Kosten-Listen vom Kraftwerk

a) Elektrische Leuchten

Abteilung 24.9.42 Leben; Kapazität 9,2 t/h Frischdampf

2 Kesselwärter à 10 ℳ/t
3 Heizkammern à 7,5 ℳ
1 Elektrikerlehrling
Abteilung Leben

b) Licht- und Kraftstrom

Abteilung 24.9.42 Leben; Kapazität 16,9 t/h Frischdampf

1 Verkäufer 20 ℳ/t
Hof-Bf.
Maschinenhaus
Innenbeleuchtung 10 ℳ/t
Aktenbeleuchtung 5 ℳ/t
Reklame, Schaufenster 5 ℳ/t
Hauptmaschinen 2,5 ℳ/t
Nebenbetrieb

c) Heizung

Abteilung 24.9.42 Leben; Kapazität 25,7 t/h Frischdampf

2 (30) 2100		2,4	4,4
Luftheizung	25 ℳ/t	0,8	0,5
Warmwasserbereitung	150 cbm à 2 ℳ	0,25	0,85
Neue Bäder	25 ℳ/t	0,15	0,65
Büros	2 ℳ/t	0,2	0,9
Kompressoren	200 m 300 atm	0,2	—
Kühlwasser		0,4	0,4
Heiz- und Warmwasserleitungen		1,4	4,9
Schlosserei		4,4	4,6
Abteilung Leben		14,0	10,2

Kalkulationsbeispiel

Kohle mit etwa 10% Aschegehalt soll in eine Kohlenstaubfeuerung mit Abschlackung auf 4% Asche verfeuert werden.

Ausbeute 69%

Anlagekosten für 265 000 kg Kohlenstaub mit 4% Aschegehalt

= 4 350 000.–
Kohlenspeicher 1 000 000.–
Umrechnungskosten 650 000.–
6 000 000.–

Heizöl/Kohle: 40 Mann.

Brennstoffmenge 4% (= 8% Asche)
Kraftbedarf 5 kW/to Dampf.
Löhne 0,2 m/t
Schmierstoffe 0,4 kg/t (100–150)
Reinigung von Zahn 5 m³/t
Dampf 2 to/t
Schmierstoffe 1 m/t Dampf.

Vgl. mit einer Gasfeuerungsanlage von Steinkohle:

Ausbeute 53,8%

Anlagekosten für 796 000 kg Kohlenstaub mit 4% Asche

= 2 500 000.–
Betonarbeiten, elektrische 1 000 000.–
Kohlenstaub 250 000.–
Kleinere Bauteile 30 000.–
3 780 000.–
Umrechnungskosten 220 000.–
4 000 000.– Bei Verfeuerung [illegible]

Heizölbedarf/Kohle: 10 Mann
Reparaturen 93 kg/to Dampf
Schmierstoffe 17 g/t
Kraftbedarf 3 kW/t
Heizölbedarf 0,2 m³/t

Hochdruckversuche Lu
Lu 558

27.1.1941. Bch. 4

Heizöl + s-Öl + Mi aus oberschl. Kohle.

Detaillierung der Kostenschätzung v. 1.11.40 und Kostenschätzung für höhere Durchsätze[7] für eine Kapazität von 461 000 Jato Ölgew. i. 3-Phase.

Grundlagen:	Abbau 94,5/RK. Lstg. 0,4/verf. Ölgew. Verg. 21%/abgeb. C Reink'durchs. 0,62			Abbau 93,8 Lstg. 0,51 Verg. 20% RK'd's. 0,85		Abbau 94,8 Lstg. 0,55 Verg. 19% RK'd'e. 0,97	
	t D'satz je t Ölgewinn	Mk/t Durchsatz	Mk/t Ölgew.	t Durchsatz je t Ölgew.	Mk/to Ölgew.	t D'satz je to Ölgew.	Mk/to Ölgew.
Rohkohle m. 5% Asche u. 10% Wasser	1815 t		32,62	1815 t	32,62	1,84 t	33,20
Wasserstoff	1690 m³		67,60	1640 m³	65,60	1615 m³	64,60
Hygas	2760"		8,83	2600"	8,32	2460"	7,87
Treibgas	115 kg		11,50	108 kg	10,80	103 kg	10,30
Kontakt	60 "		5,70	60 "	5,70	61 "	5,80
Generalia	2,5%		2,14	2,5%	2,12	2,5%	2,14
Lizens, Anteil f. Rohmaterialien	2,50/t Ölgew.		2,50	2,50	2,50	2,50	2,50
Vorbrechung u. Mahltrocknung	1,81	5,05	9,16	1,81	9,16	1,84	9,30
Wasserst'kompr. 700at	1690 m³	2,96[1]	5,01	1640 m³	4,86	1615 m³	4,79
Breimahlung	3,66	-,55	2,02	3,66	2,02	3,7	2,04
Gasumlauf	6200 m³	-,49[2]	3,09	6200 m³	3,04	6120 m³	3.-
Breipressen + Heißuml.	4,35	2,47	10,76	4,35	10,76	4,41	10,90
Kammern (ohne H_2O)	4,35	5,26	22,89	4,35[5]	22,31	4,41[8]	23.-
Laugen m³	5,0	1,36[3]	6,81	5,0[6]	6,81	5.0[6]	6,81
Schleuderei	2,4	1,85	4,45	2,45	4,53	2,53	4,68
Schmelzerei	0,5	12,90 23,30	6,66	0,53	6,84	0,607	7,84
Abstr. Destill.	1,2	2,66	5,15	1,88	5.-	1,55	4,12
Entbenz. u. Treibgasgew.	0,135	22,40[4]	3,02	0,128	2,86	0,121	2,71
Tank, Abfüllung, Büros, Labors. etc.			5,39		5,39		5,39
Mk/to Ölgewinn			174,59		173,01		174,65

1) je 1000 m³/h 300→700 ata
2) je 1000 " Gesamt-Eingangsgas
3) je 1 m³ Waschöl
4) je t Treibgas + Gasbenzin
5) da hier 4 x 3-f. Kammern m. nur 18 m Öfen u. höh. D'satz, Mk je to Durchsatz = 5,73
6) der geringeren Vergasung steht eine verminderte Abstr'menge gegenüber.
7) Bericht Dr. v. Hartmann vom 16.1.1941
8) da hier 4 x 3-f. Kammern m. je 2 Öfen à 18 m u. 1 Ofen à 15 m u. höher Durchsatz Mk je to Durchsatz = 5,77

0,5 t. Steinkohle auf max. 5 t Öl

Verteilung der Kosten

(Mk. 174,60 je to Öl gem.)

H_2	4 Pfg/m³
Kohle	19,- Mk/to
Nebenanlagen	45 %
Sonst. Kap. bedarf	28 %
Fl. Dampf	7,80
M. Dampf	1,60
Wasser	1,2 Pfg.
Strom	1,5 Pfg.
Heizgas	0,32 Pfg/1000 WE

Beobachtungen

Elemente

Bethphage

Elemite

Bestandtheile

Elemente

Bethlehem—

Elemite

Hochdruckversuche
Lu 558.

29. Februar 1940/Pr 4

Spesen einer Vacuumdestillation des Abstr.S'Öles bei 200 000 jato Autobi aus St.Kohle über Bi + Mi + S'Öl.

Bil. 20.10. u.22.12.38.

Eingang in Vac.Destillation	15,8	stuto S'Öl
Abg.d.Kol	12,55	" " "
Rückstand	3,16	" zum Anreibeöl.

	Spesen pro Stunde
Energien:	
1,01 t N-Dampf à 2,70	2,72
3480 m³ Kraftgas à 1000 WE 0,4 Pf/m³	13,90
218 " Wasser à 1,5 Pf	3,27
222 KWh Strom à 1,5 Pf	3,32
	23,21
Löhne:	
3 Mann/Schicht 1.-/A.St.	3,30
50 % Geh. + Zuschl.; Betr.Mat. Lab.K.	1,65
20 % Soziallasten von Σ	1.-
	5,95
Reparaturen:	
5 % Rep von 0,625 Mill.	3,90
Amortisation 10 % von 0,625 Mill	7,80
F. + St. 3 % " " "	2,34
	14,04
	43,20
Generalia: 2,5 % von Spesen	1,08
Verzinsung:	
3 % von 0,625 Mill.	2,34
5 % " 0,1 "	-,63
	4,05
RM/Std.	47,25
RM/t Autobi	1,89
RM/t L-Bi	2,10
RM/t Durchsatz	3.-

Preise pro 4 Personen

	Alle Apotheken Juni 1936 RM		BVP Düsseldorf 27.11.35 RM	Hamelner Apotheken 26.3.1936
Aufschnitt (pro 4 RBK >30% Fett)	3.21	3.94	pro 1 RBK 15% Fett 2.—	
Auswahl (pro 4 TBK)	1.46	1.65	4.34	
Käsegasse (pro 4 Aufschnitt)	—.85	1.45	—.70	
Aufschnitt (" ")	3.77	4.61	3.—	
Aufschnitt (" ")	1.12	—.86		
Zwischensumme (" ")	—.49	—.46	5.47 6.00	—
4% Abzüge + Entschädigung (")	—.09	—.07		
Schinken (pro 4 Entschädigung)	1.85	1.72	5 Arten	2.—
Schinken (pro 4 Schinken-Aufschnitt)	11.70	13/98		
4% Abzüge	—.52	—.33	15.42 12.69	14,45
Entschädigung	—.87	—.66		
Aus Schinken (pro 4 Kan.)	—	4.55	5.14	
Verzierungen (pro 4 Kannenschinken)		1.70	1.65	
Käsegasse (pro 4 Aufschnitt)	6.68	6.03		
Aufschnitt (" ")	—.33	—.24	7.33 6.66	
Zwischensumme	—.32	—.39		
Aufschnitt (pro 4 Käse-Aufschn.)	2.10		2.49 2.24	3.—
4% Abzüge + Entschädigung (")	—.18	—.14		
Mittelsorten (pro 4 Mittel)		—.46	—.44	
Kleinschnitt (pro 4 Mittel)	3.86	3.42		
Aufschnitt	—.10	—.14	4.72	
Zwischensumme	—.67	—.68	4.36	
4% Abzüge + Entschädigung	—.15	—.12		
Aufschnitt (pro 4 Kleinschnitt)	3.21	3.12	3.51	
4% Abzüge + Entschädigung	—.25	—.22	3.34	
Getränke (pro 4 Entschädigung pro 4 Getränke)	2.70 [13.20]	3.44 [23.50]		

Wirbelsäule (pr. Aufnahme + Schrägaufnahme) 2.64 2.18 } 2.43
Schrägaufnahme links -.29 -.25

Brustkorb (pr. Aufnahme) 3.68 4.67 } 5.42
mit Herz
Zwerchfellstand -.24 -.13 } 8.31
Schrägaufnahme -.99 -.62

Bauchübersicht (pr. Aufnahme) 4.41 6.74

Ausscheidungsurogramm -.12 -.14

Abgang der Bühnenlampen mit Anschlußkabel
mit Steckdose (250 Volt)

Art + Anzahl + Bezeichnung	Material		Lohn	
1 Kabel	1584 à 15.-	23.76	2,14 à 10.-	21.-
1 Stk Steckdose à 4,45	1610 Stk	64.40	1645 Stk	65.80
1 Stk Stecker à 0,45	3850	15.40	350 Stk	14.-
Zul.		11.70		10.-
		84.40		110.80

6.April 1936. P_1/Wr.

Verarbeitungsspesen verschiedener Verfahren.

I. Destillation.

a) Rohöl oder Sumpfabstreifer, spez.Gew. ca 1,0
ca 10% Benzin, 40% Mittelöl, 50% Schweröl
Anlagegröße 25-50 t/Std.Durchsatz.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t x)
Dampf	0,047 t	0.070
KWh	0,9	0.015
Millionen Kalorien	0,22	0.88
Wasser	1,5 cbm	0.015
Kap.Kosten,% v.Anlagekapital	6%	0,13
Löhne und Gehälter	0,1 Lohnstd.	0.10
Kapitaldienst	15%	0,32
		1.53

Anlagekosten 17 000.- M/stuto Durchsatz.

b) Benzinabstreiferprodukt, spez.Gew. ca 0,7(5
ca 50% Benzin, 50% Mittelöl.
Anlagegröße 25-50 t/Std. Durchsatz

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std. Durchsatz:

		M/t
Dampf	0,03 t	0.055
KWh	1,0	0.015
Millionen Kalorien	0,17	0.68
Wasser	1,4 cbm	0.014
Kap.Kosten,% v.Anlagekapital	6%	0.11
Löhne und Gehälter	0.1 Lohnst.	0.10
Kapitaldienst	15%	0.28
		1.252

Anlagekosten 15 000.- M/stuto Durchsatz.

x) Energiepreise: Dampf 1.50 M/t, 1 KWh = 0.015 M, 1000 Kal.= 0.004 M,
Wasser = 0.01 M/cbm, 1 Lohnstd.= 1.-M
Kapitalkosten 15%.

II. Kracken.

a) Kracken auf Fuel-Oil. Ausgangsprodukt, spez.Gew. ca 0,900
Ausbeute ca 40% Benzin, 48% Fuel-Oil, 10% Gas .
Anlagegröße 25-50 t/Std.Durchsatz.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t x)
Dampf	0,17 t	0.255
KWh	2,5	0.04
Millionen Kalorien	0,5	2.00
Wasser	6 cbm	0.06
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	8%	0.475
Löhne und Gehälter	0,25 Lohnstde.	0.25
Kapitaldienst	15%	1.12
		4.26

Anlagekosten ca 65 000.- M/stuto Durchsatz.

b) Kracken auf Koks. Ausgangsprodukt, spez.Gew. ca 0,900
Ausbeute ca 53% Benzin, 27% Koks, 16% Gas
Anlagegröße ca 25-50 t/Std.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std. Durchsatz:

		M/t x)
Dampf	0,24 t	0.36
KWh	2,5	0.04
Millionen Kalorien	0,8	3.20
Wasser	10 cbm	0.10
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	9%	0.90
Löhne und Gehälter	1,0 Lohnstd.	1.--
Kapitaldienst	15%	1.50
		7.10

Anlagekosten ca 80 000.- M/stuto Durchsatz.

III. Schwelen.

a) Rohbraunkohle (Lurgi) einschl.Trocknung

Schwelanalyse Teer 5%
Wasser 52%
Trocken-Koks 25%

Ausbeute auf 1 t Rohbraunkohle

Teer u.Benzin 0,044 t
Koks (8% H_2O) 0,27 t

Anlagegröße 100-500 t/Std.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t a)
Dampf	0,055 t	0.98
KWh	26	0.39
Millionen Kalorien	0,3	1.20
Wasser	0,155	0.023
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	5%	0.47
Löhne und Gehälter	0,2	0.20
Kapitaldienst	15%	1.17
		4.433

Anlagekosten ca 62 500 M/stndo Durchsatz.

b) Steinkohlenkokstand im Kugelofen

Schlauderrückstand 30% feste Restanteile
20% Asphalt.

Ölausbeute 80-85%

Anlagegröße 10-20 t/Std.Durchsatz.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t a)
Dampf	0,85 t	1.28
KWh	55	0.83
Millionen Kalorien	0,47	1.88
Wasser	20 cbm	0.20
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	6%	1.24
Löhne und Gehälter	2 Lohnstunden	2.--
Kapitaldienst	15%	3.10
		10.53

Anlagekosten ca 165 000.-M/stndo Durchsatz.

8.April 1936. P_1/Wr.

Verarbeitungsspesen verschiedener Verfahren.

I. Destillation.

a) Rohöl oder Sumpfabtreifer, spez.Gew. ca 1,0
ca 10% Benzin, 40% Mittelöl, 50% Schweröl
Anlagegröße 25-50 t/Std.Durchsatz.
Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t x)
Dampf	0,047 t	0.070
KWh	0,9	0.015
Millionen Kalorien	0,22	0.88
Wasser	1,5 cbm	0.015
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	6%	0,13
Löhne und Gehälter	0,1 Lohnstd.	0.10
Kapitaldienst	15%	0.32
		1.53

Anlagekosten 17 000.- M/stuto Durchsatz.

b) Benzinabtreiferprodukt, spez.Gew. ca 0,785
ca 50% Benzin, 50% Mittelöl.
Anlagegröße 25-50 t/Std.Durchsatz

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std. Durchsatz:

		M/t
Dampf	0,03 t	0.055
KWh	1,0	0.015
Millionen Kalorien	0,17	0.68
Wasser	1,4 cbm	0.014
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	6%	0.11
Löhne und Gehälter	0.1 Lohnstd.	0.10
Kapitaldienst	15%	0.28
		1.252

Anlagekosten 15 000.- M/stuto Durchsatz.

---

x) Energiepreise: Dampf 1.50 M/t, 1 KWh = 0.015 M, 1000 Kal.= 0.004 M,
Wasser = 0.01 M/cbm, 1 Lohnstd.= 1.-M
Kapitalkosten 15%.

II. Kracken.

a) Kracken auf Fuel-Oil. Ausgangsprodukt, spez.Gew. ca 0,900
Ausbeute ca 40% Benzin, 48% Fuel-Oil, 10% Gas
Anlagegröße 25-50 t/Std.Durchsatz.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t *)
Dampf	0,17 t	0.255
KWh	2,5	0.04
Millionen Kalorien	0,5	2.00
Wasser	6 cbm	0.06
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	8%	0.475
Löhne und Gehälter	0,25 Lohnstde.	0.25
Kapitaldienst	15%	1.18
		4.26

Anlagekosten ca 63 000.- M/stuto Durchsatz.

b) Kracken auf Koks. Ausgangsprodukt, spez.Gew. ca 0,900
Ausbeute ca 53% Benzin, 27% Koks, 16% Gas
Anlagegröße ca 25-50 t/Std.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std. Durchsatz:

		M/t *)
Dampf	0,24 t	0.36
KWh	2,5	0.04
Millionen Kalorien	0,8	3.20
Wasser	10 cbm	0.10
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	9%	0.90
Löhne und Gehälter	1,0 Lohnstd.	1.--
Kapitaldienst	15%	1.50
		7.10

Anlagekosten ca 80 000.- M/stuto Durchsatz.

III. Schwelen.

a) Rohbraunkohle (Lurgi) einschl.Trocknung

Schwelanalyse

Teer	5%
Wasser	52%
Trocken-Koks	25%

Ausbeute auf 1 t Rohbraunkohle

Teer u.Benzin	0,044 t
Koks (8% H_2O)	0,27 t

Anlagegröße 100-500 t/Std.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t x)
Dampf	0,065 t	0.98
KWh	26	0.39
Millionen Kalorien	0,3	1.20
Wasser	0,155	0.023
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	5%	0.47
Löhne und Gehälter	0,2	0.20
Kapitaldienst	15%	1.17
		4.433

Anlagekosten ca 62 500 M/stuto Durchsatz.

b) Steinkohlerückstand im Kugelofen

Schleuderrückstand 30% Feste Bestandteile
20% Asphalt.

Clausbeute 80-85%

Anlagegröße 10-20 t/Std.Durchsatz.

Verbrauchszahlen p. 1 t/Std.Durchsatz:

		M/t x)
Dampf	0,85 t	1.28
KWh	55	0.83
Millionen Kalorien	0,47	1.88
Wasser	20 cbm	0.20
Rep.Kosten,% v.Anlagekapital	6%	1.24
Löhne und Gehälter	2 Lohnstunden	2.--
Kapitaldienst	15%	3.10
		10.53

Anlagekosten ca 165 000.-M/stuto Durchsatz.

An Angehörige der elementare

An Englishman

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. 200 atü	30
K2	früher N2	1,0 Cr 0,2 Mo	ohne Mo oder mit 0,2 V	kalte Rohre 700 Atü	> 35
K3	früher N03	1,0 Cr 0,3 Mo	bis 200° K1 0,5 ÷ 0,7% Cr bezw. 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 plattiert 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
V2ACD		18 Cr, 8 Ni, 1 W, 0,7 Ti		druckfeste Thermohülsen f. 700 atü	> 30

kstoffe

Nur f. Hochdruckversuche Lg

gszweck	Streckgrenze kg/mm² b. 20°	Dauerstandsfestigkeit kg/mm² 460° Sumpfphase 700 atü	520° Graphitisierung	520°	600°	mittl. Beanspruchung kg/mm² Gasphase Vorheizer 300 atü 90/12	Sumpfphase Vorheizer 300 atü 120/171	Sumpfphase Vorheizer 700 atü Bundrohre warm 90/146	Sumpfphase Vorheizer 700 atü Fabrohre heiß 89/131
bis 200° C	23								
	26								
6-16 b. 200°C	27								
Formstücke	22								
00 atü Schrben. NW 6-150. 200 atü	30								
0 Atü	> 35								
atü NW 24-150 uben f. 300 atü	50	14	8						
uben bei u. Drücken	60	34	26						
hdruckmantel	> 55								
	45	15	8						
ore, plattiert salze	30	12,5	5,5	4,0					
auch Be Leitungen	35	12-19 je nach C-Gehalt	5-10	4-7,5					
cke 300 atü gen. linien	> 45	17,5	9,5	7,5		7,2	6,6	11,5	8,1
520° ü bis 480°	60	24	15.	11	6,5	7,2	6,6	11,5	8,1
ücke 700 atü raturen	> 70	32	24	19	12	7,2	6,6	11,5	8,1
	40								
pindeln	60	11	4						
ür Öfen,	> 22								
eneratoren,	> 25								
lsenf. 300 atü	> 27	16	13	12	10				
enf. 700 atü	> 30	24	21	19,5	14,5				

Urheberrechtsvorbehalt nach DIN 34

RUCKVERSUCHE
Lu 558

9. Dezember 1938 HU/Fe

Aktennotiz.

Fil. Dr. Förisch

Betrifft: Ersparnis an Armaturen in den Kammern.

Nach Rücksprache mit der technischen Abteilung wurde 1 Sumpf- und 1 Gaskammerschema auf die Ersparnis von Armaturen hin untersucht.

Es ergab sich, daß die Zahl der zu sparenden Ventile wohl groß sein kann, jedoch sind es meist nur Ventile der NW 3, 5, 10, 16 und vorwiegend 24, deren Preis gering ist, deren Herstellung wenig Zeit in Anspruch nimmt und bei denen der Materialaufwand klein ist.

Es ließen sich von unseren Gesichtspunkten aus einsparen in der :

1. **Sumpfkammer, 700 Atm. dreifach**

Ventile	NW 3	9 Stück,
"	" 5	5 " ,
"	" 10	13 " ,
"	" 16	40 " ,
"	" 24	15 " ,
"	" 45	2 " ,
Manometer		1 " ,
Druckwagen		8 " ?

nebst dazugehörigen Leitungen, Winkel- und T-Stücken.

Ersparnis etwa ℳ 40 000.—

2. <u>in der Gasphasekammer 300 Atm., dreifach.</u>

Ventile	NW 3	17 Stück,
"	" 5	9 " ,
"	" 10	5 " ,
"	" 16	25 " ,
"	" 30	1 " ,
"	" 90	1 " ,
Manometer		16 " ,
(Druckwagen		4 "),

nebst dazugehörigen Leitungen, Winkel- und T-Stücken.

Ersparnis etwa ℳ 20 000.—

In den Kammern wäre somit die Ersparnis nicht bedeutend. Zu untersuchen wäre noch, ob sich bei den Kreisläufen Ersparnisse erzielen ließen.

gez. Hübner.

8.Dezember 1938 Be/Ey.

FL Dr. Hörlein

Hochdruckhohlkörper für eine 200 000 t - Anlage.

Für eine 200 000 t-Anlage Benzin aus Steinkohle (Typ Nordstern) werden benötigt an Hochdruckhohlkörpern:

			t	t
Sumpfphase 700 Atm.	15	Öfen	à 160	2400
	10	Regeneratoren	à 62	620
	5	Heissabscheider	à 140	700
	5	Produktabstreifer	à 42	210
	4	Kreislaufwascher	à 85	340
	3	kleinere Abstreifer	à 17	51
				4321
Gasphase 300 Atm.	8	Öfen	à 72	585
	6	Regeneratoren	à 29	175
	3	Produktabstreifer	à 23	69
	(1	NH_3-Wascher)		
	3	kleinere Produkt-abstreifer	à ca.10	30
				859
	4	CO-Wascher	à 79	320
	65	Stück		5500

bei 3.- M/kg Stahlpreis für Auslandslieferungen= 15 Mill.RM
bei 2.- M/kg Stahlpreis für Inlandslieferungen = 11 Mill.RM

gez.Becker

Gegenüberstellung der Anlagekosten einer 2-fach 7019 Gasphase-Kammer bei 300 und 700 atm Betriebsdruck.

Gegenstand	bei 300 atm	bei 700 atm
	Betrag RM	
Baukonto.		
1 Benzinkammer 7019 mit Fundamenten	(180 000.-)	(180 000.-)
Kühlerbühnen		
Rohrbrücke vom Bedienungsgang zur Kammer		
Kranbaumanteil		
	(180 000.-)	(180 000.-)

x) = Stahlwerksumlage

() = Baukonto

Die Preise sind geschätzt.

Gegenstand	bei 300 atm	bei 700 atm
	Betrag RM	
Apparate-Konto.		
2 Öfen 1000 ltr.Ø, 18 m lg. 325 atü	260 000.-	448 600.-
Stahlwerksumlage	110 000.- x)	192 000.- x)
Deckelbearbeitung	13 500.-	16 600.-
Transport	1 000.-	1 200.-
2 Einsätze für Öfen	150 000.-	150 000.-
Transport	750.-	750.-
Einbau in Öfen	8 000.-	8 000.-
2 Ofenuntersätze	4 000.-	5 000.-
Isolierung der Öfen nach	6 000.-	6 000.-
Einbau der Öfen Rezept Lu in die Kammer	1 000.-	1 200.-
2 Regeneratoren 600 ltr.Ø, 16 m lg. 325 atü	133 700.-	197 000.-
Stahlwerksumlage	58 000.- x)	84 000.- x)
Deckelbearbeitung	10 000.-	10 000.-
Transport	2 500.-	2 800.-
2 Einsätze für Regeneratoren aus E 5 verzinnt mit 199 Rohren und Einbau	130 000.-	130 000.-
Transport	1 000.-	1 000.-
2 Untersätze für Regerneratoren	3 000.-	3 500.-
Einbau der Regeratoren in die Kammer	1 000.-	1 200.-
1 Gaskühler Sw 70, 400 m^2, 4 Systeme je Kühler	125 000.-	190 000.-
Transport	1 000.-	1 300.-
Montage	2 500.-	3 000.-
1 Produktabstreifer 1000 ltr.Ø 6 m lang, 325 atü	30 600.-	60 000.-

	bei 300 atm	bei 700 atm
	Betrag RM	
Stahlwerksumlage	12 000.- x)	25 000.- x)
Transport	500.-	700.-
Fundament	(500.-)	(700.-)
Montage	1 000.-	1 000.-
1 Flüssigkeitsstand	1 000.-	1 200.-
1 automatische Standhalte-Vorrichtung	5 000.-	6 000.-
1 Gasvorheizer bestehend aus:		
Fundament		
Einbau		
Ummauerung		
14 Heizmodeln 90/171 aus NBV oder N 10 (700 atü) mit Zubehör	400 000.- (10 000.-)	600 000.- (10 000.-)
Brenner		
Wälzgasleitung		
Montage und Transport		
1 Sicherheitstauchtopf	1 500.-	2 000.-
1 Wälzgasgebläse 65 000 m^3/h (0 °C, 760 mm Hg)	15 000.-	15 000.-
Montage	1 000.-	1 000.-
Abnahme	500.-	500.-
1 Elektro-Motor dazu	5 000.-	5 000.-
2 Kupplungen	150.-	150.-
4 Schalter für Zentralumschaltung	3 000.-	3 000.-
4 Kaltluftgebläse 30 000 cbm/h (0 °C, 760 mm Hg)	2 000.-	2 000.-
4 Elektro-Motore dazu (je 6 KW)	1 500.-	1 500.-
4 Kupplungen	100.-	100.-
4 Schalter	300.-	300.-
1 Zwischenentspannungsgefäß 28 cbm, 5 atü (20 atü?)	8 000.-	16 000.-
Montage	1 000.-	1 500.-

	bei 300 atm	bei 700 atm
	Betrag RM	
4 Sicherheitsventile	400.-	600.-
1 Flüssigkeitsstand	500.-	700.-
1 automatische Standhaltung	3 000.-	3 500.-
Hochdruck-Rohrleitungen.		
a) Verbindungsleitungen in den Kammern	150 000.-	250 000.-
b) Verbindungsleitungen zum Bedienungsstand	50 000.-	70 000.-
c) Bedienungsstand	90 000.-	150 000.-
d) Produkt und Gasentspannung	35 000.-	50 000.-
e) Notentspannungsleitung	3 000.-	5 000.-
f) Isolierungen	30 000.-	30 000.-
Niederdruck-Rohrleitungen.		
a) Produkt- und Gasentspannung	30 000.-	30 000.-
b) Dampfleitungen	8 000.-	8 000.-
c) Kühlwasserleitungen	5 000.-	5 000.-
d) Isolierungen	8 000.-	8 000.-
1 Meßpult	4 000.-	4 000.-
Meßinstrumente	40 000.-	40 000.-
Kleinspannungen	500.-	500.-
Signal- und Meßleitungen	3 000.-	3 000.-
Elektr.Bauverteilung	2 500.-	2 500.-
Kraftleitungen Hochspannung	4 000.-	4 000.-
" Niederspannung	1 000.-	1 000.-
Beleuchtung	2 500.-	2 500.-
Elektr. Temperatur und Meßeinlage	10 000.-	10 000.-
Erdungsleitungen	800.-	800.-

	bei 300 atm	bei 700 atm
	Betrag RM	
Heizung und Belüftung	(1 500.-)	(1 500.-)
Telefon	500.-	500.-
Apparate-Konto:	1 812 800.-	2 583 700.-
Baukosten des Apparate-Kontos	12 000.-	12 200.-
Stahlwerksanlage	180 000.-	301 000.-
Sa. Apparate-Konto	2 004 800.-	2 896 900.-
Baukonto	180 000.-	180 000.-
Unvorhergesehens	215 200.-	323 100.-
Sa.	2 400 000.-	3 400 000.-

GEZ Hübner.

Aktennotiz.

Betrifft: Anlagekosten für Sumpf-und Gasphasekammer.

Die Kosten für eine Dreifach-Kohlekammer 700 atm unterteilen sich wie folgt:

Apparatekonto	:	4 145 000.-
Baukonto	:	180 000.-
Stahlwerksumlage	:	475 000.-
		4 800 000.-

Der Bedienungsstand hat 345 Ventile.

Die Kosten für eine Dreifach-Benzinkammer 300 atm unterteilen sich wie folgt:

Apparatekonto	:	1 961 000.-
Baukonto	:	180 000.-
Stahlwerksumlage	:	259 000.-
		2 400 000.-

Der Bedienungsstand hat 240 Ventile.

Nach Ermittlungen der Technischen Abteilung ist der Geldbedarf an Armaturen bezogen auf 1 Ofen bei

	RM/Ofen	to/Ofen
300 atm	130 000.-	48
700 atm	333 000.-	70

Anliegend die Aufteilung der Kosten für die Kammern.-

Anlagekosten

für eine Dreifach-Kohlekammer 700 atm Betriebs-druck.

Kammerbau:

einschl.Verbindungsrohrbrücken, Bedienungsstand, Kranbahnanteil und Kühlerbühne (180 000.-)

3 Öfen 1000 lichter Ø , 18 m lang
einschl.Einsätze,Untersätze, Isolierung und Einbau 794 400.--

Stahlwerksumlage ~~288 000.--~~ x)

1 Regenerator 600 lichter Ø, 18 m lang,
einschl.Einsatz, Untersatz 169 500.-

Stahlwerksumlage 42 000.-x)

1 Heissabscheider 1200 lichter Ø , 12 m lang
einschl.Einsatz, Untersatz,Isolierung und Einbau 297 300.-

Stahlwerksumlage 96 000.-x)

1 Gasvorheizer
bestehend aus 24 Haarnadeln
2 Wälzgasgebläsen mit Motoren,
Fundamente,Kaltluftgebläse 1 009 800.-

1 Luftkühler
12 Rohre à 15 m NW 70 N8 75 000.-

1 Gaskühler 250 m²
36 Rohre à 23 m N2 NW 58 142 500.-

1 Abschlussluftkühler
12 Rohre à 8 m NW 45 N8 20 500.--

~~2 350 000.-~~ x)

1 Heissumlaufpumpe einschl.Kreiselpumpe,Motor, Fundament	69 850.-
1 Produktabstreifer 1000 lichter ø, 6 m lang einschl.Flüssigkeitsstand,Fundamente	62 550.-
Stahlwerksumlage	25 000.- x)
2 Abscheider für Kreislauf 1000 lichter ø, x 6 m	63 500.-
Stahlwerksumlage	24 000.- x)
1 Zwischenentspannungsgefäss f.100 at einschl.Flüssigkeitsstand	23 000.-
Bockkranenteil einschl.Gehänge und Treggeschirre	65 000.-
Hochdruckleitungen 4000 m N2-Rohre,1100 m N8 und N 10-Rohre, Verbindungsleitungen in den Kammern und zum Bedienungsstand, Produkt-und Abschlammentspannungsleitungen, Heissumlaufleitungen einschl.Heizung und Isolierung	563 000.-
Bedienungsstand 345 Ventile ohne Kreislauf u.Maschinen(etwa 70 Stck) Armaturen(ca.300 Winkel-u-T-Stücke, ca.500 Flanschen)	350 000.-
Niederdruckleitungen Produkt-u.Gasentspannung, Dampf-, Kühlwasser-,Kraftgas-,Abgas-,Luft- leitungen, Heizung,Isolierung	80 000.-
Notentspannung und Abpressgrube,Anteil	48 000.-
Verschiedenes: Messinstrumente,elektr.Kraftverteilung, Beleuchtung,Heizung,Telefon u.s.m.	65 000.-
Unvorhergesehenes:	247 800.-
Apparatekonto	4 145 000.-
Baukonto	180 000.-
Stahlwerksumlage	475 000.- x)
	4 800 000.-

Anlagekosten

für eine Dreifach-Benzinkammer 300 at Betriebsdruck.

Kammerunbau:

einschl.Verbindungsrohrbrücke, Bedienungsstand,Kranbahnanteil,u.Kühlerbühne	(180 000.-)
3 Öfen 1000 lichter ø, 18 m lang einschl.Einsätze,Untersätze,Isolierung und Einbau	630 000.-
Stahlwerksumlage	165 000.- x)
2 Regeneratoren 600 lichter ø, 18 m lang, einschl.Einsätze u.Untersätze	279 200.-
Stahlwerksumlage	58 000.- x)
1 Elektrovorheizer einschl.Regeltransformatoren, Schaltereinrichtungen	150 000.-
1 Gaskühler 300 m³ 4 x 12 Einheiten	92 000.-
1 Produktabstreifer 1000 lichter ø, x 6m einschl.Flüssigkeitsst.u.Einbau	31 600.-
Stahlwerksumlage	12 000.- x)
1 Zwischenentspannungsgefäss für 50 atm	20 000.-
2 Abscheider 1000 lichter ø x 6 m für den Kreislauf,einschl. Fundamente	61 800.-
Stahlwerksumlage	24 000.- x)
Entspannungstopf u.Schlangen für Probenahme	2 500.-
Laufkranenteil einschl.Gehänge u.Traggeschirre	40 000.-

Hochdruckleitungen 5000 m St 35 Rohre und 750 m NS-Rohre Verbindungsleitungen in den Kammern und zum Bedienungsstand, Produkt-u.Abschlamm-entspannungsleitungen,Notentspannungsleitungen einschl.Heizung und Isolierung	260 000.-
Bedienungsstand 240 Ventile ähnl die für Kreislauf und Maschinen (etwa 50 Stück) Armaturen (ca.250 Winkel-und T-Stücke,ca. 750 Planschen)	100 000.-
Niederdruckleitungen Produkt-und Gasentspannung, Dampf-Kühlwasser-,Kraftgas-,Abgas-,Luft-leitungen, Heizung, Isolierung	50 000.-
Notwentspannung-und Abpressgruben-Anteil	30 000.-
Verschiedenes Messinstrumente,elektr.Kraftverteilung, Beleuchtung, Heizung, Telefon u.s.w.	68 000.-
Unvorhergesehenes	145 000.-
Apparatekonto	1 961 000.-
Baukonto	180 000.-
Stahlwerksumlage	259 000.-x)
	2 400 000.-

Vergleich von Hochdruckbechern von I.G. und Hydac-Hochdruckbehältern.

Hochdruckbecher Fabrikat Prüf. nach 500°	Prüf. Nr.	Analysenwerte: % C	% Si	% Mn	% Cr	% Ni	Härte: Brinell 500°	Härte: Rockwell C 20°	Zugfestigkeit kg/mm² 500°	Dehnung %
Ventil von Decker	I.G.	0,2-0,3	max 0,4	max 3	min 0,25	65-77	65	min 42-45	≈ 34-35	25
	Hydac	0,2-0,3	max 0,3	min 3,0	min 0,25	min 64,0	min 54,8	min 44,8	min 34,0	min 35
Schwabe	I.G.	≈ 0,3	1,5-2	1,5-2	≈ 0,3	85-100	70	min 55	min 45	25
	Hydac	0,4	2,0	0,75	0,30	min 84,9	min 74,9	min 64,8	min 44,9	min 24
Kuhlen	I.G.	≈ 0,3		≈ 1,0	min 0,2	70-80	60	min 45	min 55	16
	Hydac	0,3		1,0	≈ 0,20	min 70,3	min 60,2	min 45	min 35,2	min 15

Mittelwerte aus sämtlichen Hydac-Ventilen vom 7.10.38

I.G.-Werte aus Vorschrift über die Fabrikation der Hochdruckgefäße des Hydrierprogramms vom 22.11.37

Verteiler:

Herrn Oberstlt. Barbarino
" Mjr. Dr. Ing. Ritter v. Pa
Hochdruckbehälterbaubüro Dr. Sch
" Oberstlt. Becker
" Dr. Ing. Hübner
" Dipl. Ing. Pirnisch

10640 4. Nov. 1938

Vergleichspreise privater englischer, deutscher und amerikanischer Hochdruckrohrbögen.

Stand vom 15. Oktober 1939.

Rohrbögen:	Steel-Corporation Ashland Rm.	Krupp, Erlandsgrundpreis (ohne Stahlwerksanlage) Rm.	Mirrlees Co. Amerika Rm.
1) Bogen 1 000 l/l x 10 m, 300 atü, 300°C (A 1340 b-B) (einfacher Konusverschluß)	101 000.-	178 750.-	180 000.-
2) Bogen 1 000 l/l x 18 m, 300 atü, 300°C (A 1339 b-B) (einfacher Konusverschluß)	159 000.-	151 800.-	166 500.-
3) Weltausschneider 1 500 l/l x 9m, 300 atü, 300°C (A 1345 b-B) (einf. Konusverschluß)	162 000.-	143 500.-	152 125.-
4) Regnererkammerbogen 600 l/l x 18m, 300 atü, 300°C (A 1337 b-B) (einf. Konusverschluß)	76 500.-	69 000.-	81 500.-
5) Abscheider 1 000 l/l x 6m, 300 atü, 20°C (A 1643 b-B) (einfacher Konusverschluß)	34 600.-	31 600.-	29 250.- (Breitschneiderverschluß)
6) Waschen 1 500 l/l x 15m, 300 atü, 20°C (A 1640 b-B) (einfacher Konusverschluß)	169 000.-	99 450.-	101 250.-
7) Waschen 800 Ø x 12m, 325 atü, 20°C (A 1642 b-B) (einfacher Konusverschluß)	161 700.-	54 500.-	

Die technische Ausführung der Mäntel, Verstärken, Verschlüsse, Werkstoffe, Lieferumfang etc. sind vollkommen gleich, sodaß die Preise absolut vergleichbar sind.

nach Anlage 3 v. 2.6.39.

Neuer Preis erscheint unwahrscheinlich.

nach Angebot der Mirrlees Co. vom

Die englischen und die deutschen Preise verstehen sich ab Werk.

Die amerikanischen Preise gelten f.o.b. New-York.

HOCHDRUCKVERSUCHE
Ln 558

28. September 1938 HÜ/Fe

Aktennotiz.

Ed. Dr. Hübner

Betrifft: Abführung der Reaktionswärme in der Gasphasehydrierung durch Heißumpumpen des Kreislaufgases.

Nach wärmetechnischer Durchrechnung einer 5058- und einer 6434-dreifach-Kammer für 300 atü Betriebsdruck ergab sich, daß durch Anwendung des Heißumlaufverfahrens sich Ersparnisse an Anlage- und Betriebskosten gegenüber der bisherigen Bauart und Betriebsweise der Kammern erzielen lassen.

Die Anlagekosten würden sich pro Kammer einschließlich Gasumlaufpumpen-Betrieb um etwa ℳ 700 000.— bis ℳ 750 000.— ermäßigen.

An Energien würden für eine 5058-Kammer ~ 220 KW weniger gebraucht, außerdem ließen sich aber auch noch 2 to/h Dampf erzeugen. Für die 6434-Kammer würden gespart 100 KW und 1 300 000 Kcal./h Heizgas.

Nachfolgend ist eine Aufteilung der Anlagenkosten und Energien gegeben.

gez. Hübner.

1) Dreifach-Kammer (Vorhydrierung)

Katalysator: 5058 Wärmetönung 200 Kcal./kg

Reaktionsraum 24,6 m³

Einspritzung: 17,2 to/h Erzeugung: 16,0 to/h Bi + Mittelöl

Anlagekosten:

a) Kammer

Ersparnis:		Mehrkosten:	
1 Elektrovorheizer	200 000.—	Einsätze	75 000
1 Regenerator mit Einsatz	140 000.—	Umwälzgebläse	75 000
Armaturen, Leitungen	250 000.—	Dampfkessel	30 000
kleiner Kühler	50 000.—	Unvorhergesehenes	50 000
" Abscheider	50 000.—		230 000
Elektr. Verteilung, Meßinstrumente, Verschiedenes	110 000.—	1 kleiner Vorheizer z. Anfahren	100 000
	800 000.—		330 000

somit Gesamtersparnis ℳ 470 000.—

b) Gasumlaufpumpenbetrieb

Ersparnis:	
Pumpenanteil einschl. Bau und Fundamente	300 000.—

Ersparnis an Anlagekosten: ℳ 770 000.—

Energien:

a) Kammer

Ersparnis: 120 KW Mehrverbrauch: 200 KW

Erzeugung 0,5 to/h Dampf

b) Gasumlaufpumpenbetrieb

Ersparnis: 300 KW

Somit Gesamtersparnis: 220 KW

Gewinn 2,0 to/h Dampf

2) Dreifach-Kammern.

Katalysator: 6434 m^3 Wärmetönung: 80 Kcal./kg
Reaktionsraum: 24,6 m^3
Einspritzung: 23,4 to/h, Erzeugung: 14,8 to/h

Anlagekosten:

a) Kammer

Ersparnis:		Mehrkosten:	
1 Gasvorheizer	300 000.-	Einsätze	75 000.-
Armaturen, Leitungen	250 000.-	Umwälzgebläse	75 000.-
kleiner Kühler	50 000.-	Unvorhergesehenes	50 000.-
kleiner Abscheider	50 000.-		200 000.-
Elektr. Verteilung, Meßinstrumente, Verschiedenes	100 000.-	1 kleiner Vorheizer zum Anfahren	150 000.-
	750 000.-		350 000.-

somit Gesamtersparnis: ≈ 400 000.—

b) Gasumlaufpumpenbetrieb

Ersparnis:		
Pumpenanteil einschl. Bau und Fundamente	300 000.-	≈ 300 000.—
Ersparnis an Anlagekosten:		≈ 700 000.—

Energien

a) Kammer

Ersparnis: 1 300 000 Kcal./h-Heizgas, Mehrverbrauch 200 KW

b) Gasumlaufpumpenbetrieb:

Ersparnis: 300 KW

somit Gesamtersparnis: 100 KW
1 300 000 Kcal./h Heizgas.

3.August 1938/E

Aktennotiz.

Betreff: Abführung der Reaktionswärme in der Gasphasehydrierung durch Heissumpumpen des Kreislaufgases.

I. Zusammenfassung.

Die Rechnung ergibt, dass die Anwendung des Heissumlaufverfahrens in der Gasphasehydrierung zu wesentlichen Ersparnissen in den Anlagekosten (ca. 50%!) und in den Betriebskosten führen kann. Es ist deshalb zweckmässig, die geplanten Versuche mit dem Laboratoriumsumwälzofen mit allen Mitteln zu beschleunigen, um festzustellen, ob sich auf der Produktseite keine schädlichen Nebenwirkungen ergeben.

II. Die überraschenden Erfolge, die bei der CO-H_2-Synthese mit Hilfe des Heissumwälzverfahrens erzielt wurden, legen den Gedanken nahe, das gleiche Verfahren bei der Hydrierung, insbesondere in der Gasphase, anzuwenden.

Das Prinzip der Arbeitsweise ist folgendes:
Es wird mit Hilfe eines Heissumlaufgebläses Kreislaufgas und gasförmige Reaktionsprodukte, im folgenden als Kreislauf bezeichnet, in einer solchen Menge über den Kontakt geleitet, dass die innerhalb der Kontaktschicht auftretende Reaktionswärme eine Erwärmung des Kreislaufes in begrenzter Höhe, z.B. 10° bewirkt. Der den Kontakt verlassende Kreislauf wird dann um den gleichen Betrag z.B. 10° mit Hilfe eines Kühlers oder durch sonstige Mittel herunter gekühlt und durch das Heissumwälzgebläse der

Kontaktschicht wieder zugeleitet. Der Vorteil des Verfahrens besteht dabei in einer vollkommen gleichmässigen und ausserordentlich einfachen und genauen Einstellung der Temperatur. Der Temperaturanstieg kann durch die Menge des Kreislaufes beliebig begrenzt werden und das Auftreten von Zonen, in denen unerwünschte Nebenreaktionen auftreten, ist ausgeschlossen.

Da die heiss umzuwälzenden Gasvolumina ausserordentlich gross sind, muss durch entsprechende Massnahmen dafür gesorgt werden, dass der zu überwindende Widerstand klein gehalten wird, da sich sonst eine unwirtschaftlich grosse Umwälzarbeit ergeben würde.

Zur Abführung der Reaktionsprodukte wird ein Teil des Kreislaufes abgezweigt und gekühlt. Die Menge dieses abgezweigten Kreislaufes richtet sich nach der zulässigen Verweilzeit der Reaktionsprodukte in dem Kontaktraum.

Für die Gasphasehydrierung wird unter Berücksichtigung obiger Gesichtspunkte die in Skizze Rsk 4512 dargestellte Arbeitsweise vorgeschlagen.

Der Kontaktofen ist in mehreren Schichten unterteilt, durch die das Gas in parallelen Teilströmen durchfliesst. Das Heissumwälzgebläse befindet sich zweckmässig im Ofen selbst, da mit Rücksicht auf geringen Widerstand weite Ansaug- und Druckleitungen vorzusehen sind, die nach aussen geführt, hohe Kosten verursachen. Frischgas und Frischöl treten in das Mittelrohr ein und werden hier mit dem heissen Kreislauf vermischt bezw. verdampft, wobei sich der heisse Kreislauf abkühlt; zur Abführung der Reaktionsprodukte wird druckseitig ein Teilstrom abgezweigt. In einem Kühler

werden die Produkte abgeschieden und das Gas zusammen mit Frischöl und Frischgas wieder in das Mittelrohr saugseitig zugegeben. Um die Verweilzeit der Reaktionsprodukte im Ofen ein bestimmtes Mass nicht überschreiten zu lassen, ist es notwendig, dem Teilgasstrom eine bestimmte Grösse zu geben. Da die zur Verfügung stehende Reaktionswärme zur Aufheizung von Frischgas, Frischöl und Rückgas nicht ausreicht, ist es zweckmässig, den rückgeführten Teilgasstrom zusammen mit ~~kalt~~ Frischgas und Frischöl über einen Wärmeaustauscher so weit vorzuheizen, dass sich die gewünschte Mischtemperatur im Kreislauf einstellt. Die Temperaturregelung erfolgt dabei durch einen Umgang um den Austauscher.

Bei der geschilderten Arbeitsweise können gegenüber der jetzigen Fahrweise folgende Vorteile erwartet werden:

1. Beherrschung der Reaktionstemperatur innerhalb weniger Grade. Daraus folgend: Höhere Leistung/Kontaktvolumeneinheit, evtl. kleinere Vergasung.

2. Wesentliche Verbilligung der Anlagekosten auf etwa die Hälfte (Siehe III).

   a) Wegfall des Vorheizers, der Regeltransformatoren usw.

   b) Vereinfachung der Rohrleitungen. Keine komplizierten Kaltgasgruppen. Weniger Messinstrumente.

   c) Verkleinerung der Regeneration auf ein Bruchteil der jetzigen Grösse infolge Vergrösserung des Temperaturgefälles.

3. Betriebliche Vorteile:

   a) Einsparung von Energie durch Wegfall des Vorheizers.
   b) Einfachste Bedienung. Zur Temperaturregelung des gesamten Ofens ist nur 1 Ventil zu betätigen.

III. Kostenschätzung eines Heissumlaufgasphasesystems.

(Reaktionsraum 16 cbm 4(00) 12fach Kohlekammer)

1 Kammer mit Bedienungsstand	150 000.-
1 Ofen 1400 ø mit auf 1200 mm eingezogenem Deckel und auf 500 mm eingezogenem Boden, 18 m lang	220 000.-
1 Einsatz einschl. Gebläse	80 000.-
1 Untersatz	3 000.-
Transport, Einbau, Isolierung usw.	10 000.-
1 Regenerator 500 ø, 18 m lang	50 000.-
1 Einsatz	45 000.-
1 Untersatz	1 000.-
Transport, Einbau, Isolierung	2 000.-
1 Ofengehänge	4 000.-
1 Regeneratorgehänge	1 000.-
1 Traggeschirr für Gaskühler	1 000.-
1 Gaskühler 200 qm	75 000.-
Montage und Transport	2 000.-
1 Abstreifer 1000 ø 6 m lang	31 000.-
1 Zwischenentspannungsgefäss 50 Atm.	12 000.-
Notentspannungsturm-Anteil	15 000.-
1 Gasumlaufpumpe mit gekapseltem Motor in Kammern aufgestellt 20 000 cbm einschl. Fundament, Abscheider, Montage	30 000.-
Rohrleitung 20%	168 000.-
Messinstrumente	20 000.-
Kraftleitung	10 000.-
Sonstiges und Unvorhergesehenes 15%	170 000.-
	1 000 000.-

Die Kosten einer Benzinphase 2fach Kammern mit gleichem Kontaktraum betragen etwa das Doppelte.

gez. Plauth

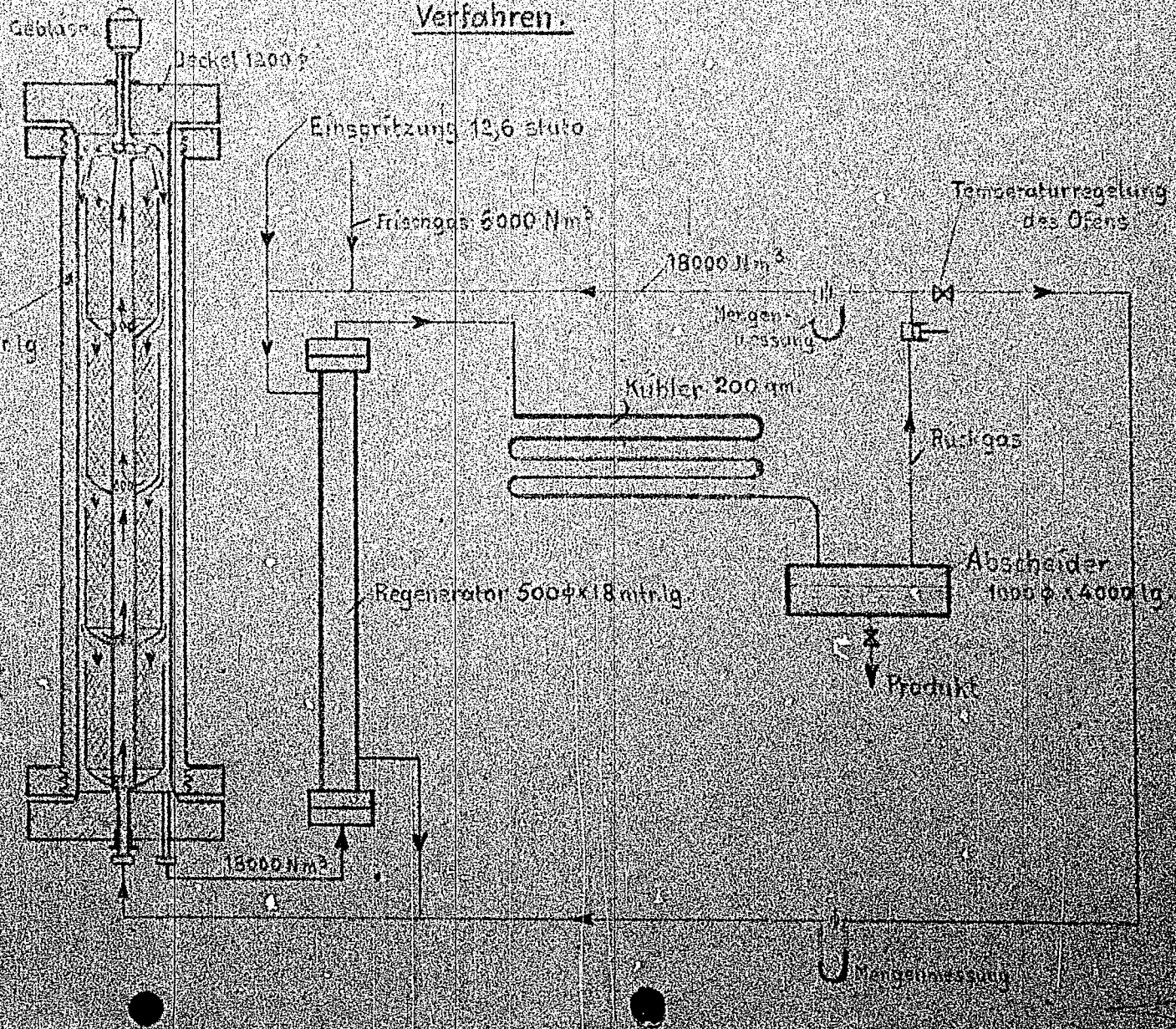
I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein
Tel. 6151 Fernsprech-Nr. 6151

Prakt.

Gasphasehydrierung nach dem Heißumwälz-Verfahren.

RSK 4.5

Gasphasehydrierung nach dem Heißumwälz-Verfahren.



Benzinproduktion	6 stuto
Reaktionsraum	16 cbm
Betriebsdruck	300 atü
Regenerator	120 m³
Kühler	180 m²
Abscheider	600 ϕ x 4000 lg

UNTERSUCHUNGEN

über

die wirtschaftlichste Wasserstoff- u. Heizgaserzeugung für

B E N Z I N - A N L A G E N

3. März 1938.

I.G.FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

Technisches Büro für Auslandsanlagen

Lu, den 3. März 1938/Ja.

I n h a l t

1.) Kurze Zusammenfassung der Untersuchungs-Ergebnisse.

2.) Bericht über die Untersuchung der wirtschaftlichen Wasserstoff- und Heizgaserzeugung für Benzin-Anlagen.

3.) Anlage-Kostenschätzung für Benzin-Anlagen Japan 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle

Anlage 1) Kostenschätzung für die eigentliche My

" 2) " für die Wasserstoff- und Heizgaserzeugung Kohlevergasung Fall A

" 3) " für die Wasserstoff- und Heizgaserzeugung Kohlevergasung Fall B

" 4) " für die Wasserstoff- und Heizgaserzeugung Koksvergasung Fall A

" 5) " für die Wasserstoff- und Heizgaserzeugung Koksvergasung Fall B.

4.) Anlage 6) Energie-Tabelle für die Benzin-Anlage 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle.

5.) Anlage 7) Zusammenstellung der Anlage-Kosten verschiedener Benzin-Anlagen aufgrund deutscher Verhältnisse.

6.) Anlage 8) Vergleich der Anlage-Kosten von Benzin-Anlagen mit verschiedener Wasserstoff- und Heizgaserzeugung.

Lu, den 3. März 1938/Se.

Wirtschaftlichkeit der Wasserstoff- und Heizgaserzeugung für Benzin-Anlagen

Kurze Zusammenfassung der Untersuchungsergebnisse

Aus der Kostenzusammenstellung (Anlage 7) geht hervor, dass die Unterschiede der Anlage-Kosten im wesentlichen durch die Energie-Erzeugungs-Anlagen entstehen und max. ± 5% der gesamten Anlage-Kosten betragen. Sie liegen grössenordnungsmässig innerhalb der Schätzungsgenauigkeit. Die Gestehkosten sind abhängig von den Kohlepreisen und von der Spanne zwischen Kohle- und Kokspreis. Das anzuwendende Vergasungsverfahren muss von Fall zu Fall unter Berücksichtigung der jeweiligen örtlichen Verhältnisse gewählt werden.

Allgemein kann jedoch aufgrund vorliegender Untersuchungen folgendes gesagt werden :

1.) Fall A der Koksvergasung (Hy-Gas als Heizgas, H_2 aus aus Hy-Gas-Überschuss, Rest-H_2 aus Koks-Wassergas) hat nur ausnahmsweise Bedeutung und ist meistens wegen der -im Verhältnis zur Kohle- hohen Kokspreise als unwirtschaftlich zu bezeichnen.

2.) Für Anlagen von 30/50 000 Jato Bi ist die kombinierte Wasserstoff- und Heizgaserzeugung aus Kohle (Kohlevergasung Fall A) besonders vorteilhaft bei niederen Preisen für elektrische Energie.

3.) Bei Anlagen mit über 50 000 Jato Bi erfolgt die Wasserstoff- und Heizgaserzeugung zweckmässig nach Fall B der Kohlevergasung (H_2 max. aus Hy-Gas, Rest-H_2 aus Wi-O-Wassergas, Heizgas aus besonderer Kraftgas-Anlage), sofern die verfügbare Kohle zur O-Wassergas-Erzeugung im Wi-Generator geeignet ist. Sonst Koksvergasung Fall B.

Dr, den 2. März 1938/Sa.

Wirtschaftliche Wasserstoff- & Heizgaserzeugung für Benzin-Anlagen.

Zur Untersuchung der wirtschaftlichsten Art der Wasserstoff- und Heizgaserzeugung für Benzin-Anlagen wurden für 5 Anlagen, welche in den letzten Monaten durch das Technische Büro für Auslandsanlagen bearbeitet worden sind, je 4 Alternativen, also insgesamt 20 Einzelschätzungen durchgeführt, deren Ergebnisse in den Anlagen 7 und 8 zusammengestellt sind. Die Anlagen 1 mit 5 enthalten unterteilte Einzelschätzungen für das Projekt Japan :

125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle

und zwar :

Anlage 1 : Kostenschätzung für die eigentliche Hydrierung.

" 2 : Kostenschätzung für die Wasserstoff- & Heizgas-erzeugung

Basis: Kohlevergasung
Fall A: Hy-Gas als Heizgas, H_2 aus Hy-Gas-Überschuss,
Rest-H_2 aus Wi-O-Wassergas.

" 3 : Kostenschätzung für die Wasserstoff- & Heizgas-erzeugung

Basis: Kohlevergasung
Fall B: Gesamtes Hy-Gas zu H_2 verarbeitet,
Rest-H_2 aus Wi-O-Wassergas, Heizgas aus besonderer Winkler-Kraftgas-Anlage.

" 4 : Kostenschätzung für die Wasserstoff- & Heizgas-erzeugung

Basis : Koksvergasung
Fall A: Hy-Gas als Heizgas, H_2 aus Hy-Gas-Überschuss,
Rest-H_2 aus Koks-Wassergas.

" 5 : Kostenschätzung für die Wasserstoff- & Heizgas-erzeugung

Basis: Koksvergasung
Fall B: Gesamtes Hy-Gas zu H_2 verarbeitet,
Rest-H_2 aus Koks-Wassergas, Heizgas aus besonderer Winkler-Kraftgas-Anlage.

" 6 : enthält die Energietabelle, sowie die Kohlen- und Koksverbräuche für vorstehend genannte 4 Fälle.

Die angegebenen Energiezahlen sind als erreichbare Durchschnittswerte zu betrachten, während die erforderlichen Kraftwerke für mögliche Spitzenlasten auszulegen sind.
Der Berechnung des Wasserbedarfes wurde Frischwasser von max. 28°C zugrunde gelegt, ohne Berücksichtigung von Rückkühlung und Wasserkreislauf.
Die in der Anlage 7 unter d) und e) aufgeführten Kosten für Allgemeine Anlagen und Energieverteilung, sowie für die Energie-Erzeugung (Kraftwerk, einschliessl. Schaltstation und Wasserwerk) wurden überschläglich anhand ähnlicher Anlagen ermittelt. Nicht berücksichtigt wurden dabei die Kosten für Geländeerwerb, Bau und Projektierung, Inbetriebsetzung, Lizenzen und sonstige Zuschläge, da diese für die Einzelfälle gleicher Anlagengrösse als konstant und für den reinen Vergleich als unwesentlich angenommen werden können.
Der Vergleich umfasst folgende Projekte (Anlage 7) :

1.) Hy-Japan - 37 500 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle
Betr.Druck der Sumpfphase 700 atü.

2.) Hy-China - 50 000 Jato Bi aus Loping-Steinkohle
Betr.Druck der Sumpfphase 700 atü.

3.) Hy-Japan - 50 000 Jato Bi aus Sachalin-Braunkohle
Betr.Druck der Sumpfphase 300 atü.

4.) Hy-Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle
Betr.Druck der Sumpfphase 700 atü.

5.) Hy-Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Braunkohle
Betr.Druck der Sumpfphase 700 atü.

Die Wasserstoff-Anlagen sind so ausgelegt, dass bei kleineren Anlagen mit nur 1 Kohlekammer 50% des Wasserstoffbedarfes und 100% des Heizgasbedarfes dieser Kammer während des Anfahrbetriebes zur Verfügung stehen, während für grössere Anlagen mit mehreren Kohlekammern der Normalbedarf einer Kammer an Wasserstoff und Heizgas auch beim Anfahren voll gedeckt werden kann.
Für die Heizgaserzeugung wurde bei den Berechnungen in allen Fällen Kohlevergasung im Winkler-Generator angenommen, unter der Voraussetzung, dass die verfügbaren Kohlen sich im Winkler-Generator gut vergasen lassen. - Für eine andere Art der Kraftgas-Erzeugung, z.B. im Drehrost-Generator aus Braunkohlenbriketts oder geeigneter Kohle, dürften sich Anlagekosten und Betriebskosten nicht wesentlich ändern, da die Anlagekosten der Kraftgas-Anlage etwa 4-7% der gesamten Anlagekosten

betragen und die Brennstoffkosten für die Heizgaserzeugung, unter Zugrundelegung japanischer Verhältnisse, sich zwischen 5 und 10% der gesamten Benzinerzeugungskosten bewegen. Etwa 14-25% der Benzinerzeugungskosten entfallen auf Kohle und Koks. Daraus geht hervor, dass die mehr oder weniger gute Vergasbarkeit der für die Gaserzeugung verwendeten Kohle die Gestehkosten nicht entscheidend beeinflussen kann.

Die nachstehend genannten Gestehkosten für Benzin der Projekte Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle - bei verschiedener Wasserstoff- und Heizgaserzeugung sind nicht als Absolutwerte zu betrachten, sondern sollen nur einem einfachen Vergleich dienen. Der Einfachheit halber wird der kapitalgebundene Anteil der Gestehkosten, einschl. Löhne und Gehälter, Generalunkosten, Reparaturkosten, Betriebsmaterial, Chemikalien und Kontakte, jedoch ausschliesslich Kohle und Koks, mit 20% der Anlagekosten angenommen. Die aufgrund deutscher Verhältnisse in RM ermittelten Anlagekosten wurden mit einem Faktor 1,25 in Yen für japanische Verhältnisse umgerechnet. Damit ergeben sich für das genannte Beispiel folgende Werte :

	Kohlevergasung		Koksvergasung	
	Fall A Yen	Fall B	Fall A Yen	Fall B
1.) Gute Vergasbarkeit der Steinkohle vorausgesetzt:				
20% d. Anl.Kosten bezog.a/1 to Bi	173,5	166,-	162,-	155,5
Kohle & Koks je to Bi	37,-	42,-	64,-	47,5
Gestehkosten je to Bi	210,5	208,-	226,-	215,-
2.) Weniger gute Vergasbarkeit d. Steinkohle angen.				
20% d.Anl.Kosten bezog.a/1 to Bi	173,5	166,-	162,-	155,5
Kohle & Koks je to Bi	35,-	36,-	64,-	48,-
Gestehkosten je to Bi	208,5	202,-	226,-	203,5

Demnach erfolgt für das genannte Projekt Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle - die Gaserzeugung am wirtschaftlichsten nach Fall B der Kohlevergasung, in Winkler-Generatoren

Aus der Kostenzusammenstellung Anlage 7 geht hervor, dass die Unterschiede der Anlagekosten für verschiedene Gaserzeugung in erster Linie auf die Grösse der Energie-Erzeugungs-Anlagen zurückzuführen sind und max. ± 5% der gesamten Anlagekosten betragen. Sie liegen in ihrer Grössenordnung innerhalb der Schätzungsgenauigkeit. Die Gestehkosten sind abhängig von den Preisen für Kohle und Koks.

Zusammenfassend kann gesagt werden :

Eine allgemein gültige Gesetzmässigkeit zur Beurteilung der wirtschaftlichsten Wasserstoff- und Heizgaserzeugung für Benzin-Anlagen in Abhängigkeit der Anlagen-Grösse besteht nicht. Das geeignete Verfahren muss in jedem Einzelfalle unter Berücksichtigung der örtlichen Gegebenheiten ermittelt werden.

Die vorliegenden Untersuchungen haben jedoch gezeigt :

1.) Fall A der Koksvergasung (d.h. Hy-Gas als Heizgas, H_2 aus Hy-Gas-Überschuss, Rest-H_2 aus Kokswassergas),
obwohl er anlagekostenmässig in allen Fällen am billigsten ist, kann nur in Sonderfällen Anwendung finden, wo aus irgendwelchen Gründen Koks zu sehr niederem Preise verfügbar ist (Kokspreis = ca 1,5 x Kohlepreis) und verarbeitet werden muss. Normalerweise scheidet dieser Fall der hohen Betr. Kosten wegen aus. (Kokspreis = ca 4-7 x Kohlepreis, z.B.

Japan :	Steinkohle	Yen/to	7.-
	Koks	"	30.-
Türkei :	Rohbraunkohle	L tq./to	1,5 - 2.-
	Koks	"	20.-
Oesterreich:	Rohbraunkohle	S.S./to	10.-
	Koks	"	70.-)

2.) Bei kleineren Anlagen unter 50 000 Jato Bi wird die kombinierte Wasserstoff- und Heizgaserzeugung aus Kohle (Fall A, Kohlevergasung) vorteilhaft sein, besonders dort, wo billiger Strom aus einem benachbarten Kraftwerk zu beziehen ist und somit die verhältnismässig hohen Anlagekosten einer eigenen kleinen Krafterzeugungsanlage entfallen. (Strompreise in Japan : 1,5 Sen pro kWh = 1,1 Pfennig,
" " Türkei: 20 - 25 Para " = 1 - 1,2 " .)
Steht zur billigen Heizgaserzeugung eine gut geeignete Kohle zur Verfügung, dann wird, besonders bei Anlagen mit etwa 50 000 Jato Bi, der Fall B sowohl der Kohlevergasung als auch der Koksvergasung (H_2-max. aus Hy-Gas, Heizgas aus besonderer Kraftgas-Anlage) wirtschaftlich günstig sein.

3.) Bei grösseren Anlagen mit 3 und mehr Kohlekammern ist die Kohlevergasung nach Fall B (H_2-max. aus Hy-Gas, Rest-H_2 aus Wi-O-Wassergas, Heizgas aus besonderer Wi-Kraftgas-Anlage) sehr günstig. Anlagekostenmässig wird hierbei die Wi-O-Wassergas-Anlage sehr klein, weil die Wi-Kraftgas-Generatoren zur Erzeugung des erforderlichen Anfahrwasserstoffes mitverwendet werden können, während bei der Koksvergasung für

diesen Zweck eine im Normalbetrieb nur gering belastete Koks-Wassergas-Anlage vorgesehen werden muss.

Eine Ausnahme bilden die Anlagen, bei welchen der gesamte Wasserstoffbedarf durch Hy-Gasspaltung gedeckt werden kann (z.B. Projekt Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Braunkohle). Hier sind die beiden Fälle B der Kohlevergasung und Koksvergasung gleichwertig, da Wasserstoff aus Kohle bezw. Koks nur zum Anfahren erzeugt werden muss und im Falle der Kohlevergasung, wie bereits erwähnt, die Kraftgas-Generatoren beim Anfahrbetrieb auf O-Wassergas mit Sauerstoffvergasung gefahren werden können.

Die genannten Untersuchungen beschränken sich auf rein wirtschaftliche Gesichtspunkte. Vom betrieblichen Standpunkt aus könnte der Fall A der Kohlevergasung (kombinierte Wasserstoff- und Heizgaserzeugung aus Kohle) insofern grössere Bedeutung erhalten, als nach Errichtung einer Benzin-Anlage die spätere Forderung nach einer Treibgas-Gewinnung aus Hy-Gas gestellt werden könnte. In diesem Falle hat die kombinierte Anlage den Vorteil, dass der Ausfall an Hy-Gas durch den Bau einer Heizgas-Anlage gedeckt werden kann, ohne dass die Wasserstoff-Anlage geändert werden müsste, während im Falle B der Kohle, bezw. Koksvergasung der Hy-Gasausfall durch Vergrösserung der teureren O-Wassergas-Anlage auszugleichen ist, wobei die grosse Spaltanlage nur noch teilweise beaufschlagt wird.

Lu, den 26. Febr. 1938

Anlage 1

Benzin-Anlage Japan

125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle

330 Betriebstage, Betriebsdruck der Sumpfphase 700 atü.

Anlage-Kostenschätzung für die eigentliche Hydrierung.

Gesamter Wasserstoff-Bedarf = 43 000 cbm/h Rein-H_2 kompr.

Die Gasmengen beziehen sich auf 15°/735 mm Hg .

Hy-Abgas-Erzeugung : 83,0 x 10^6 kcal/h

Heizgasbedarf einschl. Nebenbetriebe : 39,6 x 10^6 kcal/h .

1a)	Kohlenbunker u. Vorbrechung (3 000 to Vorrat)	RM	500 000.-
1b)	Trocknung u. Anmaischung (2 Mühlen)	"	1 400 000.-
2)	Kohlenkammer-Anlage 80 cbm RR 3 Kammern mit 9 Öfen 1000 Øx18 m (ohne Heissumlauf)	"	13 500 000.-
3)	Benzinkammer-Anlage 40 cbm RR 2 Kammern mit 6 Öfen 4x1000 Ø x18 m, 2x800 Ø x18 m	"	4 350 000.-
4)	Breipressenbetrieb 70,3 to/h 9 Presspumpen + Spülölpumpen	"	2 370 000.-
5)	Einspritzpumpen für Mittelöl 30 to/h 3 Pumpen	"	700 000.-
6)	Gasumlaufpumpen Sumpfphase 145ooo cbm/h 3 Pumpen 700 atü Gasphase 115ooo " 3 Pumpen 300 atü	"	1 700 000.-
7)	Kreislaufgaswäsche ohne Vak.Anlage 2 Wäscher 1000 x 12m lg 1 Abscheiderflasche 600 Ø x 6m lg) bes.Bau	"	2 400 000.-
8)	Rückstandschleuderei 27,5 to/h 18 Schleudern	"	900 000.-
9)	Rückstandschwelerei 8,5 to/h 5 Öfen	"	1 500 000.-
10)	Anmaischung u. Zugabe v. Kont.	"	550 000.-
11)	Abschlammgruppen u.Notentspannung.	"	175 000.-
		RM	29 925 000.-

	Übertrag RM	29 625 000.-
12) 200 to Kran mit Bahn	RM	350 000.-
13) Schutzgas-Anlage (xx)	"	98 000.-
14) Destillation (Kohleabstreifer 35 to/h u. Benzinabstr. 28,5 t/h) einschl. Benzinwäsche, Stabilisierung und Entbenzinierung	"	2 200 000.-
15) Tanklager für Schweröl, Leichtöl u. Verkauf	"	1 200 000.-
16) Gasphase-Kontakt	"	750 000.-
17) Verbindungsleitungen zwischen den Betrieben	"	1 500 000.-
	RM	35 700 000.-

H_2 aus Wi-O-Wassergas :

(xx) Als Schutzgas wird der in der Linde-Anlage anfallende Stickstoff verwendet. Ferner wird angenommen, dass zur Kompression ein vorhandenes Aggregat verwendet wird, sodass in obengenanntem Preis nur Rohrleitungen, Messinstrumente und Ähnliches enthalten sind.

H_2 aus Koks-Wassergas :

In diesem Falle muss eine vollständige Schutzgas-Anlage mit Ofen, Gasbehälter usw. im Preise von etwa RM 500 000 eingesetzt werden.

Ln, den 25. Febr. 1938/Ge.

Anlage 2

Benzin-Anlage Japan

125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle

330 Betriebstage, Betriebsdruck der Sumpfphase 700 at ü.

Anlage-Kostenschätzung für die Wasserstoff- und Heizgas-Erzeugung.

Gesamter Wasserstoff-Bedarf der eigentl. Hydrierg. = 43 000 cbm/h (a) Rein-H_2 kompr.

Hy-Abgas-Erzeugung : 83,0 x 10^6 kcal/h

Heizgas-Bedarf der eigentlichen Hy einschl. Nebenbetriebe :
39,6 x 10^6 kcal/h .

Kohlevergasung

Fall A) : Kombinierte Wasserstoff- und Heizgaserzeugung,
Hy-Gas als Heizgas, H_2 aus Hy-Gas-Überschuss,
Rest-H_2 aus Wi-O-Wassergas.

1.) H_2 aus Hy-Gas : 12 000 cbm/h Rein-H_2 komprimiert

a) Alkazid-Entschwefelungs-Anlage
für 3 000 cbm/h Hy-Gas mit 7 g S_2 pro cbm
(H_u = 9 000 kcal pro cbm) RM 75 000.—

b) Luxmasse-Feinreinigung
für 3 000 cbm/h Hy-Gas mit 0,2 g S_2/cbm " 25 000.—

c) Hy-Gas-Spaltanlage
einschl. organischer Entschwefelung
und Konvertierung
2 x 2-Sektionen je 24 Rohre = 96 Rohre
ohne Kontakt "1 350 000.—
1. Kontaktfüllung (mit Reamad) " 250 000.—
RM 1 700 000.—

2.) H_2 aus Winkler-O-Wassergas : 31 000 cbm/h Rein-H_2 kompr.

a) Wi-O-Wassergas-Anlage
Normalbetrieb 43 000 cbm/h Wi-O-Wassergas
3 Generatoren Grösse 11 RM 2 550 000.—

Uebertrag RM 2 550 000.--

zum Anfahren einer Sumpfphase-Kammer werden benötigt : 9 800 cbm/h Rein-H_2 kompr. + $7{,}4 \times 10^6$ kcal/h Heizgas = 16 000 cbm/h Wi-O-Wassergas, 1 Generator Grösse II.

b) Linde-Fränkl-Anlage : für 12 000 cbm/h 96%igen O_2 " 3 500 000.--

c) Luxmasse-Entschwefelung : für 43 000 cbm/h Wi-O-Wassergas mit 4,5 g S_2 pro cbm 6 Kasten einschl. Kontaktfüllung RM 710 000.--

d) CO-Konvertierung : Für 46 000 cbm/h Wi-Mischgas einschl. Kontakt 8 Systeme 3 000 mm ø x 16 300 mm hoch " 1 900 000.--

RM 8 660 000.--

3.) Restliche H_2-Anlage

a) Kompression :
zur Verdichtung von 80 500 cbm/h Kontaktgas mit 56% H_2, 37% CO_2, 3,8% CO von 0 - 29 ata,

49 000 cbm/h Gas mit 6,1% CO von 26,5 - 326 ata,
30 300 " " mit 98% H_2 von 326 - 730 ata

RM 6 730 000.--

b) CO_2-Reinigung : Für 80 500 cbm/h Kontaktgas mit 37% CO_2 " 2 000 000.--

c) CO-Reinigung ohne Vakuum-Anlage und ohne CO_2-Feinreinigung
für 49 000 cbm/h Gas mit 6,1% CO RM 2 000 000.--

RM 10 700 000.--

4.) Gasbehälter für 25 Min. Vorrat

a) Hy-Gas 4 000 cbm Inhalt
b) Sauerstoff 5 000 cbm Inhalt
c) Stickstoff 1 500 " "
d) O-Gas 20 000 " "
e) Konvertgas 30000 " " RM 730 000.--

5.) Rohrleitungen

ungefähr 6 % der Bauten etwa 5 % der Gesamt-Anlage-Kosten	RM 1 030 000.--

Gesamtsumme : RM 22 930 000.--

(X) Die angegebenen Gasmengen beziehen sich auf 15°/760 mm Hg.

Die Anlagen sind ohne Reserven ausgelegt.

-.-.-.-.-.-.-.-.-.-

Ln, 25. Februar 1938/Sa.

Anlage 3

Benzin-Anlage Japan

125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle

330 Betriebstage, Betriebsdruck der Sumpfphase 700 atü.

Anlage-Kostenschätzung für die Wasserstoff- und Heizgaserzeugung.

Gesamter Wasserstoff-Bedarf der eigentl. Hydrierg. = 43 000 cbm/h Rein-H_2 kompr. (Z)

Hy-Abgas-Erzeugung : 83,0 x 10^6 kcal/h

Heizgas-Bedarf der eigentlichen Hy einschl. Nebenbetriebe : 39,6 x 10^6 kcal/h .

Kohlevergasung

Fall B) : Gas. Hy-Gas zu H_2 verarbeitet; Rest-H_2 aus Wi-O-Gas.
Heizgas aus besonderer Winkler-Kraftgas-Anlage.

Wasserstoff-Anlage

1.) H_2 aus Hy-Gas : 38 000 m^3/h Rein-H_2 kompr.

a) Alkazid-Entschwefelungs-Anlage
für 9 250 cbm/h Hy-Gas mit etwa 7 g S_2/m^3
(H_u = 9 000 kcal/m^3) RM 110 000.--

b) Luxmasse-Feinreinigung
für 9 250 cbm/h Hy-Gas mit 0,2 g S_2/m^3
einschl. Masse " 60 000.-

c) Hy-Gas-Spaltanlage
einschl. organ. Entschwefelung u. Konvertg. " 3 800 000.-
ohne Kontakt
4x 3-Sektionen je 26 Rohre=312 Rohre
Kontakt 700 000.--
RM 4 670 000.-

2.) H_2 aus Winkler-O-Wassergas

a) Winkler-O-Wassergas-Anlage für
Normalbetrieb: 5 000 cbm/h Rein-H_2 kompr.
= 6 950 cbm/h Wi-O-Wassergas " 780 000.--
zum Anfahren einer Sumpfphase-Kammer
werden benötigt: 9 800 cbm/h Rein-H_2
kompr. = 13 630 cbm/h O-Wassergas,
wozu ein Kraftgas-Generator verwendet
wird.

Übertrag RM 780 000.-

b) Linde-Fränkl-Anlage
für 3 700 cbm/h O_2 (93%) " 1 350 000.-

c) Luxmasse-Entschwefelung
für 13 630 cbm/h Wi-O-Wassergas
mit 4,5 g S_2/cbm " 240 000.-

d) CO-Konvertierung
für 7 400 cbm/h Winkler-Mischgas
1 System 3 000 ø wird in der CO-Konv.
der Hy-Gas-Spalte zusätzlich unterge-
bracht, Mehrkosten " 250 000.-

RM 2 620 000.-

3.) Restliche H_2-Anlage

a) Kompression
66 700 cbm/h Kontaktgas (0-29 ata)
mit 70% H_2; 25% CO_2; 4% CO

48 600 m^3/h Gas mit 5,3% CO (26,5-326 ata)
30 300 " " (98% H_2) (326-730 ata) " 5 980 000.-

b) CO_2-Reinigung
für 66 700 m^3/h Kontaktgas mit 25% CO_2 " 1 680 000.-

c) CO-Reinigung
für 48 600 cbm/h Gas mit 5,3% CO " 2 000 000.-

RM 9 680 000.-

4.) Gasbehälter: 25 Min.Vorrat
a) Hy-Gas = 4 000 m^3 Inhalt
b) Sauerstoff = 1 500 m^3 "
c) Stickstoff = 1 500 m^3 "
d) O-Gas = 6 000 m^3 "
e) Konvert-Gas=30 000 m^3 " " 620 000.-

5.) Rohrleitungen ausserh.d.Bauten
etwa 5% der Ges.Anlage-Kosten " 680 000.-

insges. RM 13 980 000.-

Heizgas-Anlage

a) Winkler-Kraftgas-Anlage
für 88 000 cbm/h Wi-Kraftgas mit
H_u = 1 050 kcal/cbm - 3 Generatoren Grösse 12 " 3 120 000.-

Zum Anfahren einer Sumpfphase-Kammer wird
ein Generator,Grösse 12, welcher mit Sauer-
stoffdüsen ausgerüstet ist, benützt.
Mehrpreis für zusätzl. Leitungen und Messinstr. " 100 000.-

Übertrag RM 3 220 000.-

b) Kraftgas-Behälter für 20 Min.Vorrat
30 000 cbm Inhalt " 310 000.-

c) Rohrleitungen ausserh.d.Bauten
etwa 5% d. Ges.Anlage-Kosten " 185 000.-

RM 3 710 000.-

Gesamtsumme : RM 22 160 000.-

(I) Die angegebenen Gasmengen beziehen sich auf 15°/735 mm Hg .

Die Anlagen sind ohne Reserven ausgelegt.

Anlage 4

Benzin-Anlage Japan

125 000 Jato Ri aus Sachalin-Steinkohle

330 Betriebstage. Betriebsdruck der Synthese 700 atü.

Anlage-Kostenschätzung für die Wasserstoff- und Heizgas-Erzeugung

Gesamter Wasserstoff-Bedarf der eigentl. Hydrierg. = 45 000 cbm/h Rein-H_2 kompr.

Die Gasmengen beziehen sich auf 15°/735 mm Hg

Hy-Abgas-Erzeugung : 83,0 x 10^6 kcal/h

Heizgas-Bedarf der eigentlichen Hy einschl. Nebenbetriebe :
39,6 x 10^6 kcal/h.

Koksvergasung

Fall 1) : Kombinierte Wasserstoff- und Heizgaserzeugung.
Hy-Gas als Heizgas, H_2 aus Hy-Gas-Überschuß,
Rest-H_2 aus Koks-Wassergas.

1.) H_2 aus Hy-Gas : 17 400 m^3/h Rein-H_2 kompr.

a) Alkazid-Entschwefelungs-Anlage
für 4 200 cbm/h Hy-Gas mit 1 g S_2/m^3
(H_u = 9 000 kcal/m^3) RM. 30 000.-

b) Luxmasse-Feinreinigung
für 4 200 cbm/h Hy-Gas mit 0,2 g S_2/m^3 " 32 000.-

c) Hy-Gas-Spaltanlage
einschl. organ. Entschwefelung u. Konvert.
2xJ-Sektionen je 24 Rohre=144 Rohre
ohne Kontakt 1 940 000.-
1. Kontaktfüllung (mit Redmng) 370 000.-
2 342 000.-

2.) H_2 aus Koks-Wassergas ; 25 600 m^3/h Rein-H_2 Kompr.

a) Wassergas-Anlage
Normalbetrieb 38 800 m^3/h Wassergas
5 Generatoren 3,4 m ø " 3 200 000.-

zum Anfahren einer Sumpfgas-Kammer
werden benötigt : 9 600 cbm/h Rein-H_2

	Übertrag	RM 3 190 000.-
* 7,4 x 10^6 kcal/h Reingas = 15 000 cbm/h Wassergas.		
b) Luftmasse-Entschwefelung für 29 000 cbm/h O-Wassergas mit etwa 4,5 g S_2/cbm,einschl.Masse	"	490 000.-
c) CO-Konvertierung für 31 200 cbm/h Mischgas einschl. 1. Kontaktfüllg. (5 Systeme à 7 000 für 16 500 kcal)	"	1 250 000.-
	RM	4 930 000.-

5.) Restliche H_2-Anlage

a) Kompression : zur Verdichtung von 69 600 m^3/h Kontaktgas mit 67% H_2, 28% CO_2, 3,9% CO von 0 - 29 ata		
48 000 m^3/h Gas mit 5,6% CO von 26,5-326 ata		
30 300 " " " 96% H_2 " 326-730 "	"	6 150 000.-
b) CO_2-Reinigung für 69 600 m^3/h Kontaktgas mit 28% CO_2	"	1 750 000.-
c) CO-Reinigung für 48 800 m^3/h Gas mit 5,6% CO	"	2 000 000.-
	RM	9 900 000.-

4.) Gasbehälter für 25 Min. Vorrat

a) H_2-Gas 4 000 m^3 Inhalt		
b) O-Wassergas 15 000 m^3 "		
c) Rest-Wassergas 4 000 m^3 Inhalt		
d) Kontaktgas 30 000 m^3 "	"	668 000.-

5.) Rohrleitungen ausserh. d. Bauten

etwa 5% der Gesamt-Anlage-Kosten	"	890 000.-
	RM	1 558 000.-

Gesamtsumme : RM 18 810 000.-

Die Anlagen sind ohne Reserven ausgelegt.

Lu, 28. Februar 1938/Sa.

Anlage 5.

Benzin-Anlage Japan

125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle

330 Betriebstage, Betriebsdruck der Sumpfphase 700 atü.

Anlage-Kostenaufstellung für die Wasserstoff- und Heizgaserzeugung.

Gesamter Wasserstoff-Bedarf der eigentl. Hydrierg. = 45 000 m^3/h Rein-H_2 kompr.

Die Gasmengen beziehen sich auf 15°/735 mm Hg .

Hy-Abgas-Erzeugung : 83,0 x 10^5 kcal/h

Heizgas-Bedarf der eigentlichen Hy einschl. Nebenbetriebe : 39,6 x 10^6 kcal/h .

Die Anlagen sind ohne Reserven ausgelegt.

Koksvergasung

Fall B) : Ges. Hy-Gas zu H_2 verarbeitet; Rest-H_2 aus Koks-Wassergas; Heizgas aus besonderer Winkler-Kraftgas-Anlage.

Wasserstoff-Anlage

1.) H_2 aus Hy-Gas : 38 000 m^3/h Rein-H_2 kompr.

a) Alkazid-Entschwefelungs-Anlage
für 9 250 cbm/h Hy-Gas mit etwa 7 g S_2/m^3 (Hu=9 000 kcal/cbm) RM 110 000.-

b) Luxmasse-Feinreinigung
für 9 250 cbm/h Hy-Gas mit 0,2 g S_2/m^3 einschl. Masse " 60 000.-

c) Hy-Gas-Spaltanlage
einschl. organ. Entschwefelung u. Konvert. ohne Kontakt " 3 800 000.-
4x3-Sektionen je 26 Rohre=312 Rohre
Kontakt (mit Redmud) " 700 000.-

RM 4 670 000.-

2.) H_2 aus Koks-Wassergas

a) Wassergas-Anlage für Normalbetrieb:
5 000 cbm/h Rein-H_2 kompr. = 7 600 m^3/h Wassergas

zum Anfahren einer Sumpfphase-Kammer werden benötigt : 9 800 cbm/h Rein-H_2 kompr.

= 21 000 m³/h Wassergas.
2 Wassergas-Generatoren 2,4 m Ø,
wovon 1 Generator normal in Betrieb ist. RM 1 240 000.-

b) Luftmasse-Entschwefelung
für 11 200 cbm/h O-Wassergas mit etwa
4,2 g S_2/cbm, einschl. Masse " 200 000.-

c) CO-Konvertierung
für 6 100 cbm/h Mischgas
in der Spaltanlage eingeschlossen.
1 System 3 000 Ø in Spaltanlage zuzurechnen
Mehrpreis " 250 000.-

RM 1 690 000.-

2.) Kostliche H_2-Anlage

a) Kompression
65 100 cbm/h Kontaktgas (0-2) ata)
mit 71,5% H_2; 23,6% CO_2; 4,1% CO
48 500 m³/h Gas mit 5,3% CO (26,5-326 ata)
30 200 m³/h Gas (98% H_2) (326-730 ats) " 5 900 000.-

b) CO_2-Reinigung
für 65 100 cbm/h Kontaktgas mit 23,6% CO_2 " 1 650 000.-

c) CO-Reinigung
für 18 500 m³/h Gas mit 5,3% CO " 2 000 000.-

RM 9 550 000.-

3.) Gasbehälter : 25 Min. Vorrat
a) Hy-Gas 4 000 m³ Inhalt
b) O-Wassergas 5 000 m³ "
c) Rest-Wassergas 1 500 m³ "
d) Konvertgas 30 000 m³ " " 949 000.-

5.) Rohrleitungen ausserh. d. Bauten
etwa 5% der Gesamt-Anlage-Kosten " 893 000.-

insgesamt: RM 17 280 000.-

Beleges-Anlage
a) Kraftgas-Anlage für 84 500 m³/h
(H_u = 1 050 kcal/m³) 4 Generatoren Grösse 10 RM 3 650 000.-

b) Kraftgas-Behälter für 20 Min.Vorrat
30 000 cbm Inhalt " 310 000.-

c) Rohrleitungen Ausserh. d.Bauten
etwa 5% der Anlage-Kosten " 200 000.-

RM 4 160 000.-

Gesamtsumme : RM 21 440 000.-

Energietabelle für Hy-Japan :

125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle (330 Betr.Tage)

	Kohlevergasung		Koksvergasung	
	Fall A	Fall B	Fall A	Fall B
1.) Hochdruckdampf :				
a) Erzeugung to/h	24,2	47,0	32,6	47,8
b) Bedarf "	12,6	12,6	12,6	12,6
Überschuss: to/h	11,6	34,4	20,0	35,2
2.) Niederdruckdampf :				
a) Bedarf to/h	89,2	102,4	121,9	103,3
b) Erzeugung "	-	-	13,3	2,6
Restl.Bedarf: to/h	89,2	102,4	108,6	105,7
3.) Heizgas bezw.Hy-Abgas: 10^6 kcal/h				
a) Bedarf	83,0	175,5	101,7	175,4
b) Erzeugung	83,0	175,5	101,7	175,4
	-	-	-	-
4.) Wasser : m^3/h	15.170,0	12.340,0	12.390,0	11.900,0
5.) Elektr.Energie : kW	46.910,0	38.830,0	37.600,0	37.340,0
Kohlebedarf : to/h (H_u=7600 kcal/kg)				
1.) für Energie-Erzeugung	24,5	20,0	21,0	20,5
2.) für Hydrierung to/h	28,8	28,8	28,8	28,8
3.) für Bi-O-Wg-Erzeugung				
a) 0,7 kg Kohle/m^3 O-Wg	30,2	4,9	-	-
b) 0,60 " " " (opt.)	25,9	4,2	-	-
4.) für Bi-Kraftgas (H_g=1050 kcal/m^3)				
a) 0,47 kg Kohle/m^3 Kr'gas	-	41,8	-	40,2
b) 0,33 " " " (opt.)	-	29,1	-	27,9
Koksbedarf : to/h für O-Wassergas	-	-	22,2	4,3
Gesamt-Kohlebedarf : to/h				
a) (1+2+3b+4a)	83,5	95,5	49,8	88,5
b) (1+2+3b+4b)	79,2	82,1	-	76,2
Koks to/h	- -	- -	22,2	4,3 4,3
etc., bezogen auf 1 to Bi				
a) Kohle to/to Bi	5,28	6,03	3,17	5,59
b) Kohle "	5,01	5,19	-	4,82
Koks "	- -	- -	1,40	0,27 0,27
Tonnen von Kohle u.Koks je to Bi für Japan				
Kohleanfall t/to Bi a)	37,0	42,2	64,2	47,0
b)	35,1	36,3	64,2	41,0
Koks "	0	0	1,8	0,4

Anlage 7

Stand 1. März 1936/Ja.-

Anlagekosten von Benzin-Anlagen aufgrund deutscher Verhältn.

Preise in RM	Kohlevergasung Fall A	Kohlevergasung Fall B	Koksvergasung Fall A	Koksvergasung Fall B
1.) Hy-Japan - 37 500 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle (700 at.)				
a) Wasserstoff-Anlage	8 320 000.-	6 830 000.-	6 540 000.-	6 380 000.-
b) Kraftgas-Anlage	-	2 370 000.-	-	1 720 000.-
c) Eigentliche Hydrierung	12 920 000.-	12 920 000.-	13 100 000.-	13 100 000.-
d) Allgem.Anlagen & Energieverteilung	5 000 000.-	5 000 000.-	5 000 000.-	5 000 000.-
e) Energie-Erzeugung Kraftwerk einschl.Schaltstation & Wasserwerk	6 500 000.-	5 500 000.-	6 000 000.-	5 500 000.-
	32 740 000.-	32 620 000.-	30 640 000.-	31 700 000.-
2.) Hy-China - 50 000 Jato Bi aus Loping-Steinkohle (700 at.)				
a) Wasserstoff-Anlage	10 000 000.-	8 040 000.-	7 890 000.-	7 670 000.-
b) Kraftgas-Anlage	-	2 550 000.-	-	2 470 000.-
c) Eigentliche Hydrierung	18 300 000.-	18 300 000.-	18 480 000.-	18 480 000.-
d) Allgem.Anlagen & Energie-Verteilung	6 000 000.-	6 000 000.-	6 000 000.-	6 000 000.-
e) Energie-Erzeugung Kraftwerk einschl.Schaltstation & Wasserwerk	8 500 000.-	7 200 000.-	7 500 000.-	7 200 000.-
	42 800 000.-	42 090 000.-	39 870 000.-	41 820 000.-
3.) Hy-Japan - 50 000 Jato Bi aus Sachalin-Braunkohle (300 at.)				
a) Wasserstoff-Anlage	9 070 000.-	7 560 000.-	7 300 000.-	7 090 000.-
b) Kraftgas-Anlage	-	1 950 000.-	-	1 580 000.-
c) Eigentliche Hydrierung	13 940 000.-	13 940 000.-	14 120 000.-	14 120 000.-
d) Allgem.Anlagen & Energie-Verteilung	6 000 000.-	6 000 000.-	6 060 000.-	6 060 000.-
e) Energie-Erzeugung Kraftwerk einschl.Schaltstation & Wasserwerk	7 500 000.-	6 500 000.-	6 700 000.-	6 500 000.-
	36 510 000.-	35 950 000.-	34 120 000.-	35 290 000.-
4.) Hy-Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle (700 at.)				

a) Wasserstoff-Anlage	9 070 000.-	7 550 000.-	7 300 000.-	7 090 000.-
b) Kraftgas-Anlage	-	1 950 000.-	-	1 580 000.-
c) Eigentliche Hydrierung	13 940 000.-	13 940 000.-	14 120 000.-	14 120 000.-
d) Allgem.Anlagen & Energie-Verteilung	6 000 000.-	6 000 000.-	6 000 000.-	6 000 000.-
e) Energie-Erzeugung Kraftwerk einschl.Schaltstation & Wasserwerk	7 500 000.-	6 500 000.-	6 700 000.-	6 500 000.-
	36 510 000.-	35 950 000.-	34 120 000.-	35 290 000.-

4.) Hy-Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle (700 at.)

a) Wasserstoff-Anlage	22 930 000.-	18 450 000.-	18 810 000.-	17 280 000.-
b) Kraftgas-Anlage	-	3 710 000.-	-	4 160 000.-
c) Eigentliche Hydrierung	35 700 000.-	35 700 000.-	36 100 000.-	36 100 000.-
d) Allgem.Anlagen & Energie-Verteilung	8 200 000.-	8 200 000.-	8 200 000.-	8 200 000.-
e) Energie-Erzeugung Kraftwerk einschl.Schaltstation & Wasserwerk	20 000 000.-	17 000 000.-	18 000 000.-	17 000 000.-
	86 830 000.-	83 060 000.-	81 110 000.-	82 740 000.-

5.) Hy-Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Braunkohle (700 at.)

a) Wasserstoff-Anlage	19 970 000.-	16 260 000.-	16 660 000.-	16 030 000.-
b) Kraftgas-Anlage	-	2 900 000.-	-	2 800 000.-
c) Eigentliche Hydrierung	36 760 000.-	36 760 000.-	37 160 000.-	37 160 000.-
d) Allgem.Anlagen & Energie-Verteilung	8 200 000.-	8 200 000.-	8 200 000.-	8 200 000.-
e) Energie-Erzeugung Kraftwerk einschl.Schaltstation & Wasserwerk	18 000 000.-	15 300 000.-	16 500 000.-	15 300 000.-
	82 930 000.-	79 420 000.-	78 520 000.-	79 490 000.-

Die Kosten der eigentlichen Hydrierung sind im Falle der Wasserstofferzeugung aus Koks höher als im Falle der Wasserstofferzeugung aus Kohle, da in letzterem Falle als Schutzgas der in der Linde-Frankl-Anlage anfallende Stickstoff verwendet werden kann, während im ersteren Falle eine eigene Schutzgas-Anlage erstellt werden muss.

Anlage B

Vergleich der Anlage-Kosten

von Benzin-Anlagen mit vorgeschalteter Sauerstoff- und Heizgaserzeugung

berechnet für deutsche Verhältnisse

	Kohlevergasung		Kohlevergasung	
	Fall A RM	Fall B RM	Fall A RM	Fall B RM
1.) Hy-Japan - 37 500 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle (S.700) 1-2fach 3.Kammer.				
a) 50% H_2 zum Anfahren	32 740 000.-	32 620 000.-	30 640 000.-	31 700 000.-
b) 100% H_2 " "	32 940 000.-	33 350 000.-	30 910 000.-	32 280 000.-
2.) Hy-China - 50 000 Jato Bi aus Loping-Steinkohle (S.700) 2-2fach 3.Kammern.100% H_2 z.Anf.	42 800 000.-	42 090 000.-	39 870 000.-	41 820 000.-
3.) Hy-Japan - 50 000 Jato Bi aus Sachalin-Braunkohle (S.300) 1-3fach 3.Kammer				
a) 80% H_2 zum Anfahren	36 510 000.-	35 950 000.-	34 120 000.-	35 290 000.-
b) 100% H_2 " "	36 890 000.-	36 730 000.-	34 620 000.-	36 110 000.-
4.) Hy-Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Steinkohle (S.700) 3-3fachkammern S.Ph. 100% H_2 zum Anfahren	86 830 000.-	83 050 000.-	81 110 000.-	82 740 000.-
5.) Hy-Japan - 125 000 Jato Bi aus Sachalin-Braunkohle (S.700) 2-4fach & 1-2fach-3.Kammern 100% H_2 z.Anf. 1-3fach Kammer	82 950 000.-	79 420 000.-	78 580 000.-	79 490 000.-

Anl. [illegible] zum Antrag [illegible] vom 3. März 1937/Sa.

Energien

Energieen

29.4.1941.Weh,4

Kohleverbrauch je to Benzin.

A) AUTOBENZIN: (220 kg Treibgas je to Autobenzin)

Hydrierkohle, Typ Gelsenberg, 4% Asche, 10% Wasser	1,97 t Kohle
H_2-Erzeugung aus Koks: [1] 72% v. 2800 m^3 H_2 = 2020·0,9 =	1,81 t Koks
(bzw. aus Kohle nach Winkler) Hu 6700 [2] : 88% v. 2800 = 2460·0,76 =	1,87 t Kohle
Energiekohle ca. 8% Asche u. 4% Wasser; Hu 7100 (6,8 t Dampf; 2700 KW je to Autobi)	1,6 t Kohle
	5,38 t Kohle bzw. Koks
abzgl. Treibgas (220 kg Treibgas je t Autobi) in Kohle ausgedrückt (nach Heizwert)	- 0,33 t-
	5,05 t Kohle bzw. Koks.

B) L-BENZIN: (352 kg Treibgas je to L-Benzin)

Hydrierkohle	2,2 t Kohle
H_2-Erzeugung aus Koks: [1] 72% v. 3200 = 2300·0,9 =	2,07 t Koks
(bzw. aus Kohle nach Winkler) Hu 6700 [2] 89% v. 3200 = 2850·0,76	1,86 t Kohle
Energiekohle ca. 8% Asche und 4% Wasser; Hu 7100 (7,7 to Dampf; 3000 KW je to L-Bi)	1,8 t Kohle
	6,07 t Koks bzw. Kohle 0,76
abzgl. Treibgas (352 kg Treibgas je t L-Bi) in Kohle ausgedrückt (nach Heizwert)	- 0,54 t-
	5,53 t Kohle bzw. Koks.

1) Bei Treibgasgewinnung aus den Arm-u. Reichgasen beider Phasen m. 90% Ausbeute können 28% des H_2 durch Hygasespaltung erzeugt werden. Das bei Erzeugung der restlichen 72% aus Koks dann anfallende Restwassergas deckt zusammen mit dem restlichen Hygas den Heizgasbedarf v. Hydrierung und Hygasespaltung.

2) Es können, da beim Winkler-Prozess kein Restwassergas anfällt, nur 12% des H_2 aus Hygas gemacht werden unter der Voraussetzung von Fussnote 1 (bei L-Bi 11%)

Energien pro 1000 m^2 H_2 300 atm.

	D	kwh	H_2O	WE
1) Steinkohle im Winkler-Generator + 416 m^3 O_2	0,48	575	204	$5.78 \cdot 10^6$
2) Koks über Wassergas	0,74	535	105	$6.5 \cdot 10^6$ $8.63 \cdot 10^6$
3) entbutanisiertes Hygas im Röhrenspaltofen	0,73	437	120	$3,34 \cdot 10^6$
4) Kokereigas im Röhrenspaltofen	0,84	442	120	$3,48 \cdot 10^6$
5) Kokereigas durch Lindezerlegung	0,08	560	290	$7,7 \cdot 10^6$ $5.4 \cdot 10^6$

Trocknung von Rohbraunkohle

50 % H_2O — 500 000 WE/to Rohbraunkohle.

36 100 000	27 600 000	13 000 000	14 000 000	600 000	47 000	5 800 000	175 000

75 %

~ 16 %

Bu, den 3. Januar 1939/Rit.

B e s u c h s b e r i c h t. Frl. Dr. Höring

Betr.: Kostengruppen für Energien.

a) Werk Magdeburg.

Für die einzelnen Kostengruppen wurden die Hauptdurchsätze, sowie die verschied. Dampf, elektr. Energie, Heizgas und Wasser aufgenommen zwar für die Monate Januar (-2,2°), Februar (+2,1°), März (+3,4°), Juli (+18,0°) und November (+4,1°), sodaß man also den Einfluß der kalten Monate erfassen kann. Für den Dampf selbst wurde eine weitgehende Unterteilung vorgenommen.

Die den Monaten in Klammern beigefügten Zahlen bedeuten mittlere Monatstemperaturen.

b) Werk Bühlen.

Die analogen Zahlen wurden auch für das Werk Bühlen aufgestellt.

Es sei hier schon auf den verschiedenen Dampfzustand in den beiden Werken hingewiesen:

	Magdeburg	Bühlen
Druck	3,3 ata	2,0 ata
Temperatur	136° C (Sattdampf)	165° C.

Verteiler:
Dir.Dr. Pier,
Dir.Dr. Nymann,
Obering. Dr. Rumpf,
Frl. Dr. Höring,
Dr. Hänel,
Dr. Schmitt,
Dr. Becker,
Dipl.-Ing. Burger,
Dr.-Ing. Rühmer,
Dipl.-Ing. Zimmermann,
Wagner,
Sekretariat T.E.

Ludwigshafen, den 5. Januar 1938/Hi.

Aufteilung nach Kostengruppen:

Kostengruppe	I:	Gaserzeugung (Winkler-Generatoren mit O_2-Herstellung)
"	II:	Gaskompression
"	III:	Feuerschlenderöl (Feuerlager einschl. Kohprodukt-Anlage)
"	IV:	Sumpfphase (Mittöl-Erzeugung (Hydrasen-Schwefelung zu Öl), Zwischentank, Abtreiber-Destillation mit Ireset
"	V:	Gasphase (Öl-Erzeugung, Zwischentank, Öl-Abtreiber, Destillations-Kasche, Rückgabekompression, Hochdruck-Destillation, Hydras-Nachschwefelung (60 %)
"	VI:	Kreislaufgewinnung
"	VII:	Schwefelgewinnung (Claus)
"	VIII:	Entphenolung
"	IX:	Verkaufstanklager

Anlage 12

Im, dem 31. Dezember 1937/Ks.

Hydrierwerk Magdeburg

Kostengruppe I und II.

(in 1 000 M)

	Januar	Februar	März	Juli	November
O_2-Erzeugung	4 084	4 019	4 323	4 561	3 955
O_2-Verbrauch	3 248	3 291	3 545	4 212	3 770
Kohlenoxydgas-Erzeugung	13 304	13 361	14 505	17 574	16 090
Kohlenoxydgas nach Entschwefelung	13 269	13 291	14 415	17 468	16 006
Kohlenoxyd	823	843	867	1 206	1 133
Eingang Kontaktgasfabrik	14 107	14 134	15 282	18 674	17 139
Kontaktgas	17 405	17 950	19 466	23 689	22 800
über Dach	- 1 135	- 1 560	- 611	- 52	- 650
Abgabe an CO_2-Wäsche	16 350	16 600	18 954	23 637	21 369
Reinwasserstoff	8 565	8 708	9 798	12 377	11 146
über Dach	- 127	-	-	-	- 95
an Hydrierung	8 437	8 706	9 798	12 377	11 051
mögliche H_2-Erzeugung	9 159	9 514	10 116	12 404	11 146

Tabelle

Anl. Nr. 41. Dezember 1927 / 52

Hywerk Magdeburg.

Aufteilung des Dampfverbrauches der Kostengruppe I

(in to)

	Januar		Februar		März		April		November	
	H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.
O_2-Erzeugung		600		500		400		300		400
Vacuum-Erzeugung	525	8841	693	8487	773	8333	623	10524		10364
Abhitze-Kessel	6516**		5078		9501		12423	3153	10169	
Vacuum-Entschwefelung		875		237		127	-	-		
Kontakt-Wasser-Verdampfung		7486		6958		6972		7992		8664
N_2-Verdichter		250		250		250		100		250
Außenrohrleitung		500		450		360		-		-
Sieb- und Mahlanlage		753		754		460		-		-
		19306		17636		16902		22069		19678

Aufteilung des Dampfverbrauches der Kostengruppe II.

Schlammsure-Reinigung		800		750		700		300		400
Schlammoxyd-Reinigung		2200		2000		2000		1782		1795
Gas-Kompression		546		226		97		50		43
Schlammsure-Verdampfung		350		350		350		50		500
		3896		3326		3255		2182		2738

T = Speisewasser-Aufbereitung ** = Erzeugung.

Tabelle

Kraftwerk Magdeburg

Ma, den 31. Dezember 1937/Dit.

Energien der Kontengruppe I.

		Januar		Februar		März		Juli		November	
		H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.	H.Dr.	N.Dr.
elektr. Energie	kWh		3 341 870		3 044 280		3 713 160		4 030 360		3 615 050
Kraft	"		14 650		13 180		12 900		6 390		7 840
Licht											
Hochdruckdampf	to	8 516	526	8 877	684	9 501	778	12 423	623	10 169	-
Niederdruckdampf	"		19 307		17 636		16 902		22070		19 678
Kraftgas-Erzeugung	1000 m³ a 1000 Cal		985		310		503		137		316
Kühlwasser	m³		817 522		840 331		865 488		895 866		645 792

Energien der Kontengruppe II.

elektr. Energie	kWh	4 735 000	4 401 560		4 800 500		6 214 000		5 465 000
Kraft	"	16 550	14 900		14 500		1 950		12 710
Licht									
Hochdruckdampf	to	-	-		-		-		-
Niederdruckdampf	"	5896	5 325		3 255		2 163		3 195
Kraftgas	m³	-	-		-		-		-
Kühlwasser	"	1 188 715	1 160 000		1 364 800		2 107 900		1 230 000

x) = über 30 % zur O_2-Erzeugung xx) [ ] = Erzeugung.

		Januar	Februar	März	April	Mai
Kohlrabi-Anbau:	1	6 [illegible]	9 [illegible]	11 [illegible]	14 [illegible]	14 [illegible]
	2	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Blatt-, Endivie	1	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	2				–	–
	3					
Radieschen-Beet	1	[illegible]	300	400	500	430
	2	–	–	–	–	–
	3	–	–	–	–	–
Rettichbeet	1	[illegible]	400	400	300	1 535
	2	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
	3	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Kresbeet	1	–	–	–	–	–
	2	–	–	–	–	–
	3	–	–	–	–	–

1 = Anbauer-Liste
2 = Gesamt-Ernte-Menge
3 = Prämien-Antrag

–1 = Reihenabstand
xxx = Ausnahmsweise keine Ernte in diesen Monaten wegen Kälte und Schnee

Ludwigshafen, den 3. Januar 1938 / Sa.

Tabelle
Ilverk Magdeburg.

Kostenstruppe IV (Sumpfphase)

Zinnpritaprod. Sumpfphase to		Januar 73 763	Februar 12 303	März 17 755	Juli 22 024	November 20 712
A. Destillation						
Reinteer		6 560	9 010	11 296	14 130	13 587
Leicht-Öl		2 420	2 008	2 614	2 171	2 483
Reis-Öl		183	23	122	140	515
Teer-Abtreiber		12 593	11 470	16 070	20 227	18 535
Gesamt-Eingang		23 756	22 511	30 102	36 676	35 120
Elektr. Energie	Kraft Kwh.	951 442	664 520	1 072 924	1 364 170	1 257 070
	Licht	15 270	17 644	16 410	18 292	15 195
Hochdruckdampf	to	691	428	438	492	400
Niederdruck-Dampf	to	6 958	6 091	6 627	5 798	6 506
Kraftgas	m³ Teerofen-Betr.	1 979 600	1 498 900	2 513 500	3 166 500	3 226 500
	1000 Cal. Teerabtr. Betr.	5 857 000	3 769 500	5 132 100	5 840 100	5 473 000
Frischwasser		358 563	336 355	351 188	642 916	319 820

Ludwigshafen, den 3. Januar 1930 / F.

Tabelle
Hydrierwerk Magdeburg

Niederdruck-Verbrauch-Aufstellung IV

	Januar	Februar	März	Juli	November
Hy-Gas-Entschwefelung	496	618	823	727	956
Dampfphase-Pressen	500	500	400	100	400
Kontakt-Kaltölumlauf	600	500	400	100	400
Gasumlaufpumpen	450	400	350	100	300
Kat-Anmaischung Kreislauf-Gaswäsche	450	400	350	100	300
Teerabtr.Destillation	2 511	2 122	2 416	4 126	3 465
Heizöltank-Betrieb	776	850	876	70	1 525
Produkt-Leitungen	375	700	1 020	475	1 160
	6 958	6 091	6 627	5 758	8 506

Dampf-Verbrauch-Aufteilung der Kostenstelle V.

	Januar	Februar	März	Juli	November
Hy-Gas-Entschwefelung (AIR)	745	937	1 235	1 009	1 430
21-Phase Isooct-Betrieb	350	300	200	100	350
" " Ofen - "	500	400	300	50	400
" " Umlaufpumpen Gas	250	200	150	50	300
" " Absch.Destill.	2351 t/829	2120 t/450	2370 t/780	2500 t/940	2150 t/497
Rochdr.-Stabilisierung	1013 t/300	904 t/450	939 t/350	1366 t/ 50	1015 t/500
21-Wäsche	400	350	300	50	500
Zwischen-Tank-Betrieb	500	500	500	57	1 015
Leitungen	1 775	1 450	1 242	489	1 300
	3363/5 849	3024/5027	3358/6057	3866/2675	3165/6 301

21 = Hochdruckdampf

Tabelle
Hywerk Ingelheim

Kostengruppe II. (Treibgaserzeugung)

	Januar	Februar	März	Juli	November
Propan Verkauf	-	-	74	101	321
Butan "	-	-	53	199	173
Propan zur Packol	94	103	136	140	72
Butan " "	37	58	79	426	207
El. Energie Kraft	105 260	101 000	235 576	91 000	120 566
" Licht	8 060	7 250	7 100	3 500	4 930
Niederdruckdampf	759	1 204	1 151	1 261	1 685
Kühlwasser	86 055	89 298	133 152	360 886	184 512

Anlage

Tyrolit Magdeburg

Emissionswerte VIZ (Schwefelwasserstoff)

	Januar	Februar	März	April	November
Schwefel in H_2S-Gas to.					
Hauptphase	41	52	63	72	87
Leerphase	92	128	158	177	173
Summe:	133	180	221	250	273 t
Schwefel-Anfall	127	155	182	150	232
Gichtgasmenge trocken	3 260	3 200	400	510	10 400
Licht	1 050	910	900	440	680
Dampf	-	-	-	-	-
Emissionen in 1000 m³	148	77	67	74	196
" 1000 Gal/m					

4) Wirkungsgrad 40 % Ausbeute

Tabelle
Oppau

Kostenstelle VIII (Entphenolung)

			Januar	Februar	März	Juli	November
Verkaufsfähiges Phenol[x])			41	24	30	33	25
Elektr. Energie	Kraft	Kwh	59 200	31 600	54 600	52 000	12 500
	Licht	"	1 050	910	900	430	850
Hochdruckdampf		to	245	255	381	731	451
Niederdruckdampf		"	427	991	800	-	456
Kühlwasser		m^3					

x) Die Ausgangs-Phenol-Tagesmengen sind nicht vorhanden.

Tabelle

Zu, den 3. Januar 1938/Sit.

Zywerk Magdeburg

Kesselgruppe IX - Verkaufsfabrik, Lager und Sonstiges.

	Januar	Februar	März	Juli	November
Verkaufsfabrikbetrieb und Spitzenofen	280	256	260	-	
Fassenwerk	500	450	350	-	150
Kondensatsammelleitungen	400	350	250	-	100
Verkehrsbetrieb	600	550	450	-	400
Maschinentechn. Materiallager	462	405	360	-	200
Feuerwehr	300	300	300	-	150
Laboratorium	250	250	240	50	200
Verwaltungsgebäude	550	500	240	50	265
Zahnradschaltkasten, Waschkaue	250	272	392	49	550
Lehrbetrieb	500	450	200	200	300
	≈3100	≈3 800	≈3 000	≈1 350	≈2 200
Gesamt-Niederdruckdampf-Verbrauch	45 735	40 136	39 259	32 453	43 608
Hochdruckdampf im Niederdruck-Netz	3 192	4 186	4 245	6 210	6 721

Tabelle

Indikatorkurven

Indikatorkurven vom 5. Januar 1925

Dampfverbrauch der eigentlichen Hydrieranl

	Januar	Februar	März	Juli	November
Hydrierdampfverbrauch für eigentl. Hydrierung	45 755	40 136	39 259	35 453	43 669
davon Hydr. I Phase	19 307	17 636	16 902	22 070	19 678
II Kompression	3 626	3 326	3 255	2 103	3 195
H_2-Kreislauf (Kompr.)	23 292	20 362	20 157	24 253	22 373
Verbrauch der eigentl. Hydrierung Niederdruckdampf	22 532	19 774	19 102	11 200	20 735
dazu Hochdruckdampf					
a) Gasentölung	245	255	501	721	451
b) Kohlengruppe V	3 365	3 024	3 358	3 868	3 165
Insgesamt Niederdruckdampf	3 608	3 279	3 739	4 597	3 616
Gesamtverbrauch	3 590	3 723	11 485	15 706	13 066
Gesamtverbrauch pro to Benzin	2,6	2,03	1,67	0,82	1,56
Gesamtverbrauch pro to Benzin	0,48	0,54	0,32	0,32	0,24

Tabelle

Bytes, Bytebytes

B.) Boote, Tonnen benoten mit 1 zu Hi-Hinterrumpf

a, weiblicho Bytebytes

	Anton	Zeppelin	Wal 2	Dill	Boyonnes
Textp. Energie in 1000 kWh					
a) Menge	2 825	2 747	4 675	4 726	4 221
b) Byte. Energie	300	283	265	345	327
Verbrauchsstempel					
a) Menge	120	3 307	4 470	5 590	4 442
b) Byte. Menge	0,520	0,405	0,295	0,406	0,345
Treten Produktionsp.					
a) Menge	22 532	19 279	20 102	12 200	20 835
b) Byte. Quote	256	1,36	1,66	0,86	1,52
Energie in 1000 m³ x 1000 Cal.					
a) Menge	6 177	8 064	10 370	12 267	11 85
b) Byte. Menge	664	843	903	510	845
Kaufkraft in 1000 €					
a) Menge	852	869	2 003	2 266	1 [illegible]
b) Byte. Menge					

Energiepreise:	Lu/Op	Ruhr
HD.-Dampf pro t	ℳ 3,40	2,70
ND. " " "	" 3,10	
Kraftgas pro 100 WE	" 0,88	0,21
Hochspannung pro KWh	Pfg.1,65	1,4
Niederspannung " "	" 3,70	
Wasser Pfg./cbm	0,7	1,9

Die Energiekosten 0,9.12.87. (Netto!)

A) nach Gesamttabelle!

STH NDD 88 t/h à 0,57.10⁶ = 44,24 10⁶ DM/Heiz.

Raum 47000 kWh à 3500 = 164,2 "

Σ 214,2 "

B)

NDD 88 t/h à 0,7 61,5.10⁶ DM/Heiz.

Jahresbetrieb 160 MWh/h NDD

= 14000 kWh/h Heizen u. Lüften

47000 − 14000 = 33000 kWh à 1600 149,0 "

180,5

Die Kosten

für Heizen 33,5.10⁶ DM/Heiz.

umgerechnet auf

Kohle 7200 DM/t 4,7 t Kohle/Heiz.

oder

für die Kohlebedarf zu Fuß

angeben ist 0,34 kWh/h Raum

Die Umrechnung aller Energiekosten

in DM in die Kohle zu Vergleichen ist

findet zu Fehlern! Vgl. 7.2) f. die

~~Heizung~~ in 7) die

Heizung mit Jahresbetrieb zu

Vergleichszwecken.

Die Kohlenbedarfsrechnung ist nach Angaben

mit der Norm durch niedrige Vergleichszahlen angegeben

bedingt die Stabilität von Kohlenlieferungen in Zeiten

Kohlen angegeben. Auf die Norm ist abgestimmt

es ist die Kohlenbedarf maximal. Weiter ist

Kohlenbedarf reduziert. Es ist [illegible]

TECHNISCHES BÜRO
für
AUSLANDSANLAGEN.

Berlin, den 9.12.37.

Energie-Bilanz für eine Energie-Anlage mit einer Gasaufgabe von 125.000 Jahr to Braunkohle-Preßkohle.
(330 Betr.-Tage).

Unterlagen: Stündlich Energien werden mit Dämpfen zur Verfügung, wenn eine Leistung nicht 20 t/h überschreitet, genügend mit Gas, mit einer Luft von 0° C und 760 mm;
für:
1.) Hochdruckdampf - 20 atü = 700 000 kcal Kohle/to Dampf.
2.) Niederdruckdampf - 3 atü = 550 000 kcal Kohle/to Dampf.
3.) Elektr. Energie für Werk = 3.600 kcal Kohle/kWh.
4.) Reinigungsgas für 3 atü } = 14,8 kWh/100 m³ H₂O
Dampf } = 425 kcal Kohle/m³ H₂O.

Die Energie-Bilanz wurde auf einer Energie-Tabelle, die auf dem Kalorien-Prinzip für eine Kraftanlage gebaut wurde, durch eine neue 10 to Energie-Karte, welche für Einstellungen etc. sehr übersichtlich ist, und die Energie-Bilanz-Karte genauer durch Energie-Tabelle ersetzt. Genauere Zahlen als die Karte gibt.

Fall A. Gesamte Energie-Karte für Gasaufgabe usw.
I) Allgemeine Angaben.
Kombinierte Hochdruck- u. Niederdruck-Gasaufgabe.
Koks als Kohle, H₂ aus Koks- Naßreinigung u. Wasser-Gas.

a) Energie:
1.) Hochdruckdampf: 12,6 to/h × 0,7 × 10⁶ kcal = 8,80 × 10⁶ kcal Kohle/h.
2.) Niederdruckdampf: 88,0 to/h × 0,55 × 10⁶ " = 44,84 " " "
3.) Elektr. Energie: 47 max kW × 3,6 × 10³ " = 169,20 " " "
4.) Reinigung: 9.250 m³/h × 425 kcal = 3,93 " " "
226,77 × 10⁶ kcal Kohle/h.

b) Ergänzung für Reserve:
Hochdruckdampf: 24,1 to/h × 0,7 × 10⁶ kcal = 16,87 × 10⁶ kcal Kohle/h.
209,90 × 10⁶ kcal Kohle/h.

Energie-Ergänzung: 15,8 Stunden.
Tägl. gesamte Energie-Karte (ohne Ergänzung in Kraftwerk) = 209,9 × 10⁶ / 15,8 = 13,3 × 10⁶ kcal Kohle/to Br.

II) Reserve-Karte:
a.) Hochdruckdampf: 28,8 to/h = 224,5 × 10⁶ kcal Kohle/h.
(Ki = 7800 kcal/kg) = 14,2 × 10⁶ kcal Kohle/to Br.

b.) Kohle für Gasaufgabe: 29,0 to/h = 226,2 × 10⁶ kcal Kohle/h
= 14,3 × 10⁶ kcal Kohle/to Br.
(Ausgabe v. 9.20 Januar 29. XII. 37.
für 1000 m³ Wi-O-Gas = 650 - 700 kg
also im Mittel 675 kg.
Hu = 2300 kcal/m³ Wi-O-Gas.
η = 2,3 / 0,675 × 7800 = 0,437 ; 29,0 to/h

Maximum
100,6 t × 7,8 × 10⁶ WE
= 805 × 10⁶ WE (Fall 5a)
Anh. 22.000 kW
Gas 25.000 "
× 3,6
= 90 × 10⁶ WE
3,93 × "
174,4 × 10⁶ WE
Fall 226,7 "
52,3 × 10⁶ WE
= 0,67 t Kohle

Fall 5,36
4,7 t/h

Fall A: Gefeuerte Dampfanlage mit fünf Stufen
Ruths - Maschine (Gasumgehung mit Entnahmestufe)

Energie + Verbrauch d. Generatorgases
$1,33 \times 10^6$ + $1,42 \times 10^6$ = $4,3 \times 10^6$ = $4,78 \times 10^6$ kcal Kohle je Kg Kohle

Verbrauch: 5,36 Kg Kohle / Kg PS

Fall B: Gefeuerte Gasturbine für Gasumgehung mit
1.) ungekühlter Turbinenschaufel
Winkler-Koksgas mit Kohlegas:
Gas: Kohlegas zu 1/2 enthalten, 1/2 Koks mit Luft-Dampf

a.) Verbrauch:
1) Kohlenverbrauch: 12,6 Kg/h × 0,7 × 10^6 kcal = 8,80 kcal/Kohle/h.
2) Kühlwasserverbrauch: 102,5 Kg/h × 0,55 × 10^6 kcal = 56,30 × 10^6 " " "
3) Elektr. Energie: 39 m³/h × 3,6 × 10^3 kcal = 140,30 × 10^6 " " "
4) Anlage: 7.800 m³/h × 425 kcal = 3,32 × 10^6 " " "
211,424 10^6 kcal Kohle/h.

b.) Ausgang ohne Rückgewinn:
Kohlenverbrauch: 47,1 Kg/h × 0,7 × 10^6 kcal = 32,92 × 10^6 kcal Kohle/h.
178,50 × 10^6 kcal Kohle/h.
Ausgang mit Energie: = 41,3 × 10^6 kcal Kohle/Kg PS

2.) Rückgewinn:
a.) Kühlwasserverlust Fall A = 4,2 × 10^6 kcal Kohle/Kg PS

b.) Generator-Kohle lt. Angabe Ruths
vom 29.11.37.
1) Lino-U-G. ... 4,7 Kg/h × 7,8 × 10^3 = 36,7 × 10^6 kcal Kohle/h
$\eta = \frac{2300}{0,675 \cdot 7800} \approx 0,44$ = 2,3 × 10^6 kcal Kohle/Kg PS
2.) Für Abgas: Ausgas. (Ku = 1050 kcal/m³)
für 1 m³ = 450 - 500 kg: 41,5 Kg/h × 7,8 × 10^3 = 323,5 × 10^6 kcal Kohle/h.
$\eta = \frac{1050}{0,475 \cdot 7800} = 0,284$ = 20,5 × 10^6 kcal Kohle/Kg PS
Gefeuerte Dampfanlage wie oben mit
Ruths - Maschine (Gasumgehung mit Entnahmestufe)

Energie + Verbrauch d. Generatorgases
$1,33 \times 10^6$ + $1,42 \times 10^6$ + $2,5 \times 10^6$ + $20,5 \times 10^6$ = $48,3 \times 10^6$ kcal Kohle/Kg PS

Verbrauch: 6,2 Kg Kohle/Kg PS

Andere Möglichkeit: Gasumgehung mit Entnahme-Kolbenmaschine

Energie-Ersparnis in Kohlenkalorien für die gleiche Anlage wie oben
Kolbenmaschine - Entnahme (Ku = 6000 kcal/Kg)
Ausg. lt. Hinweis vom 8.12.37.

Fall A: Nutzbare Energie: $23,7 \times 6,0 \times 10^6$ = 142 × 10^6 kcal Nutzen/h
Ausgang lt. Hinweis v. 29.11.37: = 90 × 10^6 kcal Nutzen/Kg PS
für 1 m³ Nutzgas = 550 kg Nutzen.
$\eta = \frac{23 \cdot 0}{955 \cdot 6} \approx 0,7$.

TECHNISCHES BÜRO
für
AUSLANDSANLAGEN.

Kesselhaus Fall A.

Gesamter Dämmstoffbedarf für Kessel- und Turbinen-Anlage im Kesselhaus:

Energie + Kesselanlage + Kesselhaus
13,3×10⁶ + 14,2×10⁶ + 9,0×10⁶ = 36,5×10⁶ kcal/h

Anlagegewicht: 3,52 to Kessel/100 PS
+ 1,5 to Kesselhaus/100 PS

Fall B: Kessel-Anlage ... 3,85 to/qm H Kessel · 6×10⁶ = 23,1×10⁶ kcal/h
= 14,6×10⁶ kcal/h
2.) Maschinen-Anlage: 29,1 to/qm Kessel/h · 6·10⁶ = 17,44×10⁶ kcal/h
ang. v. Kimmle v. 29.11.37. = 11,0×10⁶ kcal/h
für 1 qm Kessel-Grundfläche = 1050 kcal/h

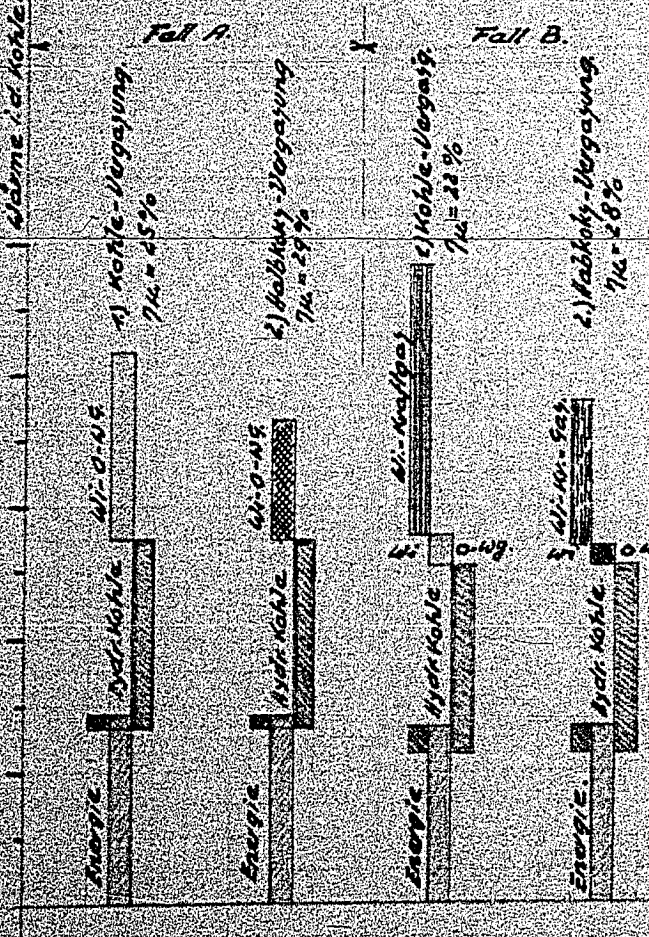
330 kg Kohle.

$\eta = \frac{1050}{0,33 \times 6000} = 953.$

Gesamter Dämmstoffbedarf für Kessel- und Turbinen-Anlage im Kesselhaus:

Energie + Kesselanlage + Kesselhaus
14,3×10⁶ + 14,2×10⁶ + 1,46×10⁶ + 10⁶ = 38,0×10⁶ kcal/h

Anlagegewicht: 3,27 to Kessel/100 PS
+ 2,09 to Kesselhaus/100 PS



Neue Energie- u. Anlagenzusammenstellung. Kessel-, Maschinen- u. elektr. Energie- u. Anlagenbedarf für Fall A: Kohlevergasung. Gasumgehung. Die Leistung der Anlage soll so groß sein, daß der Gasgenerator bei Vollast nur 20 Std. in Betrieb ist.

Maschinenanlage: Fall A. soll so groß sein, daß der Gasgenerator bei Vollast nur 20 Std. in Betrieb ist, um die Energie- u. Anlagenkosten gering zu halten. (Kessel- u. Maschinenanlage wird größer als bei Fall B.)

TECHNISCHES BÜRO
für
AUSLANDSANLAGEN

Ersparnis der Anwendung der Sauerstoffreinigung:

Ersatz der jährlichen Kosten für regenerieren $\frac{1}{n} = 0{,}250$ Kosten/Jahr.

Fall A:

1) Kohle-Ersparnis $\frac{105 \cdot 10^6}{0{,}48 \cdot 10^6} = 0{,}251 \doteq 25\%$

2) Reinheits-Ersparnis $\frac{105 \cdot 10^6}{365 \cdot 10^6} = 0{,}288 \doteq 29\%$

Fall B:

1) Kohle-Ersparnis: $\frac{105 \cdot 10^6}{483 \cdot 10^6} = 0{,}218 \doteq 22\%$

2) Reinheits-Ersparnis: $\frac{105 \cdot 10^6}{380 \cdot 10^6} = 0{,}276 \doteq 28\%$

Kosten-Vergleich der Sauerstoff-Reinigung:

(Ersatz Kohle-Ersparnis)

Fall A:

Reagens-Einsatz:	0,15 Lit/A	à Rm. 2.25	Rm. 0.34
Kosten für Hygro-Absorption:			
1) Rein-Hydrosulfit:	0,276 Kg/A	à Rm. 3.–	" 0.83
2) Kaustifizierung:	1,63 "	à " 2.–	" 3.26
3) Alkalisulfat-Ersatz:	0,228 "	à " 12.–	" 2.74
4) ZnO-Kompensierung:	0,707 "	à " 0,80	" 0.57
Einsatz Kohle-O-Ag:	550 "	à " 0,02	" 11.–
Kons. Kosten Kohle-O-Ag:	60 "	à " 2,–	" 12.–
Ca in CO-Reinigung:	2,4 "	à " 1.–	" 2.40
			Rm. 33.14
			= 2,10 Rm/to Al.

Fall B:

Reagens-Einsatz:	0,23	Kg/A à Rm. 2.25	Rm. 0.52
Kosten für Hygro-Absorption:			
1) Rein-Hydrosulfit:	0,875 Kg/A	à Rm. 3.–	" 2.63
2) Kaustifizierung:	5,16 "	à " 2.–	" 10.32
3) Alkalisulfat:	0,722 "	à " 12.–	" 8.66
4) ZnO-Kompensierung:	2,25 "	à " 0,80	" 1.80
Einsatz Kohle-O-Ag:	90 "	à " 0,02	" 1.80
Kons. Kosten Kohle-O-Ag:	0,97 "	à " 2.–	" 1.94
Ca in CO-Reinigung:	2,4 "	à " 1.–	" 2.40
			Rm. 30.07
			= 1.90 Rm/to Al.

Jährliche Ersparnis durch Einsatz in Gasreinigung ins Ausland gelieferten Sauerstoff-Reinigung im Hafen zum Ersatz ... Rm. 16.– /jato Al.

Diese Ersparnisse in Kosten sind gerundet:

Fall A: rund Rm. 18.10 /jato Al.

Fall B: " " 17.90 /jato Al.

Anlagekosten, bezogen auf Basis Anlagen Kapazität
für eine Betriebszeit einer Jahresleistung von
125.000 Jato t mit Sorgecium-Anreicherung

	Fall A	Fall B.
1) Gebäudeeinrichtungen	Rm. 23.200.000.-	Rm. 23.000.000.-
2) Eigentl. Einrichtungen	" 36.210.000.-	" 36.180.000.-
3) Energie- u. Wasserleitung, sonstige allgem. Leitungen	" 8.200.000.-	" 8.200.000.-
4) Anfahrgeräte	" 615.000.-	" 545.000.-
5) Kraftwerke (Hilfskraft-Anlage)	" 17.920.000.-	" 16.000.000.-
Gesamtanlage (ohne Gebäude)	Rm. 86.145.000.-	Rm. 83.955.-
für Anlagen mit ohne Anreicherung.	Differenz: + 2.190.000.- Rm.	+ 2,5% der Gesamtkosten.

Gegenüberstellung der Betriebskosten mit und ohne Anreicherungsanlage

Annahme: Kohlepreis (frei Werk) = Rm. 17.-/to (Hu = 7800 cal/kg)
niedrigster Verbrauchspreis d. Energie: Einheit 1 kWh
Preise Ab Kraftwerk.

Energiepreis für eine Wärmeeinheit aus

$$\frac{17{,}0}{7{,}8} = 2{,}18 \text{ Rm/}10^6 \text{ kcal}$$

Betriebskosten:	Fall A		Fall B.	
	1) Kohlenausgang	2) Kalkausscheidung	1) Kohlenausg.	2) Kalkausscheidung
10^6 kcal Kohle/10 Std	41,8	36,5	43,3	38,0
Rm/10 Std	91.-	79,50	105,2	82,80

1) Kohlenausgang: $B_1 - A_1 = 105{,}2 - 91 = $ Rm. 14,20 je 10 Std
$= 1.775.000.-$ Rm/Jahr.

2) Kalkausscheidung: $B_2 - A_2 = 82{,}80 - 79{,}50 = 3{,}30$ Rm/10 Std
$= 412.000.-$ Rm/Jahr.

Bei einer Entscheidung, ob die zusätzlichen Investitionen und die jährlichen Betriebskosten (Tilgung und Zinsen) für die Anlage A
1) für Kohlenausgang rund Rm. 17.000.000.-
2) für Kalkausscheidung " " 4.000.000.-
mehr Kapital beanspruchen, sind diese Beträge den Kostenersparnissen in Anlage B gegenüberzustellen.

Bemerkung: Wahlweise Regelung kann nur eine Lösung sein, wobei die Investitionen für eine oder beide Kohlenausgänge in den Gesamtinvestitionen enthalten sein müssen und die Betriebskosten entsprechend berücksichtigt werden.

TECHNISCHES BÜRO
für
AUSLANDSANLAGEN.