Dennoch ist die Fahrweise über Benzin und Mittelöl um 1,8 Pfennig je kg Benzin billiger als die Fahrweise über Schweröl-Überschuß (Fall II, 3b). Dieses gegenüber der Rechnung vom 24. 1. 39 für Autobenzin aus Galeenbergkohle, die eine Verbilligung je kg Benzin von 1 Pfennig bei Fahrweise über maximalen Schweröl-Überschuß ergeben hatte, abweichende Ergebnis liegt an den den beiden Rechnungen zugrunde gelegten verschiedenen Annahmen[4], teils daran, daß für Benzin aus Reinöl mit größerer Kapazität gerechnet worden war.[5] Vergleicht man die Benzin-Gestehpreise aus Janinakohle bei gleicher Kohlesumpfphase-Kapazität, so ergibt sich noch eine Verbilligung von etwa 0,8 Pfennig je kg Benzin über Reinöl-Fahrweise.

---

4) z.B. Galeenbergkohle-Rechnung:

Bi4Mi-Fahrweise-Ölgewinn je t MK 651 kg; Reinöl-Fahrw. 668 kg

Janinakohle-Rechnung:

Bi4Mi-Fahrweise-Ölgewinn je t MK 665 kg; Reinöl-Fahrw. 668 kg

5) Autobenzin über Benzin + Mittelöl 200 000 t pro Jahr

" " Reinöl 272 000 " " "

Jenaerkohle n-Benzin + Mittelöl auf I-Benzin

Aufarbeitung nach verschiedenen Fahrweisen.

Kapazität: 200 000 t/Jahr I-Benzin in zweistufiger Gasphase.

	5058 / 6434	300 atm
Rohmaterial		
n-Benzin + Mittelöl	1,21 t à RM 169.—	RM 204,53
Sauerstoff	927 cbm à 4,5 Pfg.	" 41,70
Treibgas-Gutschrift	164 kg	" 41,07
Heat-Syngas	560 cbm à 0,6 Pfg.	" 3,36
		RM 201,07
Katalysator u. Chemikalien		
5058	0,189 ltr à 12,50	" 2,36
6434	0,142 " " 3,00	" 0,45
NaOH	5 kg à 15 Pfg.	" 0,75
		RM 3,56
Energien		
Hochdruckdampf	0,20 t à 5,80	" 1,16
Niederdruckdampf	0,64 t à 3,20	" 2,05
Heizgas	560 cbm à 0,6 Pfg.	" 3,36
Strom	85 cbm à 1,9 Pfg.	" 1,62
Wasser	160 kbm à 1,4 Pfg.	" 0,24
		RM 10,43
Löhne, Gehälter usw.		
Mann/Schicht u. Arbeitst.	75/5,22 à 1,55	" 4,35
Zuschlag für Gehälter, Betriebs-materialien und Laborkosten	50 %	" 2,18
		RM 6,53
Kapitaldienst und Reparaturen		
Reparaturen 6,5 %	v. 25,2 Mill. RM	" 8,17
Feuerschutz u. Steuern 2 %	" 25,2 " "	" 2,52
Amortisation 10 %	" 25,2 " "	" 12,60
		RM 23,29
	Gestehkosten	" 245,53
Gemeinkn		
2,5 % von Gestehkosten		" 1,13
Verzinsung		
3 % von 25,2 Mill. RM		" 3,77
5 % " 3,8 " "		" 0,05
		" 7,50
		RM 12,25
Lizenz		
	je t I-Benzin	RM 359,83

Verbeion für Steinkohle-Verflüssigung der Heizöl-Fahrweise über II, 1) fein verteilten Katalysator, II, 2a) fest angeordneten Katalysator.

Kapazität der Anlage entsprechend 250 000 t/Jahr I-Benzin über 31+41 Produktion

Fall II, 1) 196 000 t/Jahr I-Benzin
" II, 2a) 196 000 " " " "

	Fall II, 1			Fall II, 2a		
	RM je t I-Benzin			RM je t I-Benzin		
Rohmaterial						
Dampfphase-Anfall aus Heizöl-Fahrweise	1,305 t à	304,30		1,3 t à		196,80
Wasserstoff	156,83			161,28[1])		
	1305 m³ à	62,80		1305 m³ à		58,80
	4,5 Pfg.			4,5 Pfg.		
Preisdiff.-Gutschrift	199 kg à 25 Pfg.	49,80		195 kg à 25 Pf.		48,70
Heat-Cycles- "	1,84.10⁶ Mk	9,25		0,895.10⁶ Mk		5,37
		305,25				301,63
Kont. u. Chemikalien						
Grude-Eisen 19,3 kg	à 33 Pfg.	3,18		8376 0,107 ltr à RM 3,—		1,60
5058 1,185 ltr	" 10,50 RM	2,31		0,171 ltr		2,14
5434 0,135 ltr	" 3,00 RM	0,41		0,137 "		0,41
NaOH 5 kg	" 15 Pfg.	0,75		5 kg		0,75
		6,65				4,80
Energien						
HD-Dampf 0,352 t	à 3,80 RM	1,38		0,502 t		1,91
MD- " 1,3 t	" 2,20 "	3,84		0,950 t		3,04
Heizgas 1,15.10⁶ Mk	" 6,00 "	6,90		1,130 t		6,05
Wasser 120 cbm	" 1,9 Pfg.	2,28		110 cbm		2,09
Strom 400 kWh	" 1,9 Pfg.	5,60		289 kWh		1,98
		20,00				17,97
Löhne, Gehälter usw.						
L./Soh.u./Arb.-Std. 113/5,6	à RM 1,35	7,68		111/6,05		6,80
Zuschläge 50 %	"	3,77		50 %		3,40
		11,82				10,20
Kapitaldienst u. Ins.						
Dep. 6,5% v. 41,5 Mill.RM		14,50		39,3 Mill.RM		13,10
Feuergef.u.Steuern v.	41,5 Mill.RM	4,47		" " "		4,05
Amortisation 10 % "	" " "	43,40		" " "		20,20
Gestehkosten:	287,69	41,37		271,85		37,35
Generalia:						
2,5 % von Gestehkosten[2])		2,06				1,80
Verzinsung						
3 % von 41,6 Mill. RM		6,70		39,3 Mill.RM		6,06
6 % von 6,25 " "		1,67		6,30 " "		1,52
Abgang		7,80				7,80
	305,64	17,95		278,80		15,95

1) Verteilung wegen Mitverarbeitung von Schweröl-Vakuum-Rückstand in Kohle-Sumpfphase. Siehe auch besondere Rechnung.

2) ebenfalls Schutzf

Kostenschätzung für Fall II, 2b.

Kapazität: 104 000 t/Jahr L-31.

	RM je t L-Benzin
Rohmaterial	
1,305 t à 151,29	197,50
1215 cbm Wasserstoff à 4,6 Pfg.	54,70
225 kg Trulgas-Gutschrift à 25 Pfg.	54,20
0,8 . 10⁶ kcal Heat-Dyas-Gutschrift à 6.—	4,80
	196,20
Katalysator und Chemikalien	
0,188 ltr 8376 à 8.—	1,51
0,102 ltr 5059 à 12,50	1,28
0,188 ltr 6436 à 3.—	-,57
5 kg NaOH à 15 Pfg.	-,75
10 kg H_2SO_4 à 10 Pfg.	1,00
	5,11
Energien	
0,6 t MD-Dampf à RM 3,80	1,90
0,94 MD-Dampf à 3,20	3,01
1,350 . 10⁶ kcal Kolgas à 6.—	8,00
105 cbm Wasser à 1,9 Pfg.	2,01
270 kWh Strom à 1,4 Pfg.	3,78
	18,70
Löhne, Gehälter usw.	
113 Mann je Schicht = 5,37 Arbeitsstunden à 1,35	7,25
50 % Zuschlag für Gehälter, Betriebsmaterialien und Laborkosten	3,62
	10,87
Kapitaldienst und Investitionen	
6,5 % Investitionen von 40,0 Mill. RM	13,40
2 % Feuerschutz und Steuern von 40,0 Mill. RM	4,12
10 % Amortisation von 40,0 Mill. RM	20,60
	38,12
Gestehkosten:	269,00
Generalia	
2,5 % von Gestehkosten abzgl. Rohstoff	1,80
Verwaltung	
8 % von 40,0 Mill. RM	6,20
5 % " 6,0 " "	1,55
Lizenz	7,50
	17,06

1 t L-Benzin RM 286,05

Kostenschätzung für Fall II, 3a

Kapazität 135 000 t pro Jahr I-Benzin

		RM je t I-Benzin	
	Rohmaterial		
1,24	1,51 t à 161,25	198,50	197,-
1090	1155 cbm Wasserstoff à 4,6 Pfg.	49,70	49,-
	Treibgas-Gutschrift 196 kg à 25 Rpf.	49,-	49,-
	Dy-Destgas-Gutschrift 0,02.10⁶ WE à 6.—	5,90	5,90
		198,30	199,90
	Katalysator und Chemikalien		
0,182	0,176 ltr 7580 à 7.—	1,23	1,24
0,098	0,103 ltr 5052 à 14,50	1,39	1,41
0,122	0,125 ltr 6434 à 8,—	-,97	-,98
	5 kg NaOH à 1,5 Pfg.	-,75	-,75
	10 kg H_2SO_4 à 10 Pfg.	1,—	1,—
		4,64	4,69
	Energien		
0,5	0,5 t Dp à 3,60	1,90	1,90
0,915	0,915 t Dp à 3,20	2,93	2,93
1,12	1,12 . 10⁶ WE Spaltgas à 6.—	6,70	6,70
200	200 cbm Wasser à 1,5 Pfg.	1,50	1,50
254	254 kWh Strom à 1,4 Pfg.	3,56	3,56
		16,99	16,99
	Löhne, Gehälter usw.		
1,40	11,2 Mann/Schicht = 5,05 Arbeitsstunden à 1,35	6,80	6,81
57%	50 % Zuschläge	3,40	3,40
		10,20	10,40
	Kapitaldienst und Reparaturen		
6,5%	6,5 % von 37,9 Mill. Reparaturen	12,75	12,75
2%	2 % " " " Feuersch. u. Steuern	3,92	3,92
10%	10 % " " " Amortisation	19,60	19,60
		36,27	36,27
	Gestehkosten RM 261,40	269,25	
	Generalia		
2,5%	2,5 % von Gestehk. abzgl. Rohstoff	1,67	1,52
	Verwaltung		
3%	3 % von 37,9 Mill. RM	5,90	5,90
5%	5 % von 5,65 " "	1,47	1,42
		7,50	7,32
	Kosten	16,44	16,44
	RM je t I-Benzin 277,84		
		1 1 1 1	285,60

Spesen für Vakuum-Destillat-Rückstand von Steinkohle-Abtreiber-Schweröl zusammen mit Kohle auf Benzin + Mittelöl + Schweröl.

Stand vom 28. 5. 1944.

Kapazität 1,59 t/Stunde Rückstand

Destillierte Spesenaufteilung vom 4. 4. 44.

Faktoren:

Preßgasen entfallen, da anstelle von Anreiböl		
Gasumlauf entfällt, " " " "		
Waschöl 4 cbm à RM 1,62		6.—
Kühler entfällt, da anstelle von Anreiböl		
Schleuderöl " , " " " "		
Schwelerei " , " " " "		
Destillation" , " " " "		
Tanklager 1,17 à RM 12,41		14,40
Entbenzinierung und Preßgase 0,1 à RM 41,70		4,17
H_2-Verbrauch 800 cbm à 4,5 Pfg.	6,37	36.—
Zweiöhaus-Gutschrift 75 cm à 25 Pfg.		12,70
H_2-Restgas-Gutschrift 111.10^6 kcal à RM 6.—		6,65
	RM	36,49/Stunde

1,59 t/Stunde Rückstand

1,46 t/Stunde Benzin + Mittelöl + Schweröl = 4,6 %

= 95,4 %

+ 20,3

21,76 156,83 . 0,964 = 149,61

36,49 . 0,946 = 1,69

151,29

Rechnung Nr. 1

15. 4. 1944 vdo/Fe

Vergleichende Kostenrechnung für Heizöl aus Steinkohle und Urteer

In Aussicht sollen 37 400 t pro Jahr Marineheizöl und 200 000 t pro Jahr Benzin aus Steinkohle und Urteer erzeugt werden. Es sind zwei Fälle hinsichtlich ihrer Wirtschaftlichkeit miteinander verglichen[1]).

Fall I: Aus dem in der Kohleschwelerei anfallenden Urteer werden die Anteile <325° herausgeschnitten und der Rückstand mit Kohle auf 37 400 t pro Jahr Heizöl (= 65 Teile Abstreiferschweröl und 35 Teile Mittelöl) und zusammen mit den Teeranteilen <325° und dem Kohlebenzin auf 200 000 t pro Jahr Benzin in zweistufiger Hydrierung gefahren.

Fall II: Der Rohteer (37 400 t pro Jahr) der Kohleschwelerei wird als Heizöl verkauft (51% Mittelölanteile), der Urteer mit Kohle auf 200 000 t pro Jahr Benzin gefahren in der Mitverarbeitung des Kohlebenzins.

Die Kalkulation ergibt bei einem Teerpreis von RM 110.— je t einschl. Kohlebenzin[2]), daß die t Benzin + Heizöl im Fall I (Hydrierheizöl) RM 247.—, im Fall II (Heizöl = Rohteer) RM 241,70 kosten. Bei dem geringen Anfall an Heizöl von nur 16 % pro Gesamterzeugnis hat diese Differenz von RM 5,30, wenn man den Benzinpreis in beiden Fällen mit RM 265.— pro t gleich einsetzt, einen großen Einfluß auf den Heizölpreis.

Das Hydrierheizöl kostet dann RM 153,— pro t,
" Heizöl (Rohteer) " " RM 110,— " "

Wie die Kalkulationen im einzelnen zeigen, sind Änderungen in den Rohstoffpreisen nahezu ohne Einfluß auf die Differenz der Endverkaufspreise. Auch alle übrigen Kosten liegen annähernd gleich hoch. Es erscheint demnach der Fall II als der wirtschaftlichere.

---

1) Die Rechnung stützt sich auf Angaben von Dr. Müllenbach, Dr. Donath und Prof. Pier nach Unterlagen von Dr. Donath

2) Äquivalenzpreis nur Kohle (RM 10.— je t)

Vergleichende Kostenberechnung für Heizöl aus Steinkohle und L-Öl aus Kohle und Urteer (Fall I) bzw. Heizöl aus Urteer und Benzin aus Kohle und Urteer (Fall II).

Kapazität der Anlage: 57 400 t/Jahr Heizöl + 200 000 t/Jahr L-Öl

Rohstoffeinsatz: Fall I : 337 800 t/Jahr NK + 57 900 t/Jahr Urteer + Schwelbenzin

" II: 335 000 t/Jahr NK + 57 900 t/Jahr Urteer + Schwelbenzin

	Fall I RM/t Heizöl+L-Öl		Fall II RM/t Heizöl+Benzin	
Rohstoffpreis				
Rohkohle mit 4,5% Asche und 10% Wasser/ RM 19,-- je t	1,65 t	31,40	1,64 t	31,16
Urteer + Schwelöl à 115,-/t	0,244 t	28,10	0,244 t	28,10
Wasserstoff 4,5 Pfg./cbm	2450 cbm	110,00	2575 cbm	106,50
Preisgas-Gutschrift 26 Pf./kg	223 kg		220 kg	
Restgase " 4 Pf./10^6 kcal	$2,05 \cdot 10^6$ kcal		$2,56 \cdot 10^6$ kcal	
		97,50		93,35
Zentner u. Chemikalien:				
Kat. I 3 Pfg./kg	18,1 kg	0,54	18,0 kg	0,54
" II 2 " "	22,8 kg	0,46	22,8 kg	0,46
" III 27 " "	4,3 kg	1,16	4,3 kg	1,16
DOSS RM 12,50/1tr	0,157 ltr	1,96	0,150 ltr	1,87
Ö464 " 8,00/ "	0,114	0,84	0,122 "	0,97
NaOH 15 Pfg./kg	4 kg	0,60	4 kg	0,60
		5,06		5,09
Energien:				
HD-Dampf RM 5,00/t	0,442 t	2,00	0,548 t	2,03
MD- " " 3,20/t	2,220 t	7,10	2,100 t	6,90
Kraftgas " 6,00/10^6 kcal	$2,36 \cdot 10^6$ kcal	14,16	$2,34 \cdot 10^6$ kcal	14,00
Wasser 2 Pfg./cbm	169 cbm	3,22	169 cbm	3,19
Strom " 1,4/kWh	800 kWh	11,20	765 kWh	11,00
		57,75		57,17
Löhne und Gehälter:				
Mannschaft u.-arb.-Std. 230/6,55 à 1,35		11,55	338/8,05	11,70
Zuschläge 50 %		6,75	50 %	5,85
		17,30		17,55
Kapitaldienst und Reparaturen:				
Reparaturen 6,5% v. 81,7 Mill.		89,40	81,6 Mill.	88,56
Versich.u.Steuer 2% v. 81,7 "		6,90	81,6 "	6,90
Amortisation 10% v. 81,7 Mill.		34,40	81,6 "	34,40
	221,17	83,75	215,61	89,85
Zinsanteil 2,5 %		5,53	2,5%	5,40
Tantiemen: 3% v. 81,7 Mill.		10,30	81,6 Mill.	10,38
5% " 12,2 Mill.		2,07	12,2 "	2,59
		7,60		7,60
	247,04	86,90	241,68	25,87
Abzug:				
240 kg L-Benzin à 265,-				
1 t Heizöl		105,00		110,00

Anlagekostenschätzung für Fall I und II.

	Fall I	Fall II	
Einphasen, 700 atm			
Kohlebunker und Entladung	2 300 000	2 300 000	
Kohlebrechung, Kohletrocknung, Anmaischung	2 600 000	2 600 000	
Preßpressen, Wasser- und Spülölpumpen	4 100 000	5 800 000	
Gasanlauf	1 600 000	1 500 000	
Kammern	14 400 000	14 400 000	
Olwäsche	3 900 000	3 900 000	
Schleuderei	1 400 000	1 400 000	
Schwelerei	2 700 000	2 700 000	
Tanklager für schwere Öle einschl. Teertanklager	1 300 000	1 800 000	einschl. Teertanklg. ohne Teer-destillat.
Abtreiber-Destillation, einschl. Spaltdestillation	2 000 000	1 500 000	
HP- und TP-Leitungen	2 000 000	2 000 000	
Kompression	1 400 000	1 550 000	
Zweiphasen, 300 atm			
Einspritzpumpen	1 200 000	1 250 000	
Gasumlaufpumpen	1 550 000	1 650 000	
Kammern	9 300 000	9 300 000	
Tanklager für leichte Öle	1 400 000	1 400 000	
Abtreiber-Destillation	1 450 000	1 550 000	
Stabilisierung	600 000	600 000	
Wäsche	250 000	250 000	
HP- und MP-Leitungen	1 100 000	1 100 000	
Gemeinsame Anlagen			
Verkaufstanklager, Abfüllstation	2 000 000	2 000 000	
Kaltbehandlung und Preßgasanlage, Abfüllstation und Lager	5 450 000	5 500 000	
Dynamobau, Schwimmschlamm, Laufkrangerät, Leitungen, Fernsteuerung	1 100 000	1 700 000	
	65 500 000	65 150 000	

Energien und Belegschaft für Fall I und II.

	Fall I							Fall II						
	Mengen/Stunde	MD	MD	Gas	Wasser	Strom	Mann/Stand	Mengen/Stunde	MD	MD	Gas	Wasser	Strom	Mann/Stand
Synthese, 700 atm														
Teerdestillation	6,67	"	0,44	1530	93	22	2							
Kellerverbrennung	49,2	"	0,49	"	"	180	6	49,2	"	0,49	"	"	400	8
Mahltrocknung	49,62	"	0,35	6550	"	475	8	49,2	"	0,33	6550	"	475	8
Kreislaufmahlung	113,4	1,07	2,43	"	4	2070	4	105,44	1,75	2,27	"	4	1950	4
Zerpressen	113,4	"	4,5	"	"	7400	10	105,44	"	4,2	"	"	6950	10
Kaltan- u. Spülkpumpen	12,5	"	"	"	"	500	4	11,2	"	"	"	"	450	4
Gasumlauf	2320000	"	"	"	"	1200	4	1940000	"	"	"	"	1150	4
Kompression	49520	"	"	"	182	2520	4	47500	"	"	"	135	2500	4
Ölwäsche	145	"	"	"	"	1160	10	144	"	"	"	"	1150	10
Kammern	118,8	1,1523	0,8	25600	1520	1835	18	110,4	1,07	21,5	24900	1230	1720	28
Schleuderei	49,59	1,73	0,89	"	1	139	10	49,24	1,7	0,88	"	1	138	10
Schwelerei	12,22	1,03	0,73	7300	204	1170	23	12,57	1,05	0,75	7500	210	1180	28
Abtr.Destillation	65,14	"	4,5	35700	950	220	13	68,09	"	4,7	16400	995	230	15
Saphan, 300 atm														
Kreispumpen	57,48	"	"	"	"	745	6	60,44	"	"	"	"	785	6
Wasserpumpen	5,3	0,59	"	"	5	116	4	6,03	0,94	"	"	5	124	4
Gasumlauf	175250	"	0,63	"	"	696	3	213200	"	0,79	"	"	1110	4
Kammern	57,48	"	1,75	2900	620	940	20	60,44	"	1,18	3040	650	985	25
Abtr.Destillation	52,02	"	2,9	9900	735	208	6	55,71	"	2,7	10600	783	224	6
Stabilisierung	25,0	6,05	0,71	"	215	48	4	25,0	4,05	0,71	"	215	48	4
Wäsche	25,0	"	0,48	"	7	19	2	25,0	"	0,48	"	7	19	2
Entspan.-u.Preßgas	9,13	2,9	0,95	"	300	1070	30	9,55	3,2	1,03	"	320	1140	33
Benzinspr., Büro, Labor usw.	29,67	2,5	22,3	635	426	540	35	29,67	2,5	22,1	635	426	540	35
Je Stunde	"	35,10	55,77	70115	5022	22769	230	"	36,26	54,11	69625	4994	25296	234
: 29,67 = je t Produkt		0,542	2,22	2360	169	800		29,67	0,548	2,16	2340	168	760	

Anlagekostenschätzung für Fall I und II.

	Fall I	Fall II	
Einphase, 700 atm			
Kohlebunker und Entladung	2 300 000	2 300 000	
Kohlebrechung, Mahltrocknung, Anmaischung	2 600 000	2 600 000	
Preßpressen, Kammer- und Spülpumpen	4 100 000	3 800 000	
Gasumlauf	1 600 000	1 500 000	
Kammern	14 400 000	14 400 000	
Ölwäsche	3 800 000	3 800 000	
Schlenderei	1 400 000	1 400 000	
Schwelerei	2 300 000	2 300 000	
Tanklager für schwere Öle einschl. Teertanklager	1 800 000	1 800 000	einschl. Teertanklag. und Teer-destillat.
Abtreiber-Destillation, einschl. Teerdestillation	2 000 000		
HD- und ND-Leitungen		1 800 000	
Kompression	2 000 000	2 000 000	
	1 400 000	1 350 000	
Zweiphase, 300 atm			
Einspritzpumpen	1 200 000	1 250 000	
Gasumlaufpumpen	1 550 000	1 850 000	
Kammern	9 300 000	9 300 000	
Tanklager für leichte Öle	1 400 000	1 400 000	
Abtreiber-Destillation	1 450 000	1 550 000	
Stabilisierung	800 000	800 000	
Wäsche	250 000	250 000	
HD- und ND-Leitungen	1 100 000	1 100 000	
Gemeinsame Anlagen			
Verkaufstanklager, Abfüllstation	2 000 000	2 000 000	
Entphenolierung und Preßgasanlage, Abfüllstation und Lager	5 450 000	5 500 000	
Abwassergrube, Schwadlöschanlage, Feuerlöschamt, Leitungen, Betonkanäle	1 100 000	1 100 000	
	65 300 000	65 150 000	

Vergleichende Kostenaufstellung für Heizöl aus Steinkohle und I.-Öl aus Kohle und Urteer (Fall I) und Heizöl aus Urteer und Schwelbenzin aus Kohle und Urteer (Fall II).

Kapazität der Anlage: 57 400 t/Jahr Heizöl + 200 000 t/Jahr I.-Öl.

Rohstoffeinsatz: Fall I: 337 800 t/Jahr SK + 57 900 t/Jahr Urteer + Schwelbenzin

" II: 365 000 t/Jahr SK + 57 900 t/Jahr Urteer + Schwelbenzin

	Fall I RM/t Heizöl-Äq.		Fall II RM/t Heizöl-Äq.	
Rohmaterial:				
Rohkohle mit 4,5% Asche und 10% Wasser/ RM 19,-- je t	1,65 t	31,40	1,64 t	31,15
Urteer + Schwelöl " 115,-/t	0,244 t	28,10	0,244 t	28,10
Heizwert-Stoff 4,6 Mio kcal/cbm	2450 cbm	110,00	2370 cbm	106,50
Frachtgut-Gutschrift 26 Pf/kg	328 kg		335 kg	
Restlohnes-" " 6,-/10^6 kcal	$2,85 \cdot 10^6$ kcal		$2,58 \cdot 10^6$ kcal	
		97,50		92,35
Kontrakte u. Chemikalien:				
Kat. I 3 Mio kcal/kg	18,1 kg	0,54	18,0 kg	0,54
" II 2 " "	23,0 kg	0,46	23,0 kg	0,46
" III 27 " "	4,3 kg	1,16	4,3 kg	1,16
Soda 3,- Mio kcal/to	0,167 to	1,96	0,159 to	1,87
Salz 3,60/ "	0,114	0,24	0,132 "	0,27
Lauge 15 Mio kcal/kg	4 kg	0,60	4 kg	0,60
		5,06		5,03
Energien:				
Dampf RM 3,60/t	0,542 t	1,95	0,548 t	1,98
NS- " " 3,20/t	2,220 to	7,10	2,160 to	6,90
Kraftgas " 6,00/10^6 kcal	$2,36 \cdot 10^6$ kcal	14,15	$2,34 \cdot 10^6$ kcal	14,02
Wasser Pfg 1,9/cbm	169 cbm	3,22	169 cbm	3,19
Strom " 1,4/kWh	800 kWh	11,20	785 kWh	11,00
		37,78		37,17
Löhne und Gehälter:				
Mannschaft u. Arb. Std. 230/a 55 à 1,55		11,55	220/a 55	11,22
Zuschläge 50 %		5,78	50 %	5,55
		17,33		17,55
Kapitaldienst und Generalkosten:				
Reparaturen 6,5% v. RM 7 Mill.		22,40	RM 6 Mill.	20,35
Generalk. u. Steuern 2% v. RM 7 "		6,90	RM 6 "	6,90
Amortisation 10% v. RM 7 Mill.		24,40	RM 6 "	24,40
	281,17	63,75	215,81	60,65
Sonstiges 2,5 %		5,53	2,5 %	6,40
Verzinsung: 3% v. RM 7 Mill.		10,30	RM 6 Mill.	10,38
6% " 12,2 Mill.		2,37	12,2 "	2,60
		7,50		7,50
	287,04	85,90	241,68	85,07
Erlöse:				
840 kg I.-Benzin à 26 Pf		218,00		218,00
1 t Heizöl		153,00		119,00

Kostenrechnungsabteilung
Lu 1

H. Fischer

5. 4. 1944 Wlo/Re

Vergleichende Kostenabschätzung für Heizöl aus Steinkohle und Urteer.

In Ausschnitt sollen 37 400 t pro Jahr Marineheizöl und 200 000 t pro Jahr Benzin aus Steinkohle und Urteer erzeugt werden. Es sind zwei Fälle hinsichtlich ihrer Wirtschaftlichkeit miteinander verglichen[1]:

Fall I. Aus den in der Kohlenschwelerei anfallenden Urteer werden die Anteile 0,325° herausgeschnitten und der Rückstand mit Kohle auf 37 400 t pro Jahr Heizöl (= 65 Teile Schwerölanteil und 35 Teile Mittelöl) und Spaltgas mit den Restanteilen 0,325° und dem Schwelbenzin auf 200 000 t pro Jahr Benzin in Anlehnung an 3/5 der Gasphase gefahren.

Fall II. Der Rohteer (37 400 t pro Jahr) der Kohlenschwelerei wird als Heizöl verkauft (51% Mittelölgehalt), der Rückteer mit Kohle auf 200 000 t pro Jahr Benzin gefahren unter Mitverarbeitung des Schwelbenzins.

Die Kalkulation ergibt bei einem Teerpreis von RM 116,— je t einschl. Schwelbenzin[2], daß die t Benzin + Heizöl im Fall I (Heizölanteil) RM 247,— , im Fall II (Heizöl = Rohteer) RM 242,70 kosten. Bei dem geringen Anteil an Heizöl von nur 16 % pro Gesamterzeugnis hat diese Differenz von RM 5,30, wenn man den t-Benzinpreis in beiden Fällen mit RM 265,— pro t gleich einsetzt, einen großen Einfluß auf den Heizölpreis.

Das Hydrierheizöl kostet dann RM 103,— pro t
" Heizöl (Rohteer) " " " 119,— " "

wie die Kalkulationen im einzelnen zeigen. Sind Änderungen in den Rohstoffpreisen nahezu ohne Einfluß auf die Differenz der Gestehungspreise, auch alle übrigen Posten blieben annähernd gleich hoch, so erscheint demnach der Fall II als der wirtschaftlichere.

---

1) Die Rechnung stützt sich auf Bilanzen von Dr. Kölbel, Dr. Donath und ältere nach Unterlagen von Dr. Donath

2) Äquivalenzpreis nur Kohle (RM 10,— je t)

Nachdruckverbote
Bo 12

21. März 1944. v.Hoch/Le.

Soll-Zahlen der Hydrierungen.

In beiliegender Tabelle sind einige Daten über die hydrierende Verarbeitung verschiedener Rohstoffe aufgeführt, die als Vergleichszahlen zu den von den Werken monatlich mitgeteilten Betriebsdaten dienen sollen; diese Zahlen sind Idealkalkulationen entnommen bzw. vergleichbar zu diesen neu geschätzt. Für die verschiedenen Werke wurde die Novemberproduktion 1943 als Richtgröße gewählt. Da fast alle Hydrieranlagen ihren Wasserstoff auf mehrfache Weise erzeugen, ist unter der Rubrik "kg Rohstoff je m³ H_2" jeweils dasjenige Verfahren angeführt, das die Hauptquelle für den H_2 darstellt. Nicht für alle in Betracht kommenden Verfahren sind uns die für den eingangs erwähnten Zweck erforderlichen Daten bekannt. In andererseits z.B. der Energieverbrauch für die H_2-Herstellung bei vielen Verfahren nur wenig differiert, wurden in allen Fällen die Verbrauchszahlen für H_2 aus Koks im Dessaggenerator eingesetzt. Die Zahl der Schlosser ist aus der Reparatursumme errechnet unter Zugrundelegung eines Rep.-Stundenpreises von ℳ 3,80; und zwar wurde eine Reparatursumme von 4 % auf das gesamte Anlagekapital[1] einschl. sonstig. Kapitalbedarf angenommen.

Als Hydrierrohstoff wurde jeweils nur der Hauptrohstoff in Betracht gezogen; dieser bedingt in allen Fällen die höchsten Verbräuche.

gez. v.Hochstetter

---

1) Die Anlagekosten entsprechend einem Stande von etwa 1941; für H_2 ebenfalls das Dessagverfahren. 25 % Nebenanlagen und 15 % sonst. Kap.-Bedarf/ Anlagen + Nebenanlagen.

	Schalven	Gelsenberg	Pölitz	Welheim		Lenne
Rohstoff	Ruhrkohle	Ruhrkohle	Oberschl. St. Kohle[5] Rum. Erdöl [5]	Kokereipech	Rhein. Braun-Kohle	Mitteld. Br. Kohle
to Rohst.[1]/to Prod.	2,08	1,82	St.K. 1,89 Erdöl 1,35	1,33	2,19	2,04
Prod.Verteilung	L-Bi:DHD= 1:1	L-Bi	L-Bi:DHD=2:1	Heizöl:L-Bi= 2:1	L-Bi.	L-Bi:Di:MHD 55:37,8
m^3 H_2/to Prod.	3270	3280	2100	1380	5190	2280
kg Rohst./m^3 H_2	0,9[2]	0,9[2]	0,66[6]	?[8]	1,0[10]	0,9[12]

	ohne H_2	mit H_2	ohne H_2	mit H_2	ohne H_2	mit H_2	ohne H_2	mit H_2	ohne H_2	mit H_2	ohne H_2	mit H_2	ohne H_2	mit H_2
to [illegible]-Dampf/to Prod.	0,67	0,67	0,7	0,7	1,05	1,05	0,29	0,29	3,3	3,3	2,92	2,92	1,[illegible]	
to ND-" "	3,9	7,0	3,6	6,1	2,35	4,35	1,85	3,2	-	5,0	0,43	2,53	1,[illegible]	
kWh Strom/to Prod.	835	2590	1070	3130	1090	2210	485	1220	2800	3300	510	1510	[illegible]	
Wasser m^3/ " "	210	500	230	560	235	425	95	220	95	380	82	250	[illegible]	
Betr.Arbeiter	1250[3]		1960[4]		2270[7]		410[9]		1840[11]		2850[13]			
Schlosser	650[3]	55%	1085[4]	55%	1250[7]	55%	225[9]	55%	1000[11]	54%	1500[12]	53%		

1) Bei Kohlen wasser- u.aschefrei.
2) Damaggeneratoren 2% Koks.
3) 85000 jato L-Bi + 85000 jato DHD-Bi. entsprechend 200 000 jato Autobi.
4) [illegible]00 000 jato L-Bi.
5) St.K. 4 (0000) = 240 000 jato L-Bi 210 000 jato DHD-Bi
Erdöl 2 (000) = 240 000 " " 200 000 " "
6) Pintsch-Brassert-Generatoren. C-Geh. d. Koksen
7) sehr rohe Schätzung.
8) Pintsch-Hildebrandt-Generatoren für St.K. Kok
9) 120 000 jato Produkt.
410 000 jato. Tatsächliche Produktion ca. 160 000 jato
13) 294 000 jato L-Bi, 274 000 jato Dieselöl.
14) 110 000 jato Autbi, 110 000 jato L-Bi.
15) 110 000 jato Autbi, 130 000 jato Dieselöl.
16) ca. 45 000 jato Produkt.
17) Aus Synthesegasanlage.
18) genutzt 60% der Betr.Arbeiter.

...len der Hydrierungen.

...e	Leuna	Zeitz	Brüx	Böhlen	Magdeburg	Lützkendorf	Blechhammer
	Mittelld.-Kohle	Teer aus mittelld. Braunkohle	Teer aus Braunkohle	Teer aus mittelld. Braunk.	Teer aus mittelld. Braunkohle	Erdöl-Rückstände	Oberschl. Steinkohl.
	2,04	1,1	1,29	1,33	1,2	1,25	
	L-Bi;Di;DHD 55;37,8	Aubi 14% Dieselöl 60% Schmieröl 12% Paraffin 14%	L-Bi;Di=1;1	Aubi;L-Bi 1;1	45 % Aubi 55 % Diesel-Öl	40% Aubi 60% Dieselöl	
	2250	475	1040	955	650	700	
	$0,9^{12)}$	$0,9^{12)}$	$0,9^{12)}$	$0,9^{12)}$	$0,9^{12)}$	$1,9^{12)}$	
	ohne H_2 mit	ohne H_2 mit	ohne H_2 mit	ohne H_2 mit	ohne H_2 mit	ohne H_2 mit	
	2,92 2,92	1,37 1,37	1,34 1,34	1,0 1,0	0,77 0,77	1,1 1,1	
	0,43 2,59	1,82 2,26	0,38 1,38	1,2 2,1	0,77 1,4	2,0 2,7	
	510 1510	120 370	151 706	400 1000	220 570	640 1060	
	82 290	105 145	71 165	160 270	100 160	150 220	
	2890[13)]	620[14)]	1550[15)]	720[16)]	640[17)]	185[18)]	
	1500[12)]	230[14)]	745[15)]	390[16)]	320[17)]	110[20)]	

...-Ges.d.Koksen GS.
...n für St.K.Koks.

10) Pintsch-Hildebrand-Generatoren für Br.Kohlen-Briketts.
11) 290 000 jato L-Öl.
12) Grudekoks im Winklergenerator.
13) 515 000 jato Gen.Produkt.
14) 320 000 jato Teer in 4(000)?
tatsächlich 6(000)

...ndlohlicke
...160 000 jato = 39 %

Produktion und Selbstkosten der

Kl. Schreibtisch

– 4 –

22. Aug. 1944

Kennzahl der Vergleichswerke

Jahr und Art des Betriebsvergleichs	Gehalts- und Lohnempfänger	Belegschaft: darunter Arbeiter + ohne Aufsichtsp.	darunter Arbeiter ohne Neu-Zeichner =	Sonstige =	Gesamt =	Lohnsumme: Gehälter + Löhne	Umsatz: Gesamt Soll	Umsatz: Gesamt Ist	Ist-Umsatz je Beschäftigten
		2000	2108						
1943	1800	2960	342	2460	58,2 %	550	6,4 Mio RM	49,5 %	(429) RM
				(Ost: 1132)					
		2020	1500						
		1619	1298	53,6 %	174	5	1803	184	165
		1703	1072	74 %	130		392		7,55
		1800	1200						
		2302	1504	51 %	182	2,5	1712	15,2	213
			1334	56 %	224		414		
		2400	1600						
		1409	1596	68 %	172		1741		
		3480	1820						
	217	3623	2250		602	7	2063	20,3	85
		3122	2493	77 %	670		1347		
		230	242		210				
		247	247	28 %	226	11,1	440	21,2	341
		745	512		103		1811	5	120
		917	389	68 %	114				
		1220	1545	54,6 %	48	1,6	581	22,2	110
		1997	991	77 %	97		1281		241
		430	340						
		1107	619	31,2 %	51	2,5	210	10,5	488
				51 %					

und Lohnwerkabteilg

Sch. Kl. Schreibtisch

Bl. 4 Kl. Schreibtischfabrik

Hochdruckversuche
Lu 1.

3.Mai 1944. v.Kch/Le.

Zur Tabelle: „Soll-Zahlen der Hydrierungen" vom 21.3.1944.

	Scholven	Gelsenberg	Pölitz	Welheim	Rheinbraun	Leuna	Zeitz	Brüx	Böhlen	Magdeburg
Betriebsarbeiter	1 370	2 150	2 490	450	2 020	3 120	460	1 480	790	700
Handwerker[21)]	1 000	1 600	1 870	340	1 500	2 340	345	1 100	590	525

	Lützkendorf
Betriebsarbeiter	200
Handwerker[21)]	150

21) einschl. Betriebskontrolle. 75 % Handwerker auf Betriebsarbeiter. Dieses Verhältnis entspricht dem Falle Wesseling in Tabelle vom 24.4.44:
ca. 43 % Betriebsarbeiter von Gesamt-Stammbelegschaft
" 33 % Handwerker " " ".

Anlage 1.

Anlage- und Reparaturkosten in Hydrieranlagen.

	Anlagekosten pro Jato Benzin	Reparaturquote	Reparaturkosten pro Jato Benzin
Steinkohle auf I-Bi.			
Eigentl.Hydrierung	422.-	x 0,065 =	27,40
H_2	172.-	x 0,065 =	11,40
Energie	223.-	x 0,02 =	4,55
Neben-Anlagen	222.-	x 0,02 =	4,45
Sonst.Kapitalbedarf	167.-	-	
	1211.-		47,80
Braunkohle auf I-Bi			
Eigentl.Hydrierung	390.-	x 0,065 =	25,40
H_2	144.-	x 0,065 =	9,40
Energie	184.-	x 0,02 =	3,70
Nebenanlagen	195.-	x 0,02 =	3,90
sonst.Kapitalbedarf	136.-		
	1049.-		42,40
Braunk.Teer auf I-Bi			
Eigentl.Hydrierung	209.-	x 0,065 =	13,60
H_2	70,50	x 0,065 =	4,60
Energie	90,50	x 0,02 =	1,80
Nebenanlagen	99.-	x 0,02 =	2.-
sonst.Kap.Bedarf	70,50		
	539,50		22,00
I-D			
HFD	59.-	x 0,1 =	5,90
Energie	17.-	x 0,02 =	-,35
Nebenanlagen	7,50	x 0,02 =	-,15
sonst.Kapitalbedarf	5.-	-	
	88,50		6,40 = -,7.-

Hochdruckversuche
IG I.

10. Januar 1944. v.Hol/Se.

Anlage 2.

Eisenbedarf der Hydrierwerke.

Hydrierwerk	Produktion	Anlagekosten[2]	eingeb. Eisen[3]	Jährl. Eisenbedarf[1]
	Jato	Mill.M.	(100) to	(100) to
Leuna [8]	600 000.-	635	188	6,5[9]
Scholven	215 000	167	139	2,0
Wesseling	335 000	300	300	4,0[7]
Rheinbraun	210 000	180	150	2,0[5]
Zeitz	600 000	350	334	3,94
Böhlen	200 000			
Magdeburg	220 000	310	245	3,5
Zeitz	230 000			
Brüx[3]	600 000	375	408	4,55
Blechhammer	500 000	635	420	6,37
Pölitz	150 000	95	75	1,35
Lützkendorf	50 000[4]	40	33	0,33
	3 890 000 Jato	2687 Mill.M.	2186 000 to	28 720 to

gez. v. Hochstetter

1) 1.- Reparaturkosten = 0,25 kg Eisen. Errechnet aus Reparatursumme, die mit 4 % der gesamten Anlagekosten angenommen ist.
2) ohne "sonstigen Kapitalbedarf".
3) einschl. Schwelerei.
4) Halbproduktion.
5) Angabe des Werkes 12,5 kg Eisen je to Fl.Prod. = $2,6 \cdot 10^3$ to
6) " " " 14,7 kg Eisen je to Fl.Prod. = $8,8 \cdot 10^3$ to
7) " " " 21,5 kg Eisen je to Fl.Prod. = $4,2 \cdot 10^3$ to.
8) Es ist hier, da es sich um eine ältere, billig gebaute Anlage handelt, mit 8 % Reparaturkosten gerechnet.
9) geschätzte Zahlen.

Kondensationsanlage
Bl. 1

18. Januar 1944. Bo/Ge.

Verarbeitung von Braunkohlenteer, sowjetischem Schieferöl, Pechen und gekrackter Pechen.

Die hauptsächlichsten Bilanzzahlen und Analysendaten für diese 4 Rohstoffe sind in den anliegenden 5 Tabellen enthalten.

In Tabelle 1 sind die Zahlen für die Verarbeitung des Rückstandes allein in 4 Durchsätzen enthalten.

Tabelle 2 enthält die Zahlen bezogen auf Ausgangsrohstoff einschließlich a-Mittelöl und einschließlich der Verarbeitung im Gasraum auf L-Benzin.

Tabelle 3 enthält Analysendaten.

ges. Donath

Tabelle 1.

Ergebnisse

a) Endphase allein. 3,0 mm

Ausgangsmaterial	Braunkohlen-Koks aus Rhein.	Steinkohlen-Koks Senkrecht	Petroleum-Koks Probe	Petroleum-Koks Kugelgrafit
Ausgangsmaterial kg Elektr.	1 000	1 000	1 000	1 000
Elektrode kg S-B2 / kg S-B1	450	405	188 / 665	177 / 505
Leistung	0,4	0,35	0,35 x)	0,34 x)
kWh Öfenvl./Block Rohst.	2,1	2,3	2,4 x)	2,5 x)
% Vergasung/S-B1 + S-B2 + Vergasung	13	16	19	17
kWh Z_n % S-B1 + S-B2	360	480	450	700
Eignung 10^6 Wh/to S-B1 + S-B2	1,9	2,4	1,9	2,7
Widerstand Wh/kg S-B1 + S-B2	240	320	270	320

x) Leistungen bei ungenügender Vorwärmung. Verbrauchswerte tatsächlich höher (siehe 16. Lfd. Versuchsbericht vom 20.)

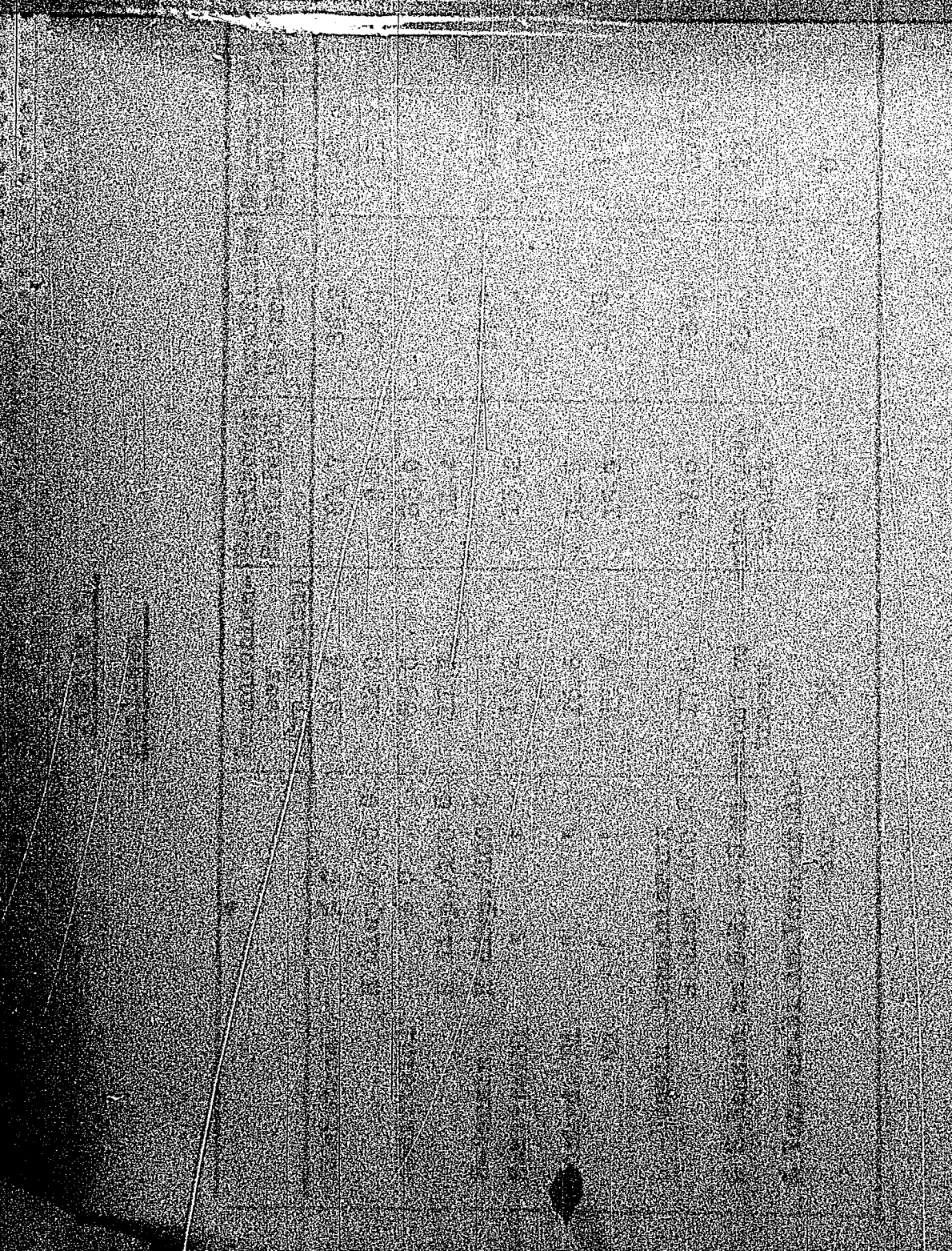
Tabelle 2:

Einsatz

a) Roh- und Reingase

Ausgangsmaterial	Braunkohlen-Teer (bis 200°)	Rohbenzol Schwerölbasis	Leichtöl Pacura	Solaröl Pyr Hydrierbasis
Ausgangsmaterial kg	2 000	1 000	1 000	1 000
davon kg Asphaltbestandteile	340	220	5	0
kg C5-215° + C5-215° + C5-Rückl.	910	280	845	705
kg Gesamt C5-215°	750	215	705	615
ohne H2 % Ausgangsmat. C5-215°	250	565	565	615
" " " C5-215°	255	395	355	390
" " " Gesamt	705	960	920	1 005
ohne H2/t C5-215°	510	910	920	930
" " C5-215°	740	390	500	935
" " Gesamt	1 050	1 340	1 020	1 870
Kyasgas bei H2/t C5-215°	1,1	1,3	2,3	2,4
" " C5-215°	2,2	2,2	3,2	3,2
" " Gesamt	3,3	3,6	5,6	5,6
ohne H2 m³/Tonne Ausgangsmat.	1,05	1,3	2,1	2,47
" " " /100000 Satz Ausgangsmat.	13	15	30 x)	22 x)
" " " /100000 Satz C5-215°	19	23	42 x)	29 x)

x) Leistungen mit ausreichender Tgasreinung. Temperaturgrenze für Bildung (nach 10 Std. Verweilzeit) ca. 420° bei 2 m³ H2 über ges. Einsatz.



Leunawerke, den 18. Juni 1942

Elementarbilanz für Gasphase Jahr 1941 in 100 to Spezialkt

		Gesamt to	C to	H to	O to	N to	S to
Mittelöl		1102,98	935,88	116,92	39,28	4,52	0,40
Asphalt		27,04	22,51	4,53			
H_2S		3,36		0,20			3,16
Frischgas:	H_2	52,34		52,34			
	N_2	13,70				13,70	
	CO	3,14	1,35		1,79		
	CO_2	2,61	0,71		1,90		
	C_1	5,62	4,21	1,41			
	Gesamt	77,41	6,27	53,75	3,69	13,70	-
Gesamt = Eingang		1210,79	964,66	175,40	42,95	18,22	9,56
Rohöl		1000,00	858,32	139,46	0,94	1,14	0,14
Rückgas:	H_2	3,25		3,25			
	N_2	11,84				11,84	
	CO	0,22	0,09		0,13		
	CO_2	0,92	0,25		0,67		
	CH_4	5,62	4,21	1,41			
	Anteil von Frischgas	21,85	4,55	4,66	0,80	11,84	
	C-Vergasung (ohne Gasöl)	110,60	95,74	20,86			
	H_2S	2,44		0,14			2,30
Gesamter Rückgasanfall		140,89	100,29	25,66	0,80	11,84	2,30
Reaktionswasser H_2O		45,13		5,05	40,08		
Phenol (Abgabe + im Abwasser)		2,13	1,63	0,14	0,36		
NH_3	(im Abwasser)	3,78		1,03		4,75	
H_2S	" "	6,45		0,38			6,07
CO_2	" "	1,06	0,29		0,77		
Gesamtes Sonstiges		60,55	1,92	6,60	41,21	4,75	6,07
Bilanzunterschied		9,35	4,13	3,68	-	0,49	1,05
Gesamt = Ausgang		1210,79	964,66	175,40	42,95	18,22	9,56
Bilanzunterschied in % von Eingang		0,78	0,43	2,10	-	2,69	10,98
C-Vergasung in % von C in Mittelöl			9,61				
Aufteilung der C-Vergasung (ohne Gasöl anteil)	C_1	3,59	2,68	0,91			
	C_2	2,92	2,33	0,59			
	C_3	27,38	22,37	5,01			
	C_4	81,82	67,62	14,20			
	C_5	0,88	0,74	0,15			
	Gesamt	116,60	95,74	20,86			

von C 2,96 2,8 2,14 2,7 11,8 2,8 : 94,0

		Gesamt to	C to	H to	O to	N to	S to	Asche to
C-Ausbeute		1600,00	640,12	48,05	181,93	5,81	53,72	91,33
Verlust		69,48			61,53			22,05
Frischgas:	H_2	52,05		52,05				
	C_2H_2	13,94				13,94		
	CO	3,03	1,30		1,73			
	CO_2	2,48	0,68		1,80			
	CH_4	5,76	4,31	1,45				
	Gesamt	76,15	6,29	54,40	3,53	13,94		
Gesamt - Eingang		1167,84	625,41	102,46	246,99	19,75	53,72	113,31
Abgas:		437,12	353,68	44,24	14,84	1,68	2,43	
Leitung (Rest + Niederdruck)		19,73	16,-	3,71				
gesamtes Flüssigprodukt		436,56	310,40	47,55	14,84	1,68	2,43	
davon:	H_2	7,23		7,23				
	C_2H_2	13,74				13,74		
	CO	3,03	1,30		1,73			
	CO_2	2,48	0,68		1,80			
	CH_4	5,76	4,31	1,45				
	Anteil vom Frischgas	31,70	6,29	8,74	3,53	13,74		
	Verdampfung (ohne Asche)	221,44	126,02	24,95	70,41			
	N_2	35,55		2,05			32,61	
fester Rückstand		207,20	132,37	35,74	73,94	13,74	32,61	
Leitung + Entschlammung (abzügl. von Ansatz)		214,12	18,01	0,72	38,90	0,67	71,00	134,74
Reaktionswasser	(gefunden)							
	(n. C-Bilanz)	123,12		14,33	115,79			
	(gefunden)							
H_2S in Abwasser	(n. S-Bilanz)	2,80		0,17			2,63	
	(gefunden)							
CO_2 in Abwasser	(n. O-Bilanz)	3,02		0,28		3,74		
Phenole		2,18	1,67	0,15	0,37			
CO_2 in Abwasser		4,49	22		3,27			
Öl-Verlust (in Rückstandsaufarbeitung		75,65	70,50	4,18	0,27	0,03	0,05	
Gesamt-Ausgang		1167,84	625,41	102,46	246,99	19,75	53,72	113,31
Bilanzunterschied		15,62	31,24	0,09	-	0,30	-	15,43
Gesamt - Eingang		1167,84	625,41	102,46	246,99	19,75	53,72	113,31
Bilanzunterschied in % von Eingang		1,36	5,00	0,97	-	4,65	-	13,63
Kohlenstoff in % von C in HC_4			20,39					
Anteile der Abgasgase (ohne Inertgase)	CO	14,-	4,39		5,45			
	CO_2	69,78	24,22		64,56			
	C_2	21,97	23,69	8,02				
	C_2	31,10	23,48	6,49				
	C_3	26,45	29,75	8,66				
	C_4	10,39	15,02	3,37				
	C_5	2,00	2,40	0,40				
	Gesamt	221,44	126,02	24,95	70,41			

Wasserstoffberechnung Benzin

Analysen:	B-Heizöl für L-Bh		L-Bh (6624)	B-Heizöl für Hubi		Hubi (6624)
C	87.05		85.4	87.47		85.9
H_2	12.82		14.6	12.50		14.1
O	0.06	0.0075	-	0.01	0.0012	-
N	0.01	0.0029	-	0.01	0.0029	-
S	0.06	0.0028	-	0.01	0.0005	-
	100.00	0.0134	100.0	100.00	0.0046	100.0
	12.807			12.496		
$H_{entsp.}$	14,2		87,8	14,3		16,4

C-Vergasung: Mollwert C = 3,5 angenommen ($C_{3,0}H_9$)

gelöster H_2: 20 % bei L-Öl 10 % bei Hubi

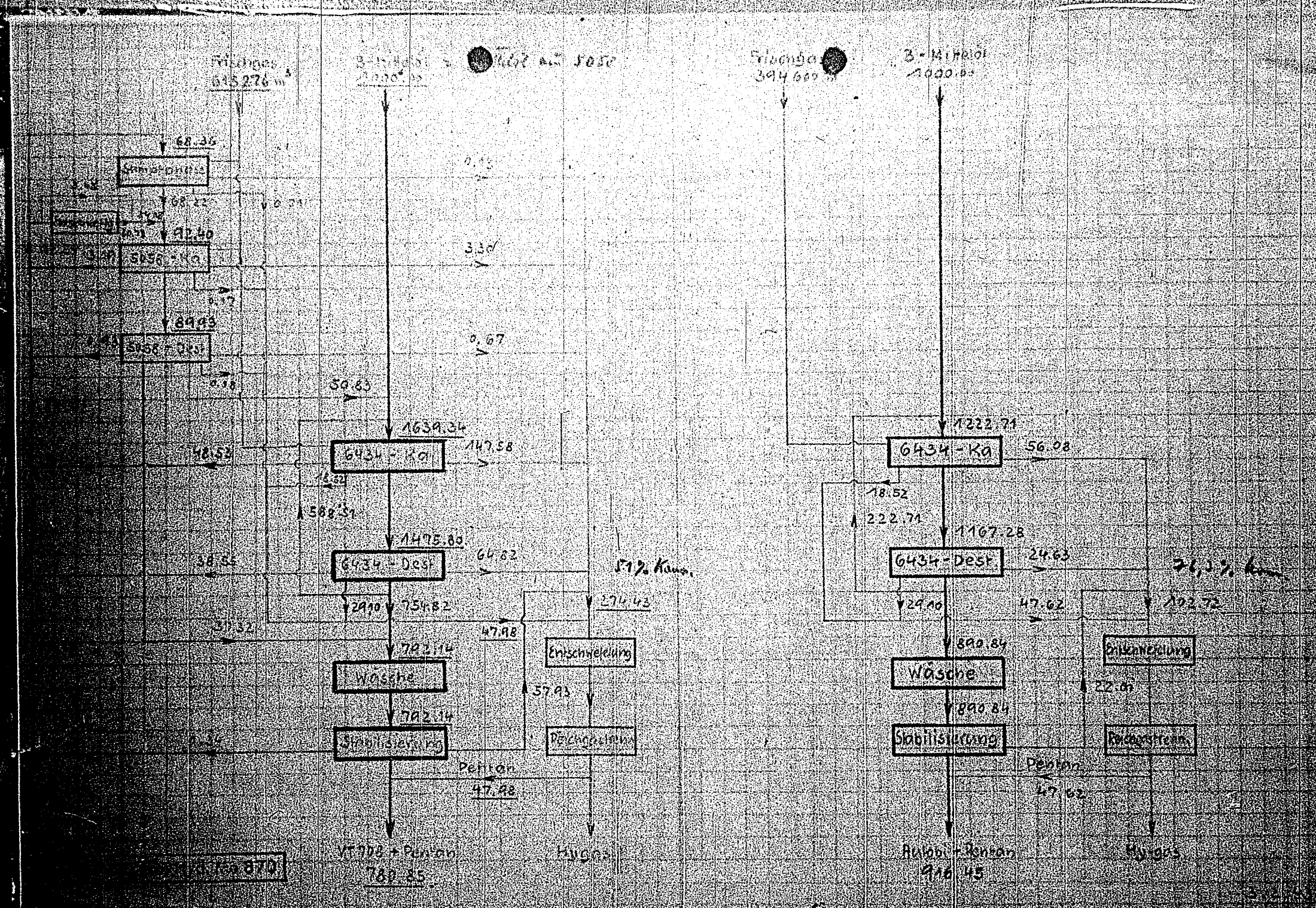
entspannt 10 % – 14,0 12

Verluste ~ 5 % ~ 5 %

	Heizöl	C	H_2	Heizöl	C	H_2
B-Heizöl	1000.00	870.50	128.07	1000.00	874.70	125.30
H_2-Bedarf			29.92			
			157.99			
	788.85	666.85	114.00			
C-Vergasung	247.60	203.65	43.95			
			157.99			

H_2-Bedarf

Raum Verbrauch	12.43 + 29.92 +	3.62	$m^3 H_2$
Gesamt		73.13	
Anspruch		33.2	
Reserve		12.4	
		45.6	$m^3 H_2$
Normal Belegung		51.2	
		6.6	


68.36
68.22
92.40
8956 - Ka
89.93
8956 - Dest
50.63
1639.34
48.52
6434 - Ka
147.58
1475.80
38.55
6434 - Dest
64.82
754.82
37.32
782.14
Wäsche
782.14
Stabilisierung
Pentan
47.98
VT 708 + Pentan
789.85
274.43
Entschwefelung
57.93
Reingasturm
Rycon 82
1222.71
56.08
18.52
222.71
1167.28
6434 - Ka
6434 - Dest
24.63
24.10
47.62
890.84
Wäsche
890.84
Stabilisierung
Pentan
47.62
Aralbit + Pentan
916.45
Entschwefelung
22.01
Reingasturm
Hydrogas

Hochdruckversuche
Lu 1

9.November 1943 v.H.

Flüssigprodukt und Gasanfall sowie Kraftgasbedarf bei Hydrierung verschiedener Rohstoffe auf

a) Fliegerbenzin b) Autobenzin + Dieselöl

c) D H D - Benzin

Für beiliegende Tabelle sind folgende Annahmen gemacht:

1.) Der H_2 wird aus Koks im Demaggenerator hergestellt.

2.) Als Dieselöl wird in allen Fällen das Vorhydrierungsmittelöl angesprochen.

3.) Das Treibgas (= Propan + n-Butan) wird aus Arb- und Reichgas (95 % verwertbare Gase) mit 90 % Ausbeute gewonnen. Das gleiche gilt vom iso-Butan.

4.) Die angegebenen Hygasmengen stellen 95 % des tatsächlichen Anfalles dar.

Die Werte für die Pölitzer Umstellung können wegen der Verschiedenartigkeit der Rohstoffe und Produkte nur angenähert gesetzt werden.

Die Zusammenstellung für die verschiedenen Rohstoffe ergibt:

1.) DHD:

Die DHD-Vergasung setzt sich aus etwa gleichen Teilen Methan bis Butan zusammen; sie beträgt für Steinkohle je kg Reinkohle etwa 1000 WE, während der Heizgasbedarf etwa 250 WE beträgt. Bei Isolierung des Propans und Butans als Treibgas bzw. nur E.P. 110-Herstellung verbleibt also ein Gas-Überschuss von ~250 WE. bzw. es entfallen beim Übergang von DHD auf nur L-Benzin über 250 WE Hygas die verfügbar wären für H_2-Herstellung etc.

2.) Autobenzin + Dieselöl.

Der Wegfall der Vergasung der Benzinierungsstufe bedingt, da die Vergasung dort fast nur aus C_3 und C_4 besteht, eine starke Minderung des Treibgasanfalls und vor allem des E.P. 110, wenn dies nur aus iso-C_4 hergestellt wird. Die WE-Menge des Resthygases sinkt jedoch nur etwa um 160 WE je to Reinkohle, während die Einsparung an Hygas für die Heizung der Benzinstufe etwa gleich hoch liegt (150 WE). Dies gilt für alle Rohstoffe.

gez. v.Hochstetter

P o l i t z .

Flüssigprodukt, Gasanfall und Gasverbrauch im September 1943.

Rohstoff-Einsatz: Hydrier-Rohkohle 38 329 to; Teer-Pechgemisch 7 847 to; Erdöl a-Bi 4 639 aus a-
s-" 1 598 aus a-
a-Mi 8 893 "
s-" 6 311 "

sonstige Produkte Bi 1 238 to
Mi 4 729 "

	Produktion im September: VK 708, DHD-Benzin, Treibgas, K.T. 110			Umstellung auf: Autobenzin, Dieselöl, Treibgas u. K.T. 110	
VK 708	to	28 823	42 253	--	
DHD-Benzin	to	13 430		--	
Autobenzin	"	--		22 000 / 29 800	1 800
Dieselöl	"	--			
KT 110	" aus 2 429 to iso-Butan	1 542		170	
Treibgas	" Äthan to 555 / Propan " 3 240 / n-Butan " 4 260 / Pentan " 150	8 205		350 / 1 950 / 2 600 / 90	5 000
Rest-Hygas[1]	10^9 WE	165,0		127,0	
C_1	to	6 250		4 280	
C_2	"	4 575		3 000	
C_3	"	1 130		590	
C_4	"	550		137	
				5,4[3]	
H_2-Verbrauch	m^3	$89 \cdot 10^6$		$66,51 \cdot 10^6$ m^3	
Kraftgasverbrauch	10^9 WE f.Hydrierung	98,319		78,0	
"	" " " Spaltung	74,441	172,760	60,0	138,0

1) zur Spaltung. 2) zum Heizgas. 3) 2/3 des H_2 werden aus $K_{2,-}$ erz. 3)ca 30% d.Bombinen aus Koks.

Flüssigprodukt, Gesamtfall und Gasbedarf bei

Bezugsgröße ist jeweils 1000 kg Einsatz

		Steinkohle			Braunkohle	
		DHD	L-Benzin	Autobenzin +Dieselöl	D E D	L-Benzin
DHD-Benzin	kg	485	-	-	436	-
L-Benzin	"	-	553	-	-	515
Autobenzin	"	-	-	247	-	-
Dieselöl	"	-	-	392 639	-	-
Treibgas	kg C_3	94	79	65	66	47
"	" $n\text{-}C_4$	61 155	52 131	35 100	37 103	31 78
iso-Butan		58	62	9	44	52
Rest-Hygas	10^6 WE	2,76	2,23	2,07	2,3	1,71
C_1	kg	75	57	57	64	46
C_2	"	74	53	52	58	36
C_3	"	11	9	8	7	5
C_4	"	13	13	5	10	9
Luftgasverbrauch	10^6 WE	1,75	1,5	1,32	1,67	1,41
H_2-Verbrauch	m^3	1800	1820	1595	1340	1370
RWG	10^6 WE	1,13	1,15	1,0	0,845	
Gas-Überschuß	10^6 WE	2,14	1,68[1]	1,75	1,475	
"-Defizit	-	-	-	-	-	-

1) Bei einem WE-Bedarf je 1000 m^3 H_2 von 3400 einschl. Heizgas, können

9.November 1943 v.Ho/Bb

und Gasbedarf bei Hydrierung verschiedener Rohstoffe.

je 1000 kg Einsatzstoff (die Kohlen wasser- u. aschefrei).

	Braunkohle			Kokereiteer			Braunkohlen-	
D	L-Benzin	Autobenzin +Dieselöl		D H D	L-Benzin	Autobenzin +Dieselöl	D H D	L-Benzin
	-	-		595	-	-	642	-
	515	-		-	647	-	-	700
	-	223			-	178	-	-
	-	366	589		-	619	797 -	-
	47	36		93	75	55	59	45
	31	15	51 78	64	157 58	133 29	84 43	102 43 88
	52	6		77	94	9	67	95
	1,71	1,59		2,33	1,9	1,63	1,55	0,89
	46	46		69	47	46	56	33
	36	35		69	43	42	50	17
	5	4		11	8	6	7	6
	9	2		16	17	4	12	16
	1,41	1,266		1,72	1,36	1,106	1,2	0,89
	1570	1160		1710	1700	1365	690	735
	0,86	0,73		1,03	1,09	0,96	0,495	0,46
	1,16	1,1		1,69	1,61	1,354	0,785	0,46
	-	-		-	-	-	-	-

Heisgas, können aus dem Überschußgas noch 550 m^3 H_2 erzeugt werden.

Braunkohlen-		Teer	Halbgrafr.-Erdöl		
D H D	L-Benzin	Autobenzin +Dieselöl	D H D	L-Benzin	Autobenzin +Dieselöl
642	–	–	650	–	–
–	700	–	–	800	–
–	–	386 831 445	–	–	456 912 456
–	–	27	78	35	49
59 102 43	45 88 43	19 46	63 141	37 72	15 34
67	95	23	75	72	7
1,55	0,89	0,62	1,786	0,72	0,55
56	33	32	44	16	15
50	17	16	43	11	10
7	6	4	8	4	2
12	16	5	15	13	2,5
		0,715	1,63	1,21	0,986
,2	0,89	550	585	610	375
90	755	0,55	0,27	0,56	0,38
,495	0,49				
		0,33	0,526		
,786	0,46				
–	–	–	–	0,11	0,206

Rohstoffverbrauch

Nr. 1

Verbrauchszahlen für 100 000 t/Jahr Ausbeute

(berechnet nach 200 000 t/Jahr Anlagen)

		Gasphase			Erdöl (gemischtbasisch)		Braunkohle (mittelde
		1 Stufe Gasöl	2 Stufen Mittelöl aus Braunkohle	Mittelöl aus Steinkohle	Gesamt	Sumpfphase allein	Gesamt
Verbrauchszahlen:							
Kohlestoff(trocken)	t/Std.	140	13,6	13,5	14,25	14,1	15,5
Strom	KW	2750	6000	7100	9500	4600	11500
M.D.Dampf	t/Std.	1,25	2,5	2,5	3,75	4,25	11,25
N.D.Dampf	t/Std.	7,5	15	17	22	10,5	23,7
Wasser	cbm/Std.	800	1700	1900	2575	950	2125
Heizgas	10^6 WE	6	5	8,5	16	8,75	13
Hygas-Zusatz	10^6 WE	8,5	10,5	13,5	21	10,5	20
Differenz		2,5	5,5	5	5	1,75	7
Wasserstoff	cbm/Std.	5000	6000	10000	7200	3200	10400
Für H_2-Herst. erforderlicher Koks (für Wassergas)	t/Std.	4,5	7,1	9	6,5	3	9,5
Rest-Wassergasgutsatz	10^6WE	(3,1)	(5,0)	(5,3)	(4,5)	(2,0)	(6,6)
bezw. ausgedrückt in	t Koks	(0,4)	(0,7)	(0,8)	(0,6)	(0,3)	(0,9)
od. Kohle (f. Winkler)	t/Std.	4,0	6,0	8	5,75	2,5	7,75 [3]
od. Hygas (einschl. Heizgas für Spaltanlage)	10^6 WE/Std.	17	27	34	24,5	11	35,5
Leutebedarf:							
Bedienung	Mann	130	200	240	280	125	340
Handwerker	Mann	95	150	180	210	95	255
Kalkbedarf	t	12500	20000	20000	30000	15000	37500
Asp. Eisen	t	8500	13500	13500	20000	10500	25000
Eisenton	t	4000	6500	6500	10000	5500	12500
Asp. Eisen	t/Jahr	150	270	270	500	280	550
Rohstoffbedarf/Jahr:							
Kohlestoff f. Hydrierung		110000	109000	108000	114000	114000	125000
f. Wasserstoff t Koks		35000	57000	72000	52000	24000	75000
oder t Kohle		32000	48000	64800	46000	20000	62000 [2]
t Kohle f. Strom und Dampf gesamt		39000 [1]	34000 [1]	40000 [1]	57000 [1]	27500 [1]	63000 [2]

1) 6700 WE/kg 2) 5000 WE/kg 3) Grude

...ge n)

	Braunkohlenteer (mitteldeutsch)		Braunkohlenteer (mitteldeutsch)		Steinkohlenteer		PZT 100 000 Jato Pro-dukt 77% Benzin +Gasöl 6% Schwer-öl 15% Pumpöle	DZD 100 000 Jato DNO-Ben-zin
	Gesamt	Sumpf-phase allein	Gesamt	Sumpf-phase allein	Gesamt	Sumpf-phase allein		
	15,5	15,5	28,5	28,5	21,5	21,5	13,75	15,8
	11500	3500	21250	15000	35000	27000	10000	2400
	11,25	6,75	55	44	18,5	13,5	7,5	3-3,5
	23,7	7	28	20,5	87,5	50	45	3,5-4,0
	3125	1000	4000	3125	5750	4000	1800	340
	13	7	18	15	33,5	25	17	-14
	29	13,5	55	44	74	60,5	6,5	56
	16	6,5	37	29	40,5	35,5	-10,5	42
	10400	3500	29750	21750	35750	25500	8250	-
	3,9	3,15	26,7	19,5	34	23	5,2	-
	(6,6)	(2,2)	(18,7)	(13,7)	(22,5)	(16,0)	(4,0)	-
	(0,9)	(0,3)	(2,5)	(1,8)	(3,0)	(2,2)	(0,5)	-
	8,75[2])	2,65[3])	22,5[3])	17[2])	29	20,5	5	-
	35,5	12	100	75	125	87,5	21,5	-
	340	155	500	360	618	445	200	85
	255	115	370	270	470	350	155	60
	37500	16000	72500	55000	80000	60000		
	25000	10500	50000	37500	55000	40000		
	12500	5500	22500	17500	25000	20000		
	550	280	1050	800	1200	900	900	350
	125000	125000	227500	225000	172000	172000	110000	120000
	70000[2])	25000[3])	215000[3])	155000[3])	272500	185000	44000	"
	62000[2])	21000[3])	180000[2])	132000[2])	227500	165000	40000	"
	83000[2])	29500[2])	182500[2])	135000[2])	198000	147500	92500	"

Hochdruckversuche
IA 1

23. 3. 1944. Hö/Pf.

Hydrierung oberschlesischer Kohlen.

Mit den unten angegebenen Bilanzzahlen (nach Zusammenstellung Dr. Ziegler vom 26.1.44 Nr. 22 2103/) sollen vergleichbare Bilanzen und Kostenschätzungen für die folgenden Kohle-Typen durchgeführt werden: +) und vom 23.2.44 Nr. 2K 2961

Kohle mit % C	78,2		83,5		83,5	
entsprechend etwa	Janina (K 1252)		Castellengo-abwehr (K 1170)		Gelsenberg jung (K 1030)	
Fahrweise	auf Bi + Mi	auf Heizöl	auf Bi + Mi	auf Heizöl	auf Bi + Mi	auf Heizöl
% C in Reinkohle	78,26		83,5		83,5	
% C " "	14,7		9,5 (9,85)		8,0 (7,0)	
g H disp./100 g C	3,4		4,45		4,8	
% Asche in Trockenkohle	4,5		4,5		4,5	
% Abbau	96	96	95,2	95,2	96,1	96,1
Bi + Mi-Leistung	0,35	0,55	0,27	0,35	0,27	0,35
% Vergasung auf Bi+Mi (bzw. + Bi(2))+ Vergas.	19,5	17,5	28,5	23	22,5	20
% Asphalt im Anreibeöl	6,0	10,0	8,5	9	8,0	9
% Pastes 1) " "	5,0	6,0	7,0	6,5	6,5	6,5
% " " Kohlebrei	45	45	45	45	45	45
% " " Abschlamm	25	25	25	25	25	25
% " in der Schleuder-mischung	16	16	16	16	16	16
% " in Schleuder-rückstand	39	44	39	44	39	44
% Schwefelausbeute 2)	82,5	78	75,5	75	77	75
Von C in der Vergasung als CO	8,0	8,0	4,5	4,5	4,5	4,5
" " " " " " CO_2	2,0	2,5	0,8	1,0	0,8	1,0
In Bi + Mi: % Bi bis 170°	21	40	17	35	17	35
% Phenole	18	21	17	18	17	18
% C	85,3	-	86	-	86	-
g H disp./ 100 g C	11,6	-	11,6	-	11,6	-
m³ Kreislaufgas/kg Reinkohle	4,5		4,5		4,5	
Von der KWN in der Vergasung C_1	26		26		26	
" " " " C_2	24		24		24	
" " " " C_3	32		32		32	
" " " " C_4	18		18		18	

1) Proportional dem Asphaltgehalt eingesetzt, Basis 6% Asphalt im Anreibeöl
2) Durch Pollitz mit 75% Schwefelausbeute, Verlust proportional dem Asphaltgehalt gesetzt.

Pollitz

	Bi + Mi	Heizöl	Bi + Mi	Heizöl	Bi + Mi	Heizöl
H disp./100 g C der Verluste beim						
Schlendern	8,0		8		8	
Schweien	7,8		7,8		7,8	
Abstr.-Destillier	10,5		10,5		10,5	
Im prakt. Ölgewinn	H disp.		H disp.		H disp.	
% Bi bis 200°	23	14,2	25	14,2	25	14,7
% Mi " 325°	27	10,7	25	10,7	25	10,7
% Stöl	50	8,6	50	8,6	50	8,6
% C	87,1		87,2		87,1	
g H disp./100 gC	10,5		10,5		10,5	
% H_2 im Gases	55		55		55	
Vorhydrierung 300 at, 5058	Für alle 3 Kohlentypen					
Durchsatz	0,8	0,8				
% Vergasung auf Einspritzung	3	3				
% Bi-Konzentration im Abstr.	35	55				
m³ Kreislaufgas/ kg Einspritzg.	4	4				
g H disp./100g C in der Vergasung	24,5					
im Bi + Verlust	16,9					
i. Mi	15,2					
Zonenöfen 300at, 6434						
Leistung	0,5	0,45				
% Vergasung/Einspr.	21	22				
% Bi-Konz. i. Abstr.	55	55				
m³ Kreislaufgas/kg Einspr.	2	2				
g H disp./100 g C in der Vergasung	23,3					
im Bi + Verlust	17,2					
	Aromatisierung				Milde Aromatisierung	
Leistung	0,4				0,4	
% H_2 im Benzin	12,4				13,4	
m³ Gas/kg Öl	2				2	
% Bi-Konzentration	40				40	
% Vergasung auf Bi + Vergasung	20				18	
In der Vergasung O_1	15				10	
O_2	15				10	
O_3	35				30	
O_4	35				30	

geg. Doneth

Hochdruckversuche
Du I

17.April 1944

	Braunkohle		Steinkohle		
	Mo	Rheinbraun	Janina	O.S.	Ruhr
% C in Reinkohle	70,7	68,7	79	83,5	83,5
H dis.p./100 C	2,5	2,1	3,3	4,3	4,9
Hu/Reinkohle	6790	6195	7160	7800	8000
Druck atm	250	700	700	700	700
Leistung S-Ph.	0,23	0,32	0,35	0,27	0,27
% Vergasung S-Ph.	20,4 [13,7]	21 [15,3]	19,5 [17,5]	28,5 [27]	22,5 [21,
[RW-Vergasung]	(23% CO + CO_2)	(27% CO+CO_2)	(10% CO+CO_2)	(5% CO+CO_2)	(5% CO+CO_2)
% Vergasung-6434	12	19,5	21	21	21
t Reinkohle/t L-Benzin	2,28	2,19	1,82	1,97	1,78
cbm H_2/t L-Benzin	2460	3120	2910	3400	2950
Hygas 10^6 WE/ "	5,6	6,8	6,2	8,9	7,1
Ölenvol. S-Ph. cbm für 200 000 t L-Benzin	125	98	86	111	111
Anlagekosten 200 000 t L-Bi					
Hydrierung	65	68	66	71	67
H_2-Herstellung	29	33	31	36	32
Energieanlage	33	38	37	41	37
Nebenanlagen u. sonst.	55	61	58	65	59
Sa	182	200	192	213	195
RM/t L-Benzin					
Rykohle					
bei 0,28 Pf/1000WE L.Rykohle	43,20	38,00	36,50	43,00	39,90
bei 0,2 Pf / " " "	30,90 (11,50 RM/t TKo)	27,10 (11 RM/t TKo)	26,10	30,70	28,50
H_2 4,5 Pf/cbm	(110,70	(140,40	(131.—	(153.—	(132,90
	77,10	99,60	93,80	99,60	90,30
Hygas 6,6 Pf/100 WE	33,60	40,80	37,20	53,40	42,60
Kohlenpulver	6,50	6,50	6,50	6,70	6,40
	116,50	135,20	126,30	136,70	139,90

Hydrierung		65		68		66		71		67	
H_2-Herstellung		29		33		31		36		32	
Energieanlage		33		39		37		41		37	
Nebenanlagen u. sonst.		55		61		58		65		59	
		182		200		192		213		195	
RM/t L-Benzin											
Rykohle											
bei 0,28 Pf/1000WE i.Rykohle		43,20		38,00		36,50		43,00		39,90	
bei 0,2 Pf / " " "		30,90		27,10		26,10		30,70		28,50	
		(11,50 RM/t TRKo		(11 RM/t TRKo							
H_2 4,5 Pf/cbm		(110,70		(140,40		(131.--		(153.--		(132,90	
		77,10		99,60		93,80		99,60		90,30	
Rygas 0,6 Pf/100 WE		33,60		40,80		37,20		53,40		42,60	
Kontakte		8,50		8,50		6,40		6,70		6,40	
		116,50		136,20		126,30	136,70	137,00	149,30	125,20	136,60
Energien		56.--		46.--		43,40		49,20		44,30	
Löhne u. Gehälter		22.--		22,50		21,20		24,20		22.--	
Reparaturen		25,20		27,80		26,60		28,90		27,30	
Kapitaldienst		55,70		62,60		55,60		67,20		61,10	
Generalia, Steuern		13,20		14,40		13,90		15,50		14.--	
RM/t L-Benzin		287.--	300.--	308.--	319.--	288.--	298.--	322,00	334.--	294.--	306.--
Treibgas à25 Pf/kg											
Differenz der Gutschrift		49.--		49.--		53.--		68.--		58.--	
RM/t L-Benzin		236.--	251.--	259.--	270.--	235.--	245.--	254.--	266.--	236.--	248.--

HOCHDRUCKVERSUCHE
Lu 1

30. März 1944 vHo/Fe

Vergleichende Kostenschätzung der Steinkohle-Verflüssigung.

Es wurden die Gestehkosten der Verflüssigung von Janinn-, Castellengo- und Gelsenbergkohle und zwar der Benzin- und Mittelölfahrweise und Heizölfahrweise miteinander verglichen. Als Unterlagen dienten 10-ltr-Ofenversuche [1]) bzw. Bilanzen nach deren Ergebnissen [2]).

Kapazität der Anlagen entsprechend 200 000 t pro Jahr L-Benzin; für die Heizölfahrweise gleiche Kohlenmenge wie für Benzin- + Mittelöl-fahrweise.

Standort der gedachten Anlage in unmittelbarer Nähe der Grube. Die Rechnung für Gelsenbergkohle wurde vergleichbar zu den schlesischen Kohlen mit gleichen Preisen für Kohle, H_2, Energien und Löhne wie für diese Kohlen gerechnet.

Die Rechnung ergibt:

	Benzin + Mittelöl			Benzin + Mittelöl + Schweröl		
	Janina	Castellengo	Gelsenberg	Janina	Castellengo	Gelsenberg
Grundlagen:						
Abbau %	96	95,2	96,1	96	92,2	96,1
Vergasung %	19,5	28,5	22,5	17,5	23,0	20,0
Leistung	0,35	0,27	0,27	0,56	0,35	0,35
Eigentliche Hydrierung [3]) in Mill. Rz	45 [4])	50	46,5	38,9	40,9	44,5
Gestehkosten:						
Kohle	1,73 t 33,20	1,91 t 36,20	1,73 t 32,80	1,74 t 32,00	1,77 t 33,60	1,69 t 32,10
H_2	1640 cbm 73,80	2070 cbm 93,00	1700 cbm 76,50	1460 cbm 65,70	1660 cbm 74,60	1460 cbm 65,70
Treibgas + Reathygas [5])	$5,16.10^6$ 18,90	$5,45.10^6$ 31,80	$4,0.10^6$ 24,00	$2,84.10^6$ 17,00	$4,1.10^6$ 24,60	$3,42.10^6$ 20,60
Spesen	97,49	109,99	99,65	90,16	97,12	96,12
Kontakte	2,50	2,51	2,27	2,30	2,35	2,25
RM pro t Öl-gewinn	187,89	203,90	187,22	174,16	183,07	175,57

1) Benzin- + Mittelölfahrweise siehe Zusammenstellung Dr. Donath vom 16.2.44 nach Daten der 10-ltr-Öfen.
Heizölfahrweise siehe Zusammenstellung Dr. Hupfer vom 23.2.44

2) Bilanzen vom 9.3.44. Benzin- und Mittelölfahrweise (Dr. Hölscher)
" " 23.3.44. Heizölfahrweise (Dr. Hölscher)

3) Ohne Nebenanlagen und sonstigen Kapitalbedarf.

4) Bei der angenommenen Kapazität bedingt der Leistungsunterschied keine ganze Kammer.

5) Das Treibgas ist nur heizwertmäßig gutgeschrieben.

Demnach ist die Verflüssigung der Jeminkohle etwa gleich teuer wie die der Gelsenbergkohle, obgleich sie bezüglich Hydriereigenschaften, gekennzeichnet durch Abbau, Vergasung und Leistung, deutlich der Gelsenbergkohle überlegen ist. Beides ist u.a. eine Folge des niederen C-Gehaltes der Jeminkohle. Um den Einfluß jener Hydriereigenschaften, losgelöst vom C-Gehalt, deutlich zu machen, wurde der Einfluß dieser Größen ermittelt. Es ergibt sich folgende Abhängigkeit des Gestehpreises von s-Benzin- und Mittelöl:

Abnahme der Leistung um 0,01/prakt.Ölgewinn verteuert die t Ölgewinn um 60 Rfg.1)

Zunahme der Vergasung/prakt.Ölgewinn u. Vergasung von 1% verteuert die t Ölgewinn um 3,28 Rfg.

Abnahme des Abbaus/pr... von 1% verteuert die t Ölgewinn um 2,64 Rfg.

Würde die Jeminkohle die Hydrierergebnisse von Gestellengokohle geben, so betrüge der Gestehpreis 1 t Benzin + Mittelöl:

	RM 187,89	
+ "	4,80	(Leistung 8,27)
+ "	29,50	(Vergasung 20,5%)
+ "	2,11	(Abbau 95,2%)
statt RM 187,89 ⟶	RM 224,30	

Die Tonne s-Benzin + Mittelöl aus Gestellengokohle hingegen kostet RM 209,90.

Die Differenz von RM 15,40 wäre auf Konto des geringen C-Gehalts der Jeminkohle zu setzen.

1) Hier ist eine Leistungsspanne von 0,32/0,35 der Rechnung zugrundegelegt, sodaß eine ganze (4-fach) Kammer nebst Bedienung bei 0,32 mehr einzusetzen ist, einzelne Öfen bedingen nur eine Verteuerung von 20,6 Rfg. !

Steinkohle-Verflüssigung (Verordnung vom 24.3.44)
Anlagenabschätzung

Sumpfphase, 700 atm	Janinekohle		Gesellenkohle		Gelserbergkohle	
	Bl + Ml	Bl+Ml+3'Öl	Bl + Ml	Bl+Ml+3'Öl	Bl + Ml	Bl+Ml+3'Öl
Kohlebunker u. Entladung	2 400 000 3)	2 400 000	2 600 000	2 600 000	2 400 000	2 400 000
Kohlebrechung, Kohlung, Anmaischung	2 700 000 3)	2 700 000	2 900 000	2 900 000	2 700 000	2 700 000
Kreipressen, Sauer-, Spülölpumpen	4 000 000	4 450 000	4 450 000	4 850 000	4 000 000	4 450 000
Gasumlaufpumpen	1 650 000	1 650 000	1 650 000	1 650 000	1 500 000	1 500 000
Sumpfphase-Kammern	14 900 000	9 600 000	15 900 000	14 900 000	15 900 000	14 900 000
Kreislaufgaswäsche	4 300 000 4)	3 500 000	5 200 000	4 300 000	4.300 000	3 600 000
Schleuderei	1 500 000 1)	1 500 000	2 000 000	1 350 000	1 650 000	1 500 000
Schwelerei	2 700 000	2 400 000	3 100 000	2 700 000	2 700 000	2 700 000
Tanklager f. schwere Öle	1 500 000	1 500 000	1 500 000	1 500 000	1 500 000	1 500 000
Abstreifer-Destillation	2 000 000 2)	1 700 000	2 000 000	1 800 000	2 000 000	1 700 000
HD- und MD-Leitungen	2 000 000	2 000 000	2 000 000	2 000 000	2 000 000	2 000 000
Kompression	1 400 000	1 400 000	1 800 000	1 600 000	1 400 000	1 300 000
Entbenzinierung und Treibgas	2 100 000	2 100 000	3 500 000	2 900 000	2 600 000	2 400 000
Verkaufstanklager, Abfüllstation	1 450 000	1 450 000	1 450 000	1 450 000	1 450 000	1 450 000
Abpreßgrube, Isolierger., Potentialspannung, Schaumlöschanlage	450 000	450 000	450 000	450 000	450 000	450 000
	45 650 000	38 800 000	50 500 000	46 950 000	46 550 000	44 550 000

1) 3 t/h Leistung
2) 2 Kolonnen à 25 t/h
3) siehe Standardschätzung MÜb
4) siehe Sumpfphasenschätzung vom 20. 5. 42

Steinkohlen auf Benzin und Mittelöl.

Kostenschätzung.1)
Bilanz vom 9. 3. 1944.

Kapazitäten: Sumpfphase entspr. 200 000 t/Jahr L-Benzin.

Kohle:	Janina	Castellengo	Gelsenberg
Leistung	0,35	0,27	0,27
Ausb. %	96	95,2	96,1
Vergasung	19,5	23,5	22,5
	RM/t s-Öl+Mi	RM/t s-Öl+Mi	RM/t s-Öl+Mi
Rohmaterial:			
Rohkohle m/4,5% Asche u.10% Wasser 1,75 t à 18.-	33,20	1,31 t 35,20	1,73 t 32,80
Wasserstoff 1640 m³ 4.50	73,80	2070 m³ 93,00	1700 m³ 76,50
Treibgas-Gutschrift 100 kg à 25 Pfg.	25,00	171 kg 42,70	124 kg 31.00
Rest-Hygas-Gutschrift 2,05.10⁶ Kk à 6.—	12,30	3,66.10⁶ 22,00	2,63.10⁶ 15,80
	69,70	54,50	62,00
Kontakte:			
Kat. I 19,2 kg à 3 Mg.	-,58	21 kg -,63	19 kg -,57
" II 24,2 " " 2 "	-,48	26,4 kg -,52	23,0 kg -,46
" III 4,6 " "27 "	1,34	5,0 " 1,36	4,5 " 1,22
	2,30	2,51	2,25
Energien:			
MD 0,35 t à 3,85	1,33	0,45 t 1,68	0,34 t 1,29
MD 1,5 " " 3,20	4,80	1,67 " 5,35	1,51 " 4,80
Reingas 1,82.10⁶ Kk à 6.—	10,90	2,0.10⁶ Kk 13,—	1,82.10⁶ Kk 10,90
Wasser 100 m³ à 1,0 Pfg.	1,00	110 m³ 2,09	95 m³ 1,80
Strom 710 kWh à 1,4 Pfg.	0,95	780 kWh 10,93	670 kWh 9,40
	28,66	31,95	28,19
Löhne, Gehälter usw.:			
Mann/Schicht u.Arbts.Std. 166/6 à 1,55	8,10	192/7,2 9,70	172/6,35 8,65
Zuschl.f.Geh., Betr.Mat. u.Laborkosten 50%	4,05	60 % 4,85 50%	4,23
	12,15	14,55	12,88
Kapitaldienst u.Mietersatzkosten:			
Reparaturen 6,5% v.56,5 Mill.	15,20	63 Mill. 17,10	63 Mill. 16,80
Feuersch.+Steuern 2%" "	4,70	2% 5,26	2% 4,67
Amortisation 10%" "	23,40	8% 26,30	8% 24,30
	156,33 43,30	162,21 48,66	150,26 44,97
Generalia:			
2,5% v.Gestehkosten	3,90	2,5% 4,05	2,5% 3,75
Verzinsung:			
3% von 56,5 Mill.RM	7,05	63 Mill. 7,95	63,0 Mill. 7,28
5% " 8,5 " "	1,75	9,45 " 1,99	6,7 " 1,82
RM/t s-Öl+Mi 2)	169,03 12,70	176,20 13,99	163,33 13,07
Gas nur zum Heizwert gutgeschrieben.	187,89	208,90	187,22

1) Preise siehe Vergleichsschätzung "Janina"-Southen-Solnitz"-"Gelsenberg" vom 20.11.1943 (Manuskript)

2) ohne Lizenz

3) D. Hö.-Oher

Steinkohlen auf Benzin, Mittelöl und Schweröl.

Kostenschätzung[1]

Bilanz vom 23. 3. 1944.

Kapazitäten: gleiche Kohlenmenge wie für 200 000 t/Jahr
I-Benzin über Benzin + Mittelöl.

	Jenimakohle		Castellengokohle		Gelsenbergkohle	
Leistung	0,65		0,35		0,35	
Ausbeute %	96		95,2		96,1	
Verzinsung %	17,5		23,0		30,0	
	RM/t prakt. Ausbeute		RM/t prakt. Ausbeute		RM/t prakt. Ausbeute	
Rohmaterial:						
Rohkohle m/4,5% Asche u. 10% Wasser	1,74 t	33,00	1,77 t	33,60	1,69 t	32,10
Wasserstoff	1460 m³	65,70	1660 m³	74,60	1660 m³	65,70
Treibgas-Gutschr.	93 kg	23,20	131 kg	32,80	111 kg	27,80
Rest-Oxygas- "	1,82.10⁶ WE	10,90	2,66.10⁶ WE	16,--	2,22.10⁶ WE	13,30
		64,60		59,40		56,70
Kontakte:						
Kontakt I	10,2 kg	-,58	10,5 kg	-,59	10,6 kg	-,56
" II	24,2 "	-,48	24,6 "	-,49	25,5 "	-,47
" III	4,6 "	1,24	4,7 "	1,27	4,5 "	1,22
		2,30		2,35		2,25
Energien:						
ED	0,55 t	1,53	0,37 t	1,40	0,37 t	1,40
ND	1,61 "	5,15	1,62 "	5,20	1,57 "	5,00
Heizgas	1,94.10⁶ WE	11,60	1,94.10⁶ WE	11,05	1,82.10⁶ WE	10,90
Wasser	100 cbm	1,90	100 cbm	1,90	100 cbm	1,90
Strom	750 kWh	9,80	730 kWh	10,20	760 kWh	9,80
		29,78		29,75		29,00
Löhne, Gehälter usw.:						
Mann/Schicht und Arbeitsstunde à 1,35	159/5,3	7,85	176/6,05	8,15	166/5,95	8,05
Zuschl. f. Gehälter, Betr.mat. u. Lohnkosten	50 %	3,93	50 %	4,08	50 %	4,05
		11,78		12,23		12,08
Kapitaldienst und Gemeinkosten:						
Reparaturen 6,5%	48,6 Mill.	13,00	59 Mill.	14,95	55,8 Mill.	14,90
Feuerschutz und Steuer 2% von	48,5 "	4,00	59 "	4,57	55,0 Mill.	4,58
Amortisation 10 %	48,5 "	20,00	59 "	22,90	55,8 "	22,95
	145,46	37,00	146,05	42,32	143,46	42,43
Generalia: 2,5%	2,5%	3,64	2,5%	3,66	2,5%	3,55
Verzinsung 3% von	48,5 Mill.	6,00	59 Mill.	6,85	55,8 Mill.	6,85
" 5% "	7,3 "	1,51	8,8 "	1,71	8,3 "	1,70
	156,83	11,17	158,26	12,21	154,56	12,10
Gase nur zum Heizwert gutgeschrieben	174,16		183,07		175,57	

Verarbeitungsgang für Janinskohle K 1262 auf 200 000 t pro Jahr L-Benzin

Bilanz vom 9. 3. 1944.

Kohlebedarf: RK 363 000 t pro Jahr
TK_0 380 000 " " "
Rohkohle TK_{10} 422 000 " " "

Sumpfphase, 700 at:

Vorbrechung: 52,7 t/Stunde Rohkohle mit 4,5% Asche/TK_0 und 10 % Wasser/TK_2

Mahltrocknung 52,7 t/Stunde Rohkohle
\+ 0,58 " " Kat. I
53,28 t/Stunde

48,69 t/Stunde TK_2 + Kat. I
0,73 " " Kat. II
0,14 " " Kat. III
3,72 " " Anreiböl + Gleitöl

Breimahlung + Breipressen 115,56 t/Stunde
Spülölpumpen 4,5 " "
Wasserpumpen 3,4 " "
Gasumlauf 218 000 cbm/h
Kompression 49 500 cbm/h
Ölwäsche 165 cbm/h[1])

Leistung auf pr.Ölgew. 0,35
Reaktionsraum 86 cbm
Ofensystem 9,8 Öfen, 1000 mm ∅, 18 (15) m lang, 1 x 4-fach, 2 x 3-fach

Schleuderei 63,2 t/Stunde
Schwelerei 13,4 " "
Abstr.Destill. 74,5 " "
Abgang der Kolonne 30,2 " "

Entbenzinierung und Treibgasgewinnung 4,1 t/Stunde C_3-C_5
H_2-Verbrauch 49 500 cbm
Hygas-Anfall $95 \cdot 10^6$ WE

---

1) 0,75 cbm Öl/1000 cbm Kreislaufgas

HOCHDRUCKVERSUCHE
Lu 1

24. 3. 1944 vHo/Pe

Verarbeitungsgang für Verflüssigung von Castellengo- Kohle und Gelsenbergkohle, entspr. 200 000 t pro Jahr I-Benzin.
Bilanz vom 9. 3. 44.

	Castellengo	Gelsenberg
Reinkohle-Verbrauch t/Jahr	392 000	355 000
Trockenkohle- " " (mit 4,5 % Asche)	410 000	372 000
Rohkohle-Verbrauch " " (mit 10 % H_2O)	455 000 F = 49,0	413 000 F = 44,4
Sumpfphase, 700 at:		
Vorbrechung t/Stunde	57,0	51,7
Mahltrocknung 10 ⟶ 2% H_2O	57,0 + 0,63 Kat. I	51,7 + 0,57 Kat. I
Breimahlung und Breipressen t pro Stunde	128,7 TK_2 + Kat.I-III	115,8 TK_2 + Kat.I-III
Gasumlauf cbm	220 000	200 000
Kompression cbm	62 000	50 800
Ölasche (28,5% Vergasung)	200 cbm[1]	(22,5%) 160 cbm[2]
Leistung	0,27	0,27
Reaktionsraum cbm	110,5	110,5
Ofensystem	12 Öfen à 9,2 cbm	12 Öfen à 9,2 cbm
Kammern	3 (0000)	3 (0000)
Schlenderi t/Stunde	70,5	59,0
Schwelerei " "	15,4	13,0
Abstreifer-Destillation t/h	74,2	71,6
Abgang d. Kolonne " "	29,9	29,9
Entbenzinierung und Treibgasgewinnung t/Stunde	6,9	5,0
H_2-Verbrauch cbm	62 000	50 800
Hygas-Anfall	$163 \cdot 10^8$ WE	$119,5 \cdot 10^6$ WE
Wasser- und Spülölpumpen t/h	3,7 + 4,9	3,3 + 4,4

1) 0,9 cbm Öl/1000 cbm Kreislaufgas) je 3 % Vergasung mehr
2) 0,9 " " " " ") 6 % mehr Öl

Verarbeitungsgang für Heizöl (+ I-Benzin) aus Janina-, Castellengo- und Gelsenbergkohle.

a) Bilanz Janina-Kohle vom 23.3.44/ b) Bilanz Castellengokohle vom 23. 3. 1944 / c) Bilanz Gelsenbergkohle vom 23. 3. 1944.

Kapazität entspr. 200 000 t pro Jahr I-Benzin über Benzin + Mittelöl
= a) 363 000 t pro Jahr Reinkohle Janina =186 500 t/Jahr Heizöl
= b) 392 000 " " " " Castellengo=198000" " "
= c) 355 000 " " " " Gelsenberg=189 000" " "

	Janina F 45,3	Castellengo F 49,0	Gelsenberg F 44,4
S-Phase, 700 atm:			
Vorbrechung t/Stunde	52,7	57,0	51,7
Mahltrocknung 10 — 2% H_2O	53,28	57,63	52,27
Breimahlung u. Breipressen	129,47	140,46	127,43
Gasumlauf cbm	204 000	220 000	200 000
Kompression cbm	44 500	56 300	50 800
Ölwäsche (17,5% Vergasung)	135[1] m^3	(23,0%) 165[2] m^3	(20,0%) 140[3] m^3
Leistung	0,55	0,35	0,35
Reaktionsraum m^3	55	92	87,5
Ofensystem	6 Öfen à 9,2 m^3	10 Öfen à 9,2 m^3	10 Öfen à 8,8 m^3
Kammern	2(000)	2(000)+1(0000)	2(000)+1(0000)
Schwelerei t/Stunde	53,3	47,8	54,0
Schwelerei " "	11,85	13,7	11,5
Abstr-Destill." "	63,3	66,4	62,6
Abgang d. Kolonne	34,3	38,5	34,7
Entbenzinierung und Treibgas t/Stunde C_3-C_5	3,3	5,7	4,6
H_2-Verbrauch m^3	44 500	56 300	50 800
Hygas-Anfall	86.10^6 WE	132.10^6 WE	105.10^6 WE
Wasser- und Spülölpumpen t/Stunde	3,4 + 4,5	3,7 + 4,9	3,3 + 4,4

1) 0,65 cbm Öl je 1000 m^3 Kreislaufgas
2) 0,75 " " " " " "
3) 0,70 " " " " " "

} um 6 % erniedrigt gegenüber Benzin- + Mittelöl-Fahrweise wegen Altschlammrückführung

HOCHDRUCKVERSUCHE
Lu 1

Steinkohlen auf Benzin, Mit

	Janine-Kohle							Gestell		
	Mengen	HD	ND	Gas	Wasser	Strom	M/Sch.	Mengen	HD	ND
Sumpfphase, 700 at										
Vorbrechung	52,7	-	0,53	-	-	435	8	57,0	-	0,5
Kohltrocknung	53,3	-	0,35	7050	-	510	8	57,6	-	0,3
Breimahlung	129,5	2,13	2,75	-	4	2360	5	140,5	2,31	3,0
Breipressen	129,5	-	5,2	-	-	8450	11	140,5	-	5,6
Wasser-u.Spülölp.	8,1	-	-	-	-	323	4	8,6	-	-
Gasumlauf	204000	-	-	-	-	1200	4	220000	-	-
Kompression	44500	-	-	-	139	2570	4	53500	-	-
Ölwäsche	135	-	-	-	-	1100	8	165	-	-
Kammern	134	1,3	26,0	29000	1500	2080	12	145,4	1,40	28,2
Schleuderei	53,3	1,84	0,96	-	1	149	14	47,8	1,65	0,86
Schwelerei	11,85	1,0	0,71	7100	198	1130	27	13,7	0,89	0,63
Abstr. Destill.	63,3	-	4,4	15300	925	214	15	66,4	-	4,0
Entbenz.u.Treibgas	3,8	1,95	0,62	-	204	690	14	5,7	2,92	0,93
Tanks u. Labors	30,3	2,5	7,3	175	126	162	25	32,2	2,7	7,85
Energien je Stunde	-	10,72	48,82	58525	3097	21373	159	-	11,88	52,0
" je t Ölgewinn	30,3	0,354	1,61	1940	102	705		132,2	0,37	1,62

Vorlage: Sumpfphase-Rechnungen v

Benzin, Mittelöl und Heizöl — 24. März 1944 vHo/Fe

Westellengo-Kohle							Gelsenberg-Kohle						
en	HD	ND	Gas	Wasser	Strom	M/Sch.	Mengen	HD	ND	Gas	Wasser	Strom	M/Sch.
	-	0,59	-	-	470	9	51,7	-	0,52	-	-	427	8
	-	0,38	7650	-	550	9	52,27	-	0,34	6950	-	500	8
5	2,31	3,0	-	4	2560	5	127,5	2,11	2,73	-	4	2350	5
5	-	5,65	-	-	9150	12	127,5	-	5,2	-	-	8400	11
	-	-	-	-	290	4	7,7	-	-	-	-	315	4
00	-	-	-	-	1300	4	200000	-	-	-	-	1200	4
0	-	-	-	162	3000	4	44800	-	-	-	140	2600	4
	-	-	-	-	1345	10	140	-	-	-	-	1150	8
4	1,40	28,2	31400	1630	2260	18	131,9	1,28	25,6	28500	1480	2050	18
	1,65	0,86	-	1	134	12	54,0	1,84	0,96	-	1	150	14
	0,89	0,63	6300	175	1000	30	11,5	1,0	0,70	7000	195	1125	27
	-	4,0	13800	835	143	13	60,6	-	3,8	13000	785	182	12
	2,92	0,95	-	306	1050	21	4,6	2,36	0,75	-	250	830	17
	2,7	7,85	190	136	175	25	30,6	2,57	7,45	180	130	165	25
	11,88	52,08	59340	3249	23457	176	-	11,16	47,95	55630	2985	21444	165
2	0,37	1,62	1840	101	730		30,6	0,365	1,57	1820	98	700	

Rechnungen vom 20. 5. 42.

HOCHDRUCKVERSUCHE
in 1

Steinkohlen auf Benzin + Mi

	Janina + Kohle							Caste		
	Mengen	HD	ND	Gas	Wasser	Strom	M/Sch.	Mengen	HD	
Sumpfphase, 700 at										
Vorbrechung	52,7	-	0,53	-	-	435	8	57,0	-	0,
Mahltrocknung	53,3	-	0,35	7050	-	510	8	57,6	-	0,
Breimahlung	115,6	1,9	2,45	-	4	2110	4	128,7	2,11	2,
Breipressen	115,6	-	4,6	-	-	7550	10	128,7	-	5,
Wasser- u.Spülsp.	7,9	-	-	-	-	315	4	8,6	-	-
Gasumlauf	218000	-	-	-	-	1300	4	220000	-	-
Kompression	49500	-	-	-	142	2630	4	62000	-	-
Ölwäsche	165	-	-	-	-	1345	10	200	-	-
Kammern	120,1	1,17	25,4	26000	1350	1870	18	139,6	1,3	25,
Schlenderei	53,2	1,83	0,96	-	1	150	10	70,5	2,43	1,
Schwelerei	13,4	0,89	0,63	6300	175	1000	30	15,4	1,02	0,
Abstr.Destill.	74,5	-	4,5	15500	940	218	15	74,2	-	4,
Entb.u.Treibgas	4,1	2,1	0,67	-	220	745	15	6,9	3,5	1,
Tanks u. Labors	30,2	2,5	7,30	175	126	162	25	29,8	2,5	7,
Energien/Stunde	-	10,39	45,39	55025	2958	21340	165	-	12,86	49,
je t Ölgewinn: 30,2		0,344	1,50	1820	98	707		:29,8	0,43	1,

Vorlage: Sumpfphase- Ko

nsin + Mittelöl.

Castellengo-Kohle							Gelsenberg-Kohle						
gen	HD	HD	Gas	Wasser	Strom	M/Sch.	Mengen	HD	ND	Gas	Wasser	Strom	M/Sch.
,0	-	0,58	-	-	470	9	51,7	-	0,52	-	-	427	8
,6	-	0,38	7650	-	550	9	52,3	-	0,34	6950	-	500	8
8,7	2,11	2,73	-	4	2350	5	115,8	1,9	2,45	-	4	2110	4
8,7	-	5,1	-	-	8400	11	115,8	-	4,6	-	-	7550	10
,6	-	-	-	-	290	4	7,7	-	-	-	-	315	4
000	-	-	-	-	1300	4	200000	-	-	-	-	1200	4
000	-	-	-	178	3290	4	50800	-	-	-	144	2660	4
0	-	-	-	-	1630	12	160	-	-	-	-	1300	10
3,6	1,3	25,9	28800	1500	2070	18	120,2	1,17	23,4	26000	1350	1870	18
0,5	2,43	1,27	-	1	1197	18	52,0	2,04	1,06	-	1	165	15
5,4	1,02	0,73	7250	201	1150	35	13,0	0,86	0,61	6110	170	970	30
4,2	-	4,5	15500	940	218	15	71,6	-	4,3	14900	905	210	14
6,9	3,5	1,12	-	370	1250	25	5,0	1,72	0,55	-	180	610	18
9,8	2,5	7,30	175	126	162	25	29,8	2,5	7,30	175	126	162	25
-	12,86	49,61	59375	3320	23327	194	-	10,19	45,13	54135	2880	20049	172
,8	0,43	1,67	2000	111	780		29,8	0,34	1,51	1820	97	670	

pluse- Rechnungen vom 20. 5. 42.

Detaillierung der Kostenschätzung für Janina-Kohle auf L-Benzin.

Die Kostenschätzung vom 30. 3. 44 für Janinakohle auf Benzin + Mittelöl wurde um die Verarbeitung des s-Benzins + Mittelöls in zweistufiger Gasphase auf L-Benzin erweitert, detailliert und hieraus die in beiliegender Tabelle aufgeführten spezifischen Kosten der einzelnen Anlageteile errechnet.

Diese Kosten gelten demnach unter folgenden Voraussetzungen:

Kapazität der Anlage ca. 200 000 t pro Jahr L-Benzin
Anlageschätzung etwa Stand Januar 1942
Lohnstunden 1,35
Hochdruckdampf 3,60/t;
Niederdruckdampf 3,20/t;
Heizgas 6.-/10^6 WE
Wasser 1,9 Pfg./m^3
Strom 1,4 Pfg./kWh
6,5 % Reparaturen auf Anlagekapital + 25 % für Nebenanlagen
2 % Feuerschutz und Steuern " "
10 % Amortisation " "
2,5 % Generalie von Gestehkosten ohne Generalie und Verzinsung
3 % Verzinsung von Anlagekapital + Nebenanlagen
5 % Verzinsung von sonstigem Kapitalbedarf (= 15 % von Anlagekapital + Nebenanlagen).

Lizenz ist nicht mitgerechnet.

	Ener-gien	Löhne und Gehälter	Repa-ratu-ren	Feuer-schutz und Steuern	Amor-tisa-tion	Verzin-sung	Genera-lia	M/t Einheit
Vorbrechung, Mahl-trocknung u. Brei-mahlung je t Rohkohle	1,35	1,58	-.64	-.19	-.98	-.37	-.13	5.84
H_2-Kompression 300-700 atm je 1000cbm	1,10	-.07	-.32	-.10	-.48	-.18	-.05	2.30
Gasumlauf 700 atm je 1000 cbm	0.08	-.03	-.07	-.02	-.11	-.04	-.01	-.36
Breipressen, Gleit-öl-, Spülöl- und Wasserpumpen 700at je t Durchsatz o/H_2	1.05	-.35	-.32	-.10	-.49	-.19	-.06	2.56
Ölwäsche 300 atm je cbm Öl	-.43	-.13	-.27	-.08	-.42	-.16	-.03	1.52
S-Kammern 700 at je t Durchs. o/H_2	2.31	-.49	1.71	-.52	2.60	-.98	-.19	8.80
Schleuderei je t Durchsatz	-.24	-.56	-.38	-.12	-.58	-.22	-.05	2.15
Schwelerei je t Durchsatz	3.98	4.82	2.16	-.67	3.29	1.25	-.38	16.55
Destillation Abstr. S-Phase je t Durchs.	2.03	-.32	-.36	-.11	-.56	-.21	-.08	3.65
Einspr.pumpen 300 at je t Öl	-.22	-.23	-.20	-.06	-.30	-.12	-.02	1.15
Gasumlauf 300 at je 1000 cbm	-.09	-.04	-.08	-.03	-.12	-.05	-.01	-.49
Verb.Kammern 300 at je t Durchs. ohne H_2O und H_2	-.49	-.99	1.61	-.50	2.48	-.93	-.15	7.15
Benz.Kammern 300 at je t Durchs. ohne H_2O und H_2	1.20	-.93	1.51	-.46	2,32	-.87	-.16	7.45
Destill.Abstr.S'Ph. je t Durchsatz	1.36	-.32	-.38	-.10	-.50	-.19	-.06	2.86
Stabilisierung je t L-Benzin	-.55	-.44	-.20	-.06	-.31	-.11	-.03	1.65
Wäsche je t L-Bi	0.15	-.23	-.06	-.02	-.09	-.04	-.03	-.62
Butbenz.u.Treibgas je t Treibgas	10.30	8.23	6.50	2.—	10.—	3.78	-.89	41.70
Tanklager usw. je t L-Bi	2.78	2.96	1.88	-.58	2.90	1.05	-.27	12.41
HD- und ND-Leitg. usw. je t L-Bi	-	-	1.18	-.38	1.82	-.68	-.09	4.14

HOCHDRUCKVERSUCHE
Lu 1

11. Oktober 1943 Fe/4

Abhängigkeit der Gestehkosten der Kohleverflüssigung von Durchsatz und Schwelausbeute.

Im folgenden wird im Hinblick auf die beabsichtigte Änderung in der Fahrweise der Pölitzer Kohle-S-Phase mit dem Ziel, die Schwelausbeute durch Durchsatzsteigerung unter Verzicht auf maximale Schwelausbeute zu erhöhen, untersucht, in welcher Beziehung Durchsatzerhöhung und Schwelausbeuteverminderung bezüglich der Wirtschaftlichkeit dieser Fahrweise zueinander stehen.

Die Gültigkeit der Rechnung wird auf eine Durchsatzerhöhung von max. 10 % beschränkt sein, da dann die Anlagereserven voll ausgefahren sein werden und die Rechnung auf der Annahme basiert, daß durch die Durchsatzerhöhung keine Änderung in Abbau, Vergasung und Ölgewinnverteilung eintritt. Als Einsparung ist also bis zu etwa dieser Grenze der volle Kapitaldienst in Amortisation, Feuerschutz, Vermögenssteuer und Verzinsung sowie die Beiträge für Löhne und Gehälter zu verbuchen. Diesen Einsparungen, um die sich das Mehr an Verflüssigungs-Ölgewinn verbilligt, steht der Verlust gegenüber, der sich aus der durch die Durchsatzsteigerung bedingten Ausbeuteverminderung in der Schwelerei ergibt; das Weniger an Schweröl ist hier wertmäßig voll einzusetzen.

Während in der S-Phase die eingesparten Spesen der Durchsatzsteigerung entsprechen, vermindert sich die Spesenersparung in der Gasphase um den Ölverlust in der Schwelerei. Dieser ist durch probierendes Rechnen zu ermitteln.

Die Rechnung wurde mit den Sätzen der Idealkalkulation einmal unter Zugrundelegung einer Idealbilanz, das anderemal der auf 100 % Benzin + Mittelöl korrigierten Junibilanz der Pölitzer Kohle-S-Phase durchgeführt. Da in Pölitz der Abbau bei 92,5 % gegen 96 % der Idealbilanz liegt, wirkt sich eine bestimmte prozentuale Schwelausbeuteverminderung dort stärker aus als im Idealfall. Bezugsgröße ist jeweils 1 t R.K.

1. Fall: Idealbilanz (534 kg L-Benzin pro t RK)

5%ige Durchsatzsteigerung.

Spesenersparung in Sumpfphase (5%)	Löhne u.Gehälter	-,35
	Amortisation	-,59
	Verzinsung	-,41
	Feuerschutz und Steuern	-,15
	pro t RK:	RM 1,40

Spesenersparung in Gasphase:

Bei einer Schwelausbeute von 73 % statt 80 % erhält man je t RK 14 kg Schweröl weniger. Diese sind etwa 12,6 kg Mittelöläquivalent. Die 5%ige Durchsatzsteigerung ergibt dagegen ein Mehr an Mittelöl von 32 kg. Mithin gehen in die Gasphase jetzt 32 weniger 12,6 = 19,4 kg Mittelöl mehr als normalerweise. Diese 19,4 kg sind 60 % von 32. Die Spesenersparung in der Gasphase beträgt somit nur 60 % von 5 % = 3,0 %.

Löhne und Gehälter	-,16	Summe der Einsparungen:	
Amortisation	-,25		
Verzinsung	-,16		
Feuerschutz u. Steuern	-,05	RM 1,48	
	-,60	+ " -,60	
		RM 2,08	

Ölverlust in Schwelerei:

Dieser zusätzliche Ölverlust infolge Ausbeuteverminderung wurde oben zu 14 kg angenommen. Bei den eingesetzten Preisen kostet 1 t asphaltfreies S'Öl RM 0,15/kg. Somit beträgt der Verlust pro t RK 14 x 15 = RM 2,10.

Es ergibt sich also, daß bei einer Durchsatzsteigerung von 5 % nach der Idealbilanz eine Verminderung der Schwelereiausbeute von 80 auf 73 % in Kauf genommen werden kann, ohne daß eine Verteuerung des Ölgewinns eintritt. Diese Berechnung bleibt unter den gemachten Voraussetzungen für größere Durchsatzsteigerungen konstant.

2. Fall: Pölitz Junibilanz. (470 kg L-Benzin pro t RK).

Mit gleichen Preisen gerechnet ergibt sich gegenüber Fall 1 eine Erhöhung der gesparten Spesen je t RK im Verhältnis der L-Benzin-Ausbeuten $\frac{534}{470}$ = 1,14 %. Dies gilt jedoch nur für die G-Phase.

5 % Einspritzerhöhung 1,48 x 1,14 = 1,69 in Sumpfphase

77,5 statt 82 %ige Schwelausbeute = 14 kg S'Öl = 12,6 kg Mittelöl

Mehranfall an Mittelöl 28 kg

- 12,6 kg

15,4 kg = 55 % von 28 kg

Einsparung in Gasphase mithin 55% von 5 % = ca. 2,75 % = -,55 RM

	1,69
Ges. Einsparung	-,55
	2,24

14 x 15 = 2,10

Im Falle Pölitz verringert sich also die Toleranz bezüglich der Schwelausbeute von 7 auf 4,5 % bei 5%iger Durchsatzsteigerung. Eine gewisse Verschiebung tritt darüber hinaus noch bei Einsetzen der für Pölitz gültigen Preise ein.

Hilfstuberber

v. Wochsitetter

Hilfstabellen

v. Höchstetten

Hilfsturbellaria

v. Hochstetter

Hochdruckgemeinschaft
Sa/Lu 536

22. Dezember 1940/Zi

Verteilung der Kohlenwasserstoff-Verluste in der Sumpf- und Gasphase.

In Ergänzung zu der Anordnungsbesprechung 17 7331 vom 20.12.40 wird nachstehend die Kohlenwasserstoff-Verteilung wiedergegeben, wie sie sich für die Hydrierung im Ofen 50 in den Öfen ergeben hat.

	DHD-Verfahren			
	Versuch 21	Versuch 34	Versuch 39	Mittelwerte
Gew.% CH_4	20,8	17,1	19,4	20
" " C_2H_6	25,3	29,6	27,4	27
" " C_3H_8	32,0	28,0	29,1	30
" " C_4H_{10}	21,7	24,2	23,0	23
" Isobutan in Reaktionsgas	(56,7)	41,3	50,0	49

Hochdruckversuche
Lu 558

24. März 1942 Hu/Kl

Verteilung der Kohlenwasserstoff-Vergasung bei Hydrierkohle Scholven und bei Zweckelkohle.

Aus den Versuchen der letzten beiden Jahre zur hydrierenden Verarbeitung von Scholvener Kohle (K 1101) und Zweckelkohle (K 1216) wurde die Verteilung des als Kohlenwasserstoff vergasten C errechnet und in der nachfolgenden Tabelle den von Dr. Becker auf Grund früherer 10 Ltr-Ofen-Versuche angegebenen[1] Mittelwerten für Ruhr- und schlesische Kohle gegenübergestellt. Die Abweichungen liegen innerhalb der Bestimmungsfehlergrenzen.

Kohle	K 1216	K 1101	frühere Mittelwerte
vom als KW vergasten C als C_1 %	26,1	25,3	24,4
als C_2 %	22,0	22,2	24,0
als C_3 %	30,4	32,3	32,9
als C_4 %	21,5	20,2	18,7
Isobutan vom Gesamtbutan %	11	9,2	11 bzw. 25
Zahl der Werte	5	2	-

Die Unterschiede zwischen den beim Fahren auf Benzin und Mittelöl und bei der Verarbeitung auf 50% Schweröl-Überschuß gefundenen Wertenlagen auch hier innerhalb der Versuchsgenauigkeit. Ebenso waren zwischen den Fahrweisen auf Benzin und Mittelöl bei 250 und bei 600 atm keine Abweichungen zu erkennen, die über die Fehlergrenze hinaus gingen.

Dagegen überraschten die niedrigen Iso-Butangehalte, die mit 9 - 11 % vom Gesamtbutan in der Größenordnung der bei schlesischen Kohlen gefundenen Werte liegen. Bei den Abgasen aus der Hydrierung von Gelsenbergkohle war sowohl am 10 Ltr-Ofen (1 Wert) wie in Gelsenberg selbst ein Iso-Butangehalt von rund 25 % vom Gesamtbutan ermittelt worden. Es bedarf nunmehr einer Nachprüfung, ob es sich hierbei um eine besondere Eigenheit der Gelsenbergkohle oder um Bestimmungsfehler handelt. Die Vermutung, daß im Iso-Butangehalt ein allgemeiner Unterschied zwischen schlesischen Kohlen und Ruhrkohlen zu finden sei, muß jedenfalls aufgegeben werden.

gez. Hupfer

---

1) Zusammenstellung 177331 vom 23.11.40. "Verteilung der KW-Vergasung in der Sumpf- und Gasphase."

Rechnungsvermerke

Nr. 3.25 [illegible] vom Februar 1930 B/Ke

Verteilung der Zahlenwerte der Verbrennungswärme der Kohlen- und Gesteine 1)

1) Auf Grund zahlreicher Untersuchungen (Ergebnisse der 10-Liter-Bombe und Ermittlung von Gehalten an Kohlenstoff und Schwefel) [illegible] Summenhäufigkeitsverteilung der Verbrennungswärme der Kohlen- und Wasserstoffe.

Die Zahlen gelten sowohl für die Feinwerte und Proben mit Bleifolie wie auch für die Zahlenwerte auf 50 % Summenhäufigkeit, die [illegible] Unterschiede zwischen der Verbrennungswärme liegen.

Die Zahlen gelten [illegible] sowohl für Ruhr- als auch für sonstige Kohlen. Die Abweichungen dieser Zahlen [illegible] der Kohlen [illegible].

Der Isolationsgrad ist jedoch [illegible] charakteristischen anders als bei den Kohlen, [illegible] sind so groß.

	Braunkohlen		Schwarze Kohlen	
	Mittelwert	unterer Wert	Mittelwert	unterer Wert
Gew.% CO_2	25		25	
" " C_2H_6	24,25		24	
" " C_3H_8	22		22	
" " C_4H_{10}	18	ca. 14	18	ca. 14
% Zahlen von Gesamtzahlen	50	" 20	10	" 11

Rhein. Br. K. CO_2 %

C_2 37

C_3 27 m C_3=1,75

C_4 15

Bitterf. Br. K. %

CO_2 33

C_2 27

C_3 [illegible]

C_4 12

Vgl. Zusammenstellung Es Nr. 14 4121 vom 12. 4. 1929.

Ilse [illegible]

[illegible] 13,5 %

1,45 m.

360 C_3

360 C_4

B.K. Fe [illegible]

Jan. E [illegible]

[illegible] C_2 26

C_3 25

[illegible] C_3 28

C_4 20

2) In der Gasphase liegen für 20 °C [illegible]

Zahlen von Sie [illegible]

wenig [illegible]

a) Atmosphäre

	5 0 5 8		5 4 3 4		
	Mittel-werte	Mittel-werte	Mittel-werte		
	% C				
Gew.% CE_4	77,5		2		
" " C_2E_6					
" " C_3E_8					
" " C_4E_{10}					
% Isobutan in Gemischen	50	45	90	90	

b) Flugzeug

	5 0 5 8		5 4 3 4		
	Mittel-werte	Mittel-werte	Mittel-werte		
	% C				
Gew.% CE_4	14				
" " C_2E_6	10				
" " C_3E_8	29				
" " C_4E_{10}	47	40		70	
% Isobutan in Gemischen	30	43		70	

3) In der Gasphase liegen für die Atmosphäre und Kerosin bei 500 atm zahlreiche neue Messungen vor, sowohl für [illegible] Apparaten wie auch der Großapparatur (rein [illegible]). Die Isobutinwerte schwanken bei der Atmosphäre liegen sie im Mittel zwischen 10 und 15 %, bei der Großapparatur im Mittel bei 18 %. Genau der früheren Messungen [illegible]

Mittelwert aus 22 %.

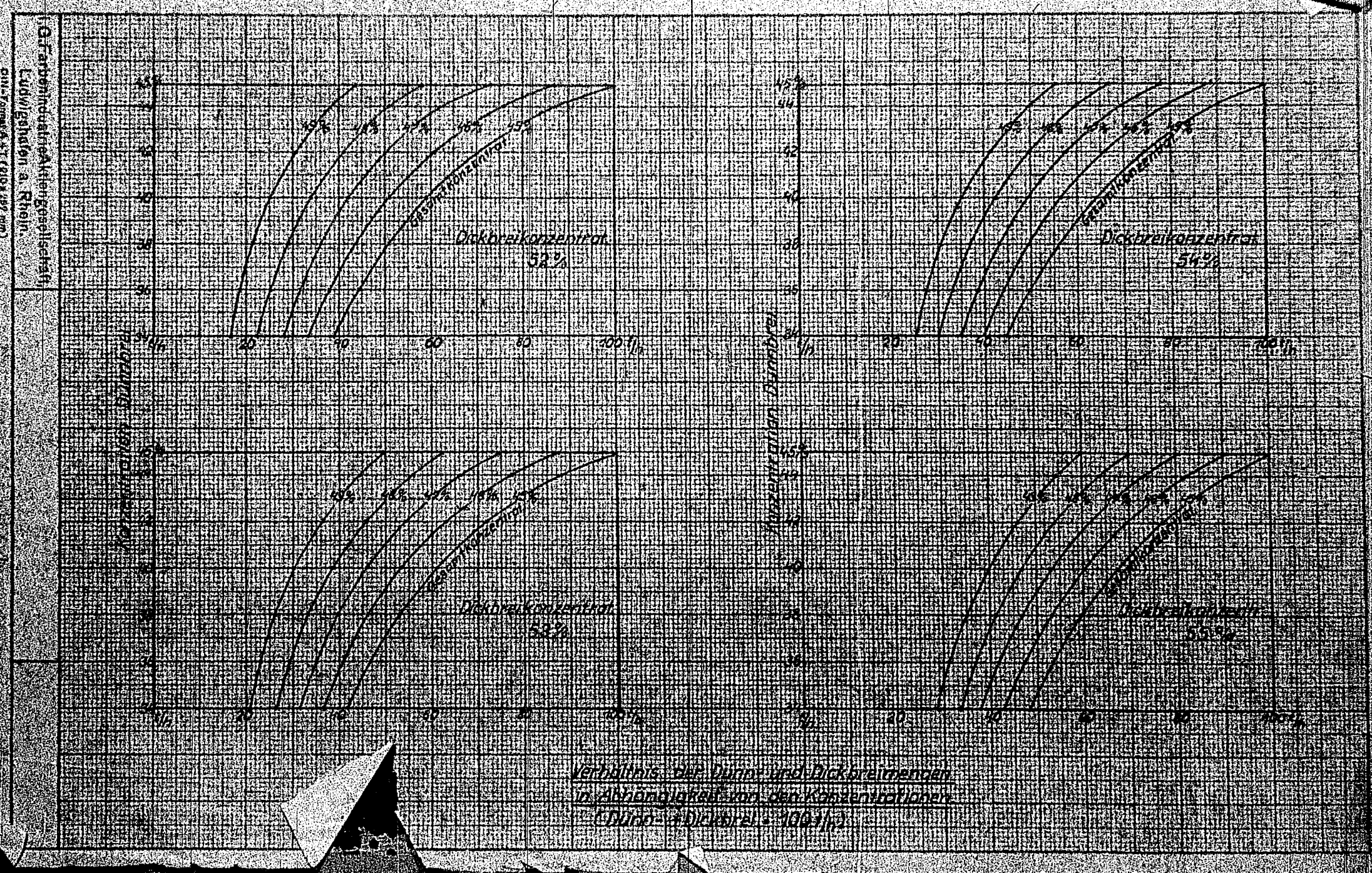
	7019-Kontakt; 300 at		Weinheim-Kontakt, 700 at
	Mittel-werte	untere Werte	Mittelwerte
Gew.-% CH_4	18,5		7421
" " C_2H_6	25,5		72 22
" " C_3H_8	32		21 33
" " C_4H_{10}	21	18	29
% Isobutan im Gesamtbutan	18	10	31
			30

Mehrere Messungen liegen auch in Ludwigshafen bei 700 at und mit dem Weinheimkontakt vor, die im Isobutangehalt mit den Angaben von Dr. Winkler übereinstimmen, die Werten jedoch in der Verteilung der Kohlenwasserstoffe von einer früheren roten Schätzung von Dr. Winkler stark ab.

4) Für die Dehydrierung liegen zahlreiche Messungen vor, und zwar vom 100-ltr-Ofen, die untereinander sehr gut übereinstimmen. Analysen der Cr-Separatur folgen nach.

	D & D — Verfahren	
	Mittelwerte	untere Werte
% CH_4	21	
" C_2H_6	26	
" C_3H_8	27	
" C_4H_{10}	26	16
% Isobutan im Gesamtbutan	33	27

gez. Becker


Dickbreikonzentrat 52%
Dickbreikonzentrat 54%
Dickbreikonzentrat 52%
Dickbreikonzentrat 54%
Verhältnis der Dünn- und Dickbreitrennen in Abhängigkeit von den Konzentrationen (Dünn- + Dickbrei = 100 l/h)

II.) Gemeinschaftswerk.

Schwelanlage, bestehend aus zehn LURGI-Öfen.

1.) **Leistung der Anlage**

250 . 10 = 2 500 t Steinkohle/24 h

Ein Jahr mit 340 Arbeitstagen gerechnet :

2 500 . 340 = 850 000 t Steinkohle/Jahr

2.) **Kohlenbeschaffenheit (Schwelanalyse)**

Feuchtigkeit	5,0 %
Schwelwasser	5,0 %
Teer	10,0 %
Koks	74,0 %
Gas + Verlust	6,0 %

3.) **Erzeugte Produkte**

a) Schwelkoks-Ausbeute 98,5 %
850 000 . 0,74 . 0,985 = 619 570 t/Jahr

b) Schwelteer-Ausbeute 82,0 %
850 000 . 0,10 . 0,82 = 69 700 " "

c) Schwelbenzin-Ausbeute 8,0%
850 000 . 0,10 . 0,08 = 6 800 " "

d) Überschuß 300 000 WE/t

4.) **Anlagekosten**

a) Schwelanlage mit Gebäude	RM 3 700 000.-
b) Kondensation mit A.O.R. und Benzingewinnung	" 3 900 000.-
c) Transportanlage für Kohle	" 255 000.-
d) Nebenanlagen	" 2 210 000.-
e) Kraftwerk	" 1 500 000.-
Preis der betriebsfertigen Schwelanlage	RM 11 565 000.-

5.) Verbrauch an Betriebsmitteln

a) Elektrischer Strom — 40 000 kWh/24 h
b) Dampf — 180 t/24 h
c) Kühlwasser
Frischwasser (Zusatzwasser) — 200 m^3/h (Oderwasser)
d) Personalbedarf:
1 Betriebsleiter
1 Assistent
4 Meister
2 Laboranten
3 Büroangestellte
5 Vorarbeiter
90 Arbeiter

6.) Preisgrundlagen

a)	Rohkohle	RM	12.—/t
b)	Schwelteer	"	60.—/t
c)	Elektrischer Strom	"	0,015/kWh
d)	Dampf	"	2,—/t
e)	Schwelbenzin	"	150,—/t
f)	Überschußgas	"	8,—/7 000 000 Kcal
g)	Kühlwasser	"	0,02/cbm
h)	Betriebsleiter	"	12 000,—/Jahr
i)	Assistent	"	8 000,—/ "
k)	Meister	"	4 500,—/ "
l)	Laborant	"	4 000.—/ "
m)	Büroangestellte	"	3 500.—/ "
n)	Vorarbeiter	"	3 000.—/ "
o)	Arbeiter	"	2 500.—/ "

7.) Berechnung der Betriebskosten pro Jahr

A) Ausgaben.

a) Kohle
850 000 . 12 = RM 10 200 000.—
b) Elektrischer Strom
40 000 . 0,015 . 340 = " 204 000.—
c) Dampf
180 . 2 . 340 = " 122 400.—
d) Kühlwasser
200 . 0,02 . 340 . 24 = " 32 650.—
e) Personal = " 296 500.—
f) Verwaltung und Versicherung " 300 000.—
g) Material und Reparatur
2,5 % von 11 565 000.— " 289 150.—
h) Amortisation und Verzinsung
15 % von 11 565 000.— " 1 503 500.—
RM 12 948 200.—

B) Einnahmen

a) Schwelteer
69 700 . 60 = RM 4 182 000.—

b) Schwelbenzin
6 800 . 150 = " 1 020 000.—

c) Überschußgas
300 000 . 850 000 . 8 / 7 000 000 = " 291 500.—

Summe der Einnahmen RM 5 493 500.—

Unterschied zwischen Ausgaben und Einnahmen:

RM 7 454 700.—

Erzeugungspreis je t Schwelkoks:

7 454 700 / 619 570 = RM 12.05

Ffm., den 17.11.38
Hdt/V.

Engpässe – KW

A. Hauptlast

Kalk-Kalkmehl 0,558 t / m³ Hauptlast

0,611 t / m³ O-Hauptlast (209 % von Hauptlast)

0,72 t / m³ OH-Lk = 1 m³ Lk 129 % von Hauptlast

Engpässe durch Hauptlast:

1) Hauptlast 0,39 t HO 2) Hauptlast 0,45 t

1,87 t ND 0,49 t ND

2,6 m³ Hauptlast 0,90 t HO

25 m³ Hauptlast

3) Nebenlast 5) O₂ – Hauptlast

0,462 t ND 23 m³ Hauptlast

0,8 m³ Hauptlast

4) Hauptlast 6) OH – Hauptlast

0,234 t ND 1 m³ Hauptlast

2 m³ Hauptlast 0,45 t ND

Hauptlast + Nebenlast

0,78 t HO } 1,35 t

3,07 t ND }

1,27 m³ Hauptlast

2 KW Hauptlast

0,73 t Kalk

Fazit: Hauptlast

Kalk + Kalkmehl (Hauptlastlast) Nebenlast

Aufgabe 2 – Bäcker

1) Hauptbäck

Hbk – Roggenbrot – 0,552 t Mehl + Hauptm.

0,661 t Mehl + Hauptm. – Roggenmischbrot

0,72 t Mehl + Hauptm. – Weizenbrot

Aufgabe 2 für 1000 m² Halle:

1) Hauptbäck — 0,39 t HD

1,02 t ND

0,6 m³ Hauptm.

25 m³ Sauerteig

2) Kleinbäck — 0,19 t ND

0,01 t HD

3) Weizenbäck — 0,02 t ND

5,8 m³ Hauptm.

5) CO – Bäck — 12 m³ Hauptm.

4) Konditorei — für Raum = 2 t

0,022 t ND

2 m³ Hauptm.

6) CO – Bäck — 6 m³ Hauptm.

0,18 t ND

Hauptm. für 1000 m² Halle: 1,35 t

0,72 t HD

0,02 t ND

122 m³ Hauptm.

2 Kühlräume

0,73 t Kühlm.

Tag – Nacht – Betrieb

Hauptm. – Hauptm. – Hauptm. – Hauptm.

Dr.S/Pae. 19. Dezember 39

Dr./S/Sch

28.11.1939 Schölven

Schlesien-Benzin, Hygieneuberatung.

Dr. Just Dr. Urban Dr. Schönfelder Schön Ehrlich	Hydrierwerk Scholven	Dr. Jacob, Dr. Löhr Wilmes Dr. Simon	Scholvener Betriebsführung
Dr. Nedelmann Dr. Feuerb Dr. Diepenbrock,	Rheinbenzin Hydrierwerke Pölitz A.-G.	Klinget Dibbel Dr. Schubert	Pölitz

Ziel der Besprechung war, das einheitliche Verfahren für eine ausreichende Reinigung der bei der Hydrierung Schlesien-Benzin anfallenden Hydrierabgase, die Hydrierwässer aufbereitet werden, die Gewinnung von reinstem Abgas H_2, O_2, CO_2 und die den Betrieb einer Hydrieranlage zur Wasserstoffherstellung. Nach einer eingehenden Aussprache über die verschiedenen Möglichkeiten, bei der die Erfahrungen der anwesenden Herren bei der Projektierung und dem Betrieb in den verschiedenen Werken verwertet wurden, wurde folgendes Verfahren festgelegt:

Die Hydrierabgase der Öle- und Gl-Phase werden zusammengefasst und in einen Behälter von 3 ccm Fassungsvermögen gesammelt und gekocht. Danach werden die Hydrierabgase durch ein Turbogebläse auf einige Meter Wasserdruck gebracht und dann einer Absorptionsanlage zugeführt. Vor die Absorptionsanlage wird u.U. eine Ammoniakwäsche geschaltet, falls eine solche nicht bereits hinter den Kompressionsstufen der Hydrieranlagen vorgesehen ist. Nach den Scholvener Erfahrungen erscheint es zweckmässig, die Ammoniakwäsche

unmittelbar hinter die Entspannung zu legen, so dass bereits die Rohrstränge von dort bis zur Alkalidenlage ein wasserstoffhaltiges Gas erhalten, damit sich auch in diesem Teil keine Ansätze von Ammonverbindungen bilden können.

Nach der Alkalianlage wird das Gas auf einen Druck von 25 atü gebracht und von dort der Entschwefelungs- und Trockenanlage zugeführt, wo O_2, O_1 und O_3 gewonnen werden. Diese Produkte sollen einer gemeinsamen Kohrleitungsanlage zugeführt werden und danach einer Destillation. Vor den Kompressoren soll Platz vorgesehen werden für eine sich u.U. als zweckmässig erweisende organische Schwefelreinigung.

Zwischen der Entschwefelungsanlage und der Destillation soll Platz vorgesehen werden für eine Anlage, in welcher die Produkte mit Bakterienlösung gewaschen werden können.

Hinter der Trockenanlage wird das restliche Hygas, welches unter 25 at, event. mit dem unter 25 atü ankommenden Hydrogas gemischt und in einen oder mehreren Druckbehältern, welche nur 25 atü ausgelegt sind, gesammelt. Die Gase gehen dann gemeinsam durch eine Trockenreinigungsanlage, durch eine organische Schwefelreinigung und von dort in die Spaltanlage. Damit eine Speichermöglichkeit in den Druckbehältern gegeben ist, werden die nachgeschalteten Anlagen unter 5 atü betrieben. Die Entspannung auf 5 atü erfolgt nach dem in Aussicht genommenen Verfahren zur Reinigung der Gase gin-otte.

Irgendeine Reinigung der Hydrogase vor dem Druckbehälter soll nicht vorgesehen werden. Auch ein Behälter hierfür wird nicht angeordnet.

Der geschilderte Verfahrensgang ist auf dem Schema 4036-16 dargestellt.

Die Festlegung dieses Verfahrensganges erfolgte nach einer Auseinandersetzung über die Zweckmässigkeit, das Hydrogas der Kohle-Phase und das Hydrogas der Bi-Phase

getrennt zu behandeln, da die Ansicht besteht, dass lediglich in dem Reichgas der Kohle-Phase organische Schwefelbestandteile enthalten sind.

Demgegenüber führten die Herren das Hydrierwerks Scholven aus, dass in Anlagen sich das Reichgas der Kohle-Phase organische Schwefelverbindungen enthält, und zwar wurden in dem Benzin, welches aus diesen Gasen gewonnen wurde, 2-3 mg/l festgestellt. (Es ergab sich ein schwach negativer Doktortest.) Dieser geringe Schwefelgehalt im Benzin ist jedoch ohne Einfluss auf die Qualitätsbewertung des Benzins, so dass auf seine Beseitigung verzichtet werden kann. Der organische Schwefel, welcher in dem Reichgase der Kohle-Phase enthalten ist, würde in den Treibgas und dem Benzin erscheinen, kann jedoch aus diesen Produkten mittels Natronlauge und z.B. Doktorlösung in geeignetem Falle ausgewaschen werden. Tatsächlich nimmt die Natronlaugewäsche einen Teil auch der organischen Schwefelverbindungen bereits heraus.

Sowohl in Scholven als auch bei dem anlässlich kurzzeitigen Fahren in Bottrop wurde festgestellt, dass das Benzin, nachdem es mit Natronlauge gewaschen war, in verkaufsfähiger Qualität vorlag. Nach einer Feststellung von Scholven beträgt der Gehalt an organischen Schwefel in dem verflüssigten Treibgas der Kohle-Phase etwa 0.5 mg/100 g.

Eine Natronlaugewäsche hinter der Alkazidanlage vorzusehen, ist deswegen unwirtschaftlich, weil in der Alkazidanlage lediglich ein kleiner Teil der in den Hygasen enthaltenen CO_2 ausgewaschen wird. Der Rest würde in die Natronlaugewäsche gehen und dort mit dem H_2S zusammen ausgewaschen, so dass der Natronlaugeverbrauch und damit die Betriebskosten wesentlich ansteigen würden.

Eine Natronlaugewäsche hinter der Alkazidanlage anzuordnen, ist danach also nur dann wirtschaftlich, wenn in den Hygasen kein oder ein geringer Gehalt an CO_2 vorhanden ist.

Da im Falle Schlesien-Benzin mit einem CO_2-Gehalt von etwa 1.3-1.5 % gerechnet werden muss, würden sich daher bei Anordnung einer Natronlaugewäsche hinter der Alkazidanlage relativ hohe Betriebskosten durch das Herausnehmen der Kohlensäure ergeben. Der CO_2-Gehalt in den Hygasen wird in der Anthrazinierungs- und Treibgasanlage sowieso entfernt.

Ausserdem werden, wie in einer früheren Arbeit [illegible] von uns bereits festgestellt wurde, durch Zusammenfassung der Hygase der Kohle- und Öl-Phase einige [illegible] an Anlagekosten eingespart.

Die Aufbereitung der Hygase für das Hydrierwerk Stettin geschieht in etwa gleicher Weise, wie sie für Schlesien-Benzin festgelegt wurde. Es werden in diesem Fall auch C_3, C_4 und C_5 gewonnen und das restliche Hygas für eine Spaltanlage aufbereitet.

Im Fall Stettin wird das Hygas in einer Alkazidanlage gereinigt, da der Gehalt an Schwefelwasserstoff wesentlich höher ist. Im Fall Schlesien-Benzin kann diese gesonderte Reinigung des Hyarggases ausserdem noch wegfallen, da der Schwefelwasserstoffgehalt relativ niedrig ist - etwa 3 g/Nm³. Die Reinigung dieses Gases kann daher mit dem Hygas aus der Treibgasanlage gemeinsam in einer Anlage erfolgen. Auch die Reinigung von organischem Schwefel des Hyarggases und der Hygase aus der Treibgasanlage erfolgt gemeinsam. (Siehe hierzu den Verfahrensgang der Hygasaufbereitung, Stettin, Schema Nr. 4034-16.)

Die Alkazidanlage soll mit DIK-Lauge betrieben werden, damit möglichst reines H_2S anfällt. Dieses H_2S soll zur Beschwefelung des D-Mittelöls verwandt werden. Der Schwefelwasserstoff für diesen Zweck soll mindestens 85%ig sein.

Nach Mitteilung der Herren von Scholven ist für etwa 100 t D-Mittelöl mit einer Schwefelwasserstoffmenge von 400kg zu rechnen. (Das sind 0.4 % Schwefelgehalt des Öls.)

Das A-Mittelöl wird nicht beschwefelt. Falls der Schwefelwasserstoff aus der Alkazidanlage für die Beschwefelung des Gases nicht ausreicht, soll der restliche Schwefelwasserstoff aus dem Begasen der Wässer der Bi-Phase gewonnen werden; es ist jedoch zu erwarten, dass der Schwefelwasserstoff aus den Hygasen ausreicht.

Es wird auch noch einmal die Frage diskutiert, ob die Auswaschung des Schwefelwasserstoffs in der Alkazidanlage unter Druck erfolgen soll oder drucklos. Von den Herren des Werkes Scholven wird ausgeführt, dass in ihrem Fall, in welchem das Hygas auf 5 at komprimiert wird, der Schwefelwasserstoff zu Angriffen in den Kompressoren, insbesondere an den Stopfbüchsen und Kolbenstangen, jedoch auch in den Rohrleitungen geführt hat. Um diese unangenehme Korrosion zu vermeiden, wird empfohlen, auf das Entschwefeln unter Druck zu verzichten, trotzdem mit einer wesentlich geringeren Reinigung in der Alkazidanlage gerechnet werden muss.

Ausserdem wäre die Druck-Alkazidanlage für Schlesien-Benzin schon deswegen unangebracht, weil die Hygase einen relativ hohen Gehalt an schweren Kohlenwasserstoffen besitzen, die bei der Kompression ausfallen würden. Das entstehende Kondensat, welches relativ viel Schwefelwasserstoff, enthält, müsste in einer besonderen Anlage entschwefelt werden.

Von den Herren des Hydrierwerks Scholven wird die Anregung gegeben, den Verfahrensgang der Hygasaufbereitung bei den verschiedenen Werken durch Übersichtsaufstellen und dem Besprechungsbericht beizuheften. Die anwesenden Herren sind mit dieser Massnahme einverstanden. Danach liegen diesem Besprechungsbericht Schemata der Hygasaufbereitung von folgenden Werken bei:

Stettin,
Schlesien-Benzin,
Rheinbenzin,
Scholven,
Nordstern.

In dem zweiten Teil der Besprechung wurde die Aufbereitung der Hydrierwässer behandelt, über welche in einem besonderen Anhang berichtet wird.

Maschinentechnische Abteilung

ppa. Klöpfer

Anlagen:

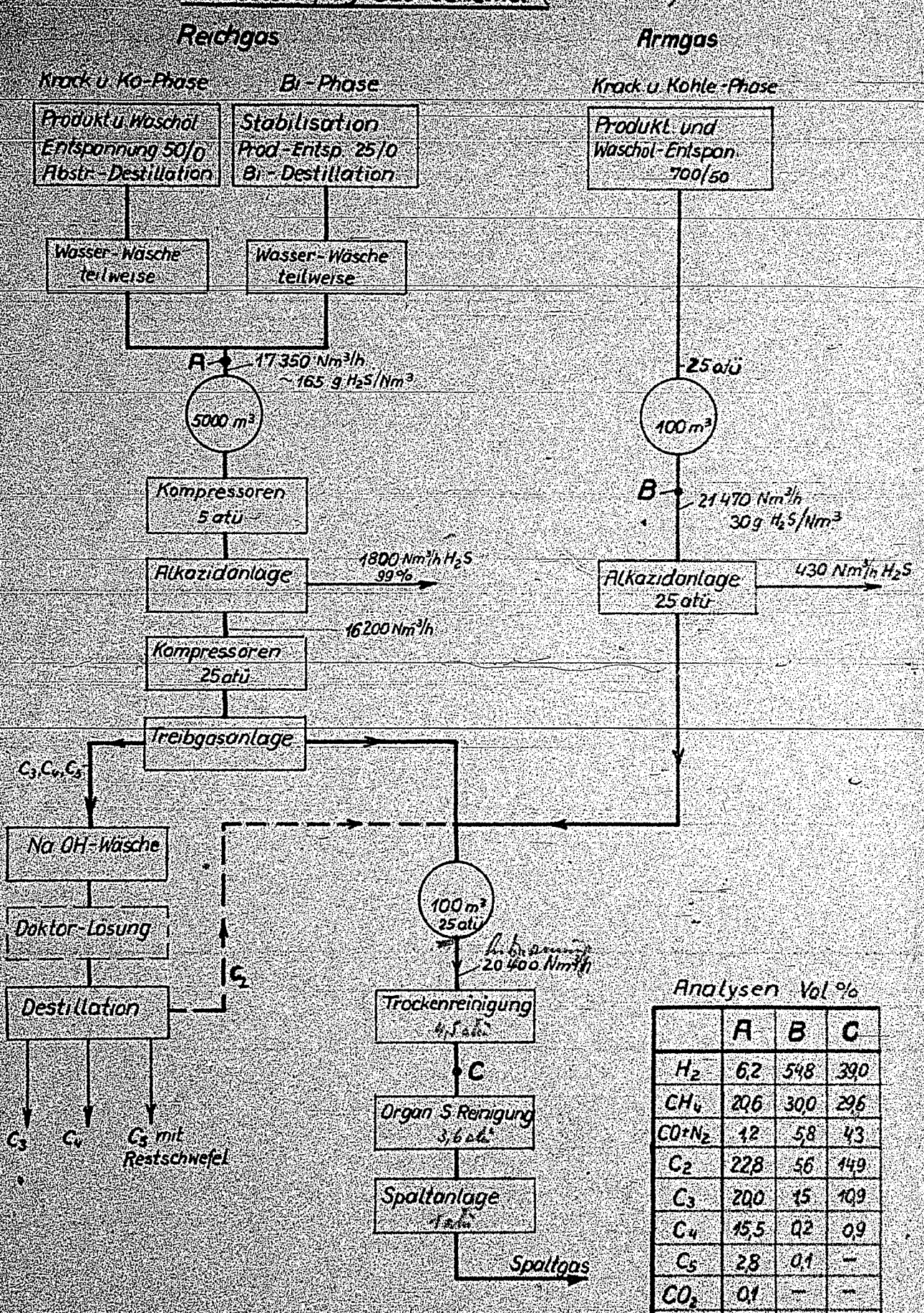
Anhang "Aufbereitung der Phenol- und Sulfidwässer",

Schemata 4034-16, 4036-16, 4032-16, 4053-16, 4055-16

Ø: 2xScholven, 2xRheinbenzin, 2xStettin, 2xVelsenberg, 2x I.G.

29.30.31.78.3xKes.12.Dr.Krotogino, sämtlichst an Rae.

Stettin Hy-Gas-Schema (Fall A_r + E)



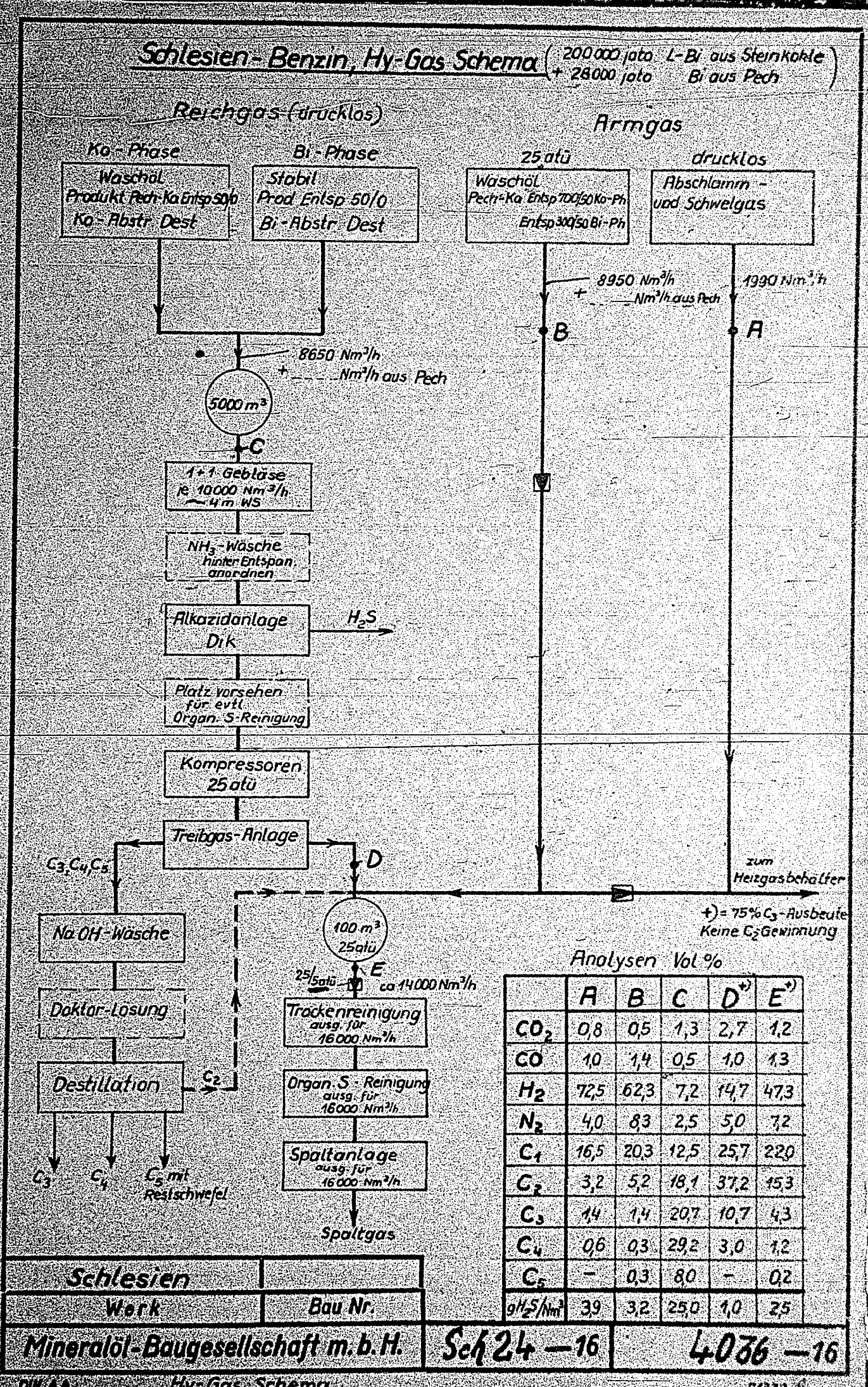
Analysen Vol %

	A	B	C
H_2	6,2	54,8	39,0
CH_4	20,6	30,0	29,6
$CO+N_2$	1,2	5,8	4,3
C_2	22,8	5,6	14,9
C_3	20,0	1,5	10,9
C_4	15,5	0,2	0,9
C_5	2,8	0,1	—
CO_2	0,1	—	—
H_2S	10,8	2,0	—

Stettin	
Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	—16 4034 —16

Hy-Gas-Schema

Schlesien - Benzin, Hy-Gas Schema (200 000 jato L-Bi aus Steinkohle + 28 000 jato Bi aus Pech)

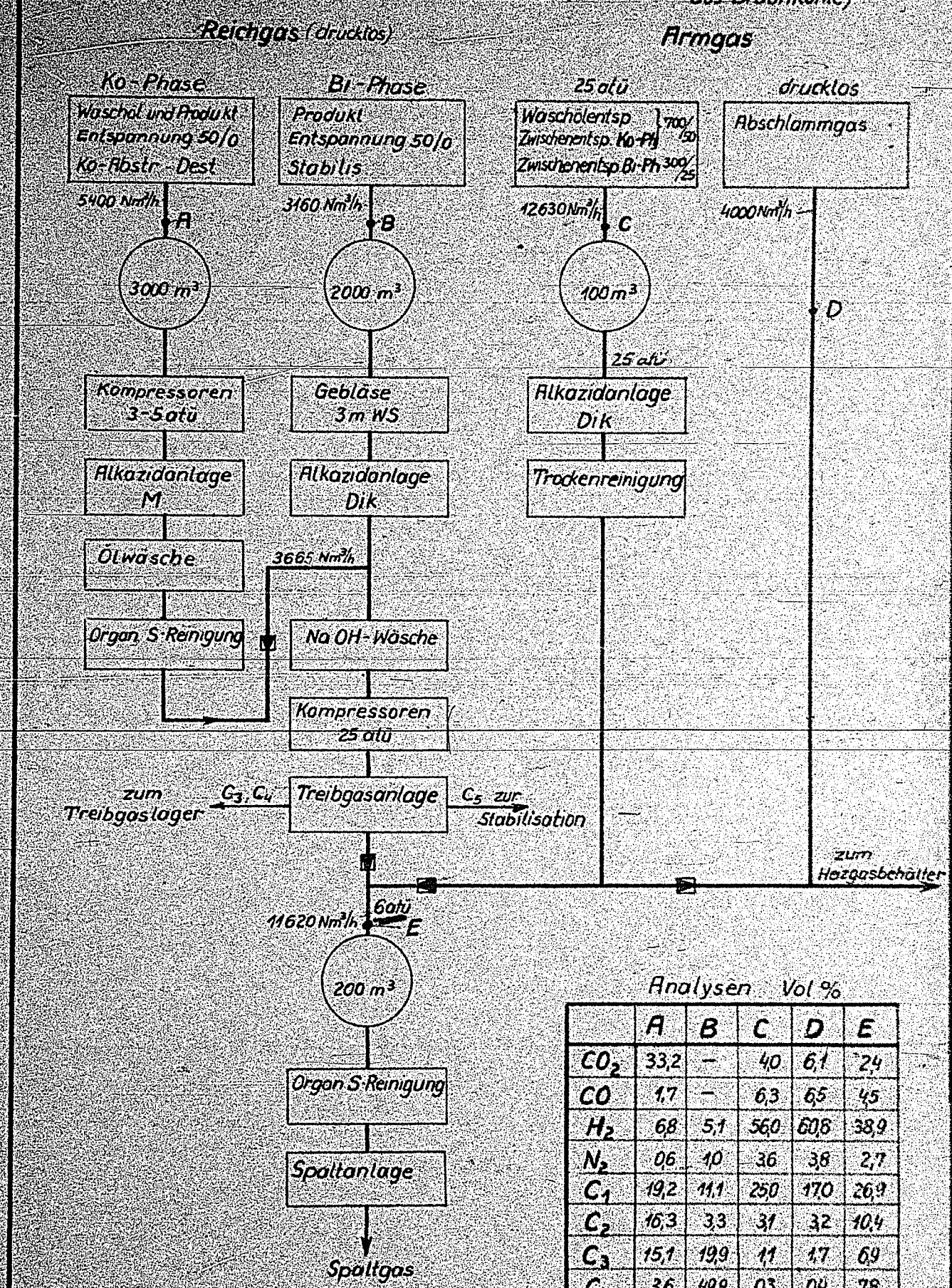


Analysen Vol %

	A	B	C	D+)	E+)
CO_2	0,8	0,5	1,3	2,7	1,2
CO	1,0	1,4	0,5	1,0	1,3
H_2	72,5	62,3	7,2	14,7	47,3
N_2	4,0	8,3	2,5	5,0	7,2
C_1	16,5	20,3	12,5	25,7	22,0
C_2	3,2	5,2	18,1	37,2	15,3
C_3	1,4	1,4	20,7	10,7	4,3
C_4	0,6	0,3	29,2	3,0	1,2
C_5	–	0,3	8,0	–	0,2
g/H_2S/Nm³	3,9	3,2	25,0	1,0	2,5

Schlesien		
Werk	Bau Nr.	
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	Sch 24 – 16	4036 – 16

Rhein-Benzin Hy-Gas Schema (195 000 jato L-Bi-Gewinnung aus Braunkohle)



Analysen Vol %

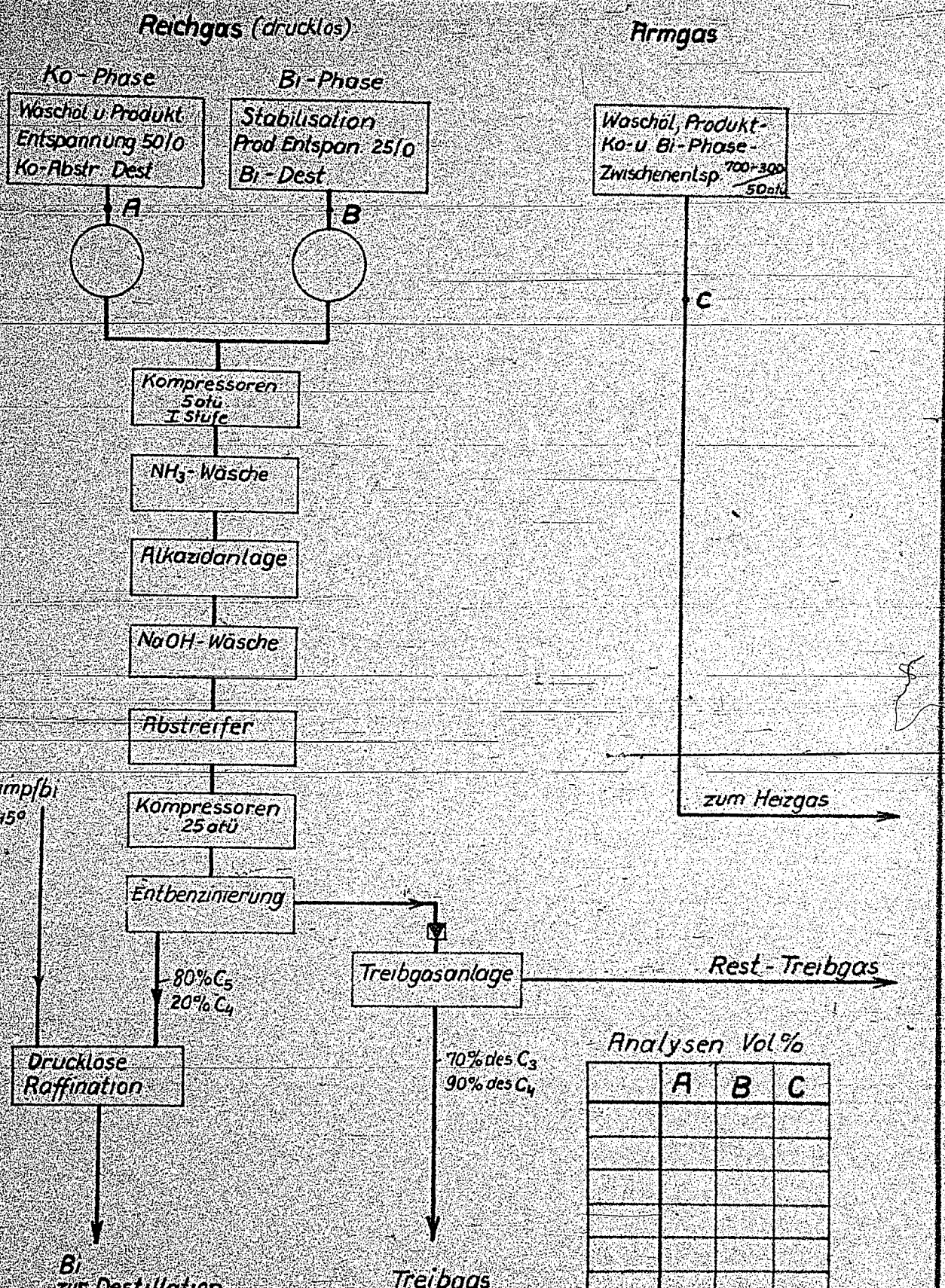
	A	B	C	D	E
CO_2	33,2	–	4,0	6,1	2,4
CO	1,7	–	6,3	6,5	4,5
H_2	6,8	5,1	56,0	60,8	38,9
N_2	0,6	1,0	3,6	3,8	2,7
C_1	19,2	11,1	25,0	17,0	26,9
C_2	16,3	3,3	3,1	3,2	10,4
C_3	15,1	19,9	1,1	1,7	6,9
C_4	3,6	49,8	0,3	0,4	1,8
C_5	2,4	5,1	0,2	–	0,1
H_2S	1,1	4,7	0,4	0,5	–

Rhein-Benzin	
Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	Rh 282 – 16

4035 – 16

DIN A 4 Hy-Gas-Schema

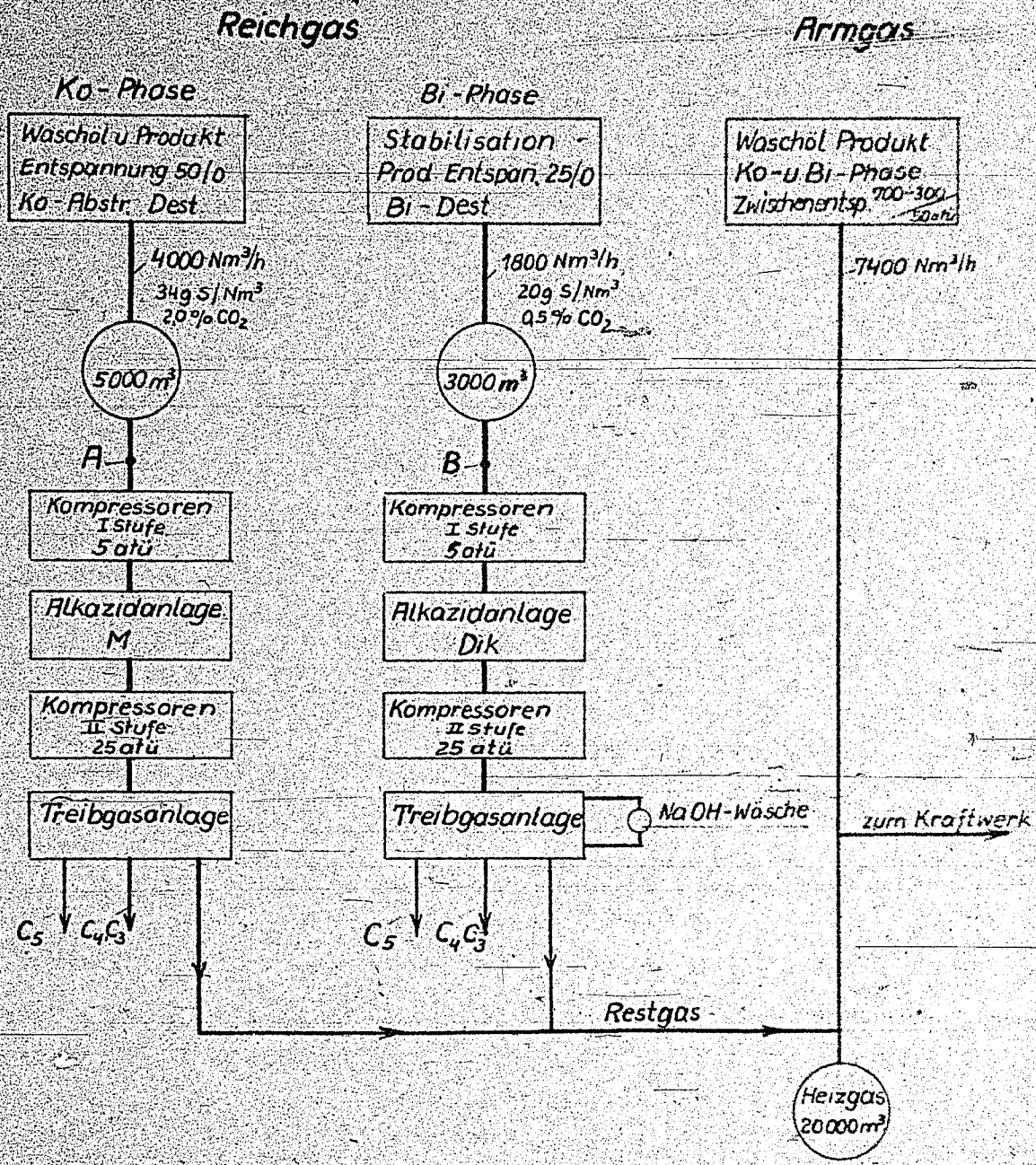
Scholven, Hy-Gas Schema



Scholven	
Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	—16 4032 —16

DIN A4 Hy-Gas Schema

Nordstern Hy-Gas. Schema (200 000 jato Bi aus Steinkohle)



Analysen Vol%

	A	B
H_2	25	31
$CO+N_2$	08	34
CO_2+H_2S	25	10
C_1	86	196
C_2	278	220
C_3	330	325
C_4	195	126
C_5	53	58

Nordstern	
Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	No230 —16 / 4033 —16

Hy-Gas Schema

Ludwigshafen/Rhein 340 Leuna, den 7. Dezember 1939

Dr.S/Vgs.

A n l a g e

zu dem Bericht über die Besprechung am 28.11.39

im S c h l e s i e r .

Betr.: Aufbereitung der Phenol- und Laugenwässer,
Werk Schlesien-Benzin.

Bezüglich der Hydrierwässer teilt Dr. Lyon folgendes mit:

Schlammabstreifer:

Wasser	10 m³/h	
H_2S	ca. 22 g/l = 145	Nm³/h
NH_3	ca. 70 g/l = 920	"
CO_2	45 g/l = 250	"
Phenol	3 g/l	
Oel	3-5 g/l	

Benzinabstreifer:

Wasser: 4.5 m³/h

+ 3.0 " aus den Waschwässern der Hydrier-

ca. 7.5 m³/h mit folgenden Gehalten:

H_2S	ca. 25 g/l = 98	Nm³/h
NH_3	25 g/l = 150	"
CO_2	-	-
Phenol	0-0.5 g/l	-
Oel	Spuren	

Die auf unserem Schreiben 4073-4 angeführten Wässer aus der Benzin-Destillation, welche seinerzeit auch bei Vordatum an-

- 2 -

nommen war, fallen nicht an, da die Wässer aus der A-Destillation in die Regeneratoren der Kammern eingespritzt werden und hier der grösste Teil der Phenole vernichtet wird. Der Rest erscheint in den oben angeführten Wässern der Kohlenbunkerung.

Die Wässer aus Kohlenbunkerung und Kammerwasch werden bei Schalven getrennt behandelt, da sie gegebenenfalls verschiedene Phenolgehalte haben.

Für jeden Strang ist ein Aufgabeturm von 5m Ø vorgesehen, in welchem CO_2 abgeschieden wird. Dagegen werden die Wässer mit CO_2 begast, und zwar wird in jeden Strang ein Rieselturm einbezogen, welcher mit Raschigringen gefüllt ist. Es wird gewöhnlich mit 60fachem Blasenvolumen begast.

Das aus dem Rieselturm für das Kohlenbunkerwasser kommende Biogas besteht aus 25 % H_2S, 75 % CO_2 und enthält etwa 6 g/Nm³ NH_3.

Das Abgas wird zur Clausanlage geleitet. Da es nur einen sehr geringen Schwefelwasserstoffgehalt hat, wird in der Clausanlage anstatt mit Luft mit Sauerstoff gearbeitet.

Durch den Gehalt an Ammoniak im Biogas hat sich wiederholt Ammonsulfat gebildet, welches an verschiedenen Stellen zu Verstopfungen geführt hat.

Um das Fahren mit Sauerstoff in der Clausanlage zu vermeiden, könnte eine Alkalidenlage zur Konzentration des Schwefelwasserstoffs eingeschaltet werden.

Es wird noch darauf hingewiesen, dass schwere Kohlenwasserstoff nicht in die Biogase gelangen dürfen, wenn diese in einer Clausanlage verarbeitet werden sollen, da sie dort erhebliche Schwierigkeiten bereiten. Auch bei dem Vorschalten einer Alkalidenlage würden diese Schwierigkeiten durch schwere Kohlenwasserstoffe nicht behoben, da sie in der Alkalidenlage nicht herausgenommen werden.

+) Betriebstemperatur 40° C.

Nach dem Kiesfilter geht das Wasser in einer Rohrschlangenkühlanlage, welche von der Fa. Dr. Otto & Co. erstellt wurde. Das Wasser enthält erwähnte Reste von NH_3 und wird zunächst in einem Ammoniakturm behandelt. Der Ammoniakgehalt des Wassers beträgt etwa 0,25 g/l. Im Ammoniakturm wird ein Teil CO_2 und H_2S ausgetrieben. Das ausgetriebene Gas wird dem Kiesgas vor dem Adsorptionsturm zugeleitet.

Die von der Fa. Dr. Otto erstellte Anlage arbeitet nicht zur Zufriedenheit. Das herausgetriebene Wasser ist nicht rein und die Abwässer enthalten noch zuviel NH_3.

Nach der H_2S-Gewinnung wird das phenolhaltige Gas einer Entphenolung durch die Fischer Gmbh. zugeführt.

Da, wie vorstehend erwähnt, einige Schwierigkeiten bei der Aufbereitung des Wassers nach dem gegenwärtigen Verfahren vorhanden sind, schlägt Herr Dr. D a e n e r ein von ihm ausgearbeitetes neues Verfahren zur getrennten Gewinnung von NH_3 einerseits und H_2S und CO_2 andererseits vor. Die Apparatur besteht in der Hauptsache aus einer Abtreibekolonne mit aufgesetztem, im Gegenstrom arbeitenden Dampfkühler und einem Wärmeaustauscher, bestehend aus Ober- und Unterteil.

In der Abtreibekolonne wird das Wasser in bekannter Weise abgetrieben, und zwar treten die Dämpfe in den Kühler mit einer Temperatur von etwa 160° ein, wo sie auf [illegible] bis auf etwa 80°. Die Dämpfe, welche NH_3, H_2S, CO_2 und Phenol enthalten, werden vom Oberteil des Trennapparates angesaugt, wo sie mit einer Trennflüssigkeit mit 80° Temperatur [illegible] werden. Die Trennflüssigkeit besteht aus Phenolharzkondensaten, die in der Hydrierung anfallen, und zwar handelt es sich lediglich um Phenolverbindungen, die über 210° sieden, welche also für die Bakelitherstellung sowieso unbrauchbar sind. Die Trennflüssigkeit bindet das Ammoniak, so dass aus dem Oberteil des Trennapparates vorwiegend H_2S und CO_2 abgehen. Herr Dr. D a e n e r gibt an, dass 99 % H_2S und CO_2 in diesem Gas sind. Lediglich 1 % enthält noch NH_3 der.

Falls dieses Gas in einer Clausanlage oder Wasekata-lyseanlage verarbeitet werden soll, müsste mittels einer Schwefelsäurewäsche oder einer Wasserwäsche das NH_3 noch herausgewaschen werden. Eine Schwefelsäurewäsche ist vorzuziehen, da sie das NH_3 quantitativ herauswäscht und H_2S und CO_2 nicht beeinflusst. Die Wasserwäsche dagegen würde auch H_2S und CO_2 lösen. Das Wasser müsste dann erneut in der Abtreibekolonne behandelt werden.

In dem Unterteil des Trennapparates geht etwa 90%iges Ammoniakgas ab, welches einen Rest H_2S und CO_2 enthält. Falls NH_3-Gas - etwa für die Salpetersäure- oder Salmiakgeist-Herstellung - erzeugt werden soll, müsste eine Reinigung des NH_3-Gases durch Natronlauge vorgenommen werden. Hierbei würden sowohl H_2S und CO_2 als auch Energie gebunden.

Die Kolonnen [illegible] Herr Dr. B a e h r [illegible] sowie

Dem Verfahren nach 2,5 atü 120 kg/m³ absorbierendes Wasser (theoretisch) [illegible] etwa 2,2 kg Dampf 2,5 atü je kg NH_3 im Gase.

Dieser Dampf ist in dem Trennapparat aufzuheizen.

Zur Trennung [illegible] muss etwa 1 m³/h [illegible] m³ NH_3 umgepumpt werden.

Herr Dr. B a e h r führt aus, dass eine Versuchsanlage zur Zeit etwa 1 1/2 Jahre gelaufen ist und dass demnächst auf dem Hydrierwerk Scholven eine Betriebsanlage erstellt werden soll. Es ist mit einer Inbetriebnahme dieser Anlage in Monaten Frühjahr zu rechnen.

Das, wie vorstehend beschrieben, die Reinigung der stark NH_3-haltigen Wasser für die Weiterverarbeitung des Schwefelwasserstoffs mit einer Reihe von Unannehmlichkeiten verbunden ist, z.B.: dünnes Blasegas, NH_3-Gehalt im Blasegas, starke NH_4CNS-Bildung in den ablaufenden Wässern, weiterhin ein einwandfreier Betrieb mit diesen Wässern in der Quarkwasserreinigungsanlage bisher noch nicht erreicht wurde, erscheint es [illegible] dass neue Verfahren anzuwenden.

Maschinentechnische Abteilung

[illegible]

Dichte ε von Gasen in $\frac{kg}{cbm}$ bezogen auf Wasser von 4 °C.

Bezogen auf 760 mm Hg und 0°C = ε_0 (nach Landolt, 11. Aufl.)

Bezogen auf 735 mm Hg und 15°C = ε_n

$\frac{p}{p'} \cdot \frac{T'}{T}$ $\qquad \varepsilon_0 \cdot \frac{735}{760} \cdot \frac{273}{288} = 0{,}916 \cdot \varepsilon_0 = \varepsilon_n$

Gasart	760 mm, 0°C ε_0	735 mm, 15°C ε_n	$\frac{1}{\varepsilon_n}$	$\frac{0{,}875}{\varepsilon_n}$	$\frac{13{,}7}{\varepsilon_n}$
[illegible]	1,2928	1,185	0,918	0,8593	3,386
[illegible]serstoff	0,08985	0,08235	3,486	3,2598	12,420
Stickstoff	1,2507	1,146	0,933	0,8758	3,444
Argon	1,7829	1,633	0,785	0,732	2,886
Sauerstoff	1,4292	1,310	0,873	0,81729	3,[illegible]
Kohlenoxyd	1,2503	1,146	0,938	0,8758	3,444
Kohlensäure	1,9768	1,813	0,742	0,6963	2,737
Ammoniak	0,7708	0,7065	1,189	1,11259	4,383
Stickoxyd	1,3402	1,229	0,902	0,84378	3,305
[illegible]wefelwasserstoff	1,5392	1,411	0,841	0,78746	3,101
[illegible]efeldioxyd	2,9266	2,681	0,610	0,57139	2,250
Chlor	3,2197	2,950	0,582	0,54461	2,147
Wassergas	–	0,700	1,195	1,118	4,404
Kraftgas	–	1,000	1,000	0,93543	3,688
Koksgas	–	1,045	0,977	0,91504	3,607
Methan	0,7209	0,661	1,230	1,1506	4,537
Azetylen	1,1752	1,078	0,963	0,90093	3,553
Zokarsigas	–	0,4871	1,432	1,3403	5,280
Kontaktgas	–	(0,735 (0,775	1,183 1,137	1,091 1,063	4,302 4,189
Ersatzgas	–	0,48			5,333

Juni 1940

Die wichtigsten Hochdruckwerkstoffe.

Unsere Bezeichnung	Bemerkung	Analyse	geplante Austausch-Werkstoffe	Verwendungszweck	Streckgrenze kg/mm² b. 20°
St 35.29		0,1 C		Rohre f. 325 atü bis 200° C	23
St 45.29		0,2 C			26
S1		0,3 C		kalte Flanschen NW 6-16 b. 200°C	27
S2		0,2 C		kalte Armaturen u. Formstücke Linsen 300 atü	22
S3		niedrig legiert m. Cr, Mn Cu	ca 1,0% Mn 0,25% C	Armaturen b. 200° f. 700 atü. Schrauben NW 6-16 b. 200° Muttern NW 6-150. 700 atü	30
K2	früher N2	1,0 Cr 0,2 Mo	ohne Mo oder mit 0,2 V	kalte Rohre 700 Atü	> 35
K3	früher N03	1,0 Cr 0,3 Mo	bis 200° K1 0,5 ÷ 0,7 % Cr bez. V M 125	kalte Flanschen 700 atü NW 24-150 heiße Flanschen u. Schrauben f. 300 atü	50
K5		1,0 Cr 1,0 Mo	1,5 Cr 0,5 Mo 0,5 V	Flanschen u. Schrauben bei höchsten Temper. u. Drücken	60
K6		1,5 Cr, 1,5 Ni, 0,3 Mo	1,5 Cr (0,3 Mo) 0,2 V	Schrauben f. heiße Hochdruckmäntel	> 65
N1		> 3,0 Cr > 0,25 Mo < 0,8 Ni	> 2,5 Cr > 0,2 Mo evtl. 0,5 Ni	Ofenmäntel	45
N5		3,0 Cr 0,25 Mo	3,0 Cr, 0,15 V	Regen. Bündelrohre platiert oder verzinkt f. Einsätze	30
N6		6,0 Cr, 0,5 Mo, 0,05-0,3 V	ist durch N8 ersetzt	nicht mehr in Gebrauch früher warme u. heiße Leitungen	35
N8		3,0 Cr, 0,5 Mo, 0,5 Wo 0,05 V	N9. 3,0 Cr > 0,25 Mo 0,4 V. Festigkeit wie N8V	Rohre u. Formstücke 300 atü bis 480° 700 atü b. 420°. Linsen	> 45
N8V		3,0 Cr, 0,5 Mo, 0,4 V		Rohre 300 atü bis 520° Formstücke 700 atü bis 480°	60
N10		3,0 Cr, 0,35 Mo, 0,3 W, 0,8 V	0,3 C, 0,2 Mo 1,0 V	Rohre u. Formstücke 700 atü für höchste Temperaturen	> 70
RM1		13,0 Cr 0,1 C (0,5 Ni)		Ventilsitze	40
RM2		14,0 Cr 0,2 C (0,5 Ni)		Ventilkegel u. Spindeln	60
RA0	V2A supra	18,0 Cr 8 Ni 0,04 C	17 Cr	Auskleidungen für Öfen	> 22
RA1	V2A norm.	18,0 Cr, 8 Ni, 0,16 C		Abscheider u. Regeneratoren	> 25
RA2	V2A extra	18 Cr, 8 Ni, 0,1 C, 0,7 Ti		druckfeste Thermohülsen f. 300 atü	> 27
V2AED		18 Cr, 8 Ni, 1 W, 0,7 Ti		druckfeste Thermohülsen f. 700 atü	> 30

rkstoffe

Nur für Hochdruckversuche Lu

gszweck	Streck-grenze kg/mm² b. 20°	Dauerstandsfestigkeit kg/mm² 480° Sumpfphase 700 atü	520° dreimalige Isolierung	550°	600°	mittlere Beanspruchung kg/mm² Gasphase Vorheizer 300 atü 90/127	Sumpfphase Vorheizer 300 atü 120/171	Sumpfphase Vorheizer 700 atü Bundrohre warm 90/146	Paßrohre heiß 39/171
ü bis 200° C	33								
	26								
W 6-16 b. 200° C	27								
., Formstücke ütü	22								
700 atü Schrben. NW 6-150. 200 atü	30								
00 Atü	> 35								
atü NW 24-150 rauben f. 300 atü	50	14	8						
rauben bei r. u. Drücken	60	34	26						
chdruckmäntel	> 65								
el	45	15	8						
ohre, plattiert Einsätze	30	12,5	5,5	4,0					
rauch eiße Teilungen	35	12-19 je nach C-Gehalt	5-10	4-7,5					
ücke 300 atü 420°. Linsen	> 45	17,5	9,5	7,5		7,2	6,6	11,5	8,1
is 520° ütü bis 480°	60	24	15	11	6,5	7,2	6,6	11,5	8,1
stücke 700 atü eraturen	> 10	32	24	19	12	7,2	6,6	11,5	8,1
	40								
Spindeln	60	11	4						
für Öfen	> 22								
generatoren,	> 25								
hülsen f. 300 atü	> 27	16	13	12	10				
ßenf. 700 atü	> 30	24	21	19,5	14,6				

Kapitel Opl. 2 Hüttenbetr.

Gruppe: Oxydationsöfen

1000 m³ Oxydationsöfen, Typ ...

555 6,0 kW Lade- u. Verschlußmaschine

0,05 0,025 t Bentonitbindemittel

184 30 m³ Koks

0,4 kg Aufmauerung

0,1 0,45 kg Natronlauge

0,1 0,04 kg Natronlauge

1 Zeitaufw. 70 Min. / Typ 21

für 33 000 m³ 2 1/2 Tage

Anlagekosten für 30 000 m³ Jahr:

M. 9 750 000.—

Anlagekosten für 33 000 m³ Jahr:

M. 12 870 000.—

Anlagekosten für 41 000 m³ Jahr

M. 14 600 000.—

Anlagekosten für 2300 m³ Jahr

M. 3 105 000.— Lohnkosten

Hanegas - Kohlen

Anthrazitkohle

Anthr. 95% C; 2,5% CO_2; 0,5% H_2; 2% N_2; 0,2% O_2; 4200 kcal/kg; 0,2% Asche

Braunkohle (Wirbelfeuerung)

Hanegas-Analyse: 17,5% CO_2; 1,6% H_2; 1% O_2; 72% N_2; 4% H_2O; 3% Asche; 4200 kcal/kg

Pro 1000 Nm³ Hanegas: 0,68 t Br.K.; 2,45 t Luft; 1,10 m³ Asche; 1,5 t Dampf

300 m³ O_2; 0,53 t Dampf für Anthrazitfeuerung

Braunkohlenstaub (Pistol-Kohlenstaub)

Hanegas-Analyse: 13% CO_2; 1,6% H_2; 2% O_2; 72% N_2; 4% H_2O; 5% Asche; 4200 kcal/kg

Pro 1000 Nm³ Hanegas: 0,54 t Braunk.; 2,2 t Luft; 1 m³ Asche; 1,5 t Dampf

850 WE.

Steinkohle (Wirbelfeuerung)

Hanegas-Analyse: 17% CO_2; 0,5% O_2; 5,5% N_2; 4% H_2O; 5% Asche; 4200 kcal/kg

Pro 1000 Nm³ Hanegas: 0,68 t (Hz-6850 WE); 2,7 t Luft; 1,2 m³ Asche; 1,5 t Dampf

1-2 Saugzugventilatoren; 300 m³ O_2; 0,53 t Dampf.

Steinkohlenstaub (Rohrfeuerung)

Hanegas-Analyse: 6,5% CO_2; 1,2% O_2; 0,8% H_2; 85% N_2; 2% H_2O; 4,5% Asche; 4200 kcal/kg

Pro 1000 Nm³ Hanegas: 0,83 t Kohle; 2,9 t Luft; 1,2 m³ Asche; 1,5 t Dampf

1 m³ Kohlgasmenge; 0,92 t Kohle; 3,4 t Luft; 1,2 t Asche; 1,5 t Dampf

0,597 · 10⁶ WE.

O_2-Herstellung (aus O_2-Hanegas)

Kapazität 4500 Nm³/h 80%ig; Anlagekosten 0,5 Mio.

Pro 1000 Nm³: Kosten 0,94 · 10⁶ WE; 0,29 · 10⁶ WE

(Elektrizität 41 kWh/Nm³)

Bei 0,05 Pf/1000 WE = 2 Pf/kWh; Kraft 2,45

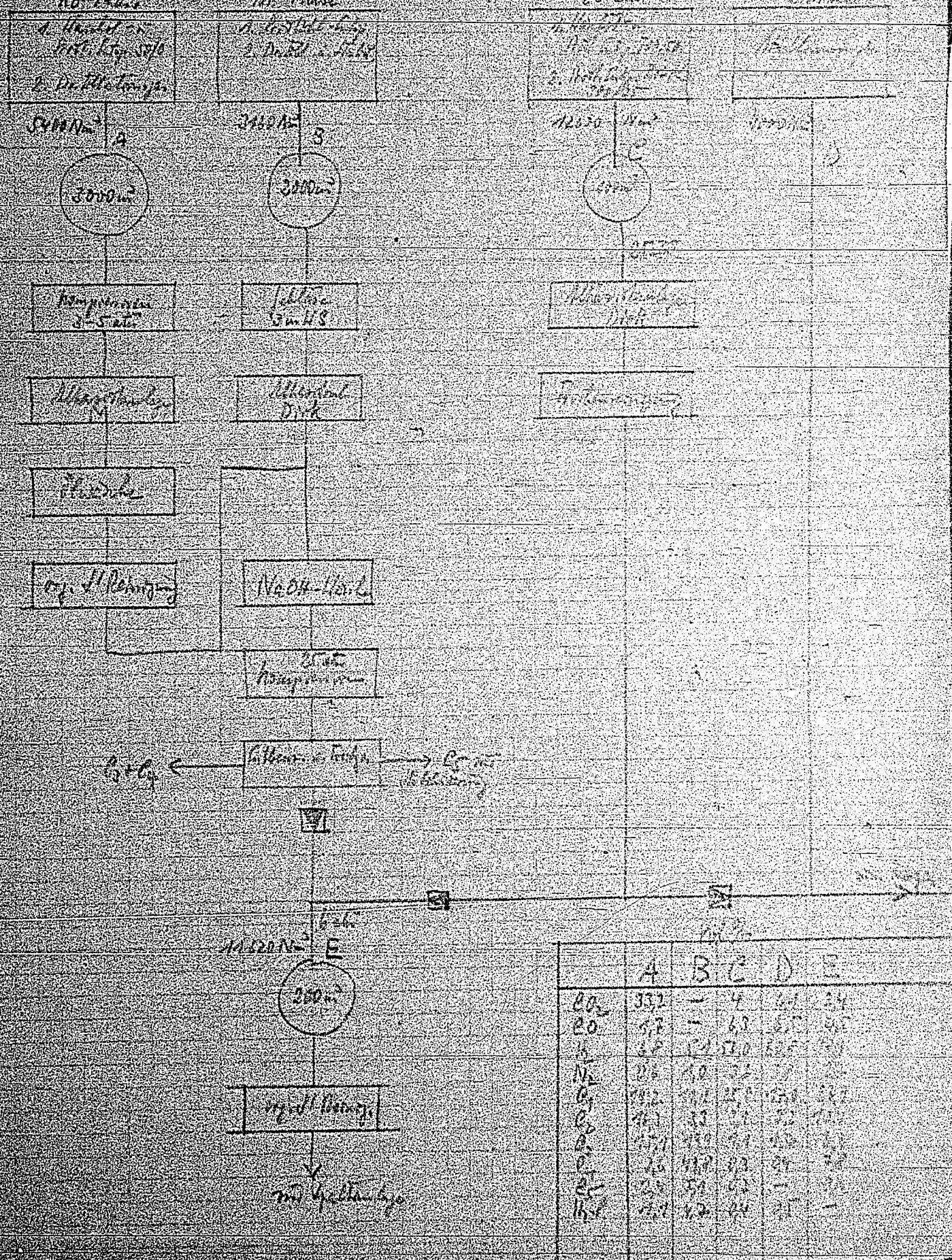
Heizung 0,45

Kühlwasser 0,7

3,-

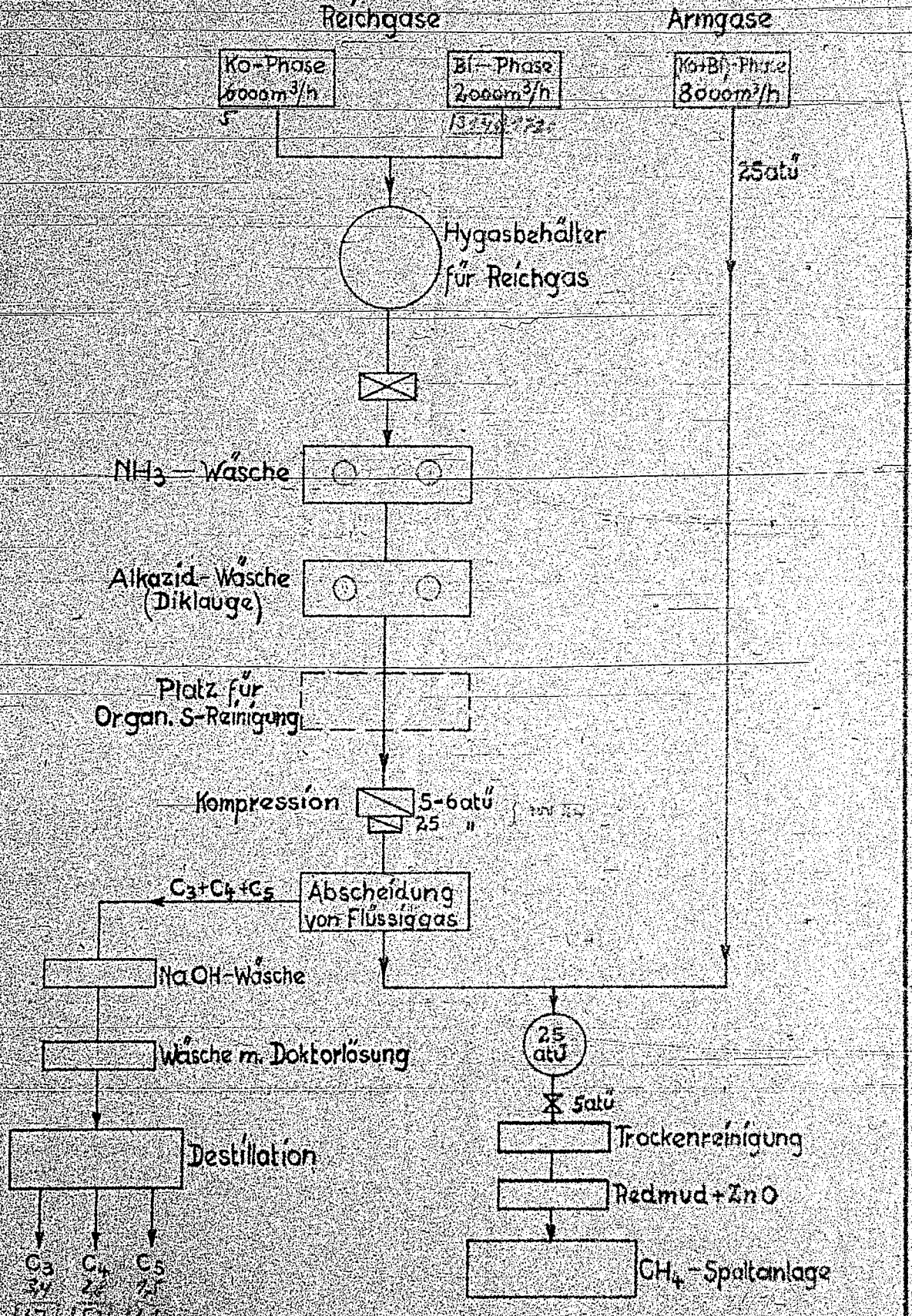
Bei neuer elektrischer Anlage

Spez. Kosten: 600 kWh/Nm³ O_2


Ko-Phase
Hy-Phase
A
B
C
D
E
3000 m³
3350 m³
Kompressor
3-5 at
Filter
3 m H2S
Aktivkohle
Dick
Hydrolyse
Hydrierung
NaOH-Wäsche
Gebläse
Trocknung
Kühlung
Kühlung
Kühl

Hygasaufarbeitung für Hydr. Werk Oberschlesien.

(lt. Besprechung in Scholven 29.11.39)



Hochdruckversuche
Lu 558

21.11.
n. Stand v. 18.11.39

Bi Hygasanfall bei Aubi und Flugbiherstellung 5058/6434.

1.) Aubiherstellung. Mittelwert = Jan.-März 1939
-190°C

	Entspannungsgas 25/1.	B.Destill.Abgas	Stabil.abgas aus Dampfdruck 0,7
cbm/t Gasphasebenzin	61	18	38
CO_2	2,5	1,5	0,5
CO	0,5	1,0	0,5
H_2	6	8	4
N_2	7	3	4
C_1	17	31	-
C_2	18	25,5	5
C_3	21	23,5	56
C_4	22	5	30
C_5	6	1,5	-
	100	100	100

2.) Flugbenzinherstellung. Mittelwert August-Okt.1939
-155°C

		Dampfdruck 0,45
cbm/t Gasphasebi	65	134
CO_2	1,5	3
CO	0,5	1,5
H_2	7	1,5
N_2	6	1,5
C_1	8	-
C_2	8	-
C_3	26,5	15
C_4	33,5	76
C_5	9	1,5
	100	100

Ludwigshafen a.Rh., den 13.November 1939.

Ergebnis einer am 6.11.39 mit den Herren Dr.Becker, von Hochstetter und Ottinger in Sachen mit die Russenprojekte gehaltene Besprechung.

	200 000 Jato L.Bi aus Steinkohle	200 000 Jato L.Bi aus Braunkohle	381 000 Jato L.Bi aus Rohbitumenstand
Gesamter Hygasanfall	$8{,}3 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi	$6{,}8 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi	$4{,}65 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi
Als $C_3 + C_4$ gewinnbar	$1{,}87 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi entspr. 31 000 Jato C_3+C_4	$1{,}87 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi entspr.ca.31 000 Jato C_3+C_4	$1{,}66 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi entspr. 27 000 Jato C_3+C_4
Zur Aufarbeitung in einer Spaltanlage verfügbarer Rest nach Abzug von $C_3 + C_4$	$6{,}4 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi	$4{,}9 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi	$3{,}0 \cdot 10^6$ WE/t L.Bi
Herstellbare H_2-Menge pro Stunde unter der Annahme, daß das Hygas nicht als Heiz-Gas verwendet wird:	$\frac{25 \cdot 6{,}4 \cdot 10^6}{2{,}36 \cdot 10^3}$.(85-100%)	$\frac{25 \cdot 4{,}9 \cdot 10^6}{2{,}36 \cdot 10^3}$.(85-100%)	$\frac{47{,}6 \cdot 3{,}0 \cdot 10^6}{2{,}36 \cdot 10^3}$.(85-100%)
1.) aus Hygas abzgl.der gewinnbaren $C_3+ C_4$-Anteile	58.000 bis 68.000 m^3/h	44.000 bis 52.000 m^3/h	51.000 bis 61.000 m^3/h
2.) aus den Hygasen ohne Herausnahme von C_3 u.C_4	75.000 bis 88.000 m^3/h x)	61.000 bis 72.000 m^3/h	80.000 bis 94.000 m^3/h x)

x) Diese Mengen können sich eventl.dann verringern, wenn in den gesammelten Hygasen zuviel Buten (mehr als 5 %) enthalten ist. In diesem Falle muß ein Teil von C_4 herausgenommen werden, da sonst Schwierigkeiten in der Spaltanlage entstehen.

Verteiler:
Schappert
Krömann
Berger
Wöhner
Becker
v.Hochstetter
Ottinger
Dr.Bockmühl/Ver.

Lösung zu Aufgabe 1

1.12.22.

		Σ Pr/t	Σ-Pr/t	Σ t
I. 180 000 Jets L-13: 5012-6434	C_3 2,06			
β-Pr.: 93% C_3 in Ringen, Rücklauf 70%	C_4 1,40	3,46	3,30	6,76
98% C_4 " " 90%			5,93	7,39
I-Pr. 98% C_3 " " 70%				= 14
" C_4 " " 90%				68 000 Jets.
170 000 Jets 7019 B: -1600	C_3 2,06		1,40	3,46
Rechnung wie oben.	C_4 1,40		0,72	2,12
		3,46	2,11	5,58
Die Zahl für 7019 = 97 ergibt, da die Zahl um				= 10
1249 kleiner ist als 170 000 Jets B: werden				45 000
				Jets.

Nach Lösung v. Bsp.

Kürzen durch Lösung Lösungsmittel

60% Th. gesamt - Retten - Aufteilen

75% Th. gesamt - Ringen - Aufteilen

85% " " Bilden " "

Die entgraden Jet Teil I: 3,40 t C_3/t

4,88 " C_4 "

8,28 t/t Jets 7,39

↓

15 700 Jets

" " " II: 4,54 t C_4/t (aus oben)

2,74 " C_4/t

58 400 Jets ← 7,30 t/t statt 5,58

$CO + 2H_2 = CH_3OH$

$1\,Mol + 2\,Mol \quad 1\,Mol$

$1\,m^3\,CO$ wiegt $1{,}25\,kg$ — Mol-Gew. $CO = 28$

$2\,m^3\,H_2$ wiegen $0{,}178\,kg$ — $H_2 = 2$

$3\,m^3$ $\quad 1{,}518\,kg$ $\quad 1\,m^3\,H_2$ wiegt $0{,}089\,kg$

$0{,}425\,kg$ = Gewicht von $1\,Nm^3$ Gemisch

Prozent-Ausbeute bezogen auf CO: $\frac{0{,}425 \cdot 100}{1{,}25} = 34\,\%$

gibt mit H_2 das Methanol

CH_3OH entspricht dem Mol.-Gewicht $\rightarrow 32$

wie: $22{,}4\,m^3\,CH_3OH$ wiegen $32\,kg$

$1\,m^3$ wiegt $\frac{32}{22{,}4} = 1{,}428\,kg$

Gemisch $1\,Nm^3\,CO$ ($CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$)

$1\,Mol + 2\,Mol \quad 1\,Mol$

b wieviel Gemisch $1\,Nm^3$ CO

$\frac{1}{3}\,Nm^3$ CO ergeben $\frac{0{,}425}{3} = 0{,}142\,kg$

$2\,CO + H_2 = CH_4 + CO_2$

$2\,Mol + 1\,Mol = 1\,Mol + 1\,Mol$

$1\,Nm^3\,CH_4$ [illegible]

$Nm^3\,CO$ [illegible]

Einfacher sieht die Rechnung [illegible]

die Stoffe und die Reaktionsgleichung

$2\,Nm^3\,CO = 2{,}5\,kg$

$1\,m^3\,H_2 = 0{,}089\,kg$

$2{,}589\,kg$ 100 $= 0{,}003\,kg$ Gewicht von $1\,Nm^3$ Gemisch

$\frac{0{,}003 \cdot 94}{50} = 200\,m^3$

Mol H_2

$H_2 = 2\,kg$

$CO = 28\,kg$

$50\,kg$