ist, glauben aber, daß es im allgemeinen Interesse liegt, wenn diese Durchrechnung vorgenommen wird. Wir bitten um Mitteilung, ob wir in diesem Punkt auf Ihre Unterstützung rechnen dürfen.

Hochachtungsvoll
I . G . F . C .
gez.Tillmann

Anlage 1 zum Brief der I.H.E.C. vom 30.11.1935. Abschrift.CB

HYDROGEN PLANT

65 000 cbm pure H_2 to Hydrogenation Plant,
68 000 " " " " produce
62 700 " " " produced from Hygas
5 300 " " " " " Nullgas.

	Quant.	Steam L. P. to/hr	Fuel Gas: cal/hr 10^6	Water cbm/hr.	Power kWh	Men/ Shift	Coke to/hr
Nullgas	5600	5,4	7	80	330	6	5
Sulfur Removel					60	3	
Blowers				15	1 350	2	
Ref. & Conv.		23 40	96	640		14	
CO_2 Scrubbing DAP		62,4		780	200	3	
Compression				1540	21900	8	
CO Scrubbing		8		800	630	8	
Gasholder		1,2		5			
		94	89	3860	24470	44	
Verschiedenes		9		340	230	4	
		103	89	4200	24700	48	
Hygas-Überschuß			20				
			69				

Anlage 2 zum Brief der I.H.E.C. vom 30.11.1935. Abschrift.

UTILITIES REFINERY

	Quantit. Hr.	Steam H.P.	Steam L.P.	Fuel Gas cal/hr.	Water cbm/hr.	Power kWh
Liq.Ph.Distillation Stabiliser	52,4 t		1,6	11	580	120
Redistillation	6,o t			1,4	50	10
Vap.Ph.Distillation Stabiliser	41,5 t		1,3	8,3	460	104
Gasrecovery		1	4,o		35	540
Liq.Ph.Petr. Treater Vap.Ph.Petr.					5	10
Miscellaneous			1,1	0,3	20	16
		1	8,o	21,o	1150	900

Frl. Dr. Höring

Abschrift. v3.

INTERNATIONAL HYDROGENATION ENGINEERING & CHEMICAL COMPANY,

H A A G

Haag, den 7.November 1935.

I.G.Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
z.H.d.Herrn Direktor Dr.Pier, Lu 508.
LUDWIGSHAFEN a/Rhein.

Betr. Kohlehydrierung.

Mit Rücksicht auf die verschiedenen schwebenden Projekte, besonders aber mit Rücksicht auf die Verhandlungen mit den Russen, haben wir die Bau- und Betriebskosten für eine Steinkohlen-Hydrieranlage von einer Kapazität von 200 000 t pro Jahr noch einmal zusammengestellt. Wir sind dazu gekommen, daß die eigentliche Hydrieranlage, bestehend aus 2 Sumpfphase- und 2 Gasphasekammern, dem Wasch- mennaus mit der Gaswäsche, einer Zentralentspannungsanlage, einem 150 t-Kran, der Schlammaufbereitung, der Inertgasanlage mit Gebläsen und Kompressoren, den Verbindungsleitungen innerhalb der eigentlichen Hydrieranlage, für deutsche Verhältnisse RM 25 300 000 kosten wird. Dabei ist ein Betrag von RM 1 000 000 für Reserveteile eingeschlossen. Nicht eingeschlossen ist aber die Destillations- und Raffinationsanlage, die Wasserstoffanlage, Werkstätten, Büros, Labor., Straßen, Wasserversorgung, Wasserreinigung usw.

Wir legen eine Tabelle bei, die die erforderlichen Energiemengen und Arbeiterzahlen für die eigentliche Hydrieranlage zeigt.

Es wäre uns sehr lieb, wenn Sie sowohl die Gesamtsumme der Anlagekosten, wie auch die Zahlen über Energieverbrauch an Hand Ihrer eigenen Zahlen nachprüfen wollten und uns Ihre Ansicht hierzu mitteilen würden. Eine ausführliche Besprechung hierüber könnte bei der nächsten Anwesenheit des Unterzeichneten in Ludwigshafen stattfinden, bei welcher Gelegenheit dann auch, wie verabredet, eine eingehende Besprechung der Pläne und Bedingungen der Anlage Hibernia erfolgen könnte, soweit hierüber schon Unterlagen vorhanden sind.

Für Ihre Bemühungen danken wir im Voraus.

Hochachtungsvoll

i. A. A. C.

gez. Fillbrunn.

1 Anlage.

ea: Dr.v.d.Horst.

Anlage z.Ber. d.
A. E. Z. G. vom
7. November 1950.
Betr. Betriebs-u. Ko
Kosten f. Erdgas Ry.

UTILITIES CONSUMPTIONS FOR HYDRO PLANTS (bituminous coal)
200 000 t Petrol/year = 29,5 t/hr = 43,0 t a.M.F.Oil. (74,5 M)
65 000 cbm Rp/hr = 2 550 cbm/t Petrol.

	Quantity to / hr	Steam M.P.	Steam L.P.	Fuel Gas 10^6 cal/hr	Water cbm/hr.	Power kW/hr.	Men/Shift.	
Coal Transport, Mill. & Mix.	48 t	1,5	7 U 2,5		10 V 5	500 1200	6	8
Catalyst Pumps								
Paste injectors and Recirculating Pumps	90 cbm		3 V 3,6		15 V 15	2250 2160	8	10
4 Liquid Phase Stell		0,9	10 2 1,7	20 V 21,5	1200 1350	700 1200	10	14
Centrifuges	60 t	4,5	10 10 V 21		10	350 270	8	10
Sludge Recovery, Carbonisation	14 t	1,6	3 V 7, 12	8 4,2 2,6	110 V 40	700 1400	10	20
M.O. Injectors	49 cbm		1 V 1		10	620 670	4	6
2 Vap. Phase Stell					340 210 400	300 340	4	6
Liqu. Phase Circulating Gas	220 000 cbm				270	2050 2150	4	4
Vap. Phase	120 000 "							
Tempering	200 cbm Oil				40 V 50	800 760	4	5
Ice Down							6	5
Miscellaneous		1,5	34	7 2	14,4	135 126	7	9
		14	10 14	60 32 55	29 24,2 28	2 1200 1410	11 357 7700	70 93

incl. feed treatment with M 15

46

Hydrierversuche
Nr. 558

13 September 1935 [illegible]

[illegible]

Kalorienwerte (rohe Schätzungen)

			Preis/10 000 cal.
Erdgas	15 cts/1000 cf ~63 Pfg/28cbm = 2,2 Pfg/18000 cal	=	ca 2,8 Pfg
Kohle	1 M/t = 5 ~~Cts~~/t 6500 cal/kg	=	0,85 "
Erdöl	d=0,9 2,5 cts/gal = 20 ~~Cts~~/t	=	3,0 "
Paraöl	d=0,85 4 cts/gal = 50 ~~Cts~~/t	=	5,0 "
Benzin	d=0,75 5 cts/gal = 70 ~~Cts~~/t	=	7,0 "

Gas aus Kohlehydrierung

1 400 000 t Kohleverarbeitung
Anlagekosten ca 100 Mill.M.
Abschrift 5% = Ölgewinn= 40 ~~Cts~~/t
60 t Gas/Std. 13-13 Pfg

Gas aus Sandhydrierung 5052

50 ~~Cts~~/t Sand
Anteil: { 20% Gas
{ 80% Ölgewinn zu 70 ~~Cts~~/t 8,5 "

Gas aus Gaskohlevergasung ca. 7,0 "

Hochdruckversuche Lu
Ag/Lu 558

10.10.1934.Weh.

Bewertung von 10 000 Kal. in verschiedenen Produkten.

	Heizwert Kal/kg	Deutschland: Wert pro t	Pfg/1000 Kal.	Amerika: Wert pro t x)	Pfg/1000 Kal.
Braunkohle	2 200	(2.- (3.-	0,09 0,14		
Steinkohle	7 000	(12.- (16.-	0,17 0,23	12.-	0,17
Heizöle:					
Krackrückstand	10 000	(20.- unverzollt (150.- verzollt	0,2 1,5	} 10.-) }ab } }Zoll.	0,1
Dest-Rückstand	10 200	150.-	1,45	} 25.-)	0,245
Gasöl	10 500	(120.- vers.als Treiböl (290.- norm.verzollt	1,15 2,75	45.- "	0,43
Benzin	10 800	250.- Erlös 350.- Großh.'preis 500.- Zapfst.' "	2,3 3,25 4,6	70,- "	0,67

x) angerechnet 1 $ = 4,20 Mk.für inneramerikanische Verhältnisse.

Anlage 1

Berlin,

Wärmetechnischer Wirkungsgrad der Benzinanlage Ruhland.

(Tertrmulich)

I. Rohstoffe 14 000 m³ Synthesegas
12,34 to Briketts = 58 000 000 Kcal

II. Energieverzehrung
Kraftgas für gesamte Unterfeuerung = 20 600 000 "
Kesselhaus = 3 000 000 "
23 600 000 Kcal

III. Ausbeuten
Butan + Propan 0,265 t = 2 600 000 Kcal
Schweröl 0,063 t = 700 000 "
Heizgas 5 180 m³ = 9 300 000 "
Restkoks 2,7 t = 14 300 000 "
26 900 000 Kcal

IV. Kohlenbilanz I + II = III
Kohleneinsatz 50 700 000 Kcal
58 000 000 "

V. Wirkungsgrad = Energie des Benzins / Energie der Kohle = 10 500 000 / 54 700 000
= 0,192

Berechnet für 1 to Benzin.

Ruhland am 23. März 1938.

Abschrift.OB. Lu, den 4.Oktober 1934 al.

Gesamter Kohlenaufwand (Wärmeäqu.)
für
200 000 Jato Benzin aus R.B.K.46
einschl. Hg-Erzeugung nach Winkler mit O2 und
einschl. gesamter Energie-Erzeugung.
(alle Zahlen gelten für 330 B.T.)

I. Hg-Erzeugung: 75 000 cbm/h
Aufwand aus R.B.K.46 = 150 stuto.

II. Sämtliche Hydrierung:
Aufwand aus R.B.K.46 = 127 stuto
Abgabe von Hygasen = 136 x 10^6 kcal (nach außen)
" " Hyrückst. = 15 x 10^6 " (wurden verbrannt)

III. Energie-Erzeugung:
1) Kesselhaus
74 000 kW
190 stuto Hochdr.Dpf.) = 113 stuto R.B.K.46
Dabei ist berücksichtigt, daß die anfallenden 15 x 10^6 festen Hy-Rückstände mit verbrannt werden.
2) Kraftgasfabrik
60 x 10^6 kcal/h = 43 stuto R.B.K.46

Kohlebilanz:

I.	150	
II.	127	
III.	113	
+	43	
	433	stuto R.B.K.46
- Wärmeäqu.d.Hyabg.	55	" "
Kohlebedarf:	378	" "

= 945 x 10^6 kcal/h.

Benzinerzeugung 25,2 stuto = 257 x 10^6 "

Thermischer Wirkungsgrad der Benzingewinnung

$$\frac{257}{945} = 27{,}2\ \%$$

Lu., den 4.Oktober 1934. sl

Gesamter Kohleaufwand (WärmeÄqu.)
für
200 000 Jato Benzin aus R.B.K.46
einschl.H$_2$-Erzeugung und
einschl.gesamter Energie-Erzeugung.

I. H$_2$-Gewinnung aus Grude 22 800 cbm/h
Grude-Bedarf 17 stuto

II. Eigentl.Hydrierung
Anfall aus Hygas 57 x 10^6 kcal/h.

III. Energieanlagen:
1) Kraftgasfabrik
Grudebedarf 10 stuto
2) Kesselhaus
Grudebedarf 30,5 stuto

IV. Schwelerei, Annahme: Schwelgase reichen zum Heizen aus.
(13,8 % anal.Teergehalt auf R.B.K.o)
(87 % Ausbeute)

Bedarf an R.B.K.46	490 stuto
Grudeanfall	132 stuto
Davon ab für Trocknung	32 "
verbleiben	100 stuto Grude.

Grudeüberschuß 100 - 17 - 10 - 30,5 = 42,5 stuto
= 255 x 10^6 kcal/h.
= Äqu. 102 Stuto R.B.K.46

Kohlebilanz:
Schwelerei 490 stuto
-Grude Äqu. 102 "
388 stuto R.B.K.46
WärmeÄqu. der Hyabgase 57 x 10^6 kcal = 23 stuto R.B.K.46
"Kohle"-Bedarf 388 - 23 = 365 stuto R.B.K.46

Thermischer Wirkungsgrad der Hydrierung:

$$\frac{257}{915} = 28{,}1\ \%$$

(Weitere Bleistiftnotizen a.Orig.:)
Ohne Berücksichtg.der Schwelerei ergibt sich bei BG.
I. 17 000 x 6 000 = 102 000 000 WE
III.
1) 10 000 x 6 000 = 60 000 000 "
2) 30 500 x 6 000 = 183 000 000 " 345 000 000 WE
ab II. 57 000 000 " 288 000 000 WE
+ Teer 1,27 x 25250.9500 304 000 000 "
Erzeugt: 25 250x10400=263000 000 WE 592 000 000 WE.
therm.=44,8%
liegt in Wirklichkeit höher, da Strom-u.Dampfverbr.d.Schwelerei inbegr.

M. Zimmer

Gesamter Zeitaufwand für Variante 2

Für

Herstellung von R_2BK_{46}

einschließlich Transport von Zeche und

einschließlich reinen Arbeitszeiten

(alle Zeiten gelten für 24 Std)

I. R_2-Erzeugung 75 cbm/h

Anfuhr aus $ReBe_{46}$ = 120 cbm/h

II. Kontakt-Schicht

Anfuhr aus $ReBe_{46}$ = 120 cbm/h

Gabe von Xylaton = 10 l = 10^6 kcal (nach oben)

" " Xylatan = 15 l = $15 \cdot 10^6$ " (nach unten verbraucht)

III. Destillation

1) Destillation

V_{ab} 120 cbm

120 cbm Kühlwasser } = 120 cbm/h R_2BK_{46}

Hier ist berücksichtigt, daß die anfallende 15 l = $15 \cdot 10^6$ Calorien Gabe mit verbraucht werden.

2) Reinigungsfabrik

CF = $2 \cdot 10^6$ kcal/h = 42 cbm/h $ReBe_{46}$

Zeitplan

E_1	120
E_{II}	120
III_1	113
	353

353 cbm/h $ReBe_{46}$

Verdampfer für Xylaton = 10 cbm/h $ReBe_{46}$

Gesamtabdampf 363 = 60 = 423 cbm/h $ReBe_{46}$

= 846 x 10^6 kcal/h

Kondensation R_2 2 cbm/h = 119 x 10^6 = γ

Überschuß Kühlwasser der Destillation

$\frac{A \cdot \gamma}{D \cdot \delta}$ = 27 cbm/h

Aufg. der technischen Chemie

Chemisch-technisches Laboratorium

Übung im Berechnen von Feuerungen mit gasförmigen, flüssigen und festen Brennstoffen.

I. Aufgabenstellung (aus Praxis) 22,650 cbm/h
Gichtgastemp. 17 atmü

II. Wärmetechnische Betrachtung:
Anfall an Hitze 57 x 10^6 kcal/h

III. Verbrennung
1) Verbrennungsluft
Gichtgastemp. 10 atmü
2) Generatorgas
Gichtgastemp. 30,5 atmü

IV. Schwefelgehalt. Zusammenhänge zwischen Schwefel und Eisen.
(1 kg S entsteht theoretisch aus FeS_2)
(57 g Schwefel)
Bedarf an FeS_2 600 atmü
Gichtgasfall 328 "
Davon ab für Generatorgas
Menge % g
Rohkohle 250 atmü Gicht
Gichtgasgehalt 250 x 17 = 43 = CO_2 + CO atmü
= 288 x 10^6 kcal/h
= dgto 328 atmü FeS_2

Schwefelbilanz
Schwefelfall 600 atmü
ab Gicht dgto. 328 "
272 atmü FeS_2

Schwefelgehalt der Kohle 57 x 10^6 kcal = 23 atmü FeS_2

Kohle-Bedarf 300 - 23 = 277 atmü FeS_2

Theoretischer Luftmangel der Feuerung:

$\frac{277}{315}$ = 87,9 %

Luftmenge = 102 cbm/cbm KE
= 163 cbm/cbm
= 265 cbm/cbm

Ausbeute 1150 x 11000 = 12650 cbm/cbm KE

Luftüberschuß 44,5 %

Abschrift.OB. Lu, den 4.Oktober 1934 ml.

Gesamter Kohlenaufwand (Wärmeäqu.)
für
200 000 Jato Benzin aus R.B.K.46
einschl. H_2-Erzeugung nach Winkler mit O_2 und
einschl. gesamter Energie-Erzeugung.
(alle Zahlen gelten für 330 B.T.)

I. H_2-Erzeugung: 75 000 cbm/h
Aufwand aus R.B.K.46 = 150 stuto.

II. Sämtliche Hydrierung:
Aufwand aus R.B.K.46 = 127 stuto
Abgabe von Hygasen = 136 x 10^6 kcal (nach außen)
" " Hyrückst. = 15 x 10^6 " (wurden verbrannt)

III. Energie-Erzeugung:
1) Kesselhaus
74 000 kW
190 stuto Hochdr.Dpf.) = 113 stuto R.B.K.46
Dabei ist berücksichtigt, daß die anfallenden 15 x 10^6 festen Hy-Rückstände mit verbrannt werden.
2) Kraftgasfabrik
60 x 10^6 kcal/h = 43 stuto R.B.K.46

Kohlebilanz:

I.	150	
II.	127	
III.	113	
+	43	
	433	stuto R.B.K.46
- Wärmeäqu.d.Hyabg.	55	" "
Kohlebedarf:	378	" "

= 945 x 10^6 kcal/h.

Benzinerzeugung 25,2 stuto) = 257 x 10^6 "

Thermischer Wirkungsgrad der Benzingewinnung

$$\frac{257}{945} = 27{,}2\ \%$$

Lu., den 4.Oktober 1934. sl

Gesamter Kohlenaufwand (WärmeÄqu.)
für
200 000 Jato Benzin aus R.B.K.46
einschl.Hg-Erzeugung und
einschl.gesamter Energie-Erzeugung.

I. Hg-Gewinnung aus Grude 22 800 cbm/h
Grude-Bedarf 17 stuto

II. Eigentl.Hydrierung
Anfall aus Hygas 57 x 10^6 kcal/h.

III. Energieanlagen:
1) Kraftgasfabrik
Grudebedarf 10 stuto
2) Kesselhaus
Grudebedarf 30,5 stuto

IV. Schwelerei, Annahme: Schwelgase reichen zum Heizen aus.
(13,8 % anal.Teergehalt auf R.B.K.o)
(87 % Ausbeute)

Bedarf an R.B.K.46	490 stuto
Grudeanfall	132 stuto
Davon ab für Trocknung	32 "
verbleiben	100 stuto Grude.

Grudeüberschuß 100 - 17 - 10 - 30,5 = 42,5 stuto
= 255 x 10^6 kcal/h.
= Äqu. 102 Stuto R.B.K.46

Kohlebilanz:
Schwelerei 490 stuto
-Grude Äqu. 102 "
388 stuto R.B.K.46
WärmeÄqu. der Hyabgase 57 x 10^6 kcal = 23 stuto R.B.K.46
"Kohle"-Bedarf 388 - 23 = 365 stuto R.B.K.46

Thermischer Wirkungsgrad der Hydrierung:
$\frac{257}{915}$ = 28,1 %

(Weitere Bleistiftnotizen s.Orig.:)
Ohne Berücksichtg.der Schwelerei ergibt sich bei BG.
I. 17 000 x 6 000 = 102 000 000 WE
III.
1) 10 000 x 6 000 = 60 000 000 "
2) 30 500 x 6 000 = 183 000 000 " 345 000 000 WE
ab II. 57 000 000 " 288 000 000 WE
+ Tver 1,27 x 25250.9500 304 000 000 "
592 000 000 WE.
Erzeugt: 25 250x10400=263000 000 WE
η therm.=44,5%
liegt in Wirklichkeit höher, da Strom-u.Dampfverbr.d.Schwelerei inbegr.

I. G. Ludwigshafen
Technische Abteilung

Herrn Direktor
Dr. P l o e t z

Ihre Zeichen | Ihre Nachricht vom | Unsere Zeichen | Tag
TB/H. | 20. Juli 1934 Oz.

Energiebedarf für 1 t Benzin.

Anbei erhalten Sie je 2 Energie-Aufstellungen für
1 t Benzin aus Steinkohle,
1 t " " Braunkohle.

2 Anlagen

200.000 Jato Benzin aus Steinkohle

Typ Braeuer

Energiebedarf für 1 t Benzin

(Auswertung der Energietabelle vom 15.5.34 U 749-G)

Gibt unter Zugrundelegung der Annahme, daß weitgehendst elektrischer Antrieb der Maschinen vorgesehen wird.

Es ergeben sich folgende Fälle:

Fall I

Energiezahlen für 1 t Benzin der eigentlichen Hydrierung ohne H_2-Erzeugung, ohne H_2-Kompression und ohne Energieerzeugung.

I a) für Oppauer Wasserverhältnisse

I b) " Merseburger " "

Fall II

Energiezahlen für 1 t Benzin der Hydrierung einschl. H_2-Erzeugung und ohne -Kompression, ohne Eigenenergieerzeugung.

II a) für Oppauer Wasserverhältnisse

II b) " Merseburger " "

Fall III

Energiezahlen für 1 t Benzin der Hydrierung einschl. H_2-Erzeugung und -Kompression, einschl. Eigenenergieerzeugung

(Hochdr.- und Niederdruck Dampf, sowie Kl.Energie, soweit als Gegendruckstrom sich ergibt).

III a) für Oppauer Wasserverhältnisse

III b) " Merseburger " "

Teil I

Energiebedarf für eigentliche Hydrierung (ΔH_R) ohne H_2-Erzeugung, ohne Kompression und ohne Eigenerzeugung

Bedarf für 1 t Benzin

			I a) Oppauer Wasserverhältnisse	I b) Merseburger Wasserverhältnisse	Bemerkung
1) Rohsteinkohle		t	1,76 x)	1,76 x)	x) 93 % Reinkohle 5 % Asche 2 % Wasser
2) Wasserstoff von 200 Atü (100 %ig)		cbm (15°, 735 mm)	2350	2350	
3) Dampf	Hochdruck	t	0,8	0,6	
	Niederdruck	t	2,8	2,6	
4) Elektrische Energie	Hochspannung	KW	530	570 x)	x) Sehr versuch durch Rückkühlwerk bedingt
	Niederspannung	KW	68	68	
5) Wasser (frisch)		cbm	168	100	
6) Heizwertbedarf für Eigenerzeugung		(1000 kcal)	4085 Oppauer Verhältnisse (Wärmeüberschuß)	4085 Merseburger Verhältnisse (Wärmeüberschuß)	
Heizwertbedarf	1650				
Dampferzeugung	5100				
Kraft für Hilfsmaschinen	935				
Heizwertbedarf	4085				

Tafel II

Verbrauch der Hydrierung (30 at) einschließl. H_2-Erzeugung und Kompression ohne Eigenenergieerzeugung

Bedarf für 1 t Benzin

			II a) Oppauer Wasserverhältnisse	II b) Merseburger Wasserverhältnisse	Bemerkung
a)	Rohsteinkohle	t	1,76 x)	1,76 x)	x) 8% = Steinkohle 5 % = Asche 8 % = Wasser
b)	Koks für Zusatz H_2	t	0,475	0,478	
c)	Dampf Hochdruck	t	0,8	0,8	
	Dampf Niederdruck	t	10	10	
d)	Energie Hochspannung	KW	1650	1650 xx)	xx) Mehrbedarf durch Rückkühlung und Wasseraufbereitung für Reinigung bedingt
	Energie Niederspannung	KW	75	75	
e)	Wasser (Frisch)	cbm	480 xxx)	125	xxx) ohne Wasseraufbereitung für CO_2-Reinigung
f)	Für H_2-Erzeugung u. Reinigung Kompression Betriebsenergieerzeugung Reste Hydrierstufe	(Gas-Oel-Gemisch) 9328 5130 (1000 kcal) 590 955 2700	2700	2700	

F a l l III

Energiebedarf für Hydrierung (St.K.) einschl. H_2-Erzeugung und Kompression unter Berücksichtigung der Eigenerzeugung von Dampf, Wasser und elektr. Energie, soweit solche sich aus der Dampfbilanz (Gegendruckdampf) ergibt.

Bedarf für 1 t Benzin

			III a) Oppauer Wasserverhältnisse	III b) Merseburger Tesserverhältnisse	Bemerkung
1)	Rohsteinkohle für Hydrierung	t	1,76	1,76	
	" Energieerzeugung	t	2,0	2,0	
2)	Koks für Zusatz- H_2	t	0,475	0,475	
3)	Zu.Energie Hochspannung (Mehrbedarf über die aus Dampfbilanz sich ergebende Eigenerzeugung).	KWh	400	480	

Lu, 18.Juli 1934.al.

200.000 Jato Benzin aus Braunkohle

Energiebedarf für 1 t Benzin

(Auswertung der Energietabelle vom 9.5.34 M 748-8)

Gilt unter Zugrundelegung der Annahmen, daß weitgehendst elektr.Antrieb der Maschinen vorgesehen wird.

Es ergeben sich folgende Fälle:

Fall I

Energiezahlen für 1 t Benzin der eigentlichen Hydrierung ohne H_2-Erzeugung, ohne H_2-Kompression und ohne Eigenenergieerzeugung.

I a) für Oppauer Wasserverhältnisse

I b) " Merseburger " .

Fall II

Energiezahlen für 1 t Benzin der Hydrierung einschließlich H_2-Erzeugung und Kompression ohne Eigenenergieerzeugung

II a) für Oppauer Wasserverhältnisse

II b) " Merseburger " .

Fall III

Energiezahlen für 1 t Benzin der Hydrairung einschließlich H_2-Erzeugung und Kompression, einschließlich Eigenenergieerzeugung (Hochdr.- und Niederdr.Dampf, sowie Elektr.Energien soweit als Gegendruckstrom sich ergibt).

III a) für Oppauer Wasserverhältnisse

III b) " Merseburger " .

Fall I

Energiebedarf für eigentliche Hydrierung (Sp. I-a) ohne H_2-Freigewinnung, ohne H_2-Kompression und ohne Eigenenergieerzeugung.

Bedarf für 1 t Benzin.

			I a) Oppauer Wasserverhältnisse	I b) Merseburger Wasserverhältnisse	Bemerkung
1) AEG 60	zum Hydrieren	t	5,0	5,0	
"	zum Trocknen der Hydrohle, außer dem zum Trocknen mit benützten Hydrierständen von 500,000 kcal		0,97	0,97	
2) Sauerstoff von 200 Atü		cbm	2200	2200	
		15°, 735 mm			
3) Dampf	Hochdruck	t	1,0	1,0	
	Niederdruck	t	4,1	4,1	
4) Elektrizität	Hochspannung	KW	610	700 x)	x) Naturverbrauch durch Stickstoffanlage bedingt.
	Niederspannung	KW	97	97	
5) Wasser (frisch)		cbm	160	100	
6) Wärmebedarf	2160	(1000 kcal)	2970	2970	
Eigenerzeugung	3120		Gutschrift	Gutschrift	
Abwärme	2970		(Wärmeüberschuß)	(Wärmeüberschuß)	

Anlage II

Energiebedarf für Hydrierung (Brai)einschließlich H_2-Erzeugung und Kompression ohne Eigenenergieerzeugung

Bedarf für 1 t Benzin

			II a) Oppauer Wasserverhältnisse	II b) Merseburger Wasserverhältnisse	Bemerkung
1)	RHK 50 Hydr.Kohle	t	5,0	5,0	
	" Zum Trocknen der Hy-Kohle außer den zum Trocknen mit verwendeten Hydrierölen von rund 300,000	t	0,97	0,97	
2)	Koks für Zusatz-H_2	t	0,3	0,3	
3)	Dampf Hochdruck	t	1,0	1,0	
	Niederdruck	t	20,6	20,6	
4)	Elektrenergie Hochspannung	KW	1526	1664 x)	x) Mehrbedarf durch Rückkühlwerk und Wasserregif.CO_2-Reinigung bedingt
	Niederspannung	KW	118	118	
5)	Wasser (frisch)	cbm	440 xx)	185	xx) Ohne Wasserregif. der CO_2-Reinigung
6)	Für H_2-Erzeugung und Reinigung (ohne eigene Stromerzeugung)		3160		
	Betriebsmaschinenerzeugung		590		
	Feste Hydrierkatalysatoren siehe unter 1)		80		
			3750 (1000 kcal)	3750	

Energiebedarf für Hydrierung (Br.K.) einschl. H_2-Erzeugung und Kompression unter Berücksichtigung der Eigenerzeugung von Dampf, Wasser und Kl.Energie, soweit solche sich aus der Dampfbilanz (Gegendruck-Dampf) ergibt.

Bedarf für 1 t Benzin

			III a) Oppauer Wasserverhältnisse	III b) Merseburger Wasserverhältnisse	Bemerkung
1)	Kok 20 für Hydrierung " " " Energie, Heizung und Trocknung, unter Berücksichtigung der mit verwendeten festen Hy-Rückständen (500.000 kcal)	t t	5,0 5,9	5,0 5,9	
2)	Kohle für Zusatz-H_2	t	0,3	0,8	
3)	Kl.Energie Hochspannung (Fehlbedarf über die aus Dampfbilanz sich ergebenden Eigenerzeugung).	KWh	715	790	

Stundenmengen für Energien

bei verschieden großen Steinkohle-Dyar.-Anlagen Lu - Op

Lu.,7.7.34.5/Sp.

		65 000 Jato	130 000 Jato	200 000 Jato	Bemerkungen
Generator:	cbm	20 000	40 000	60 000	2450 cbm/t Kohle
Kyr.-Kohle	to	14.4	28.8	43.2	
Gaserzeugung cbm/1000 WE	cbm	42 000	84 000	126 000	fällt an mit 9300 WE pro cbm, 3 100 000 WE pro to Kohle
20 - 100° Heißwasser	cbm	160	320	480	
Heißdampf	to	26	52	78	
Kühlwasser	to	20.5 16	4	7	
Gutschr. Hochspann.	KW	3 500	6 800	10 000	
Niederspann.	KW	600	1 200	1 700	
Kühlwasser	cbm	1 250	2 500	3 750	
Frischluft cbm/1000 WE	cbm	26 000	52 000	46 000	
Rückstand als Staub	ca. to	1.8	3.6	5.4	Heizwert ca. 7000 WE/kg ca. 40% Asche

Stündliche Energie-Verbrauchszahlen

für 100 000 Jato Benzin aus Braunkohle bei 330 Betriebstagen = ca 25 stuto Bi.

(Weitgehend elektr.Antrieb)

vorläufig am 28.Juni 1934.

	Hochdruck-dampf t/h	Niederdr.-dampf t/h	Hochspan-nung Kw	Nied.span-nung Kw	Wasser cbm/h ca 15°	Gas. Mill.kcal/Std. Verbrauch	Gas. Mill.kcal/Std. Erzeugung	Koks t/h
Wasserstoff-Erzeugung	--	87,5	12 500	600	~~1 500~~ 2 500 KW	51	4,8	3,5
Eigentliche Hydrierung	12,5	50	4 700	3 550	2 250	17,5	63,8	--
~~Roh-Braunkohle-Trocknung~~	--	--	--	--	--	--	--	--
Energieanlagen u.Nebenanlagen	--	--	2 950	750	-- KW	--	--	0,3
	12,5	137,5	20 150	4 900	~~3 250~~ x) 3850 Anwendung	68,5	68,6	3,8
			ca 26 000					

x) Wird mit Rückkühlung gefahren, so werden je nach Klima und Jahreszeit ca 20% der Menge als Frischwasser gebraucht als Ersatz für Verdunstungsverluste.

xx Das ist derjenige Wasserverbrauch, welche nach Durchwasserverbrauch entgast und Kühlung der Hydrierung für Kühlzwecke verbraucht wird. Diese doppelte Verwendung wird nur einmal angerechnet da das Wasser nach der Kühlung wieder in den Kreislauf zurückgeführt wird.

Die übrigen Zahlen können nicht zur Kalkulation verwendet werden, sondern nur zur Bestimmung der Energie-Lieferbehörde.

Stündliche Energie-Verbrauchszahlen

Für 100 000 Jato Benzin aus Steinkohle, bei 330 Betriebstagen 12,5 stuto Bi

vorläufig am 28.Juni 1934.

(weitgehend elektr.Antrieb)

ca 80% Hz. eine Lg-Stufe

	Hochdruck dampf t/h	Niederdr. dampf t/h	Hochspan-nung Kw	Niederspan-nung Kw	Wasser cbm/h ca 15°	Gas Mill.kcal/Std. Verbrauch	Gas Mill.kcal/Std. Erzeugung	Koks t/h
Wasserstoff-erzeugung	-	95	13 750	500	3 500	60	8	6,5
Eigentliche Hydrierung	10	32,5	4 000	3 000	2 500	12,5	64,5	-
Energieanlagen, Entladung u. Nebenanlagen	-	2,5	3 650	750	500	-	-	-
	10	130	21 400	4 250	6 500 x)	72,5	72,5	6,5

ca 26 000

Die obigen Zahlen können nicht zur Kalkulation verwendet werden, sondern nur zur Berechnung der Energie-Lieferbetriebe. Der H_2O-Verbrauch ist z.B. für Sommer bei deutschem Klima vorgesehen.

x) Wird mit Rückkühlung gefahren, so werden je nach Klima und Jahreszeit ca 20% der Menge als Frischwasser gebraucht als Ersatz für Verdunstungsverluste.

Besprechungsbericht.

Anwesend: Herr Tillmann von der I.H.E.Co
Dipl.Ing. Jaeger, Dr.Ing. Rumpf
Obering. Pichler zeitweise

Dampfanlagekosten für Steinkohlen.

Anlagekosten bis 15 Atm.

Steilrohrkessel 200-1000 qm Heizfläche, 25-30 kg/qm Belastung

ℳ 30 000.- bis 80 000.-

Kesselhaus 22-24 ℳ/cbm umbauter Raum

12 - 15 Atm 2 Flammrohrkessel, 18-20 kg/qm Belastung, 100-220 q Heizfläche.

12 Atm ℳ 22 - 35 000.- einschl.Überhitzer,Feuerung,Armaturen

15 Atm ℳ 24 - 40 000.-

Wasserrohrkessel, 20 Atm.

100-700 qm Heizfläche, 20-25 kg/qm Belastung,

ℳ 15 - 80 000.- ohne Mauerung und Feuerung,mit Überhitze

Wanderrostfeuerung dazu 200-800 qm Kesselfläche,

Doppelwanderrost ℳ 30 - 50 000.- mit Montage

Einfach- " ℳ 15 - 25 000.- 200-400 qm

Wanderrost mit Unterwind

400 - 800 qm ℳ 35 - 60 000.-

200 - 400 qm ℳ 17 - 30 000.-

bis 35 atm kaum Unterschied in Kosten.

Anlagekosten für größeren Kraftverbrauch (Münzinger)

400 - 1 100 qm Heizfläche 20 Atm.

Kesselkörper	ℳ 8 800.- bis 19 800.-	(22-18 ℳ/qm Heizfläche)
Siede- u.Verbindungs-Rohre	8 000.- bis 10 000.-	
Armaturen	ℳ 6 000.- bis 7 000.-	
Überhitzer	ℳ 5 000.- bis 4 000.-	
Roste	ℳ 24 800.- bis 43 000.-	
Ekonomiser	ℳ 4 000.- bis 11 000.-	
Saugzug	ℳ 3 200.- bis 8 000.-	
Montage	ℳ 2 800.- bis 7 000.-	
Einmauerung	ℳ 48 000.- bis 77 000.-	
Verschiedenes (Gerüste u.Treppen, Verankerung)	ℳ 2 000.- bis 4 000.-	
	ℳ 134 000.- bis 290 000.-	

20-25 kg. 35-40 kg.

B e l a s t u n g

8000 - 10000 kg.Dampf 38000 - 44000 kg.

16 800 ℳ/t 6 600 ℳ/t

Durchschnitt: 8 - 10 000 ℳ/t Dampf

I.G.-Projekt 140 t/Std. (156 t max.) 100 Atm 2 x 70 t einschl. Rohrleitungen, Speisewasseraufbereitung (80 cbm/Std.) Vorwärmer 2 Stufen mit Kesselhaus, Kohlenstaubmühlen

16 200.- ℳ/t Dampf

2 x 560 qm Heizfläche (ca.120 kg.Dampf/qm Heizfläche)

125 Atm. Kesselanlage mehr 5%.

Turbinenanlage ohne Bau in einer Maschine.

100 auf 20 Atm 11 000 KW } 140 t Dampfdurchsatz
125 auf 20 Atm 13 000 KW }

100 Atm Turbine mit Rohrleitungen und Zwischenüberhitzer mit Generator, mit Kühler ohne Schalttafel

55.- ℳ/KW

125 Atm dsgl. 59.- ℳ/KW (ca. 7% mehr)

Maschinenhaus ohne Kranbahn und Kran. 20.-ℳ/cbm.

Projekt 70 t 110 Atm.

500 qm Heizfläche einschl. Überhitzung. Rohrleitungen, Kohlenstaubmühlen, Motoren, Speisepumpen und Leitungen. Reserveteile, elektr.Licht- und Kraftleitungen, Montage

70 t normal, 78 maximal

17 000.- ℳ/t Dampf

Kesselhaus Tiefe 28 m
mittlere Höhe 23 m } ca. ℳ 80 000.-
" Breite 21 m

Anfrage Amerika von Herrn Tillmann angegeben.

(aus amerik. Projekt für Chile)

1.) 123 000 ~~kg~~/Std.Dampf — 620 000.- ℳ

rd. 56 t/Std. } — 2 600 000.- ℳ

+ 1 034 KW } deutsch 2/3 — 1 740 000.- ℳ

31 000.- ℳ/t einschl. 1 034 KW

Turbinenanlage rd. 1 034 KW

2.) 87 200 ~~kg~~ Dampf(rd.40 t/St) — 445 000.- ℳ

+ 714 KW — deutsch 2/3 rd.1240 000.- ℳ

31 000.- ℳ/t einschl. 714 KW

3.) 68 000 ~~kg~~ Dampf (31 t/Std) — 350 000.- ℳ

+ 612 KW — deutsch rd. 980 000.- ℳ

31 500.- ℳ/t einschl. 612 KW

4.) 186 000 ~~kg~~ Dampf (84 t/Std) — 970 000.- ℳ

+ 2 700 KW — deutsch rd. 2 700 000.- ℳ

32 300.- ℳ/t einschl. 2 700 KW

5.) 3 Kessel (2 i/Betr.) 28 Atm

1 000 H.P.B. 250%

135 000 ~~kg~~ Dampf(rd.62 t/Std) — 540 000.- ℳ

deutsch rd. 1 500 000.- ℳ

3 x 31 t — 16 100.- ℳ/t Dampf installiert

31 t bei 25 kg Belastung rd. 1 250 ℳ

250% rating = 42 kg. Normaldampf

Tillmann Turbine 40 ℳ/KW aus amerikanischem Projekt
deutsch 2/3 rd. 112.- ℳ/KW

Jaeger Turbinen-Anlagen von 2 000 KW rd. 200.- ℳ/KW

Turbine allein rd. 30.- ℳ/KW
(Gegendruck)

Projekte I.G. 100 Atm.

5 000 KW 1. Turbine komplett 70.- ℳ/KW
mit Fundament und Generator ohne Schalttafel und Bau-

20 Atm auf 3 Atm.

3 000 KW Turbine ohne Generator 40.- ℳ/KW

26 Atm auf 2 Atm

3 000 KW Turbine mit Generator 44.- ℳ/KW
ohne Fundament, Montage u.Rohrleitungen

37 Atm auf 14 Atm

4 000 KW Turbine mit Generator 53.- ℳ/KW
ohne Fundament und Rohrleitungen

40 Atm auf 16 Atm

3 200 KW Turbine mit Generator 54,5 ℳ/KW

17 Atm auf 5 Atm

650 (-1000) KW Turbine mit Zahnrad-Vorgelege mit Generator 112.- ℳ/KW

Tillmann 2 Niederdruckdampfkessel 10 Atm 23 t aus. 162 000.- ℳ
deutsch 2/3 rd. 450 000.- ℳ

rd. 20 000.- ℳ/t Dampf

Jaeger Speisewassertemperatur rd. 50-55° an Reinigung, 85° Aus-
gang aus Reinigung im Kessel.
20 Atm Anlagen ca. 600 qm Heizfläche, ca. 12 t/Std. Dampf
Kessel mit Wanderrost und Unterwind. Steinkohle (Ruß und
Förderkohle) 7 000 - 7 200 kal/kg./~~pro t Dampf~~.
Kohle ca. 20.- ℳ frei Kesselhaus

~~pro t Dampf~~ Kohlenanteil 55% ca. 125 kg/t Dampf, 28-30% Wirkungsgrad
8-8,2fache Verdampfg.

Löhne	0,1 Std/t Dampf
Kesselreinigung	0,02 Std/t Dampf
Reparaturlöhne	ca. 0,1 Std/t Dampf
Reparaturkosten	5% vom Anlagekapital (-7%)
Betriebsmaterial	ca. 10 Pfg/t Dampf
Asche u. Schlacken-Beseitigung	ca. 10 Pfg/t Dampf
Hilfsenergien	ca. 10 Pfg/t Dampf
Speisewasserreinigg.	ca. 25 Pfg/t Dampf
Amortisation	Bau 5% Apparat. 10%

aus Kohlenanteil von 2,50 ℳ errechnet sich Dampfpreis
von 4,50 ℳ
Braunkohle ca. 4.- ℳ frei Kesselhaus. 2 200 Kal.
400 kg/t Dampf.

Gillmann Engl. Kalkulation 70 t Dampf/Std., Kohlenanteil 54%.

gez. Rumpf

Bericht Nr. [illegible]

[illegible]

Verfasser: K. GORDON.

Zusammenfassung:

Dieser Bericht betrachtet die Bewertung von Schwingungsbäuchen, die entstehen, wenn gleicher Ton erzeugt, aber verschieden gespielt wird. Es wird gezeigt, dass 2 verschiedene allgemeine Fälle vorliegen:

a) Der Schwingungsbauch hat [illegible], bestimmen ein Intervall oder eine Tonhöhe zu erzeugen, die sonst unbefriedigend zu einem bestimmten Klangmuster beschaffen werden müssten.

b) Die Schwingungsbäuche werden in solcher Menge erzeugt, dass nur ein Teil davon innerhalb des Bereiches des [illegible] verwendet werden kann. Über den Rest muss auf irgend eine [illegible] werden.

In diesem Bericht ist gezeigt, dass die Zahl, mit der diesen Schwingungsbäuchen die Zahlen zugeordnet werden sollen, im Falle a) der [illegible] der Zahlen [illegible] ist, die im Falle b) der [illegible] werden kann.

Die Fälle, die besonders in diesem Bericht betrachtet sind, sind die [illegible] und [illegible] Intervalle [illegible] Tonleiter, [illegible] Tonleiter [illegible] Tonleiter [illegible] Tonleiter [illegible] werden kann.

Inhalt der Arbeit.

In Teil a), in dem der Schwingungsbauch [illegible] Intervall [illegible] [illegible] [illegible]

zu einem anderen Teil übertragen wird, ausschließlich für die gesamten Kosten des Nebenproduktes ist, da die Gutschrift, die dem Prozeß gegeben wird, welcher die Nebenprodukte erzeugt, immer gerade durch die Belastung ausgeglichen wird, mit der der Prozeß belastet wird, welcher die Nebenprodukte verbraucht. Jedes System der Bewertung wird daher die richtigen Resultate ergeben, wenn in jedem Falle, wo die Kosten verglichen werden, die Kosten der gesamten Herstellung aller Produkte berücksichtigt werden. Der Zweck der Bewertung ist jedoch, dem Leiter des Werkes oder demjenigen, der neue Prozesse auf ihre Wirtschaftlichkeit untersuchte, ein Verfahren in die Hand zu geben, das das billigste Verfahren mit geringstem Aufwand an Rechenarbeit zu ermitteln.

Die Bedingungen für die richtige Bewertung von Nebenprodukten können als Grundsätze wie folgt angegeben werden:

"WENN ES DURCH IRGENDWELCHE ERSPARNIS MÖGLICH IST X TONS DES NEBENPRODUKTES ZU ERSPAREN, DANN SOLLTE DIE BEWERTUNG EINES JEDEN NEBENPRODUKTES IM P SHILLINGS/TONNE SO SEIN, DASS XP SHILLINGS GLEICH DEM GESAMT ERSPARTEN WERT DEM BETRIEB DES WERKES ALS EIN GANZES IST."

Umgekehrt, wenn ein Prozeß die Verwendung von zusätzlich X Tons eines Produktes zu P Shillings pro Tonne erfordert, dann muß dieses dem Werk als Ganzem zusätzlich XP Shillings kosten.

Wenn man diese Aussage wiederum betrachtet, so ist es absolut klar, wenn die Zahl P, der Preis des Nebenproduktes, einen bestimmten endgültigen Wert hat. Alle anderen Zahlen werden notwendig ein falsches Ergebnis bringen.

Bewertung von Dampf.

Fall 4.

Das Werk braucht mehr Energie, als durch Expansion von Hochdruckdampf erzeugt werden kann, um diejenige Menge Niederdruckdampf zu geben, die beim Prozess selbst erforderlich ist.

Im Falle von Ammoniakwerken und Hydrierwerken ist ein gewisser Betrag von Niederdruckdampf (gewöhnlich bei 2 at absolutem Druck) für die Erzeugung von Wassergas, Wasserstoff und für allgemeine Heizung erforderlich. Dieser Dampf wird sehr wirtschaftlich hergestellt durch Erzeugung von Dampf in Kesseln bei so hohem Druck, als unter den gegebenen Bedingungen wirtschaftlich ist, Expansion dieses Dampfes durch Kompressions-Antriebsmaschinen und anderen Antriebsmaschinen, und Entspannung bei dem gewünschten Druck für den Niederdruckdampfes. In diesem Falle ist der Betrag an mechanischer Energie, die auf diese Weise erzeugt wird, nicht ausreichend, um den ganzen Bedarf zu decken und der Rest wird durch Beschaffung von elektrischer Energie von ausserhalb befindlichen Werken, durch Verwendung von Kondensations-Dampf-Turbinen entweder direkt zum Antrieb der übrigen Antriebsmaschinen, oder indirekt zum Antrieb elektrischer Generatoren, welche dann die Energie zum Antrieb anderer Maschinen durch Motoren hergaben, oder aber durch Gasmaschinen gedeckt.

Im allgemeinen ist der wirtschaftlichste Weg unter modernen Verhältnissen derjenige, die grossen Maschinen durch Dampfturbinen und die kleineren Maschinen durch elektrische Motoren anzutreiben, für die der Strom in einer Zentrale im Werk selbst erzeugt worden ist. Es ist vielleicht manchmal wirtschaftlicher, elektrische Energie zu kaufen. Der Preisunterschied zwischen gekaufter Energie und den Kosten, zu der sie erzeugt werden kann, ist jedoch gewöhnlich sehr gering.

Gasmaschinen sind allgemein ausgesprochen teurer, abgesehen von einzelnen Fällen, wie die beim Betrieb der Lenuna Werke.

Es gibt zwei allgemein angenommene Verfahren der Unterteilung der Gesamt-Dampf-Kosten zwischen Stromerzeugungsanlage, Maschinen und den Verbrauch an Niederdruckdampf. Die erste Methode ist bekannt unter der Bezeichnung "Zuteilung nach Wärme-Inhalt", und die Gesamtkosten werden in diesem Falle zwischen diesen Verbrauchern im Verhältnis des Anteils an der in entsprechlichen Dampf enthaltenen Gesamtwärme verteilt. Ganz gleiche Ergebnisse werden erhalten, wenn man den Niederdruckdampf mit den Kosten einsetzt, die sie machen würden, wenn man ihn besonders erzeugen müsste. Es ergibt sich daraus, dass die Energiekosten von nicht kondensierenden Maschinen in diesem Falle ebenso hoch sind, als die Wärme-Energie im Dampf, für die ebenso bezahlt werden ist, in mechanische Energie mit einem Wirkungsgrad von 70% umgewandelt wird, während der thermische

Die zweite Methode, diese Kosten zu unterteilen ist die Unterteilung nach dem Energiegehalt des Dampfes vorzunehmen, wobei die Energie als diejenige Energie definiert ist, welche theoretisch durch adiabatische Expansion des Dampfes von seinem ursprünglichen Zustand auf den Kondensatordruck gewonnen werden kann. Man wird finden, dass in diesem Falle der Preis der Energie von Dampfmaschinen praktisch immer derselbe ist, ohne Rücksicht darauf, ob sie in nicht kondensierenden Maschinen, in Hochdruck-Kondensationsmaschinen oder in Niederdruck-kondensationsmaschinen erzeugt worden ist, und der Preis von Niederdruckdampf andererseits ist erheblich niedriger, als derjenige für den der Dampf in Niederdruckkesseln erzeugt werden konnte.

Eine Untersuchung wird jetzt zeigen, dass die einzige Bewertung bei der die axiomatische Forderung über die Gesamtbewertung von Nebenprodukten erfüllt ist, in dem Falle einem Werke, das einen Überschuss an Energie gebraucht, der zweite eben erwähnte Fall ist, nämlich die Bewertung auf Grund des Energiegehaltes, so wie die folgende Berechnung zeigen wird.

Ein Werk nehme Dampf von 20 at und 350°C. Der Wärmeinhalt des Dampfes beträgt 750 WE. Bei adiabatischer Expansion auf den Niederdruckdampfdruck von 2 at werden theoretisch 120 WE als Energie gewonnen und der Auspuffdampf bei 2 at absolutem Druck hat einen Wärmeinhalt von 630 WE bei einer Trockenheit von 97%. Dieser Auspuffdampf kann weiter auf eine Kondensator-Temperatur von 30°C gebracht werden. Der entsprechende Dampfdruck wird 0,04 at sein. Die weitere theoretische Energie bei dieser adiabatischen Expansion beträgt 130 WE und der Wärmeinhalt des schliesslich zum Kondensator gehenden Abdampfes beträgt 500 WE. Der Gesamt-Energiegehalt bei der Expansion von 1 Tonne Dampf ist daher:

120 + 130 = 250 Kal.

Aus Gründen der Einfachheit wollen wir annehmen, dass diejenige Energie, welche nicht durch Expansion des Dampfes, der als Niederdruckdampf später gebraucht wird, erzeugt worden ist, durch Kondensationsmaschinen gewonnen wird. Wir haben schon gesehen, dass [illegible] Arten von Energieerzeugern [illegible] keinen erheblichen Irrtum in diese Annahme hineinbringen. Die Gestehungskosten des Hochdruckdampfes betragen 3 sh/t und die Aufteilung der Kosten nach den 2 Systemen ist:

A) Kalorienbasis

Hochdruckdampf nicht kondensiert: $\frac{120}{750} \times 3 = 0,48$ sh/to.

Niederdruckdampf: $\frac{630}{750} \times 3 = 2,52$ sh/to

B) Energiebasis

Hochdruckdampf nicht kondensiert: $\frac{120}{250} \times 3 = 1,44$ sh/to.

[illegible] $\frac{130}{250} \times 3 = 1,56$ sh/to.

Wenn diese Kosten nicht in Sh/to Dampf, sondern in sh/KWh verfügbare Energie ausgedrückt werden, erhalten wir folgende Werte:

A) Hochdruckdampf nicht kondens. $\frac{0,48}{120} \times 1,16 = ,00465$ sh/KWh

Niederdruckdampf $\frac{2,52}{130} \times 1,16 = ,0224$ sh/KWh

B) Hochdruckdampf nicht kondens. $\frac{1,44}{120} \times 1,16 = ,0139$ sh/KWh

Niederdruckdampf $\frac{1,56}{130} \times 1,16 = ,0139$ sh/KWh.

und natürlich Hochdruckdampf, der kondensiert wird

$\frac{2,0}{250} \times 1,16 = ,0139$ sh/KWh.

Da alle richtigkonstruierten Dampfmaschinen und Turbinen den gleichen Wirkungsgrad haben, wenigstens zum mindesten mit genügender Annäherung für unsere jetzigen Zwecke, werden die Energiekosten stets die gleichen sein, ob sie durch Hochdruck-Dampfmaschinen, die auf Gegendruck arbeiten, durch Niederdruck-Turbinen oder durch Kondensations-Turbinen, oder durch Turbinen, die mit Dampf von verschiedenem Druck betrieben werden, oder durch irgendeine beliebige Kombination erzeugt werden.

Es wird nun angenommen, es sei durch irgend eine Änderung im Verfahren möglich, 100 Tonnen Niederdruckdampf pro Tag zu sparen und es soll der finanzielle Vorteil eines derartigen Vorgehens kalkuliert werden, wobei verschiedene andere Änderungen in den Verfahren, die auf 200 sh/Tag geschätzt werden, eintreten. Nun gehen also tatsächlich 100 Tonnen Dampf weniger durch die Gegendruckmaschinen als vorher, doch ist der gleiche Kraftverbrauch notwendig, der dadurch erzeugt wird, dass $\frac{100}{250} \times 120 = 48$ t Dampf durch kondensierende Turbinen zur Ermöglichung der notwendigen Kraft geleitet werden. Die tatsächliche Ersparnis für die Werke beträgt daher 100 - 48 = 52 t/Tag Dampf, der $52 \times 3 = 156$ sh/Tag kostet. Der Nettogewinn für die Werke beträgt daher 200 - 156 = 44 sh/Tag. Diese Zahl ist absolut richtig und wird in keiner Weise durch das System der Verteilung der Dampfkosten beeinflusst. Sie wird auch in genügendem Masse nicht durch das tatsächliche Verfahren, durch das die notwendige Kraft erzeugt wird, beeinflusst, da die Kosten der Kraftherstellung aus Dampf mittels

Berechnet man den Dampf auf der Kalorien-Basis, so scheint die Ersparnis in der 1. Kalkulation 2,52 x 100 = 252 sh = 200 sh zu betragen, d.h. eine Netto-Ersparnis von 52 sh/Tag anstatt in Wahrheit ein Netto-Verlust von 44 sh/Tag, wie wir schon gesehen haben.

Dagegen gibt die Berechnung auf Energie-Basis unmittelbar die richtige Antwort, da der Wert des ersparten Dampfes 1,56 x 100 = 156 sh/Tag beträgt, während Belastungen in Höhe von 200 sh/Tag hinzukommen, was einen Netto-Verlust von 44 sh/Tag ausmacht.

Man sieht also, dass die kalor. Berechnung des Dampfes in diesem Falle ein vollständig falsches Ergebnis liefert, das nur dadurch korrigiert werden kann, dass man die Kosten der Anlage als Ganzes neu berechnet und von neuem ein Dampf-Kraft-Gleichgewicht ausarbeitet, was augenscheinlich für einen Verlust an viel Zeit erfordert. Bei den Werken der I.C.I. wurden durch diese irreführende Methode der Berechnung Fehler gemacht, ehe das jetzige System angewendet wurde.

In Fällen, wo Werke einen Überschuss an Dampf auf anderem Wege, als durch Turbinen erzeugen, hat man ähnliche, aber genauere Resultate dadurch erhalten, dass man der Gegendruckdampfmaschine die Kosten der gleichen Kraftmenge nach dem Verfahren, das man sonst anwenden würde, berechnet und die Differenz zwischen den Gesamtkosten des Hochdruckdampfes und dieser Zahl dem Verbraucher des Niederdruckdampfes anrechnet.

Bei Werken, in denen eine Turbine, die mit Dampf von verschiedenem Druck betrieben werden kann, aufgestellt ist, was zur Aufrechterhaltung des Dampfgleichgewichtes stets der Fall sein sollte, ist diese Berechnungsart augenscheinlich die einzig mögliche.

In den Werken der I.C.I. hat man es als ratsam befunden, das Verfahren noch eine Stufe weiter zu führen und die Dampfmengen, die in den Kostenaufstellungen auftreten, tatsächlich als Kwh auszudrücken, was den Vorteil hat, dem Betriebsleiter stets die relativen Kosten von Dampf und elektrischer Kraft zu liefern.

Es wurde noch eine weitere Verfeinerung bei dem Berechnungssystem der S.A.A. K.Ltd. eingeführt, die durch die Hochdruckkessel, die mit destilliertem Wasser gespeist werden müssen, notwendig wurde.

Die Kosten des Dampfes basieren auf der Kwh, wobei die Kosten für das Speisewasser unberücksichtigt bleiben. Bei Anlagen jedoch, die nicht die Gesamtmenge des verfügbaren Kondensats von dem des angewandten Dampfes zurückgeben, wird eine zusätzliche Belastung für den verbrauchten Dampf auf Grund der Kosten für das frische destillierte Wasser gemacht.

Bild 21.

Es wird im Verhältnis zur Menge an Kraft soviel Niederdruckdampf in den Werken verbraucht, dass man Niederdruck-

getrennt erzeugen muss, damit man die erforderliche Menge erhält.

Das war der Fall bei den meisten Fabriken, bis zur Einführung von Hochdruckverfahren. Es lässt sich leicht zeigen, dass für diesen Fall die kalor. Basis die richtige ist, nach der die Dampfkosten zu verteilen sind. In derartigen Werken lässt sich sehr billige Kraft dadurch erzeugen, dass man die gesamte Menge des Dampfes unter höherem Druck erzeugt und die überschüssige Kraft, die man dann erhält, an andere Konzerne verkauft; nur in diesem Falle sind die Kosten für die Kraft tatsächlich so billig, wie sie die kalorische Berechnungsmethode angibt.

Berechnung des Wertes von Hy-Abgas.

Dieses Gas, das in Hydrieranlagen für Kohle oder Teer anfällt, kann sehr vorteilhaft für die Erzeugung von Wasserstoff verwendet werden.

Es ist nun durch Änderung im Hydrierverfahren selbst z.B. durch die Wahl des Druckes, durch Änderung der Kohle und Ähnliches, möglich, die Menge dieses Gases zu variieren und infolge davon auch die Menge des Wasserstoffes, den man für die Hydrierung braucht. In diesen Werken muss jede zusätzliche Menge Wasserstoff, die man braucht, durch Vermehrung derjenigen Menge Wasserstoff, die aus Koks erzeugt wird, gewonnen werden. Umgekehrt, vermindert jede Ersparnis im Wasserstoffverbrauch direkt die Menge Wasserstoff, die aus Koks erzeugt werden muss.

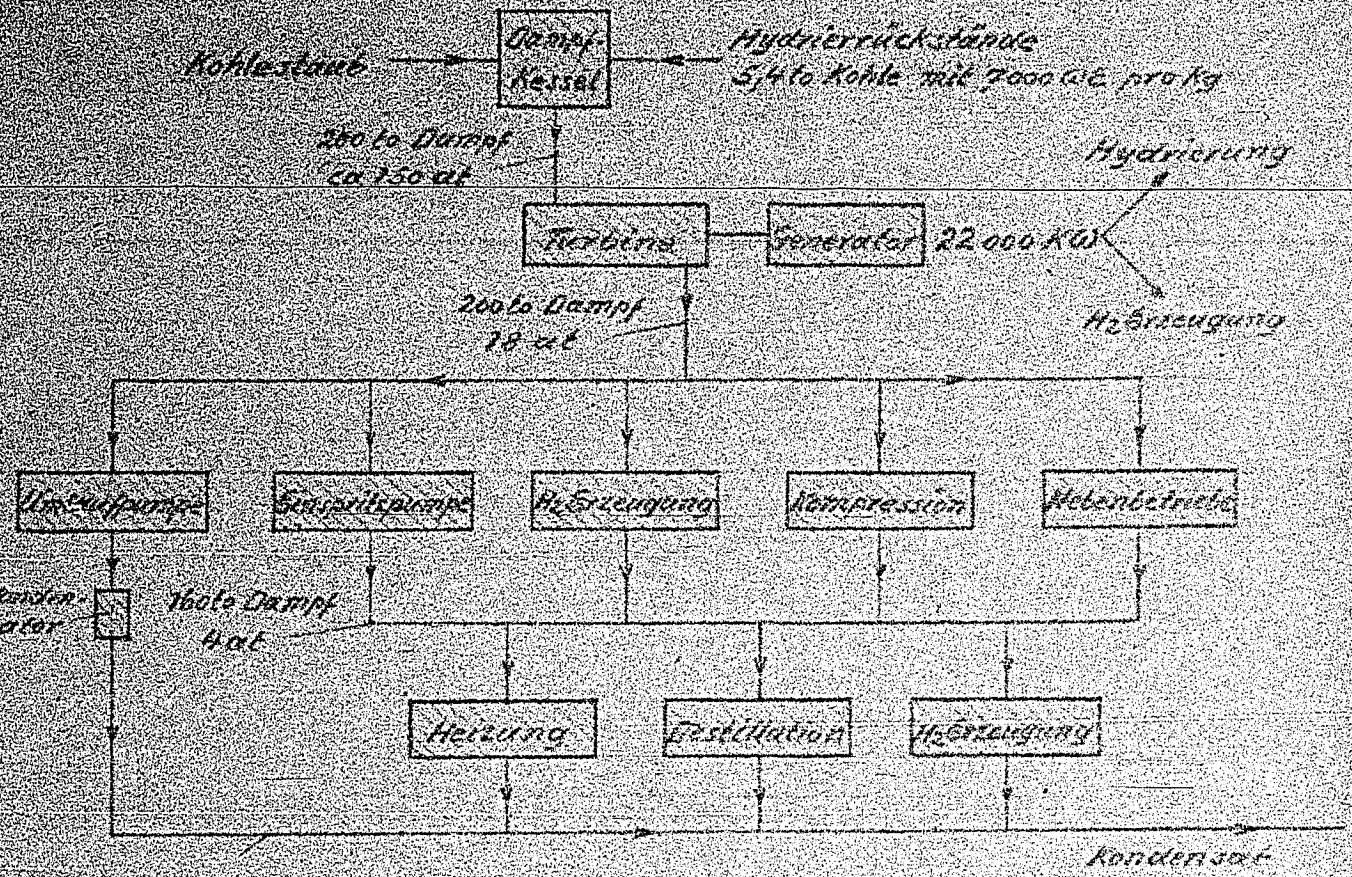
Das einzige System der Kostenberechnung, das unsere axiomatische Forderung erfüllt, ist, dass dem Gas der Hydrierung mit einem solchen Wert gutgeschrieben wird, dass die Methan-Dampf-Anlage den Wasserstoff zum gleichen Preis erzeugen kann, zu dem er aus Koks hergestellt werden könnte.

Bei den jetzigen Kostenberechnungen der I.C.I. und der I.G. wird der Wert dieses Gases niedriger eingesetzt. Sein Wert wird auf kalor. Basis, entsprechend dem Wert von Kohle (I.C.I.) oder dem von Generatorgas (I.G.) eingesetzt. Diese beiden Werte sind falsch - der der ICI ist mehr falsch als der der I.G. Macht man nämlich bei der jetzigen Berechnungsart eine Änderung im Verfahren, derart, dass weniger Hydrierabgas anfällt, und daher auch weniger Wasserstoff verbraucht wird, so ist die Ersparnis, die man auf Grund der Durchschnittskosten für den Wasserstoff und die Gutschrift für das Hydrierabgas, die nach einem der obenerwähnten Verfahren festgestellt ist, errechnet, zu gross. Diese Änderung bedeutet, dass ein grösserer Teil des Gases aus Koks hergestellt werden muss und dass dadurch die Durchschnittskosten für den Wasserstoff steigen. Mit dem vorgeschlagenen Verrechnungssystem ist dagegen die Ersparnis direkt durch die gesenkten Kosten gegeben.

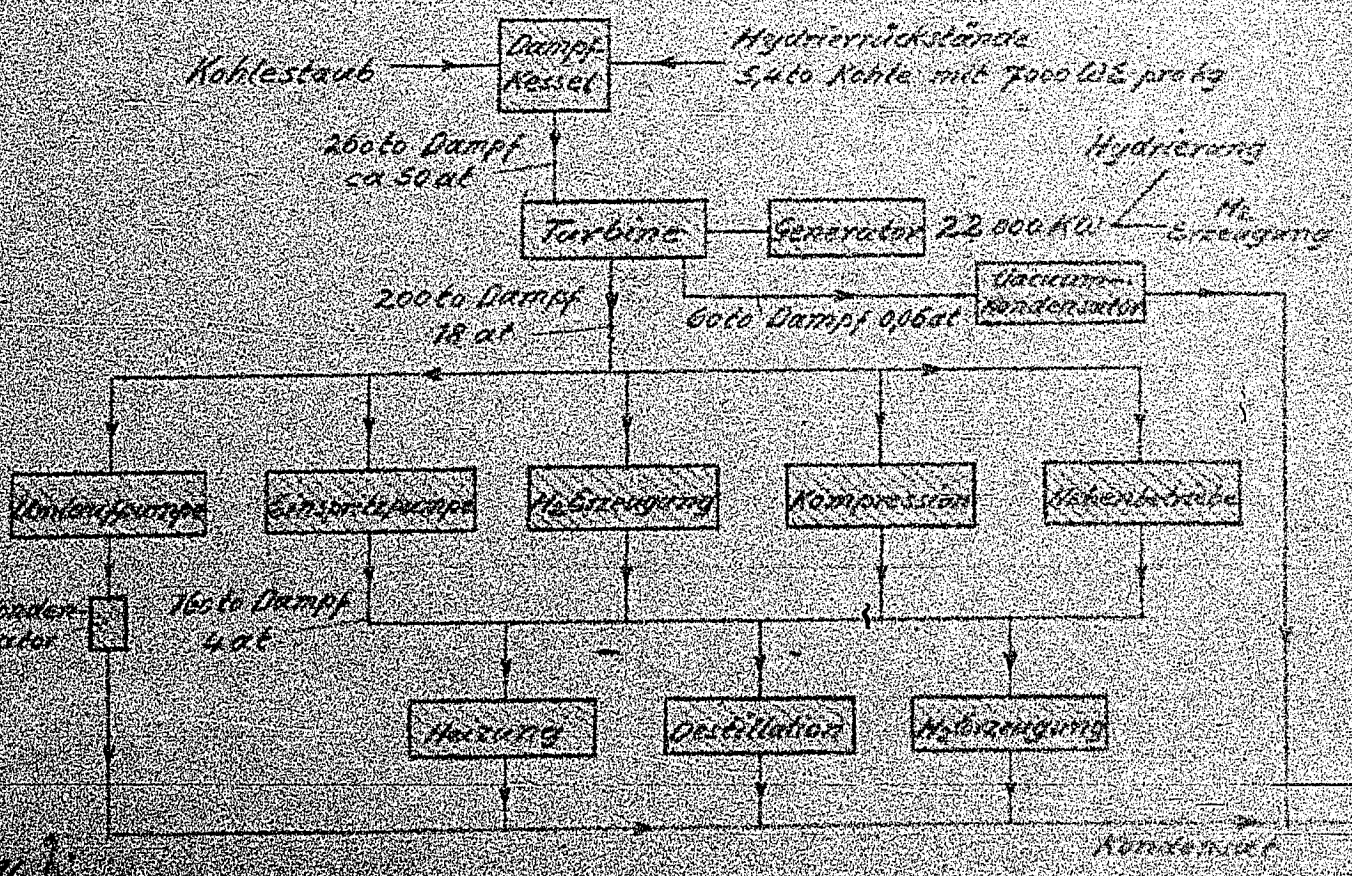
Es existieren jedoch auch Fälle, wie z.B. bei amerikanischen Anlagen, wo mehr oder weniger unbegrenzte Mengen von Natur- oder Raffinerie-Gase zur Verfügung stehen. Diese Gase sind gleich geeignet für die Herstellung von Wasserstoff und deshalb muss man das Hy-Gen natürlich mit dem gleichen Wert gutschreiben, den für dieses Gas bezahlt wird oder auf den man sich beim Verkauf dieser Gase einigt.

Energieerzeugung einer Hyd. Anlage 2000 to Benzin aus Steinkohle
Leistung: 2 Typen

Vorschlag I mit 250 at Dampf ohne Vakuumkondensation



Vorschlag II mit 50 at Dampf



13. Juli 38

Energiebedarf für Benzin aus Steinkohle

Die Zusammenstellung des Energiebedarfs für die Tonne erzeugtes Steinkohlenbenzin wurde unter folgenden Voraussetzungen gemacht:

1.) Verarbeitung: Kohlebrei in 2 Stufen, Mittelöl in Gasphase, ohne Sumpfphase.

2.) Die einzelnen Energiezahlen wurden aus dem Verbrauch in Leuna rückwärts errechnet, und der Verbrauch in einer gut ausgenützten Neuanlage extra poliert.

3.) Bei der Anlage wäre es, was die Art der Maschinen anbetrifft, möglich gewesen, noch mehr Dampfantrieb (mit Gegendruck) zu verwenden, es wäre aber dabei viel mehr Niederdruckdampf angefallen als in der Anlage verbraucht werden kann. Es wurde deshalb angestrebt, das Gleichgewicht zwischen Gegendruckdampfanfall und Niederdruckdampfverbrauch herzustellen.

4.) In den Energien sind nicht enthalten:

a) Energien für Erzeugung des Hochdruckwassers (3 Atm), dieselben würden für 9 000 cbm Wasser pro Stunde betragen; bei Betrieb auf Kondensation (18 Atm auf 0.05 Atm) 7 to Hochdruckdampf, 500 cbm Wasser, 100 kW Hochspannung und ca. 20 kW Niederspannung.

b) Energien für das Kesselhaus und die Turbinen für die elektr. Krafterzeugung. Müsste evtl. auf Kondensation gefahren werden, so müsste bei Oberflächenkondensation auf 1 kg zu kondensierenden Dampf noch 65 l Wasser gerechnet werden. Bei Einspritzkondensation ermässigt sich diese Zahl auf ca. 30 l Wasser pro 1 kg Dampf.

5.) Nicht berücksichtigt wurden weiter die Dampfmengen, die evtl. durch Abführung der Wärmetönung mit heissem Wasser gewonnen werden können. Pro t Autobenzin könnte man evtl. mit 0.35 t Dampf von 20 atm rechnen, was 9.1 t in der Stunde entspricht.

-/-

zu den einzelnen Verarbeitungsvorgängen wäre noch folgendes zu bemerken:

Schmieden: Verwendung von Stossdüsen, Leitungen gut gekühlt.

Kalkbrennerei: Es kommt nur Olantrieb in Frage, Dampfturbine ist zurzeit noch zu wenig regulierbar.

Zementfabrik: Anlieferung in gasgeheiztem Tunnelofen, Verwendung von Öl oder Gas mit guter Isolation.

Kalkofenkompressor: Hier wurde Dampfantrieb auf Gegendruck vorgesehen.

Gasanlage: Hier arbeiten die Dampfmaschinen auf Kondensat, der Wasserverbrauch kann vielleicht noch etwas gedrückt werden.

Entbenzinierung: Sowohl die By-Abgasmenge (190 cbm pro t Aktivkohle) als auch die einzelnen Energiemengen sind zurzeit noch etwas unsicher, sie dürften sich vielleicht noch etwas verringern.

Ueberschüsse: Bei den Ueberschüssen musste für die Heizung der verschiedenen Tanks und Leitungen eine grössere Menge Heizdampf eingesetzt werden. Es ist nicht ausgeschlossen, dass der eingesetzte Hochdruckdampf zum Teil durch Niederdruckdampf von 4 Atm. ersetzt werden kann.

Kompressoren: Hier wurde vorgesehen 2 Drittel des zu komprimierenden Wasserstoffs durch (unregulierbare) elektr. Motoren auf 250 Atm. zu drücken und die restlichen Mengen durch die regulierbare Dampfmaschine im Gegendruckbetrieb. Gemeinsame Wasserstoffkompression mit hohem Gegendruckdampfanfall (4,4 t pro t Benzin) bietet durch die Möglichkeit einzelne Aggregate vom Dampfantrieb auf elektr. Antrieb (oder umgekehrt) umzuschalten eine Gelegenheit zu Regulierungen des Dampfverbrauches und zur Herstellung eines gewissen Gleichgewichtes beim Niederdruckdampf.

-/-

Energieerzeugung:

Hier wurde darauf gesehen, Heizgas, Verbrennungsluft und Dampf-verbrauch ins Gleichgewicht zu bringen. Bei H_2 Erzeugung aus Koks hätten 1900 cbm H_2 aus der zur Verfügung stehenden Menge Abgas erzeugt werden können. Pro t Autobenzin wären dann aber noch 2.385 cbm Kraftgas mit 1000 Kal. pro [illegible] nötig gewesen. Durch Erhöhung des Anteils der H_2 Erzeugung durch Koks konnte dieses Gleichgewicht [illegible] werden.

Auf der nächsten Seite sind die Energiezahlen pro [illegible] pro Jahr und pro Stunde bei 200 000 t Benzin pro Jahr zusammengestellt. Es sind dort auch diejenigen Zahlen einander gegenübergestellt, die man erhält bei

1.) einer Anlage, in welcher das Anfahren der [illegible] (von Dampf oder Elektrisch) [illegible] ist, ohne die Niederdruckdampfmengen zum Gleichgewicht kommen.

2.) einer Anlage, in welcher [illegible] wird, wie eine Dampfturbine und Gegendruck [illegible] werden würde,

3.) gegenüberstellen durch [illegible]

[illegible] enthält 2 Anlagevorschläge für [illegible] Anfahren [illegible] Energie durch Dampf von hoher [illegible]

Anlage 1 [illegible]

gez: [illegible]

Zusammenstellung der Energien zur Erzeugung von 200 000 t Benzin aus Bentley-Kohle.

pro Tonne Autobenzin

Energien im "Gleichgewicht"		weitgehend Dampf-Antrieb	weitgehend elektr. Antrieb
Hochdruck-Dampf	t 7,83	17,13	1,65
Niederdruck-Dampf	t 5,006	bleibt	bleibt
Kraftgas-Gutschrift	cbm 7	bleibt	bleibt
Wasser	cbm 327	327	300
Hochspannung	kW 830	329	1230
Niederspannung	kW 57	bleibt	bleibt

pro Stunde

Hochdruck-Dampf	t 206	450	43
Niederdruck-Dampf	t 160	bleibt	bleibt
Kraftgas-Gutschrift	cbm	bleibt	bleibt
Wasser	cbm 8600	8600	7800
Hochspannung	kW 21700	8600	32000
Niederspannung	kW 1500	bleibt	bleibt

Als Gutschrift aus der Hydrierung sind pro t Benzin noch Hydrierabgase und Ölverluste im Heizwert von 1 400 000 WE zu notieren. Das entspricht pro t Benzin 200 kg Kohle von 7000 WE und pro Std. 5 400 t Kohle von 7000 WE/kg.

Energiezahlen der Maschinen der Hochdruckanlage

(Nach Angaben von Herrn Dipl.Ing.Knoblooh)

	El.Energie KWx)	oder	Gegendruckdampf von 15 auf 3, 20 auf 5 at
1 cbm Kohlesäure von 0 auf 200 at	18		{0,33 t} xx) {0,33 t}
dto. " 0 " 250 at	18		
1 cbm Mittelöl " 0 " 200 at	8		0,156 t
dto. " 0 " 250 at	10		0,170 t
1 cbm Kresi o.Teer halbkompumpen Differenz ca.8 at	ca. 3		ca. 0,051 t
100 cbm H_2 Kraft. Druckdiff.25 at	4,2		0,072 t
1000 cbm H_2 kompr.v. 0 auf 220 at	325 +)		5,5 t +)
1000 cbm H_2 " " 0 " 270 at	340 ++)		5,78 t ++)

x) Es kann durchweg Hochspannung verwendet werden

xx) Kohlebreipumpen mit Dampfantrieb kommen z.Zt.noch nicht in Frage

+) Dazu kommen noch 6 m^3 Wasser, Eingangstemp. 15°, Ausgangstemp. 50°C

++) " " " 7 " " " " " " "

ges. Zi

	Durchsatz je t	Hochdruckdampf	Niederdruckdampf
Kohlemühlen (1,79 v K) mit Anmühlen	3,58		0,35
I. Stufe Brikettpressen	3,50	1,6	0,40
Öfen (2400 m³ Krftg. in 3 Systemen	3,58		0,60
II. Stufe Brikettpressen	1,13	0,5	0,20
Öfen (2100 m³ Krftg. in 1 System	1,13		
Abstr.Destillation St.I.u.II	2,8		0,30
III. Gasphase Mittelölpumpen	0,75	0,12	0,14
Benzinofen	0,75		
Abstr.Destillation	0,1		
Gasumlauf Stufe I und II Gasphase	5020) 1680)	0,2	
Gas-Wäsche	7500	0,6	0,05
Benzin-Wasenung	1,0		
Benzin-Rückgewinnung aus 9000 cbm Gas/Std. und Stabilisierung	0,06	0,1	0,05
Rückstandsaufarbeitung	0,52	0,23	
Nebenbetriebe		0,35	1,50
S u m m e		3,60	0,55 a)

a) Gegendruckdampf aus Hochdruckdam

2.0 Fließgleichgewicht der verzweigten Kette

Abbaugrad	Kraftgas ccm	Wasser ccm	Hochspannung KV	Diffusionsmittel KV	Trägergas
0,35			50	10	
				0,3	
0,60	300	14	15	1,0	
				0,1	
0,20	15	4	4	0,2	
0,30	400	13	10	0,5	
				0,1	
		9		4,0	
0,14	190	10			
		2,0		0,2	
		1,0		1,0	
0,05		0,5	2	0,1	
	300	15	5	1,2	
		3,5	44	3,3	
1,55	50	20	10	10	
0,55	1375	90,0	140	40	

Kopf aus Hochdruckdampf

Ausgang aus der Schwelteer-Kalkulation Mo Januar 1931.
Kohlebasis: ℳ 3,50 pro t Braunkohle.

Energie-Zahlen für Benzin aus

Betrieb	Durchsatz in to	Hochdruck-dampf t	ℳ	Niederdruck-dampf t	ℳ	Kraftgas m³	ℳ	W m³
Belastung Preis je Einh. Gutschrift			2,60		2,50		0,006	
Teer-Aufbereitung	1	0,081	0,226	0,067	0,218			
Teer-Destillation	1	0,12	0,336	0,02	0,04	90	0,54	5
Preßen	1			0,055	0,138			0,4
Heißer Teer-Kreislauf	1							0,1
Gas-Umlaufpumpen	1000 cbm	0,051	0,143	0,0061	0,02			1,4
Gas-Waschung (Waschöl 0,5 m³)	1000 cbm	0,052	0,145	0,005	0,013			0,0
Ofenkammer, Sumpfphase 1 5-Tach-Kammer 3 x 4 Stück 12 cbm, Kont. Vol.	1 t Einsp. 255 t Hez. 0,1 " 1210 m³ Gs. 540 m³ Eins.-" 150 m³ Fr. "	0,160	0,448	0,205	0,515	205	1,26	3,9
Teerdestiller-Destillation		s i e h e		T e e r		r ö e	ß l	-
Einspritzung (Gasphase)	1	0,150	0,420	0,135	0,34			
Gasphase (Gasumlauf)	1000 cbm	0,048	0,129	0,0024	0,006			
Gaswaschung (siehe oben)								
Ofenkammer, Gasphase, 1 t Einsp. 2200 m³ H₂, 400 cbm Fr. H₂, 1200 m³ Einsp. Gas (4 Stck. 20 m³ i. Vol.)						240	1,44	5,5
Benzinabstreifer-Destillat.	1	0,04	0,112	0,212	0,53	65	0,39	4,0
Entbenzinierung (55% = 3/4 A.Bm)	100 cbm	0,369	1,09			0,344	0,002	1,3
Raffination mit 1% Verlust	1,1 Rohm.	0,025	0,07	0,01	0,025			1,0
Redestillation (0,5% Verlust)	1,12			0,003	0,009	100	0,60	4,5
Nebenbetriebe: Benzinpreßg., Benzintank u.-Versand, Laborr d. Dest. u. Öltr., Schmiermittelbetr. d. Dest. u. Öltr., Hydr.-Abwasser, Betriebsbüros	1	0,369	1,03	0,271	0,67	1,0	0,006	2,0

...r Benzol aus Schwelteer.

...ftung		Wasser		Hochspannung		Niederspannung		Druckluft, CO_2, N_2 etc.	Gutschrift für Kupfer Kondensat	Summe
	ℳ	m^3	ℳ	KW	ℳ	KW	ℳ	ℳ	ℳ	ℳ
	0,005		0,016		0,016		0,022			
						6,5	0,143	0,01		0,582
	0,54	5	0,08	3,0	0,048	1,44	0,032			1,065
		0,42	0,007	20,7	0,332	0,626	0,019			0,468
		0,14	0,003	4,5	0,072	0,05				0,075
		7,49	0,12			0,594	0,013			0,200
		0,05		0,45	0,006	0,12	0,005			0,059
	1,20	3,9	0,063	10,5	0,168	0,34	0,007			2,428
										1,055
						0,1	0,002			0,092
		7		2,65	0,042	0,175	0,004			0,352
										0,059
0	1,44	0,5	0,104	19,1	0,33	0,50	0,013	0,003		1,650
	0,39	4,0	0,064	2,5	0,04	2,2	0,048	0,01		3,155
44	0,002	1,370	0,022			1,038	0,030			1,244
		1,0	0,016			1,3	0,042	0,01		0,163
	0,60	4,5	0,072	5,0	0,08	2,4	0,053			0,814
02	0,007	2,01	0,032	1,0	0,016	3,048	0,082	0,06		1,401

Zusammenstellung einiger Energiepreise neuer Ver

Betriebe	Energiepreise auf die Einheit des Durchsatzes bezogen. Kohlegasig 3,50 ℳ/t K.E.K. Hochdruckgasöl 2,60 ℳ/t K.E.K.		Energiepreise der Betriebe pro Tonne Aktivkohle. Kohlegasig 3,70 ℳ/t K. Hochdruckgasöl 2,7	
	Einheit des Durchsatzes t bezw. cbm	ℳ/Einheit	ℳ/t Aktiv-Kohle	% des Gesamt-Energiepr
Teer-Aufbereitung	1	0,502	0,99	3,24
Teer-Destillation	1	1,055	1,04	5,31
Brikettieren	1	0,480	1,52	4,30
Heißer Teer-Kreislauf	1	0,075		
Gasumlaufphenon	1000 cbm	0,200	0,53	1,72
Gas-Waschung (0,5 cbm Waschöl)	1000 cbm	0,059	0,42	1,36
Stampfer 1 5-Tach-Kammer 600er Ofen 3 x 4 = 12 cbm Kontakt-Volumen	1 t Einspritz. 2,55 t Heißumi. 1210 cbm Gas-" 540 cbm Entsp.G 150 cbm Fr.-Ga	2,426	4,18	15,5
Gasumschalter-Destillation	1	1,055	1,98	6,42
Mittelöl-Pumpen	1	0,092	0,45	1,46
Gasumlaufpumpen	1000 cbm	0,152	1,48	4,8
Gas-Waschung (0,5 cbm Waschöl)	1000 cbm	0,059	0,35	1,13
Gasmischofen 1 4-Tach-Kammer 600er Ofen 4 x 5 = 20 cbm Kontakt-Volumen Kontakt 9510 !	1 t Einspritz. 2200 cbm Gasumi. 480 cbm Fr.Gas 1660 " Entsp."	1,09	0,42	2,8
Benzinabtreiber-Destillation	1	1,155	2,54	8,25
Rohbenzinlagerung(365 m³/t Aktivk.)	100 cbm	1,144	4,56	14,8
Raffination mit 1% Verlust	1,1 Rohbenzin	0,183	0,2	0,65
Redestillation (0,5% Verlust)	1,12 "	0,014	0,32	1,10
Personentrieve;Benzinprüfung, Benzintank und -Versand,Labora d.Destillation u.Ölsch.,Zwisch.-Tankbetrieb d.Dest.u.Ölfabrik, Kyd-Anwesen,Betriebsbüros	1	1,804	2,04	6,6
Summe			30,82	100,0

Energiepreise der Preise pro Tonne Antobenzin		Energiepreis pro Tonne Antobenzin	Bemerkungen
Kohle 2,50 ℳ/t K.B.K. Koksgut 3,- ℳ/t K.B.K.		Kohlebasis 4.-ℳ/t K.B.K. Hochdruckdampf 2,50 ℳ/t K.B.K.	
Art der Energie	% der gesamt. Energiepreis.	ℳ/t Antobenzin	
	3,21		
	4,31		
	6,90		
	1,12		
	1,36		
	25,5		
	6,42		
	2,40		
	4,8		
	1,15		
	20,6		
	8,25		
	14,8		
	0,65		
	3,10		
	0,6		
	100,0	34,21	

Kraftgasfabrik für 50 000 cbm Kraftgas/std.

Leistung eines Generators = 4 000 cbm/std. von 15°, 735 mm Hg
Lichter Durchmesser der Generatoren 3 m.
Anzahl der Generatoren = 16.
davon im Betrieb = 13.
Anlagekosten 16 × 250 000 = ℳ 4 000 000,— „
Heizwert des Kraftgases H_u = 1490 WE/cbm von 15°, 735 mm Hg. =
(1625 WE/cbm von 0°, 760 mm Hg).

Kalkulation.

Verbrauchszahl pro 1 000 cbm Gas	Kosten pro 1 000 cbm von 15°, 735 mm Hg in Pfg.	Kosten pro 1 Million WE in Pfg.
Hochdruckdampf		
102 kg à 0,41 Pfg = 41,8 Pfg.		
= 99,3 " = 0,364 " = 36,1 "	5,70	3,83
5,7 "		
Niederdruckdampf		
61 kg à 0,364 Pfg.	22,20	14,91
Elektr. Energie		
Hochspannung		
9,52 kWh à 1,5 Pfg	14,28	9,61
Niederspannung		
2,11 kWh à 1,9 Pfg	4,00	2,69
Wasser 3,4 cbm à 1,20 Pfg.	4,08	2,74
Löhne 0,509 Std. à ℳ 1,—	50,90	34,17
Wohlfahrt, 50% der Löhne	25,45	17,09
Gehälter, 20% der Löhne	10,18	6,82
Reparaturen u. Reserveteile	129,10	86,71
Betriebsmaterialien	20,00	13,43
	285,89	192,00

Verbrauchszahl pro 1 000 cbm Gas	Kosten pro 1 000 cbm von 15°, 735 mm Hg in Pfg.	Kosten pro 1 Million WE in Pfg.
Uebertrag	285,89	192,00
Braunkohlenbriketts 0,42 t à ℳ 10,- ab Brik.Fabr. + ℳ 1,- Transportkosten 1.Werk	462,00	310,00
	747,89	502,00
Gutschrift für Nebenprodukte	- 16,50	- 11,10
	731,39	490,90
Kapitaldienst		
a) Nebenanlagen		
Hochdruckdampf		
0,102 t à ℳ 0,30 = ℳ 0,0306		
+ 0,099 t " " 0,26 = " 0,0258		
ℳ 0,0048	0,48	0,322
Niederdruckdampf		
0,561 t à ℳ 0,26 = ℳ 0,0582	1,582	1,062
Elektr. Energie		
Hochspannung		
9,52 kW à 0,5 Pfg.	4,76	3,190
Niederspannung		
2,11 kW à 0,6 Pfg.	1,266	0,850
Wasser 3,4 cbm à 0,1 Pfg.	0,34	0,228
b) Generatorenanlage		
15% von ℳ 4 000 000,-		
$= \frac{0,15 \times 4\,000\,000 \times 100}{365 \times 24 \times 50} =$	137,00	92,00
	876,818	588,652

Kosten pro 1 000 WE also 0,588 Pfg.

Durchschlage: Herrn Dr. Gloth
" Frehl 2 x
" Dipl.Ing.Lampe
Registratur 2 x

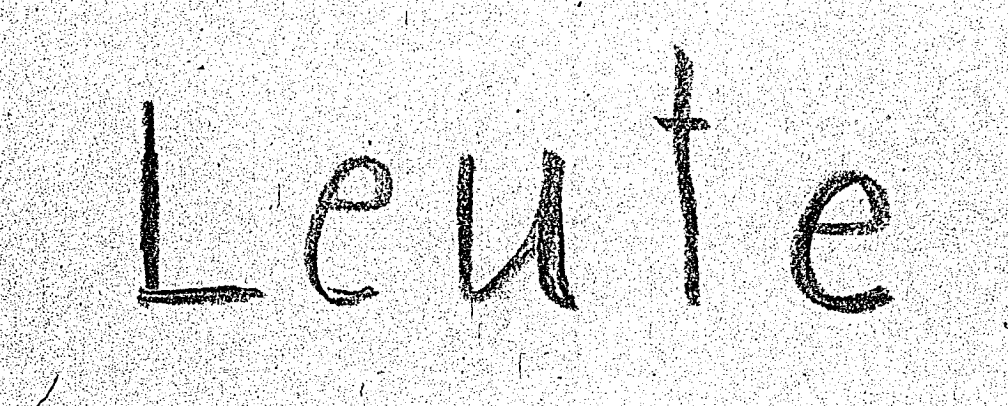
Da die Dampfausnutzbarkeit in den verschiedenen Betriebsmaschinen auch verschieden gut ist, sind oben für Dampf als "K.-W.-Std. eff." Werte angegeben, die der Dampfausnutzung entsprechen, die möglich wäre, falls die betreffende Betriebsmaschine mittels elektrischen Stromes durch die Turbinenzentrale angetrieben würde. x)

Der beträchtliche Unterschied in der Dampfausnutzung der einzelnen Betriebsmaschinen soll nicht berücksichtigt werden. Die Unwirtschaftlichkeit von Antriebsmaschinen oder das Fahren mit geringer Belastung ergibt somit für den Betrieb eine höhere Anrechnung von "K.-W.-Std. eff."

x)

Mechanische Energie abgegeben an der Turbinenwelle in Zentrale	100 %
Erzeugte elektrische Energie in Zentrale	94 %
Elektrische Energie an Verbrauchsstelle	90 %
Abgegebene mechanische Energie an Motorwelle	80 %

Rechnungsgrundlage: Zur Erzeugung von 1 el. K.-W.-Std. in der Elektrischen Zentrale ist ein Dampfverbrauch von 6 kg 15 at-Dampf angenommen.


Leute

20.Juni 1940/E

Frl. Dr. Höring

Besprechungen in Gelsenberg.

Teilnehmer: Von Gelsenberg: Dr.Jacob (zeitw.)
Dr.Lacker (zeitw.)
O.I.Ludwig (zeitw.)
" I.G.Ln.: Dr.v.Krönig.

Löhne und Mietpreise.

	Betriebsarbeiter	Handwerker
Durchschnittl.Stundenlohn	77-78 Pfg.	85-86 Pfg.
" Monatslohn	RM.200.-	RM.220.-

Mieten der Arbeiterwohnungen (sogen.Volkswohnungen mit Gitzbad)

Wohnung mit Wohnküche u.Schlafzimmer	RM.25.-/Monat
" " 3½ Räumen	RM.36.-/ "

gez. Krönig.

Leutebedarf für eine Anlage zur Erzeugung von 100 000 t/Jahr Produkte bei Fahren auf Mittelöl nach dem Synthesverfahren (Michael).

	Gewinnung aus Braun- bezw. Steinkohle im Winkler-Generator Mann/Schicht	Koks im Drehrost-generator Mann/Schicht
1.) Synthesegaserzeugung		
Kohlenbunker	4	4
Winkler-WCP- bezw. Drehrostgenerator	16	35
Linde-Fränkl-Anlage	25	
F-Kohle-Entschwefelung	16	16
CO_2-Reinigung	8	
Kompression	4	4
Gasbehälter und Rohrleitungen	2	2
	75	59
2.) Synthese und Gasölgewinnung		
Synthese	30	
Ein- und Ausbauen	4	
CO_2-Reinigung 1.u.2 je 2 u.3	6	
Gasölgewinnung	3	
Alkoholdestillation	4	
Zwischentanklager	2	
Gasölbehälter, Restgasbehälter	1	
Rohrleitungen	1	
	51	
3.) Produktenaufbereitung		
Dest. und für Primärprod.	4	
Stabilisierung	4	
Raffination	4	
Zwischentanklager mit oben 2.	-	
Redestillation	2	
Fertigtanklager	2	
Abfüllstation	6	
Leitungen	1	
	23	

	Mann/Schicht	Mann/Schicht
4.) Energieerzeugung		
Kohleverladung	4	6
Kraftwerk	29	35
Wasserwerk		
Außenfeuerwehr	2	2
	35	43
5.) Energieverteilung		
Dampf- und Kondensatanlage	2	2
Gebrauchswasserleitung / Trinkwassernetz	1	1
Spannungstransformation	3	4
Hochspannungsverteilung / Verteilungsleitungen	2	2
Preßluftnetz	1	1
	9	10
6.) Hebenanlagen		
Waschraum	2	
Speiseraum	2	
Laboratorium	10	
Werkzeugmacher	6	
Feuerwehr, Fahrradstall, Garage	10	
Kanalisation und Rohrbrücken	2	
Silolanlage und Transport	15	
Betriebskontrolle	15	
Sonstiges	20	
	82	
Zusammenstellung:		
1) Gewinnung	75	59
2) Synthese	51	51
3) Produktaufbereitung	23	23
4) Energieerzeugung	43	26
5) Energieverteilung	9	10
6) Hebenanlagen	82	82
	283	251
Somit Arbeiter pro Tag	850	750

Hochdruckversuche
Ln 558

1. 4. 1940. Kr/Ec.

Frl. Dr. Hörling

Besprechung in Gelsenberg am 1.4.1940.

Teilnehmer: Von Gelsenberg: Dir. Dr. Proß (zeitweise), Dir. Höhfeld (zeitweise), Dr. Jacob (zeitweise), Obering. v. Deimling (zeitweise), Dr. Egeli (zeitw.), Dr. Kiroher (zeitweise)

Von Schlesien: Dir. Josenhans

Von I.G. Lu: Dr. Krönig.

Belegschaft allgemein.

Von Schlesien waren folgende Zahlen für die Gesamtbelegschaft (einschl. Handwerkern) geschätzt worden:

Ausbaustufe	Produktion	Gesamt-Belegschaft
I	180 000 t	3 500
II	400 000 t	4 500
III	Schwelerei ausgebaut	5 000 .

Gelsenberg würde mit folgender Belegschaftsstärke rechnen

		für Produktion von 200 000 t	300 000 t
Hydrierung	Schichtleute	1 150	1 550
	Putzkolonne	150	150
	Sicherheitsdienst	100	100
	Angestellte	250	300
Schwelerei:	Gesamt	500	500
Betrieb		Sa. 2 150	2 600
Handwerker	Hy + Schwelg	1 000	1 100
	Gesamt-Belegschaft	3 150	3 700

Im großen Teil essen die Schichtleute in Gelsenberg heute noch an der Apparatur, es werden aber nach und nach Essenräume gebaut. Man kann annehmen, daß sich in den Essenräumen nie mehr gleichzeitig als 1/4 - 1/3 der dafür vorgesehenen Belegschaft aufhält.

Dr. W. Krönig

Gelsenberg Benzin

Aktiengesellschaft

Unser Zeichen: A/Fi/Bt

Datum: 15.6.39

Betrifft: Arbeitseinsatz in Sondelfingen.

Bezug: Nehmend auf Ihre fernmündliche Unterredung mit unserem Herrn Oberingenieur Bentzer übersenden wir anliegend die von Ihnen erbetenen Unterlagen über den Arbeitseinsatz auf unserem Hydrierwerk in den Jahren 1937/38 bis heute.

Alles Nähere ersehen Sie aus den Blättern selbst, und wir hoffen, Ihnen hiermit gedient zu haben.

Anlagen:

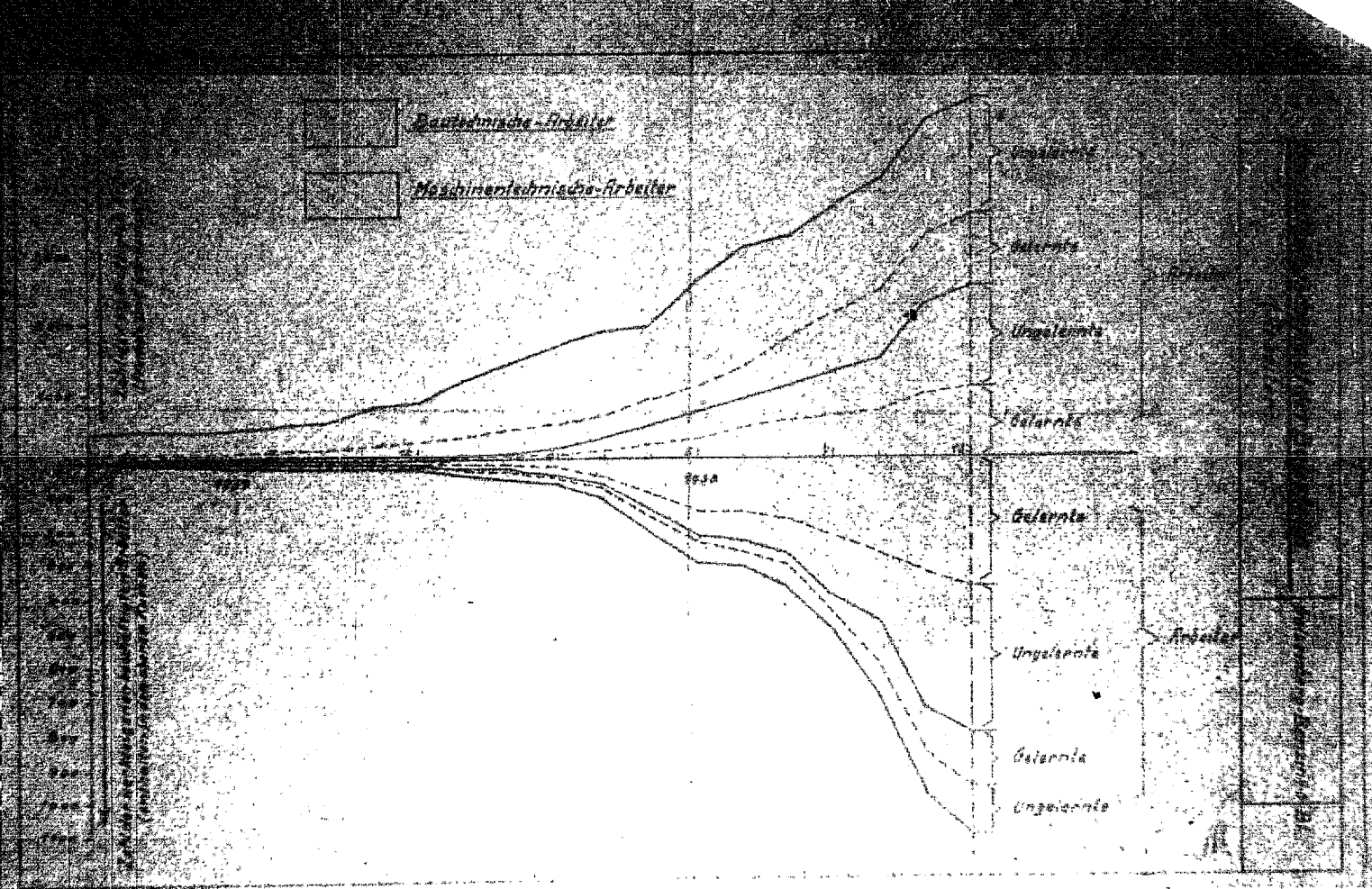
Gelsenberg Benzin
Aktiengesellschaft

Heil Hitler!

Bentzer
Ing. Reichle

Dipl.-Ing. Th. Farbenindustrie AG.
Hauptabteilung Bau
Ludwigshafen a. Rh.

Postanschrift: Gelsenberg Benzin AG. Gelsenkirchen, Postfach 1007 — Drahtwort: Gelsenberg — Fernsprecher: Gelsenkirchen 20251 — Fernschreiber: 0851 — Postscheckkonto: Essen 1000 — Bankkonto: Deutsche Bank und Disconto-Gesellschaft, Filiale Gelsenkirchen


Bautechnische-Arbeiter
Maschinentechnische-Arbeiter
Ungelernte
Gelernte
Arbeiter
Ungelernte
Gelernte
Gelernte
Ungelernte
Arbeiter
Gelernte
Ungelernte

Gesamtbelegschaft auf der Baustelle

Gelsenberg-Benzin A-G

Zahl der beschäftigten Arbeiter (Fremd- u. werkseigene)

Zahl der werkseigenen beschäftigten Arbeiter (Gestalten nach oben oder unten können)

Baulechn.-Arbeiter

Maschinenstation.-Arbeiter

1939

Juni 1932	450	250			400 (13)
Januar 1938	250	530	70 (13)		830 (26)
Juni 1938	330 (74) (13)	1150 (20)	70 (27)	130 (27)	1680 (81)
Juni 1938	330 (151)	1600 (67)	220 (18)	400 (67)	2600 (113)
Sept. 1938	870 (54)	1600 (54)	700 (230)	600 (180)	3770 (520)
Januar 1939	1100 (152)	1600 (150)	1000 (380)	1500 (400)	5200 (1080)
Juni 1939	1200 (220)	2400 (550)	560 (380)	880 (500)	5040 (1650)

1) Mannschaften Arbeiter ( ).

Hochdruckversuche
Lu 558

8.Juni 1939 Hg/Py.

Belegschaft während der Bauzeit.

(nach Angaben von Pölitz am 7.6.1939)

	Bautechnische Arbeiter		Maschinentechnische Arbeiter	
	gelernt	ungelernt	gelernt	ungelernt
Februar-Juni 1938 steigend von	0 auf 250 (0 auf 900)	0 auf 500	- (0 auf 900) (Hilfsarbeiter von 0 auf 200)	-
Juli -Dezember 1938 steigend von	Summe 2000, davon werkseigene Arbeiter steigend von 0 auf 100 ~~500~~ 25 auf 750 (900 auf 2000)	250 auf 1250	- (900 auf 1700) (Hilfsarbeiter 200 auf 900)	-
Januar-Juni 1939 steigend von	750 auf 1400 (2000 auf 1200)	1250 auf 2400	250 auf 700 davon werkseigene Arbeiter von 100 auf 350 (Hilfsarbeiter 900 auf 1350) (1700 auf 800)	250 auf 550 davon werkseigene Arbeiter von 100 auf 150

( ) = Voraussschätzung

31. 1. 39

Kostenüberschlag für Neuanfertigung eines Lagers:

Porzellan zu Lagerfüllung: 100 Stück 4 RM 400 Stück 14 RM

Zum Lager benötigt 2 Stück Lagerung 4 Stück Lagerung

im Durchschnitt benötigt: 800–900 " 1500–1700 "

(Ausschuß 200 ")

Technische Abt. [illegible]

Arbeiterbestand am 15. Juli 1937

Arbeiterkategr.	Ingesamt Soll	Ingesamt Ist	Gl. Soll	Gl. Ist	Ar Soll	Ar Ist	Wz Soll	Wz Ist	Dr Soll	Dr Ist	Fr Soll	Fr Ist	Bl Soll	Bl Ist	No Soll	No Ist	Gw Soll	Gw Ist	Ka/Ks Soll	Ka/Ks Ist	Mo Soll	Mo Ist	Mb Soll	Mb Ist	Kü.G. Soll	Kü.G. Ist
Vorarbeiter		51		7		1		8		6		4		5		6		3		2		3		4		
Schlosser		283		19				36				46		6		51		23		46		25		33		
Fachleute		2						2																		
Rohrleger		15						5				2		1				2		3		1		1		
Spengler		15						13																2		
Dachdecker & Pfänner		2						2																		
Klempner		7						6														1				
Elektriker		46										13		33												
Textilfacharb.		1								1																
Schweißer		16								16																
Maurer		10								10																
Anstreicher		22								21		1														
Zeller/er		9								9																
Summe		477		26		1		72		63		66		45		57		28		51		29		40		
Bürovorsteher & Sachbearbeiter		92		7		16		12		27		4		5		9		2		5		2		1		
Büro- & Hilfskräfte		12		1				1				6														3
Lehrlinge		15						14						1												
Insgesamt		596		34		17		99		90		76		51		66		30		56		30		43		

Vo = Vorarbeiter aus Übertrag f. Abteilung = Vorarbeiter

Za = Zeichenbüro
Ja = Lehrlinge

EL = Elektrotechnik
MD = Schlosserei

Büro = Angestellte und Lehrlinge
Ka/Ks = Kaufmännische Angestellte

T.B = Techn. Büro

Hallen 11.2.36

TECHNISCHE ABTEILUNG

Betr.: A r b e i t e r b e s t a n d

1) Der voraussichtliche Handwerkerbedarf für den eingelaufenen Normalbetrieb war angegeben (Febr. 35) mit:

	Handwerkern	248
	Vorarbeitern	14
		262 Mann

2) Demgegenüber steht der Ist-Bestand vom 15. Juli 1937:

mit	Handwerkern	426
	Vorarbeitern	51
		477 Mann

3) Das Mehr beträgt demnach

an	Handwerkern	178
	Vorarbeitern	37
		215 Mann

und verteilt sich auf die einzelnen Betriebsgruppen wie folgt:

Glx	Wx + Ax	Ba	In	El	Ho	Gw	Ka/Rü	De	Ma	
14	20	39	33	23	27	8	23	12	16	Sa: 215

Bei dem zugestandenen Plus von 30% würde der unter 1) angegebene Bedarf

an	Handwerkern	322
	Vorarbeitern	18
		340

betragen. (Monat + 30% = 450)

Unter Berücksichtigung des unter 2) genannten Ist-Bestandes beträgt das Mehr

an	Handwerkern	104
	Vorarbeitern	33
		137

und verteilt sich auf die Gruppen

Glx	Ax + Wx	Ba	In	El	Ho	Gw	Ka/Rü	De	Ma	
10	6	32	23	16	18	2	14	7	9	Sa: 137

Hallen 300 Stammarbeiter
1800
2300 Hilfsarbeiter

Bedarf an Handwerkern für Hydr. "Hibernia" 45/Stunden/Woche.

I.) Normal

a) Werkstatt:

Dreher und sonstige Maschinenarbeiter		16
Ventil-u. Pumpenregulateur		10
Apparatur-Reparateur		20
Bautischlerei		10
Betriebskontrolle	Apparate, Sog. und	15
Elektriker	sonstige Lagerarbeit	10
Bauhandwerker (3 Maurer, 2 Schlosser, 7 Zimmerleute, 1 Gerüstbauer)		15
Verschiedenes		3

II.) Schicht:

Dock-u. Niederdruckschlosser	20	
Tuper	8	28
Betriebskontrolle		4
Elektriker		3
Isolierer		1
	36x5=	180
		250

Stand vom 12. 6. 35 gez. Zimmermann.

Zahlentafel Anordnung Anl. 1.32

Ausgedruckt am 29.5.37

Abschnitt 1 Bestand der Anordnung 1 HVDienststellen

	Abgänge	Zugänge	Bestand
Fernsprechämter	18,1	456	5143
Fernsprech- und Fernschreibämter	28,1	295	602
Fernamt	3,2	74,5	475
Fernsprechämter	14,8	138,1	873
Fernsprech-Fernschreibämter	16	202,5	15
Fernschreibämter	2,5	103,1	—
Fernsprechstellen	116	192,5	2739
Fernschreibstellen	2,2	56,5	1977
Amt-Amt	11,4	86,6	1718
Amt-Amt	6,0	21,2	570
Fernsprechnebenstellen	4,6	51,3	1017
Mietenüberprüfung	6,5	16,0	54
Fernsprechzeugen	1,0	5,5	126
Fernschreibstellen	0,5	102,6	994
Amt-Amt	0,5	10,7	17
Amtsgespräche	1,0	11,7	184
	237,2	1715,0	16385
Abschnitt	12,5	74,2	407

Bl. 132

Aufstellung der Kompanie

Am 1. 4. 37 (Abtransport Kp. Führer)

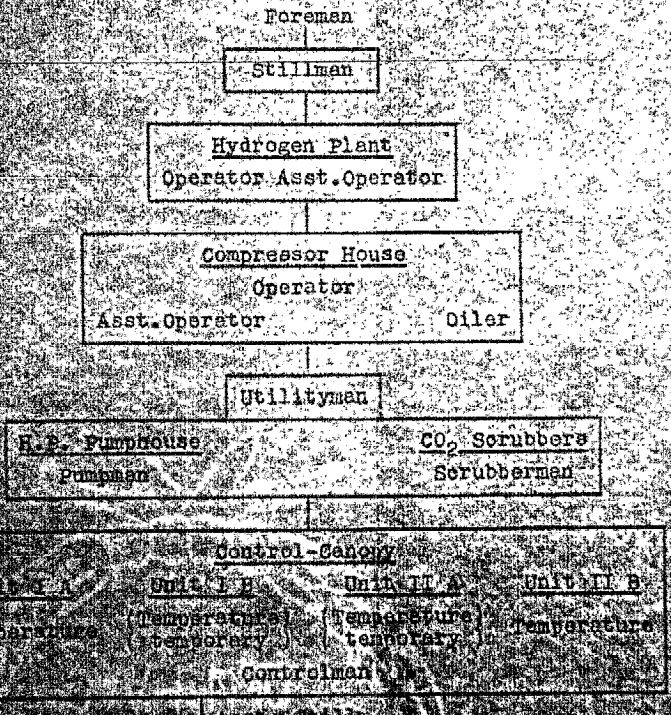
Offiziere	
Offiziere	4,7
Beamten	5,2
Mannschaften	124,4
	134,8

Angestellte	
Kompanieführer	53,3
Zugführer	20,3
Truppführer	24,4
Unterführer	24,6
Schützen	112,2
Kraftfahrer	2
Pionierer	2
Funker, Funkgeräte	4,2
	254

Gesamt:
2192

Labour requirement

Hydro Plant Baton Rouge December 1936.



Hochdruckversuche i.a.
RvB/La 558

Frl. Dr. Höring

6.1.1937.wch.

Bedarf an Meistern für eine eingelaufene Kohlehydrieranlage.

(100-200 000 Jato Benzin)

Betriebsmeister:	1-2 Obermeister
Hochdruck:	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
Kohle + Rückstd.:	1 Tagmeister, 6 Schichtmeister,
Destillation:	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
Wasserstoff:	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
Laboratorium:	etwa 12 Laboranten.
Schlossermeister:	1 Obermeister
Maschinen:	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
Elektrizität:	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
Bautechn.:	1 Tagmeister,
Rep.**Hochdruck:**	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
" **Kohle + Rückstd.:**	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
" **Destillation:**	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
" **Wasserstoff:**	1 Tagmeister, 3 Schichtmeister,
Betriebskontrolle:	- , 2 Schichtmeister, 3 Techn. 3 Kaufleute,
Konstruktionsbüro:	- , 2 Techniker.

gez.Müller v.Blumencron.