Ludwigsburg/Wtb., den 13.IV.37.gl

A n t r a g

Fri. Dr. Häring

betr. Dampfverbrauch in der Fabrikation bezw. in Abhängigkeit von der Jahreszeit.

In beiliegender Kurventafel ist der Dampfverbrauch für die Fabrikation in Abhängigkeit von der Jahreszeit dargestellt. Blatt II zeigt den spez. Dampfverbrauch für die Destillationsarbeitung an einem Betrieb als Beispiel herausgegriffen.

Es lässt sich folgendes ersehen:

1) Der Hochdruckdampf liegt das Maximum (Januar) 15 % unter dem Mittel, das Minimum (Juni) 13 % unter dem Mittel.

2) Der Niederdruckdampf liegt das Maximum (Februar) 22 % über dem Mittel und das Minimum (Juni) 23 % unter dem Mittel.

3) Da die Produktion in den heißen Monaten Juni - Juli - August - September, wo infolge der großen Dampfverbrauchsziffern die Dämpfe knapp zu sein pflegen, wegen der kleinen Produktion bezogen, in ganz geringen Abweichungen vom Mittel noch gedrosselt werden.

4) Der relativ kleine Abgleich zwischen Hoch- und Niederdruckdampf ist einzeln, sobald die Destillationsanlage mit Abdampfturbine ausgerüstet ist. Bei der vorliegenden Anordnung wird der Abgleich nicht so.

Es soll noch vermerkt, daß die Niederdruckdampfmengen durch Luftkühler nicht beeinflußt werden können (z.B. durch Kühlung der Kondensatoren), da in Juni und im Hochsommer).

Verteiler:

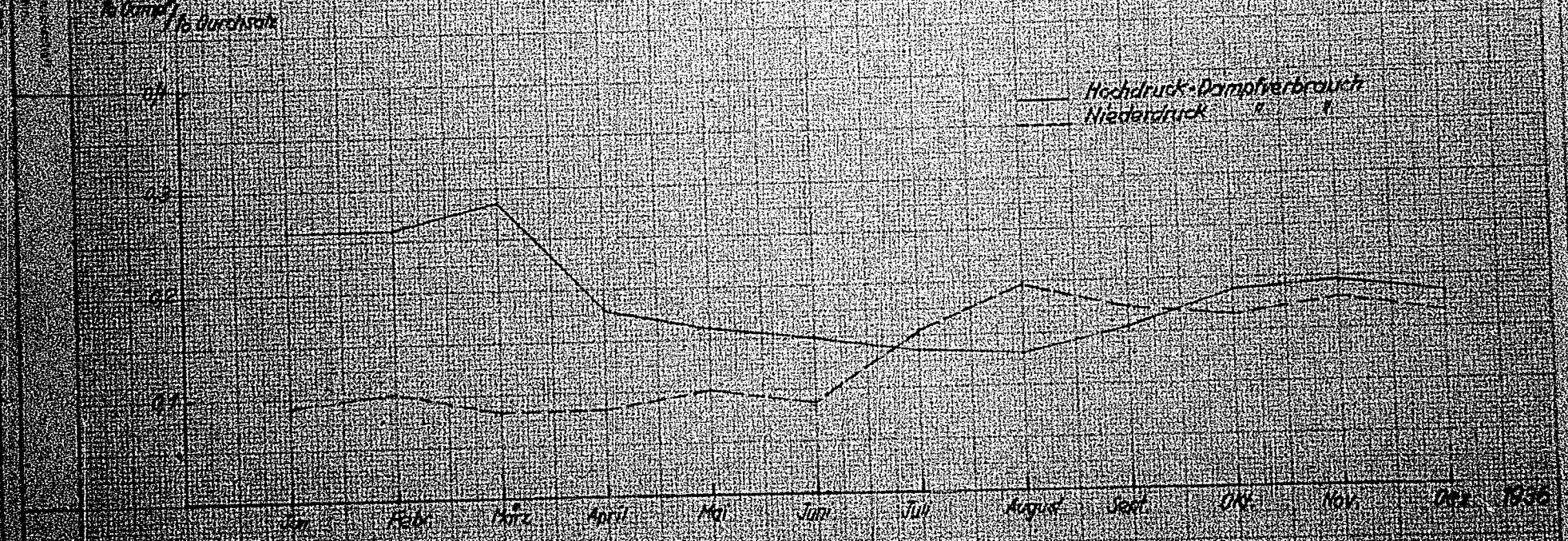
Dir. Dr. Hess,
Ass. Dr. Hamm,
Obering. Dr. Rumpf,
Ing. Häring.

Der Abteilungsvorsteher:
Mitarbeiter: Berger,
Ydenbaumann,
Hanabergk & Co.,
Schulz,
Lehrl. 3 x.

Dampfverbrauch der Hydrierung in Leuna to. Dampf / to. Benzin

Für die Monate: Jan. - Dez. 1936.

Spezifischer Dampfverbrauch der Rückstands-Aufarbeitung.



Ludwigshafen, den 12. November 1937./St. Tabelle 1a

Ideale Wärmebilanz einer Kohlekammer.

Eingang:		Ausgang:	
1) 8 300 kg Reinkohle x 8 200	= 68 100 000 Cal.	1) 67% Bi + Mi = 5 570 kg[x] = 5 000 kg Bi	= 55 700 000 Cal.
2) 8,3 x 82 kg H_2 = 680 kg	= 21 400 000 Cal.	2) Hy-Gas ($4{,}6 \times 10^6$ Cal/1 to Ölgew.	= 25 600 000 Cal.
3) Bei Brei-Regeneratoren kleiner Vorheizer	= 2 000 000 Cal.	3) unabgebaute Kohle 500 kg bei Abbau 94%	= 4 100 000 Cal.
4) Elektr. Energie bei weitgehendster Rückgewinnung der Energie durch Entspannungsmaschinen statt 1600 Kwh aus 1100 Kwh	= 950 000 Cal.	4) Phenole (20 kg)	= 400 000 Cal.
5) Statt 0,1 to Dampf nur 0,05 t	= 30 000 Cal.	In den Produkten enthaltene Wärme:	85 800 000 Cal.
	92 480 000 Cal.	(1) Wärmetönung	3 300 000 Cal.)
		2) Undichtigkeiten	400 000 Cal.
		3) Abstrahlungsverluste a) Vorheizer	200 000 Cal.
		b) Öfen, Reg., Leitungen	700 000 Cal.
		4) Kaminverluste	600 000 Cal.
		5) Kühlwasser	3 175 000 Cal.
		6) Wärmeerhöhung (wie Tab.1)	650 000 Cal.
			92 575 000 Cal.

x) = 92,4%

Lu, den 12.November 1937/ST. Tabelle 1

Tatsächliche Wärmebilanz einer Kohlekammer x) (Mittelwert Scholven)

(ohne Berücksichtigung des Anreibeöls).

Eingang:		Ausgang:	
1) 8300 kg Feinkohle x 8200 Cal./kg = xx)	68 100 000 Cal.	1) 67% Bl + Ml = 5 570 kg x) =	55 700 000 Cal.
2) 8,3 x 82 kg H_2 = 680 kg H_2 =	21 400 000 Cal.	2) Hy-Gas ($4,6 \times 10^6$ Cal/1 to Algewinn =	25 600 000 Cal.
3) Vorwärmer (Kraftgas) =	5 800 000 Cal.	3) unabgebaute Kohle 500 kg bei Abbau 94% =	4 100 000 Cal.
4) Elektr.Energie 1600 Kwh Pumpen, Gebläse usw. =	1 350 000 Cal.	4) Phenole (20 kg) =	400 000 Cal.
5) 0,1 to Dampf =	50 000 Cal.		
Gesamt zugeführte Cal.	96 700 000 Cal.	In den Produkten enthaltene Wärme:	85 800 000 Cal.
		Verluste: xx)	
		(1) Wärmetönung	(3 300 000 Cal.
		2) Unsichtigkeiten 0,5% des Kreislaufgases	400 000 Cal.
		3) Abstrahlungsverluste a) Vorheizer	400 000 Cal.
		b) Öfen, Reg.,Leitungen	700 000 Cal.
		4) Kaminverluste	800 000 Cal.
		5) Kühlwasser	6 600 000 Cal.
		6) Wärmeerhöhung des ausgehenden Produkts gegenüber eingehendes	650 000 Cal.
			96 900 000 Cal.

$\eta = \frac{85,8 \times 100}{96,9} = 88,7$

x) bei 36 m³ Reaktionsvolumen entsprechend einer Leistung von 0,155 kg/Ltr.

xx) Eingang = Ausgang: 89 500 000 Cal.

zu Tabelle 1

1) Die in der Reinkohle und dem H_2 enthaltene Wärme des Einganges 89 500 000 Cal/Std. ist gleich (auf der Ausgangsseite) der Summe von

a) der in den Produkten enthaltenen Wärme	85 800 000
b) der Wärmetönung	3 300 000
c) den Undichtigkeits-Verlusten	400 000
	89 500 000

2) Die Wärmetönung ist in dieser Aufstellung wohl als Verlust zu bewerten, sie darf aber auf der rechten Seite nicht ~~mit~~ mit addiert werden, da sie in den Abstrahl- und Kühlwasserverlusten in Erscheinung tritt und daher sonst doppelt verrechnet würde; der Wert ist daher eingeklammert.

3) Der Posten 6 in den Verlusten berücksichtigt, dass z.B. der Abschlamm mit 400° die Kohlekammer verlässt gegenüber der Eintrittstemperatur des Breies von 110°.

4) Das Schweröl wurde nicht berücksichtigt, da es auf Eingang- und Ausgangsseite gleich ist; es würde natürlich den Wirkungsgrad -nur scheinbar- erhöhen, da die Verluste gleich sind, aber der Wärmeumsatz höher ist; da aber dadurch Öl an der Reaktion nicht teilnimmt, muss es ausserhalb dieser Betrachtung bleiben.

5) Die auf der Eingangsseite unter 3, 4 und 5 aufgeführte Energie in Höhe von 7 200 000 Cal. vermehrt um die Wärmetönung 3 300 000 Cal.
zusammen 10 500 000 Cal. lässt sich auf der Ausgangsseite in den Positionen 3, 4, 5 und 6 zu 9 150 000 Cal. nachweisen.
Die in Höhe von 1 350 000 Cal. zugeführte elektrische Energie tritt natürlich nicht mehr in Erscheinung.-

gez. Schappert.

zu Tabelle 1a

1) Wirksamsten Mittel:

a) Verringerung der Vergasung, da dann Wärmetönung kleiner wird und weniger H_2 verbraucht wird.

b) Erhöhung der Leistung, da die Abstrahlverluste anteilmässig zurückgehen.

2) Einführung der Regeneration von Brei:

3) Die Verwendung von Entspannungsmaschinen lässt sich nicht viel weiter steigern.

Spezifische Energieverbräuche.

I. Steinkohlehydrierung. Sumpfphase 700 Atm. Gasphase 300 Atm.

Betriebsteil	Bezugsgröße	Dampf t Hochdr.	Dampf t Niederdruck	Heizgas 10^6 WE	Wasser cbm	Kraft KW
Kohleverbrechung, Kohlebreimillerei einschl. Trocknung von 10-8 auf 2% Wasser	t Brei	0,02	0,035	0,045	0,4	25
Breipressen und Hilfspumpen	t Brei	-	0,035	-	1	60
Kohlekammer, ohne Dreiregeneration	t Brei	0,01	0,12	0,270	12	13
Schleudern	t Durchsatz	0,05	0,05	-	0,25	3
Abgestandenaufarbeitung Schwelen	t Durchsatz	0,07	0,41	0,500	15	45
Einspritzpumpen	t Einspritzung	-	-	-	-	16
Elektr. Vorheizer				-	9,5	7
Benzin-Karmorn Gas-Vorheizer	t Einspritzung	-	-	0,055	9,5	2,5
Gasumlaufpumpen 50-60 Atm. Druckunterschied	1000 cbm angesaugtes Gas	-	0,005	-	0,005	7,5
Gaswäsche, ohne Vakuumentspannung	cbm Waschöl	-	0,01	-	0,6	9
Sumpfphase-Destillation	t Durchsatz	-	0,05	0,200	13	2
Gasphase-Destillation	t Durchsatz	-	0,035	0,150	12	2
Benzin-Wäsche	t Durchsatz	-	0,015	-	0,5	1,3
Kompression	1000 cbm Gas	-	-	-	12	170
Stabilisierung u. Entbenzinierung	t Durchsatz	0,18	-	-	13,5	1,8
Stabilisierung	t Eingangsprodukt Sumpf+Gasphase	0,06	0,11	-	0,6	2,6
Tanks						

Prof.Dr.Möring,

Hochdruckversuche in 558.

TB/H - Bg/IHEC 27.Okt.1937.BW

: Besprechungsbericht Ihec und anliegende Tabelle Ihec vom 5.10.37.

1) Zu den Zahlen der Wasserstoffherstellung hat Herr Lampe gesondert Stellung genommen.

2) An den Zahlen der Hydrierung sind folgende Änderungen vorzunehmen, und zwar

a) In Anlage 1 unter "Schleuderei" statt Stromverbrauch 7 kWH ist zu setzen 3 kWH, da neuesten Angaben von Scholven diese Zahl für richtiger erachten.

b) In Anlage 1 unter "Gasumlaufpumpen 700 at": Hier muß mit 50-60 at Druckdifferenz gerechnet werden, weshalb einschl. Stopfbüchsenreibung der Stromverbrauch von 6 auf 7,5 kWH/1000 m^3 umgewälztes Gas steigt.

c) In Anlage 2 ändern sich die Energien von Schleuderei und Schwelerei wie folgt:

	Dampf HD	Dampf ND	Heizgas 10^6 Cal	Wasser m^3	El.Energ. kWH
Schleuderei:					
statt	0,04	0,025	-	0,18	6
muß es heißen	0,04	0,025	-	0,20	2,5
Schwelerei:					
statt	0,2	0,5	0,5	15	3,6
muß es heißen	0,07	0,56 x)	0,35 x)	15	4,0
Außerdem ist dazu zusetzen für 300 at: Gasumlauf/1000 cbm Gas					7,0
Kreislaufgasverdichter [illegible]					5,5

x) Diese gilt, wenn überschüssiger Hochdruckdampf zur Verfügung steht.

Herrn Reichsminister Dr.Schacht,
" Präsident Dr.Lehmann,
" Staatssekretär Dr.Trendelenburg,
" Ministerialdirektor Dr.Posse,
" Ministerialdirektor Dr.Wohlthat,
" Ministerialdirektor Dr.Reinhardt,
" Ministerialdirektor Dr.Landfried,
" Ministerialdirektor Dr.Hayler,
" Ministerialdirektor Dr.Hunke,
" Ministerialdirektor Dr.Schmeer,
" Ministerialdirektor Dr.Schlotterer,
" Ministerialdirektor Dr.Hasse,
" Ministerialdirektor Dr.Hemmen,
" Ministerialdirektor Dr.Berger.

XXXX 19.Oktober 1937.Kon.

Pr. Dr. Höring

II/Ia 338

In der Anlage erhalten Sie die spezifischen Energieverbräuche, wie sie mit Herrn v't Spijker und Herrn Jaberg besprochen wurden. Wir bitten Sie, insbesondere für Auslandsprojekte, die wir gemeinsam mit der I.H.S.C. behandeln, ihren Berechnungen bis auf Weiteres diese Zahlen zu Grunde zu legen.-

gez.gez.Höring,
" Pier.

Anlage.

Hochdruckversuche Ia
Hg Ia 598

14.10.1937.Soh.

Spezifische Energieverbräuche.

besprochen am 27.u.28.9.37 mit Herrn v.'t Spijker und Herrn Jaberg v.d.I.H.E.O.
(vgl.Schreiben I.H.E.O. 18.9.37)

I.Steinkohle Sumpfphase 700 atm	Bezugsgrösse	Dampf N.D. 8-10 atü 200°C	Dampf N.D. 3 atü 170°C	Heizgas 10^6 kcal	Wasser	Kraft H.u.N. Spannung KW
Kohlebunkerung, Kohlevorbrechung, Universalmühle, Elektrofilter, Konzentratmühle (von 8-10 auf 2% Wasser), ohne Kontaktmühlerei	t Brei	0,02	0,035	0,045	0,4	25[1]
Breipressenanlage und Hilfspumpen	t Brei	-	0,035	-	1,0	60[2]
Kohlekammern (ohne Breiregeneration)	t Brei	0,01	0,12[3]	0,270	12	13[4]
Rückstandsaufarbeitung: Schleudern	t Durchsatz	0,05	0,05	-	0,25	3-7
Schwelen	"	0,07	0,41	0,500	15	45
Einspritzpumpen	t Einspritzung	-	-	-	-	16
Benzinkammern: a) elektr.Vorheizer	"	-	0,005-0,01[5]	-	9,5	7[6]
b) gasbeheizt. "	"	-	0,005-0,01[5]	0,055	9,5	2,5
Gasumlaufpumpen S'ph.700at △ = 50 at	1000 cbm	-	0,005	-	0,005	7,5[7]
Gaswäsche ohne Vakuumanlage und ohne [redacted]-Eiswasserkühlung	cbm Waschöl	-	0,01	-	0,6	5,5[8]
Sumpfphase-Destill.	t D'satz	-	0,05	0,2	13[9]	2
Gasphase-Destill.	"	-	0,035	0,15	12	2
Laugewäsche	"	-	0,002	-	1	1,5
Stabilisierung u.Entbenzinierung	t Autobi.	0,18	-	-	13,5	38
Tanks einschl.Leitungen	"	0,25	0,45	-	2,5	11

1) I.G.I. hat nur 10 KW, aber m.wenig Vorbrechung, ohne Trocknung.
2) einschl.Licht, Rührwerke, Schwingsieb, Spülöl, Wassereinspritzung; ohne Kontaktpumpen.
3) einschl.Heizung d.Kreis'gasleitungen (wegen Ammonbicarbonat) u.Prod'leitungen
4) hpts.Heißumlaufgebläse; f.Luftgebläse 2 KW enthalten.
5) nur bei naphtalinhaltigem Einspritzprodukt.
6) für normalen autothermen Betrieb.
7) für 700 atm allein 7 KW.
8) ca.75% Energie-Rückgewinnung bei ca.15% Zusatzpumpen-Menge.
9) 1 m³ Frisch-, 12 m³ Rückkühlwasser.

II. Braunkohle: Sumpfphase 300 ata	Bezugs-größe	Dampf H.D.	Dampf N.D.	Heiz-gas	Wasser	Kraft
Kohletransport und Kohlebreimüllerei (ohne Trocknung)	t Kohlebrei	0,02	0,035	~~0,052~~	0,4	10
Dreipressenanlage und Hilfspumpen	"	-	0,035	-	1,0	25 / 27 [1]
Kohlekammern m. weitgehender Regeneration	"	0,01	0,1	0,115	8,5	6,5
Rückstandsaufarbeitung: Schleudern (je nach Schleuderdurchsatz)	t D'sats	0,04	0,025 [2]	-	0,2	2 / 5-6,0
Schwelen (Schneckenöfen)	"	0,2 (0,7)	0,4 (0,55) [2]	0,5 [3]	15	4,0
Gasumlaufpumpen 25-30 atü	1000 cbm Gas	-	0,005	-	0,005	7,0
Gaswäsche m. Entspannungsmaschinen ohne Vakuum-Anlage und ohne KK. "Eiswasserkühlung"	cbm Waschöl	-	0,01	-	0,6	5,5 [4]

Alle übrigen Betriebe wie bei Steinkohle.

1) für Steinkohle 300 at incl. Hilfs- + Kontaktpumpen + geringem Heißumlauf.

2) Voraussetzung ist guter 3 at-Dampf, andernfalls muss Hochdrückdampf zur Heizung herangezogen werden!

3) nur bei kleinen Anlagen, bei grossen Anlagen bis 0,380.

4) ca. 65% Energie-Rückgewinnung bei 15% Zusatzpumpen.

III. Energieverbräuche für 1000 cbm Rein H_2, komprimiert.

(besprochen am 27.u.28.9.37 mit I.G.E.C.)
(vgl. Schreiben I.G.E.C. 18.9.1937)

	Bezugsgrösse	Dampf H.D. t ca. 10 at	Dampf N.D. t ca. 3 at	Heizgas 10^6 kcal	Wasser cbm	Kl. Energie D.L.-Spann. kWh	Koks t (85 %C)
Wassergas aus Koks	1150 cbm O-Wassergas	1,0	1,28 0,52	0,73	36	39[1]	0,865
Entschwefelung Luxmasse	1150 m³ " (m.3 g S/m³)	-	0,017	-	0,8	0,4	-
Spaltanlage und Konvertierung einschl. Gebläse	pro 1000 cbm Rein-H_2 aus Ky-Gas	0,6	0,65	Umsatzgas 2,2 Heizgas 1,46 [2]	13,3[3]	29	-
	pro 1000 cbm Rein-H_2 aus Nullgas	-	0,8		16,0	18,5	-
CO_2-Wäsche, Druckwasser	1470 cbm m. 21,5% CO_2/ 1000 cbm Rein-H_2.	-	-	-	72 (77)[5]	50[4] (57)[5]	-
Kompression	1000 cbm H_2 1-700 at 1-325 at	-	-	-	30 25	450 380	-
[illegible]-Wäsche	1000 cbm H_2	-	0,21[6]	-	8[7]	11[8]	-

IV. Verschiedenes:

Es sind folgende Zuschläge verrechnet:

für Hochdruckdampf	5%	des Verbrauchs in Hydr., Raff. und H_2-Anlage.
" Nieder "	10%	
" Wasser	10%)	
" Strom	3%	
" Teuerungszahl	10%	

1) einschl. Desintegratoren u. Rückkühlwerk.
2) Normalzahl der I.G.E.C.: 1 350 Kal + 10%.
3) Erfahrungszahl aus USA.
4) für 29 atm.
5) Die eingeklammerten Zahlen beziehen sich auf ein Gas m. 30% CO_2.
6) im Winter 0,25; im Sommer 0,17.
7) im Winter 6 ; im Sommer 10 .
8) im Winter 10 ; im Sommer 12 .

Bilanz

Benzin aus Steinkohle 700 atm.

1000 kg Reinkohle, 82% C, 2% H_2O, 4% Asche, 4,6% H disp.
16 kg Katalysator
21 kg H_2O
40 kg Asche
1077 kg Trockenkohle
1473 kg Anreiböl 10% F.
2550 kg Brei, 46% Festes.

700 atm, Abbau 96%, Vergasung 22%,
10% Asphalt im Schweröl,
4,5 cbm Gas/t Reinkohle,
Leistung 0,23 HD-Ölgewinn.

786 kg C abgebaut
173 kg C vergast — S.Ph. 1145 cbm(17-735 H_2/t Reinkohle.
12 kg C
701 kg HD-Ölgewinn
67 kg Benzin Sonderwäsche
590 kg Mittelöl
44 kg Verluste (= 6,4%/HD-Ölgew.)

Rückstandsaufarbeitung:

40 kg Hy-Rückstand
40 kg Asche
16 kg Katalysator
147 kg F.aus Anreiböl
243 kg Gesamtfestes
810 (567 kg Abschlammöl
495 kg Verdünnungsöl
1215 kg 20% F.e.Schleudern

Sohl.

6 kg Verl.

253 kg Kuchen
35% = 96 kg F.

956 kg Sohl.öl
R: 15% =
147 kg F.

Schwelen 80% Öl

125 kg Schweröl

8 kg Gas + Verl.

96 kg Festes
24 kg Koks
120 kg Hyrückstd.

Abstr.Destillation:

1460 kg Abstreifer

6 kg Dest.Verl.
67 kg Benzin -120°
590 kg Mittelöl 120-325°
797 kg Schweröl

Anreiböl:

956 kg Schleuderöl
125 kg Schweröl
392 kg Abstr.Schweröl
1473 kg Anreiböl

Gasphase 300 atm:

a) 5 0 5 8 :

590 kg a-Mittelöl 120-325°

5% Vergasung/Einsatz
4 obm Gas/kg a-M'öl, 200 atm H_2
K 5058 D'satz 0,7

29 kg Vergasung
560 kg Abstreifer
3 kg Verlust
254 kg Benzin
303 kg b-Mittelöl

b) 6 4 3 4 :

303 kg 5058 b-Mittelöl
145 kg 6434 b-Mittelöl
448 kg Einspritzung
K 6434, 10,6% Verg. Lstg.0,6
Konzentration 65%
2 obm Gas/kg Einspritzung,
200 atm H_2

33 kg Vergasung
420 kg Abstr.
3 kg Dest.Verl.
145 kg b-Mittelöl
272 kg Benzin

G-Ph. 410 obm 15-735 H_2/t Reinkohle
m.Rückkompr. v.75 obm H_2 aus S in G.-Phase.

592 kg Gesamtbenzin

Se.1555 obm (15-735) H_2/t Reinkohle
2630 obm(15-735) H_2/t Benzin.
(mit Rückkompr.aus S in G'phase.)

f = 1,7Ct Reinkohle/t Benzin

Bei 95% Ausbeute = $5,2 \cdot 10^6$ WE/t Benzin.

Verarbeitungsgang für
100 000 t Benzin/Jahr in 330 Betriebstagen aus 180 000 t Kohle
(f = 1,80)

Kohle: 2% H_2O, 4% Asche, 82% C/Reinkohle,
4,6% H.disp./100 g C.

Kohlephase, 700 atm:

22,8	Vorbrechung u.Trocknung v.10 auf 2% H_2O	24,7 t/Std.(2,0 t 0,4 t/Std.H_2O verd.
0,5	Kat-Zusatz	
32,8	Ölzusatz	31,4 t/ td.
56	Breimahlung u.Breipressen	54,5 t/Std.
1,9	Wasserpumpen	2,0 t/Std.
1,9	Spülölpumpen	2,0 t/Std.
115000	Gasumlauf	100 000 cbm/Std.
72	Ölwäsche	72 cbm Waschöl/Std.
23,6	Schleudermischung	26 t/Std.
7,4	Rückstand z.Schwelen	5,4 t/Std.
29,6	Kohle-Abstr.Destillation	31,5 t/Std.
22800	H_2-Verbrauch	24400 cbm(15-735)/Std
77	Kohlekammern mit 65 cbm Volum.	

Gasphase, 300 atm:

		5058:	6434:	
12,2 15,2	Einspritzpumpen	12,5	9,6	t/Std.
96000	Gasumlauf	50 000	20 000	cbm/Std.
	Rückkompression	3000		cbm/Std.
50	Schwefelung	50	25	kg/Std.
1,2	Wasserspülung	0,4	0,3	kg/Std.
21,6	B-Abstr.Destillation	21		kg/Std.
1,9	Kohlebenzin-Sonderwäsche	1,5		kg/Std.
11,0	Gasphase-Benzin-Laugewäsche	11,1		kg/Std.
12,6	Stabilisierung	12,6		kg/Std.
1,2	Gasbenzin-Gewinnung	ca. 1,3		kg/Std.
10 000	H_2-Verbrauch	8800		cbm/Std. (15/735)
19	5058-Kammer 18 cbm Volum.			
19	6434-Kammer m.9,7 cbm Volum.			

32800 Gesamter H_2-Verbrauch (700 u.300 atm) = 33 200 cbm(15/735)/Std.
$65 \cdot 10^6$ Hydrgas $65 \cdot 10^6$ WE/Std.

Anlage 2 zu Anlage 1 für 100 m³/h Anlage mit Heizöl (Jahr) Projektierung 18.10.37

Einzelne Abteilung	Anzahl/Art	je Stück kcal	gesamt kcal	Watt Std.	Preis RM
Heizung, Wärmeverbrauch von 60-2½ Grad	54,5 t	1,09	1,91	2,45	21,8	1370
Kupferrohr 3 fach Spülung	58,5 t	—	2,05	—	58,5	3520
Rohrleitungen	58,5 t	0,59	7,04	15,8	703	760
Sanitär-Objekt Abwärme	26 1	1,3	1,30	—	6,5	78
Abgase	5,4 t	0,39	2,22	2,7	81	243
Entspannungen	22,1 t			65	—	354
Heizungsarmaturen	"			1,22	210	55
Gebäudeentspannungen	170 Stück	—	0,85	—	9,8	1280
Gebäude	72 cbm	—	0,72	—	43	648
		3,37	16,09	22,17 65	1124,6	8300
Heizungen						
Warmwasser Abs.	31,5 t	—	1,58	6,3	410	63
Heizung Abs.	21 t	—	0,73	3,15	252	42
Heizung-Objekt	12,6 t	—	0,19	—	6,3	16,4
Abteilungen Entspannung	14 t	2,52	—	—	189	25,1
	3000 cbm Gas	—	—	—	36	510
Private	52,5 t	3,25	5,75	—	3,2	137
		5,77	8,25	9,45	897	794
Brennstoff-Heizung						
A. Abg. H_2 mit Gas	Heizöl mit Abs. 5,10,37 mm Kohle 32 800	21,9	33,1	100	2270	17 600	42
	1,25 × 33 200 = 41 234					
B. Abgase von Gas, Heizöl mit H_2		27,6	40	34	2720	18 900	47,4

Fall A: Elektrische H_2-Heizung mit Speicher

	Anteil %	Heizlast kW	Jahresarbeit MWh/a	Brennstoff MWh/a	Kosten €/a	Kosten €/MWh
Grundlast Speicherung	3,4	16,1	1125	8308	–	22,5
Direktstrom	5,8	8,3	897	794	–	
H_2-Heizung	21,9	33,1	2270	17600	42	
Spitzenlast	9,2 / 21,9 / 0,4	57,5 / 5,8	4242 / 429	28702 / 800		
	12,3 (51)	63,3	4720	27500	42	22,5
Grundlast Speicherung		67	280	530		17,7
	51		5000	28030	42	35,2
Überschuss Direktstrom	56		300	30000		17,7
Wärmepumpe			5700			
Direktstrom Spitzenlast	5		400	1070		
	0	0	0	0	42	53,0
pro 1 kWh Strom (×1,2)					0,34	4,24
Abgabe Speicher 1 für Direkt					0,41	
Mittelwert mit Gasheizung						4,65
						4,60
						4,63

Fall B: Elektrische H_2 Heizung mit Öfen

	Anteil %	Heizlast kW	Jahresarbeit MWh/a	Brennstoff MWh/a	Kosten €/a	Kosten €/MWh
Grundlast Speicherung	3,4	16,1	222	1125	8308	–	22,5
Direktstrom	5,8	8,3	65,0 / 9,5	897	794	–	
H_2-Heizung	27,6	40	34	2720	18940	17,4	
Spitzenlast	9,2 / 27,6	64,4 / 6,5	0,17	4742 / 474	28002 / 840	–	
	14 (57)	71	0	5220	28840	17,4	22,5
Überschuss Direktstrom Wärmepumpe	63			380 / 6400	33800	–	19,9
Direktstrom Spitzenlast	6			480	5000		
	0	0	0	0	17,4	42,4
pro 1 kWh Strom (×1,2)					1,39	3,24
Abgabe Speicher 1 für Direkt					1,66	
Mittelwert 7200 kWh Öfen						3,05
						3,0
						4,85

Hochschule Clausthal

7. Oktober 1937. Dr.-

Überschlagige Energie-Vergleiche für Kennzeichnung

(bezogen auf 1 000 cbm rein Kg kompr.)

	Nm³ 1000 cbm kompr. Rein-H2	Dampf: Koch- [kcal/kg] 10 at	Dampf: Niedr. 3 at	Heizgas: Verf. Gut. [kcal/Nm³]	Ammoniak: Frisch- gasm.	Ammoniak: Mid- gek.m.Wasse	Ammoniak: Zond. Kasse Gipf.	Elektr. Energie Hoch- u. Niedr. Spannung	Sonstiges
Wassergas aus Koks	1150 cbm o.Wassergas	1,0	1,28 0,52	0,73 [1]	2,6	33,4	1,8	39 [2]	0,865 t Koks mit 85% C
Entschwefelung Luftmasse	1150 cbm mit 2 g S/m³		0,67			0,9		0,6	Luftmasse-verbrauch: 6,1 kg mit 35% H2O-Geh.
Konvertierung für O-Wassergas	O-Wass. 1150 cbm Heizgas 65 " CO-Wass. 1220 cbm		0,618		7,2	oder 12,6	0,156	15,5	0,14 kg Kont
Schalthahne f. Synthgas n. alte Vorwärmung v. Heizgas o. Luft + org. Entschw. + Konvert. (1MW0-Vorschl.)		0,6	0,65	2,11 Spaltgas 1,46 Heizgas [4] [5]	8	oder [6] V 13,5	0,13	0,7	20 [3] 27,5 [3]	Rührenmantel-ofen 0,025 kg Kontakt Zent.Fasp'ss 0,136 kg Hähne 0,019 m² Absorpt-Mittel 0,052 m³
CO_2-Wäsche (Druck-Wasserwäsche) Gas auf 26 ata, Druck-wasser 27 ata 1 m³ 25% CO_2 Regenerierung mit 30% CO_2 Kompression auf 700 at	1475 m³ Anfangs-Vol. 21,5 % CO_2 5 % CO 3,0 % Benzl. +Verl. 1475 m³ 0,25 ata 2130 " V 2,2 ata 325 ata 1030 " 7,18 ata 700 ata			V 0,05		Temp. Kod. 80 #1 23° 5°	90) 50) 72	77	80 #1 42) 24) 75 kg 52 kg	Frischw.-Bed. Regenerierwasser

[1] 0,73 = 1,28 − 0,52 + 0,17 (Verlust)

[2] 39 = 0,865 · 10 · 4,5

[3] 20 = 0,865 · 10 · 2,3 ; 27,5 = 0,865 · 10 · 3,2

[4] 2,11 = 0,865 · 2,44

[5] 1,46 = 0,865 · 1,69

[6] 0,7 = 0,865 · 0,8 ; 0,46 = 0,865 · 0,53

[7] 30 = 0,865 · 35

Lösung auf 5% steig. Druck	25,5 % CO_2		0,01		50 (25° 40)		20 (5)	Wasserverbrauch
wieder 20 at	4 %				" 5° 50) 72		(25° 37) 52	
	21,5 % CO_2							
	Gas: 5 % Rest, Luft							
	Lösung:							
	Luft							
Absorption bei 30° CO_2								
Kompression auf 700 at	1475 m^3 auf 25 ata				77		57	Wasserverbrauch
	1130 " 7 25 auf		0,03		2)			
	325 ata				30		450	
	1030 " 7 310 auf							
	705 ata							
Dasselbe auf 325 at	1475 m^3 auf 25 ata							
	1130 " " 25 "		0,03		25 7)		350	
	(7 25 at)							
Dasselbe 70% auf 700 ata								
20% " 325 "					28 7)		430	
C O - Reinigung 5% CO	1130 m^3 Gas							
bei 325 ata	(5 obm Lauge)		0,21		B 10) 8		B 12) 11	
Entsp. Masch. mit insges.					" 6)		" 10)	
60% Saure-Rückgew. zu-								
bringerpumpen arb. z. 3 ata								
(u. Wassermenge) z. empfehlen)								
CO_2 - Alkalidwäsche	1630 m^3							
CO_2 - Aktivkohlewäsche								
für Konvertgas aus	338 $m^3 CO_2$		1,39		55,8		13,8	
Koks								
Kombinierte Absorp.(-Rinn-Entschwefelung)	1015 m^3							
von Hydrogas mit	18 " H2S		0,1		1,5		0,06	0,8
1,5% H_2S	enthalten							

1) Das Gas selbst hat einen Heizwert von 1940 WE/m^3 es sind 375 m^3
2) einschl. Öle-Extraktorum u. eigenem Kurzkühlwerk
3) Angabe Lampe 20, Angabe Hilo 27,5 je nach den vorgenommenen Druckreduzierungen u. Zusatz.
4) Die Spalte ist gedacht ein reinen noch nicht entbutanisierten u. entpropanisierten Gases
5) Vermindert der I. C. I. = 1350 - 10%
6) Erfahrungszahl aus U.S.A.
7) Temperaturerhöhung ca. 10°C.

Die Energieverbräuche wurden im Einzelnen gemäss Anlage festgelegt. Die Änderungen gegenüber dem Schreiben der IHEG (Betr.: Besprechung über Verbrauchszahlen) v.18.9.37 sind geringfügig.

Anlage 1: Bei Ölwäsche muss es statt 60 90 cbm Waschöl heissen.

Anlage 2: Die Zahlen ändern sich wie folgt:

Verbrauchsziffern der eigentlichen Hydrierung bei 125 000 Jato Benzin aus Steinkohle - 700 Atm.

	Menge	Dampf		Heiz-gas	Wasser	Kraft	Arb./Schicht
		HD	ND	10^6 WE	cbm	KW	
Kohlevorbrechung, Universalanlage, Elektrofilter, Konzentratmühle (gewaschene Feinkohle von 8-10 % H_2O auf 2,0 %)	70 t/Std. Brei	1,4	2,4	3,15	30	1750	12[1]
Breipressenanlage und Hilfspumpen 700 Atm.	70 t/Std. Brei (=74,8 Brei+Div.)	-	2,4	-	70	4200	8[2]
4 Kohlekammern, dreifach	70 t/Std. Brei	0,7	8,4	19,0	840[3]	910	26[4]
Rückstandsaufarbeitung, Schlemdem	29,5 t/Std. Durchs.	1,5	1,5	-	10	210	9[5]
dgl. zwei	3,25 t/Std. Durchs.	0,6	3,8	4,6	140	420	16[6]
Einspeisepumpen	35,4 t/Std.	-	-	-	-	570	2
2 Benzinkammern + Schwefelung	"	-	-	-	350	a) 250[7]	8
		-	-	b) 2,0[7]	b) 350	b) 90	

1) Reinigung 1
Entladung, Wiegen 1-3
Bunkern, (Mischen) 1 (2)
Vorbrechung 1 (2) +1 Reserve
Trocknen, Mahlen, Dosieren, Kat.-zugabe 4-6 } 11-16
10-15% Entstaubung/Lurgi (auf Kohle) 1-2
Betriebslabor und Telephon 2

2) Schwingsieb 1-(2)
Heissumlauf 1
Wasserpumpe 1 } 10
Spülölpumpe 11
8 Dreipressen + Rührbehälter 8
später weniger!

3) Frischwasser wird von 20 auf 40°C bei der Rückkühlung auch um mindestens 20°C aufgeheizt.

4) pro 4 Kammern Reserve 1
Analysen, Proben, Telephon 1
Abschlamm 4x1+1 5
Produktabstr. 4x1+2 6
Ofenleute 6 } 8 } 26
einschl. Vorheizer aus 2
Kreislaufüberwachung } 3
Druckdifferenzhaltung
Spülmann 1
1 Vorarbeiter f. Ventilbedienung 1

5) 1 Mann pro 2 Schleudern
1-1,5 t Durchsatz pro Schleuder

6) 2 t Durchsatz/Std. und Ofen = 5 Öfen
Reinigung von Öfen, Abv. 2
5 Temperaturfahrer 5 } 19 + 1 Vorarbeiter
Rückstandpumpen 1 } 20, später 16
Aufb. für Motor und Getriebe 5
Aschenaustragen 3
Zyklone, Manometer etc. 3

7) Fall a gilt für elektrische Vorheizung,
Fall b für Gasvorheizung.

8) Ofenleute 2
Kreislaufgas 1
Entspannung in 2-3 Stufen 3 } 8
Schwefelung, Telephon
Vorarbeiter 2

Am grössten ist der Unterschied in den Leutezahlen, die sich von 55 auf 69 pro Schicht erhöhen. Nach Auffassung von Herrn Zaberg Zimmermann und Herrn Jaberg ist es schwer bis auf 69 Arbeiter/Schicht heruntarzukommen. Entgegengehalten, dass die St.O. nach Angaben von Hr. Asbury in ihrer Hydrieranlage in Baton Rouge nur 15 Mann pro Schicht für ihre zwei Doppeleinheiten einschl. der Wasserstofferzeugung beschäftigt.

Anlage 3: Die Verbrauchszahlen ändern sich wie folgt:

Verbrauchszahlen der Raffinerie bei 125 000 Jato Benzin aus Steinkohle.

	Benutzgrösse	Dampf HD	Dampf ND	Heizgas	Wasser	Kraft	Arb./Schicht
Sumpfphase-Destillation	37 t/Std.	-	1,9	$7,4 \cdot 10^6$	480	75	5
Gasphase - Destillation	27 t/Std.	-	1,0	$4,0 \cdot 10^6$	325	55	
Kohlebenzin-Wäsche	2,4 t/Std.	16,2	0,2	-	10	20	2
Gasphase-Laugewäsche	13,8 t/Std.						
Stabilisierung und Entbenzinierung	16 t/Std.	3	-		215	600	3
Tanks, einschl.Licht	3500 m³/an 16 t/Std.	4	7,4	-	40	170	5
		7	10,5	$11,4 \cdot 10^6$	1070	920	15

Anlage 4 und 5: Es ändern sich nur folgende Zahlen:

	Anlage 4			Anlage 5		
	Niederdr. Dampf t	Wasser cbm	Kraft KW	Niederdr. Dampf t	Wasser cbm	Kraft KW
CO_2-Wäsche	-	295	2150	-	320	2350
Kompression	-	1400	17700	-	1450	18700
CO-Wäsche	8,6	330	450	8,6	330	450

Anlage 6

Die Gesamtverbrauchszahlen bei Herstellung der Maximal H_2-Menge aus Hy'Gas betragen also:

	Dampf RD	to/Std ND	Heizgas 10^6 WE/Std	Wasser cbm/Std	Kraft KW	Koks to/Std	Arb. Mann/Schicht	Kohle to/Std.
			51,8					28,5
Hydrierung	4,2	18,5	26,8	1440	10710	–	89	
Raffinerie	7,0	10,5	11,4	1070	920	–	15	
H_2 – Anlage	27,0	40,3	46,8 80 77 MC	2800	21660	5,2	30	
Verschiedenes	0,8	7,2	1	530	990	–	13	
	15 62	77	82	5840	34280	5,2	147	28,5
Generator-Gas-Anlage			82	340	650		22	15,6
	62		0	6180	34930	5,2	169	44,1
				330 7000	37000			
Kesselhaus und Kraftzentrale								21,6
Wasserwerk								
Kühlturm u. Verschiedenes	6			400	2070			
	0		0	0	0	5,2		65,7

Anlage 7

Die Gesamtverbrauchszahlen bei Herstellung der Maximal H_2 - Menge aus Koks und des Restes aus Überschuss - Hy'Gas betragen:

			31,0					28,5
Hydrierung	4,2	18,5	26,8	1440	10710	–	89	
Raffinerie	7,0	10,5	11,4	1070	920	–	15	
H_2 – Anlage	34,0	49,3	41,9	3350	23330	21,5	46	
Verschiedenes	0,8	7,7	0,9	600	1040	–	15	
	44,0 64	86	0	6460	36000	21,5	165	28,5
Kesselhaus und Kraftzentrale	40			340	3770			22,2
Wasserwerk				720				
Kühlturm und Verschiedenes	6			400	1700			
						21,5		50,7

Anlagen 13 und 14:

Als Kohleverbrauch (7000 WE) pro t Benzin ergibt sich:

	I Maximal H_2-Menge aus Hy-Abgas		II Maximal H_2-Menge aus Koks, Rest aus Überschuss-Hy'gas.	
	t/Std.	t/t Benzin	t/Std.	t/t Benzin
Hydrierkohle (6 % Asche)	28,5	1,8	28,5	1,8
Kesselkohle	21,6	1,37	22,2	1,42
Generatorgaskohle	15,6	0,98	-	-
Koks (x1,2)	6,25	0,40	25,8	1,63
	71,95	4,55	76,5	4,85
Gutschrift f. Hy'Kokstand	1,0	0,065	1	0,065
Hydrierkohle mit 4% Asche	1,1	0,07	1,1	0,07
	69,85	4,415	74,4	4,715
Umrechnung der Kohle von 7000 auf 7200 WE:		4,3		4,58

Tel. Abteilung

0224

12.10.37 I 1707

An Montageleitung Scholven

Einkauf Lu.		
12 OKT 37	89	21428
FK	Gel	Mo

An Konstr. Büro I. G.-Lu
z.H. Herrndipl.-Ing. Zimmermann.

Ihre Zeichen	Ihre Nachricht vom	Unsere Zeichen	Tag
SB/K - FE/Scho.	6.10.37 Bl.	Mü/221	9.10.37 Dr./L.

Betreff: Elektrische Energie in der Schleuderei.

Auf Ihren Brief teilen wir Ihnen mit, daß wir pro Tonne eingesetztes Produkt an elektr. Energie 2,6 Kw aufwenden.

Die Schleudern haben im Leerlauf eine Leistungsaufnahme von etwa 5,7 Kw, im Vollbetrieb etwa 6,5 Kw, wobei die Messung keine wesentliche Rolle spielt.

Bei einem Durchsatz je Schleuder von 2,5 t/h ergibt sich demnach ein Satz von 2,6 Kw/t, wie Sie aus diesem Zusammenhange errechnen können, wenn Sie Angabe von Leuna mit 2,0 Kw pro Stunde bei einem Durchsatz von 3,25 t/h ($\frac{6,5}{3,25}$ = 2 Kw/t), während unseres Wissens Leuna mit 1,6 t/h Durchsatz arbeitet.-

Technische Abteilung

Thun

Jahresmessung

Stadtluftuntersuchung

T.-Nr. Dortmund 1937.08a

Quantitative Luftgüte-Untersuchung für Staubniederschlag

(Messung auf 1.000 qkm relativ Mg-langs.)

Ende Dezember — 4 Wochen — Nr. 37

Probenahmestelle	Probenahmeart	Luftmenge	Staubniederschlag	Wasserlösliche Bestandteile					Bleiniederschlag	Bemerkungen
				Gesamt	Sulfat-SO4	Chlorid-Cl	Ammoniak-NH3	Nitrat-NO3		
Dortmund, Ecke Kaiserstr.	Topf	1435 cbm	1,0	0,52	0,43	2,6	33,4	1,0	30	0,025 t Koks/qkm/Tag
Emschergelände, Hausdach	Topf	1435 cbm	-	0,27			0,3		0	Immissionsfrei
Vergleichsmessung für O-Vorgelände	Topf	0-Messg. 1435 cbm Reduzier-Messg. 85 1520 cbm		0,610			7,2	32,6 0,150	15,5	0,14 t Koks/qkm/Tag
Ludwigstr. 6, Erdgas a. Abg. Verbrennung v. Heizöl b. Ruß + org. Substanz c. Ton, Ca, (NH4)2-Verbindg.			0,6	0,65	2,17 Natrium 1,46 Reinton	a) oder b) 2	13,5	0,13	0,7	20 31 37,5 32 34-32
Ludwigstr. 44, naher Vergleich v. Gas + Ruß (1 m Vorgelände)			0,4	0,85	2,15 Natrium 1,26 Reinton	a) oder b) 2	13,0	0,13	0,45	20
CO2-Messung Dortmund Gesamtgelände Ecke Kaiserstr. 20 m ü. Straße Emschergelände 75 m ü. Straße 0,03 % CO2	Druck-Aufsaugung	1475 m³ Luft 23,5 % CO2 5,0 % CO Rest: Luft		0,05				Neutralisation mit H2O 20 220 80 12 23 50 30	80 12) 91 24) 20 65 91 573	Messung 1 m über Gelände Messung 20 m über Gelände
Messung auf dem Dach Emschergelände auf 700 m		1475 m³ 2,25 mm 1520 - 1,23 mm = 0,03 325 cbm							17 30	53 450

Ludwigshafen, den 5.Oktober 1937.BM

Aktennotiz über eine Besprechung mit Herrn Dr.Karl in Leuna.

Betr.: Energien von Schleudern und Schwelen.

1) In Leuna wird der elektrische Verbrauch von 2,0 kW/to Durchsatz tatsächlich erreicht. Das kommt dadurch, daß der 11 kW starke Motor nur beim Anfahren alle paar Tage für kurze Zeit voll ausgefahren wird. In der übrigen Zeit werden je nach dem Düsenverschleiß 2-3½ to/Schleuder durchgesetzt. In die Schleuder geht ein Produkt mit 18% Festem.

2) Elektrische Energie: Schwelen.
3,8 kW/to Durchsatz werden tatsächlich nur verbraucht. Der Motor hat zwar 25 kW, dieser wird jedoch nur bei verstopfter Schnecke kurze Zeit ausgefahren, im übrigen nimmt er höchstens 12 kW auf, weshalb er bei 3 to Durchsatz mit 3,8 kW/to Durchsatz auskommt.
350 cbm Heizgas à 1000 WE im Juni dürften deshalb (erreicht) worden sein, weil in dieser Zeit ein Block der neuen Schwelöfen in Betrieb und dafür 2 Schneckenöfen der alten unwirtschaftlichen Bauweise außer Betrieb genommen wurden. Die alten Schneckenöfen benötigten ca 700 WE/to Durchsatz, während die neuen Schneckenöfen auf ca 320 cbm/to Durchsatz kommen werden.

Dampf.
Von dem angegebenen Hochdruckdampfverbrauch von 0,172 wird der weit größte Anteil auf 5 at zur Heizung entspannt, da in Leuna das Niederdruckdampfnetz praktisch nur 2 at liefert. Der eingesetzte Niederdruckdampf wird praktisch ganz zur Einspritzung in den Schneckenöfen benötigt. Der Schneckenofen braucht aus diesem Grund zwar das Vierfache des Einspritzdampfes gegenüber dem Schwelofen. Für den Schneckenofen dürften für normale Verhältnisse (12 at Dampf bezw. überhitzten 3 at Dampf) pro Tonne Durchsatz folgende Zahlen gelten:

Hochdruckdampf	0,07
Niederdruckdampf	0,56

D.du.Frl.Dr.Höring
Herr Dr.Hübner
" D'Ing.Berger
" " Dr.Pelzling
" " Dr.Lorenzen

Ludwigshafen, den 5.Oktober 1937.BN

Aktennotiz über eine Besprechung mit Herrn Dr.Karl in Leuna.

Betr.: Energien von Schleudern und Schwelen.

1) In Leuna wird der elektrische Verbrauch von 2,0 kW/to Durchsatz tatsächlich erreicht. Das kommt dadurch, daß der 11 kW starke Motor nur beim Anfahren alle paar Tage für kurze Zeit voll ausgefahren wird. In der übrigen Zeit werden je nach dem Düsenverschleiß 2-3½ to/Schleuder durchgesetzt. In die Schleuder geht ein Produkt mit 18% Pentan.

2) Elektrische Energie: Schwelen.
3,8 kW/to Durchsatz werden tatsächlich nur verbraucht. Der Motor hat zwar 25 kW, dieser wird jedoch nur bei verstopfter Schnecke kurze Zeit ausgefahren, im übrigen nimmt er höchstens 12 kW auf, weshalb er bei 3 to Durchsatz mit 3,8 kW/to Durchsatz auskommt.
350 cbm Heizgas à 1000 WE im Juni dürften deshalb erreicht worden sein, weil in dieser Zeit ein Block der neuen Schwelöfen in Betrieb und dafür 2 Schneckenöfen der alten unwirtschaftlichen Bauweise außer Betrieb genommen wurden. Die alten Schneckenöfen benötigten ca 700 WE/to Durchsatz, während die neuen Schneckenöfen auf ca 320 cbm/to Durchsatz kommen werden.

Dampf.
Von dem angegebenen Hochdruckdampfverbrauch von 0,172 wird der weit größte Anteil auf 5 at zur Heizung entspannt, da in Leuna das Niederdruckdampfnetz praktisch nur 2 at liefert. Der eingesetzte Niederdruckdampf wird praktisch ganz zur Einspritzung in den Schneckenöfen benötigt. Der Schneckenofen braucht aus diesem Grund zwar das Vierfache des Einspritzdampfes gegenüber dem Schwelofen. Für den Schneckenofen dürften für normale Verhältnisse (12 at Dampf bezw. überhitzten 3 at Dampf) pro Tonne Durchsatz folgende Zahlen gelten:

Hochdruckdampf	0,07
Niederdruckdampf	0,56

D.ds.Frl.Dr.Böring

Hydraulische Druckprüfstände

1. Hauptprüfstand, Prüfdruck 250 atm, Höchstdruck 300 atm

Arbeitsteil	Prüfart	Prüfzeit in Std.	Prüfzeit in Std.	Prüfzeit in Std.	Prüfzeit in Std.	Prüfzeit in Std.
Öldruckprüfung Ölhydraulik, mittl. Schwierigkeit von 10-8 mit 2% Spiele	1 Stck	0,02	0,035	0,045	0,5	35
Kaltprüfung v. Pressungen	1 Stck	—	0,035	—	1	60
Öldruckprüfung von Kolbenpumpen	1 Stck	0,01	0,12	0,270	12	13
Dichtheitsprüfung Pumpen	1 Stückzeit	0,05	0,05	—	0,25	3
Dichtheitsprüfung Ventile	1 Stückzeit	0,07	0,41	0,570	15	45
Druckprüfungen	1 Einspritzung	—	—	—	—	16
Einzel-Prüfung elektr. Apparate	1 Einspritzung	—	—	—	9,5	7
Einzel-Prüfung Gas-Apparate	1 Einspritzung	—	—	0,055	9,5	2,5
Gehäuse Prüfungen 50-60 atm Probedruck	100 atm zugehöriger Gas	—	0,005	—	0,005	2,5
Gehäuse Prüfung Gehäuse Prüfung	1 atm Stückzeit	—	0,01	—	0,6	4
Einzelteile - Hydraulisch	1 Stückzeit	—	0,05	0,280	13	2
Gehäuse - Hydraulisch	1 Stückzeit	—	0,035	0,150	12	2
Pumpen - Prüfung	1 Stückzeit	—	0,015	—	3,5	1,5
Atmosphären	100 atm Gas	—	—	—	12	120
Hydraulische Prüfung mit Schmierung Hydraulische	1 Stückzeit	0,18	—	—	12	12
Summe	1 Einzelprüfung 0+9-Stck	0,56	0,11	—	0,6	24

II. Arbeitsleistung

Arbeitsteil	Bezugsgröße	Stunden je Bezugsgröße	Stunden je m²	Fugen je 100 m²	Fugen je m	Fugen je m²
Putz [illegible] Putz [illegible] ohne Verbindung	1 Ansatz	0,02	0,035	—	0,05	10,5
Anspritzen mit Haftspritzen	1 Ansatz	—	0,035	—	1,0	23
Putz [illegible] mit Zusatzmitteln	1 Ansatz	0,01	0,1	0,115	8,5	6,5
[illegible]	1 Ansatz	0,04	0,025	—	0,02	0,5
[illegible] [illegible]	1 Ansatz	0,07	0,56 [1]	0,35 [1]	15	4,0
Fugenausbesserungen 25–30 cm [illegible]	1000 cm zugespitzte Fuge	—	0,005	—	0,05	3,0
Fugenputz ohne [illegible]	1 m Fugenputz	—	0,01	—	0,6	5,5

Alle übrigen Arbeiten wie bei Handputz.

1) Je nach Zusammensetzung, Größe und Art der Putzöffnung [illegible]

III. Wasserstoffgewinnung [illegible] 1000 cbm Raum H_2, trocken

Arbeitsart	Ausgangsstoffe	Bedarf je 1000 cbm H_2		Kraftbedarf in 10^3 kWh	Arbeitsbedarf cbm	Gestehungskosten RM	Gestehungskosten %
Wasserzersetzung	1000 cbm H_2 trocken	1,0	1,29 0,517	0,73	36	33,5	0,865
Gaserzeugung m. Luftzusatz	1150 cbm mit 30 g/cbm	—	0,017	—	0,8	4	—
Stickstoffwäsche für C-Waschgas	1000 cbm Raum-H_2 trocken	—	0,618	—	12,6	15,5	—
Gaszerlegung Stickstoffwäsche für CO (Ammoniak)	1000 cbm Raum-H_2 trocken	0,6	0,645	aus 2,2 für 1,46	13,3	29	—
CO_2-Wäsche, trocken	1475 cbm Ausgangsgas mit 25,5% CO_2	—	0,05 [1]	—	72	53 [2]	—
Stickstoff 1 – 200 atm 1 – 325 "	1000 cbm H_2 trocken	— —	—	— —	30 25	450 380	—
CO-Wäsche	1000 cbm Raum-H_2 trocken	—	0,21	—	8	11	—

IV. Wasserverbrauch

Es sind für Zählung und die Gasumformung Kühlwasser zu beschaffen und Abwasser abzuführen für rund:

für Stickstoffwäsche	5 %
" Kohlendioxydwäsche	10 %
" Synthese	10 %
" Kühlen	3 %

1) im Mittel
2) Kälte für Ammoniakverdampfer, die Kühlwasserbedarf spätestens 35 kWh

Zurück an
Vorzimmer Dr. Dr. Pier

Zu Händen des Herrn Direktor Dr. Pier.

I.G. FARBENINDUSTRIE A.G.

Io 528,

LUDWIGSHAFEN AM RHEIN,

Deutschland.

Haag, den 5. Oktober 1937.

TD-H-4114

Betr. Verbrauchsziffer von Steinkohlen- und Braunkohlenhydrieranlagen.

Anbei schicken wir Ihnen unser Memo TD No. 1185 über die Besprechungen betr. Verbrauchsziffer von Steinkohlen- und Braunkohlenhydrieranlagen in Ludwigshafen am 28. und 29. September 1937.

Wir bitten Sie die in diesem Memo niedergelegten Zahlen und Schlussfolgerungen noch überprüfen zu wollen.

Wie verabredet wird von Ihnen nach der Besprechung betr. Erfahrungsaustausch ein Verarbeitungsgang für eine Normalkohle für 700 atm. aufgestellt werden.

Wir bitten Sie uns diesen baldmöglichst zu übermitteln, damit wir an Hand dieses unter Benutzung der vereinbarten Verbrauchszahlen den Gesamt-Energieverbrauch einer Kohlenhydrieranlage ausrechnen können.

Hochachtungsvoll,

N.V. Intern. Mij. voor Hydroerings-Techniek en -Chemie
(INTERNATIONAL HYDROGENATION ENGINEERING & CHEMICAL CO)

Anlage.
cc. Herrn Tillmann (Mannheimerhof)
" " Jeckwitz

KJJ/JAB

ANLAGE 1

EINHEITSVERBRAUCHSZIFFER FÜR EINE STEINKOHLENHYDRIERANLAGE

A) Eigentliche Hydrieranlage
B) Raffinerie
C) Wasserstoffanlage
D) Verschiedenes

Arbeitsdruck 700 atm.

		Dampf t H.D.	Dampf t N.D.	Heizgas Cal.	Wasser m³	Kraft KWH	
A) Kohlezerkleinerung Kohlebreimühlerei	Pro Tonne Brei.	0,02	0,035	45.000	0,4	25	8 % Wasser bezogen auf Kohle verdampfen (10-2 %) Verbrauch ab Tiefbunker Kontakt aufgespritzt.
Breipressen & Hilfspumpen	Pro Tonne Brei		0,035		1	60	inkl. Licht, Rührwerke, Ringleitung, Spülölpumpen, Spülwasserpumpen, Schwingsiebe, Kontakt aufgespritzt.
Kohlekammer	Pro Tonne Brei	0,01	0,12	270.000	12	13	ohne Breiregeneration Kraft inkl. Luftgebläse R.K. Wasser 20° Erwärmung.
Schlenderei Mückenfeldsenfarb. Schwelerei	Pro Tonne Eingangsprodukt	0,05	0,05		0,25	3÷7	
	Pro Tonne Eingangsprodukt	0,07	0,41	500.000	15	45	
Einspritzpumpen	Pro Tonne Einspritzung.					16	
El. Vorhein. Zi-Kammer Gas Vorhein.	Pro Tonne Einspritzung.			55.000	9,5	7	
					9,5	2,5	
Umwälzpumpen	Pro 1000 m³ angesaugte Gasmenge					6	30 atü Druckunterschied. Die Zahl enthält auch Verbrauch für Leerlauf etc.
Kompressoren	Pro m³ H.D.					9	ohne Vakuumerzeugung mit " extra 1 KW/m³
B) a.Phasen Destillation	Pro Tonne Eingangsprodukt		0,05	200.000	13	2	
e.Phasen Destillation	Pro Tonne Eingangsprodukt		0,035	150.000	12	2	

	Gasmenge					für Leerlauf etc.	
Gaswäsche	Pro m³ W.G.				9	ohne Vakuumentspannung mit " extra 1 KW/m³	
B) 3.Phase Destillation	Pro Tonne Eingangsprodukt		0,05	200.000	13	2	
C.Phase Destillation	Pro Tonne Eingangsprodukt		0,035	150.000	12	2	
Kohlebi-Wäsche	Pro Tonne Eingangsprodukt						
C.Ph.bi Wäsche	Pro Tonne Eingangsprodukt		0,015		0,5	1,3	
Kompression	Pro 1000 m³ Gas				12	170	
Stabilisierung & Entbenzinierung Stabilisierung	Pro Tonne Eingangsprodukt	0,18			13,5	1,8	
Tanks	Pro Tonne Eingangsprodukt 3.Phase + C.Phase.	0,06	0,11		0,6	2,6	
						Koks %	
G) Ha-Gasanlage	Pro 1000 m³ H_2 Kompr.	1,-	0,517 1,29	0,73x10⁶	36	33,5	0,865
Entschwefelung Luxmasse	Pro 1000 m³ Gas Eingang				0,3	3	
Spaltofenanlage & Konvertierung, Kühler incl. verschiedenes Gebläse	Pro 1000 m³ H_2 kompr. aus Hygas	0,6	0,645	Pr.G.2200 H.G. 1460	13,3	29	Mischgas wird zusammen mit Spaltgas aus Hygas konvertiert
	Pro 1000 m³ H_2 kompr. aus Kaltgas		0,815		16,0	18,5	
CO_2-Wäsche Destillat	Pro 1000 m³ H_2 kompr.				7,2	52,5	Wassertemp. im mittel 15° 10 % Verlust bei der Regenerierung Gas enthält 21,5 % CO_2
Kompression	Pro 1000 m³ H_2 1-700 at. kompr. 1-325 at.				36 30	450 380	Gas enthält 21,5 % CO_2 Ansaugetemp. 30°C.
CO-Wäsche	Pro 1000 m³ H_2 kompr.		0,21		8	11	
H) Verschiedenes	In Prozenten des Gesamt-Verbrauches	5 %	10 %	?	10 %	3 %	

ANLAGE 2

KENNZIFFERVERBRAUCHSZIFFER FÜR EINE BRAUNKOHLEHYDRIERANLAGE

Bemerkung: In dieser Tabelle sind nur die gegenüber der Tabelle in der Anlage 1 geänderten Zahlen angegeben. Für die weiteren Betriebe sind die Verbrauchszahlen gleichgeblieben weil diese unabhängig sind von der Art der zu verarbeitenden Kohle (Stein- oder Braunkohle).

Arbeitsdruck 300 atm.

A) Eigentliche Hydrier Anlage		Dampf t/t Produkt H.D.	Dampf t/t Produkt N.D.	Holzgas 10^6 Cal/t	Wasser m^3/ton	Kraft KW/ton	
Kohlentransport Kohlenverflüssigung	Pro Tonne Brei	0,02	0,035		0,35	10,5	Kraftverbrauch enthält nicht die Trocknung.
Ersatzgasanlage und Hilfspumpen	Pro Tonne Brei		0,035		1,-	23	
2 Kohlekammern	Pro Tonne Brei	0,01	0,1	115-120.000	8,5	6,5	H_2 vorgewärmt am Abschlamm
Produktenaufarbeitung Schlauderei Schwelerei	Pro Tonne Eingangsprodukt	0,04 0,2	0,025 0,5	- $0,5 \times 10^6$	0,20 0,18 15	2,5 6,- 3,6	
		0,07	0,56	350	15	40	
						7,0	
						5,5	

ARBEITERZAHL.

Für eine 125.000 Jato Anlage wurden für die einzelnen Betriebe die folgenden Belegschaften geschätzt.

A) Eigentliche Hydrieranlage

1) Kohlevorbrechung und Kohlebreimüllerei.

28,5 t/Stunde ⟶ 70 t Brei/Stunde

a) Entladung und Wiegen	1-3 Mann	(je nach vorhandenen Entladeeinrichtungen) nehme 3.
b) Bunkern und Mischen*	1-2 "	
c) Vorbrechung	1-2 "	
zu b) c) Aushilfe	1 "	
d) Trocknen, Mahlen, Dosieren, Kontaktzugabe	4-6 "	
e) Lurgi-Entstaubung	1-2 "	
f) Betriebslabor und Telefon	2 "	
g) Reinigung	1 "	
	12-17 Mann	

Bemerkung: Hierbei ist angenommen dass die Pumpen für die Verpumpung des Breis in die Ringleitung der Breipressenpumpen von einer von der obengenannten Leuten besorgt wird.

ad b)* 2 Mann wenn mehrere Kohlensorten verarbeitet werden.

2) Breipressen und Hilfspumpen

70 t Brei/Stunde und 4,8 t/St. Spüläl und Wasser

a) Schwingsieb	1-2 Mann	
b) Heissumlauf	1 "	
c) Wasserpumpen Spülölpumpen Stand- und Mengemessung	2 "	(bei regelmässigem Betrieb wohl von 1 Mann zu bedienen
d) Breipressen und Rührbehälter	6 "	
	10 Mann	(Diese Zahl wurde bei der Besprechung auf 8 herabgesetzt).

3) Kohlekammer

Belegschaft für 4 Kammer.

a) Abschlamm	4 + 1 = 5 Mann	(Entspannung des Abschlammes bis in Dachbehälter auf Zentrifugenhaus)
b) Produktentspannung & Abstreifer	4 + 2 = 6 "	b) (2 Mann für die Stufenentspannung)
c) Ofenleute einschl. Vorheizerbedienung	6+ 2 = 8 "	c) (Ofenleute - 6) (Vorheizer - 2)
d) Eingangsgas-Kreislaufgas	3 "	d) (1 Mann je 2 Kammer (1 " für Gesamtkreislaufgas)
e) Spülen von Leitungen	1 "	
f) 1 Vorarbeiter für 4 Kammer	1 "	
g) Telefon, Analysen z.B. Abschlammproben	1 "	
	25 Mann	
h) Reserve Reinigen etc.	1 "	
	26 Mann	

4) Rückstandsaufarbeitung

I Schleuderei 16 Zentrifugen in Betrieb

Für je 2 Zentrifugen 1 Mann 8-9 Mann

Diese Zahl enthält auch Verpumpung des Schleuderrückstandes, Wiegen des Abschlammes oder Standmessung für den Abschlamm jeder Kammer.

II Schwelerei

5 Oefen in Betrieb

Temperaturfahren	5	(1 Mann pro Ofen)
Rückstandspumpen	1	
Kontrolle des Ofenantriebes	5	(1 Mann pro Ofen)
Koks-Austragung Zyklonen-Aufsicht	3	
Manometerkontrolle etc.	3	
Reinigen (Zyklone, Abwasser)	2	
Vorarbeiter	1	
	20	

3 Mann/Schicht

Bemerkung: Diese Zahl wurde auch seitens der I.G. als hoch betrachtet. Es wurde mit Rücksicht auf Entwicklungsmöglichkeiten, wodurch eine vereinfachte Bedienung möglich wird, eine Arbeiterzahl von 16 angenommen.

4) Tanks.

a) Messen	1 Mann
b) Pumpenhaus	1 "
c) Ventile	1 "
d) Mischen der Produkte	1 "
e) Verschiedenes	1 "
	5 Mann

C) WASSERSTOFFANLAGE (Siehe TD-B-4020 Anlage 4)

1) Wassergasanlage Aufstellung IHECC. Vollautomatisch 2

Bedienung von 2 Wa-Gasgeneratoren 4 Mann.

2) Entschwefelung.

Ventile, Auswechslung der Masse 2 Mann.

3) Spaltofenanlagen & Konvertierung und verschiedene Gebläse.

a) 3 Bedienungswände für 3-4 Sektionsoefen und Konvertierung und Kühler	2 Mann
b) 3 Spaltöfen, Heizer mit Gehilfe	2 "
c) Gebläse	1 "
d) Vorarbeiter	1 "
e) Analysen	1 "
f) Verschiedenes (Reinigen, etc.)	1 "
	8 Mann

4) CO_2 Wäsche 6 Mann

5) Kompressorenanlage 4 Mann

6) CO Wäsche 6 Mann

TD 1185, 5. Oktober 1937

BESPRECHUNGEN BETR. VERBRAUCHSZIFFER VON STEINKOHLEN- & BRAUNKOHLENHYDRIERANLAGEN IN LUDWIGSHAFEN AM 28. UND 29. SEPT. 1937

I.G.	Dr. Pier zeitweise	IHECC.	Hr. v.'t Spijker
	Dr. Rumpf "		" Jaberg
	Dr. Donath "		
	Hr. Berger "		
	Hr. Huebner "		
	Hr. Lampe "		
	Hr. Müller "		
	Hr. Bachmayer"		
	Frl. Dr. Höring		
	Hr. Zimmermann		

Besprochen wurden die mit dem Brief vom 18. September 1937 von der I.H.E.C.C. an die I.G. gesandte Aufstellung der Verbrauchsziffer für eine 125.000 Jato Steinkohlenhydrieranlage und die vor einiger Zeit von Herrn van 't Spijker an Dr. Rumpf überreichte Aufstellung von Verbrauchsziffern einer 50.000 Jato Braunkohlenhydrieranlage.

Die während der Besprechung für die verschiedenen Betriebe festgestellten Einheitsverbrauchszahlen sind in den Anlagen 1 und 2 zusammengestellt. In der Anlage 3 ist soweit wie möglich eine Aufstellung der für die 125.000 Jato Anlage geschätzten Belegschaften der einzelnen Betriebe gegeben.

Gesamtkohleverbrauch: (des obenerwähnten Briefes)

a) Der in der Anlage 6 angegebene Verbrauch an Kohle für das Kesselhaus wurde von der I.G. kontrolliert, wobei sich ein Verbrauch von 20,6 - 21,6 t Kohle ergab, sodass der in der Anlage 6 erwähnte Wert von 21,3 t also einen Mittelwert darstellt.

b) Der in der Anlage 13 gegebene Kohleverbrauch von 4,53 t/t Benzin gilt für eine Kohle von 7000 cal. Die I.G. rechnet für Literaturzwecke immer mit einer Kohle von 7200 Cal.

c) Die I.G. setzt bei der Umrechnung von Koks in Kohle 1 t Koks = 1 t Kohle voraus. Es wurde gesagt, dass einfach über den Heizwert gerechnet wird. Dies ergibt natürlich für eine Anlage wo die Maximal-

Für d. Heizwert-Umrechnung nicht richtig!

menge (oder Gesamtmenge) des Wasserstoffes aus Koks gemacht wird, gegenüber einer Anlage, wo die Maximalmenge H_2 aus Hygas gemacht wird, ein zu günstiges Bild für den wirklichen Gesamtkohleverbrauch pro Tonne Benzin. Auch kostenmässig ist diese Art Umrechnung meistens nicht gestattet, da die Kalorie im Koks normal teurer ist als in der Kohle.

Generatorgasanlage und zweckmässiger Aufbau der Wasserstoffanlage:

Für die Anlage, in welcher die Maximalmenge des Wasserstoffes aus Hygas gemacht wird, muss eine Generatorgasanlage zur Erzeugung der notwendigen Menge an Heizgas vorgesehen werden. Da nicht alle Kohlen sich in Drehrostgeneratoren (η=75-80%) verarbeiten lassen, wird es in verschiedenen Fällen notwendig sein, Winklergeneratoren (η=<65%) vorzusehen.

In dem vorliegenden Falle hatten wir eine Drehrostgeneratorgasanlage vorgesehen und angenommen, dass die Kohle sich mit einem Wirkungsgrad von 75 % bezogen auf kaltes Gas vergasen lässt.

Ein Vergleich mit der Wasserstoffanlage, in welcher H_2 nur aus Ueberschusshygas (und weiter aus Koks) erzeugt wird, ergab, dass Herstellung der Maximalmenge aus Hygas billiger ist.

Seitens der I.G. wurde bemerkt, dass diese Schlussfolgerung nicht verallgemeinert werden darf. Wenn eine Kohle sich z.B. nicht in Generatoren mit hohem Wirkungsgrad vergasen lässt, und z.B. mit Winklergeneratoren (mit kleinerem η) verarbeitet werden muss, kann der Kohleverbrauch so steigen, dass Herstellung des H_2 aus Koks billiger wird.

Herr Bachmayer führte weiter noch auf, dass bei kleineren Anlagen die Wassergasanlage so gross wird (die Wassergasanlage muss zum Anfahren der Anlage eine bestimmte Grösse haben, sie muss mindestens den Wasserstoff nötig zum Anfahren einer Kohlekammer produzieren können) dass eine Spaltanlage sich nicht mehr bezahlt macht.

Er gab an, dass bei kleineren Anlagen die Wassergasanlage eine Kapazität haben muss von 30 % des Gesamtwasserstoffes. Wir stellten fest, dass dieses auch schon der Fall war bei der 125.000 t Anlage, und vertraten den Standpunkt, dass auch für kleinere Anlagen die Herstellung der Maximalmenge H_2 aus Hygas am wirtschaftlichsten ist.

Entschwefelung:

Die I.G. Herren waren der Meinung, dass aufgrund von Erfahrungen bei der Brabag für Gase mit einem Schwefelgehalt ober-

halb 10 gr.S/m^3 eine Alkazidanlage vorgesehen werden muss. Falls das zu reinigende Gas (Hygas) für H_2-Herstellung gebraucht wird und nicht unter hohem Druck (10 at. oder mehr) zur Verfügung steht, wird zweckmässig nach der Alkazidanlage noch eine Luxmassefeinreinigung vorgesehen. Beim Auswaschen unter niederem Druck wird nämlich der Schwefel nur bis 300-500 mg/m3 ausgewaschen, welcher Gehalt an S zu hoch ist, um von der organischen Schwefelreinigung entfernt zu werden.

Beim Auswaschen unter höherem Druck sinkt der Schwefelgehalt genügend tief, und kann das Gas direkt in die org. Schwefelreinigung geschickt werden.

Die Luxmasse Anlage kommt erst in Frage für Gase mit einem Schwefelgehalt kleiner als 10 gr.S/m^3.

Später prüfe nochmal über die Sache.

KJ/HMV

Hochdruckversuche Lu
Hg/Lu 553

Abschrift!

27.9.1937.Woh.

Spezifische Energieverbräuche,

besprochen am 27.u.28.9.37 mit Herrn v.'t Spijker und Herrn Jaberg v.d.I.H.E.C.
(vgl.Schreiben I.H.E.C. 18.9.1937)

I.Steinkohle Sumpfphase 700 atm	Bezugs-grösse	Dampf H.D. 8-10 atü 200°C	Dampf N.D. 3 atü 140°C	Heizgas 10^6 WE	Wasser cbm	Kraft KW
Kohlevorbrechung, Universalanlage, Elektrofilter, Konzentratmühle (von 8-10 auf 2% Wasser), ohne Kontaktmüllerei	t Brei	0,02	0,035	0,045	0,4	25[1]
Breipressenanlage und Hilfspumpen	t Brei	-	0,035	-	1,0	60[2]
Kohlekammern	t Brei	0,01	0,12[3]	0,270	12[4]	13[5]
Rückstandsaufarbeitung Schleudern:	t Durchsatz	0,05	0,05	-	0,25	7
Schwelen:	"	0,07	0,41	0,500	15	45
Einspritzpumpen	t Einspritzg.	-	-	-	-	16
Benzinkammern: a)elekt. Vorheizer	"	-	-	-	9,5	7[6]
b)gasbeheizt. "	"	-	-	0,055	9,5	2,5
Gasumlaufpumpen Δ = 25 atm	1000 cbm	-	0,005	-	0,005	6[7]
Gaswäsche	cbm Waschöl	-	0,01	-	0,6	9[8]
Sumpfphase-Destill.	t D'satz	-	0,05	0,2	13[9]	2
Gasphase-Destill.	"	-	0035	0,15	12	2
Laugewäsche	"	-	0,012	-	1	1,25
Stabilisierung u.Entbenzinierung	t Autobenzin	0,18	-	-	13,5	38
Tanks einschl.Leitungen	"	0,25	0,45	-	2,5	11

1) I.C.I.hat nur 10 KW, aber m.wenig Vorbrechung, ohne Entstaubung.
2) einschl.Licht, Rührwerken, Schwingsieb etc.
3) einschl. Heizung der Kreislaufgasleitungen (wegen Ammonbicarbonat) u.Produktleitungen.
4) I.C.I. hat 11 cbm Wasser.
5) hpts.Heißumlaufgebläse; Luftgebläse 2 KW enthalten.
6) für normalen autothermen Betrieb.
7) für 300 atm allein 7 KW.
8) 75% Energie-Rückgewinnung.
9) 1m³ Frisch-, 12m³ Rückkühlwasser.

II. Braunkohle: Sumpfphase 300 atm	Bezugs-grösse	Dampf H.D.	Dampf N.D.	Heiz-gas	Wasser	Kraft
Kohletransport und Kohlebreimüllerei	t Kohlebrei	0,02	0,035	0,052	0,4	10
Breipressenanlage und Hilfspumpen	" "	-	0,035	-	1,0	23
Kohlekammern	" "	0,01	0,1	0,115	8,5	6,5
Rückstandsaufarbeitung:						
Schleudern	t D'satz	0,04	0,025	-	0,2	6,0
Schwelen	t D'satz	0,2	0,4	0,500	15	4,0
Gasumlaufpumpen	1000 cbm Gas	-	0,005	-	0,005	7,0
Gaswäsche	cbm Wasch-öl	-	0,01	-	0,6	5,5

Alle übrigen Betriebe wie bei Steinkohle.

III. Energieverbräuche für 1000 cbm Rein H_2, komprimiert.

(besprochen am 27.u.28.9.37 mit I.H.E.C.

(vgl.Schreiben I.H.E.C. 18.9.1937)

	Bezugsgrösse	Dampf H.D. t	Dampf N.D. t	Heizgas 10^6 WE	Wasser cbm (frisch / Kühl)	Kraft KW	Koks t	Arb./Schicht f.1000 cbm/Std. H_2 kompr.
Wassergas aus Koks	1150 cbm O Wassergas	1,0	128 0,52	0,73	2,6 33,4	39 [1]	0,865	3⅓ [2]
Entschwefelung Luxmasse	1150 cbm " (m.3 g S/m3)	-	0,017	-	0,8	0,4	-	2
Spaltanlage (3 Öfen à 4 Sekt.) und Konvertierung einschl. Gebläse	(85% H_2 aus Reformgas) f.1000cbm Rein H_2. (15% H_2 aus CO-Gas) f.1000m³ Rein H_2	0,6 -	0,65 0,8	Umsatzgas 2/3 Heizgas 1/3 [3]	13,5 [4]	27,5 [5]	-	6
CO-Wäsche, Druckwasser	1470 cbm m. 21,5% CO_2/ 1000 cbm Rein H_2	-	-	-	72 (77) [7]	50 [6] (57) [7]		6
Kompression	1000 cbm H_2 70% 700 at 30% 300 "	-	-	-	34	430	-	4
CO-Wäsche		-	0,21 [8]	-	8 [9]	11 [10]	-	6
Kompression	1000 cbm Rein H_2 300 at	-	-	-	19	300	-	4

IV. Verschiedenes:

Es sind folgende Zuschläge verabredet:

für Hochdruckdampf	5%	des Verbrauchs in Hydr., Raff. und H_2-Anlage.
" Niederdr' "	10%	
" Wasser	10%	
" Strom	3%	
" Leutezahl	10%	

1) einschl. Desintegratoren.
2) 1 Gasmann 1)
1 Maschinist 1) 3:4
1 Schlackenmann 1)
1 Kokswerfer 1)
3) Normalzahl der ICI:
1 350 Kal + 10%.
4) Erfahrungszahl aus USA.
5) Zahl ist hoch nach D'ing.Lampe.
6) für 29 atm.
7) Die eingeklammerten Zahlen beziehen sich auf ein Gas m.30% CO_2
8) im Winter 0,25; i.Sommer 0,17.
9) " " 6 ; " " 10.
10) " " 10 ; " " 12.

Tab. 20 Anlage 4 zu Ziff. 4.2.2.2

Tab. 20 Anlage 4 zu Ziff. 4.2.2.2

CO_2-Absorber-Patrone für Umluftgeräte mit O.W. Typ	1135 l O.W. CO_2 34,57 % 80 CO_2	H.S.	NS	Patrone prüfpflichtig	Absorbermenge Füllung	Absorptionsvermögen	Kreislaufwiderstand	Dichtheit	Gebrauchsdauer	Gebrauchsdauer	
Klappe III / Lungs		—	2,7 t	—	54,5 m³ 21 Kg	—	—	—	5,49 l		19,1 m³ Luftmenge
CO_2-Absorber-Patrone für Umluftgeräte mit Typ 22,3 l CO_2											
Klappe III / Lungs		—	1,38 t	—	35,8 m³ 13,8 Kg	—	—	—	0,32 l		12,5 m³ Luftmenge
CO_2-Absorber-Patrone für Umluftgeräte mit Typ											

1/2 Schwefelsäure plus Kupfer 1/2 Salpetersäure + Kupfer (Kupfer)	0,4552 –	32,8	14,5 Kal –	–	–	0,342 g	13,3 cm³ Kohlendioxid
Blei (Pb)	0,4	2	6,2				
" Kupfer (Cu)		4,04	47 Kal				
Zink – 0,4 g							

a) Schalen — Kohlen für 1000 mm³ Raum = ½ Ranger — 6.19.

Ofen

		Sammel		Brennst.		Preis	Handels-	Fracht-	Kost		
		K.B.	N.G.	Stück 35 cm	Stück 30 cm		satz	satz			
	1135 m³ D.W.K.	1,01 t	0,32 m³	5,2 m	33,4 m	19,4 Mk	—	15 —	82,2 t	—	—
1	278 m³ Kw.K.	Lösung	1,7 m³								
	1295 m³ D.W.K.	1,06 t	0,21 m³	6,1 m	2	20,7 Mk	—		0,1 t	—	—
	323 m³ Kw.K.	Lösung	1,7 m³								
	2165 m³ D.W.K.	0,6 t	0,5 m³		(8,7)	33,5 Mk	—	2	0,85 t	—	—
2	Thie (Heinkohle) 388 m³ Kw.K.	1,8 t	Lösung	1,25 m³							
3	Schalen		Kleine	Füllung							
4	Schalen mit Deckel für N.K.										
5	Schalen mit Deckel für Kohle										
	Schalen für Koks- und Kohle für Koks- und Wassergas,										
6	Schalen für Koks 2,5 m³ D.W.K.	—	—	—	—	0,4 Mk	—	—	—	1,4 t	—
7	Schalen für Koks	—	0,01 t	0,2 t	—	2,5 Mk	—	—	—	—	—
8	Schalen für Koks	—	0,01 t	0,2 t	—	4,1 Mk	—	—	—	—	—

Ny. 27.9.1937

N. Fischgründung – Argon

TA

1153

a) JHEG – [illegible] Durchgasung

b) Länge

c) Hauptgas

d) [illegible]

Durchgasung für Hochspannungsanlagen geeignet

J.H.E.G. – I.G.

Laufende	Durchgasung [illegible]	Anzahl der Gefäße	Durchsatz kg/h	Durchgasung 10^6 kcal/h	Heizwert kcal/m³	Gasverbrauch m³	Bemerkungen
a) W_2 – Durchgasung	1000 m³/h Raum H_2	–	1,39	–	4,0 47,8	47 611	[illegible]
b)		–	1,47	–	47,2	27,5	[illegible]
c)		–		–	73,4	26,8	[illegible]
d)		–	1,4	–	4,0 74	47 27	[illegible]
a) W_3 – Durchgasung	1000 m³/h Raum H_2	–	0,115 0,173	–	6,3 6,17	7,9 7,1	
b)		–	0,173	–	6,25	14,8	
c)		–	0,16	–	–	6,66	
d)		–	0,17	–	6,0	11	[illegible]
a) Durchgasung	1000 m³/h Raum H_2	–	–	–	36,6 13,1	470 300	für 700 m³ für 300 m³
b)		–	–	–	13,1	300	
c)		–	0,0127	–	37,4	414	für 700 m³
d)		–	0,0127	–	30,0 25,0	900 320	für 700 m³ für 300 m³ } für 1000 m³ Raum H_2

H₂ aus Gas — 1 — 41 — 1000 m³ Raum-h

	stündl. Durchsatz	Dampf Niederdruck Verbrauch		Erg. Gas	Wasser Frischwasser	Kühlwasser	Gutschr. Öl	Gutschr. Öl	Elektr. Energie hochspann.	Elektr. Energie Niederspann. Kraft + Licht	Stickstoff	Druckluft	CO₂	Bem.
	t	t	t	m³	t	t	t	t	kW	KW	m³	m³	m³	
Anlage Fabrik 40 t (1035 cbm Dampf)		1,04	1,29	0,52	378 ≙ 1950 kg	457	334	1,70	—	40	—	—	—	—
Zyklon THEC für Heizöl (1090 cbm Dampf)		1,06	1,41	0,71	353	447			—	26,5	—	—	—	—
Zyklon THEC für Anthrazit (1165 cbm Dampf)		1,0	1,38	0,57	385 ≙ 1980 kg	37 ≙ 245			—	33,5	—	—	—	—
Gaserzeugung aus Heizöl 1035 cbm 139 g/cbm Heizöl		—	—	—	—	—	—	—	—	0,9	—	—	—	—
Zyklon THEC für Heizöl		—	—	0,05	—	8,8	—	—	—	8,8	—	—	—	—
" " für Anthrazit		—	—	0,11	—	9,2	—	—	—	9,1	—	—	—	—
Entschwefelung 1035 cbm CH₄ + 85 kg Aktivkohle		—	—	0,52	—	224 ≙ 2,6	0,156	—	—	15,5	—	—	—	—
Turm THEC f. Heizöl 765 cbm CH₄		—	—	0,45	—	5,1	—	—	—	16,3	—	—	—	—

H₂ nach fp Gas / Kohle — 3 — 41 — 1000 m³

	stündl. Durchsatz	Dampf Niederdruck Verbrauch		Erg. Gas	Wasser Frischwasser	Kühlwasser	Gutschr. Öl	Gutschr. Öl	Elektr. Energie hochspann.	Elektr. Energie Niederspann. Kraft + Licht	Stickstoff	Druckluft	CO₂	Bem.
	t	t	t	m³	t	t	t	t	kW	KW	m³	m³	m³	
Gaserzeugung 3,13 × 10⁶ WE 20 gal		0,4	0,89	4,26 × 10⁶	211	196	0,13		2					
Zyklon TH THEC f. Heizöl 2,18 × 10⁶ WE/Stde		0,32	0,72	1,35 × 10⁶	10				30					
Turm TH THEC f. Anthrazit 1,30 × 10⁶		0,58	0,64	1,45 × 10⁶	13,3				32					
CO₂-Wäsche														
THEC f. Heizöl			1,4		38				62					
THEC f. Anthrazit 1,30 m³ CO₂ / cbm CH₄					4				47,2					
Kompressor														
THEC f. Heizöl 2 Stufen					19,1				341					
" " Anthrazit 30 m³ Luft					34,6				470					

1000 m²

Herkunft	Dat.	stündl. Durchsatz t	Dampf Hoch-druck t	Dampf Nieder-druck Dampf Luft t	Dampf Gut-schr. t	Strahlungsverl. 1000 WE m³	Wasser Frisch-wasser t	Wasser Rückkühl-wasser t	Wasser Kon-densat t	Wasser Gutschr. Öl-haltig t	Wasser Gutschr. Öl-frei t	Elektr. Energ Hoch-spann. kW	Elektr. Energ Nieder-spann. Kraft+Licht kW	Stick-stoff m³	Druck-luft m³	CO_2 m³	Bem.
CO-Anlage																	
Trockner																	
Alkali																	
Säure																	

* für Kräftst. Räume
** kleines Laboratorium
*** für die Bade-Anlage einschließlich Räume
**** für Werkschutz- Bezeichnung

a) Ihne
b) Lage
c) Ihne-Lehfeld-Ihne (Ihne-Ihne Zwischenschicht)
d) Ihne
e)
f) Estrich

Ihne - Fg

			Raumgr.											
			Fläche qm	Dicke m	Fläche qm	Nettogewicht	cc. kg							
a	Asfa - Trockenfest - Ihne - Mischung	1 to Ihne	0,021	0,018	—	0,6	10,5							
b			0,021	0,053	53	0,3	21							
c	Ihne fertig: Fläche aufgebracht		0,022	A 1,01 B 1,00	—	0,03	7,6							
d	Ihne - Aff. aus 84% H_2O	1 to Ihne 4,5% H_2O	0,028	0,04		0,45	19	+ 0,2 to Kalkasche						
e	Estrichbeton		0,014	0,01	57	0,4	30						16-23	
f			0,021	0,035	53**	0,4	15 30	Kunststoff Fließestr.					16	18
a	Verlegefläche Anl. + Hilfsgut	1 to Ihne		0,067	—	1,2	27							
b			—	0,067	—	1,2	27							
c	Ihne			0,023	—	0,3	16,5							
d	Ihne Aff.		—	0,075	—	0,38	14							
e	Estrichbeton alle Estrichaufbauten 700 atm	aus 60 to		0,035			18,5						6-2	
f				0,035 0,035		1,0	20 22							14
a	Estrichkammern	1 to Ihne	0,014	0,095	1,15	6,0	6,5							
b			0,014	0,14	175	12,6	17,5							
c			0,08	A 0,032 B 0,014	90	2,4	4,57							
d	Ihne Aff.		0,053	A 0,027 B 0,19	85	4,27	4,75						(0,5 Ihne Aff.)	
e	Estrichbeton		~0,03	~0,15	285		13,5						25	
f			0,02 0,03	0,15 0,25	120*** 270	12	6,5 13	Kunststoff Fließestr.					25	14
a	Estrichbeton	1 to Zuschlag	0,054	0,018	—	1,09	2,25							
b			0,054	0,18	—	0,45	10,8							
c			0,05	A 0,02 B 0,015	—	0,17	2,0							
d	Ihne Aff		0,06	A 0,003 B 0,018	—	0,21	2,0 (0,06)?							
e	Estrichbeton		0,035	0,08	—	0,45	8						10	
f			0,05 0,05	0,025 0,05		0,25	2,25 3						0	15
a	Estrichbeton	1 to Zuschlag	0,24	0,41	508	15	3,6							
b			1,145	0,185	508	12	85							
c	Ihne - Ihne		0,172	0,456	333 445	7-13	3,8							
d	Ihne Aff.		0,22	0,33	570	13,7	3,8							
e	Estrichbeton		0,154	0,43	440	5,5	48						25	
f			0,24 0,06	1,41	570	15	4 4,5	Bk Bk					4-7	16

Heft 2

a) Name
b) Gruppe
c) Art – Abgriffstelle
d) Ohm
e)
f) Bemerkung

Jäger-Z.

17.9.37

			Isolierg. fehlt.	Isolierg. vorh.	Isolierg. neu	Aufbau	Kl. kurz.					Ausführung Bemerkung	
a	Isolation – Entnahme		neu	—			15,8						
b			0,008	0,008			15,8						
c			0,179	0,165	–	–	7,84						
d			–	–	–	–	–						
e	Zylinder						12,9					4	
f	●		–	–	–	–	15,8					3	12
a	Spulenkondensator	AC-Amplitude			(46)	3,25	21,3						
b					(46)	8,3	10,5						
c	Hilfe Eff		0,013	0,003 —		9,14	7+x 21,4						
d	Nf		0,082		32	6,38	9,5						
e	Zylinder			0,182		7 kV/ 7 mA/K	16					4	
f			–	0,07	–	10	15,5					10	12
a	Isolation	1000 Ohm					6						
b							6						
c			0,052	0,001	–	0,015	0,75						
d			–	–	–	–	–						
e	● Zyl.			0,014			6;8,5					7	
f			–	0,005		0,005	7					5	13
a	Isolationsprüfung	1 Ohm		0,016		0,6	3,3						
b	Hilfe			0,016		0,8	5						
c			0,006	0,005		0,09	2						
d			0,08	0,003		0,01	4						
e	Zyl.			0,01			4,1 (0,3 mA Anzeige)					7	mit Hilfe und Lupe
f				0,01		0,6	5,5					5	10
a	Isolation Nebenleitung	Hilfsstab		0,05	180	12	1,5						
b				0,05	230	16	2						
c													
d	Zyl. Nf		0,15	0,15	270	24	6,0						
						4 mA							
	Zyl.			0,14		(0,03)	30					6	
			0,15	0,15	195	16	9,0					4	12

Fortsetzung

Blatt 3

a) Zeile
b) Länge
c) Kabelquerschnitt
d) Art der Verlegung
e)
f) Leitungsschutz

		Spannungsfall in %	Kurzschlußstrom kA	Zulässige Belastung	Kosten	Installationszeit					Blatt/Feld	
a	Steckdosen - Installation			16 A	12	1,55						
b			6	0345	172	12	1,55					
c				–	–	–	–					
d	NYM		0,03	0,075	111,9	5	7,3					
e	Fassung			0,13	145	1 Anschluß 10 Anschlüsse	45				4	
f				0,035	160	12	2				3	/2
a	Einzelsteckdose	pro 1 St.		0,016		0,47	0,16					
b				0,016		0,47	0,16					
c				0			0,4					
d	NYM		0,1	0,12		2,5	13,2					
e				–	–	1 ÷ 2	0,7				2	
f				0,05		1	1				1	/2
a	Verteilerdose					13,6	1,9					
b		pro Anschluß				13,6	1,9					
c												
d	NYM											
e											3	
f			0,06	0,01	–	11	2				2	
a	Leitungsinstallation		0,19			2,9	41					
b		pro Meter	0,163	0,27		6,3	47					
c												
d		pro lfd. Meter	1,3	0,80 0,13		2,12	3,6					
e		Typ	0,022			11 C 7 Kupf.	12,2				2	
f			0,19	–	–	8	41				22	
a	Dauerlast bei Installation		0,126	0,47		2,4	11					
b			0,126	0,63		3,16	19				13	4 - 4 qu 1 Kup = FORS
c												= 64 Kw
d	NYM		0,7	0,06 0,95	–	13	7 + 15 10 Minuten					= 59 Kw
e		Typ									5	
f			0,35	0,5	–	7,5	20				5	/5

TECHNISCHES BÜRO
für
AUSLANDSANLAGEN.

Ln, den 1. September 1937.ZZ.

Benzin-Anlage Mitsubishi Japan.

37.500 Jato Benzin aus Sachalin-Kohle

Vorläufige Energie-Tabelle:

	El. Energ. KW	Dampf to/h Erz.	Dampf to/h Bed.	Wasser cbm/h Frisch W.	Wasser cbm/h Kond. B.	Wasser cbm/h Kond. Erz.	Bemerkungen
A.) H_2 - Erzeugung:							
1.) Hygas-Spaltung	85.0	1.67	3.56	26.45	0.55	-	Kontakte:
2.) Alkazid-Anlage	6.0	-	0.365	10.0	-	-	Spaltofen: 0.1 kg/h; Konvert. 0.09 kg/h
3.) Fl. - OHC - Anlage	430.0	3.5	1.7	220.0	-	-	ZnO: 0.34 kg/h; NiMoS: 0.34 kg/h
4.) Luxmasse-Entschwefelung	3.0	-	-	-	-	-	Alkazid-Lauge: 0.083 Ltr./h
5.) Konvertierung	140.0	-	3.3	35.0	0.9	-	O_2: 3000 cbm/h 98%ig; CO_2: 560 m³/h
6.) Linde-Fränkl-Anlage	1.770.0	-	-	156.0	-	-	Kohle: 7.0 to/h
7.) Kompression	4.850.0	-	-	235.0	-	-	Luxmasse: 72 kg/h
8.) CO_2 - Reinigung	870.0	-	-	1.700.0 (170.0)	-	-	Kontakt: 2.8 kg/h
9.) CO - Reinigung	530.0	-	1.6	190.0	2.1	1.4	gas-Anlage verwandet CO_2-Anfall teilw. in Winkler- O_2-Wasser- Klammerwert: (Wasser im Kreislauf)
	8.694.0	5.17	10.53	2.572.5 (1.042.5)	3.55	1.4	Kupferlauge: 0.43 Kg/h Cu.
B.) Eigentliche Hydrierung:	4.675.0	-	20.6	1.030.0	-	-	
	13.359.0	5.17	31.13	3.602.5 (2.072.5)	3.55	1.4	
		~ 26.0			2.15		
Vergleichszahlen: China: (29.6.37) i. Vorh. 35.000 Jato Bi auf 37.500 Jato Bi ohne Allgem. u. Nebenanlagen umgerechnet	12.900.0	13.6 ~ 26.0	32.6	3.650.0	37.1 34.6	2.5	
Gewählte Zahlen: (für derzeit Mitsubishi)	ca. 13.000.-	ca. 26.0	ca. 32.0	ca. 3.600.0 ca. (2.100.-)			

Impuprüfung nach 125 Bft d. Anlage
mit Lohse - 32 Tg. / 125 Bft = 20 % -
kW Anteil 4 150
Kopfmenge 850

I.G. Ludwigshafen

An

Hochdruckversuche Lu 558,
z.Hd. von Herrn Obering. Dr. Rumpf.

Ihre Zeichen	Ihre Nachricht vom	Unsere Zeichen	Tag
		TA/Bm-Hy-Japan	1.September 1937.Woh.

Betrifft: Schreiben IHECC vom 19.8.37 / TD-B-3812 und vom 23.8.37/TD-B-3855.

Unter Bezugnahme auf Ihr Schreiben vom 24.8.37 übersenden wir Ihnen beiliegend in doppelter Ausfertigung unsere vorläufige Energietabelle für eine Anlage zur Erzeugung von 37.500 Jato Benzin aus Sachalin-Kohle (Mitsubishi Japan). Die Tabelle enthält die Energie-Verbrauchs- und - Erzeugungs-Zahlen, unterteilt nach Betrieben. Zum Vergleich sind die entsprechenden Energie-Zahlen eingetragen, wie sie für eine Anlage zur Erzeugung von 35.000 Jato Benzin aus Loping-Kohle (Projekt China) aufgestellt wurde, jedoch umgerechnet auf 37.500 Jato Bi.

Heizgasbedarf:

a) für die eigentliche Hydrierung .....11,9 x 10^6 kcal/h
b) zur Wasserstofferzeugung durch
Hygas-Spaltung..... 5,3 x 10^6 " "

gesamt etwa .....17,2 x 10^6 kcal/h.

Dabei ist angenommen, daß als Heizgas ausschließlich Hyabgas (26 x 10^6 kcal/h) verwendet wird und der Rest des Hygases zur Wasserstofferzeugung in einer Spaltanlage verarbeitet wird.

Der Bedarf an Wasserstoff und Heizgas während der Anfahrzeit soll durch die Wi-O-Wg-Anlage gedeckt werden.

Kohlebedarf:

a) für die eigentliche Hydrierung..... ca. 9,o to/h
b) für H_2-Erzeugung (11.600 cbm/h Wi-O-Wg).. ca. 7,o to/h

gesamt etwa ..... ca. 16,o to/h,

wobei angenommen ist, daß das Wi-O-Wg durch Vergasung von Sachalin-Kohle im Winkler-Generator gewonnen wird. Die Verwendung von Halbkoks zur H_2-Erzeugung dürfte den Kohleverbrauch nicht wesentlich beeinflussen.

Wegen der erforderlichen Bedienungsmannschaft verweisen wir auf Ihren Bericht vom 2.7.37 über die Besprechung mit den Herren der chinesischen Treibstoff-Kommission. Dort wurde für den Betrieb einer Anlage zur Erzeugung von 50.000 Jato Benzin aus Loping-Kohle unter Zugrundelegung deutscher Verhältnisse mit

540 Betriebsarbeitern,
135 Handwerkern,
7 Chemikern und
5 Ingenieuren

gerechnet.

Da es sich im vorliegenden Falle um eine Anlage zur Erzeugung von 37.500 Jato Benzin aus Sachalin-Kohle, also um eine Anlage etwa gleicher Größenordnung handelt, würden wir den gleichen Mannschaftsbedarf annehmen. Wir bitten Sie jedoch, diese Annahme zu überprüfen.

Im Schreiben der IHECO vom 23.8.37 / TD-B-3855 an Herrn E.F. Wackwitz, Mannheim, wird eine Unterteilung des im Angebot an die Mitsubishi enthaltenen Betrages von Yen 5,200.000.-- x) für Allgemein- und Nebenanlagen sowie für die Energie-Verteilung gefordert. Dazu bemerken wir, daß diese Kosten ohne weitere Unterteilung nur roh geschätzt wurden, da sie ja von den uns noch unbekannten örtlichen Verhältnissen abhängig sind.

-3-

x) für japanische Verhältnisse : Yen 5.200.000.-
" deutsche " : RM: 5.000.000.-

I.G. Ludwigshafen

Herrn Obering. Dr. Rumpf, Ic 558.

Tag Blatt

TA/Bm-Hy-Japan 1.9.37. -3-

Der Betrag setzt sich zusammen aus:

1.) Energie-Verteilung:
(Dampf, Strom und Wasser werden bis an das Werk geliefert):

Wasser-Zu-und-Ableitung
Elektrische Energieverteilung Hoch- und Niederspannung mit Schalthäusern
Dampfnetz
Trinkwassernetz
Kühlwassernetz
Heizgasnetz
Rohrbrücken
Unvorhergesehenes

ca. Yen 2.100.000.-

2.) Allgemeine- und Nebenanlagen:

Straßen und Straßenbeleuchtung
Gleise
Verwaltungsgebäude und Laboratorium
Werkstatt und Magazin
Feuerschutz
Fernsprechanlage
Umzäunung
Kanalisation
Herrichten des Geländes
Transportmittel (bes. Wagen usw)
Verschiedenes und Unvorhergesehenes

ca. Yen 3,100.000.-

Wir bitten Sie noch, uns nach Möglichkeit einen Durchschlag des IHEGO-Briefes vom 19.8.37 / TB-B-3812 zur Vervollständigung unserer Akten zukommen zu lassen.

TECHNISCHES BÜRO für AUSLANDSANLAGEN.

Anlagen:
2 Textblätter
1 kopfzeichnung
Durchschlag des Schreibens.

A) Hydrierung	Mengen/Stunde	Dampf t/Std. H.D.	N.D.	Heizgas 10^6 Cal/Std.	Wa m³
Kohle Transport,) Kohlebreimüllerei)	13,5 t/Std. Kohle 28,6 t/Std. Brei	0,6 0,6	0,5 1,0	1,5 x 10	
Breipressenanlage und Hilfspumpen	23,6 t/Std. Bei	—	1,9 1,0	—	
2 Kohlekammern		0,4 0,57	2,7	3,3 x 10^6	10
Rückstandsaufarbeitung					
Schleuderei	11,2 t/Std.	0,6 0,56	0,2 0,28	—	
Schwelerei	4,16 t/Std.	1,0 1,0	1,7 1,7	2,1 x 10^6	
Einspritzpumpen					
Gasphase Vorhydr.	7,1 t/Std.)				
Splitting	16,9 ")				
	24 t/Std.	—	—	—	
2 Bi-Kammern		—	0,24	1,1 x 10^6 —	
Gasumlaufpumpen	98 000 m³	—	0,5		
Kreislaufgaswäsche	50 m³	—	0,8 0,5	—	
B) Raffinerie					
3'Phase Destillation	15 t/Std.		0,8 0,8	2,7 x 10^6	1
3'Phase Destillation	11,6 t/Std.		0,4	1,8 x 10^6	1
Laugewäsche	6,35 t/Std.		0,1		
Stabilisierung und Entbenzinierung	6,35 t/Std. Bi und 1500 m³ Gas mit 200 gr C₄ H₁₀/m³	1,2			

Ludwigshafen, den 12.Juli 1937.BN.

issig 50 000 t pro Braunkohle

— Ofen 7 —

gas /Std.	Wasser m³ pro St.	Kraft kW/Std.	Arbeiter pro Schicht	Koks	Bemerkungen
	17 11,4	300 430	6		Vorgetrocknete, entaschte Kohle mit etwa 8% Asche und Wasser
	34 28,6	770 720	2		
	165 345	180 180	7		
	1 2,8	25 25	3		
	63 63	15 26	5		
	—	380 280	1		
	90 240	55 360	7		mit Gasvorheizer
	0,5	590 690	3		
	30 30	165 295	4		
	180 295	23 45	2		
	140	18	2		
	3	10	2		
	86	12	3		

S'Phase Destillation	15 t/Std.		0,8	$2,7 \times 10^6$	180
G'Phase Destillation	11,6 t/Std.		0,4	$1,8 \times 10^6$	140
Laugewäsche	6,35 t/Std.		0,1		3
Stabilisierung und Enthenzinierung	6,35 t/Std. Bi und 1500 m³ Gas mit 200 gr C_5H_{12}/m³	1,2			86 18
Tanklager		0,8	3		15
C) Wasserstoff	16 200 m³ H_2				
Nullgas	1 850 m³ Nullgas = 2 450 m³ total Wa-gas	1,8	2,4 1,2	$1,1 \times 10^6$	85
Entschwefelung-Luxmasse		-	0,1	-	15
Spaltofenanlage, n.Konvertierung		6	11,7	(Pr.G.31,6x10⁶) F.G.19,6 x 10^6	162
CO_2-Wäsche Alkazid			22,6		450
Kompression	18 000 m³ bei 30°C				310
CO-Wasch			2,8		100
Verschiedenes		0,2	4,0	$0,4 \times 10^6$	256
Total		3,0 51,5	54,5	31×10^6	2100
Total			80 05 76 05	34 83 x 33 73 x	2858 2685

blau = Zahlen der IHEG

rot = abweichende Zahlen der I.G.

	180	23	2		
x 10^6	140	18	2		
	3	10	2		
	86	12	3		
	18	260			
	15	70	3		
					Prod. 16 200 m³ rein H_2 14 500 m³ aus Hygas 1 700 m³ " Mullgas
x 10^6	25	45	3	1,35	
-	15	15	1		
9,6 x 10^6	162	485	3		
	450	100	2		
	310	4850	3		
	100	115	4		
x 10^6	196	417	2		
x 10^6	2100 *	4980 8900	68	1,35	*Teils Rückkühl- teils Frischwasser
x 10^6	2905	10416	80	1,40	mit Gasvorhalter in den Öl-Kammern
x 10^6	2905	10611			" el Vorheizer " " " "
		10961			ohne Entspannungsabschlüsse

Energien pro t Benzin aus Steinkohle

H_2-Erzeugung aus Koks:

Hydrierkohle:			1,8 t/t Benzin
Koks für ges.H_2-Erzeugung:			2,1 " "
Dampf 5,1 t	entspr.	0,71 t Kohle	
Elektr.Energie 2080 KWh			
davon in Hydr.1020 "			
Rest 1060 KWh	entspr.	0,4 (~~0,68~~ " ")	
Heizgas $1,98 \times 10^5$ WE	"	0,27 " "	
		1,38 t	1,38 " "
			5,28 t/t Benzin
Gutschrift $6,9 \times 10^6$ WE			0,96 " "
			4,32 t/t Benzin.

Ludwigshafen, den 12. Februar 1937.Bo.

Anlage Hilo-Odor

Zusammenstellung der Energiezahlen einer Hydrierung.

237 000 Jato Gasöl } aus Krackrückstand
+163 000 " Benzin }
+ 50 000 " Benzin aus Steinkohle

Ungünstiger Fall

		Dampf t/h		El.	Wasser cbm/h		Heiz-gasbe-darf Kcal/h	Kraft-gasan-fall Kcal/h	Hy-gasan-fall Kcal/h	Bemerkungen
		H.Dr.	N.Dr.	Energie kW	Sommer	Winter				
[illegible]	35000 23000 m³/h z)	13,5 9 Ersatz.	30,5 20	22 900 15 000 x)	6100 4 000	4600 3 000	2.Spalten 49×10^6 75 10^6 3.Koizon 29×10^6 44 10^6	-	-	*)
[illegible]	31 000 43000m³/h z)	32,5 45 Ersatz.	52,5 73	19 500 27 000 x)	5500 7 700	4100 5 700	-	22,5 10^6 31,5x10^6	-	-
[illegible]		25	43	15 000	4 000	3 000	45×10^6	[illegible]	124×10^6	
[illegible]		4	15	4 800	1 200	1 000	$12,5 \times 10^6$	-	34×10^6	
[illegible]ung		-	7,2	540	720	590	-	-	-	
[illegible]en und [illegible]nen		1	15,0	2 650	1 300	1 710	$0,5 \times 10^6$	-	-	
		16,0 24 Ersatz.	164 174	64 400 65000 x)	19000 x)	15000 x)	177 10^6 136×10^6	22,5 10^6 31,5x10^6	156×10^6	
		148	150						189,5 10^6	

Der Überschuß könnte auf Propen verarbeitet werden. Soll alles verfügbare Propan herausgeholt werden, [illegible] im Generator anm. 25,5x10^6 WE als Kraftgas aus Koks ge- [illegible]rden.

Anfall $189,5 \times 10^6$
Bedarf 136×10^6
Überschuß $53,5 \times 10^6$ $3,5 \cdot 10^6$ ~ 10

Leuna, den 25. November 1938 / Mü.

Anzahlenzahlen einer Hydrierung

für 350 000 Jato Benzin aus Steinkohle (Typ Ruhrgebiet)

	Hochdruckdampf t/h		Niederdr.-Dampf t/h		Elektr. Energie kW	Wasser m^3/h		Heizgas Nm³/h		Kondensat m^3/h	
	Bedarf	Erzeug.	Bedarf	Erzeugg.		Frischw.	Rückgek.	Bedarf	Erzeugg.	Bedarf	Erzeugg.
H_2-Anlage 48 000 m^3/h (H_2 aus Koks über C + Gas	–	48	96	25	Fl: 20 200 So: 26 800	Fl 6 000 So 7 500	680	–	$37,5 \times 10^6$	80	–
Allgemeine Hydrierung	12	–	69,5	–	norm. 11 800 max. 12 800	Fl 3 000 So 3 450	–	$37,5 \times 10^6$	$55,5 \times 10^6$	5	45
Hydrierung	–	–	3,5	–	300	Fl 330 So 390	–	–	–	–	–
Lageranlagen & Verschiedenes	–	–	7		1 500	Fl 1 050 So 1 380	70			2	–
	12	48	156	25	Hinfort:	Fl10 400	750	$37,5 \times 10^6$	93×10^6	100	45
	36 Erzeug. zu liefern aus Hydrier-Dampf-Netz		131 Bedarf		norm. 30 800 max. 40 800 Gesamt: norm. 40 100 max. 41 400	So12 700		$55,5 \times 10^6$ Abgabe an Heiz-Anlagen		55 zu liefern	

Gesamtanfall: Kraft 95×10^6, Prop. $37,5 \times 10^6$, N.T. Kas. $55,5 \times 10^6$

26. Nov. 1938

Ln./den 11.Februar 1936.

Betreff: Kraftanlage für Rußlandprojekt.

Die für die Rechnungen der Abt.Zentralen für das Rußlandprojekt verwendeten Energiezahlen von

15 t/h Hochdruckdampf 20 atü

143 t/h Niederdruckdampf 3 atü

und 33 300 KW

setzen sich aus folgenden Einzelzahlen des Herrn Tillmann zusammen. Diese Energieangaben des Herrn Tillmann sind durch Besprechungen zwischen Herrn Tillmann und uns inzwischen überholt!

	Dampf Hochdr.	Dampf Nieder.	Heizgas	Wasser	Elektr. Strom	Bemerkungen
H_2-Fabrik 68 000 m^3 H_2/h = 2680 m^3/t Bi		103	69 000	4 200	24 700	(siehe Anlage)
Hydrierung ohne Destillation etc	14	32	24 200	1 300	7 700	aus Anlage z. Brief d. IHEC vom 7.11.35
Raffinerie und Destillation	1	8	21 000	1 150	900	(siehe Anlage)
	15	143	114 200	6 650	33 300	

Anlage 2

HYDROGEN PLANT

65.000 m3 pure H_2 to Hydrogenation Plant
(68.000) " " " to produce
63.700 " " " produced from Hygas
5.300 " " " " " Nullgas

	Quantity	Steam H.P. to/hr	Steam L.P. to/hr	Fuel Gas 10^6 cal/hr	Water m3/hr	Power KWh	Men/Shift	[illegible] Coke to/hr	
Nullgas	5.600		5,4	7	80	350	6	5	
Sulfur Removal						60	3		
Blowers					35	1350	2		
Ref. & Conv.		23 40		96	640		14		
CO_2 Scrubbing		53,5			700	200	3		
Compression					1470	21900	8		
H_2S Scrubbing		6			660	550	8		
Gasholder		3,5			5				
		94 9		89	3610 340	24470 230	44 4		
		103		89	4000	24700	48	5	

UTILITIES ANTHERY

	Quantity Mx.	Steam H.P.	Steam L.P.	Fuel Gas cal/hr	Water m3/hr	Power KWh	
Lig.Ph.Distillation Stabiliser	52.4 t		1,6	11	500	120	
Redistillation	6,8 t			1,4	30	10	
Vap.Ph.Distillation Stabiliser	45,5 t		1,3	8,3	440	104	
Condenser 1/		1	4,0		35	500	
Treater Lig.Ph.Petrol					5	10	
Treater Vap.Ph.Petrol							
Miscellaneous			1,1	4,8	80	16	
		1	8,0	25,0	1150	760	

3-55-56

Rechtsanwaltspraxis
Herrn Dr.phil.Ingenieur Zimmermann.

Frl. Dr. Hörn

HB/N-Pn/La 10 30. Januar 1956

Rußland-Projekt.

Wir senden Ihnen anbei unsere überschlägige Berechnung des Kondensatorbaubes für eine Kraftanlage für Rußland auf Grund der [illegible] gegebenen Projektierungsunterlagen.

1 Berechnung kopfmäßig anbei.
1 Schaltbild Zw 987-56, bisch.

Beispiel - Problem

[illegible] t/h [illegible] atü

[illegible] " " atü

[illegible] kW

Wie groß ist der stündliche Kohlenverbrauch?

[illegible] atü Frischdampfdruck

[illegible] d Vorschalt-Turbine — ata/°C — 4/175°

[illegible] dieses Dampfes — Kcal/kg — 670

[illegible] Wirkungsgrad d Vorschalt- — % — 75

[illegible] von der Turbine — ata/°C — 70/410°

[illegible] Wärmegefälle 70/4 ata — Kcal/kg — 165

[illegible] Wärmegefälle — " — 129

[illegible] $\frac{860}{129 \cdot 0{,}85}$ — kg/Kwh — 7,8

[illegible] aus 154 t/h Dampf — kW — 20 000

[illegible] Wärmegefälle 70/21 ata — Kcal/kg — 80

[illegible] Wärmegefälle ($\eta_{ges} = 0{,}75$) — " — 60

[illegible] aus 13 t/h Anzapfdampf

$\frac{13\,000 \cdot 60 \cdot 0{,}95}{860}$ — etwa kW — 1000

[illegible] im Kraftwerk werden

[illegible] 20 ata Dampf	t/h	ca.	30
[illegible]	kW		2000
[illegible] und Vorwärmer	t/h	ca.	20
	kW		2800
[illegible]	kW		25800

Eisenbedarf der Anlage (ohne Speisepumpe)

im Kesselhaus	500 kg		
im Turbinenhaus	200 "	kg	700
Gesamte erforderliche Stromerzeugung		"	34000
Im Kondensationsbetrieb zu erzeugen		"	8200
Dampfverbrauch der Vorschaltturbine		kg/kWh	12
Dampfverbrauch der Kondensationsturbine		"	7,8

$d = \frac{500}{156 \cdot 0,72 \cdot 0,93} = kg/kWh$; 5,5 ata, 170° + 0,05 ata K.K.

Höchstdruckdampf für Kondensationsbetrieb		etwa t/h	32
$\frac{8200 \cdot 7,5}{2}$			
Gesamte Höchstdruckdampferzeugung			
für 20 at Hochdruckdampf	15		
" 3 " ND-Dampf	143		
" Kreislaufdampf	50		
" Kondensationsbetrieb	32	t/h	240
Dampfzustand am Kessel		ata °C	33 470
Wärmeinhalt dieses Dampfes		Kcal/kg	800
Speisewassertemperatur am Kessel		°C	200
Erzeugungswärme des Dampfes		Kcal/kg	600
Insgesamt erforderl. Wärmemenge		Mill Kcal/h	
a) für Dampferzeugung 240 t . 600			144
b) für Erwärmung des Abschlammwassers und Aufblaser-Kühlwassers ca. 2%		"	3
Insgesamt		"	147
in Kohle zuzuführende Wärmemenge bei 80% Kesselwirkungsgrad		Mill Kcal/	184
Stündl. Kohlenverbrauch bei Hu = 7200 Kcal/kg		t/h	25,6

1. Alternativ-Projekt für Frischdampfdruck 40 at

Dampfzustand hinter d. Vorschalt-Turbine	ata °C	4/173	
Wärmeinhalt dieses Dampfes	Kcal/kg	670	
Thermodyn. Wirkungsgrad d. Vorschalt-Turbine	%	20	
Dampfzustand vor der Turbine	ata °C	40/390	
Adiabatisches Wärmegefälle 40/4 ata	Kcal/kg	125	
Nutzbares Wärmegefälle 125 · 0,8	"	100	
Spez. Dampfverbrauch $d = \frac{860}{100 \cdot 0,93}$	kg/kWh	9,25	
Elektr. Leistung aus 143 t/h Dampf	kW	15 500	
Adiabatisches Wärmegefälle 40/21 ata	Kcal/kg	42	
Nutzbares Wärmegefälle (η_i = 78%)	"	33	
Nutzbare Leistung aus 15 t/h Anzapfdampf	kW	530	
$\frac{15\,000 \cdot 33 \cdot 0,93}{860}$			
An Kreislaufdampf im Kraftwerk werden gebraucht:			
Für Speisewasser-Vorwärmung 20 ata Dampf	t/h	ca. 33	
Hieraus nutzbare Turbinen-Leistung 40/21 ata	kW	1120	
Für Speisepumpenantrieb und Mischvorwärmer Verbrauch an 1 ata Dampf	t/h	ca. 25	
Hieraus nutzbare Turbinenleistung 40/4 ata	kW	2700	
Gesamte Stromerzeugung im Gegendruck	kW	19650	

Bauteile	Wärmedurchgangszahl k W/m²K		Wärmedurchgangszahl k W/m²K		Diffusionswiderstandszahl μ	Luftdurchlässigkeit cm³/cm²h (Luftdruck)	Wasserdampfdurchlässigkeit g/m²h Bedarf	Wasserdampfdurchlässigkeit g/m²h Vorhang	Luftdurchlässigkeit cm³/cm²h Bedarf	Luftdurchlässigkeit cm³/cm²h Vorhang	Bemerkungen
Kalksandsteinmauerwerk 25,0 cm	–	–	0,4	–	100	–	–	–	–	–	
Kalksandsteinmauerwerk 42,5 cm	1,0	–	1,8	–	1100	–	$0,4 \cdot 10^6$	–	–	1,5	
Betonmauerwerk 30 cm	0,10	–	0,4	–	200	–	–	–	–	–	
Betonmauerwerk 30 cm mit Wärmedämmputz	–	–	2,8	–	1150	5)	–	–	4	8	
Stahlbetonwand 20 cm Garage 25 cm	–	–	–	–	120	–	–	–	–	–	
Stahlbetonwand 25 cm	–	–	–	–	100	80	–	–	–	–	
Stahlbetonwand 25 cm	–	–	2	–	500	70	–	–	–	1,5	Bei Vorhandensein von Fenstern
2-Kammerstein	0,5	–	4	–	550	40 60	$10 \cdot 10^6$	–	–	6	
2-Kammerstein	–	–	–	–	1500 300	30 10	–	–	–	–	
Leichtbetonwand	1,9	–	4	–	50	–	–	–	–	4	
Mauerwerk aus Hohlblocksteinen	–	–	1,5	–	70	20	–	–	–	4	
Stahlbetonwand 15,0 cm	–	–	2,4	–	50	350	$5 \cdot 10^6$	–	–	–	

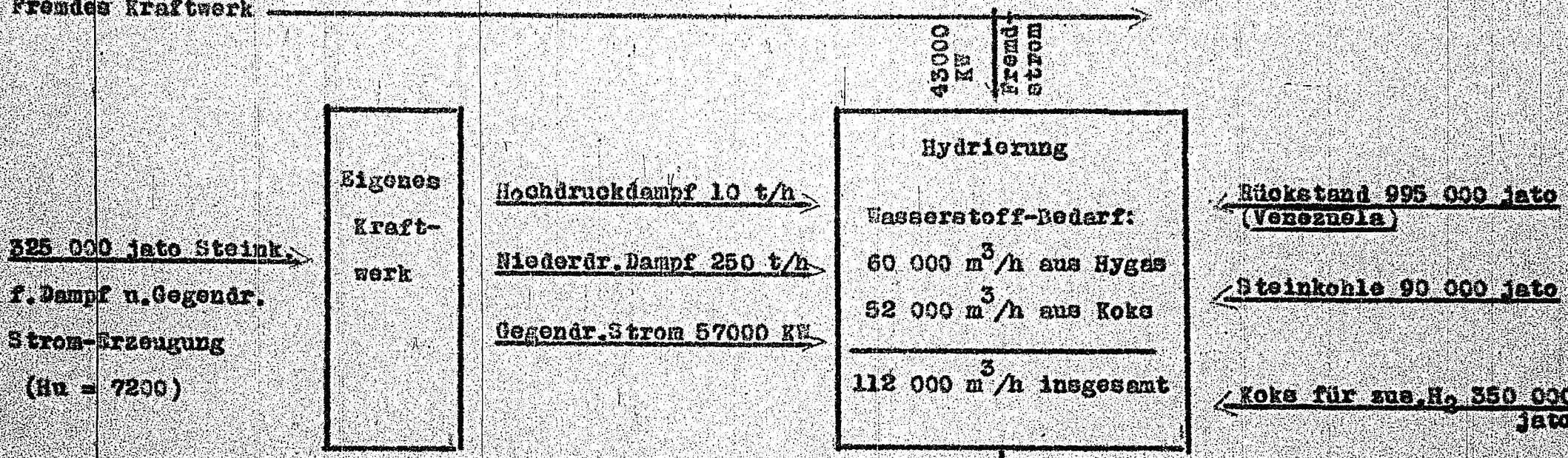
2-Methylnaphthalin													
Naphthalin													
Phenanthren													
Pyren													
Stearinsäure													
Tetrachlorkohlenstoff													
Tetrachloräthylen													
Tetrahydrofuran													
Thiophen													
Toluol													
Trichloräthylen													
Triäthylamin													
Xylol													

Ludwigshafen, den 10.November 1936.Bn.

Wasserstoffe zeugung 32 000 m^3/h aus Koks über Naßgas für 100 000 Jato Benzin aus Steinkohle.

Betrieb	t/h Hochdr.-Dampf Bedarf	t/h Hochdr.-Dampf Erzeugg	t/h Nied.-Dampf Bedarf	t/h Nied.-Dampf Erzeug.	kW El. Energie	Wasser m^3/h Frisch	Wasser m^3/h Rückgek.	Kraftgas WE Bedarf	Kraftgas WE Erzg.	Kondensat m^3/h Bedarf	Kondensat m^3/h Erzeugg.	Bemerkung
Wassergas-Fabrik	–	32	41	16,5	920	50	435	–	22×10^6	48 x)	–	x) Speisung d. Abhitze-kessel
Entschwefelg.	–	–	0,11	–	75	2	–	–	–	–	–	
Konvertierung		–	10	–	650	120	–	–	–	5	–	
Kompression	–	–	1	–	14 500	1100	–	–	–	–	–	
CO_2-Reinigg.	–	–	–	–	Winter 800 kW Sommer 1200 "	Wi:1850 So:2900	–	–	–	–	–	
Ol-Reinigg.	–	–	6,0	–	250 (Bei Verw.v. Entsp.Masch)	210	–	–	–	1	–	
Gasbehälter	–	–	(1,5) (Nur Winter)	–	–	5	–	–	–	–	–	
Verschied.	–	–	5,89	–	305	663	15	–	–	6	–	
S u m m e	–	32	64	16,5	Wi: 17500 So: 17900	Wi: 4000 So: 5000	450	–	22×10^6	60	–	

Energie und Mengen-Bilanz. Projekt 5. 22.Oktober 1936. HO/Sr



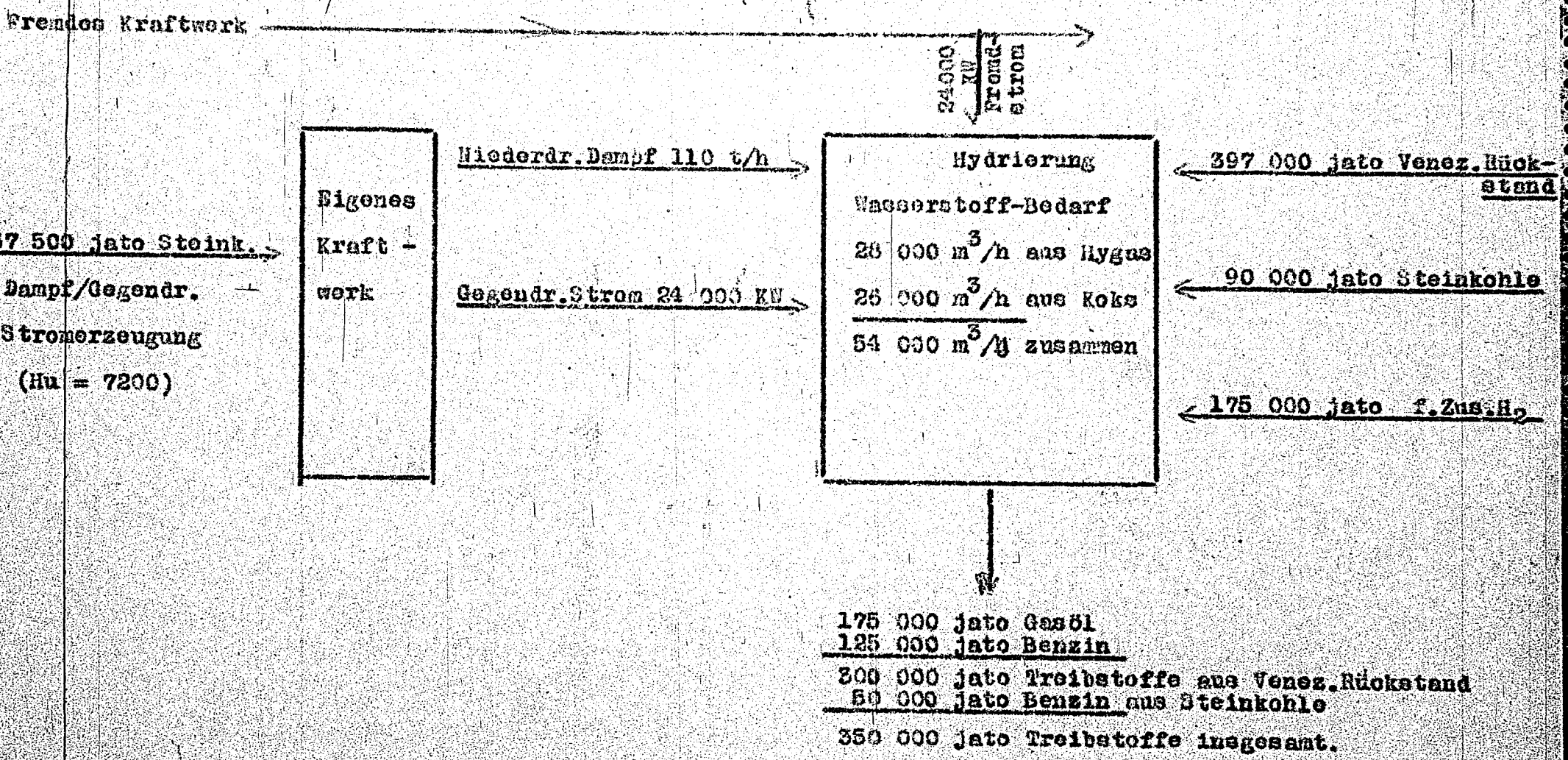
22. Oktober 1936. Hö/Gr.

Energiezahlen einer Hydrier-Anlagen — Projekt 5.

Leistung 750 000 jato insgesamt aus Venez. Krackteer, davon
430 000 jato Gasöl
320 000 jato Benzin
50 000 jato Benzin aus Steinkohle.

	Dampf t/h		Elektr. Energie KW	Wasser m^3/h		Heizung	Hygas-anfall	Kraftgas-anfall	
	H.Dr.	N.Dr.		Sommer	Winter	WE/h	WE/h	WE/h	
H_2-Anlage 60000 m^3/h aus Hygas	–	33	33 000	8 800	6 000	an Hygas 172.10^6 an Heizg. 75.10^6	–	–	
H_2-Anlage 52000 m^3/h aus Koks	52 Erzeugg.	73	30 000	8 200	5 800	–	–	35.10^6	
Eigentliche Hydrierung	25	42	13 500	3 800	2 900	47.10^6	290.10^6	–	Rohst.Hydr.zu Gasöl
	28	50	15 000	4 200	3 200	$51,5.10^6$		–	Rohst.Hydr.z.Benzin
	5	11	3 600	1 300	1 000	11.10^6	$31,5.10^6$	–	Steink.Hydr.z.Benzin
Hygas-Reinigung	–	10,2	770	1 000	800	–	–	–	Rückstand-Hydrierg.
	–	1,3	100	130	120	–	–	–	Steink.Hydrierung
Nebenanlagen u. Verschieg.	3	19,5	4 030	5 570	3 180	–	–	–	
	10	250	100 000	33 000	25 000	$356,5.10^6$	$321,5.10^6$	35.10^6	
							$356,5.10^6$		

Energie + Mengen-Bilanz. Projekt 6.



22. Oktober 1936. HO/Kr.

Projekt 6.

Energiezahlen einer Hydrierung.

Leistung: 300 000 jato aus Venez.Krsokr., davon
175 000 jato Gasöl
125 000 jato Benzin
50 000 jato Benzin aus Steinkohle.

	Dampf t/h		Elektr. Energie KW	Wasser m^3/h		Heizung	Hygas-anfall	Kraftgas-anfall	
	H.Dr.	N.Dr.		Sommer	Winter	WE/h	WE/h	WE/h	
$2^{}$ aus Hygas 8000 m^3/h	-	15,5	15 500	4 100	2 800	an Hygas 80.10^6 an Heizung 35.10^6	-	-	
$2^{}$-Anlage 8000 m^3/h us Koks	26 Erzeugg.	37,0	14 500	4 100	2 900	-	-	$17,9.10^6$	
igentliche ydrierung	10,0	17	5 500	1 600	1 200	19.10^6	116.10^6	-	Rückst.Hydrg.z.Gasöl
	11,0	18	5 900	1 700	1 300	$20,4.10^6$		-	Rckst.Hydrg.z.Benzin
	5,0	11	3 600	1 300	1 000	11.10^6	$31,5.10^6$	-	Steink.Hydrierung
ygas Rei-nigung	-	4,1	300	400	330	-	-	-	Rückstand-Hydrierg.
	-	1,3	100	130	120	-	-	-	Steink.Hydrierung
ebenanlagen .Verschied.	-	6,1	2 600	1 670	1 350	-	-	-	
	± 0	110	48 000	15 000	11 000		$147,5.10^6$	$17,9.10^6$	
						$165,4.10^6$	$165,4.10^6$		

UTILITIES CONSUMPTIONS FOR HYDRO PLANTS

70,000 to B[illegible] year

20300 m³ H_2/hr

330 Cubic Feet per minute

	Quantity to/hr	Steam H.P.	Steam L.P.	Fuel gas 10^6 cal/hr	Water m3/hr	Power KW/hr	Men/Shift	
Coal Transport	18.7				5	15	2	
Mill. & Mix.	34.4	—	2.5	—	0 5	2.80 380	4	
Catalyst Pumps			0.4		5	40	½	0.32 to for Treating Plant Vap. Ph. M.O.
Paste Injectors and Recirculating Pumps	34.4 30 m3	—	1.4 1.0	—	10	784 725 14 25	2	
Liquid Phase Stall		0.4	0.2 1.0	2.3 8.8×10^6	340 200	200 200	7	2 Stalls
Centrifuges	18.5	3.7	3.7	—	0 5	148 100	4	
Sludge Recovery		1.4	2.8			5		
Carbonisation	5.92	0.9	3.0	2.4 1.8×10^6	45 50	245 30	4	
M.O. Injectors	14.88 16.3	—	—	—	0 5	250 210	0.5	
Vap. Phase Stall		—	—	—	140 60	240 100	3	
Liq. Ph. Circulating Gas	80,000				0 20	680 670	1	
Vap. Ph.	50,000							
Gaswashing	70 m3				35 20	240 210	1.5	with power recovery mach.
Let Down							2	
Refinery		2.4 3.0	0.2	3.8 7.2	490 510	620 180	15	
Hydrogen		2.14	20 53.53	28 26.5	1 950 1,110	9 800 9,185	16	
Miscellaneous		0.34	2.87	0.7	105	125	3	
		5.5 0.5	70.42 Credit	45.31 7 38 x 10⁶	2,700 3 0 to	12200 15 to	67	

HYDROGEN PLANT

20,900 m3 pure H_2 to Hydrogenation Plant
21,540 " " " to produce
(82 %) 17,640 " " " produced from Hygas
(18 %) 3,900 " " " " " Nullgas

	Quantity	Steam H.P. to/hr	Steam L.P. to/hr	Fuel Gas 10^6 cal/hr	Water m3/hr	Power Kwh	Men/Shift	Coal to/hr	
Nullgas	3900 m3 H_2	3.50 2.44	6.85 1.53		165 2.65	870	4	4.-	Dates given by Dr. Winkler for Montecatini
Sulfur Removal							1		
Blowers					10	470	1		
Ref. & Conv.			19.2	26.5	300		3		
CO_2 Scrubbing			30		200	160	1		
Compression					200	7,500	3		
CO Scrubbing			2.3		235	185	3		
Gasholder			0.5						
			53.53	26.5	1,112.65	9,185	16	4.-	
			20.00	23.0	1 350	9 800			

Remark: With water injection in converter Ref. & Conv: L.P. steam 12.75 to/hr; water 5.78 m3/hr

UTILITIES REFINERY "MONTECATINI"

	Quantity/ hour	Steam H.P.	Steam L.P.	Fuel Gas cal/hr	Water m3/hr	Power KWh	
Liq.Ph.Distillation	19.3	0.0 0.120	1.93 0.435	2.5 4.3×10^6	175 155	125 12	
Stabiliser	1.4				21	2	
Redistillation	1.4	0.0 0.420	0.02 0,130	0.18×10^6	19	10 2	
Vap.Ph.Distillation	14.05	0.0 0.180	1.7 0.298	0.15 2.9×10^6	170 130	155 10	
Stabiliser	7.62	1.100			64	10	
Gasrecovery	± 850 m3/hr	1.050			60	105	
Liq.Ph.Petrol Treater	1.5		905		5 15	23 15	Acid = 160 to/year
Vap.Ph.Petrol	7.62						Caustic soda = 233 to/year
Miscellaneous		0.130	1.137		36	24	Tanks Soda Preparation Pumphouse
		3.-	2.-	7.2×10^6	500	180	
		1.0	4.0	3.0×10^6	498	626	
		1.9	—	—	39	290	

...rauchs 19.10.1936/0

B a r t i e n .

Nach Verarbeitungsgang vom 17.10.1936.

750 000 t Gasöl (430 000 Gasöl 0.2.50 + 320 000 Benzin 0.2.60) aus Venezuela Krackrückstand

+ 50 000 t Benzin aus Steinkohle.

Benennung	t/Std.	Dampf H.D.	Dampf N.D.	Naßgas 10^6 m³	Kasanar cbm	Strom KW	
I-Phase 01							
Kat-Heizung	3.4 t	–	3	–	100	300	
Dampf-Pump.	235 t	–	–	–	–	3750	
Heizgasleit.	120 t						
I-Ph.Ofen	255/425 000	–	21	48	1050	2600	
Gaskreislauf	425 000 cbm				30	2400	
Glühofen	300 cbm 01				260	3600	
Abscheid.Schwer-öl	23 t	3	16	11	450	1250	
I-Abstr.Dest.	190 t	–	10	47	1800	480	
I-Öl Kalk + Reakt.	20 t			7	190	50	
	I-Phase	3	55	113	3880	14430	
Leichtöl 01							
Dampf-Pump.	62 t					800	
Dampf.Ofen					290	890	
Gaskreislauf	165 000 cbm				10	950	
I-Abstr.Dest.	60 t		2	12	550	250	
Benzinwäsche	21 t					20	
Gasbenzin	4 t	2			30	200	
Stabilis.	30 t	4			120	50	
	I-Phase	6	2	12	510	2460	
Verschiedenes							
Pumpe etc.		24	40	1	400	800	
Wasserstoff	86 000 cbm			108			
aus Hygas	48 000			88	3230	16000	
aus Koks	48 000	-48	68	-32	630	26800	37.5 t Koks 7000 KJ
	Gas	-26 Ei-genverbr.	247	291	6970	60590	
Benzin aus Steinkohle	50 000 Jato 6.3 t/Std.	4	8	12	620	2200	
Hydrierung etc.							
Anlage	16 000 cbm	– 8	25	20	640	7100	6.25 t Koks
(50% Hygas, 50 t Koks)							
							48.75
	Öl	101 t/Std.	-30	200	351	10230	69940
	Hygas				225		

250 000 t Rohöl + Benzin aus Irak-Pipeline
80 000 t Benzin aus Libyen

	t/Std.	Tiefe f.F.	Tiefe F.D.	Heizgas 1000 m³	Teergut cbm	Lizenz £s	
Anlage	250 cbm Ofen volumen	1	47	104	3680	23100	
Anlage	30 cbm Laf vol.	8	2	7	490	1400	
Verschiedenes (Tanks)		14	40	2	400	800	
Reaktorteil aus Iran	80 000 cbm 42 000 "		32	108 69	2850	16000	
" Koks	2000 "	-2	3	-3	80	1200	
Rektanolie	50 000 Jahres Benzin	-4	33	40	1200	6350	
		14	206	342	9030	48750	7,8 % Koks

250 000 t Rohöl + Benzin aus Irak-Pipeline
+ 80 000 t Benzin aus Rektanolie

Anlage	300 cbm Ofen-volumen	1	46	98	3450	22400	
Anlage	30 cbm Laf-vol.	8	2	10	700	2100	
Verschiedenes (Tanks etc.)		14	40	1	400	800	
Reaktorteil aus Iran	80 000 42 000		32	108 69	3850	16000	
" Koks	42 000	-42	30	-28	950	23450	
Rektanolie	80 000 Jahres Benzin	- 4	33	40	1200	6350	
		-28	204	318	9510	84100	32,1 % Koks

Ergebnisse (Kleine Anlage)

Nach Verarbeitungsgang vom 17.Oktober 1936

Steinkohle + Venezuela-Krackrückstand

	Menge	Dampf kg/h	Dampf kg/t	Heizgas 10^3 WE	Wasser cbm	Strom kWh	t Koks 7200 kg
Öl	500 000 t Gasöl+Benzin	-10,4	99	116	3590	24250	15
Steinkohle	50 000 t	-4	33	40	1260	9350	6,25
	Benzin	-14,4	132	156	4850	33600	21,25
Hygas Öl				117			
Kohle				31			
Ga.				148			

Steinkohle + Irak-Rückstand

Öl	7,2	69	123	3130	1300	0,63
Steinkohle	-4	33	40	1260	9350	6,25
	3,2	102	163	4390	22950	6,88
Hygas Öl			69			
Kohle			31			
Ga.			100			

Steinkohle + Krackrückstand

Öl	-9	92	111	3340	21050	13,15
Steinkohle	-4	33	40	1260	9350	6,25
	-13	125	151	4500	31300	19,40
Hygas Öl			88			
Kohle			31			
Ga.			119			

Versuchsreihe
[illegible] kg/ha

21. [illegible]

Parzelle 10 x 2 m Reihenabst.

Reine Anlage

		Vorgelegte Kraftstoffmenge		Verbrauchte Kraftstoffmenge		Restmenge	
		kg/ha	kg/h	kg/ha	kg/h	kg/ha	kg/h
Sorte	l.D. ≙ 2,50	-0,325	-0,82	+ 0,07	0,18	-0,295	-0,74
	n.D. = 1,50	2,07	4,46	2,3	3,45	2,82	4,23
Saatgut	≙ 4 kk/10⁶ qm	3,52	14,10	3,69	14,72	3,41	13,65
Pflanz	≙ 1 Pflz.	2,09	1,09	99	0,20	2,04	1,04
Ackerung	= 2,5 =	760	12,44	305	1,57	707	10,69
			30,83	29,94	28,91		28,78
Typen	≙ 2 kk/10⁶ qm	3,34	13,35	2,26	9,05	2,63	10,72
			16,80		19,86		18,06
Reihen	6	0,46		0,357		0,44	

Hochdruckbenzin A.G.

LUDWIGSHAFEN a/Rhein
Deutschland.

Haag, den 13. Oktober 1936.

Nr.1296-TO-B

Anbei schicken wir Ihnen eine Kopie unseres Berichtes TO 923 über die bei Ihnen geführten Besprechungen mit der A.N.I.C. im Laufe des Septembers.

Wir bitten Sie diesen Bericht zu prüfen und uns Ihre eventuellen Bemerkungen mitteilen zu wollen.

Hochachtungsvoll,

N.V. Intern. Mij. voor Hydreerings-Techniek en -Chemie
(INTERNATIONAL HYDROGENATION ENGINEERING & CHEMICAL CO)

Wg. R. TILLMANN

Anlage:
van/MV.

ALLGEMEINE RESULTATE DER BESPRECHUNGEN MIT DER A.N.I.C. IN LUDWIGSHAFEN ZWISCHEN 3. UND 23. SEPTEMBER 1936 (SIEHE AUCH TD MEMO 920.)

Als Grundlage für den Bau der Hydrieranlagen in Bari und Livorno wurden mehrere Schemata ausgearbeitet für eine normale Produktion von 120,000 t/J Benzin. Voraussetzung hierbei war, dass der gesamte Energiebedarf aus den erzeugten Oelrückständen und Krackgasen gedeckt werden muss und das Hygas womöglich ausreichen sollte für den H_2 Bedarf um die Konvertierung von Krackgasen zu vermeiden.

In erster Linie wurden die Schemata I und Ia (siehe Beilagen) aufgestellt für eine Verarbeitung von 23.4 t/St Albanisches Rohöl bezw. 19 t/St Alb. Rohöl plus 4.6 t/St Rumänische Pacura. Hierbei wurde die Gutschrift an Heizöl und Gas folgendermassen einkalkuliert.

	Schema I	Schema Ia
Hygas (KW)	22.5 x 10^6 Kal/St.	21.7 x 10^6 Kal/St.
Gelöster H_2	2.1 " "	2.0 " "
Krackgas	5.0 " "	6.9 " "
Abschlamm	16.9 " "	13.7 " "
Krackrückst.	33.5 " "	37.6 " "
Schleuderrückst.	1.1 " "	0.9 " "
Gesamt+)	79.6 x 10^6 Kal/St.	81.3 x 10^6 Kal/St.

+) In der Gesamtgutschrift ist der errechnete (für Krackgas geschätzte) Heizwert der Gase zu 95 % eingesetzt.

Ein Vergleich obiger Gutschriftzahlen mit dem Gesamtbedarf ohne elektrische Energie (nach Verabredung) zeigt, dass beide Schemata in der Grössenordnung "selbstdeckend" sind. Hierbei ist unter mehr in Betracht zu ziehen, dass die H_2 Anlage mit hohem Heizgasverbrauch (1800 Kal/m^3H_2) eingesetzt wurde (die I.C.I. hat 1250 Kal/m^3H_2 erreicht) und dass der H_2 Verbrauch nur als Annäherungswert berechnet werden konnte. Grund für letzteres ist, dass der H_2 Verbrauch schwankt abhängig vom CO-Gehalt des Frischgases (genauere Durchführung der H_2 Anlage noch nicht festgelegt) und ausserdem konnte die H_2 Aufnahme für das Krack M.O.

in der Gasphase bloss geschätzt werden. I.H.E.C.C. bezw. I.G. hat um Daten betr. der A.N.I.C. Krackanlage, insoweit als solche für die Berechnungen nötig sind, gebeten, aber noch keine Auskunft erhalten. Da ausserdem die Schemata teilweise auf Grund von A.N.I.C. Zahlen für Krackausbeuten aufgebaut sind, kann I.H.E.C.C. für das Gesamtbild keine Garantie übernehmen.

Ausser den Schemata I und Ia wurde von Dr. Donath (I.G.) eine Verarbeitung (Schema II, siehe Beilagen) vorgeschlagen, wobei die Sumpfphase mit feinverteiltem Kontakt ausgeschaltet wird durch Anwendung einer Destillation unter Vakuum und Vorhydrierung des schweren Destillats über festem Kontakt. Dieses Schema II zeigt zwar eine höhere Benzinausbeute (69 % auf Rohöl und Pacura gegenüber etwa 65 % für I und Ia), deckt sich aber nicht mit dem Energiebedarf und hat ausserdem den Nachteil, dass der Krackrückstand aus dem Vakuumrückstand als Heizöl beträchtliche Schwierigkeiten bieten wird. Das Schema mit nur festem Kontakt wurde von Herrn van der Horst bezw. Dr. Donath auch in geänderter Aufstellung nachgeprüft, scheint aber soweit bis jetzt ersichtlich etwas ungünstiger als I und Ia wenn auf Deckung der Energien gearbeitet werden soll. Da Herr Caftal sich zufrieden gab mit den Schemata I und Ia wird Schema II vorläufig ausser Betracht bleiben.

Für die Schemata I und Ia wurde eine Tabelle aufgestellt (siehe Beilagen) als Grundlage für das von der I.G. auszuarbeitende Gesamtschema, welches den kompletten Verarbeitungsgang mit Angabe der Oel- und Gasmengen, Ventile und Messinstrumente zeigen soll. Die Tabelle zeigt für die Sumpfphase Klammerwerte, welche sich beziehen auf eine eventuell in der Sumpfphase zu erreichende Leistung von 0.35 an Stelle der von der I.G. angenommenen Leistung 0.23 bei normaler Produktion. Da bei Leistung 0.35 die Einspritz- und Gasmengen grösser werden als bei der maximalen Produktion von 156,000 t/J Benzin, soll die Sumpfphase auf jene Mengen bemessen werden um sie gesetztenfalls voll ausfahren zu können. Die Gasphase ändert sich durch weiter Ausfahren der Sumpfphase mit

Leistung 0.35 nur sehr wenig (siehe in Beilagen den Vergleich für Schema I zwischen 0.23 und 0.35 Leistung) so dass die Gasphase nicht grösser als für 30 % Ueberkapazität zu bemessen ist.

Die erforderlichen Abmessungen der Oefen, Heissabscheider und Regeneratormäntel wurden als folgt festgelegt (Anzahl für eine Anlage):

Sumpfphase

2 Oefen+) 1000 ø x 18 m. Reakt. volumen 9.5 m^3/Stück.
1 Heissabscheider 1000 ø x 9 m.
2 Regeneratoren 600 ø x 18 m.

+) Die 2 Oefen (Gesamtvolumen 19 m^3) reichen aus für 30 % Ueberkapazität unter Annahme einer Leistung von 0.30 in Schema I.

Gasphase

2 bezw. 3 Oefen+) 1000 ø x 18 m à 8.5. Kontaktvolumen 8.5 m^3/Stück.
2 Regeneratoren 600 ø x 18 m.

+) 2 Oefen reichen für die Normalkapazität völlig aus (Leistung 0.65 bezw. 0.67 in Schema I bezw. Ia). Für die gewünschte Ueberkapazität wird ein dritter Ofen erforderlich sein, da sonst mit 2 Oefen eine Leistung von 0.87 erreicht werden müsste.

Des weiteren wurden Berechnungen gemacht zur Feststellung der Kapazität des Spitzenvorheizers (S.P.), Regeneratoren, Kühler u.s.w. (siehe Beilagen).

Es wurden den A.N.I.C. Herren Mitteilungen gemacht über Materialien, Kontakte, Analysemethoden für Oel und Gas, ausserdem wurden gezeigt die 5058 Kontaktanlage, die Vorrichtungen für Präparierung des Grudekontaktes, verschiedene Versuchsanlagen, auch das 500 mm System, Werkstätten und Laboratorien. Im Laufe der Zeit wurde der A.N.I.C. eine Reihe von Zeichnungen übergeben, verzeichnet in den betreffenden Begleitschreiben an A.N.I.C. und I.H.E.C.C., ausserdem 2 Entwurfszeichnungen für eine Aufstellung der Kammer mit direktem Zubehör und eine Einrichtung des Maschinenhauses.

Auch wurde der A.N.I.C. übergeben:

Anfrage und Bestellentwürfe von H.D. Apparaten und Rohren.

Lagerlistenmappe Nr. 1290 (325 atm.).

Lieferungsangebote für Regenerator-Einsätze und Hochdruck-materialien wurden von der I.G. ausgearbeitet und überreicht. Es wird seitens der A.N.I.C. überlegt die erste Charge 5058 Kontakt (100 - 150 Tonnen) und Alkazidlauge bei der I.G. zu bestellen. Da noch festzustellen ist welches Material (aus italienischer Quelle) als Träger für die Sumpfphase geeignet ist, wird die A.N.I.C. der I.G. mehrere Muster Braunkohlenkoks bezw. kohlenstoffhaltige Braun-kohlenasche zur Prüfung schicken.

Auch wurde eine Besprechung gehalten mit der BAMAG über die H_2 Anlage für A.N.I.C. Diese ist vorzusehen für eine Produktion von 14,000 m^3/St H_2, wofür ein 2 - 3 Sektionen Reformer ausreichen wird.

Voraussichtlich wird das Hydrierungsabgas ausreichen für den H_2 Bedarf (Schema I und Ia), so dass Krackgas nicht als Prozess-gas herangezogen zu werden braucht ausser bei der Inbetriebssetzung der Anlagen.

Die H_2S Entfernung vor der Konvertierung des organischen Schwefels wird auf alle Fälle mittels Alkazid ausgeführt werden. Was der CO_2 Wäsche nach dem CO Konverter betrifft, ist noch nicht sicher ob hier in beiden Fällen Bari und Livorno eine Alkazidwäsche vorteilhaft wäre.

Es wurde folgende vorläufige Berechnung gemacht für eine Produktion von 12,500 m^3/St H_2, wobei 3,150 m^3/St CO_2 zu entfernen ist (siehe S.W.5 zu TD-Memo 690).

Alkazidwäsche hierfür erfordert 12 - 14 t Dampf, wofür angenommen 14 t H.D. Dampf erforderlich. Bei Wäsche mit Wasser unter 18 atü (4 % Verlust) soll etwa 3250 - 3300 m^3/St CO_2 (19.5 % auf Gesamtgas) entfernt werden. Hierfür ist nach BAMAG erforderlich 1400 m^3/St Wasser bei einer Löslichkeit von 0.88 bei 20°. Da die Wasser Temp. in Bari vom Mai bis Oktober 25° beträgt, wurde mit einer Löslichkeit = 0.75 gerechnet, wobei 1650 m^3/St Wasser nötig sind. Hierfür braucht man, rechnend mit Zurückgewinnung von Energie

durch ein Pelton Rad, rund 1500 KWh (im Motor) mehr als bei der Alkazidwäsche. Es wurden dann die folgenden Kosten eingesetzt nach Angabe des Herrn Caftal:

Bari 13 centims/KWh

Livorno 8 " "

H.D. Dampf 15 Lire / Tonne (1 Tonne Heizöl à 9500 Kal. kostet etwa 110 Lire).

Aus 14 t H.D. Dampf werden 825 KWh zurückgewonnen, so dass für Bari bezw. Livorno eine Gutschrift von 107 bezw. 66 Lire entsteht für die Alkazidwäsche.

Es entstand so folgender Vergleich:

	Alkazid	Wasser	Differenz
Bari	103 L.	195 L.	+ 92 L. für Wasser
Livorno	144 L.	120 L.	+ 24 L. für Alkazid

Die Differenz verschiebt sich dadurch, dass man bei der Wasserwäsche 500 m^3/St mehr H_2 produzieren muss, wofür nötig 2 x 10^6 Kal. und 300 KG Dampf; Gesamtkosten abgerundet auf Lire 30.

Das Resultat ist dann für Bari 122 Lire und für Livorno 6 Lire zugunsten der Alkazidwäsche. Während also für Bari die Alkazidwäsche ganz entschieden vorteilhafter sein wird, müsste für Livorno die Angelegenheit eingehender nachgeprüft werden.

Die Waschanlagekosten inkl. Montage, aber ohne Fundamente, Gebäude und Fracht stellen sich nach Angaben der BAMAG als folgt:

Alkazid RM 350,000.

Druckwasser RM 450,000 inkl. Entgasungsturm.

Bei der Wasserwäsche ist mit einem Verdampfungsverlust von 10 % der stündlichen Wassermenge zu rechnen.

Herr Caftal bemerkte noch, dass das Süsswasser in Bari sehr teuer ist (40 cent./m^3).

Vereinbart wurde dass die BAMAG eine Offerte ausarbeiten wird für die H_2 Anlage mit Alkazidwäsche, wobei sie sich vorläufig auf das I.H.E.C.C. Schema S.W.6 basiert. Die Regenerierung der Laugen soll getrennt vorgesehen werden, da die A.N.I.C. den ausgetrie-

benen H_2S event. auf H_2SO_4 verarbeiten will. Der H_2S Gehalt im Prozess Gas soll näher rechnerisch ermittelt werden (vorerst konnte die I.G. hierfür keine Zahl geben).

Auch ist noch zu berechnen ob es vorteilhaft sein wird die H_2 Anlage mit CO Wäsche zu versehen. Nach BAMAG wird bei einer Wäsche unter 300 atm. von 1 m^3 Cu Lauge 15 m^3 CO weggenommen.

(gez.) F.E. VAN DER HORST.

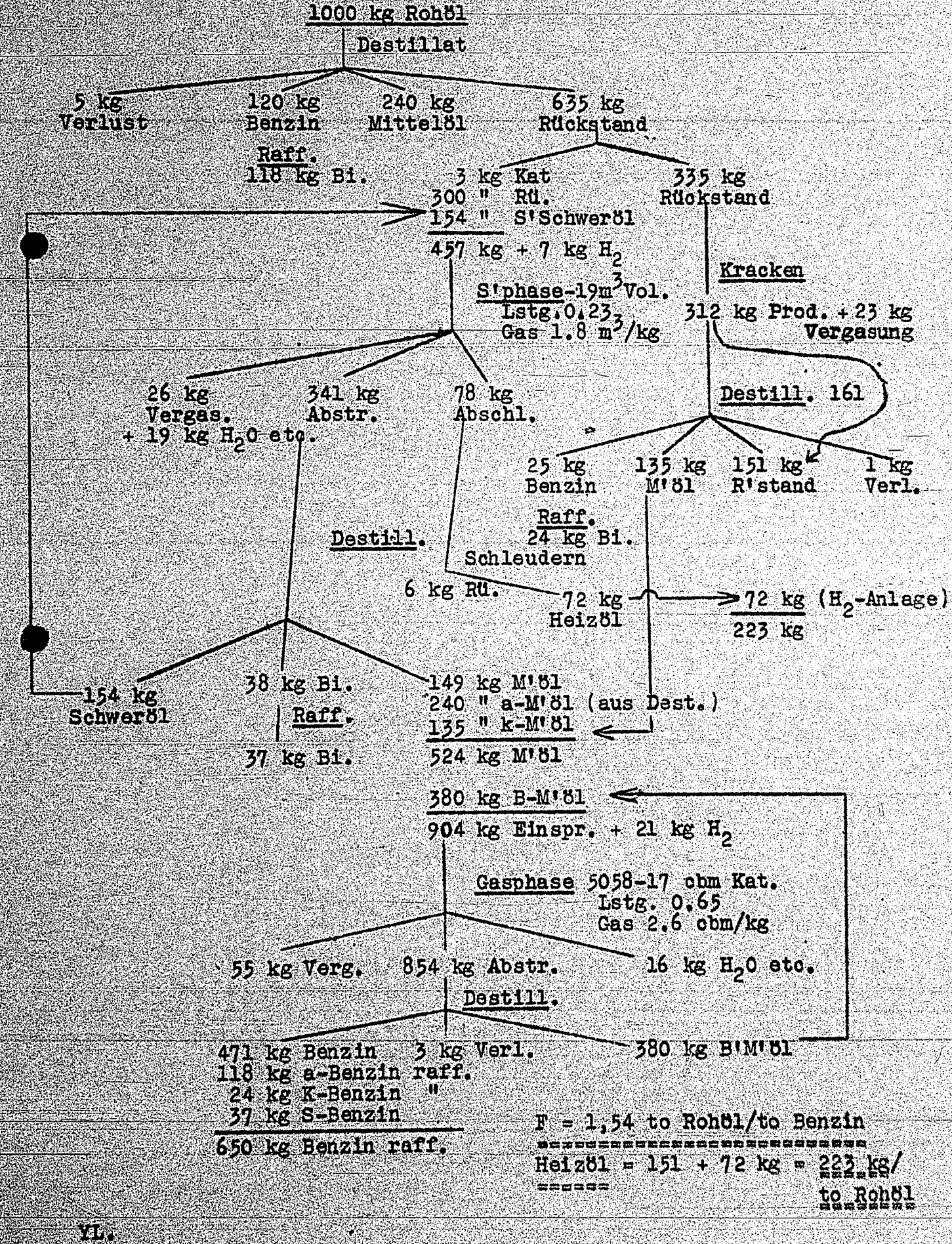
HAAG, den 5. Oktober 1936.-

Anlagen.

SCHEMA I 17.9.36.P_9/Wch.

B I L A N Z

für die Verarbeitung von alban. Rohöl-23.4 t/St.



F = 1,54 to Rohöl/to Benzin

Heizöl = 151 + 72 kg = 223 kg/to Rohöl

YL.

Ad 1

TABELLE SCHEMA I: GESAMTENERGIEN

120 000 t Benzin aus albanischem Rohöl
23.4 t Rohöl/St.

	t/Std.	Dampf MD 8 at	Dampf ND 3 atü	Heizgas 10^6WE/Std.	Wasser	KW	Mann/Schicht
Mühle und Kat-Zugabe			0.2		5	10	
Katalysator Pumpe Schweröl " Heissumlauf "	0.2 10.7) 11 t 3.5					150 20	
Sumpfphase-Ofen	14.5 t 17 500 cbm		1.0	2.2	50	120	
Gasphase-Einspritzg.	21.2 t					265	
Gasphase-Ofen					100	100	
Kreis-) Sumpfphase lauf:) Gasphase	19 300) 53 000) 70 000 cbm				5	400	
Gaswaschung u. Vak. Entspannung	11 cbm Oel				10	130	
Entspannung							
Wasserstoff	9 300 cbm/Std.		16.0	Pr 21.0 H 17.3	630	3100	
Dest.) Sumpfphase + Raff.) Gasphase	31.5 t) 19.7 t)	3.5	5.5	13.5	670	620	
Krackanlage	7.9	0.4		6.3	80	50	
Verschiedenes		0.1	1.3		150	235	
		4.0	24	60.3	1700	5200	

Bedarf 24 à 25 x 10^6 + 60.3 = 84 à 85 x 10^6 Kal/St.

Anl. 1

TABELLE SCHEMA I

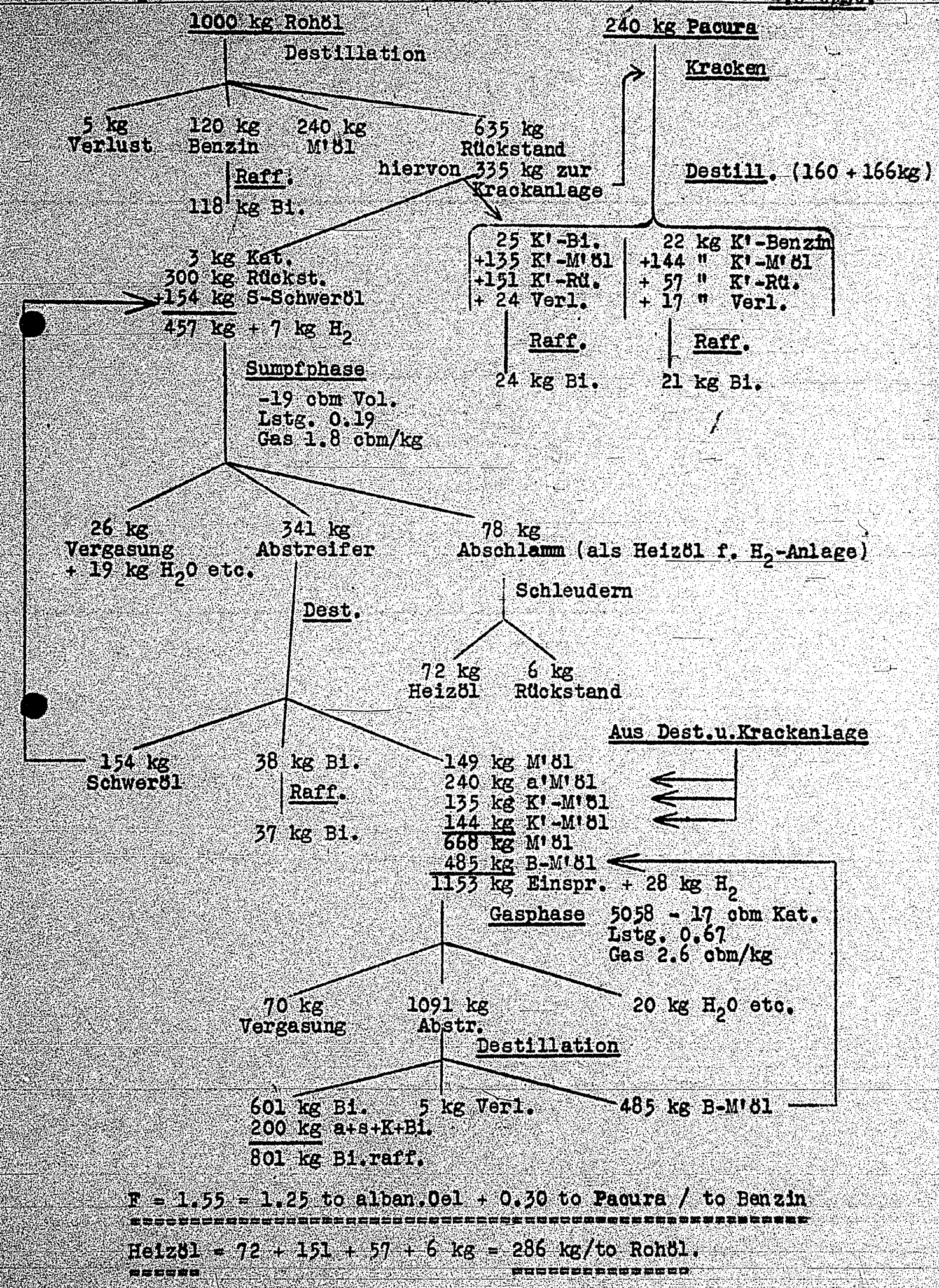
Mengen und Energien dür Destillation und Raffination

	Menge je Std.	H D Dampf	N D Dampf	G a s 10^6 WE	Wasser cbm	KW
Sumpfphase-Destillation	31.5 t	-	1.6	7.9	300	80
Stabilisierung	4.3 t	0.5	-	-	20	10
Redestillation	4.5 t	-	-	1.5	40	10
Gasphase	19.7 t	-	0.65	4.1	120	50
Stabilisierung	11 t	1.3	-	-	50	20
Reich-Gas-Gewinnung	2000 cbm	1.5	-	-	55	365
Raffination	-	-	-	-	5	10
Pumpen, Tank etc.	-	0.2	3.2	-	80	75
	-	3.5 t	5.45t	13.5×10^6	670 cbm	620

SCHEMA Ia 17.9.1936. P_9/Wch.

B I L A N Z

für die Verarbeitung von alban. Rohöl + Pacura - 19 bezw. 4.6 t/St.



F = 1.55 = 1.25 to alban.Oel + 0.30 to Pacura / to Benzin

Heizöl = 72 + 151 + 57 + 6 kg = 286 kg/to Rohöl.