

Index to Microfilm of Dr. Pier's Files

TOM 256 A and B

	T-Nos.	Frames	Translation Frame
<u>III Analysis</u>			
Characteristics of Coal Ash	266	1-3	3a-3b
Determination of Paste Concentration with the Brabend Plastograph	216	4-11	11a-11g
<u>IV Asphalt and Wax Separation</u>			
Bettering wax production in Zeitz	379	12-14	14a-14c
Asphalt Chemistry	397	15-23	23a-23h
<u>V Coke and Carbonization</u>			
Production of Electrode coke by pressure carbonization	339	24-26	26a-26c
Characteristic of bituminous coal low temperature carbonization	318	27-30	30a-30c
Increase in L.T.C. yield	303	31-43	43a-43j
<u>VI Corrosion and Metallurgy</u>			
The nitrification of chrome steels in hydrogenation	315	44-47	47a-47b
Heat treatment and delivery specifications for N10 material	263	48-51	51a-51b
Light oil corrosion	373	52-54	54a
Intercrystalline corrosion of pipe lines	327	55	55a-55b
<u>VII Cracking</u>			
Today's situation in pressure distillation research	375	56	56a
<u>VIII D.H.D. Toluol, Hydroforming etc.</u>			
Processing DHD residue	396	57-58	58a-58b
Large apparatus and DHD plants	395	59-60	60a-60i
Quality and Yield of DHD gasoline from stall 801	394	61-66	66a-66d
<u>IX Diesel Oil</u>			
Diesel Oil production in hydro plants	273	67-72	72a-72e
<u>X Economics</u>			
Cost of Silesian Coal aviation gasoline in Politz - complete breakdown	430	73-85	85a-85l
Comparison of costs for DHD feed gasoline of different endpoints	440	86-91	91a-91g
DHD gasoline cost breakdown	441	92-93	93a-93b
Comparison of plant cost, quality of products and iron requirements of coal tar	442	94-96	96a-96c
Iron for repairs in hydro plants	447	97-99	99a-99d
DHD gasoline from Rumanian gasoline	455	100-101	101a-101c
Economy of bituminous coal hydrogenation	448	102-103	103a-103c
Economic data for hydrogenation	446	104-115	115a-115e
Specification and cost of DHD gasoline	456	116-120	120a-120d
Consumption data for 100,000 te/annum auto gasoline 1944	249	121-122	122a-122c

	<u>T- No.</u>	<u>Frames</u>	<u>Translation Frames</u>
<u>X Economics</u>			
Cost Evaluation. Gasoline from bituminous coal	250	123-149	149aa-149bb
Comparison of straight hydrogenation with carbonization and hydrogenation producing aviation gasoline and fuel oil	372	150-	150a-150b
Cost calculation for CV ₂ b	380	151-156	156a-156e
Cost estimation for Politz DHD	443	157-167	167a-167e

XI Fischer-Tropsch

Important data for the foam method of conducting the Fischer Tropsch reaction	431	168-169	169a-169b
Operational troubles with the Schaumfahrweise (foam method)	432	170-173	173a-173g
Synthesis in the liquid phase	433	174-179	179a-179g
Gas circulation of foam process	434	180-183	183a-183e
Comparative product properties of gas and foam processes	436	184-195	195a-195m
Synthesis with iron catalysts	437	196-198	198a-198d
Settling of finely divided catalyst on the converter - wall in the foam process	438	199-207	207a-207o
CO - H ₂ synthesis	417	208-221	221a-221m
Status of synthetic oil experiment	439	222-227	227a-227f
Gas circulation of foam process for synol	435	228-229	229a-229c

XII Fuel Evaluation

Proposal for the use of synthetic fuel mixtures as standards in the overload motor testing	385	230-251	251a-251i
Physico-chemical conception of the overload curve	393	252-262	262a-262e
Use of high load aromatic fuels to replace B ₄	377	263-265	265a-265b
Comparison of hydrogenation and cracked gasoline from petroleum middle oils	374	266-275	275a-275j
Comparison of isopropyl benzol with other blending components, particularly triptane, for high test fuel mixtures.	378	276-277	277a-277b
Discussions of the knock limit curves (DVI injection process) with divided injection	376	278-280	280a-280b

XIII Gas Production

Electrolytic hydrogen production	262	281	281a
----------------------------------	-----	-----	------

XIV General

Hydrogenation and carbonization quality of Ruhr coals	383	282-283	283a-283b
Problems of the Macromolecular Chemistry	390	284-286	286a-286b
Utilization of coal in the use of production and domestic motor fuels	312	287-294	294a-294f

XV Instrumentation

Thermocouple measurements in high pressure converters	240	295-301	301a-301e
High pressure viscosimeter	311	302-307	307a-307b

	T-Nos.	Frame	Translation Frame
<u>XVI Liquid Phase - Hydrogenation</u>			
Data on H.O.L.D.	427	308-309	309a-309b
Experience with paste exchange	426	310-312	312a-312d
Filtration speed of bituminous hydrogenation products	425	313-316	316a-316f
Production of slightly hydrogenated coal	428	317-323	323a-323i
Comparison of liquid phase operations Politz, Gelsenberg	352	324-328	328a-328e
Comparison between acid and alkaline HOLD, and influence of paste thruput on conversion	351	329-337	337a-337h
Regeneration of coal paste (heat exchange) by dilution with middle oil	349	338-342	342a-342d
Pretreatment of bituminous coal for hydrogenation	348	343-344	344a-
The limits of solids and asphalts with low H ₂ supply in the liquid phase	346	345-348	348a-348d
Substituting cooling oil for cooling gas	343	349-350	350a
Deashing experiments with Brux tar	337	351-352	352a
Operating experience at Politz	331	353-354	354a-354b
Binders and their composition	330	355-362	362a-362g
Filtration of letdown	329	363-369	369a-369f
Hy-gas yields in liquid phase	320	370-371	371a-371b
Calculation of pressure drop in liquid and vapor phase	319	372-374	374a-374c
Calorific efficiency of bituminous coal hydrogenation to gasoline and fuel oil	309	375-379	379a-379b
Filtration of coal extract at Welheim	301	380-385	385a-385d
Coal refining process	278	386-390	390a-390f
Experience with cold paste injection	275	391-404	404a-404k
Coal balances after February 1944	272	405-409	409a-409e
Filtration of letdown	271	410-413	413a-413c
Liquid phase catalysts	265	414-425	425a-425h
Recovery of phenols in hydrogenation	253	426-452	452a-452t
Hydrogenation of HOLD	269	453-454	454a
H ₂ consumption, loss and recovery in Nordstern	258	455-475	475a-475o
Incubation temperature	257	476-477	477a-477b
Solubility of 700 atm gas in liquid phase	260	478-485	485a-485c
Liquid phase operations at Politz	252	486-490	490a-490e
Caviar formation theory	255	491-495	495a-495d
Letdown heat exchange	226	496-523	523a-523o
Centrifuging of Tars, liquid phase letdowns	241	524-528	528a-528d
Experiences with preheaters	210	529-530	530a-530e
Velocities in high pressure converters	358	531-535	535a-535c
Sulfur situation in hydro plants	357	536-562	562a-562m
Bituminous coal hydrogenation to aviation gasoline with hydrogenation of tar obtained	387	563-578	578a-578n
Gas hydrates	386	579-592	592a-592g
Saving Mo in liquid phase	354	593-595	595a-595b
Results of hydrogenation of upper Silesian coal in rotating autoclaves	381	596-598	598a-598b
Topping of HOLD and Centrifuge Residue	360	599-610	610a-610e
Production of briquettes using HOLD residue as binder	361	611-621	621a-621i
Liquid phase operation discussion	365	622-625	625a-625c
Comparison of pitches and asphalts	366	626	626a
Equilibria for reduction of NH ₄ HSO ₄ and CaSO ₄ in the liquid phase converter	389	627-628	628a-628b
Preheater outlet temperatures	362	629-630	630a-630b
Temperature - contact time diagram	234	631-636	636a-636d

	<u>T-Nos.</u>	<u>Frames</u>	<u>Translation Frame</u>
<u>XVI Liquid Phase - Hydrogenation</u>			
Temperature changes in coal stall	238	637-642	642a-642f
Temperature measurement in preheater outlets	242	643-646	646a-646d
Accuracy of material balance in 10 liter converter runs	294	647-653	653a-653e
Experimental mixing of paste	300	654-673	673a
Three papers on gas hydrates	313	674-712	712a-712r
<u>XIX Mechanical Data</u>			
Bellows lenses	326	713-714	714a
Turbo-compressors in hydro plants	325	715-729	729a-729m
Recoil of high pressure line due to a break	304	730-732	732a-732c
Inner insulation of high pressure converters	230	733-737	737a-737c
Wear - resisting return bends	233	738-742	742a-742d
Temperature of bolts and flanges in relation to product temperature	229	743-744	744a-744b
Test of 120 mm flange at 325 atm	228	745-748	748a-748d
Experiences with bellows lenses	245	749-750	750a-750c
C heck-valves with drop-shaped disk	244	751-752	752a-752b
Report on using smaller number of plates in the laval centrifuge	382	753-755	755a-755c
Three papers on hardened plungers and piston rods	232	756-760	760a-760d
Leaky paste pump valves	237	761-769	769a-769i
Hot tightening up of a stall	243	770-771	771a-771b
Flow resistance in tubular converter	290	772-775	775a-775d
<u>XXI Physical Data and Phenomena, Etc.</u>			
Aromatics - naphthene equilibria	370	776-779	779a-779d
Isomeric aromatic hydrocarbons	267	780-784	784a-784d
Theory of formation of higher hydrocarbons from CH ₄ in presence of sulfur and sulfur compounds	391	785-790	790a-790e
<u>XXII Properties of Materials</u>			
Quality of hydrogenation coal	344	791-795	795a-795d
Quality data of auto gasoline from various raw materials	388	796-801	801a-801d
Vapor pressure and C ₅ content for mixtures of light and aromatic gasoline	368	802-804	804a-804c
Properties of hydro products from different raw material	324	805-815	815a-815h
Properties and breaking down of asphalts	398	816-819	819a-819e
<u>XXIII Safety</u>			
Steps taken as a result of the accidents at Politz	340	820-821	821a-821b
Emergency expansion in hydrogenation stalls	307	822-828	828a-828g
Experiences with runaway converters	239	829-840	840a-840n
Safety in construction of hydrogenation stalls	235	841-851	851a-851d
Precautions against explosions in air separation plants	268	852-863	863a-863k
<u>XXVI Vapor Phase Hydrogenation</u>			
Gasification in aromatization	338	864-866	866a-866c
Influence of size and density of 5058 tablets on splitting and saturation	322	867-878	878a-878k
Butane and isobutane content of the gasification in splitting and aromatization over fullers' earth catalysts	308	879-880	880a-880b

	<u>F-No.</u>	<u>Frames</u>	<u>Translation Frames</u>
<u>XXVI Vapor Phase Hydrogenation</u>			
Preparation of tungsten sulfide catalysts	236	881-882	882a-882b
Washing gasoline, hy-gas, and LPG and flushing in liquid phase	246	883-885	885a-
Use of Mo and W catalysts for high pressure hydrogenation chronology	359	886-893	893a-893f
Using 700 atm vapor phase for Blechhammer extension II	355	894-899	899a-899d
Aromatization of bituminous coal hydrogenation middle oil the acid constituents therefrom, and residual oil over alumina-fullers' earth catalyst of the 8688 type	363	904-908	908a-908c
Splitting of B products	384	900-903	
		909-915	915a-915k
700 vs 300 atm	367	916-919	919a-919d
Literature on WS ₂ catalyst	369	920-921	921a-921b
A numerical expression for splitting activity of catalysts	345	922-925	925a-925d
WS ₂ free splitting catalysts	347	926-933	933a-933f
Effect of nitrogen content on splitting properties. Two papers	353-1 353-2	934-936 937-947	936a-936d 947a-947j
<u>XXVII Various Organic Processes</u>			
Phenol recovery with liquid NH ₃	342	948-949	949a
Laboratory experiments on coronen	314	950-955	955a-955e

L.P. - 93

T-257
KLG

Hochdruckversuche
Lu. 1.

24. Dezember 1947. L.H./B.

Zurück an

Dr. Pler

Zur Frage der Ansprungstemperatur

10-l.-Ofenversuche vom Fabren der Heinitzkohle (K. 1197) auf
einmalig der Heinitzkohle + Heinschweltes-Garsten-Zentrum
(p. 1376) (1:0,2) auf geringen Schwefelüberschuss¹⁾ und von p. 1376
allein auf Schwefelüberschuss²⁾ zeigten bezüglich des Temperatur-
verlaufes der Reaktion folgendes (s. Anlage):

- 1) Die Kohle bedarf zur Erreichung optimaler Arbeitsbedingungen im
Ofen einer um ca. 30° höheren Vorheizertemperatur als der Heins-
schweltes. Der Teer ist also bedeutend reaktionsfähiger als die
Kohle.
- 2) Bei der Mischung Kohle + Teer liegt die Vorheizertemperatur zwis-
schen den Temperaturen bei den Einzelkomponenten und zwar wahr-
scheinlich je nach dem Mischungsverhältnis höher oder tiefer. Die
Zunischung eines reaktionsfreudigen Bestandteiles zur Kohle er-
laubt also eine Erniedrigung der Vorheizertemperatur und ent-
lastet diesen somit, vornehmlich in dem Masse der Zunischungsver-
hältnisse.

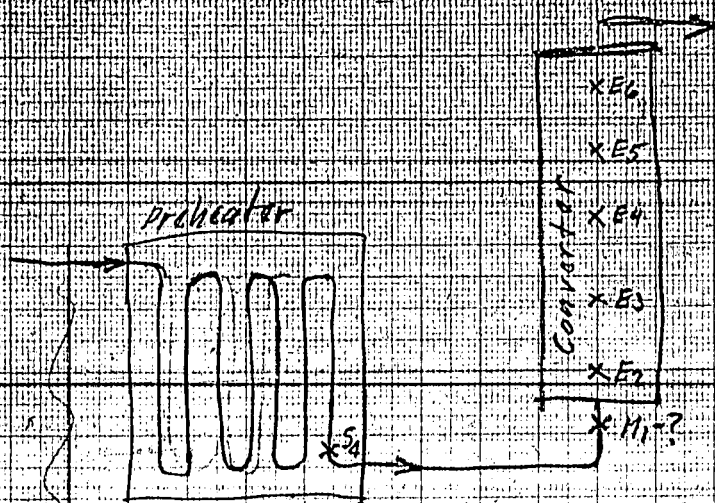
	K 1197	K 1197+1376	1376
Ofen	451	451	411
Datum 1947	10. 22. 7.	4. 8.	10. 14. 7.
Durchsatz	0,45	0,44	0,51
Element 4	447	440	420
" 1	457	390	380
" 2	463	453	450
" 3	467	458	454
" 4	468	468	455
" 5	468	468	471
" 6	468	468	471

gez Leonhardt
gez Hupfer

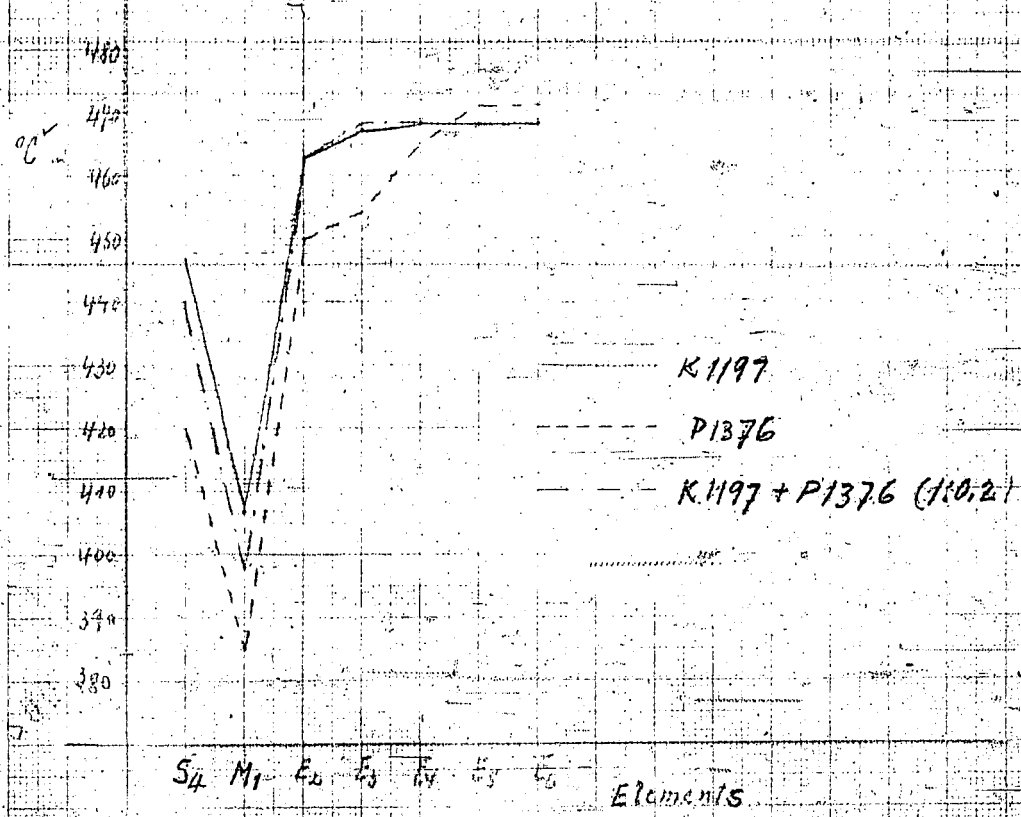
- 1) Sus. 203441 Nr. Hu. 9.3.42
- 2) Sus. 205881 v. Htm. Hul. 28.7.42
- 3) Sus. 203441 Hu. 2.6.42

476

T-257



Incubation Temperature
 zur Frage der Anspringtemperatur



U. S. BUREAU OF MINES
HYDRO-CARBON PLANT DIV.

4-257

KCBraun
3/1/47

INCUBATION TEMPERATURE

By Leonard & Hapfel, Ludwigshafen,
29. Dec. 1943.

Experiments in 10-liter converters in processing details coal (K 1197) to gasoline & middle oil, Heining coal & heavy oil tar (P 1376), in the proportion of 0.2, to little heavy oil excess, and of P 1376 alone to heavy oil excess, indicated progressive temperatures as shown in table below and attached diagrams.

1.) In order to reach optimum working conditions in the converter, coal requires a preheated temperature 20° higher than the H.T.C. tar. Tar is, therefore, more sensitive than coal.

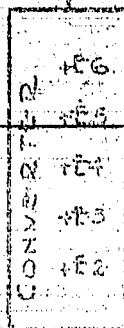
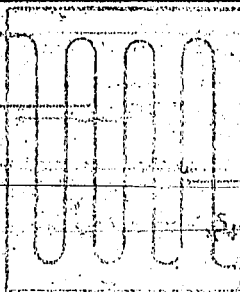
2.) In the mixture of coal & tar the preheated temperature lies between the individual components, probably dependent upon the mixture proportion. During a more reactive constituent of the coal will, therefore, permit lower preheated temperature and thereby relieve the preheating process in the same degree as the mixture proportion.

	K 1197	K 1197 + P 1376	P 1376
Converter	451	451	451
Date, 1940	22. July	2. Aug.	10. 3 1941 July
Throughput	0.45	0.45	0.61
Element	447	449	449
" B1	407	398	389
" B2	463	463	460
" B3	467	468	464
" B4	468	468	463
" B5	468	468	471
" B6	468	468	471

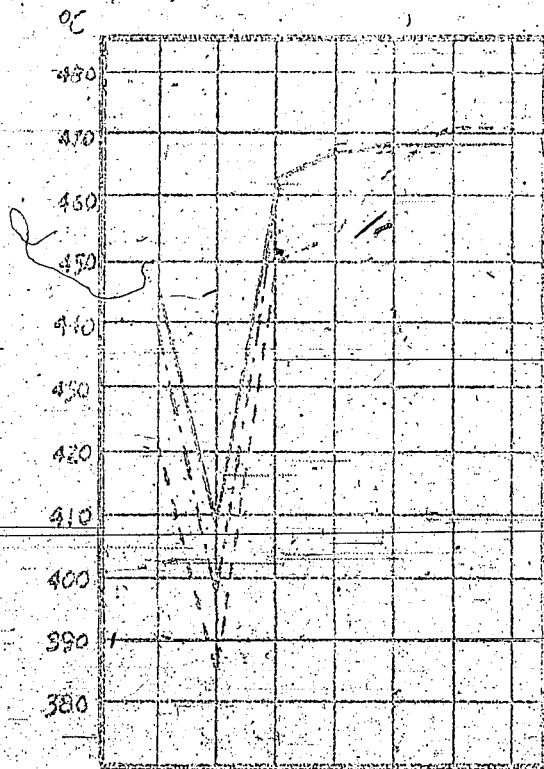
477a

T-257

Preheater



INCUBATION TEMPERATURE



K197
P1376
K197+P1376 (137)

S1 M1 E2 E3 E4 E5 E6

Elements

477 b

Hochdruckversuche
Lu 558

Zurück an: T-260
Vorzimmer Dir. Dr. Pier *K/3*
11. März 1942 Do/K1

L.P.H.-94

Gaslöslichkeit 700 atm.
(Sumpfhase-Steinkohle)

Anliegende Tabelle enthält Löslichkeitswerte von Gelsenberg, Scholven und Ludwigshafen Kammer 804 der Steinkohlensumpfhase. Diese Zahlen, sowie Werte vom 100 l Ofen (Zusammenstellung Dr. Hupfer vom 25.1.1940 und Donath vom 27.9.1938 Nr. 135311) sind für die Gase H_2 , N_2 , CH_4 und C_2H_6 in den Abbildungen 1-5 über dem spezifischen Gewicht des lösenden Öles aufgetragen.

Unter starker Berücksichtigung der Zahlen von Gelsenberg ergeben sich die Werte der Anlage 2, die an Oberschlesische Hydrierwerke weitergegeben werden sollen.

Die bisher vorliegenden Zahlen lassen erkennen, daß das Verhältnis H_2 - zu N_2 bzw. CH_4 -Löslichkeit bei einem Waschöl mit niedrigem spezifischen Gewicht z.B. 0,850 günstiger ist. Die Verwendung eines solchen Waschöls sollte Gelsenberg empfohlen werden.

Die Beschaffung weiterer großtechnischer Löslichkeitswerte wäre zur Vervollständigung des Materials und Erhöhung der Genauigkeit dringend erwünscht.

gez. Donath
gez. Simon

2 Anlagen
5 Abbildungen

TABLE 2.
Anlage 2

Solubilities of Gases
Gaslöslichkeiten
for the 700 atm bit. Coal Liquid Phase,
für die 700 atm Steinkohle-Steinphase.

Tentative values based on figures from
Vorläufige Werte auf Grund von Zahlen von Gelsenberg und
Gelsenberg and Ludwigshafen, large scale
Ludwigshafen, Großversuche.
experiments.

solubility expressed in (C.P. Product

Löslichkeit ausgedrückt in Produkt	1/kg-atm		1/l atm	
	Spez. Grav. 1,0	Abschlamm Lotdown	Spez. Grav. 0,95	Wasserd.
H ₂	0,08	0,06	0,09	0,12
CO ₂	(1,0)	(0,1)	(1,0)	(1,2)
CO	0,17	0,2	0,19	0,21
H ₂	0,085	0,10	0,10	0,16
C ₁	0,17	0,18	0,27	0,43
C ₂	0,47	0,2	0,76	1,25
C ₃	1,1	0,3	1,2	2,0
C ₄	1,9	0,4	1,8	6,0

Anlage 1

Löslichkeiten

TABLE 1. SOLUBILITIES

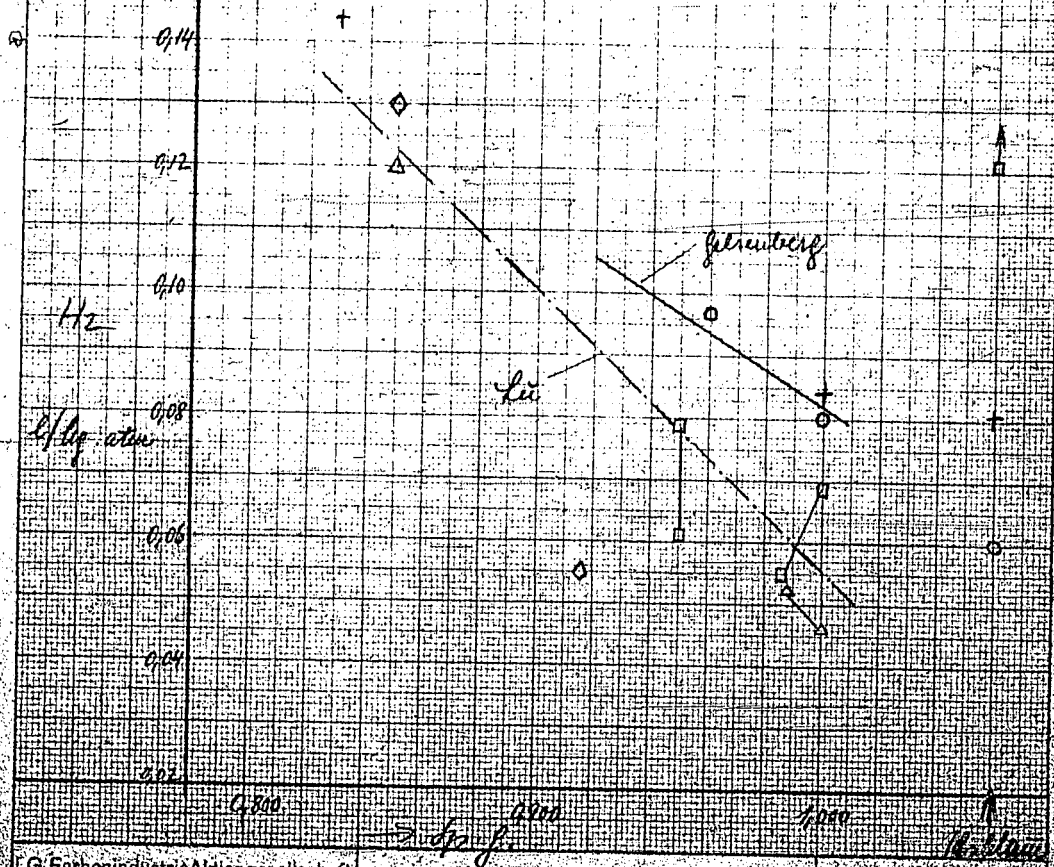
	Gasoline & Diesel oil Operation Benzin & Mittelöl - Fahreri			Fuel Oil Operation Heizölfahren					
	Gelsenberg 8.3.40	Scholven 7.3.40	Computed values Rechnung. G-B-Uppstil 4.5.40	Stall Kammer 804, Lu 3.8.	4.5.8.	35% Heiz- ölfahren 16.8.	50% Heiz- ölfahren 2.9.	6.9.	18.9.
Washöl: d 15.60 m Washöl: d 15 Löslichkeit m ³ /m ³ /atm	0,96	0,832		0,95	4,68	4,55	3,93	3,76	3,2
700 atm		300 atm	700 atm	700 atm					
H ₂	0,093	0,12	0,09	0,062	0,067	0,075	0,064	0,058	0,061
H ₂ S		1,24							
CO ₂	0,056		1,5	0,466	0,34	1,094	0,74		0,338
CO	0,199		0,13	0,113	0,104	0,135	0,105	0,102	0,114
N ₂	0,105	0,177	0,11	0,079	0,066	0,091	0,073	0,0725	0,083
C ₁	0,292	0,5	0,3	0,258	0,246	0,226	0,198	0,153	0,185
C ₂	0,674	1,62	0,8	0,921	0,83	0,672	0,589	0,505	0,497
C ₃	1,13	3,08	1,2	1,385	1,195	1,06	1,06	1,04	0,702
C ₄	1,65	3,05	3,5	ca. 1,9	ca. 1,47	ca. 1,34	ca. 1,13	ca. 1,17	ca. 1,08
Abstreifer: d 15 Löslichkeit m ³ /m ³ /atm				1,0	1,0	0,992	0,986	0,984	0,986
H ₂	0,08	0,084	0,08	0,058	0,069	0,058	0,07	0,063	0,055
H ₂ S		1,89							
CO ₂	0,23		1,0	0,228	0,215	1,86	1,71	1,55	0,527
CO	0,17		0,1	0,111	0,098	0,083	0,096	0,097	0,089
N ₂	0,085	0,0985	0,085	0,086	0,0797	0,064	0,081	0,095	0,056
C ₁	0,16	0,254	0,16	0,182	0,187	0,161	0,198	0,182	0,169
C ₂	0,35	0,659	0,35	0,71	0,566	0,599	0,621	0,492	0,613
C ₃	0,72	2,11	0,72	1,21	1,49	1,080	1,200	1,030	1,320
C ₄	2,31	3,83	2,3	1,20	1,187	1,65	1,325	1,169	1,56
Abschlammöl: d 100 Löslichkeit m ³ /m ³ /atm		1,093		1,096		1,112	1,114	1,106	
H ₂	0,06	0,081	0,06	0,187	0,234	0,133	0,142	0,152	0,122
H ₂ S		0,65							
CO ₂	0,134		0,05	1,61	1,74	0,392	0,652	1,618	0,274
CO	0,287		0,08	0,215	0,257	0,116	0,112	0,142	0,124
N ₂	0,103	0,074	0,07	0,152	0,191	0,124	0,138	0,161	0,103
C ₁	0,182	0,16	0,14	0,261	0,336	0,167	0,172	0,20	0,145
C ₂	0,197	0,172	0,2	0,447	0,470	0,250	0,250	0,244	0,215
C ₃	0,114	0,19	0,3	0,573	0,887	0,321	0,316	0,369	0,278
C ₄	0,474	0,379	0,4	ca. 0,477	ca. 0,548	ca. 0,356	ca. 0,380	ca. 0,408	ca. 0,427

Columns in table equal percent

Hz-Verhältnisse

Legende

- Gelsenberg, 700 atm
- + Lützel, 300 "
- Lic. Ha. 804, 700 "
- △ Lic. 100 l. Open-Hendelkille, 700 atm
- ◇ Lic. " Eisöl, 700 "



I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
Ludwigshafen a. Rhein.

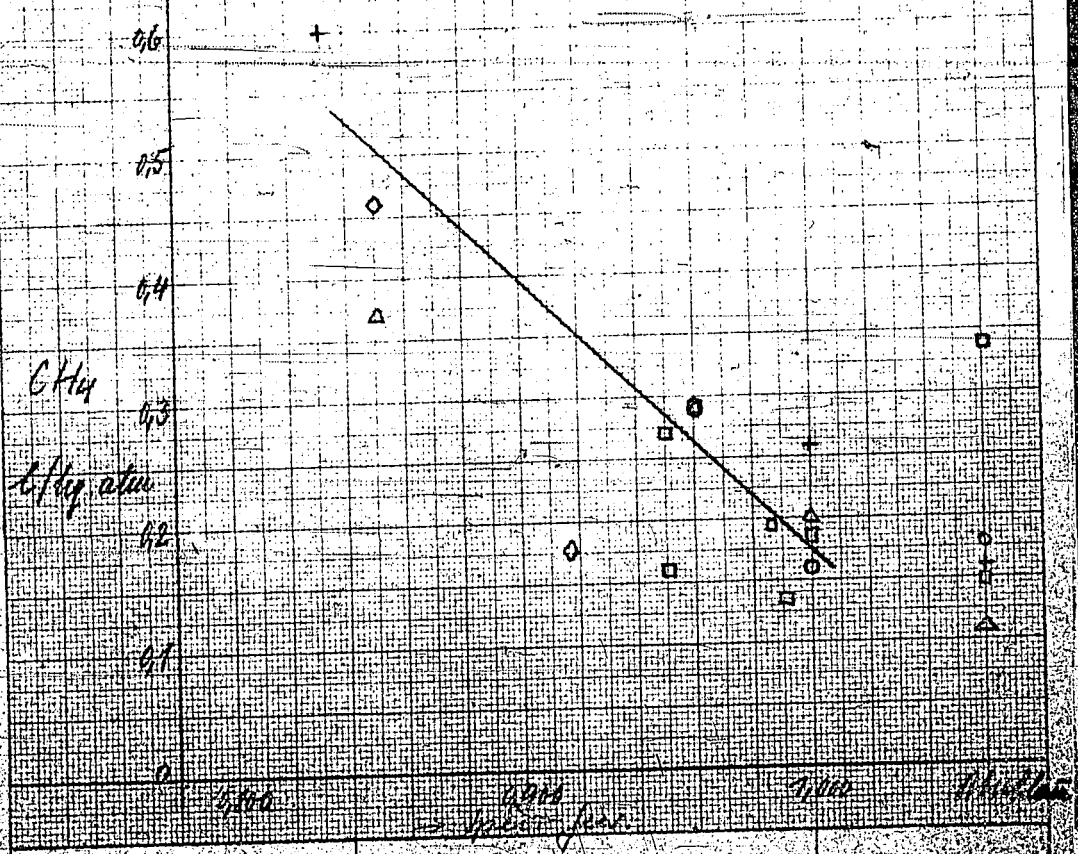
451

1884

OHg. Beschäftigung

Zentrale:

- o Alrenberg, 700 atw
- + Walsen, 300 "
- Eis, Ka 804, 700 "
- △ " , 100 R. Ofen, Kaminleiste 700 atw
- ◇ " " " " " "

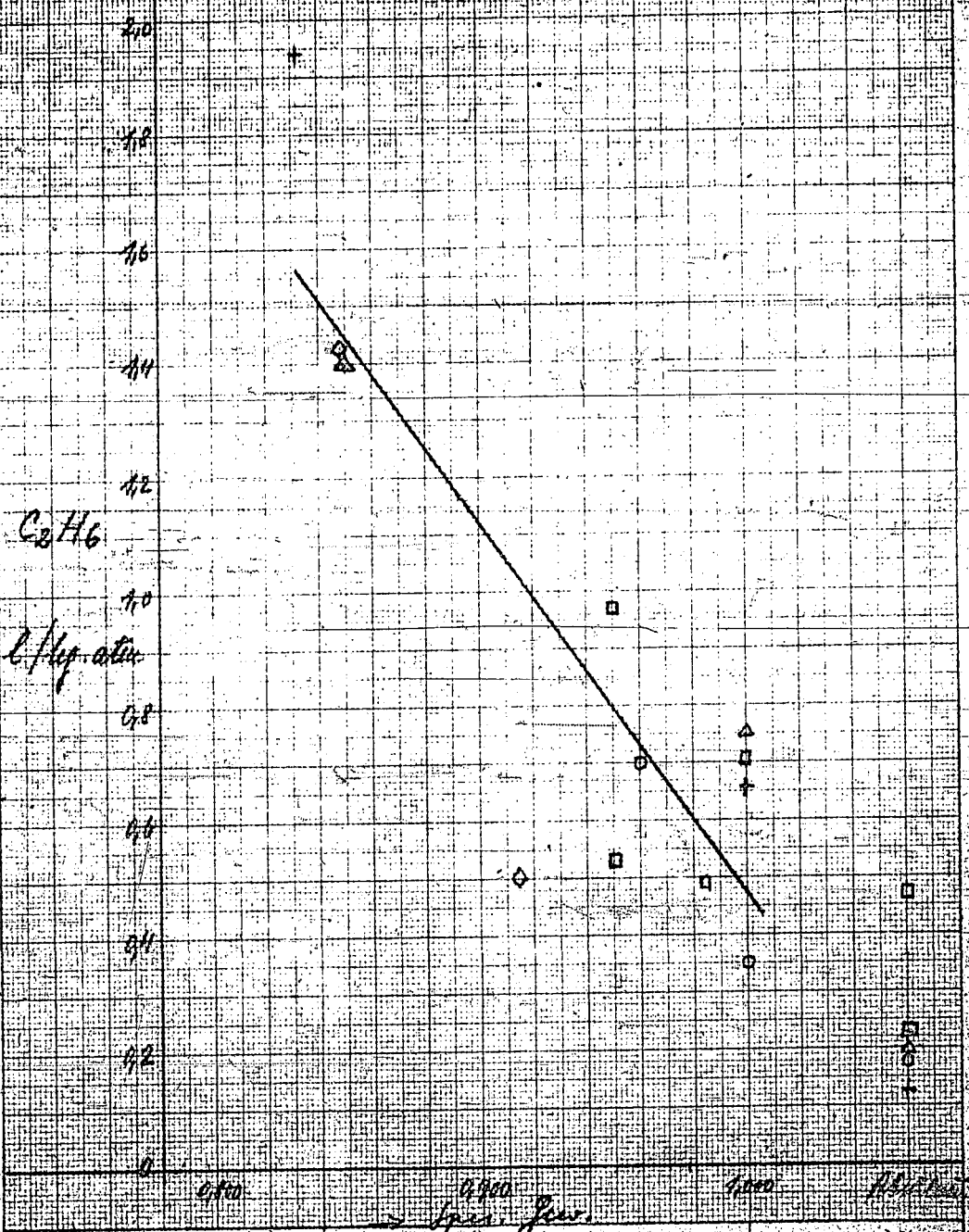


11.5

C_2H_6 - C_2H_4 - C_2H_2 - C_2H - C_2

Legende:

- Glycerin, 700 atm
- ▽ Wasser, 300 "
- Benzol, 700 "
- △ 1000 Glycerin, kein Leble, 700 atm
- ◇ " " " " " "



DIN-Format A 4 T (210 x 297 mm)

U. S. BUREAU OF MINES
HYDRO. DEMON. PLANT DIV.

T-260
KCBraun
3-10-47

SOLUBILITIES OF GASES @ 700 ATM. (LIQUID PHASE - BIT. COAL)
By Dr. Donath, Ludwigshafen, 11. March, 1942.

The attached Table I contains solubility values of the bituminous coal liquid phase for Gelsenberg, Scholven and Ludwigshafen Stall 804.

Table II shows the values to be submitted to the Upper Silesian Hydrogenation Works. They are largely based on the Gelsenberg figures.

The figures available to date indicate that the proportion of $H_2:N_2$, or the CH_4 solubility, is more favorable with a wash oil with a low specific gravity, e.g. 0.850. The use of such wash oils should be recommended to Gelsenberg.

It would be very helpful to the accuracy and completeness of these tables, if additional solubility values were available from industrial practice.

Table II.

Solubilities of Gases
for the 700 Atm. Bit. Coal Liquid Phase.

Tentative values based on figures from Gelsenberg and Ludwigshafen, large-scale experiments.

Solubility expressed in	1/kg atm.		1/l atm.	
	C.P. Product Spec. Grav.	Letdown	Spec. Grav.	Wash Oil
Product	1.0		0.95	0.85
H_2	0.08	0.06	0.09	0.12
CO_2	(1.0)	(0.1)	(1.0)	(1.2)
CO	0.17	0.2	0.19	0.21
N_2	0.085	0.10	0.10	0.16
C_1	0.17	0.18	0.27	0.43
C_2	0.47	0.2	0.76	1.25
C_3	1.1	0.3	1.2	2.0
C_4	1.9	0.4	1.8	6.0

485 a

Table I. - Solubilities

I-260

	Woolfing + Middle Oil Operations:					Fuel Oil Operations			
	Golzenberg 8.3.40	Scholven 7.3.40	Computed Values Upp. 811. 4.5.40 (C)	Stall 804, Im		Stall 804, Ludwigshafen			
				3.8	4./5.8.	35% Fuel- Oil Operation 16.8.	50% Fuel Oil Operation 2.9.	6.9	15.9
Woolfing: D @ 15°C	0.96	0.832		0.95		0.95			
Woolfing: Temperature Dealt				4.68	4.55	3.93	3.76	3.8	3.2
Solubility m ³ /m ³ /atm.	100 atm.	100 atm.	100 atm.	700 atm.					
H ₂	0.093	0.12	0.09	0.062	0.067	0.075	0.064	0.058	0.061
H ₂ S		1.28							
CO ₂	0.056		1.5	0.466	0.34	1.094	0.74		0.334
CO	0.199		0.13	0.113	0.104	0.135	0.109	0.103	0.114
H ₂	0.105	0.177	0.11	0.079	0.066	0.091	0.073	0.0725	0.083
C ₂ H ₆	0.292	0.5	0.3	0.258	0.246	0.226	0.198	0.153	0.165
C ₃ H ₈	0.674	1.62	0.8	0.921	0.83	0.672	0.569	0.505	0.497
C ₄ H ₁₀	1.13	3.08	1.2	1.385	1.195	1.06	1.06	1.04	0.702
C ₅ H ₁₂	1.65	3.05	3.3	1.9	1.47	1.34	1.13	1.17	1.08
C.P. Products: D @ 15°C				1.0	1.0	0.992	0.966	0.964	0.966
Solubility m ³ /m ³ /atm.									
H ₂	0.08	0.084	0.08	0.058	0.069	0.058	0.07	0.063	0.055
H ₂ S		1.69		0.147					0.61
CO ₂	0.23		1.0	0.228	0.215	1.06	1.71	1.55	0.927
CO	0.17		0.1	0.111	0.096	0.083	0.086	0.087	0.089
H ₂	0.065	0.0985	0.065	0.066	0.0797	0.064	0.062	0.055	0.056
C ₂ H ₆	0.16	0.254	0.16	0.162	0.167	0.161	0.198	0.182	0.169
C ₃ H ₈	0.35	0.659	0.35	0.71	0.566	0.599	0.621	0.492	0.613
C ₄ H ₁₀	0.72	2.11	0.72	1.21	1.49	1.080	1.200	1.050	1.320
C ₅ H ₁₂	2.31	3.63	2.3	1.20	1.187	1.65	1.325	1.169	1.56

Table I - Solubilities, Continued

T-260

	A.	B.	C.	D.	E.	F.	G.	H.	I.
Kerosene Oil, D-150°		1.093		1.096		1.112	1.114	1.106	
Solubility m ³ /g/atm.									
H ₂	0.06	0.081	0.06	0.167	0.234	0.133	0.142	0.152	0.128
H ₂ S	0.134	0.65	0.05	1.61	1.74	0.392	0.652	1.618	0.274
CO ₂	0.267	—	0.08	0.215	0.257	0.116	0.112	0.142	0.124
CH ₄	0.103	0.074	0.07	0.152	0.191	0.124	0.138	0.161	0.103
C ₂ H ₆	0.168	0.16	0.14	0.261	0.336	0.167	0.172	0.20	0.145
C ₃ H ₈	0.197	0.172	0.2	0.447	0.470	0.250	0.250	0.244	0.215
C ₄ H ₁₀	0.114	0.19	0.3	0.373	0.387	0.321	0.316	0.369	0.278
C ₅ H ₁₂	0.474	0.379	0.4	0.477	0.548	0.396	0.380	0.408	0.327

L. 175-95

T-252

Pflanz: Kohle-Phase.

K13

Auf beiliegendem Blatt ist die Fahrweise der Kohle-
Kammern in Pflanz von 19.-20. Oktober und deren Ergebnisse
verglichen mit der Fahrweise vom 11.-20. Januar 1948 auf
Grund der Berichte an die Arbeitsgemeinschaft. Es ergeben
sich folgende Unterschiede: So im Abbau, Durchsatz, Asphalt,
Kosten im Abschluss und Anreiböl, Kreislaufmenge etc.
bei gleicher maximaler Ofentemperatur.

Zu der Leistung von 0,29 während des ganzen Oktober
sei bemerkt, dass sich aus dem tatsächlichen Anfall an Ben-
zin & Mittelöl aus Kohle im Oktober auf Grund der Monats-
berichte der Pflanz Betriebskontrolle bei Extrapolation
auf 8000 Betriebsstunden pro Jahr nur eine Leistung von 0,18
errechnet. Die gleiche Leistung ergibt sich auch für Sep-
tember, wenn man berücksichtigt, dass die Kammern erst am
9.9. anliefen und auf den vollen Monat umgerechnet.

10/9/48

Politz: Kohle-Phase.

Oct. 11-20, 41
Average
From K13 & K14

Jan. 11-20, 42.
Average
From K13 & K15

Table 1. Politz Liquid Phase.

	Ideal- Kalkulation calculation	11.-20.10.41 Mittelwerte aus K 13 u. 14	11.-20.1.42 Mittelwerte aus K 13 u. 15
Conv. Temp. max. mV			
Ofentemperatur max. mV		29.0-29.1	29.1
C.P.			
Abseh' Temperatur " "		22.0-22.0	22.5-23.1
Gas Input incl. Cold Gas/Paste			
Ein' gas einchl. Kalt- gas/Paste	1.7-1.8 ¹⁾	1.7 ²⁾	2.1 ³⁾
Letdown/Paste			
Abstrom/Paste	41.6 ²⁾	41.2 ⁴⁾	38.4 ⁵⁾
C.P. Product/Paste			
Abstreifer/Paste	50.6 ⁵⁾	42.5 ⁵⁾	47.8 ⁵⁾
Letdown % Solids			
Abstrom % Festes	25 ⁶⁾	30 ⁶⁾	19.5 ⁶⁾
Asphalt in Oil			
Asphalt 1.61	14 ⁶⁾	8.5 ⁶⁾	14.8 ⁶⁾
Pasting Oil % Solids			
Anneilöl % Festes	9 ⁶⁾	14.3 ⁶⁾	9.4 ⁶⁾
C.P. Product			
Abstreifer 5-325 ⁶⁾	47 ⁶⁾	51.4 ⁶⁾	47.5 ⁶⁾
Centrifuge Residue % Solids			
Schlenderückstand % Festes	38 ⁶⁾	38.2 ⁶⁾	40.5 ⁶⁾
L.T.C. Yield			
Schwelensubstanz	80 ⁶⁾	88.6 ⁶⁾	80.7 ⁶⁾
Yield			
Leistung 0/m ² /h	0.26	0.3 ⁵⁾	0.22
Decomposition			
Abdon	96 ⁶⁾	93.5 ⁶⁾	84.7 ⁶⁾
Paste Thruput/m ² Durchsatz an Brot 3)	1.070	1.180	0.820

- 1) 2.7% Anthe in $\frac{1}{2}$ dry coal
45.5% Festes in Brot Solids in paste
Keine Abseh' - Rückführung no letdown recycle.
- 2) Bei 25% Festgehalt At 23% Solids content.
54% bei 19% at
- 3) Dick- und Dünnbrot Thick & thin paste
- 4) 44-4.8% Gas/1 (Raw Coal)
- 5) von 1.-11.10. Leistung 0.29
From Oct Yield

Pölitz: Kohlephase

Auf Blatt 2 ist die Idealbilanz Ludwigshafen für Kohle auf Benzol und Mittelöl umgeändert auf die Pölitzer Fahrweise mit Breiregeneration und infolgedessen geringeren Feststoffgehalt des Brotes, unter Weglassen der Abschläm-Kaltrückführung und für 7,1% Asche/TK₀ und 3,4% Wasser in Rohkohle, wie dies der im September und Oktober zum Einsatz gelangten Kohle entspricht. Die auf die Tonne verfügbaren Ölgewinn, sich so errechnenden Durchsatz- bzw. Verbrauchszahlen sind auf Blatt 3 dem Pölitzer Fließ-Schema über den Monatsdurchschnitt September-Oktober¹⁾ gegenübergestellt. Es ergibt sich, dass die Vergasung und infolgedessen der H₂-Verbrauch und der Produktfaktor noch weit über den Idealzahlen liegen. Unverhältnismässig gross ist der Einsatz in die Schwelerei; auch hat die Schwelerei sehr grosse Verluste, teils in Form von Gas, teils nicht näher bezeichnet. Die Clauszerte liegt dagegen normal.

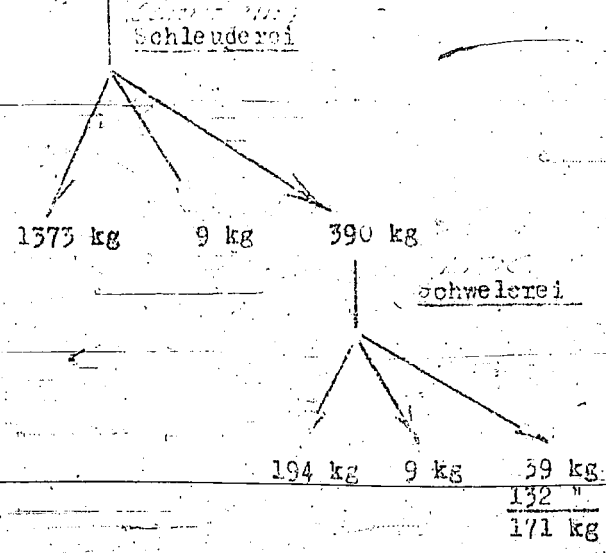
1) Nach Berechnung auf 1 Tonne verfügb. Ölgewinn, der zu 98,4% aus Benzol + Mittelöl und zu 1,6% aus Schweröl besteht.

Blatt 2:

Formel 2. Idealbilanz für Politrer Fahrweise

1000 kg	40 kg Hy-Ratd.	Abstr. 1276 kg
76 kg Asche	76 kg Asche	Schmelz 173 kg
32 kg Katalysator	32 kg Kat	1467 kg
38 kg Wasser	136 kg Gas	Löst. X
1146 kg	284 kg	7 kg
1510 kg	803 kg	164 kg
1656 kg	1135 kg Abschl.	467 kg
55 kg	637 kg	829 kg
2711 kg	1772 kg	55 kg
		137 kg

777 kg C. abgebaut
 175 kg C. verbr.
 695 kg Wärzgewinn
 64 kg Verlust
 631 kg Bi + Mi



Änderung gegen Bilanz v. 4.10.41

7,1% Asche in *dry ash*
 45,9% festes im Brei
 No letdown cold recycle.
 Keine Abschl. Kaltrückführung

Gasphase Politz:

Bezugsgas: 1000 kg vertilb. Ölgebl.

In Lu, $\frac{1000}{1000} = 100\%$
In P, $\frac{984}{1000} = 98.4\%$ 1.6% S. Öl, ...

	Ideal Balance (in) Politzer Tank Wolfs Oper. Abschl. No. 7. 1% ASAN	Materialmittel		von Lu
		Sept.	Okt. Politz	
Wasser	100 kg H ₂	226 kg	121	
frischgas		frischgas		
Kohle (EK)	1585 kg	2260 kg	143	
Anz Öl + Gleitöl	2390 kg	4180 kg	175	
Spillöl	87 kg	360 kg	413	
Kammerreinigung Flüssig	4300 kg	7000 kg	104	
Abschlamm	1800 kg	3340 kg	186	
Schleuderei	2802 kg	5010 kg	179	
Schweberei	618 kg	1136 kg	184	
Schmelöl	507 kg	550 kg	150	
Verlo + Gas	14 kg	46 kg	327	
Rückstand	270 kg	540 kg	200	
Abstreifer	2020 kg	2690 kg	133	
Vergasung	384 kg (24% C-Verg.)	730 kg (37% C-Verg.)	106	
	368 kg (30% + CO ₂)			
	EXPENSES RAW Spesen und Roh- Material 306.--	EXPENSES RAW Spesen und Roh- Material 465.--		

U.S. BUREAU OF MINES
HYDRO. DEMON. PLANT DIV.

T-252

KOBREAN
2-26-47

LIQUID PHASE OPERATIONS AT POLINA, 1946

Ludwigshafen, 16 Feb. 1947 (cont.)

Attached Table 1 shows a comparison between the operation achieved in the coal phase at Polina on October 19-20th with that of January 11, 20th, 1946. Great differences are indicated in decomposition, throughput, asphalt, solids in the letdown and pasting oil, circulating gas quantities, etc., at equal liquid converter temperature.

To the right of Table 1, during all of October and the first part of November, the field at Polina was operated on a middle oil from 3011 in October. A yield of only 0.1% is indicated by comparison to 80% yielding 1.0% per unit based on the available reports from Polina. The coal phase was continued for September, making independent tests of the field at Polina started during the coal phase, and a report on the field at Polina.

V

490 as

1.00 kg Dry Fuel

1.00 kg Dry Fuel

52 kg Corn Meal

30 kg Water

1000 kg

500 kg

1000 kg

1000 kg

1000 kg

1000 kg

1000 kg

1000 kg

1000 kg

1000 kg

605 kg Hydro. Oil, Waste

64 kg Coal

621 kg Waste

1375 kg

390 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

1375 kg

Change covered to Balance of R. Oct. 22

7.25 Ash in Dry coal

45.65 Solids in Waste

No Letdown coal recycle

490 R

Table III

1000 kg Available Oil Recovery

In 100, Gasol. In 100, Heavy oil.
In 100, Gasol. In 100, Heavy oil.

	In Ideal Balance	Monthly	% of In.
	PSI lbs Open. Washed	PSI lbs	
	dry Wash. Washed	PSI lbs	
Make-up oil	135 kg	205 kg	152
Seal (Raw)	1885 kg	2200 kg	1171
Paraffin + Fuel Oil (Crude)	2500 kg	2100 kg	840
Washing Oil	300 kg	250 kg	83
Stall (Loss)	150 kg	100 kg	67
Loaddown	1000 kg	800 kg	80
Oil (Loss)	100 kg	80 kg	80
Loss - Gas	100 kg	80 kg	80
Residue	100 kg	80 kg	80
G.P. Products	100 kg	80 kg	80
Condensate	100 kg	80 kg	80

490 c

Table 1. P&H Liquid Phase

T-250

	Ideal Calculation ¹⁾	Oct. 11-20, 41 Averages From K13 & K14	Jan. 11-20, 42 Averages From K13 & K14
Conv. Temp: B.M.T. MV		22.0-25.1	25.1
C.P. Temperature B.M.T. MV		22.0-23.0	22.5-23.1
Gas Input incl. Cold Gas/paste	1.5-1.9 ⁴⁾	1.7 m ³	2.1 m ³
Letdown/Paste	41.0% ²⁾	41.2%	55.5% 105.61
C.P. Product/Paste	50.0%	42.3%	47.3%
Letdown % Solids	25%	30%	30.3%
Asphalt in Oil	18%	18.1%	14.7%
Packing Oil % Solids	9%	10.3%	5.4%
C.P. Product 4-325 ^o	4%	4.3%	4.5%
Centrifuge Residue % Solids	3%	3.2%	4.3%
L.T.C. Yield	80%	73.4%	80.4%
Yield m ³ /h	0.83	0.83	0.83
Decomposition	95%	95.2%	95.5%
Paste Throughput/m ³	1.57	1.57	1.57

1) 5.7% Ash in dry coal
45.9% Solids in Paste,
no letdown recycle.

2) At 230 Solids content
50% at 10% solids content.

3) Thick 4.0% water

4) 1.5-1.9 m³ Gas/h per Coal

5) From L. - 41.0% Yield 6.22

490 e

Das Auftreten einer wässrigen Phase
in der Kohle-Sumpfphase.

(Ein Beitrag zur Frage der Kaviarbildung.)

Es ist vermutet worden, daß bei der Kaviarbildung die Löslichkeit anorganischer Salze in H_2O eine Rolle spielt. Berechnet man jedoch aus der molaren H_2O -Konzentration einen Wasserdampfpartialdruck, so ergibt sich dieser so niedrig, daß keine nennenswerte Löslichkeit zu erwarten ist.

Ein solches Verhalten wäre aber zu erwarten, wenn unter dem herrschenden Druck ungefähr 10%iger Wasserdampf vorhanden wäre. Dieser Fall kann nun tatsächlich in der Art eintreten, daß getrennt von der wasserstoff-Atmosphäre eine wässrige Phase sich ausbildet. Eine solche wässrige Phase hat etwa die Eigenschaften von reinem Wasserdampf bei der gegebenen Temperatur und dem gegebenen Druck, insofern er dessen Dichte und Ausdehnungskoeffizient in Gleichgewicht mit der wasserstoff-Atmosphäre, die nur bestrahlt H_2O aufnimmt.

In der Untersuchung über die Verordnungsbarkeit von Methanolgemischen wickelte durch Druck von Laschekoff geht es um ein solches Verhalten. Laschekoff hat für Methanol- H_2O -Gemische mit Hilfe einer von Keattie aufgestellten Mischungsregel die Flüchtigkeiten der Komponenten im Gemisch errechnet. Die von ihm errechneten Zahlen sind insofern bemerkenswert, daß gewisse methanolarme Gemische eine höhere Methanol-Flüchtigkeit aufweisen als reines Methanol und umgekehrt wasserstoffarme Gemische eine höhere Wasserstoff-Flüchtigkeit zeigen als reines Wasserstoff. Das bedeutet aber (wenn man einmal unterstellt, daß die angewandte Mischungsregel wenigstens qualitativ richtig ist), daß solche Gemische nicht beständig sind, sondern daß sich zwei Phasen, eine Methanol-Phase und eine Permanentgasphase, bilden. Die Erscheinung tritt besonders bei 250 und 300°C aber auch noch bei -350°C ein. Damit wäre ein Beispiel gegeben, daß zwei getrennte Phasen, eine Methanolphase und eine Permanentgasphase auch bei einer Temperatur existieren können, die ca. einhundert Grad oberhalb des kritischen Punktes des höher siedenden Stoffes liegt.

Ein ähnliches Verhalten ist aber beim Wasser zu erwarten, weil Wasser die Methanol zu den anormalen Stoffen gehört und noch mehr als dieses assoziierende Kräfte besitzt. Untersuchungen über das System Wasserstoff-Wasser unter den fraglichen Bedingungen sind anscheinend nicht vorhanden. Jedoch läßt sich folgendes schätzen: Die Flüchtigkeit von Wasserdampf im Gemisch mit viel Wasserstoff dürfte in Analogie zum Methanol ein Vielfaches des Partialdruckes betragen, während die Flüchtigkeit von 10%igem Wasserdampf bei 450°C und 40 at nur 1/4 at beträgt. Danach

- 1) L. hat diesen Schluss nicht gezogen.
- 2) berechnet aus der p-V-Kurve.

Sauer

steht im Gleichgewicht mit einer "Wasserdampfphase" eine wasserstoffreiche Phase, welche ganz roh 20 Mol % H_2O oder weniger enthält. (Berechnet auf gleiche H_2O -Flüchtigkeit in beiden Phasen.) Mit Erhöhung des Druckes muß der H_2O -Gehalt in der wasserstoffreichen Phase noch erheblich zurückgehen, sodaß sehr wohl die Gleichgewichtskonzentration bei 70. atm unter 9-Mol % liegen kann.

Im Kohleofen beträgt die H_2O -Konzentration bez. auf Wasserstoff ca. 9 Mol %, sodaß das Auftreten einer besonderen "wasserreichen Phase" wohl in Betracht zu ziehen ist. Diese "wasserreiche Phase" hat etwa die Eigenschaften von 100% überhitztem Wasserdampf unter den gegebenen Bedingungen, sod. liegt die Dichte bei 450° und 700° etwa um 0,3 - 0,4. In Abscheider dürfte sich die "wasserreiche Phase" daher über den Abscheider hinaus nicht

gez. Schneider

Büro

Über die Theorie der Kaviar-Bildung.

Dir. Dr. Pfl.

Zu dem Schreiben von Herrn Dr. Moll, Rheinbraun.

Herr Dr. Moll spricht in seinen Schreiben vom 3.5.44 seine Ansicht aus, daß die Kaviarbildung durch die Ausscheidung der im Wasserdampf bei 700 Ata 450° gelösten Salze verursacht wird. Er weist auf die Arbeiten von Prof. Otto Fuchs, Z. f. Elektrochem. 1941, Seite 108 und von Dr. Spillner, Chem. Fabrik 1940, Seite 405 über "Hochgespannter Wasserdampf als Lösungsmittel" hin, in dem die Löslichkeiten verschiedener Salze im Wasserdampf von 70 - 225 Ata bei 407° nachgewiesen und quantitativ bestimmt worden sind.

Um sich ein Urteil über diese Ansicht zu bilden, ist es erforderlich, durch folgende kleine Rechnung sich über die Größen- und Mengenverhältnisse klar zu werden.

Ein Kohleofen von 9 m³ setzt sich in etwa 60 Tagen voll mit CaCO₃-Abscheidungen in Kollform, genannt Kaviar. Das sind etwa 8 to CaCO₃. In dieser Zeit werden 13 000 to Kohle mit 26 000 000 m³ Wasserstoff (kalt, drucklos) hindurchgeföhrt. Die Summe des im Kohle mit enthaltenen und des während der Reaktion entstehenden Wassers beträgt maximal 15 %.

Auf die 13 000 to Kohle kommen demnach maximal 2 000 to Wasser = 2 600 000 m³ Wasserdampf (kalt, drucklos). Das ist bezogen auf Wasserstoff ein Molverhältnis

$$\frac{2\ 600\ 000}{26\ 000\ 000 + 2\ 600\ 000} = 9\ \text{Mol \% H}_2\text{O}.$$

Der Partialdruck von Wasser beträgt bei 700 At Gesamtdruck im Ofen max. 63 At. Nach den oben angeführten Arbeiten vermag bei 70 At 1 kg Wasserdampf bei 407° aber nur 8 mg NaCl zu lösen, vergl. Tabelle.

Tabelle

Löslichkeit von Salzen in hochgespanntem Wasserdampf von Spillner.

P At	T	mg NaCl/kg Wasser	mg KCl/kg Wasser
75	407	8	9
100	"	10	19
125	"	18	31
150	"	33	"
175	"	57	"
200	"	140	"
225	"	380	"
250	"	570	"
275	"	1240	"
280	"	(40000)	"

Die Messungen scheinen sehr sorgfältig ausgeführt worden zu sein, so daß kein Grund vorliegt, sie zu bezweifeln. Fuchs und Spillner haben für ihre Messungen die Salze größter Dampf- löslichkeit gewählt. Es ist also nicht anzunehmen, daß die Löslichkeit von Ca-Salzen in einer höheren Größenordnung liegen.

Unser 2 000 to Wasserdampf können demnach unter den gegebenen Bedingungen nur 16 kg Salz lösen. Sie sind also auch nicht in der Lage, beim Durchgang 8 000 kg Salze abzuscheiden.

Herr Dr. Moll täuschte sich anscheinend in der Größe des Wasserdampfdruckes. In den beiden angeführten Arbeiten befinden sich auch die Werte vom kritischen Gebiet (373⁰⁰ u. 227 at), doch kommt dieses für unsere Bedingungen nicht in Betracht.

Es erscheint viel wahrscheinlicher, daß sich die Calciumsalze etwa huminsaures Ca oder ähnliche in der flüssigen Mischphase Öl - Wasser echt lösen. (Bei einem Druck von 70 At löst sich etwas Wasser in Öl auch über den kritischen Bedingungen). Durch die Umsetzung der Calciumsalze zu $CaCO_3$ wird ihre Löslichkeit stark herabgesetzt und das $CaCO_3$ wird um irgendwelche Keime abgeschieden.

Aus der Annahme ergibt sich ein Weg zur Beseitigung der Kaviarbildung, der zu prüfen wäre. Entweder muß dafür Sorge getragen werden, daß das Ca von vornherein als unlösliches Salz in den Ofen kommt, oder es muß an einem stark dissoziierten Anionrest gebunden sein.

Dies ließe sich beispielsweise erreichen, indem man das Calciumsalz in Sulfat oder Phosphat umwandelt. Damit wäre eine Umsetzung, die mit einer starken Löslichkeitsänderung verbunden ist, ausgeschlossen, und es dürfte dann keine Kaviarbildung mehr auftreten.

Die Tatsache, daß bei einer Erhitzung von Kohlebrei mit Wasser unter Druck sich die Asche beim Abkühlen in der wässrigen Phase befindet, wie sie der Patentanmeldung OZ. 14 018 von Dr. Rank und Dr. Graß zugrunde liegt, spricht nicht dagegen, daß die Salze in der flüssigen Mischphase Öl - Wasser gelöst sein können. (Da sich erst beim Abkühlen die 2. flüssige Phase Wasser mit geringer Ölmenge bildet, kann die Trennung der Asche vom Öl erst nach der Bildung 2. Phase stattfinden. Auch die von der wasserhaltigen Ölphase bei der Hitze gelösten Salze werden bei der Bildung der 2. ölhaltigen Wasserphase von dieser gelöst übernommen werden.

Zusammenfassung:

Die von Herrn Dr. Moll vertretene Ansicht, daß die Kaviarbildung durch die starke Löslichkeit von Salzen in hochgespanntem Wasserdampf verursacht ist, wird angezweifelt. Der Wasserdampf hat nur einen Partialdruck von max. 75 At, und die darin gelöste Salzmenge ist um viele Zehnerpotenzen kleiner als die Kaviarbildung.

Die Messungen scheinen sehr sorgfältig ausgeführt worden zu sein, so daß kein Grund vorliegt, sie zu bezweifeln. Fuchs und Spillner haben für ihre Messungen die Salze größter Dampfbarkeit gewählt. Es ist also nicht anzunehmen, daß die Löslichkeit von Ja-Salzen in einer höheren Größenordnung liegen.

Unsere 2 000 to Wasserdampf können demnach unter den gegebenen Bedingungen nur 16 kg Salz lösen. Sie sind also auch nicht in der Lage, beim Durchgang 8 000 kg Salze abzuscheiden.

Herr Dr. Moll täuschte sich anscheinend in der Größe des Wasserdampfdruckes: In den beiden angeführten Arbeiten befinden sich auch die Werte vom kritischen Gebiet (373°C u. 227 at), von denen dieses für unsere Bedingungen nicht in Betracht.

Es erscheint viel wahrscheinlicher, daß sich die Calciumsalze etwa huminsaures Ca oder Ähnliche in der flüssigen Mischphase Öl - Wasser leicht lösen. (Bei einem Druck von 70 At löst sich etwas Wasser in Öl auch über den kritischen Bedingungen). Wenn die Umsetzung der Calciumsalze zu CaCO_3 wird ihre Löslichkeit stark herabgesetzt und das CaCO_3 wird auf irgendwelche Weise abgeschieden.

Aus dieser Annahme ergibt sich ein Weg zur Beseitigung der Kaviarbildung, der zu prüfen wäre. Entweder muß dafür Sorge getragen werden, daß das Ca von vornherein als unlösliches Salz aus dem Ofen kommt, oder es muß an einem stark dissoziierten Zustand geerdnet sein.

Dies ließe sich beispielsweise erreichen, indem man das Calciumsalz in Sulfat oder Phosphat umwandelt. Damit wäre eine Umsetzung, die mit einer starken Löslichkeitsänderung verbunden ist, ausgeglichen, und es dürfte dann keine Kaviarbildung mehr auftreten.

Die Tatsache, daß bei einer Erhitzung von Kohlebrei mit Wasser unter Druck sich die Asche beim Abkühlen in der wässrigen Phase befindet, wie sie der Patentanmeldung OZ. 14 018 von Dr. Rank und Dr. Graß zugrunde liegt, spricht nicht dagegen, daß die Salze in der flüssigen Mischphase Öl - Wasser gelöst sein können. (Da sich erst beim Abkühlen die 2. flüssige Phase Wasser mit geringer Ölmenge bildet, kann die Trennung der Asche von Öl erst nach der Bildung 2. Phase stattfinden. Auch die von der wasserhaltigen Ölphase bei der Hitze gelösten Salze werden bei der Bildung der 2. ölhaltigen Wasserphase von dieser gelöst übernommen werden.)

Zusammenfassung:

Die von Herrn Dr. Moll vertretene Ansicht, daß die Kaviarbildung durch die starke Löslichkeit von Salzen in hochgespanntem Wasserdampf verursacht ist, wird angezweifelt. Der Wasserdampf hat nur einen Partialdruck von max. 75 At , und die darin gelöste Salzmenge ist um viele Zehnerpotenzen kleiner als die Kaviarbildung.

5

in 1911 in a

444 4831 482

SP S. 1911

485

MINISTRY OF FINANCE

THE PUBLIC DEBT OFFICE

STATEMENT OF THE PUBLIC DEBT OF THE UNITED KINGDOM
 AS AT THE END OF THE FINANCIAL YEAR 1954-55

The following table shows the public debt of the United Kingdom as at the end of the financial year 1954-55, and the amount of the public debt which was outstanding at the end of the financial year 1953-54.

The public debt is divided into the following categories:

Category	1953-54	1954-55
1. Government of India	12	12
2. Government of Ceylon	10	10
3. Government of Burma	8	8
4. Government of Malaya	12	12
5. Government of Singapore	10	10
6. Government of Hong Kong	10	10
7. Government of the Straits Settlements	10	10
8. Government of the Federation of Malaya	10	10
9. Government of the Republic of Malaya	10	10
10. Government of the Republic of Singapore	10	10
11. Government of the Republic of Indonesia	10	10
12. Government of the Republic of the Philippines	10	10
13. Government of the Republic of Thailand	10	10
14. Government of the Republic of Vietnam	10	10
15. Government of the Republic of Cambodia	10	10
16. Government of the Republic of Laos	10	10
17. Government of the Republic of the Congo	10	10
18. Government of the Republic of the Ivory Coast	10	10
19. Government of the Republic of Senegal	10	10
20. Government of the Republic of Guinea	10	10
21. Government of the Republic of Sierra Leone	10	10
22. Government of the Republic of Liberia	10	10
23. Government of the Republic of the Gambia	10	10
24. Government of the Republic of Mauritania	10	10
25. Government of the Republic of Mali	10	10
26. Government of the Republic of Niger	10	10
27. Government of the Republic of Chad	10	10
28. Government of the Republic of the Central African Republic	10	10
29. Government of the Republic of the Congo (Kinshasa)	10	10
30. Government of the Republic of the Democratic Republic of Congo	10	10
31. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
32. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
33. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
34. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
35. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
36. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
37. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
38. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
39. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
40. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
41. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
42. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
43. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
44. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
45. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
46. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
47. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
48. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
49. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
50. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
51. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
52. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
53. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
54. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
55. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
56. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
57. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
58. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
59. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
60. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
61. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
62. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
63. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
64. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
65. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
66. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
67. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
68. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
69. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
70. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
71. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
72. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
73. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
74. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
75. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
76. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
77. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
78. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
79. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
80. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
81. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
82. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
83. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
84. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
85. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
86. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
87. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
88. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
89. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
90. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
91. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
92. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
93. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
94. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
95. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
96. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
97. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
98. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
99. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10
100. Government of the Republic of the Republic of the Congo	10	10

495a

A.S. ... because water, like moth ... than the 1 ... millions

arently) ... with ... probably is ...

In the ... the ... well be ... the characteristic ... conditions ... around ...

...

(L. Ph - 97)

T-226
K 23

Blechhammer, den 27. Mai 1943

Zurück-en

Besprechungsbericht
Vorzimmer Dir. Dr. Prof. *Heubly*
über eine Abschlammregeneration der Kohlekammer
Schlesien - Benzin.

Anwesend die Herren:

- | | | |
|-----------------|---|--------------------|
| Dir. Josenhans | } | Schlesien-Benzin |
| Dir. Dr. Krönig | | |
| Dr. Kimmerle | | |
| Dr. Rintelen | | |
| D. I. Wöhner | | |
| D. I. Franta | } | I. G. Ludwigshafen |
| O. I. Raichle | | |
| D. I. Schappert | | |

I. Im Anschluß an die Besprechung in Ludwigshafen am 22.3.1943 hatte Herr Dir. Josenhans vorgeschlagen, eine weitere Wärmeentlastung des Vorheizers dadurch vorzunehmen, daß man die im Abschlamm enthaltene überschüssige Wärme in einem Wärmeaustauscher direkt dem Dickbrei mitteilt.

1.) Dazu hatte Herr Dir. Josenhans einen Wärmeaustauscher in Vorschlag gebracht, der im Prinzip aus zwei nebeneinander liegenden und durch Schweisse metallisch verbundenen Hochdruckrohren besteht, wobei das eine Rohr vom Abschlamm und das andere im Gegenstrom vom Dickbrei mit etwas Gas durchströmt wird. Herr Dir. Josenhans hatte in der Zwischenzeit bereits entsprechende Vorrichtungen herstellen lassen und in Versuchen mit Wasser und Dampf die Wärmedurchgangszahlen ermittelt und zwar in Zweifach- als auch in Vierlingeanordnung. Die im Vierlingsrohr gewonnenen Ergebnisse sind wesentlich besser als die im Zwillingsrohr gefundenen. Die Berechnung ergab, daß zur Aufheizung von 26 to Dickbrei im Wärmeaustausch mit 32 to Abschlamm eine Gesamtlänge von 4000 m, 45 Ø Hochdruckrohr erforderlich ist. Herr Dir. Josenhans berichtet über werkstattmäßige Herstellung solcher Elemente, die je 20 m lang sein sollen. Bezüglich der Ausführung der Schweisse hatte Herr Dir. Josenhans sich bereits mit der Werkstatt in Leuna in Verbindung gesetzt und dort erfahren, daß die Herstellung maschinell möglich ist. Auch die bei der Vierlingeanordnung innen entstehenden Hohlräume können zweckmäßig mit einem Metall, z. B. Zink, vergossen werden, um die Wärmeübertragung zu verbessern. Die Schwierigkeiten der Flanschverbindung soll durch Konstruktion einer Muffe überwunden werden, die außerdem geringere Abstrahlverluste hat. Auch die

10. Juni 1943
43478

Längenausdehnung kann nach Angabe von Herrn Dir. Josenhans technisch beherrscht werden.

2.) Herr Dipl. Ing. Franta hat einen Vorschlag in einem Primärsystem mittels einer Hilfsflüssigkeit, die im Abschlamm enthaltene überschüssige Wärme zu übertragen und diese Wärme dann in einem Sekundärsystem dem Kohlebrei mitzuteilen. Eine geeignete Hilfsflüssigkeit konnte bisher noch nicht angegeben werden, welche den geforderten Eigenschaften in vollem Maße genügt. (Hoher Wärmeübergang, ungefährlich, billig, nicht giftig und nicht brennbar, leicht beschaffbar). Ein Vergleich des für den Vorschlag des Herrn D. I. Franta benötigten Hochdruckmaterials mit dem im Falle des Herrn Dir. Josenhans erforderlichen Hochdruckmaterials ergibt etwa gleiche Mengen von Hochdruckrohren.

II. Die Ludwigshafener Herren führten etwa folgendes aus:

- 1.) Bereits vor mehreren Jahren wurde ein Blockkondensator, d. h. zwei nebeneinanderliegende und mit Metall umgebene Hochdruckrohre auf den Wärmeübergang untersucht. Man fand im Vergleich zur konzentrischen Anordnung der Rohre sehr geringe K-Werte, etwa 30 - 50 %; auch wurde dieses Problem des Blockkondensators rechnerisch bereits im Jahre 1938 durch Herrn Dr. Seibert, Gelsenberg, auf Veranlassung von Ludwigshafen hin untersucht, der zu einem ähnlichen Resultat kam.
- 2.) Im Frühjahr ds. Js. führte Ludwigshafen sowohl Rechnungen durch, als auch wurden später Versuche ausgeführt über den Wirkungsgrad verschiedener Anordnungen von nebeneinanderliegenden Rohren, u. a., auch wie sie von Herrn Dir. Josenhans vorgeschlagen wurden, wie die im Abschlamm enthaltene Wärme verwertet werden könnte, wobei in erster Linie an Aufheizen von Gas gedacht wurde. Die Ergebnisse decken sich ziemlich mit den hier gewonnenen Resultaten, wobei kurz gesagt bei Zwillingsrohren mit einem K-Wert gerechnet werden kann, der halb so groß ist wie bei einem konzentrischen Rohr. Das Drillingerohr verbessert diesen Wert etwas.
- 3a) In Ludwigshafen wurde die von Herrn Dir. Josenhans vorgesehene Anordnung, den Dickbrei gegen den Abschlamm zu regenerieren, durchgerechnet (Anlage 1); dabei ergab sich unter der Voraussetzung, daß nur zwei 70 ϕ Hochdruckrohre genommen werden, eine Gesamtlänge von 2400 m dieser beiden Rohre. (Wobei allerdings mit einem Dickbreidurchsatz von nur 20 to gerechnet wurde.) Als Vergleich wurde ebenso die Rechnung gemacht für die mit Hilfsflüssigkeit durchgeführte

aufheizung. Für eine Anlage gleicher Wärmeleistung wird hierfür eine größere Hochdruckrohrlänge erforderlich. Es wird auf die Abstrahl-

verluste aufmerksam gemacht, die bisher nicht berücksichtigt wurden die aber in Anbetracht der großen Länge dieser Aggregate recht beträchtlich sind, z.B. 15 % der gesamt übertragenen Wärme.

b.) Diese Anordnung ergibt einen Druckverlust bei nur 4000 m³ Gas von 15 atü. Diese Erhöhung der Umlaufpumpendruckdifferenz ist betrieblich sehr schwer tragbar, da jetzt schon die Anlage fast ausgelastet ist. Es müßte daher das Frischgas mit einem höheren Druck aus dem Kreislaufdruck gesondert diesen Regeneratoren zugegeben werden, wobei Herr Dr. Kimmerle besonders darauf aufmerksam macht, daß man eines wichtigen Hilfsmittels zur Beurteilung der Kammern, nämlich der Kammerdichtedifferenz verzichten muß.

c.) Es werden Streifen der Gelsenberg-Benzin A.G. vorgelegt, welche den unregelmäßigen Anfall des Abschlamms zeigen, und zwar folgende Streifen:

1. der Streifen der Standmeßwaagen,
2. ein Streifen der Kaltgaswaage des Ofens 3,
3. der Streifen des Mittelwertschreibers, welcher den momentanen Anfall des Abschlamms zeigt,
4. ein Temperaturmaßstreifen von den auf die Hochdruckleitung aufgebundenen Thermoelementen, welche den ungleichmäßigen anfall des Abschlamms ebenso wiedergeben.

Es kommt vor, daß das Abschlammentil während 5 bis 8 Min. vollkommen geschlossen ist, also kein Abschamm anfällt. Dies kommt hauptsächlich dann vor, wenn nach einem starken Zurückgang des Kaltgases der Inhalt der Ofen sehr stark zusammengefallen ist und der Abscheider nicht mehr mit Produkt beschickt wird. In der Anlage 2 ist gezeigt, wie die Temperatur des Kohlebreies beim Austritt aus dem Abschammregenerator in diesem Fall zurückgeht und dieser Rückgang der Temperatur sich bis zum Eintritt in den ersten Ofen mit etwa 10 - 15°C noch bemerkbar macht. Diese Schwankungen sind besonders deswegen schwer tragbar, da man sich in Oberschlesien zur Aufstellung des fünften Ofens entschlossen hat, der mit einer möglichst niedrigen Anlaufftemperatur fahren soll.

d.) Auch die Parallelschaltung, sowohl vom Dickbrei als aber besonders vom Abschamm lassen Schwierigkeiten voraussehen; es ist eine gleichmäßige Bedienung der beiden Patronenventile nötig, um eine gleichmäßige Aufheizung des Kohlebreis zu erzielen.

a.) Auch das Anfahren einer Kammer mit dem stark wechselnden Anfall von Abschamm dürfte die Aufheizung ziemlich schwierig gestalten. Beim Abstellen einer Kammer dürfte es nicht einfach sein, dieses lange Regeneratorsystem einwandfrei zu entleeren. Die Unterbringung der über 1000 m langen Vierlängerohre in der Nähe der Kammer macht große Schwierigkeiten.

4.) Ludwigshafen macht vielmehr einen Gegenvorschlag, die im Abschamm enthaltene Wärme zu gewinnen und zwar basiert dieser Vorschlag in erster Linie auf einem a.Zt. in Gelsenberg mit Erfolg durchgeführten Regenerationsversuch. In Gelsenberg wird ebenso zum Zweck der Entlastung des Vorheizers der Gesamtkohlebrei mit der Gesamtgasmenge über einen Breiregenerator gefahren, worin dieser Brei mit 46 % mittlerer Konzentration von 100° auf 305° ohne Schwierigkeit aufgeheizt wird. Der K-Wert ist in dem bis jetzt 5 Wochen dauernden Versuch nicht abgefallen und beträgt rd. 210. Auch aus früheren Versuchen in Ludwigshafen wußte man, daß Steinkohlebrei zumindest von normaler Konzentration unbedenklich bis zum Beginn des Quellgebiets (300°) aufgeheizt werden kann. Es wird daher vorgeschlagen, in dem in der letzten Besprechung vorgesehenen Gasgenerator (Reg A) statt Gas nunmehr Dickbrei + Breigas auf etwa 250° aufzuheizen. Das Gesamteingangsgas dagegen soll in Wärmeaustausch mit dem Abschamm treten:

- a.) entweder in einer normalen Doppelschlange, die die Firma Mannesmann herstellen will. (siehe Anlage 3)
- b.) in einem eigens konstruierten Regenerator-Element. - Zu a.) würde der Abschamm im inneren kreisförmigen Querschnitt strömen und das Gas im Gegenstrom im konzentrischen Ringraum. Die Aufheizung des Gesamtgases würde dabei von 30° auf etwa 280° erfolgen können und dieses Gas würde teils dem Dünnbrei, teils dem Dickbrei zugegeben werden. Der von den Herren von Obersachsen vorgebrachte Einwand, daß zum Verteilen des Gases wassergekühlte Ventile notwendig wären, wird zwar von Lu. als nicht notwendig abgelehnt, aber es wird zugegeben, daß zumindestens beim Anfahren der Kammer der Dickbreistrang ohne Gas fahren sollte, oder besser, daß nur das Eingangsgas zum Dünnbrei regeneriert werden sollte. Da für den Abschamm mit einem Wert = 500, für den Wasserstoff dagegen mit einem Wert = mindestens 1500 gerechnet werden kann, so ergibt die Anordnung des Gasaustausches gegen Abschamm einen K-Wert von mindestens 400, im Gegensatz zu der von Herrn Dir. Josenhans vorgeschlagenen Apparatur, für welche

nur ein K-Wert von etwa 125 erreichbar ist. Bei dieser Schaltung des Gasgenerators kann außerdem mit einem wesentlich höheren ΔT gerechnet werden, da das Gas mit nur 30° eintritt und man auf eine hochgetriebene Aufheizung des Gases verzichten kann, sodaß also insgesamt eine Länge von etwa nur 12 % der von Herrn Dir. Josenham vorgesehen resultiert.

III) Es wurde vereinbart, beide Apparaturen, sowohl die nach dem Vorschlag von Herrn Dir. Josenhans als auch die nach dem Ludwigshafener Vorschlag bis zur technischen Reife mit Energie weiter zu entwickeln. Es ist dem Ludwigshafener Vorschlag der Vorrang einzuräumen, da er mit geringeren und bekanten Mitteln und größerer betrieblicher Einfachheit in die Tat umgesetzt werden kann. Auch das Problem, mit einer Hilfsflüssigkeit den Wärmeaustausch auszuführen, kann weiter verfolgt werden, wenn sich ein geeignetes Medium für die Wärmeübertragung findet. Der Ludwigshafener Vorschlag hat zwei Unbekannte:

a.) Kann Dickbrei von 52 % regeneriert werden?

wobei hierzu zu sagen ist, daß im Falle dieser Fahrweise die Konzentration sowohl von Dünnbrei als auch von Dickbrei ermäßigt werden kann, auf Kosten eines größeren Dickbreieinsatzes.

b.) Ist die technische Durchführbarkeit des Regenerators in Form von Doppelrohren konstruktiv gesichert?

Als Sofortprogramm wird daher vorgesehen:

- 1.) Ludwigshafen führt Viskositätsmessungen durch für Dickbrei im Bereich von 46 bis 53 % im Temperaturgebiet zwischen 100 und 300°C . Diese Viskositätsmessungen werden sowohl in einem eigens gebauten Viskositätsmesser unter Druck und drucklos, als auch in der von Herrn Dr. Hupfer betriebenen Apparatur zur Bestimmung des Wärmeübergangs gemacht.
- 2.) Nach Durchführung dieser Versuche soll das Ergebnis auch Gelsenberg bekanntgegeben werden, damit evtl. Gelsenberg sich bei günstigem Ausfall entschließt, die z.Zt. dort gefahrne Konzentration von 46 % zu steigern.
- 3.) Es soll zu geeigneter Zeit mit den in Frage kommenden Werken ein gemeinsamer Erfahrungsaustausch stattfinden, in der alle dieses Problem berührenden Fragen nochmals besprochen werden. Bei dieser Gelegenheit soll auch die Durchführung eines Versuches mit einem von Lu vorgesehenen Regenerator mit Röhren größeren Querschnittes (30 ϕ) in die Wege geleitet werden.

gez. Schappert
gez. Raichle

500

gez. Rintelen

Büdingshafen, den 19. Mai 1943/Schr.

Nr. 1997

Aktennotiz

Betr.: Abschluss-Regenerations...

In der Anlage 1 sind 5 Fälle der ...-Regenerations ...
Oberschleichen ...

1.) Der Dieb ... wird ...
2. neben ... bestehend ...

Es wird eine ...
In Anlage 2 ist der ...
angabe ...
ausgegeben. Es ...
wende ...

Der ...
...
...

...
...
...

2. Anlage

Verteiler:

- Herren Dr. Simon
- Reichle
- Berger
- Balbach
- Lauer
- Dr. Wilde
- Schappert

A k t e n n o t i z

Betr.: α -Wert für Kohlebrei an Wand im Temperaturgebiet von
100 + 300 °.

Für die von Herrn Dir. Josehans vorgeschlagene Fahrweise den Dickbrei im Wärmeaustausch mit dem heißen Abschläm aufzuheizen, wurde der α -Wert für den Abschläm mit 500 Kcal/m², °C, h aus mehreren Messungen bestimmt.

Für den Brei wurde der Wert aus den Betriebsmessungen ermittelt, wobei für das Temperaturgebiet von 100 + 300 ° die kalte Gasse messgebend ist.

Der α - Wert Brei an Wand beträgt nun in

Gelsenberg bei neuen Rohren	264
in " " alten Rohren	204
bei einer Belastung von 23 to Brei und 3000 m ³ Gas	
in Pülitz bei rd. 200 Betriebstagen	217
bei 20 to Brei 4000 m ³ Gas	
in Scholven bei rd. 250 Betriebstagen	220
bei 28 to Brei 2000 m ³ Gas.	

Wenn also in den Berechnungen des Abschlämkkühlers ein α -Wert von 250 für den Dickbrei eingesetzt wurde, so dürfte dieser Wert die oberste Grenze darstellen, zumal in den 3 herangezogenen Anlagen nur Pülitz Dickbrei x) fährt, und dieser Wert bei rd. 220 liegt.

gez. Wilde Schappert

x) Gelsenberg und Scholven fahren durch diesen Teil Brei normaler Konzentration.

Aktennotiz.

Betr.: Abschlags-Regenerator.

Nach dem Vorschlag von Herrn Fir. Jeschke soll ein Teil des Kohlebreits in einem Regenerator gegen den abziehenden Abschlag aufgeheizt werden. Gemäß der für Oberschlesien vorzusehenden Fahrweise soll der Dickbrei (20 t/h) auf ei. 1000^o erhitzt werden. Es wird hier erstmalig eine Kupplung zwischen dem Dickbrei und der Abschlagsseite vorgenommen.

Da es unter gewissen Umständen denkbar ist, daß zu lange Zeit der Abschlag nicht abgezogen wird, so werden entsprechende Vorkehrungen für die Verhältnisse Oberschlesien durchzuführen, um die Eintrittstemperatur des Dickbreis zu 1100^o zu erhöhen, aber die Breier sich nicht zu überhitzen. Auf diese Art wird sichergestellt:

Nach 4 Minuten fällt die Breitemperatur auf 1000^o ab und 1,5 - 10^o kcal/l. Man wird auf den Regenerator achten, da der Vorheizofen arbeitet nur im äußeren Vorheizofen, die Haupterwärmer Teil durchfließen und hat dadurch 1000^o C, sodaß der Gesamtwert immer noch mit über 1000^o C in den ersten Ofen kommt. Wenn man in Betracht zieht, daß der Ofen als Vorheizofen arbeiten will und sich die Temperaturanspruchtemperatur nicht, so sollte man sich bei der Anordnung 7 - 10^o C festlegen vermeiden.

1 Anlage.

Verteilen: Herren Jeschke, Burger, Rieble, Balbach, Wilde, Schappert.

Temperaturmessung auf Absc

50

40

30

20

10

0

2

2

2

2

2

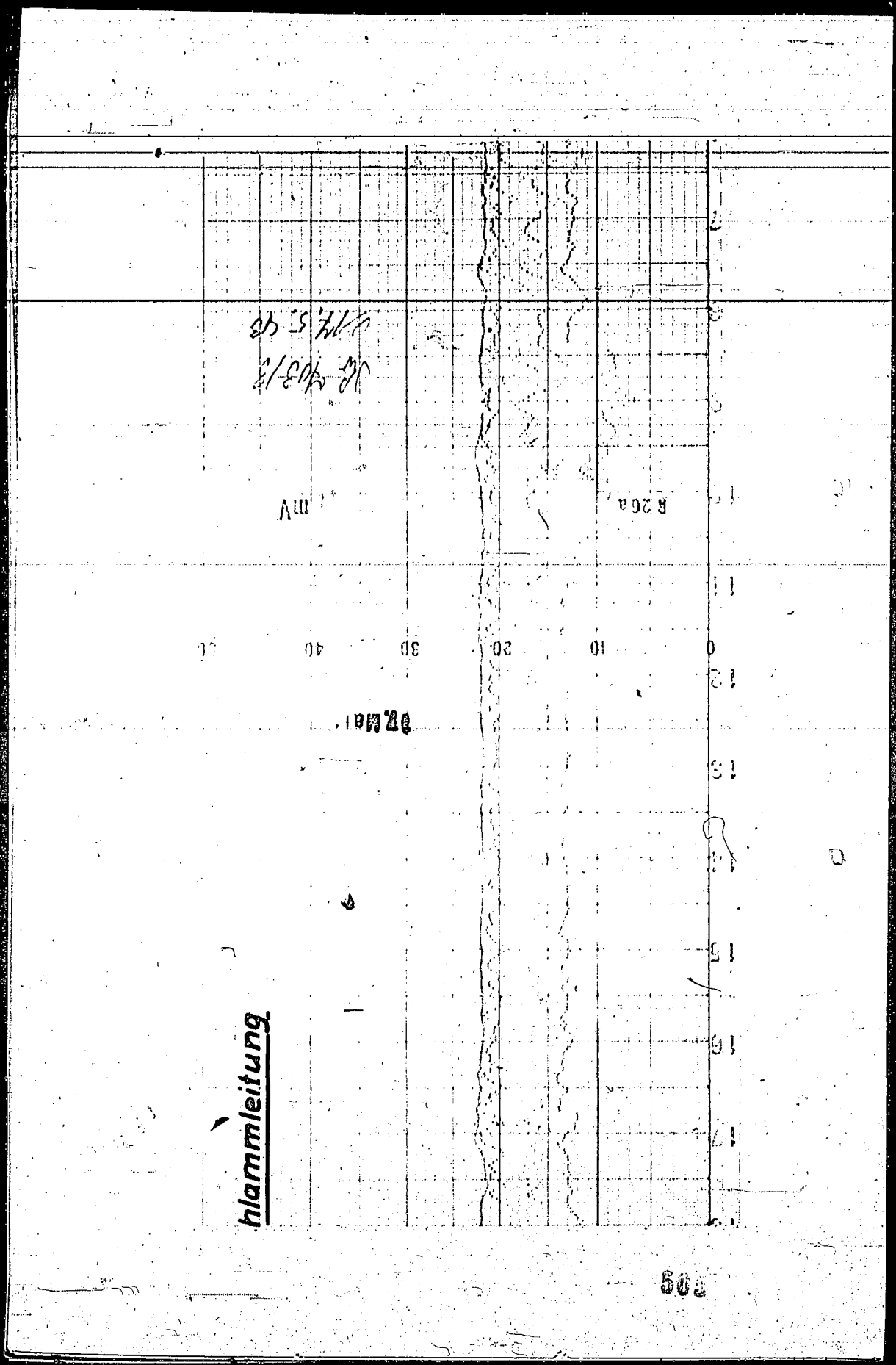
2

2

III

IV

504



hlammleitung

10.403/18
17.5.48

A 26a

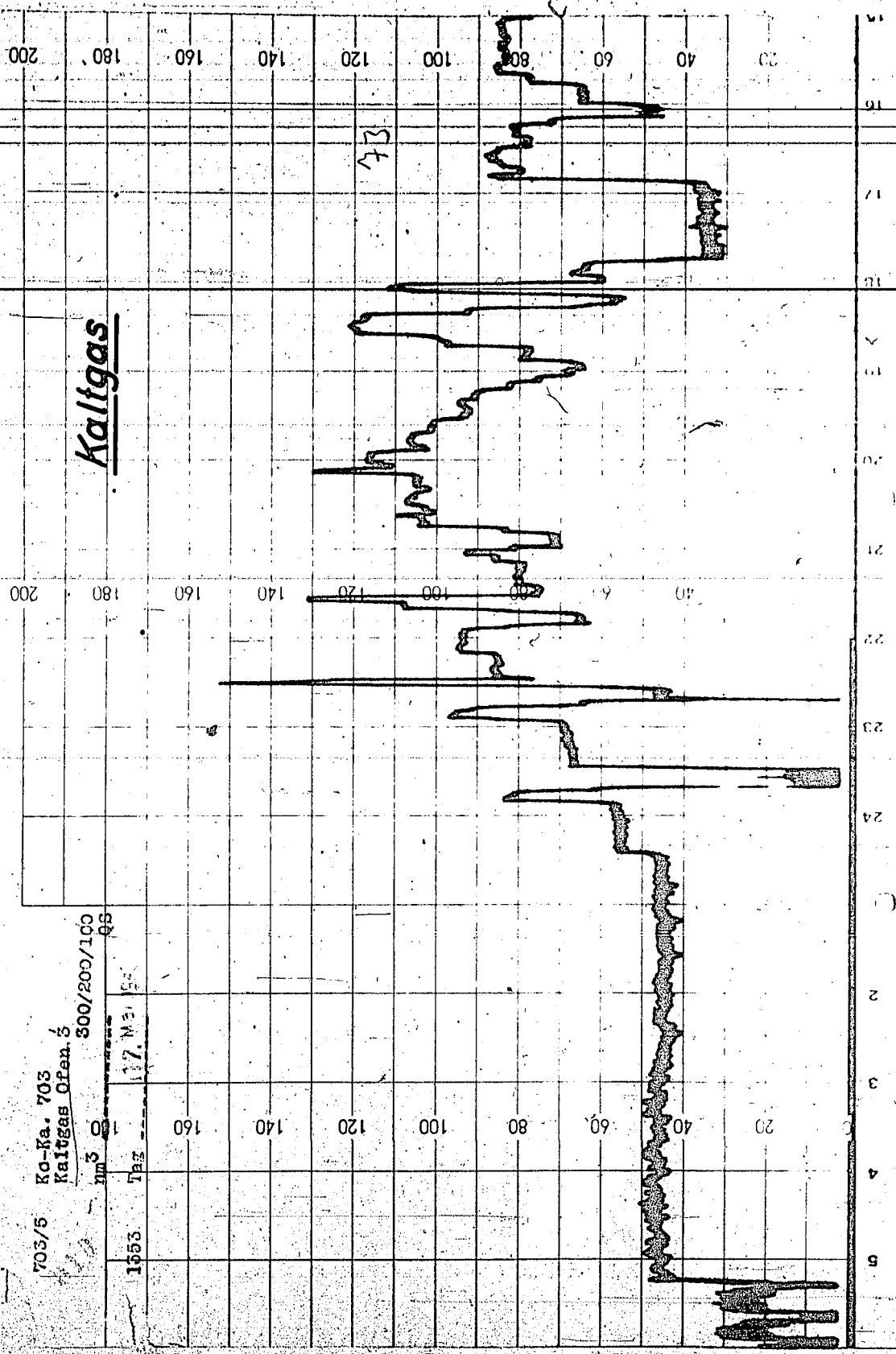
A 26a

07.11.19

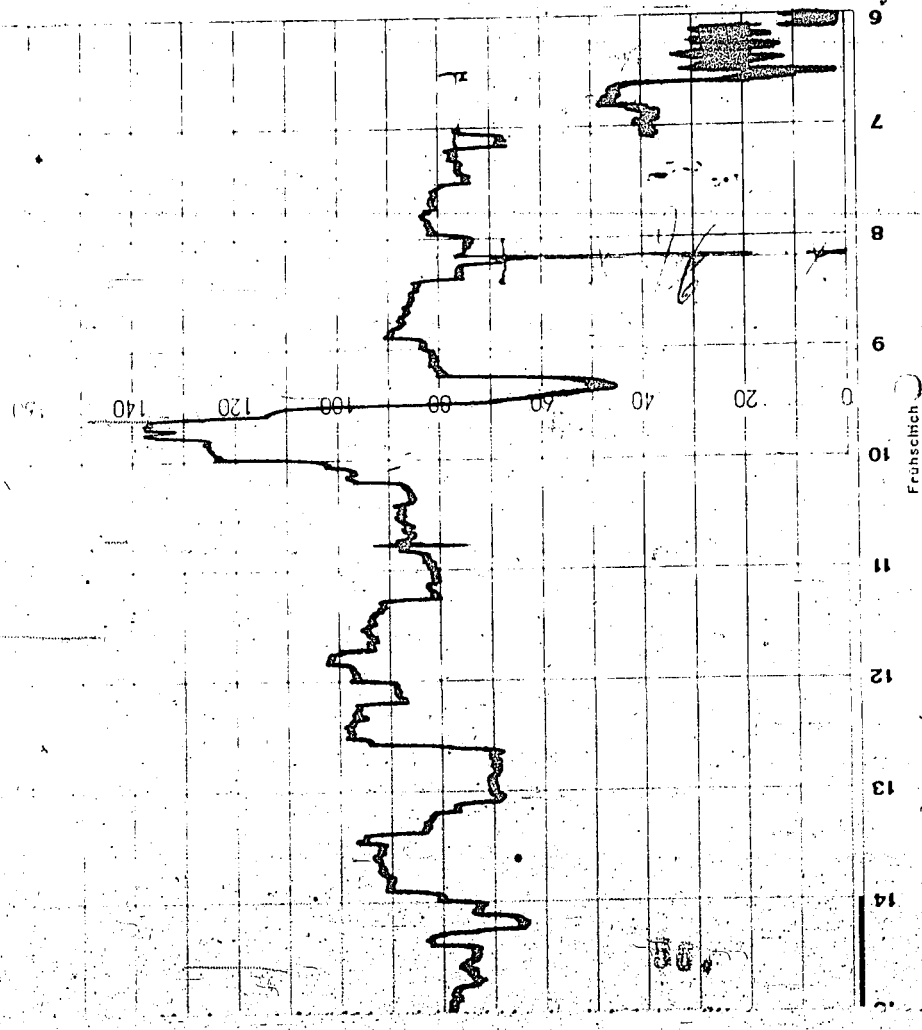
503

703/5
Ko-Ka. 703
Kaltgas Open. 5
300/200/100
1553 Tag 17. Mai 55

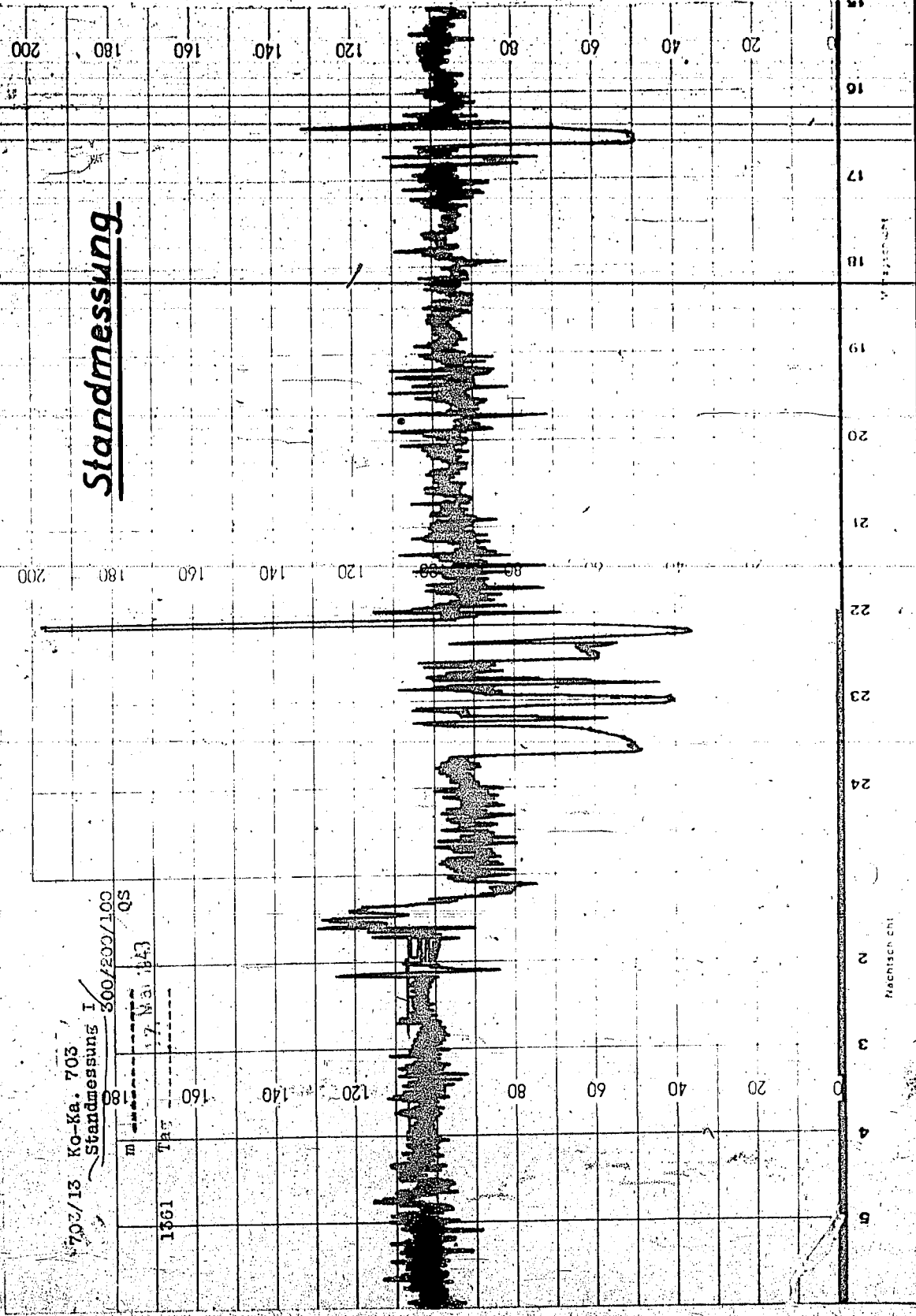
Kaltgas



Klebrand



Standmessung



703/13 Ko-Ka. 703
Standmessung I

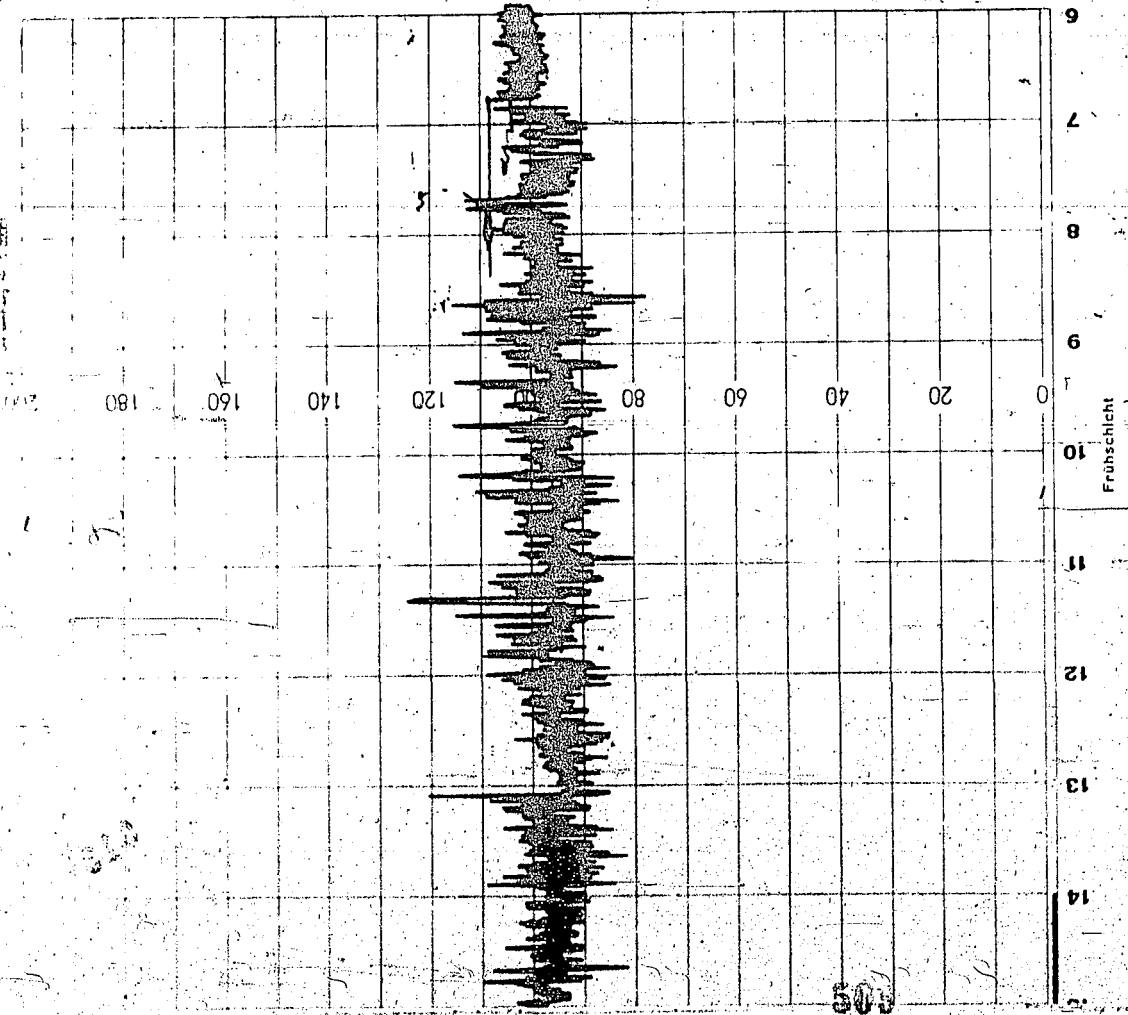
1981
TAT

17.31.83

Nachtschicht

Uchlo

Kiebrand



Mittelwertschreiber J.C.E. (Abschlamm)

703/84 Ko-Kal 705
Mittelwertschreiber
Abschlamm
50

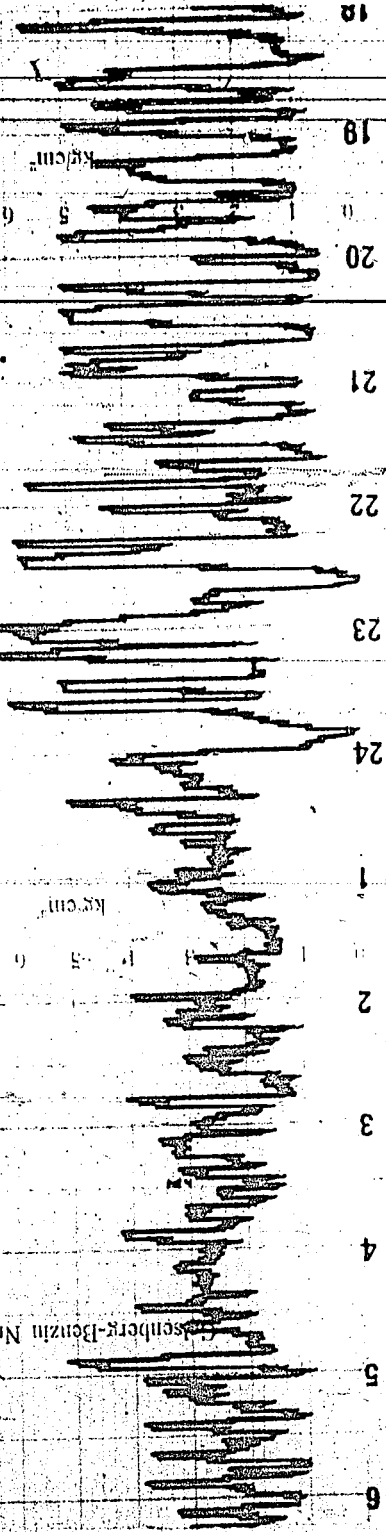
707

Tag 17. Mar 1943

Eisenberg-Benzin Nr. R83

10

KSCM

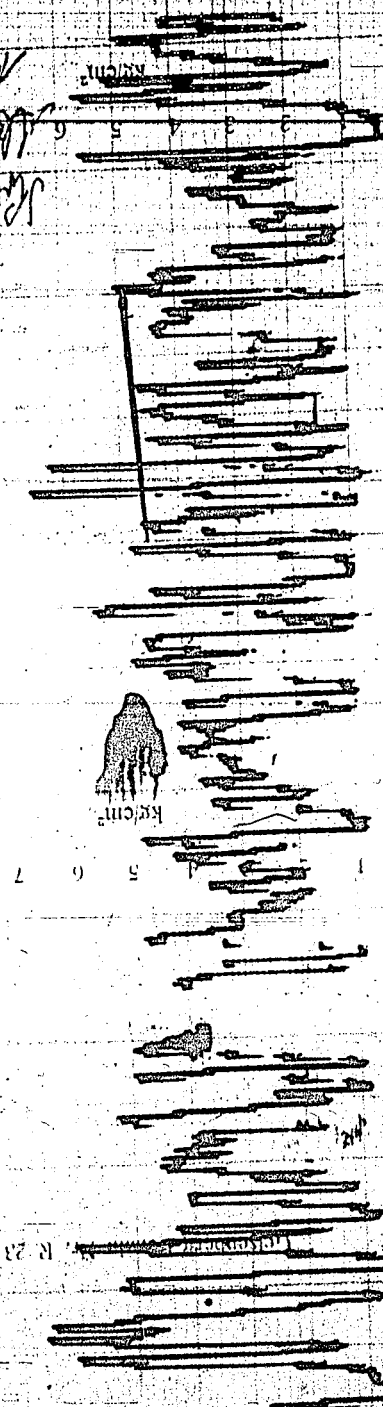


M. S. 28
10
9
8
7
6
5
4
3
2
1

28

10
9
8
7
6
5
4
3
2
1

Anfall



1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
14
15
16
17

119

7-226

- Abschrift / Eb

AMMONIAKWERK MERSEBURG

G.m.b.H.

LEUNAWERKE (Kreis Merseburg)

An

I.G. Farbenindustrie A.G.
Hochdruckversuche

Ludwigshefen/ a.Rh.

24. Mai 1943

Betreff:

Ihr Schreiben vom 15.5.43 Scha/Ki, P/Lu 558
Erfahrungsaustausch, Abschlamm-Brei-Regenerator.

Auch in Leuna fällt der Abschlamm (Entschlammung) nicht konstant an. Da hierdurch schwankende Wärmemengen für eine Regeneration auftreten, wird das aufgewärmte Gas vor dem Regenerator II dem Brei-Gas-Gemisch zugesetzt, damit die Wärmekapazität des Regenerators II ausgleichend wirkt und Schwankungen vom Ofen ferngehalten werden.

Im einzelnen beantworten wir Ihre Fragen wie folgt:

- 1.) Die Schwankungen des Abschlamm-anfalles, der halbstündlich abgelesen wird, im ruhigen Betrieb betragen $\pm 3\%$ bei einem Mittelwert von 7000 l/h.
- 2.) Diese Schwankungen treten dauernd auf.
- 3.) Diese Schwankungen der Schlammmenge werden als Temperaturschwankungen mit 2 Thermo-Elementen in aufgeschweißten Augen registriert. Außerdem wird die Schlammmenge durch einen Eckardt-Messer gemessen, der selbst, wie auch sein dazugehöriges Fernzählwerk, halbstündlich abgelesen und aufgeschrieben wird.
- 4.) Beim Hochgehen der Ofentemperatur oder beim Ausfall von Kohlebrei-einspritzpumpen tritt Stillstand des Schlammflusses bis zu 15 Min auf.
- 5.) Normalerweise herrscht ein ^{x)} regelmässiger Wechsel zwischen Schlammfluss von rund 30 Sekunden Dauer und einem Stillstand von 1-2 Min. Bei Störungen kann der unter Punkt 4 genannte maximale Stillstand im Durchfluss des Schlammes bis zu 15 Min. auftreten.
- 6.) Beim Anfahren einer Kammer, was mit 8 000 l/h Anreibeöl geschieht, fallen zur Zeit des Umstellens auf Kohlebrei rund 7 000 l/h im Entschlammungsabscheider an. Nach dem Umstellen auf Kohlebrei, der von 8 000 l/h laufend auf die gewünschte Menge (maximal 32 000 l/h) gesteigert wird, werden die Ofentemperaturen so eingestellt, dass zwischen 25 bis 30 % der jeweiligen Kohlebrei-Einspritzung an Abschlamm anfällt. Beim Gleichgewichtszustand, also nach beendetem Hochfahren der Kammer, beträgt die Entschlammungsmenge nur 22-25% der Einspritzung, d.h. bei 32 000 l/h Kohlebrei-Einspritzung fallen 7000 - 8000 l/h Entschlammung an.

x) durch die automatische Betätigung der Entschlammungsventile
gegebener

b.w.

25 000 l/h

512

7.) Nein, denn die zwar wechselnden, angebotenen Wärmemengen werden sich in einem nachgeschalteten Regenerator (Kohlebrei-Produkt-Dämpfe-Gasgemisch) und einem Spitzenvorheizger weitgehend ausgleichen.

Heil Hitler!

AMMONIAKWERK MERSEBURG
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

gez. 2 Unterschriften

513

T-228

HYDRIERWERKE PÖLITZ AKTIENGESELLSCHAFT

POSTANSCHRIFT DES ABSENDERS
Hydrierwerke Pölitz Aktiengesellschaft, Stettin-Pölitz

DRAHTWORT
Hydra
Stettin-Pölitz

FERNSPRECHER
Stettin-Pölitz 871
Stettin 22841

FERNSCHREIBER
K 1 Berlin 422
Hydra Pölitz

GESCHÄFTSZEIT
8-17
Sonnab. 8-12⁰⁰

POSTCHECK
Stettin 200

L.G. Farbenindustrie
Aktiengesellschaft
Abt. Hochdruckversuche
Ludwigshafen/Rhein

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pfla

Ihre Zeichen
HOCHDRUCKVERSUCHE, 15.5.43.
P/Lu 558

Ihre-Nachricht vom

Unsere-Nachricht vom

Unsere Zeichen
Sch. Du.

STETTIN-PÖLITZ
den 24.5.43.

Betrim. Erfahrungsaustausch - Abschlamms-Breieregenerator

In Beantwortung Ihres Schreibens vom 15. d.M. teilen wir Ihnen zu den einzelnen, den Abschlammanfall betr. Fragen folgendes mit:

- Zu 1) und 2) Bei Kohlekammern schwankt die Abschlammmenge bis zu 3 m³, die Temperatur (aufgeb. Elemente) bis zu 1,5 mV. Bei Teerkammern schwankt die Abschlammmenge bis zu 4 m³, die Temperatur bis zu 3 mV. Diese kleinen Schwankungen sind immer da.
- Zu 3) Die Schwankungen werden durch Elemente und Mittelwert-schreiber registriert.
- Zu 4) und 5) Bei Teerkammern kommt es bei Standschwankungen im Heißabscheider vor, das auf ca. 5 - 10 Minuten kein Abschlamms abgezogen wird und bis zu einer Stunde einmal auch nur die Hälfte der normalen Menge. Bei Kohlekammern treten im Allgemeinen solche starken Schwankungen wie beim Teer nicht auf, d.h. der Abschlamms läuft immer, selbst bei vorübergehend tieferem Stand im Abscheider.
- Zu 6) Beim Übergang von Anreibeöl auf Kohlebrei fällt bis zu 5 m³ Abschlamms stündlich mehr an. Nach ca. 6 Stunden ist das Gleichgewicht erreicht.
- Zu 7) Wir haben keinen Grund anzunehmen, das betrieblicherseits Schwierigkeiten in der Breiaufheizung mittels Abschlamms auftreten könnten.

Wir hoffen, Ihnen mit diesen Angaben gedient zu haben.

Heil Hitler!

HYDRIERWERKE PÖLITZ AKTIENGESELLSCHAFT

27. Mai 1943
93089 a

0 030 702/0004 - D 0200

514

Not translated KES

Zurück an

Vorleser, Dr. Dr. Pflar
21. Mai 1943 Ha/eb

Hochdruckversuche
Fa 558

Abschlamm-Regeneration / Blockregenerator Ofen 470.

In Jahr 1940 wurde am Ofen 470 ein Regenerator verwendet, der den Wärmeaustausch zwischen dem aus dem Ofen kommenden Gas - Produkt einerseits und dem Einspritzprodukt (Teer) - Gas andererseits bewirken sollte.

Der Regenerator bestand aus 2x3 Haarnadeln (6x14 ϕ), die in einem Mitten-Abstand von 45 mm nebeneinander liegend mit Aluminium umgossen waren. (Siehe beiliegende Zeichnungen RSK 4679/16 u. 4680/16). Gemessen wurden die Mengen und die Ein- und Ausgangstemperaturen im Hin- und Rückweg.

Die stündlichen Einspritzmengen bewegten sich in der Grenze 12,5 bis 25 kg/h.

Die stündliche Gasmenge betrug 3 500 bis 6 800 Ltr./h; Druck 300 atm. In den 3 beiliegenden Kurvenblättern SK Lu 296-298 wurden die ermittelten k-Werte in Abhängigkeit von der stündlichen Gasmenge aufgetragen, wobei die stündliche Menge des Einspritzproduktes jeweils konstant war. Ein vernünftiger Zusammenhang zwischen dem k-Wert und der Geschwindigkeit ist nicht zu erkennen und ist auch nicht zu erwarten, weil sich der Einfluß der veränderlichen Verkrustung der Rohre überlagert.

Ein stetiger Abfall des k-Wertes bei konstanten Betriebsverhältnissen ist, wie SK Lu 299 zeigt, ebenfalls nicht vorhanden.

Legen wir die Beziehung zu Grunde

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{1} - \frac{1}{1} - \frac{d \cdot \ln 2}{2} \quad \text{und setzen wir}$$

$$1 = 2$$

$$d = 6 \text{ mm} = 6 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$= \frac{45}{3} = 15$$

= 20 (auf Grund der derzeitigen Modellversuche mit Wasser) so ergibt sich

$$\frac{2}{k} + \frac{6 \cdot 10^{-3} \cdot \ln 15}{20} = \frac{1}{k}$$

oder

$$k = \frac{2k}{1 - 0,813 \cdot 10^{-3} k}$$

k =	30	40	50	60	70	80	90	100
x =	61	68	104	126	149	171	194	218

FA 5034

See photostat enclosure-1003

Zurück an
Vorzimmer Dr. Dr. Pier

Verteiler: Herren Dr. Simon
Raichle
Dr. Hamacher
Berger
Balbach
Dr. Wilde
Schappert

516

92/97

7-226

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pier *Kelly*

93 893

517

T-226

Case 4

✓ (Load as aux. liquid)

Paste

Latdown

Ret.

Charg.

Ret.

See translation - KLB

TABLE 1. LEFT-DOWN COOLER

	2 (with Hiltz-Hiltz)	3 (with Hiltz-Hiltz)	3 (with Hiltz-Hiltz)
Res. Hiltz	20 (Gas)	20 (Oil)	20 (Gas)
Wärmeleitf.	4000	12 000	4000
Genlicht (Resort)	11 920	500	11 920
Volmen	21	22	21
Tichte	2.47	2.47	2.47
Geschwindigkeit	2.47	2.47	2.47
Δ p je m Rohr	0.0137	1.58	0.0121
Reg. Rührer	32 (Abschlämm)	32 (Abschlämm)	32 (Abschlämm)
Zwischen	18 550	400	18 550
Gericht	400	32	400
Volmen	32	32	32
Tichte	35.5	35.5	35.5
Geschwindigkeit	900	900	900
Δ p je m Rohr	2.55	2.55	2.55
Temperaturbild	0.0167	0.0167	0.0167
Δ t	262 < 420	300 < 420	262 < 420
Abstrahlungs	100 > 230	170 > 340	180 > 350
X - Wert	122	103	122
PIKOS	2 740	2 200	2 750
Rohrlänge	200	180	200
Δ P Hiltz	1 200	1 370	1 200
Δ P Hiltz	23	15	23

for shell

at 500

15 abs.

greater

7-226

T-226

Ludwigshafen a.Rh., den 17.5.1943/60hr

TABLE 2,

Calculation of Coeff. of Heat Transmission betw. Dinyl & Tube.
Berechnung der Wärmeübergangszahl Dinyl-Rohr.

$$\alpha \cdot d = 0.024 \cdot \left(\frac{w \cdot d \cdot \gamma}{\eta \cdot \rho} \right)^{0.8} \cdot \left(\frac{\eta \cdot R \cdot \rho}{\lambda} \right)^{0.37}$$

For jacket tubes
Für Mantelrohre 70/102 - 137/146 the free
cross-section Querschnitt $F = 0.00657 \text{ m}^2$ wird der freie

For 20 m³/h Dinyl the velocity
Für 20 m³/h Dinyl die Geschwindigkeit $w = 0.85 \text{ m/s}$.

$$d = 0.137 - 0.102 = 0.035 \text{ m}$$

$$\lambda = 0.117$$

Kcal/°C, m, h

$$\lambda' = 0.117/3600 = 0.325 \cdot 10^{-4}$$

Kcal/°C, m, s

$$\rho = 900$$

kg/m³

for
für 200 °C

$$\rho = 0.55$$

Kcal/kg, °C

$$\eta = 40 \cdot 10^{-6}$$

kg · s / m²

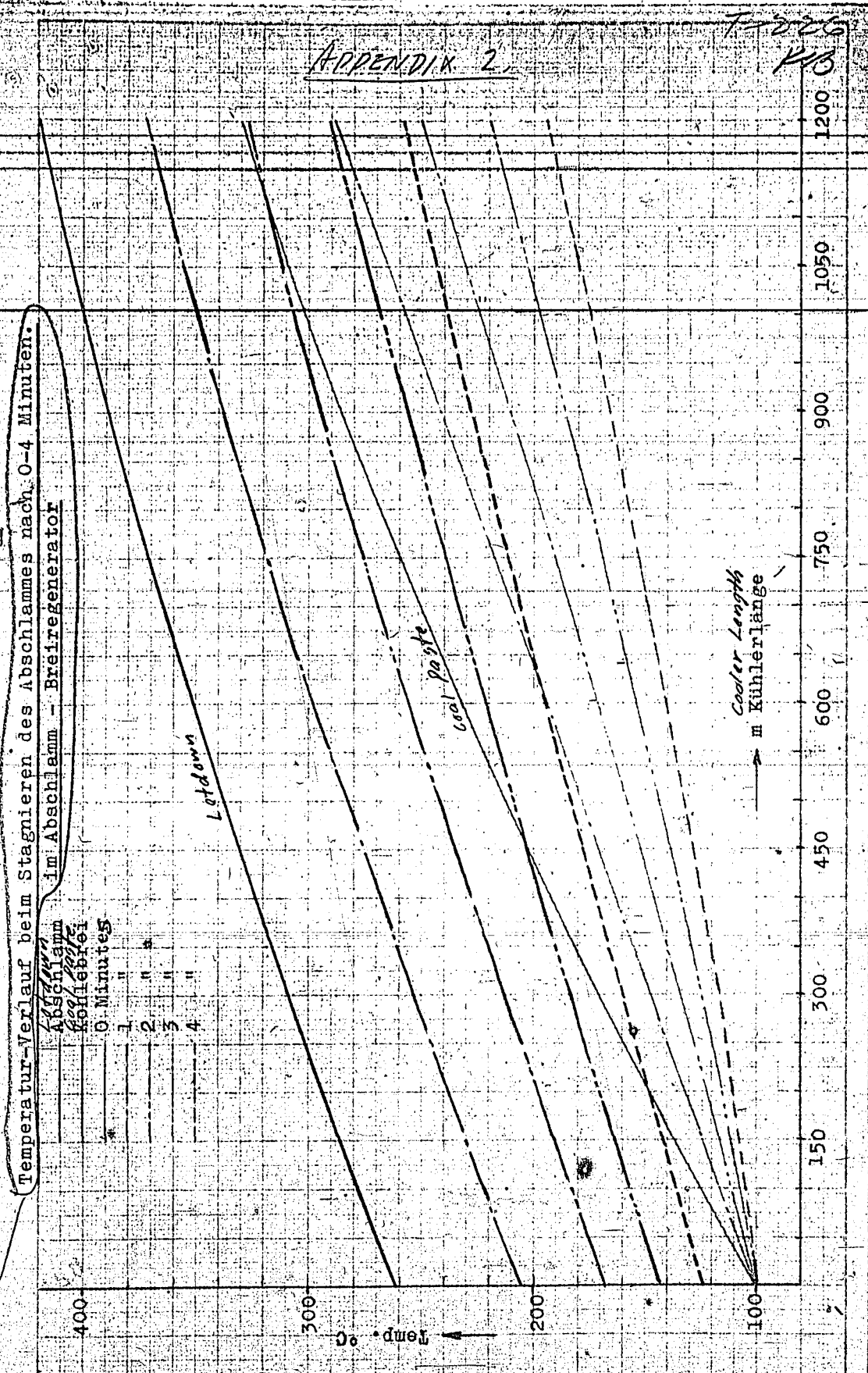
$$= \frac{0.117}{0.035} \cdot 0.024 \cdot \left(\frac{0.85 \cdot 0.035 \cdot 900}{40 \cdot 10^{-6} \cdot 10} \right)^{0.8} \cdot \left(\frac{40 \cdot 10^{-6} \cdot 10 \cdot 0.55}{0.325 \cdot 10^{-4}} \right)^{0.37}$$

$$= 0.08 \cdot 6700^{0.8} \cdot 6.8^{0.37}$$

$$= 0.08 \cdot 1150 \cdot 2.3 = 187 \text{ Kcal/°C, m}^2, \text{ h.}$$

Temperature Curves of Stagnating H.Q.L.D. after 0-4 minutes in Letdown-poste Heat Exchanger

Temperature Curves of Stagnating H₂O, D. after 0-4 minutes in Letdown-Poste Heat Exchanger



G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
Ludwigshafen a. Rhein.

15.5.43 Pt

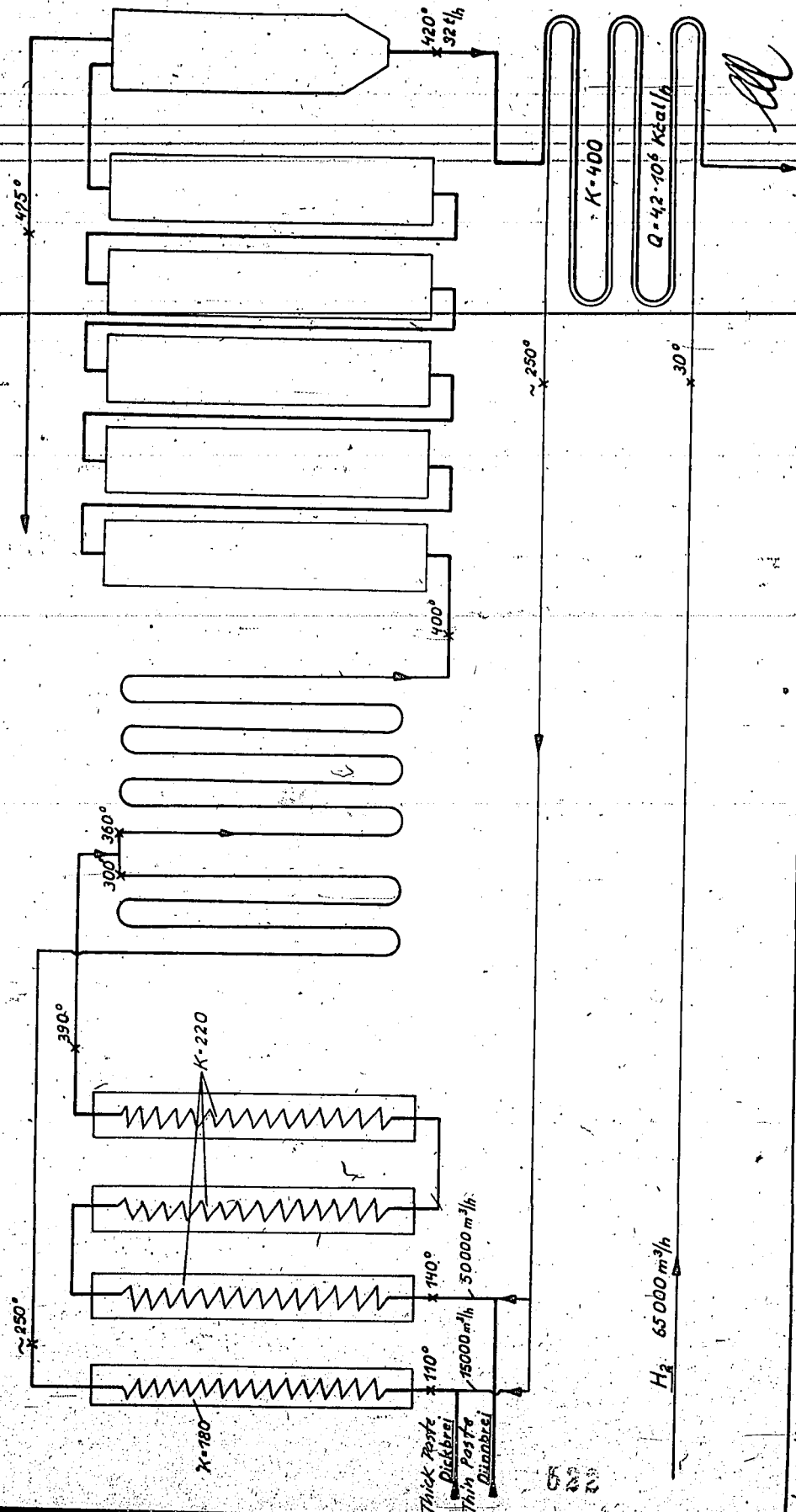
T-228
K10

120 15K 101

7-226

APPENDIX A.

Ludwigshafen Proposal for Recovery of Heat from the Lot-Dam.
 Vorschlag Lu zur Gewinnung der Abschlamwärme



Inlage 4

120 BK 10

T-226

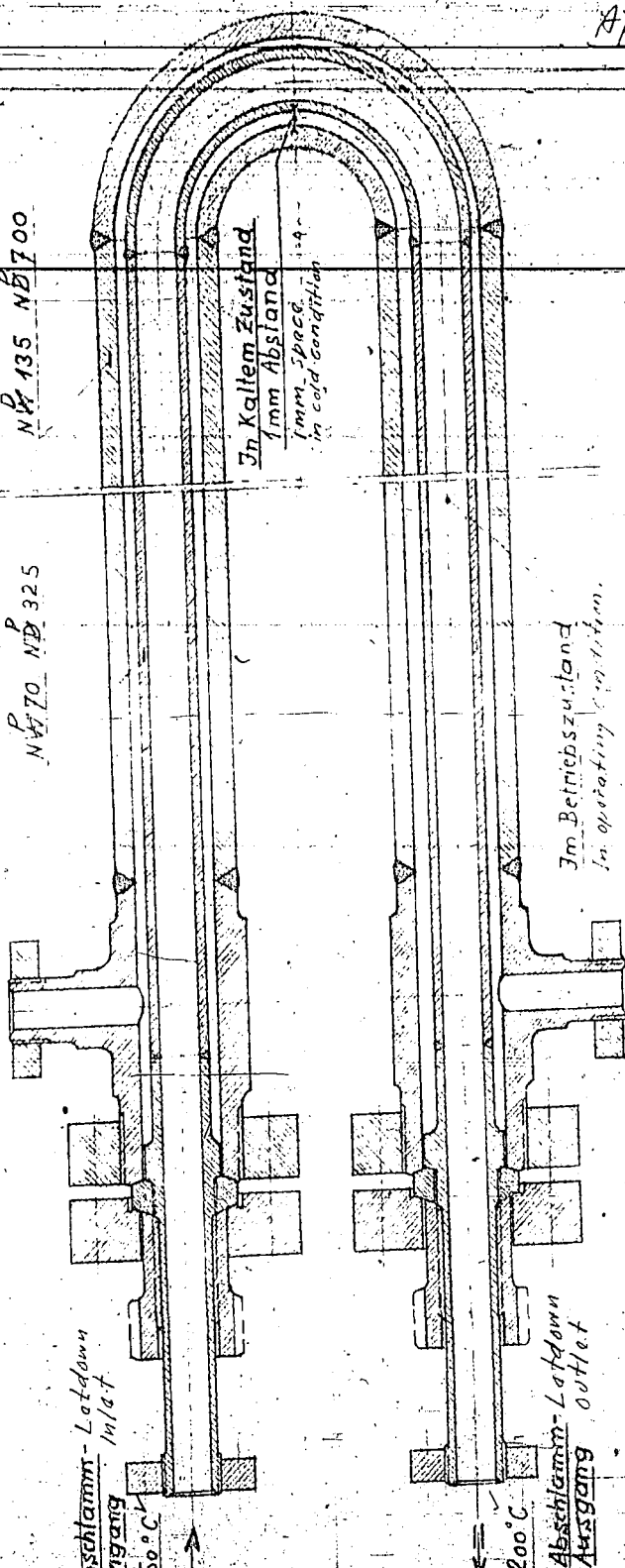
Anlage 3

Appendix 3

Double coil cooler, Nom. Press. 700 atm.
Doppelröhren-Kühler ND 700
Ersatz für Doppelschlängen-Kühler ND 700
Substitute for Double Coil Cooler, Nom. Press. 700 atm.

Nr. 135 ND 700

Nr. 70 ND 325



In Kaltem Zustand
1mm Abstand
in cold condition

In Betriebszustand
In operating condition

Abstr. 24 000 mm
Co. 24 000 mm

Gas-Austrag
outlet

Gas-Eingang
40°C
inlet

Abschlamm-Latdown
Eingang
450°C

Abschlamm-Latdown
Ausgang
200°C

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein
Tag. 19.4.43 Name. W-10

Maßstab
1:10

Urheberrechtsschutz nach DIN 34

N 4555 - 16

REPORT OF DISCUSSION ON A LET-DOWN HEAT EXCHANGE
OF THE COAL STALL.

Elchhammer, 27 May, 1943.

I. Following the discussion in Ludvigshafen, 22 March 1943, Dir. Josenhans suggested to relieve the load on the preheater further by transmitting the heat contained in the letdown directly to the thick paste by a heat exchanger.

Dir. Josenhans suggested a heat exchanger consisting in principle of 2 parallel tubes welded together, wherein the letdown flows thru one tube and the thick paste with a little gas in the other, counter current. In the meantime Dir. Josenhans had already ordered corresponding devices to be made and the coefficient of heat transmission determined in tests with water and steam in both, double and quadruple, arrangements. The results obtained with the quadruple tube are considerably better than those with the twin tube. The calculations showed that in heating 26 tons of thick paste to heat exchange with 32 tons of letdown, a total length of 4000 m of 45 mm tube would be required. Dir. Josenhans reports the construction of such elements each 20 m long. Dir. Josenhans got in touch with Meuna about the welding and was told that the construction is feasible. The inside hollow spaces in the quadruple arrangement could be filled with cast metal, as sink, to improve the heat transmission. The difficulties of a flange connection is to be overcome by a sleeve, which, in addition, will have lower radiation losses. The linear expansion can also be controlled, according to Dir. Josenhans.

D. I. Frante suggests to transmit the excess heat contained in the letdown to a primary system by means of an auxiliary liquid and then transmit this heat to the coal paste in a secondary system. A suitable auxiliary liquid could not be found, as yet. The tubing required for D.I. Frante's scheme would be about the same as for Dir. Josenhans'.

II. Discussion.

1. Several years ago a block condenser, i.e. two parallel tubes surrounded by metal, was tested for its heat transmission. Results obtained indicated that, compared to a concentric arrangement of tubes, the K-values were much less, only

about 30-50%.

2. This spring Ludwigshafen made calculations and tests of the efficiency of parallel tubes variously arranged, among others, the arrangement suggested by Dir. Josephans, in utilizing the heat contained in the letdown. The heating method primarily under consideration was gas. The results pretty closely check those obtained here, i.e. the K-value for a twin tube is about half that of a concentric tube, while with a triple tube arrangement the K-value is somewhat better.

3a.) Dir. Josephans' arrangement to transmit the heat of the letdown to the thick paste was calculated in Ludwigshafen, see Appendix 1. On the assumption of using only two 70 mm high pressure tubes, a total length of 2400 m of these two tubes would be required, based on a thick paste thruput of 20 tons. A comparative calculation was also made of the auxiliary liquid scheme of D.I. Franta. For an installation of equal heat transmission a greater length of high pressure tubes is required with this scheme. Attention should be called to the radiation losses, which have been overlooked so far, but which are considerable, about 15%, because of the length of tubes.

3b). This arrangement produces a pressure loss of 15 atm. when using only 4000 m³ gas. This increase in circuiting pump differential pressure is difficult to take, because they are now almost loaded to capacity. Therefore, the make-up gas (Frischgas) would have to be supplied separately from the circulating system and at a higher pressure. In this connection Dr. Kimmerte points out that we would have to give up an important auxiliary medium for evaluating the stalls, i.e. the density differential in the stall.

3c). A number of charts were submitted showing the irregular accumulation of the letdown at Gelsenberg, including:

1. The chart of the liquid level gages.
2. The chart of the cold gas meter or Converter 3.
3. The chart of the mean value recorder, showing the momentary yield of letdown.
4. A temperature chart from the thermoclements attached to the high pressure line, which also indicate the irregular yield of letdown.

It may happen that the letdown valve is completely closed for from 5 to 8 minutes, during which time no letdown accumulates.

523 k

This happens mainly when the converter contents have been reduced in volume after a marked decrease in cold gas and no product reaches the catch pot. Appendix 2 shows how the temperature of the cold paste drops at the outlet from the letdown heat exchanger in this case and that this drop is still apparent at the inlet to the first converters to the extent of 10-15°C. These fluctuations are difficult to take because the installation of a fifth converter has been decided on, which is to run with a starting temperature as low as possible.

3d.) Difficulties may also be expected with the parallel arrangement of the thick paste, but particularly with the letdown. A uniform operation of the two needle valves is necessary to obtain a uniform heating up of the coal paste.

3e.) The starting up of a stall, with its heavily fluctuating yield of letdown, would probably also cause difficulties in heating up. Neither does it appear simple to empty such a long heat exchanger system without trouble in shutting down a stall. Arranging the quadruple tubes over 1000 m long near the stall will cause great difficulties.

4.) Ludwigshafen makes a counter proposal to recover the heat contained in the letdown. This proposal is based primarily on a heat exchange experiment successfully conducted at Gelsenberg. For relieving the preheater at Gelsenberg the entire coal paste with the entire gas volume is run through a paste heat exchanger wherein this paste with a mean concentration of 46% is heated without difficulty from 100° to 305° C. This experiment has now been running for 5 weeks and the K-value has been steady at about 210. It has also been known from previous experiments at Ludwigshafen that bituminous coal paste, at least of normal concentration, could be heated without hesitation to the lower limit of the swelling range, about 300°. It is, therefore, proposed to heat up thick paste plus waste gas, instead of gas to about 250° C in the gas heat exchanger (H.E.H.) proposed at the last meeting. On the contrary, the entire inlet gas is to be heat exchanged with the letdown:

a.) Either in a normal double coil (jacketed tube) made by Mannesmann, see Appendix 3, or

b.) in a specially constructed heat exchanger element.

In a.) the letdown would flow in the inner circular cross-section and the gas in counter current in the outer concentric ring space. The entire gas could hereby be heated from 30° to about 280° C and this gas would be added partly to the thin paste and partly to the thick paste. The objection made by Upper Silesia that water cooled valves would be necessary

523c

for the gas distribution is over-ruled by Ludwigshafen, though it is admitted that at least in starting up a stall the thick pasta stream should run without gas, or better yet, that only the inlet gas to the thin paste should be heat exchanged. Since a value of 500 from the letdown and one of at least 1500 for hydrogen can be figured, the gas heat exchange with the let-down will give a K-value of at least 400, compared to the apparatus proposed by Dir. Josenhans, for which a K-value of only about 125 could be obtained. This arrangement of the gas heat exchanger would also permit an appreciably greater temperature difference, since the gas enters @ 30° and an extreme heating of the gas can be dispensed with, so that a length of only about 12% of that required by Dir. Josenhans' scheme would be required.

III. It was decided to develop both schemes, that suggested by Dir. Josenhans as well as that proposed by Ludwigshafen, to the point of practical maturity. The Ludwigshafen proposal is to be given precedence, because it may be applied in practice with lesser and known media and greater operating simplicity. The scheme of exchanging the heat with an auxiliary liquid may also be further developed, if a suitable medium is found for transmitting the heat. The Ludwigshafen proposal has two unknown factors:

a). Can 52% thick paste be heat exchanged? In this case the concentration of the thin paste, as well as the thick paste, may be lowered at the expense of a greater thick paste throat.

b). Is there assurance that the construction of double tube heat exchangers is possible?

Our immediate program is therefore:

1). Ludwigshafen to measure viscosities of thick paste within the range of 46 to 53% and the temperature range between 100 and 300°C. These viscosity measurements are to be made with a specially constructed viscosimeter under pressure and without pressure, as well as with the apparatus operated by Dr. Hupfer for determining the heat transmission.

2). After making these experiments, Gelsenberg shall also be advised of the results, so that, in case of favorable results, Gelsenberg may possibly decide to increase their present concentration of 46%.

523 d

3). A meeting for the mutual exchange of experiences shall be held with the interested plants at a suitable time, in which all questions affecting this problem shall again be discussed. An experiment with a heat exchanger with tubes of larger cross-section, 30 mm dia. proposed by Ludwigshafen, is also to be initiated then.

Appendix I. -- Ludwigshafen, 19 May, 1943.

Re:--Let-Down Heat Exchanger.

Four cases of a let-down heat exchanger for Upper Silesia conditions are calculated herein.

1). The thick paste is heated in a heat exchanger consisting of 2 parallel tubes, 70 mm dia., welded together, as proposed by Dir. Josehans.

2). An auxiliary liquid flowing in a jacket surrounding the high pressure tube. The heat of the let-down is first absorbed by this liquid (oil) and is then transmitted to the paste in a similar second system. Table 2 shows the alpha values calculated for Dinyl. Dinyl, accordingly, is eliminated as an auxiliary liquid. It has not been determined yet what liquid would give the high value of alpha = 500, used in Table 1.

3). The same case as 2), except that the letdown is cooled more, to 262°C, for direct comparison with Case 1). The coal paste is heated correspondingly higher.

4). Supplementing Cases 1 to 3, Dr. Wilde calculated a 4th case on the same basis:

It was assumed to be possible to separate the paste and letdown stream into 2 parts (different presses and 2 expansion nozzles). The result indicates 2 tubes on the charging side and 2 tubes on the return side, each 48/76 mm, arranged diametrically opposed to each other and wall to wall. A heating tube is wrapped tightly around the 4-tube bundle. The space between the tubes is filled with lead or cast aluminum.

In consideration of the radiation losses it may be remarked that 200,000 Kcal/h were supplied in each case. In reality, the radiation losses are probably considerably greater.

α -Value for Coal Paste on Wall at Temperatures 100 to 300°C.

For the method proposed by Dir. Josenhans, in which the hot letdown is to transfer its heat to the thick paste, an α -value of 500 kcal/m²/°C/h for the letdown was determined from several measurements.

The value for the paste was determined from operating measurements, taken from the cold pass in the temperature range between 100 and 300° C.

The α -value for paste on wall:

in Gelsenberg for new tubes	"	264
in Gelsenberg for old tubes	"	204
with a load of 23 t paste and 3000 m ³ gas.		

In Pöhlitz after abt. 200 operating
days with a load of 20 t paste
and 4000 m³ gas. = 217

In Scholven after abt. 250 oper-
ating days with a load of 28 t paste
and 2000 m³ gas. = 220

If an α -value of 250 for the thick paste is used in the calculations for the letdown cooler, this would probably represent the upper limit, inasmuch as in the 3 plants mentioned only Pöhlitz runs thick paste with a value of about 220. Gelsenberg and Scholven run only paste of normal concentration thru this part.

Table 1. Let-Down Cooler

T-226

Tube Dimensions	2 Tubes 70 mm	Jacket Tube 70/102-137/146
Case	1	2 (Oil) 1.58 (liquid)
Heat Exchanger, Charging Side	20 (Paste) 4000 (Gas) \bar{x}	20 (Oil) 4000 (Gas)
Heat value	11 920	12 000
α -value	300	500
Weight (total)	21	20
Volume	22 + 12.3 = 34.3	22
Spec. Grav.	1.615	900
Velocity	2.47	1.58
$\Delta p/m$ tube	0.0107	
H.E. (Return)	32 (Letdown)	32 (Letdown)
Heat value	18 550	12 000
α -value	400	500
Weight	32	20
Volume	35.5	22
Spec. Grav.	900	900
Velocity	2.55	1.58
$\Delta p/m$ tube	0.0167	
Temperature	262 \leftarrow 420 100 \rightarrow 330	170 \leftarrow 240 100 \rightarrow 255
Δt	122	77
Heat transmitted	2 740	1 840
Radiation	200	200
K-value	147, 0.60 = 87	160
Surface	250	150
Tube length	1 200	700
Δp Charging	15 atm	
Δp Return	23 atm	

Δp = 15 \bar{x} for Still
 Δp at 8000 m^3/h Gas Δp is abt. 50% greater.

5239

IX) + 15 % for Stall

Table 1. Heat Exchanger (Continued) T-226

Tube Dimensions		Case	
Heat Exchanger, (Changing Sides)	t/h m ² /h	4000 (Gas)	27 (Oil)
Heat valve	Kcal/°C	11 920	16 200
A-value	Kcal/°C.h.m ²	300	500
Height (total)	t/h	21	27
Volume	m ³ /h	34.3	30
Spec. Grav.	Kg/m ³	615	900.
Velocity	m/s	2.47	2.17
A/m tube	m ² /m		
H. E. (Return)	t/h	32 (Letdown)	32 (Letdown)
Heat valve	Kcal/°C	18 550	18 550
A-value	Kcal/°C.h.m ²	400	400
Height	t/h	32	32
Volume	m ³ /h	35.5	35.5
Spec. Grav.	Kg/m ³	900	900
Velocity	m/s	2.55	2.73
A/m tube	m ² /m	0.0167	0.0280
Temperature	°C	262 → 120	262 → 120
A _t	°C	100 → 150	100 → 150
Heat transmitted	103 gal/h	2 750	2 740
Radiation	Kcal/°C.h.m ²	200	200
A-value	m ²	101	101
Surface	m	300	300
Tube length	m	370	330
A _p (Charge)	mm		
A _p (Return)	mm		
		11.5	11.5
		16	16

523 X

2 x 2 tubes 48/76.0
4 (Used as aux. liquid)

20 (Peste)
4000 (Gas)

11 920
300
21
34.3
615
2.63
0.0177

32 (Letdown)

18 550
400
32
35.5
900
2.73
0.0280

262 → 120
100 → 150
2 740
200
101
300
370

0.55 = 137
165 Charge
165 Ret
3 550 Charge
3 550 Ret

CALCULATION OF COEFF. OF HEAT TRANSMISSION BETW. DINYL & TUBE

$$\lambda \cdot d = 0.024 \cdot \left(\frac{w \cdot d}{\rho \cdot g} \right)^{0.8} \cdot \left(\frac{\rho \cdot c}{\rho \cdot g} \right)^{0.37}$$

For jacket tubes 70/102 - 137/146 the free

Cross-section $F = 0.00657 \cdot m^2$

For 20 m³/h Dinyl the velocity $w = 0.85 \text{ m/s}$.

$$d = 0.137 - 0.102 = 0.035 \text{ m}$$

$$\lambda = 0.117$$

Kcal/°C, m, h

$$\lambda' = 0.117/3600 = 0.325 \cdot 10^{-4}$$

Kcal/°C, m, s

$$\rho = 900$$

kg/m³

for 200 °C

$$c = 0.55$$

Kcal/kg

$$\rho = 40 \cdot 10^{-6}$$

kg · s / m²

$$\lambda = \frac{0.117}{0.035} \cdot 0.024 \cdot \left(\frac{0.85 \cdot 0.035 \cdot 900}{40 \cdot 10^{-6} \cdot 10} \right)^{0.8} \cdot \left(\frac{40 \cdot 10^{-6} \cdot 10 \cdot 0.55}{0.325 \cdot 10^{-4}} \right)^{0.37}$$

$$= 0.08$$

$$5700 \cdot 0.3$$

$$6.3 \cdot 0.3$$

$$= 0.08$$

$$1150$$

$$2.3 = 137 \text{ Kcal/°C, m}^2, \text{ h.}$$

523 i

Appendix 2.

Re: Let-Down Heat-Exchanger.

According to the proposal of Dir. Josenhans a part of the coal paste is to be heated in a heat exchanger by the letdown withdrawn. With the operating method proposed for Upper Silesia the thick paste, 20 t/h, is to be heated to about 330°C. A connection between the injection side and the letdown side is being made here for the first time.

Since, under certain conditions, it may be possible that no letdown will be withdrawn for a short period, Dr. Wilde calculated for conditions in Upper Silesia how far the outlet temperature of the thick paste drops if the letdown stops but the paste presses keep on running. The curves indicate that:

After 4 minutes the paste temperature drops 135° C, corresponding to 1.6×10^9 kcal/h, which equals about 28° C based on the total thruput. The preheater now works with a greater, i.e. more favorable, temperature difference and regains about 10-12° of it, so that the total paste enters the first converter with a temperature still more than 15° lower. If a fifth converter is to be introduced in Upper Silesia as a preheat converter requiring the lowest possible reaction temperature, fluctuations of $7 \cdot 10^9$ should be avoided.

Appendix 5.

Leuna, 24 May, 1945

To: I.G. Farbenindustrie, A.G.
Ludwigshafen, Rh.

Re: Your letter of 15 May, 1945, regarding exchange of experiences with letdown-paste heat exchanger.

In Leuna, too, the letdown is not produced constantly. Since this causes fluctuating quantities of heat, the heated gas is injected into the paste-gas mixture ahead of H.E. II, so that H.E. II will act as equalizer and protect the converter from fluctuations.

5237

Your questions are answered individually as follows:

1). The fluctuations in the letdown yield, which is recorded every half hour, equals $\pm 3\%$ in quiet operation, with a mean value of 7000 l/h.

2). These fluctuations occur constantly.

3). These fluctuations in letdown quantity are recorded as temperature fluctuations by 2 welded-on thermoelements. The letdown quantity is also measured by an Eckardt meter, which is read and recorded every half hour.

4). If the converter temperature rises above normal, or if the coal paste injection pumps are down, there will be no letdown for up to 15 minutes.

5). Normally, there is a regular alternation between a letdown flow of 30 seconds duration and a pause of 1-2 minutes, caused by the automatic operation of the letdown valve.

6). In starting up a stall, which is done with 8000 L/h pasting oil, about 7000 L/h enter the hot catchpot when the feed is changed to coal paste. After the change to coal paste, which is gradually increased from 8000 L/h to the desired maximum of 32000 L/h, the converter temperatures are adjusted so that the letdown produced equals between 25 and 30% of the coal paste injection at the time. In a condition of equilibrium, i.e. after the stall has been brought up to reaction temperature, the quantity of letdown equals only 22-25% of the injection, or 7000-8000 L/h letdown with 32000 L/h coal paste injection.

7). No, because the irregular quantities of heat supplied will be equalized in a following heat exchanger (coal waste-product vapors-gas mixture) and a final preheater (Spitzenrohr-Heizer).

The same questions, not available, are answered by P. White, 24 May, 1943:

1) and 2). The quantity of let-down in coal stalls fluctuates up to 3 m³, and the temperature, recorded by clamped-on thermoelements, up to 1.5 mv. In tar stalls, the letdown quantity fluctuates up to 4 m³ and the temperature up to 3 mv. These small fluctuations occur regularly.

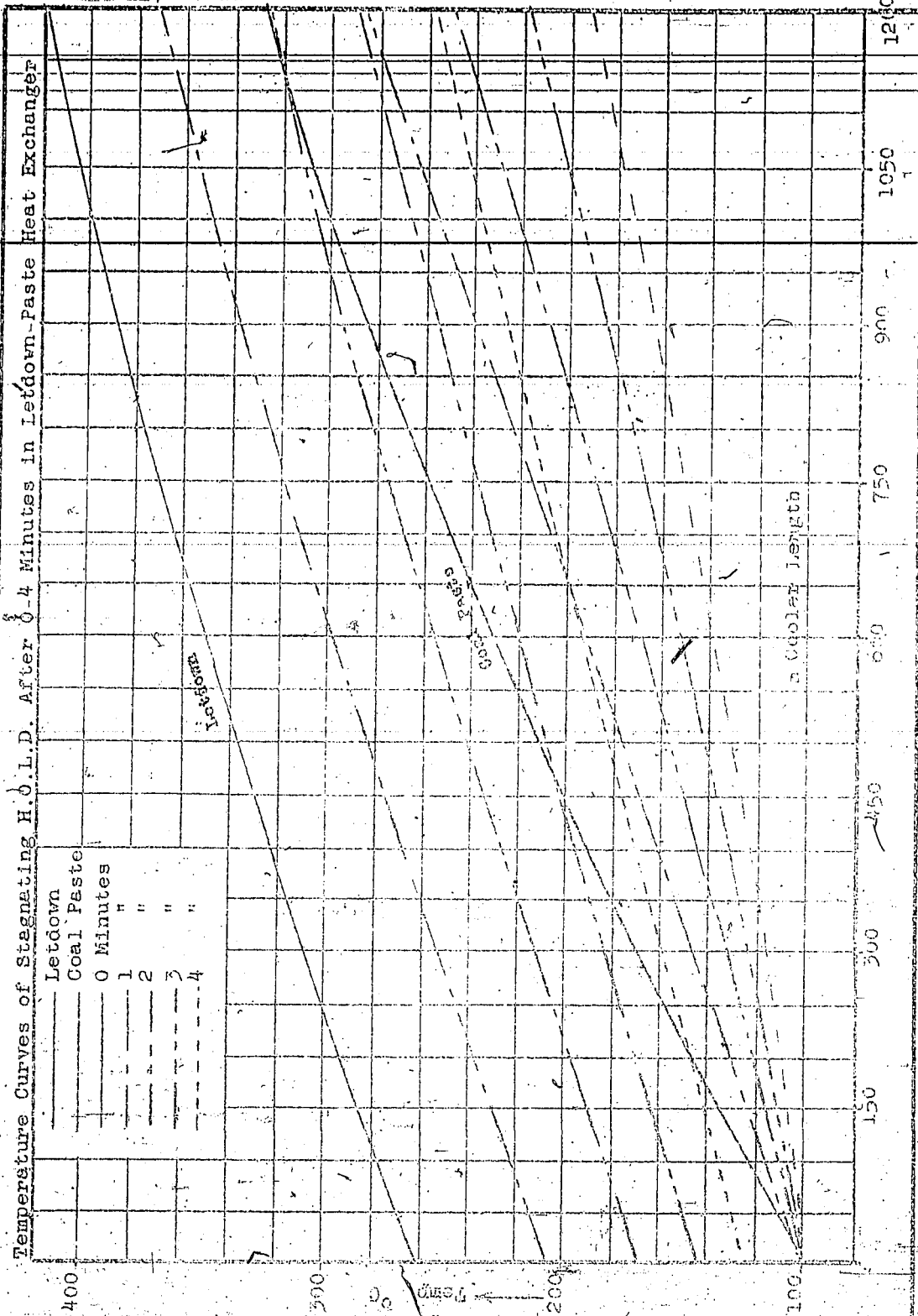
3). The fluctuations are recorded by elements and mean value recorders.

523 h

4). and 5). In fluctuations in the hot catch pot level of tar stalls it may happen that no letdown is drawn off for 5-10 minutes and at times only half the normal amount for almost an hour. No such strong fluctuations occur, in general, in coal stalls as in tar stalls, i.e. there is a constant flow of letdown, even with a temporarily lower level in the catchpot.

6). When changing from pasting oil to coal paste, up to 5 m³/h of letdown is produced. After about 6 hours equilibrium is reached.

7). We have no reason to expect operating difficulties in heating paste by letdown.



523 m

T-226
App. III.

DOUBLE TUBE COOLER, NOM PRESS. 700 ATM.
SUBSTITUTE FOR DOUBLE COIL COOLER N.P. 700 ATM.

GAS OUTLET

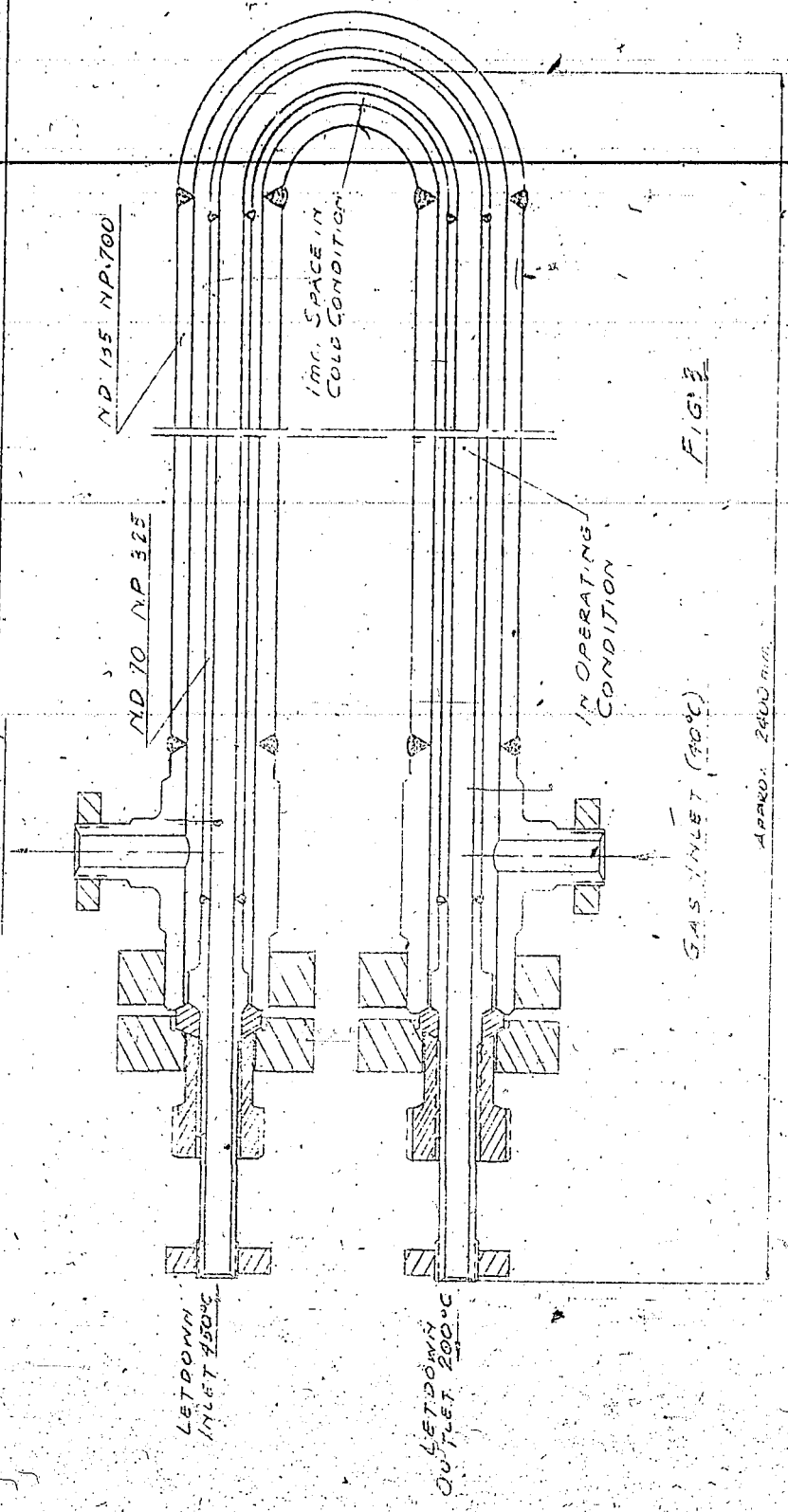


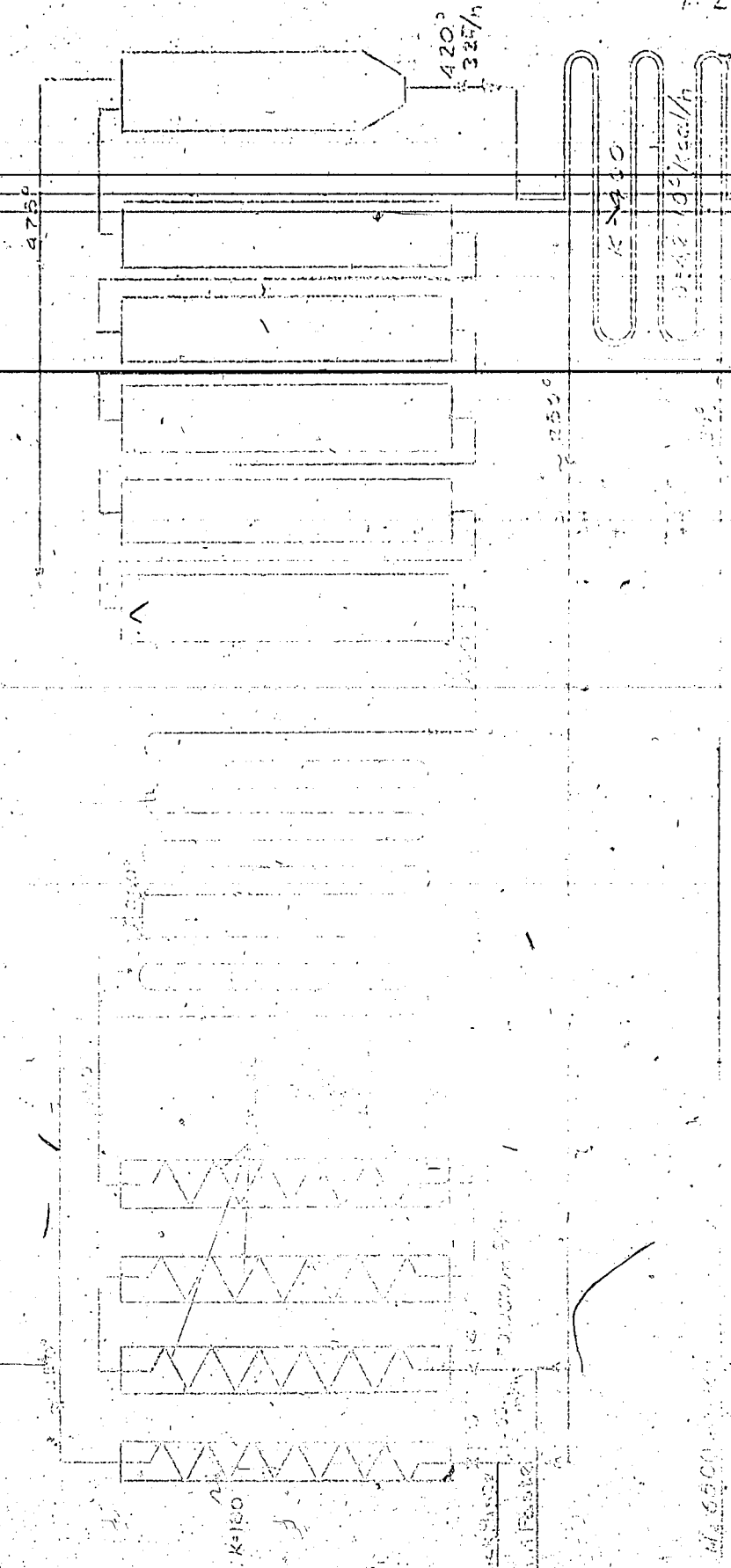
FIG. 3

T-228

HEAT FROM THE TOWER

ADDENDUM

LOWY SHIPIN HEAT EXCHANGER



Z. H. - 98

T-241

103

Erfahrungsaustausch.

Schleudern von Teeren und Sumpffphaseabschlämmen
von Teeren.

Die uns von den Hydrierwerken zur Verfügung gestellten Angaben über das Schleudern von Braunkohle-Rohnteeren und Sumpffphaseabschlämmen aus solchen Teeren wurden tabellarisch erfaßt und untereinander zum Vergleich gestellt.

7. Tabelle I enthält die Angaben der Werke über das Schleudern von Rohnteeren. Es werden Schleudertypen (Haubold-, Escher-Wyss- und Heineschleudern) mit verschiedenen Kennziffern verwendet. Die Schleuderei erfolgt teils kontinuierlich, teils diskontinuierlich. Zeitz, Leuna und Brück sind mit schnellaufenden Haubold Hochleistungszentrifugen ausgestattet (Kennziffer 1200). Es kommt klar zum Ausdruck, daß das Schleuderesultat sehr stark von der Teerqualität abhängig ist. Aus diesen Gründen werden in den Hydrierwerken, welche Teere verschiedener Herkunft gemeinsam verarbeiten, geeignete Mischungen mit gut schleuderbaren Teeren hergestellt (z.B. in Böhlen Fremddeere und Böhlener Teer, in Leuna Generatorteer mit Wölfersheimer Schweltee¹⁾). Die bezüglich Schleuderei weniger geeignete Qualität des Brücker Dick-Teeres (hoher Asphaltgehalt) zeigt sich deutlich in den geringen Schleuderdurchsätzen. Bei den besonders hohen Reinheitsansprüchen der TTH-Verarbeitung in Zeitz wird an die Schleuderei noch eine Filtration und eine Wasserwäsche angeschlossen.

7. Tabelle II behandelt die Schleuderei der Sumpffphaseabschlämme aus der Braunkohlenteerhydrierung. Der Böhlener Abschlamm ist unter normalen Verhältnissen in Filterpressen filterbar. Dabei wird der Festespiegel auf 0,3 % gesenkt. Der filtrierte Abschlamm wird mit dem Rohnteer gemischt und geschleudert. Bei schlechter Abschlammqualität oder zu großem Abschlammanfall (Nichtausreichen der Filteraggregate) wird versucht, durch mehrmaliges Schleudern das Feste zu entfernen.

1. In Magdeburg hat sich gezeigt, daß eine Zufügung des dortigen Abschlammes zur Filterschleuderei eine untragbare Verschlechterung der Reinteerqualität bezüglich Festesgehalt zur Folge hatte. Da die vorhandenen langsam laufenden Escher-Wyss-Zentrifugen die Original-Entschlammung nicht mit Erfolg verarbeiten konnten, wurden hochtourige Heineschleudern (Fassungsraum 200 kg, Handbetrieb, erweiterte Schurze) für die Abschlammeschleuderei eingesetzt.

In den für die Schleuderei der Entschlammung in Brück zur Verfügung stehenden hochtourigen Hauboldeschleudern muß diskontinuierlich mit langen Schleuderzeiten (25 Minuten) gearbeitet werden, um bei der dortigen Abschlammqualität den Festesgehalt des Schleuderöles auf 6 % zu senken. Die Durchsätze der Schleuderei sind deshalb sehr gering. Schleuderei des Abschlammes im Gemisch mit Frischteer zeigte sich ebenso wie in Magdeburg unvorteilhaft. Die Anreicherung von feinstem Festen im Schleuderöl (das in den Hochdruck rückgeführt wird) ist sehr stark ausgeprägt. Leuna hat versuchsweise einige Kesselwagen Abschlammeschleuderöl aus Brück in Mischung mit der dort üblichen Teermischung (Wölfersheimer Teer und Generatorteer) verarbeitet.

Leuna

1) zusätzlich kleiner Mengen Schwefelsäure

Wurden 10 % von dem Brüxer Produkt zugesetzt, so mußte die Schleuderzeit von normal 3 Minuten auf 6 Minuten hinaufgesetzt werden, damit gleiche Schleuderölpureinheit wie bei Teer allein erreicht wurde.

Ebenso wie die Rohteere selbst zeigen also auch die Abschlämme der verschiedenen Teere starke Unterschiede hinsichtlich ihrer Verarbeitungsmöglichkeit durch Schleudern und Filtrieren. Bei Abschlämme aus Brüxer Teer z.B. muß möglicherweise eine Verarbeitung in Gemisch mit gut schleuderbaren Frankteeren oder Toppung bzw. Schwelung eines Teiles des anfallenden Abschlammes zu Hilfe genommen werden.

Schleudern von Teeren und Saumpflossenschlamm aus Teeren.

a) Teere

Werk	Möhlen	Landenburg	Zeitz	Leuna	Brück	
1) Schleudergut	Früchteere: Böhlen Kirschfeld Epenhain Kulwitz	Früchteere: Offleben Niebeck Nechter- stedt Salzdethfurt	Früchteere: Böhle Espenmaie Niebeck Leuben	Kohleere mit mehr als 1% Wasser-Gehalt Staub Köfersheimer Generatorteer von Kahl evtl. auch vermischt werden. Gege unter Zusatz v. 40-100 ca je 40 g Teer (1		
2) Art und Typ der Schleuder	Firma Baubold Chemnitz	Escher- Escher	Firma Baubold Chemnitz	Meine		
Drehzahl	600/min.	600/min.	1200/min.	600/min.	1200/min.	
Durchmesser	2000 mm	2000 mm	1500 mm	2000 mm	1500 mm	
Spezifischer	400	400	1200	375	1200	
Leistungsbedarf	diskontinuierl. Betriebsart	diskontinuierl. Betriebsart	diskontinuierl. Betriebsart	diskontinuierl. Betriebsart	diskontinuierl. Betriebsart	
3) Betriebsbedingungen	Temperatur des Schleudergutes nach v.d. Kesseltemper. des Erdkesselappar. betriebs	75 - 80° 3 - 5 atü	70 - 80° 2 atü vollstän. unter 90 Schatzgr	ca 80° ca 4-6 atü 11 atü bis 8 atü	90 - 100° 2 atü	100° 2 atü
Verbrauch	Verbr. Schleuderöl Schleuderrückstand Verlust	4,5 - 5,0 to 4,3 - 4,5 to (92,3%) 0,13 - 0,39 to (6,0%) 0,009 - 0,012 to (0,2)	5,08 (0,235 to (0,5))	4,0 to 3,74 to (81,3%) 0,49 to (10,7%) 0,37 to (8,0%) Verlust wird z.Teil wiedergewonnen.	4 ca 94,0 ca 3,5 ca 1,3	1,18 to 1,1 to (50%) 1,1 to (11%)
4) Anzahl der Schleudern	Anzahl d. Schleudern in Betrieb in Rep. betriebsklar	11 63 - 98 % 0,7-11 % 1,9-25 %	7 85,5 % 3,5 11,0	26 1) 65,5 % 13,4 21,1	5 9 8 1	
5) Wiederspült	Wiederspült	ja	nein	nein	ja	ja
durchschnittliche Betriebszeit	1 Jahr	1-2 Jahre			5 - 10 Füllungen 8 Monate	

1) davon 2 für Abfälle

Tabelle I (Fortsetzung)

Blatt 2

Werk	Ehlen			Magdeburg			Zeitz			Leuna			Brück		
	inspr. Prod.	Schl. Öl	Schl. Rückst.	inspr. Prod.	Schl. Öl	Schl. Rückst.	inspr. Prod.	Schl. Öl	Schl. Rückst.	inspr. Prod.	Schl. Öl	Schl. Rückst.	inspr. Prod.	Schl. Öl	Schl. Rückst.
spez. Gewicht	0,949/60	0,940/60	1,078/25	0,920/50	0,990/50	1,150/80	0,946/50	-	-	0,940/50	1,050/50	0,976/50	0,930/70	1,075/80	1,053/80
festes (Benzol)	0,36	0,08	43,2	0,2-0,6	-	-	0,49	0,06	45,0	1,2	0,8	0,8	0,1	15,0	-
festes (Xylol-Methanol)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,2	13,0	3,0	0,07	0	40,3
Asche im Festen	-	-	22	2-5	-	-	10,0	-	-	-	31,1	17,3	-	-	-
Asphalt im Öl	-	3,2	-	-	-	-	2,3	-	-	0,8	10,3	4,2	4,0	10,5	19,5
- 325° im Öl	-	28,7	-	-	-	-	33,0	-	-	25-35	25-35	25-35	25-35	25-35	25-35
- 325° im Vakuum	-	66,8	-	-	-	-	90,0	-	-	-	-	-	-	-	-
organisch festes Öl	-	-	-	-	-	-	91,5	-	-	-	-	-	-	-	-
	H	-	-	-	-	-	8,5	-	-	-	-	-	-	-	-
	C	83,48	-	-	-	-	-	83,6	-	-	-	-	-	-	-
	H	10,38	-	-	-	-	-	10,6	-	-	-	-	-	-	-
	O	4,81	-	-	-	-	-	4,0	-	-	-	-	-	-	-
	N	0,22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	S	1,11	-	-	-	-	-	1,3	-	-	-	-	-	-	-
Asche in	SiO ₂	-	-	-	-	-	13,0	-	-	-	-	-	-	-	-
	Fe ₂ O ₃	-	-	-	-	-	8,9	-	-	-	-	-	-	-	-
	Al ₂ O ₃	-	-	-	-	-	12,3	-	-	-	-	-	-	-	-
	CaO	-	-	-	-	-	21,2	-	-	-	-	-	-	-	-
	MgO	-	-	-	-	-	4,5	-	-	-	-	-	-	-	-
	Na ₂ O	-	-	-	-	-	1,0	-	-	-	-	-	-	-	-
	SO ₃	-	-	-	-	-	33,1	-	-	-	-	-	-	-	-
	Cl	-	-	-	-	-	Spur	-	-	-	-	-	-	-	-
Teilchengröße	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

3) Schleuderzeiten

Böhlener Teer: 3 Min. bei Fremddruckansatz bis 7 Min. Schleuderzeit

Die schnelllaufende Schleudern zeigten bei leichtem Teerbeschaffenheit keine Verbesserung des Schläudererfolgs mit Verlängerung der Schleuderzeit. Es wird deshalb kontinuierlich geschleudert (dorsaler Durchsatz gegenüber diskontinuierl.)

Bei ... (1. 14 Apr. Base. 1,2 to/st. durch entl. ...)

4) Weiterverarbeitung der geschleuderten Teere und des Rückstandes

Reinteer mit Leichtöl und Teerabstreifer in die Destillation (Sumpfphase) Rückstand z.T. in Extraktionsfilterpressen aufgearbeitet, teils auf die Halde

Reinteer in die Hydrierung Rückstand mit Generatorasche brikettiert

Nach Filtrieren (Filterpressen), Wasserwäsche u. Abschleudern des Wassers zusammen mit Leichtöl in die Hydrierung. Rückstand zur Verarbeitung an andere Werke

Reinteer mit Kohlenstoff ge- meinsam in die Destillation. Rückstand auf die Halde, später Verschmelzung geplant (H₂O-Gehalt!)

Reinteer in die Sumpfhase Rückstand mit ca. 50% Kohlenstoff vermischt

Tabelle II
Schleudern von Teeren und Schlammphaseabschlammungen aus Teeren.

b) Zusammenfassung

Werk	Föhlen	Magdeburg	Brux
1.) <u>Schleudergut</u>	a) filtrierter Schlamm Mischung mit Schlamm gehalt d. Schlamm b) bei steigendem > 0,3% zusammen schleudert c) bei größerer Menge Filterpressen v. 3x allein u. unter Abfallöl u. Rohöl	Abschlammung b. Feststoffgehalt 0,3% abfallige Schleudert	Schlammphase- Entschlammung Schlammphase- Entschlammung
2.) <u>Art und Type der Schleuder</u>	Haubold Firma Drehzahl/Min. Durchmesser Kennziffer Sonstige besondere Kennzeichen	Haubold 1 200 1 500 mm 1 200 Handbetriebl. Schälmeßers, Aus- schneiden blaue teller Motor, erweiterte Schälmeßer, Kastenocher notwendig	Haubold 1 200 1 500 mm 1 200 diskontinuierliche Fahrweise
3.) <u>Betriebsbedingungen</u>	Temperatur des Schleudergutes Druck v. d. Ringleistung Trosseldurchmesser / Sonstiges	80 - 100° 0,5 atü	98° 2 - 3 atü verstellbares Tellerventil
4.) <u>Betriebsergebnisse</u>	Verarbeitetes Schleudergut/Std./Schleuder Schleuderrückstand Verlust	vergl. Schleuderrückstand Teere	3,52 to 0,41 to (78%) 0,11 to (21%)
5.) <u>Gesamtzahl der Schleudern</u>	Zahl der Schleudern in Betrieb " " in Reserve " " betriebsklar	2 90 % 10 %	11 90 % 5 % 5 %
6.) <u>Wird gespült?</u> durchschnittliche Betriebszeit	Sinspr. Produkt Schl. Rückst.	rein 1 - 2 Jahre	Schl. Rückst. 1,147/80° Sinspr. Prod. 15,1 Schl. Öl 5,8 Schl. Rückst. 5,9
7.) <u>Analysen</u>	spez. Gewicht % Festes (Benzol) % Festes (Xylol-Methanol) % H ₂ O % Asche i. Festen % Asphalt in Öl % -325° im Öl % -525° im Vak. Elementar-Analyse des Öles	c) 0,3 c) 0,12-0,15	1,147/80° 15,1 5,8 5,9
8.) <u>Schleuderzeiten</u>	bis 20 Min. bei einem Schleuder- prozeß (3-7 Minuten bei Teeren)	15 Minuten	5 Minuten
9.) <u>Sonstiges</u>	Abschlammfiltration 1 Filter- pressen: 5 m ² /24 Std. (bei 5-6 atü Pumpendruck) je Press		

THE CENTRIFUGING OF TARS AND LIQUID PHASE SLUDGES
(Let-Downs) OF TARS

Ludwigshafen, 7 June, 1944

The data on centrifuging of brown coal crude tars and liquid phase sludges (let-downs) of such tars supplied us by the hydrogasation plants are summarized and compared in the following tables.

Table I contains data on centrifuging of crude tars. Various types of centrifuges are used, Haubold, Hecher-Hyde, and Heine. Centrifuging is done partly continuously, partly in batches. Zeitz, Louna and Brix use high speed, high capacity centrifuges, Cade No. 1200. It is clearly apparent that the results of centrifuging are very much dependent upon the quality of the tar. For this reason, plant processing tars of different origin together use suitable mixtures with tars of good centrifuging properties. For example, Böhlen mixes its own tar with foreign tars and some mixes gas producer tars with Schellhammer low temperature carbonization tar (Schulstein), plus small quantities of sulphuric acid. The Brixer trick tar (high asphalt content), which is less suited to centrifuging, sorts out clearly in the smaller centrifuge throats. Because of the high resistance of some to the processing of tar at 20°C, centrifuging is followed by filtration and water washing.

Table II deals with the centrifuging of liquid phase letdown from brown coal tar hydrogasation. The 25% letdown can be filtered in filter presses under normal conditions, in which process the solids content is reduced to 0.3%. The filtered letdown is mixed with the crude tar and centrifuged. If the letdown is of poor quality or there is too much of it (not enough filtrate), an attempt is made to remove the solids by repeated centrifuging.

It was shown in Wüggelburg that the addition of their letdown to the crude tar in centrifuging caused an appreciable deterioration in the quality of the pure tar in respect to solids content. Because the existing slow speed Escher-Hyde centrifuges could not successfully process the original letdown, high speed Heine centrifuges were installed (capacity 200 kg, hand operated, widened chute).

The high speed Haubold centrifuges used at Brlx must be batch operated, 25 minutes per batch, in order to reduce the solids content of the centrifuge oil to 6% when centrifuging Brlx letdown. The centrifuging capacity is, therefore, very low. Centrifuging the letdown mixed with fresh tar was also unsatisfactory, just as in Magdeburg. The accumulation of the finest solids in the centrifuge oil, which is returned to hydrogenation, is very pronounced. Leuna has experimented in centrifuging some tank cars full of letdown centrifuge oil from Brlx mixed with their usual tar mixture (Wölfersteiner tar and producer tar). When 10% of the Brlx centrifuge oil was added, the centrifuging time had to be increased from the normal 3 minutes to 6 minutes in order to obtain the same purity in the centrifuge oil as with tar alone.

Just as the crude tars themselves, the letdowns from the various tars showed wide variations in their ability to be centrifuged or filtered. The letdown from Brlx tar will probably have to be successed mixed with foreign tars easily centrifuged, or part of the letdown produced may have to be topped or carbonized (L.T.C.)

5284

Table I. Centrifuging Tars

PLANT	BÖHLEN	MAGDEBURG	ZEITZ	LEUNA	BRUX
1. Centrifuge Feed.	Fresh Tars: Foreign Tars { ASW Böhlen " Hirschfelde " Espenhain Kulkwitz	Fresh Tars: Offleben Riebeck Nachterstedt Salzdorf	Fresh Tars: ASW Böhlen " Espenhain Riebeck Deuben	Crude Tars with over 1% water or dust. Wölfersheimer L.T.C. Tar, Kapfenberg producer tar Langelsheim " " Allendorf " " Riebeck L.T.C. " " Producer tars must be mixed with L.T.C. tars. Centrifuge at 100°C, add 40-100 L conc. H ₂ SO ₄ /40 m ³ tar.	Thick Tar from Centrifuge
2. Kind & Type of Centrifuge	Haubold Chemnitz	Escher-Wyss	Haubold Chemnitz	Heine	Haubold
R.P.M.	600	600	1200	580	1200
Dia.-mm	2000	2000	1500	2000	1500
Code Number	400	400	1200	375	1200
Other special Characteristics	Batch operated	Filling, Scraping & Cutting out is oil pressure controlled.	Cutting out is controlled.	Belt drive	Motor & gear drive. Scraping & cut-out devices changed by Leuna.
3. Operating Conditions:					
Feed Temp.	75-80°	70-80°	80°	90 - 100°	104°
Circulating Line Press.	3-5 atm.	2 atm.	4-6 atm.	2 atm.	2-3 atm.
Orifice dia.	—	Filling valve	Inlet nozzle 8mm	—	Inlet nozzle 6mm
Other	—	CO ₂ Blanket	—	Filling time 45 min.	Continuous Operation
4. Operating Results:					
Feed/h/Contr.	4.5-5.0 t	5.08 t	4.6 t	(Heine) 4	(Haubold) 2
Centr. Oil	4.3-4.5 t (92.8%)	—	3.74 t (81.3%)	abt. 94.6%	1.18 t
Centr. Residue	0.18-0.39 t (6.0%)	0.0235 t (0.5%)	0.49 t (10.7%)	" 3.6%	1.16 t (98.3%)
Loss	0.009-0.012 t (0.2%)	—	0.37 t (8.0%)	" 1.8%	0.02 t (1.7%)
5. Total number of Centrif.	11	7	26	5	4
No. in operation	63-98%	85.5%	65.5%	9	9
" " repair	0.7 - 11%	3.5%	13.4%	6	80%
" ready for operation	1.9-26%	11.0%	21.1%	2	10%
6. Is flushing done?	Yes	No	No	1	10%
Average Operating Period	1 year	1-2 years	—	Centrif. operated only daytime (240 h/month)	Residue is cutout after 5-10 fillings.
				6 months	No
				3 months	Operating 2 years.

Loss	0.009-0.012 t (0.2%)			—			0.37% (8.0%) Loss partly recovered			1.8%			—				
5. Total number of Centrif.	11			7			26			5 — 9 — 4			9				
No. in operation	63-98%			85.5%			65.5%			6			80%				
" " repair	0.7-11%			3.5%			13.4%			2			10%				
" ready for operation	1.9-26%			11.0%			21.1%			1			10%				
										Centrif. operated only daytime (240 h/month)							
6. Is flushing done?	Yes			No			No			Residue is cutout after 5-10 fillings.			No				
Average Operating Period	1 year			1-2 years						6 months			3 months				
7. Analyses:	Inj. Prod.	Cent. Oil	Cent. Resid.	Inj. Prod.	Cent. Oil	Cent. Resid.	Inj. Prod.	Cent. Oil	Cent. Resid.	W&Fsh. Tar	Prod. Tar	Cent. Mix.	Cent. Oil	Cent. Resid.	Inj. Prod.	Cent. Oil	Cent. Resid.
Spec. Grav.	0.949 60°	0.940 60°	1.078 25°	0.920 50°	0.990 50°	1.150 80°	0.946 50°	—	—	0.940 50°	1.050 50°	0.976 50°	0.930 70°	—	1.075 80°	1.053 80°	—
% Solids (benzol)	0.36	0.08	43.2	0.2	—	—	0.49	0.06	45.0	1.2	0.8	0.8	0.1	45.0	—	—	—
% " (xylol)	—	—	—	0.6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
% Water	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1.2	13.0	3.0	0.07	8.0	2.7	2.0	49.3
% Ash in solids	—	—	22	30	—	—	10	—	—	—	31.1	17.3	—	—	—	—	—
% Asphalt in oil	—	3.2	—	2.5	—	—	2.8	—	—	0.8	10.3	4.2	4.0	—	19.5	19.5	—
% -325° " "	—	28.7	—	30	—	—	33	—	—	25-35	25-35	25-35	25-35	25-35	7.3	7.3	—
% -325° " vacuum	—	65.8	—	—	—	—	90	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Organic Solids:																	
Oil — % C							91.5										
% H							8.5										
% C		83.48						83.6								82.50	
% H		10.38						10.6								8.60	
% O		4.81						4.0								7.91	
% N		0.22														0.54	
% S		1.11						1.8								0.45	
Ash in % SiO ₂							13.0										
% Fe ₂ O ₃							8.9										
% Al ₂ O ₃							12.3										
% CaO							21.2										
% MgO							4.5										
% Na ₂ O							1.0										
% SO ₃							33.1										
% Cl							Trace										
Particle Size	<2μ			—			—			—			—				
8. Centrifuge Time	Böhlen Tar-3 min, with foreign tar addition up to 7 minutes						The high speed centrifuges showed no increased centrifuge effect with increased centrifuge time for similar tars, therefore, continuous operation (double thruput compared to batch operation).						Better results were obtained with continuous operation (6 mm inj. nozzle, 1.2 t/h thruput) than with batch operation, 5 min.				
9. Further processing of the centrifuged tars and the residue.	Pure tar with light oil to liq. ph. distillation. Residue partly processed in extraction filter presses, partly to dump.			Pure tar to hydrogenation. Residue briquetted with producer ash.			After filtration in presses, wash with H ₂ O and centrifuge off the H ₂ O. Together with light oil to hydrogenation. Residue processed in other plants.			Pure tar together with coal letdown to distillation. Residue to dump, later proposed L.T.C. (H ₂ O content)			Pure tar to liquid phase. Residue mixed with abt. 50% pulv. coal for shipment				

TABLE II Centrifuging Liquid Phase Tar Sludges.

PLANT	BÖHLEN			MAGDEBURG			BRUX		
1. Centrifuge Feed	a) Filtered Liq. Ph. Letdown, 0.3% Solids Content, mixed with crude tar. b) If solids content of filtrate exceeds 0.3%, mix with waste oil. c) If more letdown is produced than filter presses can take, centrifuge repeatedly alone and with addition of waste oil and crude tar.			Liquid-Phase Letdown.			Liquid-Phase Letdown.		
2. Kind & Type of Centrifuge: R.P.M. Dia.-mm Code Number Other Special characteristics	Haubold 600 2000 400 Batch Operation			Heino 1500 1200 1500 Hand operated scraping knife, cutting out is done with motor shut off, widened chute, poking is necessary.			Haubold 1200 1500 1200 Batch Operation		
3. Operating Conditions: Feed temp. Circ. Line Press. Orifice Dia. Other	Compare Table I			80-100° 0.5 atm. (CO ₂ blanket, scraping knife must be replaced after 400-500 fillings.			96° 2-3 atm. Adjustable Plate Valve		
4. Operating Results: Feed/h/Centr. Centrif. Oil Cent. Residue Loss	Compare Table I			Capacity 200 Kg. 60-65% 40-35%			0.52 t 0.41 t (79%) 0.11 t (21%)		
5. Total Number of Centrifuges No. in operation " A " reserve " ready for operation	Compare Table I			2 90% 10%			11 90% 5% 5%		
6. Is flushing done? average operating period	Compare Table I			No 1-2 years					
7. Analyses:	Inject. Prod.	Centrif. Oil	Centrif. Residue	Inject. Prod.	Centrif. Oil	Centrif. Residue	Inject. Prod.	Centrif. Oil	Centrif. Residue
Spec. Grav.									
% Solids (Benzol)	>0.3	0.12-0		25	1-2	50	1.147/80°	1.058/80°	
% Solids (Xylol)							15.1	5.8	50.9

	tar.								
2. Kind & Type of Centrifuge:	Hanbold			Heine			Hanbold		
R.P.M.	600			1500			1200		
Dia. - mm	2000			1200			1500		
Code Number	400			1500			1200		
Other-Special characteristics	Batch Operation			Hand operated scraping knife, cutting out is done with motor shut off, widened chmte, poking is necessary.			Batch Operation		
3. Operating Conditions:									
Feed temp.				80-100°			96°		
Circ. Line Press.	Compare Table I			0.5 atm.			2-3 atm.		
Orifice Dia.				(CO ₂ blanket. scrap-			Adjustable Plate Valve		
Other				(ing knife must be replaced after 400-500 fillings.					
4. Operating Results:									
Feed/h/Centr.				Capacity 200 Kg.			0.52 t		
Centrif. Oil	Compare Table I			60-65%			0.41 t (79%)		
Cent. Residue Loss				40-35%			0.11 t (21%)		
5. Total Number of Centrifuges	Compare Table I			2			11		
No. in operation				90%			90%		
" " reserve				10%			5%		
" ready for operation							5%		
6. Is flushing done? - average operating period	Compare Table I			No					
				1-2 years					
7. Analyses:	Inject. Prod.	Centrif. Oil	Centrif. Residue	Inject. Prod.	Centrif. Oil	Centrif. Residue	Inject. Prod.	Centrif. Oil	Centrif. Residue
Spec. Grav.							1.147/80°	1.058/80°	
% Solids (Benzol)	20.3	0.12-0		25	1-2	50	15.1	5.8	50.9
% Solids (Xylol)							—	—	
% Water							49.6	—	
% Ash in solids							1.1	1.1	
% Asphalt in oil							9.4	9.4	
%-325° " "							10.5	10	
%-325° " vacuum								84	
Oil — % C								7.1	
% H								6.7	
% O								0.42	
% N								0.22	
% S								60% < 1 u	
Particle Size									
8. Centrifuge time	Up to 20 min (3-7 min for tars)			15 min.			25 min.		
9. Miscellaneous	Letdown filtrate in filter presses. 5m ³ /24h/press (5-6 atm pump pressure).								

5-28
882

Druckversuche

App. T-210

K03

(L17-99)

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pie

Gelsenberg Benzin
Aktiengesellschaft,
z.Hd.v.Herrn Direktor Dr.P r o B

Gelsenkirchen,
Postfach 19

HOCHDRUCKVERSUCHE 24.Mai 1943.Scha/Le
P/Lu 558.

Vorheizentlastung.

Im Anschluss an die Besprechung zwischen Ihnen und unserem Herrn Dipl.Ing. Schappert übersenden wir Ihnen in der Anlage eine weitere Durchrechnung, Fall 6, der sich von dem Ihnen am 19.4.43 übersandten nur durch Einbau des fünften Ofens unterscheidet. Diese Kammer enthält also:

- 1 Gasregenerator an kalter Stelle
- 1 Breiregenerator an heißer Stelle
- 5 Öfen.

Für die Entlastung des Vorheizers ist besonders die Wälagas-eintrittstemperatur kennzeichnend. Diese beträgt gemäss der Ihnen überlassenen Tabelle und unserer Briefe

in Fall 1	(Ihre bisherige Fahrweise) :	568 ⁰⁰
" " 3	(Ihr jetziger Versuch mit 1 Breireg.):	547 ⁰⁰
" " 5	(1 Gasreg. und 1 Breireg.) :	525 ⁰⁰
" " 6	(wie Fall 5 jedoch mit fünftem Ofen):	485 ⁰⁰ .

Sie ersehen daraus, dass die Einführung des fünften Ofens nochmals den gleichen Entlastungseffekt ergibt wie die Einführung der Regeneration.

Wir bemerken noch, dass sich die Absenkung der Rohrwandtemperatur entsprechend einstellt und zwar fällt aufgrund Ihrer eigenen Messungen bei einer Temperaturabsenkung von 100° C die Rohrwandtemperatur um 50 - 60° je nachdem, ob das Rohr sauber oder verkrustet ist.

Heil Hitler!

I.G.FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

Post. Pie

502 / V. P. 700

Anlage.

9242

528

Hochdruckversuche

T-210
App. 'A'

Anlage.

CASE 6.

1 Gasreg., 1 Breireg. und 5 Ofen.

1 Gas Heat Exch., 1 Paste Heat Exch. & 5 converters

Paste Thruput		Total gas input				
Breidurchsatz	kg/h	35				
Gesamteingangsgas	m ³ /h	35 000				
Wärmewert Heat Value						
H.E. (Charging) (Gasreg.)	Kcal/°C	11 560				
" " (Breireg.)	"	30 820				
H.E. (Return) (Paste H.E.)	"	27 000				
Reg. Rückweg (Charging)	"	30 820				
" Rückweg (Return)	"	51 000				
Preheater						
Inlet Temp. Eingangstemp.						
Brei - Paste	°C	100				
Gas	°C	30				
		Gasreg.	Breireg.	Mittl. Gasse	heiße Gasse	
Temp. Change	°C	168 ← 264	264 ← 440	421 ← 468	468 ← 485	
Temp. Diff.	°C	30 → 244	154 → 305	305 → 377	400 ← 377	
Heat absorbed	10 ³ Kcal/h	61	122	103	86	
Aufgen. Wärme		2475	4620	2220	710	
Total Heat Requirement of Gesamtwärmebedarf						
d. Vorh. (E = 70%)	"	4200				
Preheater						
Abstrahlung - radiation	"	100	100	180	160	
Fläche - surface	m ²	188	188	22x200	7x150	
K-Wert - K-value	Kcal, °C, h, m ²	215	205	4,9	8,8	
Tube Wall Temp. Rohrwandtemperatur						
unverkr. aussen - outside	°C				442	444
" innen - inside	"				431	427
verkrustet aussen - outs.	"				451	458
" innen - ins.	"				444	447
(1) = 1,5; (2) = 1,5 mm. Thickness of Crust						
Coeff. Th. Cond. of Crust						

Mid. Pass
Hot Pass

TOM Reel 164
Pp. 1019-1023,

U. S. Bureau of Mines
Hydro. Demon. Plant Div.

T-210
KCBraun
1-10-47

EXPERIENCES WITH PREHEATERS

Lu, 22 March, 1943.

(A brief report by D. I. Schappert on a round table discussion on the relief of liquid phase preheaters, embodied in T-83, which see. Tables and diagrams mentioned by Schappert are not available, but the diagrams in T-83 afford a helpful comparison or may even be the same. A check against the microfilm seems to indicate that Figures 3 and 4 of T-83 are duplicates of Figures 1 and 2 of T-83, respectively).

The preheater conditions in the various plants were discussed as outlined in Table I.

Three groups can be distinguished:

1. Group: Welheim and Wosseling.

Here the entire feed is run thru preheaters. About 70% of the heat input into the first converter is recovered in the heat exchangers. If the percentage of heat recovered at Leuna at 200 atm. is higher (80-90%), this is due, on the one hand, to the fact that @ 200 atm. the let-down heat exchange (double coil) provides an additional heat recovery. For 700 atm. a suitable heat exchanger would first have to be provided. On the other hand, the K-values of the heat exchangers at Leuna are higher (velocity).

2. Group: Scholven and Nordstern.

Bituminous coal paste causes difficulties, due to swelling, in the heat exchangers, as compared to brown coal. Due to the low cost heat in the Ruhr district, they were satisfied to confine their heat exchange to the input gas, so that only about 33% of the recoverable heat is recovered.

3. Group: Pöhlitz and Upper Silesia.

Here the thin paste and input gas together are passed thru heat exchangers. The thick paste is heated separately, while the remaining common heating to the reaction temperature is done in the so-called mixture section. About 50% of the heat

530a

can be exchanged by this process.

In this group, therefore, about 50% of the heat must be supplied by a gas fired preheater. This amounts to 13,000,000 kcal/h @ 70% efficiency for Upper Silesia, which is equal to almost 1.5 t oil per hour.

The high stress on the N10 material is another reason for relieving the preheater. The table shows the wall temperatures at Nordstern, Pölitz and Upper Silesia in the new and encrusted condition. While that at Nordstern is based on a crust of 8-10 mm thick, a 5 mm crust was figured for Upper Silesia. This requires a decrease in thruput of about 25%, if the circulating gas inlet temperature is not raised. Of course, it is impossible to say how long it will take to form such a crust. A check of the preheater at Upper Silesia is, therefore, urgently necessary.

Case 1 shows the preheater at Upper Silesia, as it is being installed. (Upper sketch of Figure 3, T-85, ~?).

Case 2 shows the effect of the increased concentration of the thin and thick pastes. This might be possible to some extent, since the turbo-mixer has been very satisfactory at Pölitz. This will heavily burden the heat exchangers, to be sure, 52 t/h compared to 45.7 t/h. But the heat exchanger outlet temperature will drop sharply, so that more hairpin coils will be required in the mixture section, because of the smaller temperature difference, which, in turn, will cause a steep increase in the pressure difference. This procedure is, therefore, possible only in connection with a gas heat exchanger. See Case 4.

Case 3 shows the effect of the operating method with cold paste, successfully used at Nordstern. The cold paste is not taken from the preheater, as shown in the diagram, but injected directly into Converter II, or possibly heated slightly in a hairpin coils. With a somewhat higher temperature a greater injection may be possible.

Case 4 shows the favorable effect of a gas heat exchanger. A considerable saving in heat is effected. The paste inlet temperature into the heat exchanger is higher than in Case 1, 141° compared to 100° C, which may, under certain conditions, be of importance because of the viscosity. The cold paste was retained for reasons of simplicity. The gas hairpin coils are

530 h

eliminated, simplifying the scheme.

Case 5 is shown in Table 2. A "preheat converter" is installed ahead of the 4 operating converters. The preheater does not heat to 425° any more, but only to 400° C. Based on the results at Nordstern, see Table 1, it may be assumed that the converter will start reaction at a still lower temperature (390°). The preheater is now relieved due to lowering the peak temperature from 425° to 400° C. The comparison is made directly with Case 1, so that the effect of the "preheat converter" is shown only in the lower circulating gas temperature, from 600° to 540° C.

The scarcity of high pressure vessels has prevented the introduction of such a converter up to now. Nor was it formerly known at what minimum temperature Converter I would still react. Until the Nordstern operating method became known, it was believed that 425° C. was the lowest possible temperature. If it were desired to keep the circulating gas inlet temperature at 600° C., about 8 hairpin coils could be saved, so that even from the standpoint of steel requirements the introduction of a "preheat converter" is not serious, particularly since the saving in heat also equals the cost of any steel required for fuel gas production.

The other column of the table shows the case embodying all possibilities for improvements to date, such as:

1. A small increase in concentration,
2. Cold paste,
3. Gas heat exchanger,
4. Preheat converter.

In addition, some other possibilities for improvement were considered, which, of course, do not equal the effect of a preheat converter, such as:

5. Reducing the gas quantity,
6. Connecting the hot part of the preheater instead of occurrent, for reasons of wall temperature.

Figure 5 shows a comparison between the present scheme and the scheme embodying all possibilities for improvement. The encircled figures correspond to the number of the proposed change. (See Figure 1 or 3 of T-83, -?).

Figure 6 shows the corresponding temperature diagrams. (See Figure 2 or 4 of T-83, -?). It is possible to reduce the circulating gas inlet temperature considerably and to save about 10 hairpin coils. If no attempt is made to economize on the hairpin coils, these can be further relieved.

The saving in heat equal to about 7,000,000 kcal/h @ 70% efficiency is worth noting. The stall resistance is also reduced. Only a careful test in cooperation with Upper Pilesia will show which of the proposed modifications should be made.

RELIEVING THE PREHEATER.

By D.I. Schappert, Lu, 24. May, 1945.

Case 6

The stall in this case, contains:

1 gas heat exchanger in cold position,
1 paste " " " hot "
5 converters.

Relieving the preheater is characterized in particular by the circulating gas inlet temperature. This equals in

Case 1, (present method)	568°C
" 3, (1 paste heat exch.)	547°C
" 5, (1 gas & 1 paste heat exch.),	525°C
" 6, (like case 5, but with 5th conv.)	485°C

It is apparent that the introduction of a fifth converter relieves the preheater again as much as the heat exchangers.

It should be noted that the tube wall temperature is reduced correspondingly and equals, according to Gelsenberg, 50-60°C with a temperature reduction of 100°C, according to whether the tube is clean or encrusted.

CASE 6.

1 Gas Heat Exch. 1 Paste Heat Exch. & 5 Converters

Paste Thruput	t/h	35			
Total Gas input	m ³ /h	35000			
Heat Value					
H.E. (Charging) (Gas H.E.)	Kcal/°C	11560			
" " (Paste H.E.)	"	30820			
H.E. (Return)	"	27000			
Preheater (Charging)	"	30820			
" (Return)	"	51000			
Inlet Temp.					
Paste	°C	100			
Gas	°C	30			
		Gas H.E.	Paste H.E.	Mid. Pass	Hot Pass
Temp. Change	°C	168-264	264-440	421-468	468-485
Temp. Diff.	"	30-244	154-305	305-377	400-377
Heat Absorbed	10 ³ Kcal/h	61	122	103	86
Total Heat Reqmt. of Preheater (E = 70%)	"	2475	4620	2220	710
				4200	
Radiation	"	100	100	180	160
Surface	m ²	188	188	22x200	7x150
K-Value	Kcal, °C, h, m ²	215	205	4.9	8.8
Tube Wall Temperature					
Clean Outside	°C				442 444
" Inside	"				431 427
Encrusted Outside	"				451 458
" Inside	"				444 447
Coeff. Th. Cond. of Crust = 1.5					
Thickness of Crust = 1.5 mm.					

5302

L.Ph-100

T-358

KUB

Hochdruckversuche
L 1 558

13. 7. 1942. Scha/Pf.

Geschwindigkeiten in den Hochdrucköfen.

In der beiliegenden Tabelle sind die für die Berechnung der Geschwindigkeiten in den Hochdrucksumpföfen wichtigsten Daten zusammenge stellt. Für Wesseling fanden 3 Fahrweisen Berücksichtigung:

- a) projektierter Volldurchsatz bei Verwendung von Kaltgas als Kühlmittel.
- b) projektierter Volldurchsatz bei Verwendung von Kaltgas + Kaltöl als Kühlmittel.
- c) jetziger niedriger Durchsatz bei Verwendung von Kaltöl als Kühlmittel.

In dem beiliegenden Kurvenblatt sind die Geschwindigkeiten in m/Sek. eingetragen, wobei die verschiedenen Betriebsdrücke der einzelnen Anlagen besonders gekennzeichnet sind.

1. Tabelle.

gez. Schappert

V. Ph - 100

T-358

Hochdruckversuche
Lu 558

Zurück an
Vorzimmer Dr. Dr. Pler

8. Juli 1941 L8/K1

Geschwindigkeiten und Verweilzeiten beim Fahren
von Steinkohle in der Sumpfphase.

In der Anlage sind die Geschwindigkeiten und Verweilzeiten beim Fahren von Steinkohle für die Öfen und Abscheider zusammengestellt für die Anlagen Nordstern, Scholven, ^{110 D.T.} Ofen 411, und Kammer 804. Als Unterlagen für die Berechnung der 3 ersten Anlagen dienten die Angaben des Berichtes vom 15.5.1939¹⁾, für Kammer 804 die Versuchsdaten vom 29.6.1941.

In Abänderung der früheren Verrechnungsart, wo das Spez. Gewicht des Abschlammes bei Ofentemperatur mit 1,1 eingesetzt wurde, wurde die Berechnung mit dem korrigierten Wert von 0,5 durchgeführt, welcher Wert bei den hohen Temperaturen angenähert gelten kann.

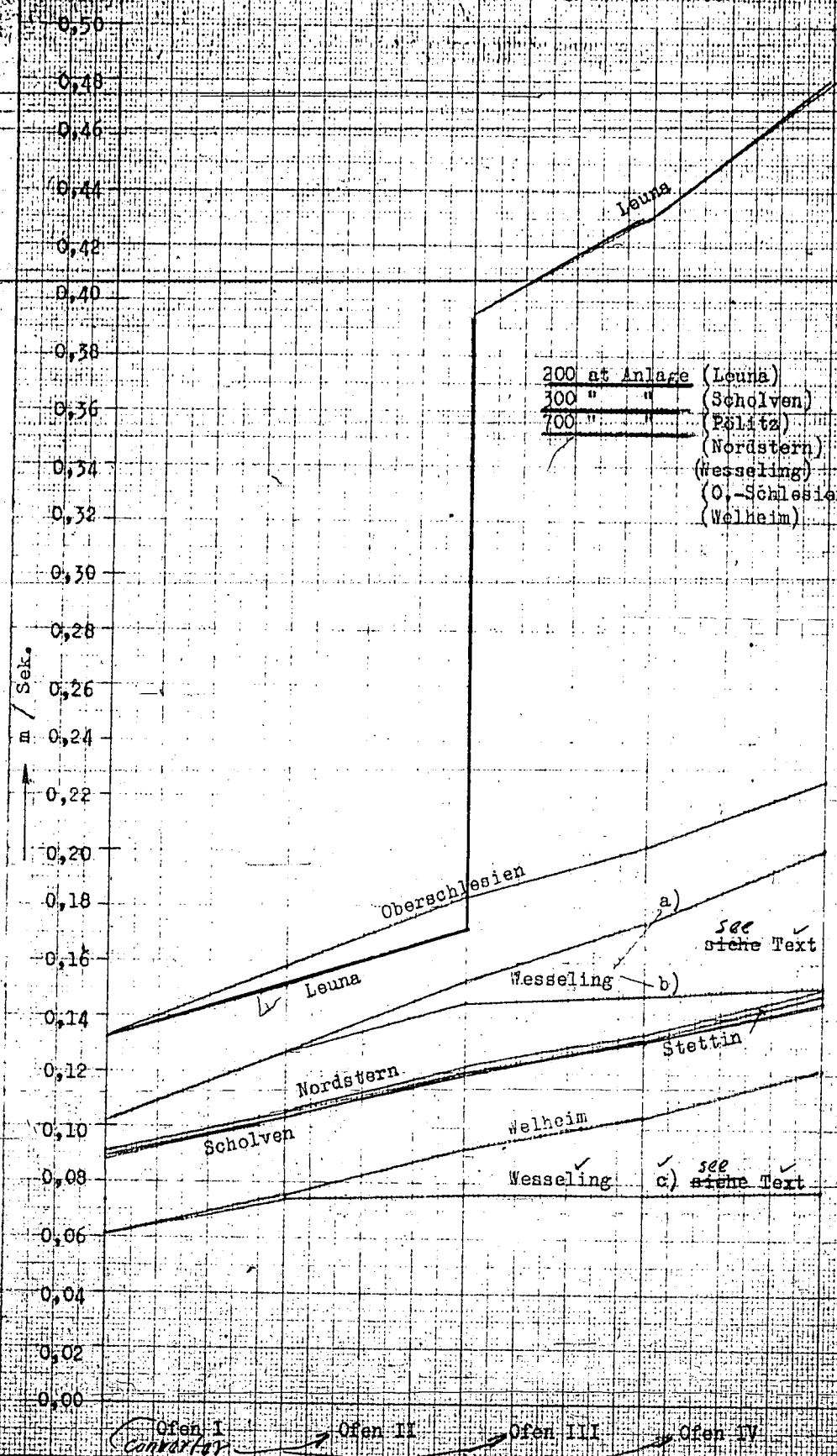
Die Verweilzeiten wurden errechnet: 1.) wie bisher unter der Annahme, daß das Gas und die Flüssigkeit im Ofen eine homogene Mischung bilden, 2.) unter dem Gesichtspunkte, daß in den Öfen ein Füllungsgrad von nur 40 % erreicht wird, ²⁾ wie es den Betriebsverhältnissen auf den Großanlagen entspricht. Für diesen 2. Fall wurde die mittlere Ofengeschwindigkeit durch Division der Ges. Ofenlänge durch die Verweilzeit errechnet.

1) Nach Angabe von Dipl. Ing. Schappert haben sich die Werte der Produkt-, Gas- und Abschlammmengen geringfügig verschoben.

2) Angabe Dipl. Ing. Schappert.

Hold for 2 tables

**Lineare Strömungsgeschwindigkeiten
in den Sumpfhase-Öfen der einzelnen Anlagen.**



DIN-Format A 4-T (210 x 297 mm)

L.P.H-160

T-358

TABLE I

Blechhammer

Werk-Plant	Louna	Scholyen	Nordstern	Wesseling			Pflitz	Welheim	Oberschle- sien
Druck-Pressure atm	200	300	700	700			700	700	700
Zahl der Ofen-Number of Converters	4	4	4	4			4	4	4
Jacket ϕ of Converters (I.D.) mm	1200	800	1200	1000	1000			1000	1000
Mantel ϕ der Ofen (Clear I.D.) mm	1044	690	1044	860	860			860	860
Querschnitt Cross-Section m ²	0,86	0,375	0,86	0,58			0,58	0,58	0,58
Thruput Durchsatz Inlet gas m ³ /h	28	24	35	45,2			42	36	68
Eingangsgas m ³ /h	28 000	28 000	35 000	38 000	30 000		32 000	20 000	49 000
Cold gas to Conv. Kaltgas zu Ofen I	4 500	4 500	7 000	12 000	12 000		7 000	7 000	10 500
" " " II	5 000	5 000	"	13 000	8 000 + 2,5 x)		8 000	8 000	12 000
" " " III	3 700	3 700	"	10 000	4,8 x)		6 000	6 000	9 000
" " " IV	5 000	5 000	8 000	13 000	6,7 x) b)		8 000	8 000	12 000
Volumen ^s Operating Condition Betriebszustand m ³ /h									
Ofen I	406 / 466	283 / 325	189 / 219	213 / 264	213 / 264		157	184 / 214	126 / 156
" II	466 / 533	325 / 371	219 / 253	264 / 320	264 / 301		159	214 / 249	156 / 191
" III	533 / 583	371 / 405	253 / 279	320 / 363	301 / 307		162	249 / 274	191 / 215
" IV	589 / 649	405 / 451	279 / 314	363 / 419	307 / 419		165	274 / 309	216 / 251
Velocity in the Converters Geschwindigkeit in den Ofen m/sec									
Ofen I	0,132 / 0,151	0,091 / 0,105	0,091 / 0,10	0,102 / 0,127	0,102 / 0,127		0,073	0,085 / 0,103	0,061 / 0,075
" II	0,151 / 0,172	0,105 / 0,120	0,105 / 0,12	0,127 / 0,153	0,127 / 0,145		0,074	0,103 / 0,120	0,075 / 0,092
" III	0,395 / 0,431	0,120 / 0,131	0,122 / 0,13	0,153 / 0,174	0,145 / 0,147		0,076	0,120 / 0,132	0,092 / 0,104
" IV	0,431 / 0,480	0,131 / 0,146	0,134 / 0,15	0,174 / 0,201	0,147 / 0,150		0,077	0,132 / 0,148	0,104 / 0,121

x) Cooling oil Kuhlöl.

Anlage.

TABLE II.

Converter

Stall

T-358

	Nordstern	Schölvén	Ofen 411 (mit OS-Steinkohle) with Bit. Coal upp. sil.	Kammer 804 (nach Versuchsdaten v. 29.6.41.)
Basis of Calculations & Intermediate Values: Berechnungsgrundlagen und Zwischengrößen:				
Operating Press. Betriebsdruck, atm	700	300	600	700
Throughput Durchsatz: a) Frischkohle b) Kohlebrei Coal paste	11000 kg/h 23500 kg/h	9400 kg/h 23500 kg/h	7 kg/h 17,5 kg/h	577 kg/h paste 1940 kg/h Brei plus 367 kg Antrieboil-öl
Gas Throughput Gasdurchsatz: a) Breigas b) Kaltgas Cold gas	25000 m ³ /h 25000 "	30000 m ³ /h 12000 "	21 m ³ /h	2500 m ³ /h 2020 "
Converter Gas Outlet Ofengasmenge (Ausgang)	41250 "	45000 "	26 "	ca 4150 "
Letdown Gas Abschlammgasmenge	440 "	190 "	0,11 m ³ /h	ca 75 "
Product Gas Produktgasmenge	400 "	330 "	0,4 "	ca 41 "
Product Produkt	14000 kg/h	14000 kg/h	7,8 kg/h	852 kg
Letdown Abschlamm	8000 "	7000 "	8,1 "	ca 1340 "
Mean Converter Temp. Mittlere Ofentemperaturen	480°C	475°C	495°C	468°C (max.)
Prod. as vapor at 1 atm, 15°C (Mol. G.W. = 250)	1340 m ³ /h	1340 m ³ /h	0,75 m ³ /h	82 m ³ /h
Total gas vol/h Ges. stdl. Gasvolumen, 15°C	43430 "	46860 "	27,26 "	ca 4350 "
Total gas vol/h @ operat. conditions Ges. stdl. Gasvolumen bei Betriebsbedingungen	191,5 m ³ /h	410 "	0,14 "	15,7 m ³ /h
Volume of liquid Volumen der Flüssigkeit sp. Grav. = 0,55	16 "	14 "	0,0162 "	2,68 "
Ges. Durchsatz/h Total Throughput/h	207,5 "	424,4 "	0,1562	18,38 "
SIZES: Größenangaben: No. per stall				
Conv. - Ofen: Zahl der Öfen je Kammer	3	3	1	2
I.D. - lichter Ofendurchmesser	840 mm	1040 mm	(70 mm)	330 mm
Length between d. Ofen zw. Eingang Inlet & outlet und Ausgang	47,7 m	48 m	2250 mm	18,4 m 1)
free cross-section - freier Ofenquerschnitt	5550 cm ²	8500 cm ²	35 cm ²	850 cm ²
Total Cont. Vol. Ges. Ofenvolumen	26,46 m ³	40,95 m ³	7,85 l	1,6 m ³
Catchpot I.D. Abscheider: lichte Weite	850 mm	944 mm	(70 mm)	350 mm
Länge des Abscheiders	12 m (10 m)	9 m	1,7 m	7 m 1)
Length			(freier Raum v. unten bis Ausgang - Abscheider)	(free space from bottom to catchpot outlet)
free cross-section freier Querschnitt	5680 cm ² (5680 cm ²)	7000 cm ²	35 cm ²	960 cm ²
Total volume Ges. Abscheidervolumen	4,4 m ³ (3,26 m ³)	4,34 m ³	5,95 l	0,54 m ³
at which for Letdown				0,176 "

	<i>as vapor at 15°C</i> Prod. als Dampf von 1 (at, 15°C) (Mol. Gew. = 250) <i>Total gas vol/h</i> Ges. stdl. Gasvolumen, 15°C (Ges. stdl. Gasvolumen bei Betriebsbedingungen)	1340 m ³ /h	1340 m ³ /h	0,75 m ³ /h	82 m ³ /h
	<i>Total gas vol/h @ operat. conditions</i> Ges. stdl. Gasvolumen bei Betriebsbedingungen	43430 "	46860 "	27,26 "	ca 4350 "
	<i>of liquid</i> Volumen der Flüssigkeit	191,5 m ³ /h	410 "	0,14 "	15,7 m ³ /h
	<i>sp. grav. = 0,53</i> Ges. Durchsatz, l/h <i>Total Throughput</i>	16 "	14 "	0,0162 "	2,68 "
	207,5 "	424,4 "	0,1562	18,38 "	
	SIZES: Größenangaben:				
	CONV. - Ofen: Zahl der Ofen je Kammer D.D. - lichter Ofendurchmesser Länge Bohrer d. Ofen zw. Eingang und Ausgang <i>free cross-section</i> - freier Ofenquerschnitt Ges. Ofenvolumen Abscheider: lichte Weite Länge des Abscheiders <i>Length</i>	3 840 mm 47,7 m 5550 cm ² 26,46 m ³ 850 mm 12 m (10 m)	3 1040 mm 48 m 8500 cm ² 40,95 m ³ 944 mm 9 m	1 (70 mm) 2250 mm 35 cm ² 7,85 l (70 mm) 1,7 m	2 330 mm 18,4 m ¹⁾ 850 cm ² 1,6 m ³ 350 mm 7 m ¹⁾
	<i>free cross-section</i> freier Querschnitt Ges. Abscheider Volumen davon für Abschläm <i>Mean velocities in:</i>	5680 cm ² (5680 cm ²) 4,4 cbm (3,26 cbm) 1,6 " (1,09 ")	7000 cm ² - 4,34 cbm 1,54 cbm	35 cm ² 5,95 l ca 1,75 l	960 cm ² 0,54 cbm ca 0,176 "
	Mittlere Geschwindigkeiten im: I) Ofen - Converter 1) Gas plus Flüssigkeit <i>calculated as homogeneous mixture</i> gerechnet 2) Bei 40% Füllungsprod. a) für Product-Gas b) für Flüssigkeit-Liquid II) Abscheider a) in Prod. - Gas Teil b) in Flüssigkeitsteil <i>calculated for width of catchpot</i> (gerechn. f. die Breite des Abscheiders)	10,4 cm/sec. 16,1 cm/sec. 2,0 "	13,9 cm/sec. 22,3 cm/sec. 1.14 "	1,24 cm/sec. 1,86 cm/sec. 0,29 "	6 cm/sec. 3,35 cm/sec. 2,14 "
	Residence Times in: Verweilzeiten im: I) Ofen - Converter 1) Gas plus Flüssigkeit <i>calculated as homogeneous mixture</i> gerechnet 2) Bei 40% Füllungsprod. a) für Product-Gas b) für Flüssigkeit II) Abscheider a) in Prod. - Gas Teil b) Flüssigkeitsteil <i>Liquid Section</i>	458 sec. 296 " 2380 "	348 sec. 216 " 4220 "	181 sec. 121 " 776 "	314 sec. 220 " 861 "
	I) zylindrischer Raum a) in Prod. - Gas Teil b) Flüssigkeitsteil <i>Liquid Section</i>	52,7" (40,8 ") 360 " (245 ")	24,6" 396 "	108 " 390 "	83,5 " 238 "

KCBraun
5-13-47

Velocities and Residence Times in Liquid Phase Converters.
By D. I. Schappert, Ludwigshafen, 13 July 1942

Velocities in High Pressure Converters.

Table I shows the most important data required for calculating the velocities in high pressure liquid phase converters. Three operating methods were considered for Wesseling:

- a) - projected full thruput when using cold gas as cooling medium,
- b) - projected full thruput when using cold gas and cold oil as cooling medium,
- c) - present low thruput when using cold oil as cooling medium.

Velocities and Residence Times When Running
Bituminous Coal in Liquid Phase.
Ludwigshafen, 8 July 1941

Table II shows velocities and residence times when running bituminous coal for the converters and catchpots at Nordstern, Scholven, 10 ltr. Converter 411 and Stall 804. The report of 15 May 1939 was used as a basis for the first 3 plants, the experimental data of 29 June 1941 for Stall 804.

Contrary to the former method of calculation, in which a spec. grav. of 1.1 was used for the letdown at converter temperature, these calculations were made with a corrected value of 0.5, which is approximately correct at the high temperatures.

The residence times were calculated:

- 1) - as formerly, with the assumption that the gas and the liquid form a homogeneous mixture in the converter, and
- 2) - with the assumption that a degree of filling of only 40% is obtained, which corresponds to operating conditions in large plants. For this second case, the mean converter velocity was calculated by dividing the total converter length by the residence time.

/fkp

535a

TABLE I

T-358
(Table I)

Plant		Asuna	Schölvén	Nordstern	Hessling			Pöitz	Welheim	Diechmann
Pressure	atm	200	300	700	700			700	700	700
Number of Converters		4	4	4	4			4	4	4
Jacket ϕ of Converters (I.D.)	mm	1200	800	1200	1000	860			1000	860
Clear I.D.	mm	1044	690	1044	860	860			860	660
Gross-Section	m ²	0.86	0.375	0.86	0.58			0.58	0.58	0.58
Throughput Inlet gas	m ³ /h	26 000	28 000	35 000	38 000	30 000	32 000	20 000	49 000	
Cold gas to Conv. I	m ³ /h	4 500	4 500	7 000	12 000	12 000	7 000	7 000	10 500	
Cold gas to Conv. II	"	5 000	5 000	8 000	13 000	8 000 + 2.3 ^x)	8 000	8 000	12 000	
Cold gas to Conv. III	"	3 700	3 700	6 000	10 000	4.8 ^x)	6 000	6 000	9 000	
Cold gas to Conv. IV	"	5 000	5 000	8 000	13 000	6.7 ^x)	8 000	8 000	12 000	
					a)	b)	c)			
Volumes										
Operating Condition	m ³ /h									
Converter I	"	406 / 466	283 / 325	189 / 219	213 / 264	213 / 254	157	184 / 214	126 / 156	286 / 331
Converter II	"	466 / 533	325 / 371	219 / 253	264 / 320	264 / 301	159	214 / 249	156 / 191	331 / 382
Converter III	"	533 / 583	371 / 405	253 / 279	320 / 363	301 / 307	162	249 / 274	191 / 216	382 / 421
Converter IV	"	583 / 649	405 / 451	279 / 324	363 / 419	307 / 419	165	274 / 309	216 / 251	421 / 482
Velocity in the Converters										
Converter I	m/sec.	0.132 / 0.151	0.092 / 0.105	0.091 / 0.105	0.102 / 0.127	0.102 / 0.127	0.073	0.085 / 0.103	0.061 / 0.075	0.132 / 0.158
Converter II	"	0.151 / 0.172	0.105 / 0.120	0.105 / 0.122	0.127 / 0.153	0.127 / 0.145	0.074	0.103 / 0.120	0.075 / 0.092	0.153 / 0.183
Converter III	"	0.395 / 0.431	0.120 / 0.131	0.122 / 0.134	0.153 / 0.174	0.145 / 0.147	0.076	0.120 / 0.132	0.092 / 0.104	0.133 / 0.202
Converter IV	"	0.431 / 0.430	0.131 / 0.146	0.134 / 0.151	0.174 / 0.201	0.147 / 0.150	0.077	0.132 / 0.148	0.104 / 0.121	0.202 / 0.226

x) Cooling Oil

5352

Basis of Calculations & Interrelationships	Formstein	Schulzen	Converter 4.1 with Linear Salesian Bismuth (H. Post)	Stall 804
Operating Press. atm Thruput: a) Coal (Make-up) b) Coal Paste	700 11000 23000	kg/h kg/h kg/h	600 7 kg/h 17.5 kg/h	700 577 kg/h 1940 kg/h Paste Plus 267 kg. Feedline Oil
Gas Thruput: a) Paste Gas b) Cold Gas	25000 25000	m ³ /h m ³ /h	21 12.00	2020
Converter Gas (Outlet)	41250	"	16	4150
Leddown Gas	440	"	0.11	75
Product Gas	400	"	0.4	41
Product	14000	kg/h	7.8 kg/h	852 kg
Leddown	6000	"	8.4	1340
Mean Converter Temp.	4800	"	450°	4680 C. (max.)
Prod. as Vapor at 1 atm, 150C (Mol. Wt. = 250)	1340	m ³ /h	0.95	32
Total Gas Vol./h, 150C	43420	"	37.26	4350
Total Gas Vol./h @ Operat. Conditions	191.5	"	0.34	15.7
Volume of Liquid (Spec. Grav. = 0.5)	20	"	0.0152	2.63
Total Thruput/h	207.5	"	0.1552	18.34
Sizes:				
Conv.: No. per Stall				
L.D. mm	840	mm	170	2
Length betw. Inlet & Outlet	17.7	m	2250	18.4
Free Cross-Section	550	cm ²	35	850
Total Conv. Vol.	26.46	m ³	7.85	1.6
Catchpot: L.D. mm	540	mm	(7)	330
Length	12.0	m (10 a)	1.7	7
Free Cross-Section	530	cm ² (566C or 4)	(Free space from bottom to catchpot outlet)	960
Total Volume	7.4	m ³ (3.26 m ³)	5	0.54
of which for Leddown	1.6	m ³ (1.00 m ³)	1.75	0.276
Mean Velocities in:				
I) Converter				
1) Gas plus Liquid Calculated Homogeneous Mixture	10.4	cm/sec	1.240	6
2) @ 40% Full				
a) for Product Gas	16.1	cm/sec	1.060	2.36
b) for Liquid	3.0	"	0.29	2.11
II) Catchpot				
a) in Prod. Gas Section	9.4	"	1.74	4.51
b) in Liquid Section (calculated for width of catchpot)	0.78	"	0.13	0.77
Residence Times in Converter				
1) Gas plus Liquid Calculated as Homogeneous Mixture	408	sec.	148	314
2) @ 40% Full				
a) for Product Gas	296	"	121	220
b) for Liquid	280	"	77.5	851
III) Catchpot				
a) in Prod. Gas Section	51.7	" (40.80)	108	23.5
b) Liquid Section	280	" (245)	393	258
1) Cylindrical Space				

L. Ph-151

Schwefel 7-357
K13

Hochdruckversuche
Lu 1

1. 12. 1943. Pf
Geheim

- 1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 1 des Gesetzes über den Schutz von Staatsgeheimnissen vom 22. April 1934 (RGBl. I S. 241 ff.).
- 2. Verbreitung oder Verstoß gegen dieses Gesetz ist strafbar.
- 3. Nachdruck, Verbreitung oder sonstiger Gebrauch ohne schriftlichen Vermerk ist untersagt.

Schwefelbilanz der Hydrierwerke.

In beiliegender Tabelle 1 sind die Einsätze an gebundenem und elementarem Schwefel in die Hydrierwerke aufgeführt. Gebundener Schwefel liegt in Rohstoff und in S-Phase-Kontakten vor, elementarer Schwefel wird in einigen Werken der Kohle, in allen Werken mit Ausnahme von Lützkendorf und Zeitz dem a- und b-Mittelöl, letzterem meist als H₂S, zugegeben.

Die Gesamtproduktion aller Hydrierwerke, in Autobenzin ausgedrückt, beträgt 3,55 Mill. jato.

Je 100 000 jato Autobenzin ergibt sich ein Schwefelanfall von 5 110 to bzw. Überschuß von 4 240 to, der sich wie folgt aufteilt:

1 090 to	2 900 to	1 120 to
im ÖWG	im Hygas, Wasser u. Prod.	in Rückständen
	abzgl. Eigenbedarf	
	von 870 to	
	= 2 030 to.	

Gewinnbar ist der Schwefel aus ÖWG, Hygasen und Wasser = 3 120 to. Die Ausbeute liegt bei etwa 80 % = 2 500 to.

Tabelle 2 enthält spezifische Zahlen für Schwefeleingang im Rohstoff und Kontakt und an Rückständen geb. Schwefel.

*Herbert
Günther*

2 Tabellen.

Hold for 2 Tables

500 T-357 2. 72. 43

Duplicat

Die 12. als Staatsgeheimnis im Reichsgesetzblatt Nr. 25433, in der Fassung des Reichsgesetzes vom 15. Juli 1934.

Zusammenstellung über die Schwefellage in den deutschen Hydrierwerken.

2. Erzeugung von Schwefel, bei der die Schwefelmenge als „Einsparung“ bezeichnet wird.
3. Erzeugung unter Verantwortung der Betriebe unter geschützten Verhältnissen.

Im folgenden ist versucht worden, möglichst erschöpfend über den Eingang von Schwefel in den Rohstoffen, die Erzeugung von Schwefel bzw. schwefelhaltigen Produkten, sowie den Bedarf oder Eigenverbrauch von Schwefel der deutschen Hydrierwerke zusammenzustellen. Diese Zusammenstellung kann keinen Anspruch auf Vollständigkeit erheben, zumal es sehr schwierig war, die in jedem Werk anderen Verhältnisse auch nur einigermaßen zu erfassen und zu vergleichen. Der Sinn dieser Arbeit war ja der, möglichst schnell festzustellen, ob die Schwefelerzeugung kurzfristig gesteigert, der Bedarf verringert werden kann. Darüberhinaus wurde festgestellt, ob noch Schwefel durch Planung von Neu-Anlagen nutzbar gemacht werden kann. Die Untersuchung wurde auf Hydrierwerke beschränkt, wobei natürlich bei Leuna die den anderen Produktionen entsprechenden Anteile mit berücksichtigt wurden. Das Werk Lützkendorf, welches in der Hauptsache ein Fischerwerk ist, wurde ebenfalls mit in die Betrachtung hereingezogen. Es ist beabsichtigt, die anderen Fischerwerke noch einmal getrennt zu erfassen, obwohl es fraglich ist, ob nennenswerte Schwefelmengen bei diesen Werken gewonnen werden können.

Der von Herrn Dr. Pohland gelegentlich geäußerte Wunsch, einen Einblick zu bekommen, wie gross der Schwefelbedarf oder die Schwefelerzeugung auf die Einheit der erzeugten Treibstoffe ist, kann von vornherein nicht befriedigt werden, weil die Rohstoffe der einzelnen Werke zu verschieden sind. Ausserdem wäre es nicht möglich, bei allen Werken die Schwefelmengen gleichmässig zu erfassen, bei einigen Werken konnte nur der H_2S bei anderen der Gesamt-Schwefel eingesetzt werden. Auch der Wunsch, die zur Beschwefelung eingesetzten Mengen Kreislaufschwefel (in H_2S bzw. el. S) bezogen auf die Produktionseinheit anzugeben, war nicht möglich.

Zusammenfassend kann über alle Hydrierwerke gesagt werden, dass grosse Schwefelmengen der Erzeugung bis jetzt nirgends entzogen wurden, so dass sich die Einsparung oder Mehrerzeugung, die sich kurzfristig erzielen lässt, verhältnismässig gering ist. Im folgenden sei kurz über das Resultat der Untersuchung der einzelnen Werke folgendes gesagt:

Bei allen Werken ist nur das Rohmaterial betrachtet worden, dessen Schwefelgehalt für die Gewinnung überhaupt nur in Frage kommt. So wurde die Kohle für Dampf- und Krafterzeugung in Kesselhäusern ausser acht gelassen, weil es von vornherein abwegig ist, das SO_2 in Rauchgasen gewinnen zu wollen.

Betrachtet wurden die Werke:

1. Leuna
2. Brabag Böhlen
3. " Magdeburg
4. " Zeitz
5. Scholven
6. Gelsenberg
7. Union-Wesseling
8. ~~Werk~~ Brück
9. Pölitze
10. Wintershall Lützkendorf
11. Blechhammer

537

4188

1.) Für 1943 bis Ende 44 geschätzte Schwefel-Erzeugung.

	Elementar- schwefel	SO ₃ -S	S in Gasrei- nigungsmasse <i>(incl. Koke- reigas)</i>	in Stark- wasser n. Leuna	zusätzl. S-Verbrauch
	jato	jato	jato	jato	jato
Leuna	48 000	8 000	1 000	-	-
Böhlen Brabag	4 600	1 450	2 185	-	-
Magdeburg	3 800	-	2 400	-	-
Zeitz	5 900	-	1 150	-	-
Scholven	2 300	-	?	830	-
Gelsenberg	2 000	?	400	?	?
Wesseling	-	-	-	6 000	-
Brüx	-	-	-	2 000	→ 1 700
Pölitze	-	660	-	-	→ 240
Lützkendorf	-	5 200	-	-	-
Bleohammer	-	-	-	830	→ 9 000
Gesamt	71 800	10 510	5 735	830	~ 9 000

2.) Es tritt also an Mehrerzeugung bzw. Minderbedarf im Zeitraum

1943/44 auf:

Leuna	+ 3000 S + 1000 SO ₃ -S
Böhlen	+ 1450 SO ₃ -S
Magdeburg	+ 2800 SO ₃ -S (in Wolfen)
Scholven	+ 2000 S
Wesseling	- 4000 S (Einsparung)
Brüx	- 300 S (Einsparung)
Pölitze	+ 660 SO ₃ -S - 1700 S (Einsparung 1943) - 220 EI-S (Einsparung 44)

~ 27000, davon 11000 S + 6000 SO₃-S

3.) Durch verhältnismässig kleine apparative Ergänzungen, die unbedingt durchgeführt werden sollten, sind schnell zu erzielen:

in Leuna	1000 jato S
in Böhlen	320 "
in Zeitz	700 " (jetziger Zustand) + 1200 S (ab Mitte 1944)

~ 2020 - 3000

4.) Durch Errichtung von neuen Gasentschwefelungsanlagen ^{Körschen} wären zu ge-
winnen? werden:

Leuna	2800 jato S (wohl kaum lösbar)
Gelsenberg	1000 "
Lützkendorf	6000 "
Gesamt	9800

5) Durch Errichtung von Nasskatalyse-Anlagen hinter Clausöfen wären zu gewinnen:

Böhlen	1270	jato	SO ₂ -S
Magdeburg	700	"	"
Zeitz	1100	"	"
Scholven	1080	"	"
Wesseling	1200	?	"
Lützkendorf	1200	"	"

6550

Ausserdem wird die Frage bearbeitet, ob der Hydrier-Schwelrückstand von Leuna beim Gips-Schwefelsäure-Verfahren in Niedersachswerfen oder Wolfen untergebracht werden kann, wobei im Höchsthalle bei Anfall des Gesamt-Schwefels als SO₂ 20 000 jato S bei Einsatz des Sulfid-Schwefels 11 000 jato S gewinnbar wären. Ferner steht noch das Ergebnis des Versuches aus die in Wesseling bei der Kohle-Hydrierung eingesetzten 5000 - 6000 jato S durch schwefelhaltige Gasreinigungsmassen, die nicht zur Abröstung bzw. Extraktion eingesetzt werden kann, zu ersetzen. Ausserdem läuft z.Zt. der Versuch, 1080 jato Elementarschwefel, die in Pöhlitz bei der Rückstands-Aufbereitung eingesetzt sind, ebenfalls durch entsprechende Gasreinigungsmassen zu ersetzen, wobei der Schwefel, der jetzt von Pöhlitz selbst erzeugt wird, freigemacht würde.

Es ist empfehlenswert, obige Gesichtspunkte mit dem zuständigen Sachbearbeiter beim Reichsamt zu besprechen und den in Frage kommenden Firmen gegebenenfalls entsprechende Auflagen zur Durchführung dieser Projekte oder eines Teiles derselben zu machen.

3. in der Hydrierung:

Hy-Rückstand 19344, Ölverluste und
Reinbenzin

19 725

4. Restgas der Düngase/-

Konzentrierung 1085, Reparaturen im
H₂S-Netz 72, ins Ammonsulfat 390, Gesamt-
fehlmenge 1483

3 030

nicht vermeidbare Verluste

34 339

34 339

b) bedingt gewinnbar

Über Dach gegebenes Clausabgas mangels

Kühlkapazität der H₂SO₄-Fabrik

1 199

Schwefel im Phenol-Begasungsgas II. Stufe

1 058

in Mischkraftgas

2 843

5 100

5 100

92 440

Zu den verloren gehenden bedingt gewinnbaren Schwefelmengen in Leuna ist folgendes zu sagen: Die über Dach gegebene Clausabgasmenge von etwa 1200 tato S, die sich im Laufe des Jahres 1943 noch über 2000 tato S erhöhen dürfte, wird durch die indessen hereingekommene Verstärkung der Gaskühlung verarbeitet werden können. Dagegen ist neu hinzugekommen eine Zunahme von Ausfällen durch Reparaturen an Abhitzekesseln und Öfen mangels Reserve. Ein entsprechendes Programm ist in Vorbereitung und die derzeitige Lage, die für das kommende Jahr einen Verlust von 2000 tato S im Clausofen und 1000 tato S in Säure durch Kessel-Reparaturen erwarten läßt, dem Reichsamt zur Kenntnis gebracht worden.

Die in der II. Stufe des Phenolbegasungsgases jetzt noch in ein Kesselhaus zur Verbrennung kommenden etwa 1000 tato S als niedrigprozentiger H₂S könnten gewonnen werden, wenn eine entsprechende Leitung gelegt wird. Das Eisen für die Leitung ist genehmigt, es gelang jedoch noch nicht, die für die Ausführung notwendigen 10 t Baueisen freizumachen.

Die im Mischkraftgas bzw. Heißgas enthaltenen und ebenfalls zur Verbrennung kommenden etwa 2800 tato S könnten aus diesem Gas entfernt und zur Gewinnung gebracht werden, wenn eine entsprechende Anlage errichtet wird. Da diese Schwefelmenge in einer Gesamtmenge von mehr als 900 Mill. m³ Gas enthalten ist, also der Schwefel nur in einer Konzentration von etwa 3 g/m³ vorliegt, kommt für eine Entschwefelung nur eine Aktivkohle- oder Trockenreinigungsanlage in Frage, die auf die tato S berechnet eine sehr hohen Eisenbedarf haben dürfte.

Vorschläge und Versuche zur Ausnützung des im Hydrier-Schwefelrückstand
verlorengehenden Sulfid-Schwefels.

541

Besonders reizvoll ist die Aufgabe, die in ^{der} etwa 20.000 tato im Hydrierungsrückstand verlorengehenden Schwefelmenge enthaltene etwa 11.000 tato betragende Sulfid-Schwefelmenge zu gewinnen. Der auf den früheren Sitzungen des technischen Ausschusses gemachte Vorschlag, diesen Schwefel durch Abrösten für Schwefelsäure-Herstellung nutzbar zu machen, ist in Ludwigshafen bearbeitet worden, führte wegen der zu geringen Konzentration aber nicht zum Ziele. Der zweite Vorschlag, durch Verwendung von Abfallsäure den Sulfid-Schwefel des Rückstandes als H₂S zu gewinnen und einem Clausofen zuzuführen, ist in eingehenden umfangreichen Versuchen in Leuna untersucht worden. Dabei wurde gefunden, daß von den etwa 11.000 tato Sulfid-Schwefel die in 44000 tato Schwefelrückstand enthalten sind, unter Aufwendung von 18.000 tato konzentrierter wässriger Salzsäure

3

I. Leuna.

an der Erzeugung

Bei der Schwefel-Bilanz Leuna ist selbstverständlich nicht nur die Hydrierung betrachtet worden, da für die Erfassung von Schwefel auch die anderen eng damit zusammenhängenden Produktionszweige, Stickstoff und Methanol, wesentlich beteiligt sind. Um möglichst Schwankungen auszugleichen, wurde die Schwefel-Bilanz auf das Jahr 1942 abgestellt, sie wird sich 1943 prinzipiell nicht sehr stark ändern, bis auf unvermeidbare Verluste, die durch Reparaturen in den Schwefelgewinnungsanlagen eingetreten sind.

Schwefeleingang in Rohstoffen (gesamt S)	jato S	jato S
I. Hydrierung:		
in Hy-RBK	54 342	
in Teer und Ölen	2 469	
	56 811	56 811
II. Vergasung:		
Koks und Hartgrude	13 676	
RBK + Grude für Wassergas und Kraftgas	19 210	
	32 886	32 886
III. Starkwasserverarbeitung		
	2 743	2 743
	Gesamt:	92 440

Die für die 3 oben genannten Produktionszweige benötigten Synthesegase werden teilweise in einer Aktivkohle-Anlage, teilweise in Alkazidanlagen entschwefelt. Die aus der Hydrierung stammenden Rückgase werden vor ihrer Weiterverarbeitung weitgehend ebenfalls in Alkazidanlagen entschwefelt. Die aus den Alkazidanlagen kommende H₂S-Mengen werden zusammen mit dem abgetriebenen H₂S der Starkwasser-Verarbeitung einem Clausofen-Betrieb zugeführt, auf Elementarschwefel und das Clausofenabgas in einer Petersen-Turmanlage mit einer Ausbeute von etwa 99 % auf 75 %ige Schwefelsäure verarbeitet.

Zur Beschwefelung in der Hydrierung wurden 1656 jato S als H₂S im Kreislauf geführt, das sind 2,9 % des in die Hydrierung eingeführten Schwefels. Bei der Betrachtung der oben geschilderten Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

Eingebracht	92 440 jato Ges.-S
<u>Gewonnen</u> Elementar-S über Aktivkohle	9 395 jato S
Elementar-S am Clausofen	35 473 "
S als 75 %ige H ₂ SO ₄	7 811 "
S in Kontakt	269 "
A in Ammonbilsälfitt	56 "
	53 001 jato S 53 001

Verluste

a) nicht vermeidbare

1. bei der Koksverarbeitung:
Kokswassergas 210, Asche, Schlamm, Rückkühlwasser 1500, in Reingasen 960, Meßfehler 94

4 864

540

2. bei der RBK-u.Grude-Verarbeitung:
unverwertbares Begasungsgas Stufe II 3830, Asche, Staub etc. mit Halde 2890

6 720

nach

3. in der Hydrierung:		
Hy-Rückstand 19344, Ölverluste und Reinbenzin	19 725	
4. Restgas der Düngaschlamm- Konzentrierung 1085, Reparaturen im H ₂ S-Netz 72, ins Ammonsulfat 390, Gesamt- fehlmenge 1483		
	3 030	
nicht vermeidbare Verluste	34 339	34 339
b) bedingt gewinnbar		
Über Dach gegebenes Clausabgas mangels Kühlkapazität der H ₂ SO ₄ -Fabrik	1 199	
Schwefel im Phenol-Begasungsgas II. Stufe	1 058	
in Mischkraftgas	2 843	
	5 100	5 100
		92 440

Zu den verloren gehenden bedingt gewinnbaren Schwefelmengen in Leuna ist folgendes zu sagen: Die über Dach gegebene Clausabgasmenge von etwa 1200 jato S, die sich im Laufe des Jahres 1943 ^{noch} über 2000 jato erhöhen dürfte, wird durch die indessen hereingekommene Verstärkung der Gaskühlung verarbeitet werden können. Dagegen ist neu hinzugekommen eine Zunahme von Ausfällen durch Reparaturen an Abhitzeesseln und Öfen mangels Reserve. Ein entsprechendes Programm ist in Vorbereitung und die derzeitige Lage, die für das kommende Jahr einen Verlust von 2000 jato S im Clausofen und 1000 jato in Säure durch Kessel-Reparaturen erwarten läßt, dem Reichsamt zur Kenntnis gebracht worden.

Die in der II. Stufe des Phenolbegasungsgases jetzt noch in ein Kesselhaus zur Verbrennung kommenden etwa 1000 jato S als niedrigprozentiger H₂S könnten gewonnen werden, wenn eine entsprechende Leitung gelegt wird. Das Eisen für die Leitung ist genehmigt, es gelang jedoch noch nicht, die für die Ausführung notwendigen 10 t Baueisen freizumachen.

Die im Mischkraftgas bzw. Heizgas enthaltenen und ebenfalls zur Verbrennung kommenden etwa 2800 jato S könnten aus diesem Gas entfernt und zur Gewinnung gebracht werden, wenn eine entsprechende Anlage errichtet wird. Da diese Schwefelmenge in einer Gesamtmenge von mehr als 900 Mill. m³ Gas enthalten ist, also der Schwefel nur in einer Konzentration von etwa 3 g/m³ vorliegt, kommt für eine Entschwefelung nur eine Aktivkohle- oder Trockenreinigungsanlage in Frage, die auf die jato S berechnet eine sehr hohen Eisenbedarf haben dürfte.

Vorschläge und Versuche zur Ausnützung des im Hydrier-Schwefelrückstand
verlorengelenden Sulfid-Schwefels.

Besonders reizvoll ist die Aufgabe, die in ^{der} etwa 20.000 jato im Hydrierungsrückstand verlorengelenden Schwefelmenge enthaltenen etwa 11.000 jato betragende Sulfid-Schwefelmenge zu gewinnen. Der auf den früheren Sitzungen des technischen Ausschusses gemachte Vorschlag, diesen Schwefel durch Abrösten für Schwefelsäure-Herstellung nutzbar zu machen, ist in Ludwigshafen bearbeitet worden, führte wegen der zu geringen Konzentration aber nicht zum Ziele. Der zweite Vorschlag, durch Verwendung von Abfallsäure den Sulfid-Schwefel des Rückstandes als H₂S zu gewinnen und einem Clausofen zuzuführen, ist in eingehenden umfangreichen Versuchen in Leuna untersucht worden. Dabei wurde gefunden, daß von den etwa 11.000 jato Sulfid-Schwefel die in 440000 jato Schwefelrückstand enthalten sind, unter Aufwendung von 18.000 jato konzentrierter wässriger Salzsäure

etwa 6000 jato H_2S als 25 Vol-%iger H_2S gewinnbar wären. Dies würde sich durch Verarbeitung eines anderen H_2S -haltigen Filterkuchens um 800 jato H_2S mit einem Aufwand von 12.000 jato konzentrierter wässriger Salzsäure erhöhen. Teilweise ließe sich diese Salzsäure durch Schwefelsäure ersetzen. Es sind auch nicht annähernd derartige Mengen Abfallsäure zur Verfügung, daß dieses Projekt durchgeführt werden könnte, abgesehen von den apparativen Schwierigkeiten, die erst durch umfangreiche Versuche überwunden werden müßten. Für den Einsatz an Transportmitteln für Abfallsäure und Investierung für die Aufarbeitungs-Apparatur kann sicher an anderer Stelle in kürzerer Zeit eine entsprechende Schwefelmenge, beispielsweise aus Schwefelgasen, nutzbar gemacht werden. Auf der letzten Sitzung des technischen Ausschusses in Nordhausen wurde nun ein dritter Vorschlag gemacht, den Rückstand bei der Gips-Reduktion zu SO_2 -haltigem Gas auf dem Sinterband im neuen Schwefelwerk Niedersachswerfen nutzbar zu machen, wobei unter Umständen der Transport des Schwelrückstandes gleichzeitig mit den leer von Leuna zurückfahrenden Gipszügen ermöglicht werden könnte. Da der Schwelrückstand sehr viel Eisen enthält, könnte gleichzeitig der sowieso für die Zementherstellung auf dem Sinterband notwendige Eisenzuschlag, der einen Teil des Reduktionskoksens durch den im Schwelrückstand enthaltenen brennbaren Anteil ersetzt und der SO_2 -Gehalt des Reaktionsgases durch den Schwefelgehalt des Rückstandes erhöht werden. Entsprechende Proben des Schwelrückstandes sind an die Lurgi zum Versand gebracht worden. Zu demselben Zweck ist eine Probe Schwelrückstand an Herrn Dr. Reißmann, I.G. Wolfen, gesandt worden.

II. Hydrierwerk Böhlen.

Es werden Teers und Öle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Vergasung von Böhlemer-ASW-Grude erzeugt.

Als Grundlage für eine Jahres-Schwefel-Bilanz wurde der jetzige Produktionszustand nach Wiederinbetriebnahme der Schwefelsäure-Fabrik gewählt.

<u>SchwefeLeingang in Rohstoffen</u>	jato S	
Grude	6 870	
Teer, Leichtöl	6 390	
Reinigungsmasse von Leuna (Kontakt)	125	
	<u>13 385</u>	13 385

Der im Winkler-Wassergas als H₂S erscheinende Schwefelanteil aus der Grude wird zu etwa 1/3 in einer Alkazid-Grobwäsche, der Rest in einer Trockenreinigungsanlage entfernt.

Die in die Hydrierung eingehende Schwefelmenge, die sich im Reich- und Armgas wiederfindet, wird in Alkazidanlagen entfernt.

Der in den Alkazidanlagen gewonnene H₂S wird in einer Clausanlage auf El-S, das Clausrestgas in einer Lurgi-Maßkatalyse auf 78%ige Schwefelsäure verarbeitet (s.Zt. Ende Nov. 1943 beim Wiederanfahren).

Die Gasreinigungsmasse fällt in einer solchen Form an, daß sie vollständig zur Abröstung an die chem. Fabrik v. Heyden in Dresden geliefert werden kann, wo der Schwefel ebenfalls auf Schwefelsäure verarbeitet wird.

Zur Beschwefelung in der Hydrierung werden 290 jato S in Form von H₂S im Kreislauf geführt d.s. ~ 2,2 % des Gesamtschwefels in Rohmaterialien und ~ 4,5 % des in die Hydrierung eingebrachten Schwefels.

Bei Betrachtung der oben geschilderten Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

<u>Eingebracht</u>	13 385 jato Ges.-S	
Gewonnen in El-S am Clausofen	4 580 jato S	
als 78 %ige H ₂ SO ₄	1 450 "	
in Gasreinigungsmasse	<u>2 185 "</u>	
	8 215 jato S	8 215

Verluste

a) nicht vermeidbare

2590 S in Multiklonstaub + Asche Kraftwerk)		
323 S in " + Halde)	2 913	
Reinbenzin 36, Hy-Rückstände verharzt 225,		
Sulfid-u. Phenolatlaugen 149, Rest in Hy-		
Reingas (Heizgas) 59, mit Reinwassergas 33,	714	
Kamin H ₂ SO ₄ -Fabrik 92, Wkl. Abw.-Begasg. II 120		
	<u>3 627</u>	3 627

b) bedingt gewinnbar

1. In vertragsmäßig an die ASW als Heizgas abgegebenes nicht entschwefeltes Hy-Armgas, das wegen Überlastung bzw. wegen der derzeitigen Leitungsführung nicht entschwefelt werden kann	323	
--	-----	--

2. Ein Teil des bei der Begasung von Ab-
wässern anfallenden H₂S wird im Claus-
ofen verarbeitet, ein Teil, nämlich 690

~~jato-fallen-als-Clausofen-unwürdig-an-und~~
~~geht-über-eine-Nachverbrennung-in-den~~
Kamin

690

könnte aber bei ausreichender Kapazität auf
Schwefelsäure verarbeitet werden.

3. Die Naßkatalyse-Anlage, die ursprünglich
für Brabag Magdeburg geplant war, ist für
Böhlen zu klein. Es könnten daher 580 jato S
nicht auf Säure verarbeitet werden.

580

1 593

1 593

Zu den bedingt gewinnbaren Schwefelmengen von insgesamt 1 590 jato ist zu
sagen, daß die 323 jato in den an die ASW gelieferten Hy-Rückgas vielleicht mit
dem übrigen Rückgas gewonnen werden können. Ob und mit welchem Mitteln sich die
notwendige Leitungsführung durchführen läßt, wird z.Zt. von der Brabag untersucht.
Desgleichen ist von der Brabag in Bearbeitung, den stark überlasteten Clausofen,
der infolge dessen nur eine Ausbeute von etwa 80 % hat, durch Umbau auf 85-90 % zu
bringen, wodurch etwa 300-500 jato der bedingt gewinnbaren Menge von 1590 jato als
Elementarschwefel anfallen würden. Auf jeden Fall könnten etwa 1000 jato nur als
Schwefelsäure gewonnen werden, wenn es gelingt, die Naßkatalyse-Anlage zu steigern,
bzw. dieselbe zu erweitern.

5a

548

III. Brabag Magdeburg.

Es werden Teere und Öle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Grude-
Vergasung im Winkler-Generator hergestellt. Als Grundlage für eine Jahres-Bilanz
wurde die Produktion Juli 1943 genommen. Da dieser Monat etwas höher liegt als die
anderen wurden die Jahreszahlen abgerundet.

<u>Schwefeleingang in Rohstoffen</u>	jato S	
Grude	5 900	
Teer und Öl	4 900	
	10 800	10 800

Der im Winkler-Wassergas als H₂S erscheinende Schwefelanteil aus der Grude wird vollständig in einer Trockenreinigungsanlage entfernt. Die dabei anfallende Gasreinigungsmasse hat eine solche Schwefelaufladung, daß ebenso wie bei den anderen Brabag-Werken sie durch Abwäsung in der chem. Fabrik v. Heyden in Dresden auf H₂SO₄ aufgearbeitet werden kann. Etwa die Hälfte des im Grudekoks vorliegenden Schwefels, nämlich etwa 2800 jato S, wovon wiederum weniger als die Hälfte als Sulfid-S vorliegt, wird jetzt beim Naßentfernen des Multiklonstaubes durch Begasung ausgetrieben und geht hinter der Nachverbrennung in den Clausofenkamin. Wie bei anderen Hydrierwerken dieses Begasungsgas durch Konzentrieren mit Alkaidlauge in ein Clausofenwürdiges Gas zu verwandeln und damit als Elementarschwefel zu gewinnen, entfällt, weil binnen Kurzem der Multiklonstaub trocken gewonnen an I.G. Wolfen verkauft wird, wo er als Brennmaterial in der Gips-Schwefelsäure zum Einsatz kommt. Dadurch kommt automatisch der Sulfid-Schwefel und wahrscheinlich der größte Teil des als Sulfat-schwefel vorliegenden Schwefels der SO₂-Erzeugung bzw. der Schwefelsäure-Erzeugung Wolfens zugute. Die in die Hydrierung eingehende Schwefelmenge, die im Reichgas und Armgas anfällt, wird in einer Alkaidanlage als H₂S und im Clausofen als Elementarschwefel gewonnen. Das Clausofenabgas geht über Dach.

~~Der in der Alkaidanlage gewonnene H₂S wird in einer Clausanlage auf H₂S, das Clausrestgas über Dach geschickt. Die Aufarbeitung dieses Clausrestgases auf H₂SO₄ in einer Naßkatalyse-Anlage war vorgesehen, die Anlage ist jedoch aus verschiedenen Gründen bei Brabag Böhlen zur Aufstellung gekommen.~~

Es wird kein H₂S und kein Elementarschwefel zur Beschwefelung in der Hydrierung im Kreislauf geführt. Bei Betrachtung der eben geschilderten Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

<u>Eingebracht</u>		10 800 jato Ges-S
<u>Gewonnen in Elementarschwefel an Clausofen</u>	3 800 jato S	
<u>in Gasreinigungsmasse</u>	2 400 "	
	6 200 jato S	6 200

Verluste

a) nicht vermeidbare

in Gas, Staub, Vorlagewasser usw.	700	
in Reinbenzin, Hy-Rückstände, Ölverluste, Reste in Reingasen usw.	400	
	1 100	1 100

b) bedingt gewinnbar

1. Clausabgas. Könnte bei Errichtung einer Naßkatalyse aufgearbeitet werden.	700	
2. Ab Januar 1944 in nach Wolfen geschicktem Multiklonstaub ganz oder teilweise als SO ₂ anfallend	2 800	
	3 500	

Ob die Errichtung einer NaSkatolyse für 700 tato S - etwa 17.000 tato SO₂ als 78 %ige H₂SO₄ lohnt, ist fraglich. Brabag-Magdeburg selbst war der Annahme, daß es besonders erwünscht ist, Elementarschwefel zu haben und wäre geneigt, bei entsprechender Kontingentierung wie bei den anderen Brabag-Werken einen Teil des Schwefelwasserstoff des Winkler-Wassergases in einer vorgeschalteten Alkaidanlage herauszuholen und im Clausofen mit als Schwefel zu gewinnen. Es wurde jedoch herausgestellt, daß es zunächst nicht in Frage kommen wird, Eisen und anderes Material zu investieren, wenn der Schwefel sowieso als H₂SO₄ aus der Trockenreinigungsmasse gewonnen wird, was bei Brabag Magdeburg der Fall ist.

IV. Prabar Zeitz.

Es werden Teere und Öle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Grude-Vergasung im Winkler-Generator hergestellt. Als Grundlage für eine Jahres-Bilanz wurden die erreichbaren Zahlen der Monate Januar bis September 1943 benutzt und auf 1 Jahr umgerechnet.

<u>Schwefelzugang in Rohstoffen</u>	jato S	
Grude	10 100	
Teer und Öl	6 720	
	16 820	16 820

Der im Winkler-Wassergas als H₂S erscheinende Schwefelanteil wurde früher in einer Trockenreinigungsanlage entfernt. Nach Umstellung der Grude-Lieferung von ASW Hirschfelde auf ASW Esphnhain konnte infolge zu hohen Schwefelgehaltes die Trockenreinigungsanlage das Gas nicht mehr entschwefeln. Es wurde aus vorhandenen Apparaten eine provisorische Alkaid-Vorentschwefelung zusammengestellt, deren Ersatz durch eine endgültige Anlage z.Zt. im Bau ist. Die Trockenreinigungsmasse wird nach wie vor in der chem. Fabrik v. Heyden in Dresden zur H₂SO₄-Erzeugung geliefert. Der H₂S der Alkaid-Wassergas-Vorreinigung wird zusammen mit dem H₂S der Hydrierung und Wasserbegasungsmasse der Clausanlage zugeführt. Durch Herausnahme einer Austreiberkolonne aus der Hygas-Alkaidanlage für die Winkler-Wassergas-Vorentschwefelung und durch den H₂S dieser Vorentschwefelung sind sowohl die Alkaidanlage als der Clausofenbetrieb stark überlastet, so daß nennenswerte Schwefelverluste durch Überlastung und Reparaturen und Störungen ^{entstehen} verloren gehen und auch die Schwefel-
ausbeute am Clausofen zu niedrig ist. Die Bilanz ist unvollkommen im Hinblick auf den Nachweis des mit der Winkler-Asche weggehenden Schwefels.

Eine Beschwefelung in der Hydrierung findet nicht statt. Bei Betrachtung der oben geschilderten Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

<u>Eingebracht</u>		16 820 jato Ges.-S
<u>Gewonnen</u> als Elementarschwefel	5 930 jato S	
in Gasreinigungsmasse	1 150 "	
	7 050 jato S	7 050

Verluste

a) nicht vermeidbare

in Multiklonstaub + Asche an Kraftwerk	6 270	
im Reibbenzin und Dieselöl	280	
Restgas	320	
unaufgeklärt	1 310	
	8 180	8 180

b) bedingt gewinnbar

Clausabgas + Störungsverluste infolge mangelnder Reserve	1 590	1 590
--	-------	-------

Zuden bedingt gewinnbaren Schwefelmengen ist zu sagen, daß, wie bereits im Text erwähnt, sowohl Alkaid- als Claus-Anlage überlastet sind. Nach Fertigstellung der Alkaidanlage voraussichtlich Ende 1944 wird die Alkaidanlage für Hygas wieder ausreichen. Ob das nach Steigerung der Hydrierungs-Produktion nach Hereinnahme einer Kohlekammer im Laufe des Jahres 1944 noch zutrifft, kann nicht übersehen werden. Auf jeden Fall ist die Clausanlage, die jetzt schon zu knapp ist, für die

Wassergas-

der dann anfallenden Schwefelmengen, die schon beim Wassergas schätzungsweise 20 % höher sein dürfte, die bei der Hydrierung noch nicht bekannt sind, zu klein. Es müßte rechtzeitig für eine Erweiterung, mindestens der Clausanlage, gesorgt werden.

Von Die 1590 tato bedingt gewinnbaren Schwefel sind etwa 900 tato im Clausabgas enthalten und könnten nur durch Naßkatalyse als H_2SO_4 gewonnen werden. Die restlichen 700 tato kommen als Elementarschwefel heraus, wenn die Wassergas-Alkazidanlage fertig ist. 20 % Prod.Heizgas Mitte 1944 würden 1200 tato S und 200 tato S als H_2SO_4 ausmachen, für die Claus- und Säure Kapazität geschaffen werden müßte. Die Herren bei Brabag Zeitz wurden gebeten, über die noch nicht aufgeklärten Verluste in der Hydrierung von etwa 1300 tato Aufklärung zu geben, um diesen Schwefel gegebenenfalls auch noch wenigstens teilweise nutzbar zu machen.

V. Hydrierwerk Scholven A.G., Gelsenkirchen-Buer.

Es wird Steinkohle und Gasteer hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Kokevergasung hergestellt. Als Grundlage für die Jahres-Schwefel-Bilanz wurden Tagesdurchschnittszahlen genommen, die vom Hydrierwerk Scholven für den gegenwärtigen Zustand angegeben wurden.

<u>Schwefeleingang in Rohstoffen</u>	jato S	
Hydrierkohle	3 900	
Gasteer	1 080	
Koke-O-Wassergas (nur H ₂ S-S)	<u>970</u>	
	5 950	5 950

Das Kokswassergas sowie die Hydriergase werden in Alkaidanlagen entschwefelt, der erzeugte H₂S zusammen mit dem Begasungs-H₂S der Hydrierwässer dem Clausofen zugeleitet.

Die Menge des im Kreislauf gehenden Beschwefelungs-Schwefels in Form von Brockenschwefel wird auf 500 jato S geschätzt. Bei Betrachtung der oben geschilderten Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

<u>Eingebracht</u>		5 950 jato Ges.-S
<u>Gewonnen im Clausofen</u>	2 270 jato S	
im Starkwasser nach Leuna geschickt	<u>830 "</u>	
	3 100 jato S	3 100

Verluste

a) nicht vermeidbare

Rest im begasten Abwasser	130	
Schwefelrückstand	740	
Rest im Hy-Armsgas	240	
unnachweisbar	<u>660</u>	
	1 770	1 770

b) bedingt gewinnbar

Clausabgas ev. nach Aufstellung einer Naßkatalyse	1 080	<u>1 080</u>
		5 950

Hierzu ist zu sagen, daß Scholven bis vor kurzem noch für seine Beschwefelung Schwefel beziehen mußte, aber durch Verbesserungen in der Schwefelgewinnungsanlage nunmehr zu einer Erzeugung von rund 2000 jato S kommen wird. Das Clausofenabgas könnte wie an anderer Stelle bei Aufstellung einer Naßkatalyse zu H₂SO₄ verarbeitet werden.

Die Verteilung von etwa 2900 jato S an Gasreinigungsmaschine auf Hydr. u. Kokerai wird noch festgelegt; die Masse geht an die Pulvergas.

VI. Gelsenberg-Benzin A.G., Gelsenkirchen.

Es wird Steinkohle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Koksvergasung hergestellt. Unterlagen, die für eine Bilanz dienen könnten, sind bisher noch nicht eingegangen. Das Werk wurde vor einiger Zeit von Herrn Direktor Traenkner selbst besucht und gefunden, daß eine zusätzliche Schwefelerzeugung anscheinend nicht mehr in Frage kommt. Für 1947 wurde eine Elementarschwefel-Erzeugung von 2000 tate und eine H₂SO₄-Erzeugung von 400 tate S geschätzt. Bekannt sind als vermeidbare Schwefelverluste das H₂S, das in der Druckwasserwäsche des Armgases über Dach verloren geht. Es ist geplant, diese Druckwasserwäsche auch aus anderen Gründen durch eine Alkaldwäsche zu ersetzen, ein entsprechendes Angebot ist von der Firma Dr.C.Otto ausgearbeitet worden. Bei Durchführung desselben würden etwa 1000 tate S mehr erzeugt werden. Die Angaben werden ergänzt, sobald Unterlagen dafür vorliegen.

...

...

...

...

...

...

...

...

VII. Union Rheinische Braunkohlen-Kraftstoff A.G., Wesseling.

Hydriert wird schwefelarme rheinische Braunkohle und etwas Teer. Der Hydrierwasserstoff wird durch Begasung ebenfalls von rheinischer Braunkohle in Pihtsch-Generatoren und durch Hygas-Spaltung erzeugt. Da das Wassergas infolge seines außerordentlich geringen S-Gehaltes überhaupt nicht entschwefelt zu werden braucht, entfällt die Betrachtung der Begasungskohle beim Schwefeieingang in Rohstoffen. Ebenfalls bedingt durch die Schwefelarmut der Kohle ist es notwendig, Elementarschwefel in der Kohlephase der Hydrierung zum Zwecke des Aufschlusses der Kohle zuzusetzen. Der ursprünglich angegebene Bedarf von 800-900 moto Brockenschwefel = 10.000 jato Schwefelzusatz konnte auf 400-500 moto = 5000-6000 jato S verringert werden. Über den Ersatz dieses Schwefels bzw. die teilweise Rückgewinnung aus dem Rückstand s.u.

<u>Schwefeieingang in Rohstoffen</u>		jato S	
Hydrierung			
TBK		4 600	
Teer		370	
Elementarschwefel		5 800	
		<u>10 770</u>	10 770

Die in die Hydrierung eingehende Schwefelmenge geht naturgemäß bei der schwefelarmen Kohle und dem hohen eisenhaltigen Rückstand als Schwefeleisen in diesen hinein. Was sich in den Hygasen und im Blasengas als H₂S wiederfindet, wird in der Alkazanlage herausgenommen und zur Beschwefelung der Gasphase wieder verwendet. Etwa 10 % des gesamten Hydrierschwefels, d.h. etwa 1200 jato, gehen z.Zt. in dünnen Abgasen über die Nachverbrennung verloren.

Eingebracht 10 770 jato Ges.-S

Verluste

a) nicht vermeidbare

in Hydrierrückstand		6 700 jato S	
Verluste in der Entphenolung, Entspannung			
in Restgasen, in NH ₃ -haltigem Abwasser,			
Schmutzwasser, Phenolatlaugung etc.		<u>2 870 "</u>	
		9 570 jato S	9 570

b) bedingt gewinnbar

in einem Abgas gehen in Nachverbrennung			
über Dach		1 200 "	1 200

Es könnte sein, daß bei Begasung aller zur Verfügung stehender Abwässer, wobei natürlich ihr NH₃-Gehalt eine gewisse Schwierigkeit bedeutet, die H₂S-Menge noch gesteigert werden könnte, und daß es sich lohnen würde, den Schwefel vielleicht als H₂SO₄ in einer NaSkatalyse-Anlage zu gewinnen.

Ähnlich wie bei Leuna beschrieben, liegt es mit dem schwefelhaltigen Rückstand in Wesseling, mit dem etwa 6700 jato, also etwas mehr als die in Form von Brockenschwefel zugeführte Schwefelmenge verloren geht. Auch hierfür dürfte es zutreffen, daß eine Abröstung auf SO₂-haltiges Gas oder eine Nutzarmachung durch Abfallsäure kaum in Frage kommt. Da Gips-Schwefelsäure-Anlagen in Westdeutschland nicht vorhanden sind, dürfte eine derartige Verwendung, wie sie für Leuna noch untersucht wird, auch nicht in Frage kommen. Die einzige Möglichkeit, wenigstens den großen Schwefelverbrauch von etwa 5000-6000 jato einzusparen, wäre, die Einführung von Schwefel in eisenhaltige Gasreinigungsmassen, die zur Extraktion bzw. Abröstung nicht gebraucht werden. Derartige Versuche sind mit Gasreinigungsmasse, die von der Ruhrgas an Hochdruckversuche Lu geliefert worden sind, im Gange.

Zu bemerken ist noch, daß in Wesseling besondere Kohleschwierigkeiten aufgetreten sind, die einen Ersatz des Schwefels durch Gasreinigungsmasse ohne Gefährdung der Benzol-Produktion in Frage stellen.

II. Sudetenländische Treibstoffwerke A.G., Malthauern. "Brüx".

Die Schwefelverhältnisse in diesem am kürzesten in Betrieb befindlichen Hydrierwerk sind noch etwas unübersichtlich. Endgültig wird man erst etwas sagen können, wenn sich die Verhältnisse stabilisiert haben. Soweit feststellbar, ergibt der gegenwärtige Zustand des Werkes etwa folgendes Jahres-Bilanz, wobei der Monat Juli als Grundlage gewählt wurde. Es werden hydriert Schweltoer und Öle. Der Hydrierwasserstoff wird durch Vergasung der in der Schwelanlage gewonnenen Grude erzeugt.

<u>Schwefelzugang in Rohstoffen</u>	<u>jato S</u>	
Teer	1 950	
Elementarschwefel	2 050	
Wassergas und Grude	7 800	
	11 800	11 800

Mangels genügender Unterlagen kann der in der Grude eingehende Gesamtschwefel nicht angegeben werden. Es ist jedoch für die Schwefelübersicht nicht so wichtig, weil der Anteil Schwefel, der in den Aschestaub geht, zur Schwefelerzeugung sowieso nicht in Betracht kommt, da dieser im Kesselhaus verarbeitet wird und als SO₂ verloren geht. Der in einer Konzentration von 9 g/m³ im Wassergas enthaltene Schwefel wird in einer Klöppe-Trockenreinigungsanlage entfernt. Die schwefelhaltige Gasreinigungsmasse wird in Aussig auf H₂SO₄ verarbeitet.

Die in die Hydrierung eingehende Schwefelmenge von 195 jato, verstärkt um den zugesetzten Elementarschwefel von etwa 2000 jato findet sich zum Teil in Hydrier- und Reichegas wieder. Die Hauptmenge jedoch fällt in den Hydrierwässern an. Es ist vorgesehen, die Hydrierungs-Rückgase, sowie einen Teil des bei der Begasung der Hydrierwässer bzw. Phenolwässer anfallenden Gases zur H₂S-Auswaschung in Alkaidanlagen zu verarbeiten. Der dabei gewonnene H₂S geht z.T. für die Gasphase-Begasung in Kreislauf. Zur Zeit geht ein Teil des ausgewaschenen überschüssigen H₂S über Dach. Ein Teil der Gase wird überhaupt noch nicht entschwefelt und die Entschwefelung eines Teils der Abwässer macht infolge des NH₃-Gehaltes derselben erhebliche Schwierigkeiten. Es ist ein Clausofen im Bau und dürfte Mitte 1944 anfahrbar sein, der die überschüssige H₂S-Menge auf Schwefel verarbeiten kann. Man kann damit rechnen, daß ^{vielleicht} der Bedarf, der z.Zt. 170 tonte Elementarschwefel beträgt, um 100 tonte zurückgehen wird, d.h. es würden dann jährlich noch etwa 800-900 jato S statt jetzt 2000 jato gebraucht werden. Langegenüber ist zu bemerken, daß die Produktionsleistung des Werkes im Laufe des kommenden Jahres verdoppelt wird, so daß auch der Schwefelbedarf sich verdoppelt.

Im Ganzen ist zu sagen, daß bei endgültigem Ausbau des Werkes und bei in Betrieb befindlichem Clausofen doch wieder ein Bedarf von knapp 2000 jato El-S auftreten wird. Bei Betrachtung der oben geschilderten Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

	<u>jetziger Zustand</u>	<u>jetziger Zustand n. Entschw. aller zu entschwef. Gase und Inbetriebsetzung des Clausofens</u>	<u>dasselbe nach Verdoppelung d. Kapazität</u>
<u>Eingebracht</u>	11 800	11 800 10 600	23 600
	(el S-Bedarf 2 050)	(el S zus. 850) < 5000 (el S Erz. 1200) < 2000	(el S zus. 170 (el S Erz. 240)
<u>Gewonnen</u>	8		
in Gasreinigungsmasse	7 800	7 800	15 600
in Elementarschwefel ?	-	(1 200) < 2000	(2 400)
<u>Verluste</u>			
z.Zt. nicht vermeidbare	4 000	2 800	5 600

Dr. Arnold Jeltsch

L Rh-101

T-357

General

AMMONIAKWERK MERSEBURG
GESELLSCHAFT MIT BESCHRÄNKTER HAFTUNG

LEUNA WERKE, DEN 13.12.1943
KREIS MERSEBURG

Herrn
Direktor Dr. P i e r
I.G. Farbenindustrie A.G.

Ludwigshafen a.Rh.

Verabredungsgemäß übersende ich Ihnen ein Exemplar der Zusammen-
stellung über die Schwefellage in deutschen Hydrierwerken zur Kenntnis
und vertraulichen Verwendung.

Mit besten Grüßen und

Heil Hitler!

Ihr

A. A. Jeltsch
Richardt (fin)

1 Anlage

4177

✓

558

L. Th-101

Geheim!

7-357

KK3

- 1. Dies ist ein Staatsgeheimnis im Sinne des § 88 StGB.
- 2. Weitergabe nur verschlossen, bei Weiterführung als „Einführung“.
- 3. Aufbewahrung unter Verantwortung des Empfängers unter geficherter Verabreichung.

Zusammenstellung

Über die Herstellung von den deutschen Hydrogenperoxid.

In folgenden ist vorzulegen, was für die Erzeugung von Wasserstoffperoxid in den Fabriken, die herkömmlich von Schwefeltrioxid hergestellt werden, durch den Einsatz von Schwefeltrioxid aus Schwefeltrioxid hergestellt werden kann. Die Erzeugung von Wasserstoffperoxid in den Fabriken, die herkömmlich von Schwefeltrioxid hergestellt werden, durch den Einsatz von Schwefeltrioxid aus Schwefeltrioxid hergestellt werden kann.

Die Erzeugung von Wasserstoffperoxid in den Fabriken, die herkömmlich von Schwefeltrioxid hergestellt werden, durch den Einsatz von Schwefeltrioxid aus Schwefeltrioxid hergestellt werden kann.

Die Erzeugung von Wasserstoffperoxid in den Fabriken, die herkömmlich von Schwefeltrioxid hergestellt werden, durch den Einsatz von Schwefeltrioxid aus Schwefeltrioxid hergestellt werden kann.



457

554

1.) Für 1943 bis Ende 1944 geschätzte Schwefel-Erzeugung.

	Elementar- schwefel	SO ₂ -S	in-Gasrei- nigungsmasse (ohne Koke- reigas)	in-Stark- wasser n. Leuna	zusätzl. S-Vorbrauch
	tato	tato	tato	tato	tato
Leuna	48 000	8 000	-	-	
Erzbag Böhlen	4 600	1 450	2 185	-	
Magdeburg	3 800		2 400	-	
Zeitz	5 900		1 150	-	
Scholven	2 300		?	830	
Gelsenberg	2 100	2 100			
Welheim	-	420	150	-	
Wesseling	-	-	-	-	6 000
Brück	-	-	-	-	2 000 - 1 700
Pölitz	-	660	-	-	1 700 - 240
Lützkendorf	5 200	-	-	-	
Blechhammer	?	?	?	-	
	71 900	12 070	5 865	830	9 000

2.) Es tritt an Mehrerzeugung bzw. Minderbedarf im Zeitraum 1943/44 auf:

Leuna	+ 3.000 S		+ 1.000 SO ₂ -S
Böhlen			+ 1.450 "
Magdeburg			+ 2.800 " (in Wolfen)
Scholven	+ 2.000 "		
Wesseling	- 4.000 "	(Einsparung)	
Brück	- 300 "	(Einsparung)	
Pölitz	- 1.700 "	(Einsparung 1943)	+ 660 " - 220 el.S (Einsparg.44)
	11.000 S		5 910 SO ₂ -S = 17.000

3.) Durch verhältnismäßig kleine apparative Ergänzungen, die unbedingt durchgeführt werden sollten, sind schnell zu erzielen:

in Leuna	1.000 tato S
in Böhlen	320 "
in Zeitz	700 " (jetziger Zustand) + 1.200 S (ab Mitte 1944)
	2.020 - 3.000

4.) Durch Errichtung von neuen Gasentschwefelungsanlagen könnten gewonnen werden:

Leuna	2.800 jato S (wohl kaum lohnend)
Gelsenberg	1.000 "
Lützkendorf	6.000 "
	9.800 jato S

5.) Durch Errichtung von NaSkatalyse-Anlagen hinter Clausöfen wären zu gewinnen:

Böhlen	1.270 jato SO ₃ -S
Magdeburg	700 " "
Zeitz	1.100 " "
Scholven	1.080 " "
Wesseling	1.200 ?" "
Lützkendorf	1.200 " "
	6 550 jato SO ₃ -S

Besonders bearbeitet wird die Frage, wie sich die in den Rückständen der Kohlehydrierungen befindlichen Schwefelmengen gewinnen lassen. Dabei schlugen Versuche, die Rückstände zur H₂SO₄-Erzeugung abzurüsten bzw. H₂S durch Säure freizumachen, fehl.

Versuche, Hydrierschwelrückstand von Leuna beim Gips-Schwefelsäure-Verfahren in Niedersachswerfen oder Wolfen unterzubringen, wobei im Höchsthalle bei Anfall des Gesamt-Schwefels als SO₂ 20.000 jato S, bei Einsatz des Sulfid-Schwefels 11.000 jato S gewinnbar wären, stehen noch aus. Sie sollen auf den Rückstand von Wesseling und die Steinkohlenrückstände der Ruhr-Hydrierwerke ausgedehnt werden.

Die Verringerung des el. Schwefel-Verbrauches in Wesseling, Brück und Pöhlitz steht weiter im Vordergrund der Versuche in Ludwigshafen, wo andere Kontakte und Betriebsbedingungen untersucht werden.

Ferner soll untersucht werden, ob sich die Mehrgewinnung von H₂SO₄ durch Einsatz von Braunkohlen-Multiklonstaub bei der Gipsschwefelsäure in Wolfen auch durch Lieferung von anderen Werken steigern läßt.

I. Leuna.

Bei der Schwefel-Bilanz Leuna ist selbstverständlich nicht nur die Hydrierung betrachtet worden, da die Erzeugung von Schwefel auch die anderen eng damit zusammenhängenden Produktionszweige, Stickstoff und Methanol, wesentlich beteiligt sind. Um möglichst Schwankungen auszugleichen, wurde die Schwefel-Bilanz auf das Jahr 1942 abgestellt, sie wird sich 1943 prinzipiell nicht sehr stark ändern, bis auf unvermeidbare Verluste, die durch Reparaturen in den Schwefelgewinnungsanlagen eingetreten sind.

<u>Schwefeleingang in Rohstoffen (Gesamt-S)</u>	jato S	
1. Hydrierung	56 811	56 811
2. Vergasung	32 886	32 886
3. Starkwasserverarbeitung	2 743	2 743
	Gesamt:	92 440

Die für die 3 oben genannten Produktionszweige benötigten Synthesegase werden teilweise in einer Aktivkohle-Anlage, teilweise in Alkazidanlagen entschwefelt. Die aus der Hydrierung stammenden Rückgase werden vor ihrer Weiterverarbeitung weitgehend ebenfalls in Alkazidanlagen entschwefelt. Die aus den Alkazidanlagen kommenden H₂S-Mengen werden zusammen mit dem abgetriebenen H₂S der Starkwasserverarbeitung einem Clausofenbetrieb zugeführt, auf Elementarschwefel und das Clausofenabgas in einer Petersen-Turmanlage mit einer Ausbeute von etwa 99 % auf 75 %ige Schwefelsäure verarbeitet.

Eingebracht

92 440 jato Ges.-S

<u>Gewonnen</u>	Elementar-S über Aktivkohle	9 395 jato S
	Elementar-S am Clausofen	35 473 "
	S als 75 %ige H ₂ SO ₄	7 811 "
	S in Kontakt	269 "
	S in Ammoniumsulfid	56 "

53 001 jato S 53 001

Verluste

ergibt 53000

a) nicht vermeidbare

1. bei der Koksverarbeitung: Kokswassergas 210, Asche, Schlamm, Rekühlwasser 1500, in Reingasen 960, Meßfehler 94	4 864
2. bei der RBK-u. Grude-Verarbeitung: unverwertbares Begasungsgas Stufe II 3830, Asche, Staub etc. nach Halde 2890	6 720
3. in der Hydrierung: Hy-Rückstand 19344, Ölverluste und Reinbenzin 381	19 725
4. Restgas der Düngase - Konzentrierung 1085, Reparaturen im H ₂ S-Netz 72, ins Ammonsulfat 390, Gesamtfehlmenge 1483	3 030

nicht vermeidbare Verluste 34 339 34 339

b) bedingt gewinnbar

Über Dach gegebenes Clausabgas mangels Kühlkapazität der H ₂ SO ₄ - Fabrik	1 199	
Schwefel im Phenol-Begasungsgas II. Stufe	1 058	
im Mischkraftgas	2 843	
	5 100	5 100

92 440

>

Zu den verloren gehenden bedingt gewinnbaren Schwefelmengen in Leuna ist folgendes zu sagen: Die über Dach gegebene Clausabgasmenge von etwa 1200 jato S, die sich im Laufe des Jahres 1943 auf über 2000 jato erhöhen dürfte, wird durch die indessen hereingekommene Verstärkung der Gaskühlung verarbeitet werden können. Dagegen ist neu hinzugekommen, eine Zunahme von Ausfällen durch Reparaturen an Abhitze-kesseln und Öfen mangels Reserve. Ein entsprechendes Programm ist in Vorbereitung und die derzeitige Lage, die für das kommende Jahr einen Verlust von 2000 jato S im Clausofen und 1000 jato in Säure durch Kessel-Reparaturen erwarten läßt, dem Reichs- amt zur Kenntnis gebracht worden.

Die in der II. Stufe des Phenolbegasungsgases jetzt noch in ein Kesselhaus zur Verbrennung kommenden etwa 1000 jato S als niedrigprozentiger H₂S könnten ge- wonnen werden, wenn eine entsprechende Leitung gelegt wird. Das Eisen für die Leitung wird genehmigt, es gelang jedoch noch nicht, die für die Ausführung notwendigen 10 t Baueisen freizumachen.

Die im Mischkraftgas bzw. Heizgas enthaltenen und ebenfalls zur Verbrennung kommenden etwa 2900 jato S könnten aus diesem Gas entfernt und zur Gewinnung ge- bracht werden, wenn eine entsprechende Anlage errichtet wird. Da diese Schwefelmenge in einer Gesamtmenge von mehr als 900 Mill. m³ Gas enthalten ist, also der Schwefel nur in einer Konzentration von etwa 3 g/m³ vorliegt, kommt für eine Entschwefelung nur eine Aktivkohle- oder Trockenreinigungsanlage in Frage, die auf die jato S be- rechnet einen sehr hohen Eisenbedarf haben dürfte.

Vorschläge und Versuche zur Ausnützung der im Hydrier - Schwefelrückstand verloren-
gehenden Sulfid-Schwefels.

Besonders reizvoll ist die Aufgabe, die in der etwa 20.000 jato im Hydrie- rungs-Rückstand betragenden Schwefelmenge enthaltenen etwa 11.000 jato betragende Sulfid-Schwefelmenge zu gewinnen. Der auf den früheren Sitzungen des technischen Ausschusses gemachte Vorschlag, diesen Schwefel durch Abrösten für Schwefelsäure- Herstellung nutzbar zu machen, ist in Ludwigshafen bearbeitet worden, führte wegen der zu geringen Konzentration aber nicht zum Ziele. Der zweite Vorschlag, durch Ver- wendung von Abfallsäure den Sulfid-Schwefel des Rückstandes als H₂S zu gewinnen und einem Clausofen zuzuführen, ist in eingehenden umfangreichen Versuchen in Leuna untersucht worden. Dabei wurde gefunden, daß von den etwa 11.000 jato Sulfid-Schwefel die in 440.000 jato Schwefelrückstand anhalten sind, unter Aufwendung von 18.000 jato konzentrierter wässriger Salzsäure etwa 6000 jato H₂S als 25 Vol-%iger H₂S ge- winnbar wären. Dies würde sich durch Verarbeitung eines anderen H₂S-haltigen Filter- kuchens um 800 jato H₂S mit einem Aufwand von 12.000 jato konzentrierter wässriger Salzsäure erhöhen. Teilweise ließe sich diese Salzsäure durch Schwefelsäure ersetzen. Es sind auch nicht annähernd derartige Mengen Abfallsäure zur Verfügung, daß dieses Projekt durchgeführt werden könnte, abgesehen von den apparativen Schwierigkeiten, die erst durch umfangreiche Versuche überwunden werden müßten. Für den Einsatz an Transportmitteln für Abfallsäure und Investierung für die Aufarbeitungs-Apparatur kann sicher an anderer Stelle in kürzerer Zeit eine entsprechende Schwefelmenge, beispielsweise aus Schwefelgasen, nutzbar gemacht werden. Auf der letzten Sitzung des

technischen Ausschusses in Nordhausen wurde nun ein dritter Vorschlag gemacht, den Rückstand bei der Gips-Reduktion zu SO₂-haltigem Gase auf dem Sinterband im neuen Schwefelwerk Niedersachswerfen nutzbar zu machen, wobei unter Umständen der Transport des Schwelrückstandes gleichzeitig mit den leer von Leuna zurückfahrenden Gipszügen ermöglicht werden könnte. Da der Schwelrückstand sehr viel Eisen enthält, könnte gleichzeitig (der sowieso für die Zementherstellung auf dem Sinterband notwendige) Eisenzuschlag, einen Teil des Reduktionskokes (durch den im Schwelrückstand enthaltenen brennbaren Anteil) ersetzt und der SO₂-Gehalt des Reaktionsgases durch den Schwefelgehalt des Rückstandes erhöht werden. Entsprechende Proben des Schwelrückstandes sind an die Lurgi zum Versand gebracht worden. Zu demselben Zweck ist eine Probe Schwelrückstand an Herrn Dr. Reißmann, I.G. Wolfen, gesandt worden.

II. Brabag Böhlen.

Es werden Teere und Öle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Vergasung von Böhleener ASW-Grude erzeugt.

Als Grundlage für eine Jahres-Schwefel-Bilanz wurde der jetzige Produktionszustand nach Wiederinbetriebnahme der Schwefelsäure-Fabrik gewählt.

<u>Schwefeleingang in Rohstoffen</u>	jato S	
Grude	6 870	
Teer, Leichtöl	6 390	
Reinigungsmasse von Leuna (Kontakt)	125	
	<u>13 385</u>	13 385

Der im Winkler-Wassergas als H₂S erscheinende Schwefelanteil aus der Grude wird zu etwa 1/3 in einer Alkacid-Grobwäsche, der Rest in einer Trockenreinigungsanlage entfernt.

Die in die Hydrierung eingehende Schwefelmenge, die sich im Reich- und Armgas wiederfindet, wird in Alkacidanlagen entfernt.

Der in den Alkacidanlagen gewonnene H₂S wird in einer Clausanlage auf El-S, das Clausrestgas in einer Lurgi-Na₂S₂O₃-Katalyse auf 78 %ige Schwefelsäure verarbeitet (z.Zt. Ende November 1943 beim Wiederanfahren).

Die Gasreinigungsmasse fällt in einer solchen Form an, daß sie vollständig zur Abröstung an die chem. Fabrik v. Heyden in Dresden geliefert werden kann, wo der Schwefel ebenfalls auf Schwefelsäure verarbeitet wird.

Bei Betrachtung der oben geschilderten Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

<u>Eingebracht</u>		13 385 jato Ges.-S
<u>Gewonnen in El-S am Clausofen</u>	4 580 jato S	
als 78 %ige H ₂ SO ₄	1 450 "	
in Gasreinigungsmasse	<u>2 185 "</u>	
	8 215 jato S	8 215

Verluste

a) nicht vermeidbare

2590 S in Multiklonstaub + Asche Kraftwerk	} 2 913
323 S in " " + Halde)	
Reinbenzin 36, Hy-Rückstände verharzt 225,	
Sulfid-u. Phenolatlaugen 149, Rest in Hy-	
Reingas (Heizgas) 59, mit Reinwassergas 33,	714
Kamin H ₂ SO ₄ -Fabrik 92, Wkl. Abw. Begasg. II	120
	<u>3 627</u>

3 627

geht nicht
auf 13385 auf,
Nordh. min
13435

b) bedingt gewinnbar

1. In vertragsmäßig an die ASW als Heizgas abgegebenes nicht entschwefeltes Hy-Armgas, das wegen Überlastung bzw. wegen der derzeitigen Leitungsführung nicht entschwefelt werden kann 323

2. Ein Teil des bei der Begasung von Alkylbenzenen anfallenden H₂S wird im Clausofen verarbeitet, ein Teil, nämlich 690 tate fallen als Clausofen-unwürdig an und geht über eine Nachverbrennung in den Kamin, 690 könnte aber bei ausreichender Kapazität auf Schwefelsäure verarbeitet werden.

3. Die Na₂S₂O₃-Anlage, die ursprünglich für Brabag Magdeburg geplant war, ist für Böhlen zu klein, Es können daher 580 tate S nicht auf Säure verarbeitet werden. 580

1 593

1 593

Zu den bedingt gewinnbaren Schwefelmengen von insgesamt 1 590 tate ist zu sagen, daß die 323 tate in dem an die ASW gelieferten Hy-Rückgas vielleicht mit dem übrigen Rückgas gewonnen werden können. Ob und mit welchen Mitteln sich die notwendige Leitungsführung durchführen läßt, wird z.Zt. von der Brabag untersucht. Desgleichen ist von der Brabag in Bearbeitung, den stark überlasteten Clausofen, der infolge dessen nur eine Ausbeute von etwa 80 % hat, durch Umbau auf 95-98 % zu bringen, wodurch etwa 300-500 tate der bedingt gewinnbaren Menge von 1590 tate als Elementarschwefel anfallen würden. Auf jeden Fall könnten etwa 1000 tate nur als Schwefelsäure gewonnen werden, wenn es gelingt, die Na₂S₂O₃-Anlage zu steigern, bzw. dieselbe zu erweitern.

III. Brabag Magdeburg.

Es werden Teere und Öle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Grudevergasung im Winkler-Generator hergestellt. Als Grundlage für eine Jahres-Bilanz wurde die Produktion Juli 1943 genommen. Da dieser Monat etwas höher liegt als die anderen wurden die Jahreszahlen abgerundet.

<u>Schwefelegeingang in Rohstoffen</u>	tate S	
Grude	5 900	
Teer und Öl	4 900	
	10 800	10 800

Der im Winkler-Wassergas als H₂S erscheinende Schwefelanteil aus der Grude wird vollständig in einer Trockenreinigungsanlage entfernt. Die dabei anfallende Gasreinigungsmasse hat eine solche Schwefelaufladung, daß ebenso wie bei den anderen Brabagwerken sie durch Alröstung in der chem.Fabrik v.Heyden in Dresden auf H₂SO₄ aufgearbeitet werden kann. Etwa die Hälfte des im Grudekoks vorliegenden Schwefels, nämlich etwa 2800 tate S, wovon wiederum weniger als die Hälfte als Sulfid-Schwefel vorliegt, wird jetzt beim Na₂S₂O₃-Entfernen des Multiklonstaubes durch Begasung ausgetrieben und geht hinter der Nachverbrennung in den Clausofenkamin. Wie bei anderen Hydrierwerken dieses Begasungsgas durch Konzentrieren mit Alkalisalzlauge in ein Clausofenwürdiges Gas zu verwandeln und damit als Elementarschwefel zu gewinnen, entfällt, weil binnen Kurzem der Multiklonstaub trocken gewonnen an T.G. Wolfen verkauft wird,

wo er als Brennmaterial in der Gips-Schwefelsäure zum Einsatz kommt. Dadurch kommt automatisch der Sulfid-Schwefel und wahrscheinlich der größte Teil des als Sulfat-Schwefel vorliegenden Schwefels der SO₂-Erzeugung bzw. der Schwefelsäure-Erzeugung vollends zugute. Die in die Hydrierung eingehende Schwefelmenge, die im Reichgas und Armas anfällt, wird in einer Alkazidanlage als H₂S und im Clausofen als Elementarschwefel gewonnen. Das Clausofenabgas geht über Dach.

Die Aufarbeitung dieses Clausrestgases auf H₂SO₄ in einer NaSkatalyse-Anlage ist vorgesehen, die Anlage ist jedoch aus verschiedenen Gründen bei Brabag Böhlen nicht realisiert worden.

Bei Betrachtung der oben geschilderten Vorarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

<u>Hingebracht</u>		10 800 jato Ges.-S
Erzeugung in Elementarschwefel an Clausofen	3 800 jato S	
in Gasreinigungsmasse	2 400 "	
	6 200 jato S	6 200
<u>Verluste</u>		
a) nicht vermeidbare		
in Gas, Staub, Vorlaufwasser usw.	700	
in Alkazid, Hy-Rückstände, Ölverluste, etc. in Reingasen usw.	400	
	1 100	1 100
b) vermeintlich gewinnbar		
in Clausabgas, könnte bei Errichtung einer NaSkatalyse aufgearbeitet werden.	700	
in Januar 1944 in nach 4 Monaten der Alkazidanlage in Betrieb genommen oder teilweise als H ₂ abgeführt	2 800	
	3 500	3 500

Die Errichtung einer NaSkatalyse für 700 jato S = etwa 1700 jato Ges.-S als 70%ige H₂SO₄ lohnt, ist fraglich. Brabag Magdeburg selbst war der Ansicht, daß es besonders erwünscht ist, Elementarschwefel zu haben und wäre geneigt, bei entsprechender Kontingentierung wie bei den anderen Brabag-Werken einen Teil des H₂ des Alkazid-Reichergases in einer vorgeschalteten Alkazidanlage herauszuholen und in Clausofen als Schwefel zu gewinnen. Es wurde jedoch herausgestellt, daß es zum mindesten nicht in Frage kommen wird, Eisen und anderes Material zu investieren, wenn der Schwefel sowieso als H₂SO₄ aus der Trockenreinigungsmasse gewonnen wird, was bei Brabag Magdeburg der Fall ist.

IV. Brabag Zeitz.

Es werden Teere und Öle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Grude-Vergasung im Winkler-Generator hergestellt. Als Grundlage für eine Jahres-Bilanz wurden die erreichbaren Zahlen der Monate Januar bis September 1943 benutzt und auf 1 Jahr umgerechnet.

<u>Schwefeleingang in Rohstoffen</u>	jato S	
Grude	10 100	
Teer und Öl	6 720	
	16 820	16 820

Der im Hirschfeldensorges als H_2S erscheinende Schwefelanteil wurde früher in einer Trockereinigungsanlage entfernt. Nach Umstellung der Claus-Lieferung von Hirschfeld auf AGG Saphora konnte infolge zu hohen Schwefelgehaltes die Trockereinigungsanlage das Gas nicht mehr entschwefeln. Es wurde aus vorhandenen Apparaten eine provisorische Alkali-Vorentschwefelung zusammengestellt, deren Einsatz durch eine endgültige Anlage 2021 im Bau ist. Die Trockenreinigungsmasse wird noch wie vor in der chem. Fabrik v. Heyden in Dresden zur H_2SO_4 -Erzeugung geliefert. Der H_2S der Alkali-Vorentschwefelung wird zu einem mit $10\% H_2S$ der Hydrierung und Tagesabgabe der Clausanlage angeführt. Durch Herabnahme einer autothermen aus der Hygas-Alkali-Anlage für die saure Wassergas-Vorentschwefelung sind sowohl die Clausanlage als auch der Betrieb stark überlastet, so daß nennenswerte Schwefelverluste durch Reparaturen und Stillung zwangsläufig sind. Die Schwefelumschmelze Clausen zu niedrig ist, die Bilanz ist unvollständig. Die Anlagen sind auf die im Anlagen-Verzeichnis angegebenen Verhältnisse ausgelegt. Bei Berücksichtigung der tatsächlichen Verhältnisse sind die folgenden Verluste:

		16 800 jato	610-8
Verluste durch			
1. Clausanlage			
2. Hydrierung			
3. Vorentschwefelung			
4. Clausanlage			
5. Hydrierung			
6. Vorentschwefelung			
7. Clausanlage			
8. Hydrierung			
9. Vorentschwefelung			
10. Clausanlage			
11. Hydrierung			
12. Vorentschwefelung			
13. Clausanlage			
14. Hydrierung			
15. Vorentschwefelung			
16. Clausanlage			
17. Hydrierung			
18. Vorentschwefelung			
19. Clausanlage			
20. Hydrierung			
21. Vorentschwefelung			
22. Clausanlage			
23. Hydrierung			
24. Vorentschwefelung			
25. Clausanlage			
26. Hydrierung			
27. Vorentschwefelung			
28. Clausanlage			
29. Hydrierung			
30. Vorentschwefelung			
31. Clausanlage			
32. Hydrierung			
33. Vorentschwefelung			
34. Clausanlage			
35. Hydrierung			
36. Vorentschwefelung			
37. Clausanlage			
38. Hydrierung			
39. Vorentschwefelung			
40. Clausanlage			
41. Hydrierung			
42. Vorentschwefelung			
43. Clausanlage			
44. Hydrierung			
45. Vorentschwefelung			
46. Clausanlage			
47. Hydrierung			
48. Vorentschwefelung			
49. Clausanlage			
50. Hydrierung			
51. Vorentschwefelung			
52. Clausanlage			
53. Hydrierung			
54. Vorentschwefelung			
55. Clausanlage			
56. Hydrierung			
57. Vorentschwefelung			
58. Clausanlage			
59. Hydrierung			
60. Vorentschwefelung			
61. Clausanlage			
62. Hydrierung			
63. Vorentschwefelung			
64. Clausanlage			
65. Hydrierung			
66. Vorentschwefelung			
67. Clausanlage			
68. Hydrierung			
69. Vorentschwefelung			
70. Clausanlage			
71. Hydrierung			
72. Vorentschwefelung			
73. Clausanlage			
74. Hydrierung			
75. Vorentschwefelung			
76. Clausanlage			
77. Hydrierung			
78. Vorentschwefelung			
79. Clausanlage			
80. Hydrierung			
81. Vorentschwefelung			
82. Clausanlage			
83. Hydrierung			
84. Vorentschwefelung			
85. Clausanlage			
86. Hydrierung			
87. Vorentschwefelung			
88. Clausanlage			
89. Hydrierung			
90. Vorentschwefelung			
91. Clausanlage			
92. Hydrierung			
93. Vorentschwefelung			
94. Clausanlage			
95. Hydrierung			
96. Vorentschwefelung			
97. Clausanlage			
98. Hydrierung			
99. Vorentschwefelung			
100. Clausanlage			

Zu den bedingt noch hohen Verlusten ist zu sagen, daß die bereits im Text erwähnten, sehr veralteten Clausanlage überlastet sind. Nach Fertigstellung der Wassergas-Alkali-Anlage für den 1. Juli 1944 wird die Clausanlage für Hygas wieder ausreichen, ob dies nach Steigerung der Hydrierungs-Produktion nach Berechnung einer Kohlenwasserstoffe im Laufe des Jahres 1944 noch zutrifft, kann nicht übersehen werden. Auf jeden Fall ist die Clausanlage, die jetzt schon zu knapp ist, für die Bewältigung der damit anfallenden Schwefelmengen, die sich beim Wassergas schätzungsweise 20 % höher sein dürfte, bei der Hydrierung noch nicht bekannt sind, zu klein. Es wäre nachdrücklich für eine Erweiterung, mindestens der Clausanlage, gesorgt werden. Von den 1590 jato bedingt gewinnbare Schwefel sind etwa 900 jato im Clausabgas enthalten und können nur durch Katalyse als H_2SO_4 gewonnen werden. Die restlichen 700 jato können als Elementarschwefel heraus, wenn die Wassergas-Alkali-Anlage fertig ist, 20 % Steigerung Mitte 1944 würden 1200 jato S und 200 jato S als H_2SO_4 ausscheiden; für die Claus und Säure-Kapazität geschaffen werden müßte. Die Herren bei Brauag Zeitz wurden gebeten, über die noch nicht aufgeklärten Verluste in der Hydrierung von etwa 1500 jato Aufklärung zu geben, um diesen Schwefel gegebenenfalls auch noch wenigstens teilweise nutzbar zu machen.

V. Hydrierwerk Scholven AG, Gelsenkirchen-Buer.

Es wird Steinkohle und Gasteer hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Koksvergasung hergestellt. Als Grundlage für die Jahres-Schwefel-Bilanz wurden Tages-durchschnittszahlen genommen, die vom Hydrierwerk Scholven für den gegenwärtigen Zu-stand angegeben wurden.

Schwefeleingang in Rohstoffen	jato S	
Hydrierung	4 980	
Koks-O-Wassergas (nur H ₂ S-S)	970	
	5 950	5 950

Das Kokswassergas sowie die Hydriergase werden in Alkazidanlagen entschwefelt, der erzeugte H₂S zusammen mit dem Begasungs-H₂S der Hydrierwässer dem Clausofen zu-geführt.

Bei Betrachtung der oben geschilderten Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

Eingebracht		5 950 jato S
Gewonnen im Clausofen	2 270 jato S	
im Starkwasser n. Leuna geschickt	830 "	
	3 100 jato S	3 100

Verluste

a) nicht vermeidbare

Rest im begasten Abwasser	130	
Schwefelrückstand	740	
Rest im Hy-Armsgas ungeschwefelt	240	
	650	
	1 770	1 770

b) bedingt gewinnbar

Clausabgas ev. nach Aufstellung einer Na ₂ S ₂ O ₃ -Katalyse	1 080	1 080
		5 950

Hierzu ist zu sagen, daß Scholven bis vor kurzem noch für seine Beschwefelung Schwefel beziehen mußte, aber durch Verbesserungen in der Schwefelgewinnungsanlage nunmehr zu einer Erzeugung von rund 2000 jato S kommen wird. Das Clausofenabgas könnte wie an anderer Stelle bei Aufstellung einer Na₂S₂O₃-Katalyse zu H₂SO₄ verarbeitet werden. Die Verteilung von etwa 2900 jato S in Gasreinigungsmasse auf Synthese- und Kokergas muß noch festgestellt werden, sie werden übrigens bei der Ruhrgas erfaßt.

VI. Gelsenberg-Benzin AG., Gelsenkirchen.

Es wird Steinkohle und sehr wenig Fremddöl hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Koksvergasung hergestellt. Als Grundlage für die Jahres-Bilanz dienen Zahlen, die Gelsenberg für den gegenwärtigen Zustand festgestellt hat, die jedoch noch etwas nach oben schwanken können.

Schwefeleingang in Rohstoffen	jato S	
Hydrierung	8 500	
Kokswassergas	2 900	
	11 400	11 400

Das Kokswassergas, sowie ein Teil der Hydriergase werden in Alkazidanlagen entschwefelt, der erzeugte Schwefelwasserstoff in Clausofen auf Elementarschwefel, bzw. in der nachgeschalteten Lurgi-Maßkatalyse auf Schwefelsäure verarbeitet.

<u>Eingebracht</u>		11 400 jato Ges.-S
<u>Gewonnen im Clausofen</u>	2 100 jato S	
als H ₂ SO ₄	2 100 "	
	4 200 jato S	4 200

Verluste

a) nicht vermeidbare

im Hydrier-Rückstand	4 800	
in Restgasen, Armgasen, Abwässern	1 560	
	6 360	6 360

b) bedingt gewinnbar

im jetzt durch Druckwasserväsche entschwefelten Hy-Armgas	840	840
		11 400

Zu den bedingt noch gewinnbaren Verlusten ist zu sagen, daß der Ersatz der Druckwasserväsche für Hy-Armgas mit einer Alkazidwäsche in Bearbeitung ist, etwa rund 1000 t Schwefel bringen wird.

VII. Hydrierwerk Ruhrstl - Slinnes in Welheim.

Es wird Steinkohle hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird durch Koksvorgasung hergestellt. Als Grundlage für die Jahres-Schwefel-Bilanz wurden Tagesdurchschnittszahlen, die von Ruhrstl für den gegenwärtigen Zustand angegeben wurden, genommen.

<u>Schwefeleintrag in Rohstoffen</u>	jato S
Hydrierung	1 750
Kokswassergas	150
	1 900

Das Kokswassergas wird in einer Trockenreinigungsanlage entschwefelt. Über die Verwertung der Masse ist im Augenblick nichts bekannt. Die Hy-Gase werden in einer Alkazidanlage entschwefelt, der erzeugte Schwefelwasserstoff in einer Lurgi-Maßkatalyse-Anlage auf H₂SO₄ verarbeitet. Ein Teil des Schwefels geht im Ammoniakwasser in die Slinnes-Kokerei. Über seine weitere Verwertung ist nichts bekannt.

<u>Eingebracht</u>		1 900 jato Ges.-S
<u>Gewonnen als H₂SO₄</u>	420 jato S	
in NH ₃ -Wasser zur Kokerei	530 "	
in Gasreinigungsmasse	150 "	
	1 100 jato S	1 100

Verluste

nicht vermeidbare

in Heizöl, Wässern und Abgasen	800	800
		1 900

Nach Fertigstellung eines weiteren Ausbaues werden sich die Zahlen um ungefähr 20 % erhöhen. Dabei wird zu Beginn 1944 als Erweiterung der Kokswassergas-Entschwefelung fast die gesamte jetzt in der Gasreinigungsmasse anfallende Schwefelmenge in der neu erstellten Kokswassergas-Alkazidanlage als H₂S entfernt werden und in der Maßkatalyse als H₂SO₄ anfallen. In der Trockenreinigungsanlage werden nennenswerte Mengen Schwefel nicht mehr zur Ausnutzung kommen.

VIII. Rheinische Braunkohlen-Kraftstoff AG., Wesseling.

Hydrieren niederschmelzender rheinischer Braunkohle und etwas Torf. Der Hydro-
wasserstoff wird durch Vergasung ebenfalls von rheinischer Braunkohle in Röhren-
Generatoren und durch Ergasung erzeugt, da das Wassergas infolge seines außer-
ordentlich geringen Schwefelgehaltes überhaupt nicht entschwefelt zu werden braucht.

Die bei der Hydrierung aus Torf und aus Braunkohle entstehende Gase werden abgekühlt
und in der Anlage zur Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz abgetrennt.
Der in der Anlage zur Erzeugung von Schwefelkohlenstoff benötigte Schwefelkohlenstoff wird
in der Anlage zur Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz abgetrennt.
Die bei der Hydrierung aus Torf und aus Braunkohle entstehende Gase werden abgekühlt
und in der Anlage zur Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz abgetrennt.

Produktion in t	1000
Hydrierung	4 770
Erzeugung von Schwefelkohlenstoff	2 110 x
	2 770

Die bei der Hydrierung entstehende Schwefelkohlenstoff wird in der Anlage zur
Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz abgetrennt. Die bei der Hydrierung
aus Torf und aus Braunkohle entstehende Gase werden abgekühlt und in der Anlage
zur Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz abgetrennt. Die bei der Hydrierung
aus Torf und aus Braunkohle entstehende Gase werden abgekühlt und in der Anlage
zur Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz abgetrennt.

Verluste in der Hydrierung, mit- genommen die Verluste in der Hydrierung aus Torf und aus Braunkohle, in t	670
--	-----

Bedingungen für die Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz

Es wurde sichergestellt, daß bei Erzeugung aller aus der Anlage zur Erzeugung
von Schwefelkohlenstoff in Substanz entstehenden Gase der Schwefelgehalt
noch gesteigert werden mußte, und daß es sich lohnte, diese Gase in der Anlage
zur Erzeugung von Schwefelkohlenstoff in Substanz abzutrennen.

Ähnlich wie bei Leuna beschrieben, liegt es mit der Erzeugung von Schwefelkohlenstoff
in Wesseling, mit dem etwa 6700 t/ato, also etwas mehr als bei Leuna, die Erzeugung
von Schwefelkohlenstoff in Substanz verbunden ist, auch hier der Umstand, daß
eine Abreitung auf SO₂-haltiges Gas oder eine Untereinrichtung der Anlage
kaum in Frage kommt. Da Gips-Schwefelsäure-Anlagen in Deutschland und auch
außerhalb eine derartige Verwendung, wie sie für Leuna noch unversucht ist,
in Frage kommen. Eine Möglichkeit, wenigstens den großen Schwefelgehalt von
5-6000 t/ato einzusparen, ist vielleicht die Einführung von Schwefelkohlenstoff
Gasreinigungsmaschinen, die zur Extraktion bzw. Abreitung nicht geeignet sind.
Ähnliche Versuche sind mit Gasreinigungsmaschinen, die von der Fabrik an
Ludwigshafen geliefert worden sind, im Gange.

Zu bemerken ist noch, daß in Wesseling besonders die Abreitung von Schwefelkohlenstoff
in Frage kommt, die einen Ersatz des Schwefels durch Gasreinigungsmaschinen
der Benzol-Produktion in Frage stellen.

IX. Sudetenländische Treibstoffwerke AG., Haldenauer "PISA"

Die Schwefelverluste in diesem am weitesten in Betrieb befindlichen Hydrierwerk sind noch etwas unübersichtlich. Endgültig wird man erst etwas sagen können, wenn sich die Verhältnisse stabilisiert haben. Soweit feststellbar, ergibt der gegenwärtige Zustand des Werkes etwa folgende Jahres-Bilanz, wobei der Monat Juli als Grundlage gewählt wurde. Es werden hydriert Schwefelkohlenstoff und Ole. Der Hydrierend-erstoff wird durch Vergasung der in der Schwefelanlage gewonnenen Grude erzeugt.

Schwefelverbrauch in Rohstoffen		jetzt	1950
Lehr		1 950	
Elementarschwefel		2 050	
Luftgasen und Grude		7 600	
		11 600	11 600

Mangels genügender Unterlagen kann der in der Grude stehende Schwefel nicht angegeben werden. Es ist jedoch die Schwefelübersicht nicht so wichtig, weil der Anteil Schwefel, der in den Anlagenteilen, nur Schwefelkohlenstoff, nicht in Betracht kommt, da dieser im Kesselraum verarbeitet wird und als SO₂ verbleibt. Der in einer Konzentration von 2 g/m³ im Luftsauerstoff enthaltene Schwefel wird in einer Elektrolyseanlage entfernt. Die Schwefelübersicht der Treibstoffwerke wird in Ausblick auf H₂S-Gehalte angegeben.

Wie in die Hydrierung eingehende Schwefelmengen von 1950 jetzt, vorerst an dem quantitativen Elementarschwefel von etwa 2000 t jetzt findet sich zum Teil in H₂-S-Gehalten wieder. Die Konzentration jedoch fällt in den Hydrierwerken vorwiegend in die H₂-S-Gehalte, sowie einen Teil der bei der Vergasung der Hydrierkohlenstoff in der stehenden Grude zur H₂-S-Entfernung in Aluminatanlagen in Abdrücken. Derzeit geht ein Teil der ausgasenden überschüssigen H₂S über nach. Ein Teil der Grude wird überhaupt nicht entschwefelt und die Schwefelmenge eines Teils der Aluminatwerke. Die H₂-S-Gehalte sind jedoch erhebliche Schwierigkeiten. Es ist ein Clausofen im Bau und dürfte Mitte 1944 in Betrieb sein, der die schwefelreiche Grude auf Schwefel verarbeiten kann. Man kann damit rechnen, daß durch den Bedarf, der z. B. 170 t Elementarschwefel beträgt, um 10 t zu zurückgehen wird, d. h. es würden dann jährlich noch etwa 800-900 t jetzt statt jetzt 2000 t jetzt gebraucht werden. Demgegenüber ist zu bemerken, daß die Produktionsleistung des Werkes im Laufe des kommenden Jahres verdoppelt wird, so daß auch der Schwefelbedarf sich verdoppelt. Zusammen mit Ludwigshafen wird auch bei Brück daran gearbeitet den Schwefelumsatz zu verringern.

In Ganzen ist zu sagen, daß bei endgültigem Ausbau des Werkes und bei in Betrieb befindlichem Clausofen doch wieder ein Bedarf von knapp 2000 t jetzt auf-treten wird. Bei Betrachtung der obengeschilderten Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

	jetziger Zustand	jetziger Zustand n. Entschw. aller zu entschwef. Gase u. Inbetriebsetzung des Clausofens	dasselbe nach Verdoppelung der Kapazität
<u>Aufgebracht</u>	11 800 (el. S 2 050)	10 600 (el. S zus. 850) (el. S Erz. 1200, Erz. Kreisl.)	21 200 (el. S zus. 1700) (el. S Erz. 1200)
<u>Verbraucht</u>			
in Gasreinigungssasse	7 800	7 800	15 600
in Elementarschwefel		(1 200) Kreisl.	(2 400) Kreisl.
<u>Verluste</u>			
etw. nicht vermeidbare	4 000	2 800	5 600

X. Hydrierwerk Pöhlitz A.G.

Es wird oberschlesische Steinkohle, Pech, Teer und wenig rumänisches Erdöl hydriert. Der Hydrierwasserstoff wird teilweise durch Begasung von oberschlesischer Steinkohle, teilweise durch Spaltung von Hy-Rückgas erzeugt. Als Grundlage wurde der gegenwärtige Zustand gewählt.

<u>Schwefeleingang in Rohstoffen</u>	jato S	
1. Hydrierung		
in Hy-Produktion	5 460	
Elementarschwefel	240	
2. Vergasung		
in Kokswassergas	1 200	
	6 900	6 900

Die im Kokswassergas sowie den Hy-Gasen enthaltenen Schwefelmengen werden zusammen mit dem Blaseabgas des Abwässers in Alkaidanlagen ausgewaschen und einem Clausofen zugeführt. Der gewonnene Schwefel deckt den Hauptteil des Schwefelbedarfs. Die Restgase werden ab Frühjahr 1944 auf H₂SO₄ verarbeitet. Der Schwefelbedarf ist von 140 moto S in der Anfangszeit auf 20 moto zurückgegangen und wird nach Begasung aller Wasser weiter fallen.

Zur Zeit werden noch 90 moto Schwefel bei der Rückstandsaufbereitung verbraucht; es besteht Aussicht, diesen Bedarf weiter zu verringern bzw. durch schwefelhaltige Gasreinigungsmasse zu ersetzen, wofür z.Zt. ein Versuch läuft.

Bei Betrachtung der Verarbeitungs-Verhältnisse ergibt sich folgende Bilanz:

<u>Eingebracht</u>		6 900 jato Ges.-S
<u>Verluste</u>		
a) <u>nicht vermeidbare</u>		
Schwefelrückstand (ohne Schwefelzusatz)	4 560 jato S	
in Wasser nicht mehr vergasbar	360 "	
	4 920 jato S	4 920
b) <u>bedingt gewinnbar</u>		
Im Clausofenabgas nach Inbetriebnahme		
der H ₂ S-Katalyse als 75 %ige H ₂ SO ₄	660	
Durch Wasserbegasung nach Fertigstellung	0	
der Filtrationsanlage	240	
Bei Ersatz des Schwefelzusatzes bei der		
Rückstandsverarbeitung durch schwefelhaltige		
Gasreinigungsmasse	1 080	
	1 980	1 980

XI. Wintershall AG, Werk Lützkendorf, Krump b. Merseburg.

Lützkendorf ist zwar neben einer kleinen Hydrieranlage in der Hauptsache eine Fischer-Pensin-Anlage, da jedoch schwefelreiche Braunkohle als Rohstoff für die Vergasung eingesetzt ist, wurde es mit in die Betrachtung der Hydrierwerke einbezogen. Das Fischer-Synthesegas wird in Schmalfeldt-Generatoren aus Braunkohle gewonnen, desgleichen das zu Heizzwecken gebrauchte Generatorgas. Als Grundlage für eine Schwefel-Bilanz wurde der Monat Oktober 1943 genommen.

See yellow sheet for translated items

TABLE I.
Tabelle 1.
Sulfur Balance of Hydrogenation Works
Schwefelbilanz der Hydrierwerke.
Geschätzt für 1944
Estimated for 1944.

(L. Ph. 101)

T-357
Koz

	Scholven	Gelsenberg	Pölitz	OHV Blachhammer	Leuna	Rhein- braun	Brux	Böhlen	Magdeburg	Zeitz	Welheim	Lützen- dorf
Produktion in t/m.												
jato Produkt unger. auto gasoline in Autobi	210 000	300 000	640 000	430 000	530 000	215 000	395 000	200 000	190 000	265 000	125 000	51 000
Hydrier-Rohstoff	Steinkohle Bit. Coal	Steinkohle	Steinkohle Erdöl Petrol.	St.K.+Br.K. Teer	Braunkohle	Braunk. Br. Coal	Br.K.Teer	Br.K.Teer	Br.K.Teer Br. Coal Tar	Br.K.Teer Br. Coal Tar	Hocht. Pech H.T. Pitch	Mittelöle M.Oils fr. Bit. & Br. Coal
Menge in jato	460 000	595 000	868 000	946 000	1 470 000	465 000	500 000	250 000	240 000	320 000	180 000	57 000
% Gehalt Schwefel	0,73	0,65	0,56	0,63	5,4	0,45	0,39	1,5	1,5	1,5	0,8	0,15
jato Schwefel i. Rohst.	3 360	3 840	4 865	5 945	75 000	2 100	1 950	3 750	3 600	4 800	1 440	85
S.Ph.Kont. u. Mengen	Snox	4400 FeSO ₄ 5800 Bayerm. 1600 Sulfigr.	5300 FeSO ₄ 3000 Bayerm. 1330 Sulfigr.	6750 FeSO ₄ 8900 B.M. 2500 Sulfigr.	125 000 Bayerm.	23 700 Bayerm.	1 500 Grude-Eis.	500 Grude-Eis.	500 Grude-Eis.	--	900 Grude-Eisen	--
% Gehalt Schwefel	--	--	3650 Reini- gungsmasse cleaning mass	--	--	--	6,5	6,5	6,5	6,5	6,5	--
jato Schwefel i. Kont.	--	1 590	1 700	2 440	--	--	100	33	33	--	60	--
Schwefelzus. als elem. S	1 320	1 900	1 670	1 425	13 500	5 550	4 060	1 200	1 200	--	--	--
Menge OWG	390 · 10 ⁶ m ³	300 · 10 ⁶ m ³	260 · 10 ⁶ m ³	1160 · 10 ⁶ m ³	1460 · 10 ⁶ m ³	600 · 10 ⁶ m ³	690 · 10 ⁶ m ³	215 · 10 ⁶ m ³	215 · 10 ⁶ m ³	175 · 10 ⁶ m ³	100 · 10 ⁶ m ³	43 · 10 ⁶
% Schwefel im OWG	0,3	0,3	0,3	0,3	0,6	0,8	0,3	0,8	0,3	0,8	0,3	0,3
jato " " "	1 550	3 200	1 100	3 480	11 700	6 400	5 500	2 300	2 000	1 350	400	170
Einsatz an Schwefel (ohne OWG)	4 630	7 330	3 235	9 210	88 500	7 650	6 110	4 933	4 833	4 800	1 500	85
" " mit OWG	6 230	10 530	9 335	13 290	100 200	14 050	11 610	7 233	7 133	6 650	1 900	255
Menge Hydr.-Rückst.	73 000	67 500	124 000	127 000	440 000	76 000	12 000	1 000	1 000	--	5 000	--
% Schwefel im Rückst.	3,15	5,0	4,2	4,9	5,6	6,5	2,23	6,0	6,0	--	3,55	--
jato " " " (2)	2 300	3 400	5 210	6 200	19 700	4 950	274	60	60	--	177	--
Gehalt Schwefel in jato ohne OWG	2 380	3 930	3 025	3 610	68 800	2 700	5 836	4 323	4 773	4 800	1 323	85
" " mit OWG	3 930	7 130	4 125	7 090	80 500	9 100	11 336	7 228	7 073	6 650	1 723	255
Eigenverbrauch jato	1 320	1 900	1 670	1 425	13 500	5 550	4 060	1 200	1 200	--	--	--
Gewinnab. S je 100000 jato Bi ohne OWG	1 130	1 310	475	840	13 000	1 260	1 460	2 440	2 500	1 850	1 020	167
" " mit OWG	1 670	2 380	645	1 650	15 200	4 220	2 850	3 600	3 700	2 560	1 340	500

Produktion 3 546 000 jato Autobenzin

Note - Columns with figures are periods.

- 1) + Pech u. Teere
- 2) + Steinkohlenteer
- 3) aus Steink. und Braunk. + Erdöl-Rückstände
- 4) S + H₂S

- 5) TBK₄
- 6) Geschätzt für 50 % aus Grude im Winkl.-Gen. aus 50%/St.-K.Koks
- 7) als H₂S
- 8) 20 % Wasser
- 9) wasserfrei
- 10) = 50 % der H₂-Kapazität
- 11) = 75 % "
- 12) TBK₄
- 13) Schleuderrückstand mit 38 F.
- 14) = 50 % der H₂-Kapazität.

T-357
K13

Tabelle 2.
TABLE 2.

	Scholven ✓	Gelsen- berg ✓	Pölitze ✓	OHW ✓	Leuna ✓	Rhein- braun ✓	Brück ✓	Böhlen ✓	Magdeburg	Zeitz ✓	Welhel m ✓	Lützkem- dorf	Total Summe
<i>in raw matli. %</i>													
<i>im Rohstoff %</i>	0,73	0,65	0,56	0,63	5,4	0,45	0,39	1,5	1,5	1,5	0,8	0,15	
<i>Per 100000 t gasoline je 100 000 Bt</i>	3 360	3 840	4 865	5 945	75 000	2 100	1 950	3 750	3 600	4 800	1 440	85	110 735
<i>im Kontakt in catalyst t/ann</i>	--	1 530	1 700	2 440	--	--	100	33	33	--	60	--	5 812
<i>in residue im Rück- stand</i>	3,15	5,0	4,2	4,9	5,6	6,5	2,3	6,0	6,0	--	3,55	--	
<i>100</i>	2 300	3 400	5 210	6 200	19 700	4 950	274	60	60	--	173	--	31 731
	1 100	1 130	815	1 440	3 720	2 020	70	30	32	--	141	--	

Note - Commas with figures are periods.

U. S. BUREAU OF MINES
HYDRO. DEMON. PLANT DIV.

KCBraun
5-7-47

Sulfur Balance in Hydrogenation Works

High Pressure Research, Ludwigshafen, 1 Dec. 1943

Attached Table 1 shows the sulfur processed in combined or elementary form in the various German Hydrogenation Works. Combined sulfur is found in the raw material and the liquid phase catalysts, elementary sulfur is added to the coal in some works and to the a and b middle oils, to the latter generally as H_2S , in all works except Lützkendorf and Zeitz.

The total production of all hydro-works, expressed in auto gasoline, is 3,550,000 t/ann.

For each 100,000 t/ann auto gasoline, 5110 t sulfur is obtained, or a surplus of 4240 t, divided as follows:

1070 t in water gas for H_2 prod.	2000 t in hygas, water & product, less 870 t for own use = 2030 t	1120 t in residues
--	--	--------------------

The sulfur from the water gas for H_2 production (Nullwassergas = OWG), the hygases and make-up water can be recovered = 3120 t. The yield is approximately 80% = 2500 t.

Table 2 contains detailed figures for the sulfur input in the raw material and catalyst and that combined with the residues.

SULFUR BALANCES OF HYDROGENATION WORKS

Estimated for 1944

	Sokolov	Holzenberg	Pöhlitz	OHV Elschnauer	Lemna	Reich- bunau	Brück	Böhlen	Magdeburg	Zeitz	Wolheim	Waldschmidt
Production in t/ann auto gasoline	210,000	300,000	640,000	430,000	530,000	215,000	395,000	200,000	190,000	265,000	125,000	51,000
Hydrogenated raw material	Br. Coal	Bit. Coal	Bit. Coal, Pitch, Tar & Petrol	Bit. & Br. Coal	Br. Coal	Br. Coal	Br. Coal Tar	Br. Coal Tar	Br. Coal Tar	Br. Coal Tar	H. T. Pitch	Mt. Oil & Br. Coal
Quantity, t/ann	460,000	595,000	968,000	946,000	1,470,000	465,000	500,000	250,000	240,000	200,000	300,000	97,000
Quantity, t/ann	0.21	0.68	0.68	0.62	5.4	0.15	0.30	1.5	1.5	1.5	0.5	0.15
Quantity, t/ann	3,300	3,340	3,300	5,945	75,000	2,100	1,950	3,750	3,600	4,800	1,440	85
Quantity, t/ann	500	440 FeSO ₄ , 580 Bayerm. 1600 Sulfigr.	5300 FeSO ₄ , 13000 Bayerm. 1330 Sulfigr. 2650 cleaning	6750 FeSO ₄ , 8900 B. M. 2500 Sulfigr.	12,000 Bayerm.	23,100 Bayerm.	1,500 Grude-Iron	500 Grude-Iron	500 Grude-Iron	500 Grude-Iron	500 Grude-Iron	500 Grude-Iron
Quantity, t/ann	1,320	1,590	1,700	2,420	13,400	5,550	4,060	1,200	1,200	1,200	1,000	255
Quantity, t/ann	390x10 ⁶ m ³	300x10 ⁶ m ³	260x10 ⁶ m ³	1160x10 ⁶ m ³	1460x10 ⁶ m ³	600x10 ⁶ m ³	620x10 ⁶ m ³	215x10 ⁶ m ³	215x10 ⁶ m ³	175x10 ⁶ m ³	100x10 ⁶ m ³	43x10 ⁶ m ³
Quantity, t/ann	1,550	3,100	1,300	3,480	11,700	5,400	5,500	2,300	2,300	1,550	400	170
Quantity, t/ann	4,680	7,330	8,235	9,810	88,500	7,650	6,110	4,983	4,833	4,800	1,500	85
Quantity, t/ann	6,230	10,630	9,335	13,290	100,200	11,050	11,610	7,283	7,133	6,650	1,900	255
Quantity, t/ann	73,000	67,500	124,000	127,000	440,000 ⁸⁾	76,000	12,000	1,000	1,000	---	5,000	---
Quantity, t/ann	3.15	5.0	4.2	4.9	5.8	0.5	2.28	5.0	5.0	---	3.55	---
Quantity, t/ann	2,300	3,100	5,210	6,200	19,700	4,950	274	60	60	---	177	---
Quantity, t/ann	2,380	3,530	3,035	3,610	68,800	2,700	5,836	4,320	4,773	4,800	1,323	---
Quantity, t/ann	4,090	7,130	4,125	7,090	80,500	9,100	11,336	7,228	7,073	6,650	1,723	255
Quantity, t/ann	1,320	1,000	1,670	1,425	13,500	5,550	4,060	1,200	1,200	---	---	---
Quantity, t/ann	1,130	1,310	475	840	13,000	1,260	1,460	2,440	2,500	1,850	1,020	167
Quantity, t/ann	1,570	2,380	645	1,650	15,200	4,220	2,850	3,600	3,700	2,560	1,340	500

562 R

1957
(Table 2)

	Schulzen	Lahn- berg	Pöhlitz	DEH	Louna	Rhein- braun	Beik	Böhlen	Ingelburg	Zeitz	Heilbrunn	Lützendorf	Total
...
...	3,560	3,210	4,885	5,915	75,000	2,100	1,050	3,750	4,600	1,500	1,240	85	110,700
...
...	...	1,120	1,700	2,440
...
...	19,700	4,050	37,500
...	1,100	1,120	875	1,440	...	2,000

502c

The Sulfur Situation in German Hydrogenation Works
(condensed)

Leuna Werke
13 Dec. 1943

An attempt has been made to report as exhaustively as possible on the input of sulfur in the raw materials, the production of sulfur or products containing sulfur, as well as the sulfur consumed by themselves, of German hydrogenation works. The report can make no claim for completeness, because it is very difficult to grasp and compare the different conditions in each plant to any extent. The purpose of this report was to determine as quickly as possible, whether the production of sulfur could be increased within a short time or whether requirements could be reduced. In addition, it was determined, whether additional sulfur could be utilized by the construction of new plants. The investigation was limited to hydrogenation works, though for Leuna the proportions applicable to other divisions were taken into consideration. Lützgendorf, which is mainly a Fischer plant, was also taken into consideration. It is proposed to make a separate report on the Fischer plants, though it is doubtful if appreciable additional quantities of sulfur can be obtained from them.

Works included in this report are:

1. Leuna
2. Brabag Böhlen
3. Brabag Magdeburg
4. Brabag Zeitz
5. Scholven, Gelsenkirchen-Buer
6. Gelsenberg, Gelsenkirchen
7. Welheim (Ruhröl-Stinnes)
8. Union Rheinische Braunkohle, Wesseling
9. Brix (Sudetendeutsche Treibkraftstoff-W)
10. Pölitze
11. Wintershall, Lützgendorf, Krumap/Merseburg
12. Blechhammer (Oberschlesische Hydr-Werke)

In all works only raw material was considered, the sulfur content of which could be recovered. For that reason, the coal for power production was not included, because it would not be practical to recover the SO_2 in the flue gases.

In summary, it can be said for all hydrogenation works, that large quantities of sulfur, recoverable in a normal way, have not been withheld from production anywhere to date. On the contrary, production within the period 1943/44 will run to about 72,000 t elementary sulfur, 12,000 t S in SO_3 , and 6,000 t S in gas cleaning media, or a total of about 90,000 t/ann S, of which about 90,000 t/ann will be consumed again in the plants. The additional production or reduced consumption in this period of time is about 17,000 t/ann S \neq $SO_3 \rightarrow S$. By comparatively little additional equipment, an additional 2,000 - 3,000 t/ann elementary sulfur could be recovered, by larger plants 7000-10,000 t/ann el. S, and between 6,000 and 7,000 t/ann $SO_3 \rightarrow S$ by building wet catalysis plants.

562 d

The detailed figures are shown in the following tables:

1). Estimated sulfur production for 1943 to end of 1944.

	Elem. S t/ann	SO ₂ -S t/ann	S in gas clean. media without coke oven gas. t/ann	Conc. liquor to Leuna t/ann	Addit. S consumption t/ann
Leuna	48000	8000	-	-	
Böhlen	4600	1450	2185	-	
Magdeburg	3800		2400	-	
Zeitz	5900		1150	-	
Scholven	2300		?	830	
Gelsenberg	2100	2100	-	-	
Welheim	-	420	150	-	
Wappeling	-	-	-	-	6000
Brix	-	-	-	-	2000 → 1700
Pölitz	-	660	-	-	1700 → 240
Lützgendorf	5200	-	-	-	
Bleichenhammer	?	?	?	-	
	71900	12630	5885	830	abt. 9000

2). Additional production or reduced requirement in period 1943/44:

Leuna	4 3000 S	4 1000 SO ₂ - S	
Böhlen		4 1450 SO ₂ - S	
Magdeburg		4 2800 SO ₂ - S (in Wolfen)	
Scholven	4 2000 S		
Wappeling	- 4000 S (Saving)		
Brix	- 300 S (")		
Pölitz	- 1700 S (" 1943)	4 660 SO ₂ - S	- 220 el. S. (Saving, 1944)
	11000 S	5910 SO ₂ - S	= 17000

3). Quickly obtainable by comparatively little additional equipment, which should be done in any case:

Leuna	1000 t/ann S	
Böhlen	320 " "	
Zeitz	700 " "	(present condition 4 1200 S begin. mid-1944.)
	abt. 2020 - 3000	

4). To be recovered by building new gas desulfuring plants:

Leuna	2800 t/ann S (perhaps not worth while)
Gelsenberg	1000 " "
Lützgendorf	6000 " "
	9000 t/ann S

5). Recoverable by building wet catalysis plants behind Claus furn-

naces:

Böhlen	1270 t/ann SO ₂ → S
Magdeburg	700 " "
Zeitz	1100 " "
Schölvon	1080 " "
Wesseling	1200 ? " "
Lütgendorf	1200 " "
	6550 t/ann SO ₂ → S

Special consideration is given the question; how can the sulfur in hydrogenation residues be recovered? Experiments to roast the residues for H₂SO₄ production or to liberate H₂S by acid failed.

Experiments to dispose of Leuna L.T.C.-residue in the gypsum sulfuric acid process at Niederrachswerfen or Wolfen have not been made. The sulfur hereby recoverable would at most be 20000 t/ann S, if all the sulfur could be recovered, and 11000 t/ann S by using the sulfide-sulfur. The experiments are to be extended to the residue from Wesseling and the bituminous coal residues from the Ruhr hydrogenation works.

The reduction of elementary sulfur consumption in Wesseling, Brühl and Pöhlitz, is receiving primary consideration in Ludwigshafen, where other catalysts and operating conditions are being tried out.

Furthermore, experiments are to be made to see if the recovery of H₂SO₄ could not be increased by using brown coal multiclone dust in the CaSO₄ → H₂SO₄ at Wolfen from other works also.

I. Leuna

In the Leuna sulfur balance, other production divisions, such as nitrogen and methanol, which are closely connected with hydrogenation, were naturally also taken into consideration, since they participate in the production of sulfur to a considerable extent. In order to avoid possible fluctuations, the sulfur balance was adjusted to 1942. It will vary little for 1943, except for unavoidable losses due to repairs in the sulfur recovery plants.

Sulfur in raw materials (total S)	t/ann
1. Hydrogenation	56811
2. Gas Production	32886
3. Concentrated liquor processing) (Starkwasserverarbeitung)	2743
Total	92440

The synthesis gases required for the three operating divisions mentioned above are desulfured partly in an active coal plant and partly in an alkazid plant. The recycle gases originating in hydrogenation are also largely desulfured in alkazid plants before further processing. The H₂S from the alkazid plants are conveyed to a Claus furnace plant, together with the H₂S driven off in concentrated liquor processing and reduced to elementary sulfur, and the waste gas from the Claus

562 f

furnace is processed in a Petersen tower to 75% concentrated H_2SO_4 with a yield of 99%.

<u>Brought in S</u>		92440 t/ann
<u>Recovered:</u>	Elem. S over active coal	9395 t/ann
	" S in Claus furnace	35473 "
	S as 75% H_2SO_4	7811 "
	S in catalyst	269 "
	S in ammon-bisulfite	56 "
		<u>53004</u> "
		53004 t/ann

Losses

a) - unavoidable

1. - in processing coke:
 water gas 210, ash, sludge circ. coal 4864 t/ann
 water 1500, in pure gases 960,
 errors 94.

2. - in raw brown coal & Grude processing:
 unusable treating gas, stage II 6720 t/ann
 3830, ash, dust & to dump 2890.

3. - in hydrogenation:
 hy-residue 19344, 19725 t/ann
 oil losses & pure gasoline 381.

4. - rest of thin gases:
 concentration 1085, repairs in H_2S
 circuit 72, in ammon-sulfate 390,
 missing 1483 3030 t/ann

Unavoidable losses 34339 t/ann 34339 t/ann

b) Conditionally recoverable

Waste Claus gas for lack of cooling
 capacity in H_2SO_4 plant 1199 t/ann

Sulfur in phenol treating gas
 Stage II. 1058 t/ann

In mixed fuel gas 2843 "
 5100 t/ann

5100 t/ann
92440 t/ann

The following may be said about the conditionally recoverable sulfur in Leuna, now going to waste:

The Claus waste gas discharged into the atmosphere (über Dach) at the rate of about 1200 t/ann sulfur, which will probably be increased to 2000 t/ann during the course of 1943, can be recovered by means of the increased gas cooling capacity added recently. On the other hand, this is offset, to some extent, by increased interruptions due to repairs of waste heat boilers and converters because no reserves are available. A remedial program is being prepared and the Reichsamt has

572 g

been advised of the present condition, thru which a loss of 2000 t/ann S must be expected in the Claus furnace and 1000 t/ann of acid by repairs on boilers.

The 1000 t/ann S as low percentage H_2S in the II stage of the phenol treating gas (Phenolbegasungsgas), now being burnt in a boiler house, could be recovered, if a suitable line were laid. The iron for the line has been approved, but it has been impossible so far to get the material to build it.

The 2800 t/ann S in the mixed fuel gas, which is also burnt at present, could be removed from the gas and recovered, if a suitable plant were built. Since this quantity of sulfur is contained in a total of more than 900 million m^3 of gas, or only $3g/m^3$, only an active coal or dry cleaning plant can be considered, which will probably require considerable steel per t/ann S.

Proposals and Experiments for Utilizing the Sulfide-Sulfur Going to Waste in Hydrogenation Carbonization Residues

The problem to recover the approximately 11000 t/ann sulfide-sulfur contained in the approximately 20000 t/ann sulfur in the hydrogenation residue is of particular interest. The former suggestion to make this sulfur available for H_2SO_4 production by roasting has been investigated in Ludwigshafen. These experiments, however, have not been successful, due to the low sulfur concentration.

The second suggestion, to recover the sulfide-sulfur as H_2S by the use of waste acid and convey it to a Claus furnace, has been thoroughly investigated at Leuna by extensive experiments. It was found that of the approximately 11000 t/ann sulfide-sulfur contained in 44,0000 t/ann sulfur residue, about 6000 t/ann H_2S could be recovered as 25% Vol. H_2S by using 18000 t/ann concentrated aqueous hydrochloric acid. This could be increased by 200 t/ann H_2S by processing another filter cake containing H_2S with an expenditure of 12000 t/ann concentrated aqueous hydrochloric acid. The hydrochloric acid could be partly replaced by H_2SO_4 . However, there are nowhere near the quantities of waste acid available to make this scheme workable, apart from the equipment difficulties, which would have to be overcome by extensive experiments. For the cost of transportation media for waste acid and equipment for processing, an equivalent amount of sulfur could surely be made available elsewhere in a shorter time, e.g. from L.T. carbonization gases.

At the last meeting of the technical committee in Nordhausen a third suggestion was made to utilize the residue in the gypsum reduction to gas containing SO_2 on the sintering machine in the new sulfur plant at Niedersachswerfen, whereby the carbonization residue could possibly be transported in the empty gypsum cars returning from Leuna. Since the L.T.C. residue contains a lot of iron, the additional iron, which, in any case, is required for the production of cement on the sintering machine, could, at the same time, replace a part of the reaction coke by the combustible constituent contained in the L.T.C. residue (?) and the SO_2 content of the reaction gas could be increased by the sulfur content of the residue. Suitable samples of the L.T.C. residue have been sent to Lurgi. A sample of the residue has also been sent to Dr. Reissmann, I. G. Wolfen, for the same purpose.

II. Brabag Böhlen.

Tars and oils are hydrogenated. The hydrogenation H_2 is produced by gasifying Böhlen ASF-Grude.

562 L

The present rate of operations, after reopening the H_2SO_4 plant, has been used as a basis for a one year sulfur balance.

Incoming Sulfur in Raw Materials.

	t/ann S
Grude	6370
Tar, light oil	6390
Cleaning mass from Louma (catalyst)	125
	13385 t/ann

The sulfur constituent from the Grude, appearing in the Winkler water gas as H_2S , is removed about 1/3 by an alkazid rough wash and the rest in a dry cleaning plant.

The sulfur going into hydrogenation, which reappears in the rich and poor gas, is removed in alkazid plants.

The H_2S recovered in the alkazid plants is processed to elementary S in a Claus plant, and the residual Claus gas is processed to 78% H_2SO_4 in a Lurgi wet catalysis.

The gas cleaning mass accrues in such a form that it can be delivered completely for roasting to the Heyden chemical plant in Dresden, where the sulfur is also processed to H_2SO_4 .

Considering the described operating conditions, we get the following balances:

<u>Brought in S</u>		13385 t/ann
Recovered:		
as El-S in Claus furnace,	4580 t/ann	
as 78% H_2SO_4	1450 "	
in gas cleaning mass	2185 "	
	8215 t/ann	8215

Losses.

a) <u>unavoidable</u>	
in multiclone dust and power plant ash,	2590 t/ann
in " " " dump	322 "
	2913 "

pure gasoline 36, hy-residues gummed 225, sulfide and phenolate liquors 149, rest in hy-poor gas (fuel gas) 59, with pure water gas 33, H_2SO_4 plant stack 92, Winkler waste water treating II 120	714 t/ann
	3627 t/ann

b) conditionally recoverable

1. In the hy-poor-gas delivered to ASW (power plant) as fuel gas, not desulfured, which cannot be desulfured because of overload or present location of the line,	323 t/ann
---	-----------

562

2. Part of the H ₂ S obtained in the gas-treatment (Begasung) of waste water is processed in a Claus furnace, another part, or 690 t/ann, is unfit for the Claus furnace and later goes up the stack after burning, but could be processed to H ₂ SO ₄ , if sufficient capacity were available,	690 t/ann
3. The wet catalysis plant, originally intended for Magdeburg, is too small for Böhlen. For this reason 580 t/ann S cannot be processed to acid,	580 t/ann
Total b)	<u>1593 t/ann</u>

To item b) above may be remarked, that the 323 t/ann in hy-recycle gas delivered to ASW may possibly be recovered with the rest of the recycle gas. Whether, and by what means, it will be possible to run the necessary line, is being investigated at present by Brabag. Similarly, Brabag is also working on rebuilding the overloaded Claus furnace, with yield of only about 80%, to increase the yield to 85 - 90%, whereby about 300 - 500 t/ann of the 1593 t/ann conditionally recoverable S would be obtained as elementary sulfur. In any case, only about 1000 t/ann could be recovered as H₂SO₄, if it were possible to push the wet catalysis plant or to enlarge it.

V. Hydrierwerk Schölvien A. G.

Bituminous coal and gas tar are hydrogenated. The hydrogenation H₂ is produced by coke gasification. Current daily averages were taken as a basis for the sulfur balance for the year.

<u>Sulfur Input in Raw Materials</u>	t/ann
Hydrogenation	4980
Coke-O-Watergas (only H ₂ S-S)	<u>970</u>
	5950 t/ann

The coke watergas and the hydrogenation gases are desulfured in alkazid plants, the H₂S produced, together with the hydrogenation water treatment H₂S (Begasungs-H₂S) is conveyed to the Claus furnace.

Considering the processing conditions described above, we get the following balance:

<u>Brought in (total S)</u>	5950 t/ann
Recovered: in Claus furnace	2270 t/ann
(sent to Leuna in concentrated liquor (Starkwasser))	<u>830 "</u> 3100 t/ann
<u>Losses:</u>	
a) <u>unavoidable</u>	
rest in treated waste water	130 t/ann
L.T.C. residue	740 "
rest in hy-poor gas	240 "
not identified	<u>660 "</u> 1770 "

562 j

b) conditionally recoverableClaus waste gas, possibly
after installing a wet catalysis,

1080 t/ann

or 5950 t/ann

It may be said hereto, that, until recently, Scholven had to buy sulfur for desulfuring, but that they will now produce about 2000 t/ann S by improvements in their sulfur-recovery plant. The Claus furnace waste gas, as elsewhere, could be processed to H_2SO_4 by the installation of a wet catalysis. The distribution of about 2900 t/ann S in the gas cleaning media to synthesis and coke oven gas is yet to be determined, though it is recovered by the Ruhrgas Co.

VIII. Union Rheinische Braunkohlen-Kraftstoff A. G. Fossling

Rhenish brown coal, poor in sulfur, and some tar, is hydrogenated. The hydrogenation H_2 is also produced from rhenish brown coal in Pintsch producers and by hy-gas splitting. Since the water gas does not need to be desulfured at all, because of its extraordinarily low sulfur content, we need not consider the coal for gas production in the sulfur input in raw materials. Sulfur is added in the coal phase of hydrogenation for the purpose of breaking up, or decomposing, the coal. The greater S consumption at the start of operations could be reduced to 400 - 500 t/mo. or 5000 - 6000 t/ann. For the replacement of this sulfur or its partial recovery from the residue, see below.

Sulfur Input in Raw Materials.

t/ann

Hydrogenation
Elementary Sulfur

4970

5800

10770

With the sulfur-poor coal the sulfur going into hydrogenation is naturally absorbed as iron sulfide by the high-iron residue. Whatever is found as H_2S in the hy-gases is removed in the alkazid plant, in order to use the cleaned gases for splitting. The losses in the water and the waste gases are very large. There may be a possibility to reduce these losses and to recover part of the sulfur in a Claus furnace or a wet catalysis plant.

Brought in (total S)

10770 t/ann

Losses.a) unavoidablein hydrogenation residue,
losses in dephenolizing, de-
compression in residual gases,
in waste water containing NH_3 ,
dirty water, phenolate liquor, etc.

6700 t/ann

2870 "

9570 "

b) conditionally recoverablegoing into atmosphere in
combustion of a waste gas

1200 t/ann

10770 t/ann

562 k

~~It might be possible to increase the quantity of H₂S still further by treating all available waste water with gas, in which their H₂S content would, of course, offer certain difficulties. It might also pay to recover the sulfur as H₂SO₄ in a wet catalysis plant.~~

The situation with respect to the sulfur contained in the residue is similar to that at Leuna. 6700 t/ann S are lost in the residue, or somewhat more than the bulk sulfur added. Roasting it to a gas containing SO₂ or utilizing it in the form of waste acids can hardly be considered. Since there are no gypsum H₂SO₄ plants in Western Germany, utilizing it in a manner similar to that being investigated for Leuna would also be out of the question. One possibility to save at least the major sulfur consumption of about 5000 - 6000 t/ann is perhaps the introduction of sulfur in gas cleaning media containing iron, which are not used for extraction or roasting. Such experiments are now under way with gas cleaning media supplied by the Ruhrgas Co. for high pressure research at Ludwigshafen.

It should be noted that Wesseling has had particular difficulties with coal, which make it doubtful that gas cleaning mass can be substituted for sulfur without jeopardizing gasoline production.

XX. Wintershall A. G., Werk Lütgendorff, Krumpholz/Borsdorf.

Although Lütgendorff is principally a Fischer gasoline plant, besides a small hydrogenation unit, it was taken into consideration in this report because it uses brown coal rich in sulfur for gas production. The Fischer synthesis gas is produced in Schmalfeldt generators from brown coal, the same as the producer gas used for fuel purposes. The month of October 1943 was taken as a basis for a sulfur balance.

<u>Sulfur Input in Raw Materials (only H₂S-S)</u>	<u>t/ann</u>
Coal for gas production	18700

Only the synthesis gas is desulfured in a rough stage with alkazid liquor and in a fine dry cleaning stage. The H₂S of the alkazid plant is converted to elementary sulfur in a Claus furnace. The sulfur in the dry cleaning mass cannot be recovered because of its low charge and the spent mass goes to the dump. If the plant were expanded to max. capacity, which, however, cannot be foreseen at present, the sulfur input for both producer (generator) gases would be increased by about 30%.

Considering the above described processing conditions, we get the following balances:

<u>Brought in (total S)</u>		<u>18700 t/ann</u>
Recovered: elementary sulfur,	5200 t/ann	
<u>Losses.</u>		
a) <u>unavoidable</u>		
in gas cleaning mass	880 t/ann	
in ash, water, etc.	4100 "	
	4980 t/ann	
b) <u>conditionally recoverable</u>		
producer gas desulfuring,	7400 t/ann	
Claus furnace waste gas	1200 "	
for H ₂ SO ₄ production	8600 t/ann	
		<u>562 l</u>

Concerning the conditionally recoverable quantities of sulfur it should be noted that:

For desulfuring the producer gas a recoverable quantity of 9500 t/ann sulfur was at first figured on. Closer investigation, however, revealed that only 7400 t/ann are present, of which 6000 t/ann could be recovered if an alkazid plant were built. The company itself is inclined towards an alkazid plant, because such a plant is already on hand and servicing would thereby be simplified. The Claus furnace waste gas could be processed to H_2SO_4 by a wet catalysis.

Note:

Conditions at only a few of the plants included in the original report have been described herein, since much of the information is repetitive. The plants selected for translation are representative in character and give us all essential information.

/pk1

562 m

10. Mai 1943 Be/Er

Fall I

Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pior

Steinkohlhydrierung zu L-Benzin

mit Hydrierung des zwangsläufig anfallenden Teeres.

Wasserstoffherzeugung: Hygasspaltung und Winklergenerator mit O₂

A) Produktion aus der Kohle- und Teerhydrierung.

100 000 to L-Bi + 18 100 to L-Bi = 118 100 t L-Bi = 72,4 %
32 000 to C ₃ +C ₄ + 4 500 to C ₃ +C ₄ = 36 500 t C ₃ +C ₄ = 22,4 %
7 500 to O ₂ + 750 to O ₂ = 8 250 t O ₂ = 5,2 %
<u>139 850 to</u> <u>23 350 to</u> <u>163 200 t</u> <u>100 %</u>

B) Schwelerei (Lurgi-Spülgasschwelung)

Schwelkohle	204 800 to (4% Asche, 8% H ₂ O, Hu 7000 WE, Nusskohle)
Energiekohle f. Schwelung	2 600 to (Hu 7000 WE/kg)
Schwelkoks	143 000 to (70,2% bezog. auf Schwelkohle, 5% H ₂ O, 7000 WE)
Schwelteer	18 950 to (9,3% bezog. auf Schwelkohle TK6)
Schwelgasüberschuss	102 · 10 ⁹ WE/Jahr

C) Kohle- und Teerhydrierung

H ₂ -Bedarf f. Kohle (3200 m ³ /to L-Bi)	40 000 m ³ /h
f. Teer (1900 m ³ /to L-Bi)	4 300 "
	<u>44 300 m³/h</u>

Hygasanfall (95%) f. Kohle	0,8 · 10 ⁶ WE/h
f. Teer	0,7 · 10 ⁶ "
	<u>1,5 · 10⁶ WE/h</u>

abzügl. O ₂ (80% von den Bilanzzahlen)	f. Kohle 11,1 · 10 ⁶ WE/h
	f. Teer 0,8 " "
	<u>- 11,9 · 10⁶ WE/h</u>

abzügl. C ₃ +C ₄ (80% v. d. Bilanzzahlen)	f. Kohle 44 · 10 ⁶ WE/h
	f. Teer 2 " "
	<u>- 46 · 10⁶ WE/h</u>

H ₂ -Erzeugung durch Hygasspaltung (aus 49 · 10 ⁶ WE/h)	400 m ³ /h
aus Schwelkoks	23 300 "
	<u>44 300 m³/h</u>

x) Vergasung mit O₂ im Winklergenerator, da sich der Schwelkoks aus der Nusskohlschwelung vom Spülgasschwelofen im Drehrostgenerator nicht vergasen lässt.

Schmelkoksbedarf für H₂-Erzeugung 143 000 tato x)
 Hydrierkohlebedarf 205 000 " (4% Asche, 8% H₂O,
 7000 WE = 181000 RK)

Energiebedarf (Energiekohle Hu 7000 WE/kg)

f. Hydrierung einschl. O₂, O₃+O₄-Gewinnung für Hygasspaltung,
 für H₂ aus Koks und für Nebenanlagen
 für Kohlehydr. 234 000 tato
 für Teerhydr. 24 200 "

Kraftgasbedarf
 für Kohlehydrierung 58 · 10⁶ WE/h
 für Teerhydrierung 6,6 " "
 b 64,6 · 10⁶ WE/h

Verwendung des überschüssigen aus a - Schwelung
 zur Beheizung 102 · 10⁹ WE/Jahr = 12,8 · 10⁶ WE/h
 Kraftgasbedarf 516 " " = 64,6 " "
 Bestl. Kraftgasbedarf: 414 · 10⁹ WE/Jahr = 51,8 · 10⁶ WE/h

Kohlebedarf f. die Kraftgaserzeugung: 83 000 tato = 10,4 stuto

8 % Teergutschrift bei der
 Kraftgaserzeugung 6650 tato

Teeranfall in der Lurgi-Schwel-
 anlage 18950 "

Besamt-Teeranfall 25600 tato

gibt bei 70,3 % L-Bi-Ausbeute eine L-Bi-Erzeugung
 von 18 100 L-Bi

D) Kohleeinsatz

Schmelzkohle		204 000 tato
Energiekohle	f. Schwelung 2 600 to	
	f. Hydrierung 258 200	
	f. Kraftgas 83 000	343 800 "
Hydrierkohle		205 000 "
		752 800 tato

E) Kohleverbrauch je to Produkt: 4,6 to
 je to L-Benzin: 6,4 to

728 600 to Kohle x 7000 WE = 51 · 10 ¹¹ WE		
118 100 to L-Bi x 10500 WE = 12,4 · 10 ¹¹ WE	= 71,4 %	71,0 %
36 500 to O ₂ +O ₄ x 11000 WE = 4,00 " "	= 23,1 %	23,0 %
8 600 to O ₂ x 11 300 WE = 0,95 " "	= 5,5 %	5,4 %
	17,35 · 10 ¹¹ WE	100,0 %
1,120 to Phenole x 7800 = 0,09 " "		0,5 %
164 320 to	17,44 · 10 ¹¹ WE	99,9 %

x) Fussnote siehe Seite I

Aus der Kohle mit werden erzeugt:	100 · 10 ¹¹ WE	Aus der Kohle werden erzeugt:	100 000 to
L-Benzin	24,3 · 10 ¹¹ WE	L-Benzin	16 200 to
C ₃ +C ₄	7,8 " "	C ₃ +C ₄	5 010 to
O ₂	1,86 " "	O ₂	1 180 to
Phenole aus Abwässern	0,15 " "	Phenole aus Abwasser	154 to

Bei maximaler Phenolgewinnung:

728 600 to Kohle x 7000 WE	= 51	10 ¹¹ WE
109 000 to L Bi x 10500 WE	= 11,50	" "
36 500 " C ₃ +C ₄ x 11000 "	= 4,09	" "
3 600 " O ₂ x 11300 "	= 0,95	" "
1 120 " Phenole aus Abwasser 7500 "	= 0,09	" "
11 800 " Phenole aus Mi-Öl 7500 "	= 0,92	" "
	<u>17,46</u>	10 ¹¹ WE

Aus der Kohle mit werden erzeugt:	100 · 10 ¹¹ WE	Aus der Kohle werden erzeugt:	100 000 to
L-Bi	22,50 · 10 ¹¹ WE	L Bi	15 000 to
C ₃ +C ₄	7,80 " "	C ₃ +C ₄	5 020 "
O ₂	1,86 " "	O ₂	1 190 "
Phenole a Abw.	0,15 " "	Phenole a Abw.	154 "
Phenole a Mi-Öl	1,80 " "	Phenole a Mi-Öl	1 620 "

F) Eisenbedarf:

für Hydrierung Kohlebenzin	63 400 to	für 100 000 t Minöl =
für Hydrierung Teerbenzin	6 700 to	(L-Bi, C ₃ +C ₄ , O ₂)
für Schwelung	2 250 to	
	<u>72 350 to</u>	
	= 72 300 to	

L-Bi aus Ruhrkohle

100 000 Jato L-Bi aus 22.6 stuto Reinkohle

553 kg L-Bi je to Reinkohle

Hygasanfall: Sumpffase	71.5	10^6 WE/h	(100% gemäss Bilanz)
Gasphase	32.0	10^6 "	(100% " ")
	103.5	10^6 WE/h	(100% " ")
	98.5	10^6 WE/h	(95% " ")

E₂ im Hygasanfall

Sumpffase 6250 m³/h (276 m³ 22.6 stuto RK)

Gasphase 875 " (70 " 12.5 " L-Bi)

7125 m³/h

Ausbeute bei der Gewinnung:

80 % 5700 m³/h

Hu = 13.5 10^6 WE/h

O₂ im Hygasanfall

170.22.6 0.24 1.25 = 1150 kg/h

31.12.5 0.12 1.25 = 58 "

147.12.5 0.01 1.25 = 23 "

1231 kg/h

Ausbeute b.d. Gewinnung 80%

985 "

Hu = 11.1 10^6 WE/h

O₂+O₄ im Hygasanfall

170.22.6 0.52 1.22 = 2440 kg/h

31.12.5 0.74 1.22 = 350 "

147.12.5 0.98 1.22 = 2200 "

4990 kg/h (65% O₄)

Ausbeute b.d. Gewinnung 80%

4000 "

Hu = 44.0 10^6 WE/h

Hygasanfall

98.5 10^6 WE/h

Gewinnung von O₂

O₂+O₄

55.1 "

Restl. Hygasmenge

43.4 10^6 WE/h

Diese Hygasmenge geht in die Hygasspaltung und liefert Wasserstoff:

43.4 10^6

2.4 10^7

18 000 m³/h

Gesamt H₂ Bedarf:

40 000 m³/h

H₂ aus Hygasspaltung

18 000 "

H₂ a. Koks n. Winkler m. O₂

22 000 "

Bedarf hierfür an Schwelkoks 22 · 0.75 = 16.5 to/h = 132 000 Jato

Energiebedarf:

	HD	HD	Gas	Strom	Wasser
Hydrisierung, einschl. O ₂ u. O ₂ +O ₄ Gew f. 12.5 stuto	8	36	37.5 · 10 ⁶	14 000	2500 m ³
H ₂ aus Hygas (18000 m ³ /h)	0	13.2	20.0 "	10 000	2400 "
H ₂ aus Koks (22000 ")	15	30	0	13 500	3500 "
Nebenanlagen (10%)	0	8	0	4 200	500 "
Wasserwerk	0	0	0	2 500	"
	7	87	58.0 · 10 ⁶	49 200	9000 m ³

Niederdruckdampf 80 1.45 = 116 t · 6.9 = 16 800 KW

+ 49 200 " Strombedarf

+ 4 900 " Kraftwk.-Eig. Bedarf

37 300 KW Kondensationsstrom

37,300 · 4.2 = Dampf : 157 t

Gesamtdampf: 273 t/h

Energiekohle f. EDATwerk 273 · 600 = 29.2 t/h = 2.34 t/t L-Bi

7000 · 0.8

566

Steinkohlenhydrierung zu L-Benzin und Heizöl
mit Hydrierung des zwangsläufig anfallenden Teeres zu L-Benzin.

A) Produktion aus der Kohle - und Teerhydrierung

L-Benzin	52 000 to +	14 500 to =	66 500	=	41,0 %
Heizöl	60 500 to +	"	= 60 500	=	35,1 %
O ₂ +O ₄	20 400 to +	3 620 to =	24 020	=	15,1 %
O ₂	7 400 to +	570 to =	7 970	=	5,0 %
	140 300 to	18 690 to	158 990		100 %

B) Schwelerei (Lurgi-Spülgasschwelung)

SchwelkohleTK	15 000 to	
Energiekohle f. Schwelg.	2 040 to	
Schwelkoks	111 000 to	(70% auf TK, 5% H ₂ O)
Schwelteer	14 700 to	(9,3% auf TK)
Schwelgasüberschuss	79 · 10 ⁶ m ³ /Jahr	= 9,9 · 10 ⁶ m ³ /h

C) Kohle- und Teerhydrierung

H ₂ -Bedarf f. Kohle (23,0 m ³ to Prod.)	33.600 m ³ /h	
f. Teer (19,0 " " L-Bi.)	3.450 "	
<u>Hygasanfall (95%) f. Kohle</u>	<u>37.050 m³/h</u>	
f. Teer	79,9 · 10 ⁶ m ³ /h	
abzögl. O ₂ (10% v. d. Bilanz-	10,5	7,6 · 10 ⁶ m ³ /h
zahlen) f. Kohle		
f. Teer	11,1	
abzögl. O ₂ +O ₄ (0% v. d. Bilanz-	2,0	
zahlen) f. Kohle		
f. Teer	4,2	
		43,1 · 10 ⁶ m ³ /h

H₂-Erzeugung durch Hygasspaltung (aus 44,5 · 10⁶ m³/h) 11 500 m³/h
aus Schwelkoks i. Winklergen 1 550 "

Schwelkoksbedarf für H₂-Erzeugung 111 000 to
Hydrierkohlebedarf 235 000 to

Energiekohlebedarf (Energiekohle m. 7000 WE)
f. Hydr. einschl. O₂, O₃+O₄ Gewinnung für H₂-Erzeugung und
für Nebenanlagen für Kohlehydrierung 114 000 to
für Teerhydrierung 19 400 to
203 400 to

Kraftgasbedarf f. Kohlehydr. 51,0 · 10⁶ WE/h
f. Teerhydr. 5,3 " " = 56,3 · 10⁶ WE/h

Vermischung des Überschussgases aus der Schwelung
zur Benetzung 9,9 · 10⁶ WE/h
rechl. Kraftgasbedarf 46,4 · 10⁶ WE/h

Kohlebedarf f. Kraftgas erzeugung 3,3 stoto = 74 000 tato
Teerumschritt bei der Kraftgas erzeugung 5 900 "
Teerfall in der Lurgi-Schwelanlage 14 700 "
Gesamtteerfall 20 600 tato

gibt bei 70,0% L-Bi-Ausbeute eine L-Bi-Erzeugung v. 1 500 to L-Bi

D) Kohleeinsatz;

Schmelzkohle		158 000 to
Energiekohle f. Schwelung	2 040 to	
f. Hydrierung	203 400 "	
f. Kraftgas	74 000 "	
	279 440 to	279 440 to
Hydrierkohle		205 000 to
Gesamter Kohleverbrauch		672 440 to

E) Kohleverbrauch je to Produkt;
je to L-Bi + H8

672 440 to Kohle x 7000 WE =		44,3 · 10 ¹¹ WE
66 500 to L-Bi x 10500 WE =	7,0 · 10 ¹¹ WE	= 43,6% = 43,4 %
60 500 to H8 x 9100 WE =	5,5 "	= 34,3% = 34,1 %
24 020 to C ₃ +C ₄ x 11000 WE =	2,65 "	= 16,5% = 16,4 %
7 970 to C ₂ x 13300 WE =	0,9 "	= 5,6% = 5,6 %
158 990 to	16,05 · 10 ¹¹ WE	WE=100 %

150 to Phenole a. Abw. d. Schw. x 800 WE		
500 to Phenole a. Abw. d. Hydr.	0,09	0,5 %
160 090 to	16,14 · 10 ¹¹ WE	100 %

Aus der Kohle mit werden erzeugt;	100 · 10 ¹¹ WE	Aus der Kohle werden erzeugt;	100 000 to
L-Benzol	1,0 "		10 000 to
H8	12,0 "		9 000 to
C ₃ +C ₄	6,0 "		3 800 to
C ₂	2,03 "		1 250 to
Phenole a. Abw.	0,2 "		74 to

F) Eisenbedarf;

für Kohlehydrierung	70 500 to
für Teerhydrierung	8 700 to
für Schwelung	2 850 to
	82 050 to
für 100 000 to Mineralöle	52 000 to Eisen

10-15-73
L-557

10-15-73

1-31-73

52,000	100%	52,000	(100%)	52,000
60,500	116%	60,500	(116%)	60,500
112,500	216%	112,500	(216%)	112,500

(Total 101,000)

52,000	100%	52,000	(100%)
60,500	116%	60,500	(116%)
112,500	216%	112,500	(216%)

6-15-73

100%

100%

100%

100%

100%

100%

7

7

6-15-73

100%

100%

100%

-Damp t t KCAL KW

70.0

70.0

7

70.0

70.0

70.0

7

569

7-387

Hochdruckversuche
Nr. 55

PAR III

10. Mai 1943
Be/Lr

Steinkohlenschmelzung und Hydrierung des Schmelztees

A) Produktion aus der Schmelzteeshydrierung.

100 000 tate L-Bi	= 77,6 %) aus 142 000 tate Schmelztee
25 000 " G ₂ +G ₄	= 19,4 %	
3 000 " O ₂	= 3 %	
12 000 " = 100 %		

(1000 kg Teer geben 7 kg L-Bi)

B) Schmelztee (ergie-Spülgaschmelzung)

Steinkohle	520 000 to (4% Asche)	Al ₂ O ₃ , Fe, SiO ₂
Energiekohle f. Schmelz	15 000 to	(Ru 7000 W/h)
Schmelztees	1 067 000 to	(70% bezog auf 1000 kg 7000 W/h)
Schmelztee + Schmelzbi	142 000 to	(70% bezog auf 1000 kg)
Schmelztees + Wasserdampf	70 000 to	

C) Schmelzteeshydrierung

H ₂ -Bedarf (1000 m ³ je to L-Bi)	23 000 m ³ h
Wasserdampf (25 %)	5 000 m ³ h
abzögl. 2 (1000 m ³ von Silanzellen)	
abzögl. 23 000 m ³ h	2 000 m ³ h
2 ^o reduziert durch Hygasspaltung	11 300 m ³ h
aus Schmelztees	12 300 m ³ h
	23 000 m ³ h
Schmelzkoksbedarf für H ₂ -Erzeugung	75 000 to
Energiekohlebedarf (7000 W/h Kohle)	
für Hydrierung einschl. O ₂ , O ₃ , G ₄ Gewinnung	
für H ₂ aus Hygasspaltung	
für H ₂ aus Koks im Winklergenerator	
für Nebenanlagen	130 000 to

x) Vergasung mit H₂ im Winklergenerator, da sich der Schmelzkoks aus der Russkohlen-schmelzung vom Spülgasofen im Drehroet-generator nicht vergasen lässt.

570

1) Kraftgasanzugung (36 5 · 10⁶ kWh 51 500 t_e)

192 500

2) Peergutschrift bei der Kraftgasanzugung 4 700 t_e

2) Eine Kraftgasanzugung, Verwendung des Überschusses aus der Schmelze zur Heizung

Überschuss der Schmelze 760 1,2 t_e Jahr
Kraftgasbedarf 200
460 1,2 t_e Jahr

Schmelze als Kohle 2,7000 kWh gerechnet (7 000 t_e)

3) ...
192 500 t_e

...
192 500 t_e (134 000)

3) ...
1 700 t_e

103 100 (1,6 t_e)
152 100 (1,5 t_e)

Schmelzeausgang 1 65 000 t_e

Kohlenbedarf 75
12 000 t_e 990 100 t_e (x)

635 100 t_e (y)
1015

4) ...

533 100 t_e = 4,74 t_e Produkt
12 000 + 470

10 000 t_e = 4,79 t_e Produkt
12 000

x) werden der Kohlewirtschaft wieder zugeführt in Form von ...
y) werden der Kohlewirtschaft entzogen

Kohle	1 500 t x	7000 Wt =	112,5.10 ¹¹ Wt		
Fels	400 000 t x	7000 Wt =	69,2.10 ¹¹ Wt	" =	13,5
3. Bsp	1 000 t x	10500 Wt =	10,5.10 ¹¹ Wt	" =	12,7
3. Bsp	25 000 t x	11000 Wt =	2,75.10 ¹¹ Wt	" =	3,3
2	1 000 t x	4100 Wt =	0,41.10 ¹¹ Wt	" =	0,44
	1 000 t x	1300 Wt =	0,13.10 ¹¹ Wt	" =	0,14
			13,69	"	100 %

Monatliche Abgabe d. Schmelzerei:

1. Bsp	1 000 t x	10500 Wt =	10,5.10 ¹¹ Wt		
2. Bsp	25 000 t x	11000 Wt =	2,75.10 ¹¹ Wt		
3. Bsp	1 000 t x	4100 Wt =	0,41.10 ¹¹ Wt		
4. Bsp	1 000 t x	1300 Wt =	0,13.10 ¹¹ Wt		
			13,69	"	100 %

1. Bsp	1 000 t x	10500 Wt =	10,5.10 ¹¹ Wt		
2. Bsp	25 000 t x	11000 Wt =	2,75.10 ¹¹ Wt		
3. Bsp	1 000 t x	4100 Wt =	0,41.10 ¹¹ Wt		
4. Bsp	1 000 t x	1300 Wt =	0,13.10 ¹¹ Wt		
			13,69	"	100 %

1-Gl. aus Kugel-Spülgastoor

100 000 Jato 1-Gl. aus 17,7 stuto Teer
7/10 bei 1-Gl. je 10 Teer

Vergleich	1	2	3	1. K. ...
...	72.17.7	198.00	17.7	Teer
...	112.17.7	230.00	4.7	2. Vergleichende Feermenge
...				in stuto
...				3. Preiswert ...
...				...

Vergleich	1	2	3	...
...	14.1.2
...	10.12.1
...	1.1.2

Vergleich	1	2	3	...
...
...
...

Vergleich	1	2	3	...
...
...
...

Vergleich	1	2	3	...
...
...
...

15. ... = 1.3 to 1. Heizgaszahl = ...
 17. ... = 1.3 to 1. Heizgaszahl = ...
 18. ... = 1.3 to 1. Heizgaszahl = ...
 19. ... = 1.3 to 1. Heizgaszahl = ...

T-387

IV

74300

70.00
6100

300 00 MINER

7



7

Auftrag
Antrag v.
Dr. Fehr

(Gesamt-Pl.)

60

200

150

1000



584

7

Erklärung

Reason: Sp. Cont. - 1,005 / 20
No. 9490 ka 2/Tax
Stockmarkt 2 - 51
Vier. = 30 8/20 0

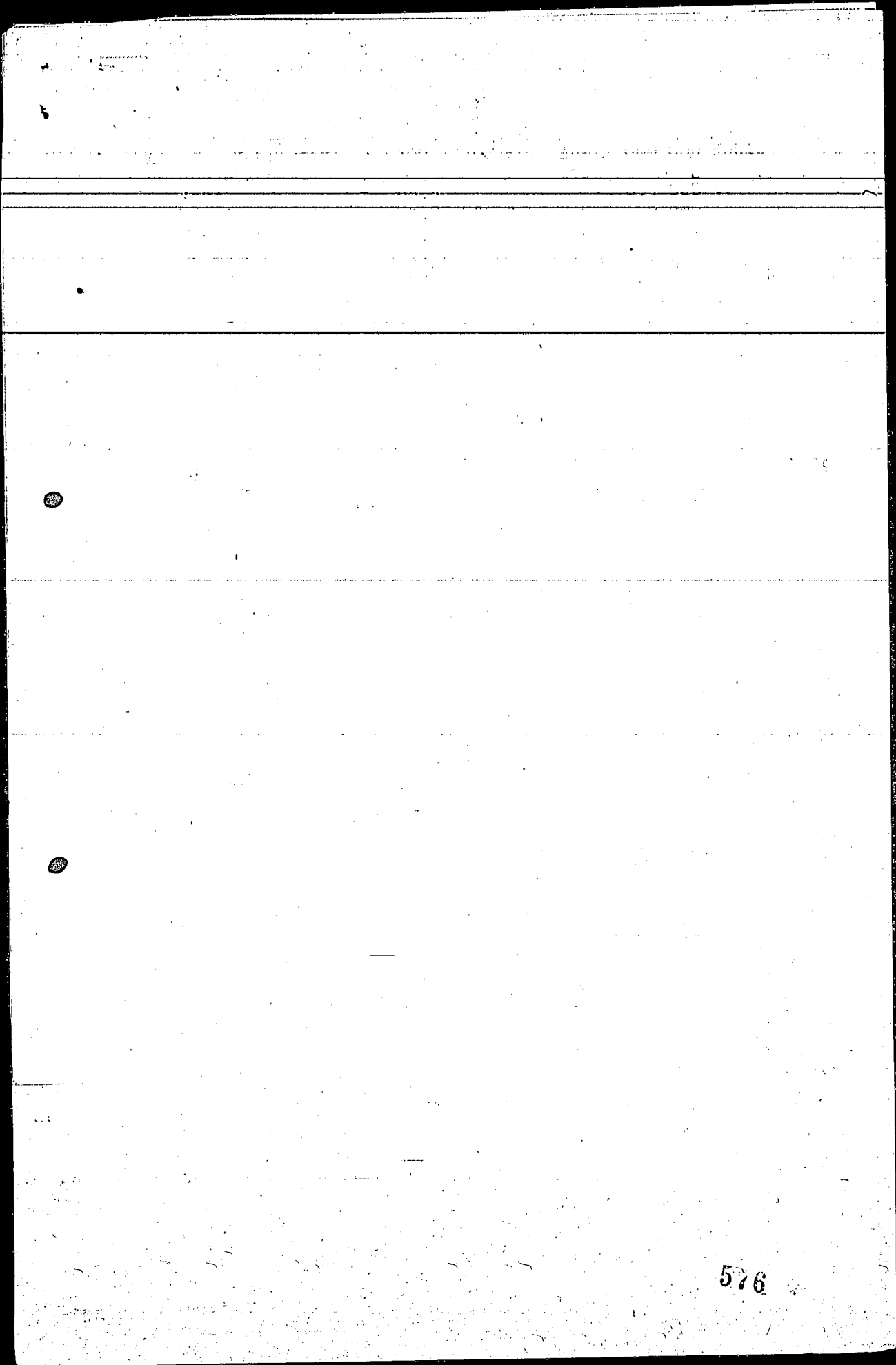
00	10 7%
05	9 7%
01	5 1 (3 2)
0	5 0%
2	10 7%

7 Konten

1. Konten
 2. Konten
 3. Konten
 4. Konten
 5. Konten
 6. Konten
 7. Konten
 8. Konten
 9. Konten
 10. Konten
 11. Konten
 12. Konten
 13. Konten
 14. Konten
 15. Konten
 16. Konten
 17. Konten
 18. Konten
 19. Konten
 20. Konten
 21. Konten
 22. Konten
 23. Konten
 24. Konten
 25. Konten
 26. Konten
 27. Konten
 28. Konten
 29. Konten
 30. Konten
 31. Konten
 32. Konten
 33. Konten
 34. Konten
 35. Konten
 36. Konten
 37. Konten
 38. Konten
 39. Konten
 40. Konten
 41. Konten
 42. Konten
 43. Konten
 44. Konten
 45. Konten
 46. Konten
 47. Konten
 48. Konten
 49. Konten
 50. Konten
 51. Konten
 52. Konten
 53. Konten
 54. Konten
 55. Konten
 56. Konten
 57. Konten
 58. Konten
 59. Konten
 60. Konten
 61. Konten
 62. Konten
 63. Konten
 64. Konten
 65. Konten
 66. Konten
 67. Konten
 68. Konten
 69. Konten
 70. Konten
 71. Konten
 72. Konten
 73. Konten
 74. Konten
 75. Konten
 76. Konten
 77. Konten
 78. Konten
 79. Konten
 80. Konten
 81. Konten
 82. Konten
 83. Konten
 84. Konten
 85. Konten
 86. Konten
 87. Konten
 88. Konten
 89. Konten
 90. Konten
 91. Konten
 92. Konten
 93. Konten
 94. Konten
 95. Konten
 96. Konten
 97. Konten
 98. Konten
 99. Konten
 100. Konten

1. Konten
 2. Konten
 3. Konten
 4. Konten
 5. Konten
 6. Konten
 7. Konten
 8. Konten
 9. Konten
 10. Konten
 11. Konten
 12. Konten
 13. Konten
 14. Konten
 15. Konten
 16. Konten
 17. Konten
 18. Konten
 19. Konten
 20. Konten
 21. Konten
 22. Konten
 23. Konten
 24. Konten
 25. Konten
 26. Konten
 27. Konten
 28. Konten
 29. Konten
 30. Konten
 31. Konten
 32. Konten
 33. Konten
 34. Konten
 35. Konten
 36. Konten
 37. Konten
 38. Konten
 39. Konten
 40. Konten
 41. Konten
 42. Konten
 43. Konten
 44. Konten
 45. Konten
 46. Konten
 47. Konten
 48. Konten
 49. Konten
 50. Konten
 51. Konten
 52. Konten
 53. Konten
 54. Konten
 55. Konten
 56. Konten
 57. Konten
 58. Konten
 59. Konten
 60. Konten
 61. Konten
 62. Konten
 63. Konten
 64. Konten
 65. Konten
 66. Konten
 67. Konten
 68. Konten
 69. Konten
 70. Konten
 71. Konten
 72. Konten
 73. Konten
 74. Konten
 75. Konten
 76. Konten
 77. Konten
 78. Konten
 79. Konten
 80. Konten
 81. Konten
 82. Konten
 83. Konten
 84. Konten
 85. Konten
 86. Konten
 87. Konten
 88. Konten
 89. Konten
 90. Konten
 91. Konten
 92. Konten
 93. Konten
 94. Konten
 95. Konten
 96. Konten
 97. Konten
 98. Konten
 99. Konten
 100. Konten

17900
 55 100 = 100 000 = 45 000 ka. 1000



576

Kokerei und Teerzerlegung für Oberschlesien

A) Produktion

18 000 to Ole
24 500 " Hochtemp.-Pech
9 200 " Leichtöl u. Benzol
400 " Phenole u. Abwasser
<u>52 900 to</u>

$$294 \cdot 10^6 \text{ m}^3 \text{ Kokereigas (4400W)} = 1290 \cdot 10^9 \text{ W/Jahr}$$

B) Kokerei (365 Betriebstage)

Kokskohle	1 000 000 to	(8% H ₂ O, H ₂ 7000 W/kg)
Hochtemp.-Koks	687 000 "	
Generatorteer	10 600 "	
Rohsteer	37 000 "	
Leichtöl-Benzol	9 200 "	
Kokereigas	294 · 10 ⁶ m ³	(Hu 4100W) = 1 290 · 10 ⁹ W/Jahr

Das gesamte Kokereigas wird als Ferngas verwandt, der Unterfermentationsbedarf wird durch Schwachgas gedeckt.

Energiekohle für Schwachgas erzeugung: 130 000 t
f. Strom u. Dampf 20 000 " (hierfür kann Feinkoks verwendet werden.)

C) Teerzerlegung (365 Betriebstage)

Rohsteer	37 000 t (m ³ /h ₂ O)	Generatorteer	10 500 to
gibt nach Blast-		gibt nach Destillation:	
zerlegung:	21 700 t Pech	2 800 t Pech	
	12 200 " Ole	6 600 " Ole	
	3 100 " Verluste	1 100 " Verluste	
Energiekohle f. Strom u. Dampf		oben enthalten.	
" f. Schwachgas erzeugung		1 600 to	

D) Kohleeinsatz

Kokskohle	1 000 000 to
Energiekohle f. Teerdest.	1600 to
f. Kokerei	130000 "
	<u>1 131 600</u>
Hochtemp.-Koks Gutschrift	687000 t
Feinkoksbedarf	- 20000 "
	<u>467 600 to</u>

E) Kohloverbrauch

to/ to Minöl = 16,5 to

Kohle	1 151 600 to	x 7000WE	= 79,2 · 10 ¹¹ WE	
Koks	667 000 "	x 7000WE	= 46,6 "	= 72,4 %
Öl	18 800 "	x 9360WE	= 1,74 "	= 2,69 %
280000t { Leichtöl + Benzol	9 200 "	x 9600WE	= 0,88 "	= 1,37 %
Pech	24 500 "	x 8600WE	= 2,11 "	= 3,25 %
Phenole	400 "	x 7800WE	= 0,03 "	= 0,05 %
Kokereigas			12,9 "	= 19,95 %
			64,25 · 10 ¹¹ WE	= 99,71 %
Öl	67 300 to	x 9360WE	= 6,25 · 10 ¹¹ WE	= 66,5 % HÖ
B1+Leichtöl	32 700 "	x 9600WE	= 3,14 "	= 33,5 % B1 + Leichtöl
	100 000 to Minöl		9,39 · 10 ¹¹ WE	= 100 %

Aus der Kohle mit werden erzeugt: 100 · 10¹¹ WE Aus der Kohle 1 000 000 to werden erzeugt:

Koks	58,7 · 10 ¹¹ WE	590 000 "
Öl	2,19 " "	16 600 "
Benzol Leichtöl	1,11 " "	8 130 "
Pech	2,65 " "	21 600 "
Phenole	0,04 " "	3 500 "
Kokereigas	16,3	11,4 · 10 ¹¹ WE

F) Eisenbedarf

für Kokerei einschl. Nebenanlagen 23 600 to
für Teerzerlegung 990 "
24 590 to

für 100 000 to Mineralölprodukte $\frac{24590 \cdot 100000}{24730} = 100 000$ to

Hu Ferngas = 4400 kcal/H m³
= 0,6 kg/Nm³

Hydrogenation of Bituminous Coal to Aviation Gasoline
with Hydrogenation of the Tar Obtained
I. G. Ludwigshafen, 10 May 1943

Case I. (above title)

H₂-Production: Hy-gas splitting and Winkler generator with O₂.

A) Production from Hydrogenation of Coal and Tar.

100000 t av. gas	+	18100 t av. gas	=	118100 t av. gas	=	72.4%
32000 t C ₃ + C ₄	+	4500 t C ₃ + C ₄	=	36500 t C ₃ + C ₄	=	22.4%
7850 t C ₂	+	750 t C ₂	=	8600 t C ₂	=	5.2%
139850 t	+	23350 t	=	163200 t	=	100 %

B) Low Temp. Carboniz. (Large-Spülgasschmelzung)

L.T.C. coal, 204800 t (4% ash, 8% H₂O, 7000 Kcal, nut coal)
Power coal for L.T.C., 2600 t (7000 Kcal/kg)
L.T.C. coke, 143000 t (70.2%/L.T.C. coal, 5% H₂O, 7000 Kcal,
gasification in Winkler generator with O₂,
because the L.T.C. coke from nut coal L.T.C.
from the flushing gas L.T.C. oven can not be
gasified in revolving grate generator).

C) Hydrogenation of Coal and Tar.

H₂ req'd for coal (3200 m³/t av. gas) 40000 m³/h
H₂ req'd for tar (1900 m³/t av. gas) 4300 m³/h
44300 m³/h

Hy-gas yield (95%) for coal, 98.5 x 10⁶ Kcal/h
for tar, 10.7 x 10⁶ Kcal/h
109.2 x 10⁶ Kcal/h

loss C₂ (80% of balance
figures) for coal, 11.1 x 10⁶ Kcal/h
for tar, 0.8 x 10⁶ Kcal/h
-11.9 x 10⁶ Kcal/h

loss C₃ + C₄ (80% of bal.
figures) for coal, 44 x 10⁶ Kcal/h
for tar, 5 x 10⁶ Kcal/h
-49 x 10⁶ Kcal/h

H₂-produced by hy-gas splitting
(from 49 x 10⁶ Kcal/h), 20400 m³/h
H₂-produced from L.T.C. coke, 23900 m³/h
44300 m³/h

578 a

L.T.C. coke req'd. for H ₂ -production,	143000 t/ann
Hydr. coal req'd. (4% ash, 8% H ₂ O, 7000 Kcal) = 181000 t-pure-coal)	205000 t/ann
Power req'd. (power coal 7000 Kcal/kg) for hydrogenation, incl. C ₂ , C ₃ & C ₄ recovery for hy-gas splitting, for H ₂ from coke and for auxiliary plants, for coal hydr.,	234000 t/ann
for tar hydr.,	24000 t/ann

Fuel gas req'd.	
for coal hydr.,	58 X 10 ⁶ Kcal/h
for coal hydr.,	6.6 X 10 ⁶ Kcal/h
	64.6 X 10 ⁶ Kcal/h

Use of surplus gas from L.T.C. for heating	102 X 10 ⁹ Kcal/ann = 12.8 X 10 ⁶ Kcal/h
Fuel gas req'd.	516 X 10 ⁹ Kcal/ann = 64.6 X 10 ⁶ Kcal/h
Resid. fuel gas req'd.,	414 X 10 ⁹ Kcal/ann = 51.8 X 10 ⁶ Kcal/h

Coal req'd. for fuel gas production,	83000 t/ann = 10.4 t/h
8% tar credit in fuel gas production,	6650 t/ann
Tar yield in Lurgi-L.T.C. Plant,	18950 t/ann
Total tar yield	25600 t/ann
will give an av. gas. production of	18100 t @ 70.8% yield.

D) Coal Input.

L.T.C. coal	204000 t/ann
(Power coal for L.T.C.,	2600 t
" hydr.,	258200 t
" fuel gas,	83000 t
Hydrogenation coal	343800 t/ann
	205000 t/ann
	752800 t/ann

E) Coal Consumption/t Product = 4.6 t
 " " " /t Av. Gas. = 6.4 t

728600 t coal	X 7000 Kcal = 51 X 10 ¹¹ Kcal	
118100 t av. gas.	X 10500 Kcal = 12.4 X 10 ¹¹ Kcal	= 71.4% (71.0%)
36500 t C ₃ + C ₄	X 11000 Kcal = 4.00 X 10 ¹¹ Kcal	= 23.1% (23.0%)
8600 t C ₂	X 11300 Kcal = 0.95 X 10 ¹¹ Kcal	= 5.5% (5.4%)
	17.35 X 10 ¹¹ Kcal	= 100%

1112 t phenols	X 7800 Kcal = 0.09 X 10 ¹¹ Kcal	(0.5%)
164320 t	17.44 X 10 ¹¹ Kcal	99.9%

From the coal with 100 X 10 ¹¹ Kcal are produced:		From the coal, 100000 t are produced:
Av. gas,	24.3 X 10 ¹¹ Kcal	Av. gas, 16200 t
C ₃ + C ₄ ,	7.8 X 10 ¹¹ Kcal	C ₃ + C ₄ 5010 t
C ₂ ,	1.86 X 10 ¹¹ Kcal	C ₂ 1180 t
Phenols from waste water,	0.18 X 10 ¹¹ Kcal	Phenol from waste water 154 t

578 R

At Maximum Phenol Recovery:

728600 t coal	X	7000 Kcal =	51 X 10 ¹¹ Kcal
109000 t av. gas.	X	10500 Kcal =	11.50 X 10 ¹¹ Kcal
50500 t C ₃ + C ₄	X	11000 Kcal =	4.00 X 10 ¹¹ Kcal
8600 t C ₂	X	11300 Kcal =	0.95 X 10 ¹¹ Kcal
1120 t phenols from waste water		7800 Kcal =	0.09 X 10 ¹¹ Kcal
11800 t phenols from M-Oil		7800 Kcal =	0.92 X 10 ¹¹ Kcal
			17.46 X 10 ¹¹ Kcal

From coal with 100 X 10 ¹¹ Kcal are produced:	From coal, 100000 t are produced:
av. gas., 22.5 X 10 ¹¹ Kcal	av. gas 15000 t
C ₃ + C ₄ , 7.80 X 10 ¹¹ Kcal	C ₃ + C ₄ 5020 t
C ₂ , 1.86 X 10 ¹¹ Kcal	C ₂ 1190 t
phenols fr. waste water 0.18 X 10 ¹¹ Kcal	phenols from waste water 154 t
phenols fr. M-Oil, 1.80 X 10 ¹¹ Kcal	phenols from M-Oil 1620 t

F) Iron Requirement:

for coal gas. hydrog.	63400 t	for 100000 t Min. Oil =
for tar "	6700 t	(av. gas, C ₃ + C ₄ , C ₂)
for L.T.C.	2250 t	
	72500 t	

Aviation Gasoline from Ruhr Coal.

100000 t/av. gas. from 22.6 t/h pure coal
553 kg. av. gas/t pure coal.

Hy-gas yield:

Liq. Phase,	71.5 X 10 ⁶ Kcal/h	(100% accord. to balance)
Vap. Phase,	32.0 X 10 ⁶ "	" " " "
	103.5 X 10 ⁶ Kcal/h	" " " "
	98.5 X 10 ⁶ Kcal/h	(95% " " " "

H₂ in hy-gas yield:

Liq. Phase	6250 m ³ /h	(276 m ³ X 22.6 t/h pure coal)
Vap. Phase	875 m ³ /h	(70 m ³ X 12.5 t/h av. gas.)
	7125 m ³ /h	

Yield in Recovery:

80% 5700 m³/h, heat value = 13.5 X 10⁶ Kcal/h

C₂ in hy-gas yield:

170 X 22.6 X 0.24 X 1.25 =	1150 kg/h
31 X 12.5 X 0.12 X 1.25 =	58 kg/h
147 X 12.5 X 0.01 X 1.25 =	23 kg/h
	1231 kg/h

Yield in Recovery:

80% 985 kg/h, heat value = 11.1 X 10⁶ kcal/h

C₃ + C₄ in hy-gas yield:

170 X 22.6 X 0.52 X 1.22 =	2440 kg/h
31 X 12.5 X 0.74 X 1.22 =	350 kg/h
147 X 12.5 X 0.98 X 1.22 =	2200 kg/h
	4990 kg/h (65% C ₄)

Yield in Recovery:

80% 4000 kg/h, heat value = 14.0×10^6 Kcal/h

Hy-gas yield,	98.5×10^6 Kcal/h
Recovery of $C_2, C_3, & C_4$	55.1×10^6 " "
Residual Hy-gas,	43.4×10^6 Kcal/h

This hy-gas goes to hy-gas splitting
and supplies $H_2 = \frac{43.4 \times 10^6}{2.4 \times 10^3} = 18000 \text{ m}^3/\text{h}$

Total H_2 Reqt:	40000 m^3/h
H_2 from hy-gas splitting,	$\frac{18000 \text{ m}^3/\text{h}}$
H_2 from Winkler coke.	$\frac{22000 \text{ m}^3/\text{h}}$
L.T.C. Coke req'd for this,	$22 \times 0.75 = 16.5 \text{ t/h} = 132000 \text{ t/ann}$

Power Req'd.	H.P. Steam	L.P. Steam	Gas, Kcal	Current KW	Water, m^3
Hydr. incl $C_2, C_3, & C_4$ Recovery fr. 12.5 t/h	8	36	37.5×10^6	14000	2500
H_2 fr. Hygas (18000 m^3/h)	0	13.2	20.0×10^6	10000	2400
H_2 fr. coke (22000 m^3/h)	-15	20	0	18500	3500
Auxil. plants (10%)	0	8	0	4200	500
Water works	0	0	0	2500	---
	-7	87.	58.0×10^6	49200	9000

1.90

L.P. steam, $80 \times 1.45 = 116 \text{ t}/6.9 = -16800 \text{ KW}$
 49200 KW current reqt.
 44900 KW power pl. constant.
 37300 KW

$37300 \times 4.2 = \text{steam} = 157 \text{ t}$
 Total Steam 273 t

Power coal for power plant,
 $\frac{273 \times 600}{1000 \times 0.8} = 29.2 \text{ t/h} = 2.32 \text{ t/t av. gas.}$

Case II. Pit. Coal Hydrogenation to Aviation Gasoline and Fuel Oil with Hydrogenation of the Tar obtained to Aviation Gasoline

A). Production from Hydrog. of coal & Tar.

av. gas,	52000 t + 14500 t = 66500 t = 41.8%
fuel oil,	60500 t + ----- = 60500 t = 38.1%
$C_3 \& C_4$,	20400 t + 3620 t = 24020 t = 15.1%
C_2 ,	7400 t + 570 t = 7970 t = 5.0%
	$140300 \text{ t} + 18690 \text{ t} = 158990 \text{ t} = 100 \%$

B) L.T.C. (Luft-Spülgasschmelzung).

L.T.C. coal (8% H_2O)	158000 t
Power coal for L.T.C.	2000 t
L.T.C. coke	111000 t (70% to 8.5% H_2O)
L.T.C. tar	14200 t (9.3% to 8% H_2O)
L.T.C. gas surplus, 79×10^3 Kcal/ann =	9.9×10^6 Kcal/h

578 d

C). Hydrogenation of Coal and Tar.

H ₂ -reqm't. for coal (2380 m ³ /t prod.)	33600 m ³ /h
H ₂ -reqm't. for tar (1900 m ³ /t av. gas)	<u>3450 m³/h</u>
	37050 m ³ /h
Hy-gas yield (95%) for coal,	79.0 x 10 ⁶ Kcal/h
" " " for tar,	8.6 x " "
less C ₂ (80% of balance figures) for coal	10.5 x 10 ⁶ Kcal/h
for tar	0.5 x " "
less C ₃ & C ₄ (80% of balance figures) for coal	28.0 x 10 ⁶ Kcal/h
for tar	4.0 x 10 ⁶ Kcal/h
	<u>-32.0 x 10⁶ Kcal/h</u>
	-43.1 x 10 ⁶ Kcal/h
H ₂ prod. by hy-gas splitting (fr. 44.5 x 10 ⁶ Kcal/h)	18500 m ³ /h
H ₂ prod. fr. L.T.C. coke in Winkler generator with O ₂	<u>18550 m³/h</u>
	37050 m ³ /h

L.T.C. coke req'd. for H ₂ -production	111000 t
Coal req'd. for hydrogenation	205000 t
" " " power (energy coal with 7000 Kcal)	
for hydrog. incl. O ₂ , C ₃ & C ₄ -recovery, for H ₂ prod. and auxil. plants, for coal hydrog.	184000 t
" " tar	<u>19400 t</u>
	203400 t

Fuel gas req'd. for coal hydrog.,	51.0 x 10 ⁶ Kcal/h
" tar "	5.3 x " "
	= 56.3 x 10 ⁶ Kcal/h
Use of surplus gas fr. L.T.C. for heating,	- 9.9 x " "
Residual fuel gas req'd.	<u>46.4 x 10⁶ Kcal/h</u>

Coal req'd. for fuel gas production, 9.3 t/h	= 74000 t/ann
Credit for tar in fuel gas production	5900 "
Tar yield in Lurgi-L.T.C. plant	14700 "
Total tar yield (Gesamtseranfall)	<u>20600 t/ann</u>
will give an av. gas. prod. of	<u>1500 t/ann</u>
@ 70.8% yield.	

D). Coal Input.

L.T.C. coal	158000 t
Power coal for L.T.C.	2040 t
" hydrog.	203400 t
" fuel gas	74000 t
Hydrogenation Coal	279440 t
Total coal consumption	<u>205000 t</u>
	642440 t

E). Coal Consumption/t Product

" " /t av. gas. & fuel oil	4.04 t
	5.20 t

642440 t coal x 7000 Kcal = 45. x 10¹¹ Kcal

578e

66500 t av. gas	x	10500 Kcal	=	7.0 x 10 ¹¹ Kcal	=	43.4%
60500 t fuel oil	x	9100 "	=	7.5 x " "	=	38.3%
24020 t C ₃ & C ₄	x	11000 "	=	2.65 x " "	=	16.4%
7970 t C ₂		11500 "	=	0.9 x " "	=	5.6%
158990 t				16.05 x 10¹¹ Kcal		99.5%
150 t phenols from L.T.C. waste water	x	7800 Kcal				
950 t " " hydrog.	"	"		0.09 x 10 ¹¹ Kcal	=	0.5%
160090 t				16.14 x 10¹¹ Kcal		100%

From coal with 100 x 10 ¹¹ Kcal are produced:		From coal 100000 t are produced:
av. gas, 15.6 x 10 ¹¹ Kcal		10300 t
fuel oil, 12.25 x " "		9400 t
C ₃ & C ₄ , 5.9 x " "		3740 t
C ₂ , 2.0 x " "		1245 t
phenols fr. waste water, 0.2 x " "		171 t

E) Iron Requirement:

for coal hydrogenation,	70500 t
for tarhydrogenation	8700 t
for L. T. C.	2850 t
	<u>82050 t</u>
for 100000 t mineral oils	52000 t

Aviation Gasoline & Fuel Oil from Bit. Coal.

52000 t/ann av. gas.	=	6.55 t/h
60500 t/ann fuel oil.	=	7.56 t/h
112500 t/ann av. gas. & fuel oil	=	14.11 t/h product

Hy-gas Yield

Liq. phase,	68 x 10 ⁶ Kcal/h	(100% accord. to balance)
Vap. phase,	15 x 10 ⁶ Kcal/h	(100% " " " ")
	83 x 10 ⁶ Kcal/h	(100% " " " ")
	79 x 10 ⁶ Kcal/h	(95% " " " ")

C₂ in Hy-gas yield

166 x 22.6 x 0.24 x 1.25 =	1120 kg/h
31 x 6.5 x 0.12 x 1.25 =	30 "
117 x 6.5 x 0.01 x 1.25 =	10 "
	<u>1160 kg/h</u>

Yield in recovery 80% = 927 " (heat value 10.5 x 10⁶ Kcal/h)

C₃ & C₄ in Hy-gas Yield

166 x 22.6 x 0.52 x 1.22 =	2380 kg/h
31 x 6.5 x 0.74 x 1.22 =	18 "
117 x 6.5 x 0.98 x 1.22 =	930 "
	<u>3308 kg/h</u>
Yield in recovery 80%	2646 "

(heat value 28.8 x 10⁶ Kcal/h & 39.3 x 10⁶ Kcal/h)

578

Hy-gas yield, 79.0 X 10⁶ Kcal/h
 Recovery of C₂, C₃, & C₄ -39.3 X 10⁶ Kcal/h
 39.7 X 10⁶ Kcal/h

These go to hy-gas splitting
 and supply 39.7 X 10⁶ = 16600 m³/h H₂
 2400

Total H₂ Requirement = 33600 m³/h
 H₂ from hy-gas splitting, -16600 m³/h
 H₂ from Winkler coke 17000 m³/h

L. I. C. coke req'd. for this = 12.5 t/h = 100000 t/ann.

Power Req'd. (for 1/2 t/h prod)	H.P. Steam: t	L.P. Steam: t	Gas Kcal	Current KW	Water m ³
Hydrogenation	8.5	26.0	32.0 X 10 ⁶	10500	2000
H ₂ fr. hygas (16600 m ³ /h)	-----	12.5	18.5 X 10 ⁶	9300	2000
H ₂ fr. coke (17000 m ³ /h)	-11.5	22.5	-----	14000	3000
Auxil. plants	-----	6.0	-----	3200	500
Water works				2000	
Power plant				4000	
	- 3.0	67.0	51.1 X 10 ⁶	43000	7500

+6%

L.P. Steam, 64 X 1.25 = 921/6.9 = -15500 KW
 43000 KW
 29500 KW

Steam, 29500 X 4.2 = 124%

Total Steam = 217%

217 X 600 = 23 t/h power coal = 1.63 t/t prod.
 7000 X 0.8 = 184000 t/ann.

Fuel Gas Production:

51 X 10⁶ = 10.2 t/h fuel gas coal = 0.72 t/t prod.
 7 X 10⁶

8% tar credit/t fuel gas coal

Case III. Bit Coal L.I.C. & Hydrogenation
 of L.I.C. Tar.

A). Production from L.I.C. Tar Hydrogenation.

100000 t/ann. av. gas	= 77.6%	} From 142000 t/ann L.I.C. tar (1000 Kg tar yield 708 Kg av. gas.)
25000 " C ₃ & C ₄	= 19.4%	
3900 " C ₂	= 3.0%	
128900 t/ann	100%	

B). L.I.C. (Lured Flushing Gas)

L.I.C. coal 152000 t (4% ash, 8% H₂O, nut coal, 7000 Kcal.)
 Power coal for L.I.C. 19600 t (heat value - 7000 Kcal/h)
 L.I.C. coke 1065000 t (70%/dry coal - 8% water, 5% H₂O, 7000 Kcal.)
 L.I.C. tar & gasol, 142000 t (9.3%/dry coal - 8% water)
 L.I.C. gas surplus, 760 X 10⁹ Kcal/ann.

578g

C). L.T.C. Tar Hydrogenation.

H ₂ Reqmt. (1900 m ³ /t av. gas.)	23800 m ³ /h
Hygas yield (95%)	59 X 10 ⁶ Kcal/h
less C ₂ (80% of balance figures)	- 4.4 X " "
less C ₃ & C ₄ (80% of balance figures)	- 27.5 X " "
	27.1 X 10 ⁶ Kcal/h

H ₂ Production by hygas splitting,	11300
H ₂ Production from L.T.C. coke	12500 *)
	23800t

*) Gasification with O₂ in Winkler Generator.

L.T.C. coke req'd. for H ₂ production,	75000 t
Power coal reqmt. (7000 Kcal/kg)	
for hydrog. incl. C ₂ & C ₃ & C ₄ recovery,	
for H ₂ from hygas splitting,	
for H ₂ from coke in Winkler generator	
for auxil. plants,	134000 t

1) For fuel gas prod. (36.5 X 10 ⁶ Kcal/h)	58500 t
	192000
8% tar credit in fuel gas prod.	4700 t

2) Without fuel gas production, use of surplus from L.T.C. for heating.

L.T.C. surplus gas	760 X 10 ⁹ Kcal/ann
Fuel gas reqmt.	290 X " "
	470 X 10 ⁹ Kcal/ann

Surplus gas as coal @ 7000 Kcal, 67000 t/ann

D). Coal Input.

L.T.C. Coal	1520000 t
Power coal for L.T.C.	19600 t
" " " Hydr.	192500 t (134000)
	212100 t

Credit for surplus gas - 109000 t (67000) 163100 t (26600)
1623100 t (160600)

L.T.C. coke credit,	1065000 t
	75000 t
	990000 t
	990000 t *)
	633100 t #) (616000)

*) Added to coal economy in form of coke.

#) Taken from coal economy.

E). Coal Consumption.

$$\frac{633100 \text{ t}}{128900 + 4700} = 4.74 \text{ t/t product.}$$

$$\frac{616600 \text{ t}}{128900} = 4.79 \text{ t/t product.}$$

1578 d

Coal	1605000 t x 7000 Kcal	112.5 x 10 ¹¹ Kcal	
Coke	990000 t x 7000 "	69.2 x 10 ¹¹ Kcal	83.5%
Gasol.	100000 t x 10500 "	10.5 x 10 ¹¹ Kcal	12.7% (10.5) 77.1%
C ₃ & C ₄	25000 t x 11000 "	2.75 x 10 ¹¹ Kcal	3.3% (2.75) 20.0%
C ₂	3900 t x 11300 "	0.44 x 10 ¹¹ Kcal	0.5% (0.44) 3.0%
	1118900 t	82.89 x 10 ¹¹ Kcal	100% (13.69) 100%

Phenols from L.T.C. waste waters:
 0.7% based on tar
 1000 t x 7800 Kcal = 0.08 x 10¹¹ Kcal

Phenols from hydrog. waste waters:
 0.85% based on av. gas.
 650 t x 7800 Kcal = 0.05 x 10¹¹ Kcal
 1120550 t = 83.02 x 10¹¹ Kcal

From coal with 100 x 10 ¹¹ Kcal are produced:	From coal 100000 t
coke 61.6 x 10 ¹¹ Kcal	61600 t
av. gas 9.35 x "	6240 t
C ₃ & C ₄ 2.44 x "	1550 t
C ₂ 0.39 x "	243 t
Phenols fr. waste water 0.115 x "	103 t

F). Iron Requirement:

for hydr. 48800 t for 100000 t Min. Oil (5 av. gas, C₃ & C₄ & C₂)
 for L.T.C. 21800 t " 100000 t Min. Oil " " "
 70800 t
 71000 t

Av. Gasol. from Lurgi Flushing Gas Tar.

100000 t/ann. av. gas. from 17.7 t/h tar.
 708 kg. av. gas/t tar.

Hy-gas Yield

	1)	2)	3)		
Liq. Phase,	72 x 17.7 x	15500 =	19.9 x 10 ⁶ Kcal/h		
	112 x 17.7 x	2360 =	4.7 x 10 ⁶ Kcal/h		
Vap. Phase,	30 x 17.7 x	13800 =	7.3 x 10 ⁶ Kcal/h		
	112 x 17.7 x	13800 =	28.0 x 10 ⁶ Kcal/h		
	50 x 17.7 x	2360 =	2.1 x 10 ⁶ Kcal/h		
			62.0 x 10 ⁶ Kcal/h	(100% acc. bal.)	
			59.0 x " "	(95% acc. bal.)	

C₂ in Hy-gas Yield.

	4)	5)	
72 x 17.7 x 0.24 x 1.25	=	380 kg/h	
30 x 17.7 x 0.12 x 1.25	=	80 kg/h	
119 x 17.7 x 0.01 x 1.25	=	26 kg/h	
		486 kg/h	

Yield in recovery 80%, 390 kg/h (4.4 x 10⁶ Kcal/h = Heat Value)

(NOTE: - See Page 10 for explanation of figures 1) 2) 3) 4) 5)

578

C₂ & C₄ in Hygas Yield

4)	5)
$72 \times 17.7 \times 0.52 \times 1.22 = 1030 \text{ kg/h}$	
$30 \times 17.7 \times 0.74 \times 1.22 = 840 \text{ kg/h}$	
$119 \times 17.7 \times 0.98 \times 1.22 = 1780 \text{ kg/h}$	
	<u>3150 kg/h</u>
Yield in recovery 80%	2500 kg/h

Heat Value = $27.5 \times 10^6 \text{ Kcal/h}$
 $51.9 \times 10^6 \text{ Kcal/h}$

Hygas Yield	$59 \times 10^6 \text{ Kcal/h}$
Recovered from C ₂ & C ₃ & C ₄	$31.9 \times 10^6 \text{ Kcal/h}$
Residual hygas	$27.1 \times 10^6 \text{ Kcal/h}$

These go to hygas splitting and supply:

$$\frac{27.1 \times 10^6}{2400} = 113000 \text{ m}^3/\text{h H}_2$$

(Note: - See note at bottom of page 9)

- 1) kg C gasified/1000 kg tar.
- 2) tar processed in t/h
- 3) heat value of gasified hydro-carbons in Kcal/kg C.
- 4) % content of the corresp. hydro-carbons in total gasification.
- 5) conversion factor for kg C into kg hydro-carbon.

Total H₂ Req'd.: $22500 \text{ m}^3/\text{h}$ (1900 m³/t av. gas.)

H₂ from hygas splitting $11500 \text{ m}^3/\text{h}$

H₂ from Winkler coke $12500 \text{ m}^3/\text{h}$

L.T.C. coke req'd. for this $9.4 \text{ t/h} = 75200 \text{ t/ann}$

	t-HP Steam	t-LP Steam	Kcal /hr	KW Current	m ³ Water
Hydrog. incl. C ₂ , C ₃ , C ₄	3.5	39.0	34×10^6	6500	1500
H ₂ fr. hygas (11300 m ³ /h)	-3.4	11.3	12.8×10^6	6300	1500
" " coke (12500 m ³ /h)	-5.5	17.0		10500	2000
Avail. plants		5.7		2300	500
Water Works				1400	
	58.4	64.0	35.5×10^6	27000	5500

≈ 58.6

L.P. Steam, $55.6 \times 1.45 = 80 \text{ t}/6.9 = 11800 \text{ KW}$

power plant use

$$\begin{aligned} & \frac{270000}{1000} = 2700 \text{ "} \\ & \frac{18000}{1000} = 18000 \text{ KW} \end{aligned}$$

$$18000 \times 4.2 = 76 \text{ t Steam}$$

157 t

Total Steam:

$$\frac{157 \times 600}{7000 \times 0.8} = 16.8 \text{ t/h power coal} = 1.34 \text{ t/t av. gas.}$$

Fuel Gas Production:

$$\frac{36.5 \times 10^6}{5 \times 10^6} = 7.3 \text{ t/h fuel gas coal} = 0.58 \text{ t/t av. gas.}$$

8% tar credit/t fuel gas coal.

578 j

Case IV. Bit. Coal L.T.C. (Heating Surface
and Tar Decomposition by Byk Gulden)

A). Production:	74300t fuel oil	74300t
	7200t phenols	
	-820t phenols from waste waters	
	15000t pitch	
	7900t light ends	7900t
	6100t L.F.G.	6100t
	<u>111720t</u>	<u>88300t min. oil.</u>

B). L.T.C. (Heating Surface Process, BT)	
L.T.C. coal	1208000t
Power coal for lean gas prod.	112000t (abt. 3% tar recovered)
Power coal for Elec. & Steam	14500t (fine coke can be used)
L.T.C. coke,	875000t
Generator tar,	8150t
L.T.C. tar,	94000t
	8300t (L.T.C. gasol)
	6100t (C ₂ + C ₄)
	<u>117050t</u>

L.T.C. gas, $90 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{ann}$ (81 Nm³/t dry coal 8% water,)
5200 Kcal)

=580 X 10⁹ Kcal/ann, corresponding
to 80000t coal, heat value 7000 Kcal/kg

All L.T.C. gas is used for pipe line gas (shipped out). The fuel requirement is covered by lean gas.

C). L.T.C. Tar Decomposition.	
L.T.C. tar yield,	117050t
of which L.F.G.	6100t
" " light ends	
(95% auto gas.)	7900t
of which tar for decomp.	<u>102650t</u>
	116650t

Tar Decomposition supplies:	
fuel oil,	74300t
phenols,	7200t (20% total phenols & tar with 35% - 240° end point)
pitch,	15400t
losses,	<u>5750t</u>
	102650t

Distribution (by Dr. Fahr).

61000t fuel oil, 60%	74300t fuel oil
20500t phenols, (total phen) 20%	7200t phenols - 240°
15400t pitch, 15%	15400t pitch
5750t 5% loss, 5%	5750t loss
<u>102650t</u> 100%	<u>102650t</u>

578 k

Power coal for tar decomposition, 36200t

Properties of the product:

fuel oil, spec. grav = 1.035/20°C
 heat value = 9490 Kcal/Ltr.
 (Stockpunkt) pour point, 2-8°C
 viscosity, 30°E/20°C

Pipe Line gas (Porgas):

CH₄ 41.3% (1000 Nm³ = 6.2 X 10⁶ Kcal)
 H₂ 18.9%
 CO₂ 10.7%
 CO 9.3%
 CnHm 5.4% (C₂H₄)
 C₂H₆ 6.5%
 N₂ 8.3%
 O₂ 0.6%

D.) Coal Input:

L.T.C. Coal		1208000t
Power Coal for lean gas prod.	112000t	
Same for tar decomp.	36200t	148200t
		1356200t
L.T.C. coke credit	37500t	
Power coal for L.T.C.	14500t	860500t
		495700t

E.) Coal Consumption:

$\frac{495700}{88300} = 5.61 \text{ t/t mineral oil}$

	1356200 coal X	7000 Kcal =	95.0 X 10 ¹¹ Kcal.		
	360500t coke X	" " =	80.2 X " "	79.3%	
88300t	{	7900 t gasol. X	10500 " =	0.83 X " "	1.1%
		6100t L.F.G. X	11000 " =	0.67 X " "	0.9%
		74300t benzol X	9100 " =	6.70 X " "	8.3%
		8020t phenol X	7300 " =	0.62 X " "	0.3%
		15400t pitch X	8600 " =	1.32 X " "	1.7%
	90 X 10 ⁶ Nm ³ pipe line gas/ann.	X 6200			
		Kcal =	6.60 X " "	7.3%	
			75.94 X 10 ¹¹ Kcal =	99.9%	

8900t gasol. X	10500 Kcal =	0.935 X 10 ¹¹ Kcal =	10 % gas.
6900t L.F.G. X	11000 " =	0.760 X " "	8.1% C ₃ + C ₄
84200t benzol. X	9150 " =	7.690 X " "	81.9% fuel oil
100000t mineral oil		= 9.385 X 10 ¹¹ Kcal =	100%

F.) Iron Reqm't.

for BI -L.T.C. incl. power plant,
 fuel gas prod. & C₃+C₄ recovery, 33100t
 for tar processing 4830t
 37930t

$\frac{37930}{88300} \times 100000 = 43000t \text{ iron.}$

578 L

From coal with 100 X 10 ¹¹ Kcal are produced:		From Coal are produced:	1000000t
coke	63.3 X " "		635000t
gasol.	0.88 X " "		5830t
L.F.G.	0.71 X " "		4500t
fuel oil	7.05 X " "		54300t
phenols	0.65 " "		5910t
pitch	1.39 X " "		11350t
P.L. Gas	5.90 X " "	413 X 10 ⁹ kcal	

Heat value of pipe line gas =
6200 Kcal/Nm³ without gas oil =
0.9 kg/Nm³

Case V. Coking and Tar Decomposition for Upper Silesia

A). Production: 18800t oils
24500t high temp. pitch
9200t light oil & benzol
400t phenols fr. waste water
52900t

294 X 10⁶ Nm³ coke oven gas (4400 Kcal) = 1290 X 10⁹ Kcal/ann.

B). Coke Plant (365 Operating Days)

coking coal, 1000000t (% H₂O, 7000 Kcal/kg.)
high temp. coke, 687000t
generator tar, 10600t
crude tar, 37000t
light oil & benzol, 9200t
coke oven gas, 294 X 10⁶ Nm³ (4400 Kcal) = 1290 X 10⁹ Kcal/ann.
All coke oven gas is shipped out. The fuel gas req't. is covered by lean gas.

Power coal for lean gas prod: 130000t/ann.
" " " elect. & steam: 20000t/ann.
for which fine coke can be prod.

C). Tar Decomposition (365 operating days).

crude tar, 37000t (with H₂O)
will give after blisters are broken up:
21700t pitch
12200t oils
3100t losses

generator tar, 10500t
will give after distillation:
2800t pitch
6600t oils
1100t losses

Power coal for elect. & steam contained in above.
" " " lean gas production, 1600t

578 m

D). Coal Input

Coking Coal		1000000t
Power Coal for tar distill.	1600t	
Power Coal for coke plant	120000t	131600
		131600t
High Temp. Coke Credit	687000t	
Fine Coke Reqmt.	- 20000t	- 667000t
		74600t

E). Coal Consumption:

t/t mineral oil = 16.5t

28000t	Coal,	1131600t X 7000 Kcal =	79.2 X 10 ¹¹ Kcal
	Coke,	667000t X " " =	46.6 X " = 72.4 %
	Oil,	18800t X 9300 " =	1.7 X " = 2.6%
	Light Oil,		
	Benzol,	9200t X 9600 " =	0.88 X " = 1.37%
	Pitch,	24500t X 8600 " =	2.10 X " = 3.25%
	Phenols,	400t X 7300 " =	0.03 X " = 0.05%
	Coke Oven Gas,		12.9 X " = 19.95%
			64.25 X 10 ¹¹ Kcal = 99.71%
		Oil,	67300t X 9300 Kcal =
	Gasol +		
	Light Oil	32700t X 9600 Kcal =	3.14 X " = 33.5% Gasol + Light Oil
		100000t min. oil =	9.39 X 10 ¹¹ Kcal = 100%

From coal with 100 X 10¹¹ Kcal are produced:

Coke,	58.7 X "
Oil,	2.19 X "
Benzol +	
Light Oil,	1.11 X "
Pitch,	2.65 X "
Phenols,	0.04 X "
Coke Oven Gas,	
	16.3 X "

From coal are produced:

1000000t

590000t

16600t

8130t

21600t

3500t

11.4 X 10¹¹ Kcal

F). Iron Reqmt.

For coke plant, incl. auxil. plants,
For tar decomposition,

23600t

990t

24590t

For 100000t min. oil products:

$$\frac{24590 \times 100000}{28000} = 88000t$$

Heat value of pipe line gas (Ferngas):
= 4400 Kcal/Nm³

= 0.6 kg/Nm³

/do

578 m

L, 111-103

7-386

Hochdruckversuche
Lu. 558

242. 10/31

Betrifft: Gashydrate

An Hand der uns von den Hydrierwerken übersandten Unterlagen wurden einige angenäherte Berechnungen über die Möglichkeit der Bildung von Gashydraten in den Sumpf- und Gasphasekreisläufen der Hydrierung durchgeführt und mit den Beobachtungen verglichen, die in den einzelnen Hydrierwerken hinsichtlich des Auftretens von Gashydraten gemacht wurden. Da die angegebenen Zusammensetzungen der Kreislaufgase zum Teil nur unmerklich voneinander abweichen, erschien es nicht nötig, die Rechnung für jeden einzelnen Fall getrennt durchzuführen, vielmehr wurden die wichtigsten Fälle herausgegriffen. Die übrigen sind dann entsprechend den speziellen Verhältnissen in den gegebenen Rahmen einzuordnen.

In den Anlagen 1 und 2 sind zunächst als Unterlagen für die Rechnung die wichtigsten der von den Werken gegebenen Daten über den Sumpffase- bzw. Gasphasekreislauf zusammengestellt. Von einzelnen Werken wurde nicht der Prozentgehalt der einzelnen Kohlenwasserstoffe im Kreislaufgas, sondern nur der Prozentgehalt der Kohlenwasserstoffe angegeben. Da für die Berechnung die Zusammensetzung der Kohlenwasserstoffe benötigt wurde, wurde sie in diesen Fällen nach Unterlagen von Lu geschätzt. Wie aus den Anlagen zu ersehen, wird mit Ausnahme von Lersberg in sämtlichen Hydrierwerken in die Gaskreisläufe Wasser eingespritzt. Die Mengen schwanken zwischen ca. 0,3 bis 4,2 kg H₂O/10 cbm Kreislaufgas bzw. zwischen 0,01 bis 0,3 kg bezogen auf 1 cbm Kohlenwasserstoffe. In den Rohrleitungen zwischen H₂O-Einspritzung und H₂O-Abstreifung ist mithin sicher H₂O in flüssiger Phase vorhanden. Gashydratbildung bei bestimmten Druck-Temperaturverhältnissen möglich. Andererseits reichen die Wassermengen nicht aus, um eine Verstopfung durch Gashydrate mit Sicherheit zu verhindern. Für die Berechnung der Kurven beginnender Gashydratbildung im Temperatur-Druck-Diagramm (bei Anwesenheit von H₂O in flüssiger Phase) wurden die Diagramme des Kurvenblattes 1 benutzt. Aus der Literatur sind die Zustandsdiagramme der Hydrate reiner Kohlenwasserstoffe (Methan, Äthan, Propan, n-Butan) bekannt (vergl. Kurvenblatt 1 Diagramm 1). Sie wurden schon auf der Erfahrungsausschuss-Sitzung vom 4.12.41 genauer diskutiert. Nach Untersuchungen von Frost u.a. verhalten sich die Gashydrate von Kohlenwasserstoffgemischen ähnlich wie feste Lösungen. Einer Arbeit von Miller, Wilcox, Carson und Katz wurde das Diagramm 3 des Kurvenblattes 1 entnommen, in dem im logarithmischen Maßstab für eine Temperatur von 35° F = 1,7°C die Gleichgewichtswerte der Mischhydrate zwischen Kohlenwasserstoffe $k = \frac{\text{Mol \% im Gas}}{\text{Mol \% im Gashydrat}}$

gegen den Gesamtdruck des Kohlenwasserstoffgemisches angegeben sind²⁾. Besäße das Raoult'sche Gesetz für ein System Gas-Gashydrat Gültigkeit, so müßten die Kurven des Diagramms 3 Geraden bestehen, die in einem Winkel von 45° abfallen.

- 1) Hammerschmidt erwähnt einen Fall aus der amerikanischen Literatur bei dem man bei einer Einspritzung von 0,5 kg H₂O/10 cbm Gas die Gashydratbildung noch nicht beseitigen konnte.
- 2) Die experimentellen Unterlagen der Kurven sind noch sehr dürftig. Vor allem ist die Kurve für n-Butan sehr unsicher. Isobutan bildet kein Mischhydrat mit den übrigen Kohlenwasserstoffen.

Hold for 3 tables + 3 diag.

folgende Überlegung: Sei n bei gegebener Temperatur (im Diagramm $t = 1,7^\circ\text{C}$) P der Gesamtdruck der Gas Mischung, p_i der Partialdruck einer Komponente der Gas Mischung, z_i der Molenbruch der gleichen Komponente in der Gasphase, x_i in der festen Phase und q_i der Sättigungsdruck des reinen Gashydrates der betrachteten Komponente. Es gilt nach dem Dalton-Raoult'schen Gesetz: $p_i = z_i \cdot P = x_i \cdot q_i$. Es folgt: $k = \frac{z_i}{x_i} = \frac{q_i}{P}$ oder

$$\log k = - \log P + \log q_i,$$

d.h. trägt man $\log k$ gegen $\log P$ auf, so erhält man eine in einem Winkel von 45° anfallende Gerade. Wie aus dem Diagramm 3 hervor geht, fallen die Werte $\log k$ in Wirklichkeit unter einem stärkeren Winkel als 45° gegen $\log P$ ab; bei n -Butan findet bei höheren Drucken eine Umkehrung des Kurvenverlaufes statt, ein Verhalten, das dem der weniger flüchtigen Komponenten in einem System Gas - Flüssigkeit entspricht. Aus der gleichen Arbeit wie Diagramm 3 stammen die Kurven beginnender Gashydratbildung für 3 Naturgase (Abb. 1 Diagramm 2). Der Vergleich der Diagramme 1 und 2 zeigt, daß an die Stelle des scharfen Knickpunktes C ein gekrümmter Verlauf getreten ist, der umso flacher ist, je kleiner das mittlere C der Gas Mischung ist. In erster Näherung setzen sich die Kurven aus zwei Geraden zusammen, die etwas gegeneinander geneigt sind. Während nun bei den reinen Kohlenwasserstoffen der Punkt C durch den Schnitt der Gashydratkurve mit der Dampfdruckkurve des betreffenden Kohlenwasserstoffes festgelegt ist, ist die Lage der beginnenden Richtungsänderung bei den Kohlenwasserstoff-Mischungen angenähert durch den Schnitt der Gashydratkurve mit der Taupunktskurve der Gas Mischung (bzw. mit der über den kritischen Punkt hinaus geradlinig extrapolierten Taupunktskurve) charakterisiert. Für den Fall der Kurve B ist die über den kritischen Punkt 1) hinaus verlängerte Taupunktskurve eingezeichnet 2).

Über das Verhalten der Gashydratbildner $i = \text{C}_4\text{H}_{10}$ sowie CO_2 und H_2S in Mischung mit den Gashydratbildnern Methan, Äthan, Propan und n -Butan sind in der Literatur keine Angaben vorhanden, desgleichen nicht über den Einfluß des Wasserstoffdruckes auf die Hydratbildung. Die Rechnung wurde unter Vernachlässigung dieser Faktoren durchgeführt. Zunächst wurde aus Diagramm 3 der Druck der beginnenden Hydratbildung (sowie die angenäherte Zusammensetzung des Gashydrates) bei einer Temperatur von $1,7^\circ\text{C}$ berechnet. Für die Gas Mischungen mit einem mittleren C bis etwa 1,32 wurde der übrige Verlauf der Kurve mit Hilfe des Diagramms 2 extrapoliert. Für Gas Mischungen mit höherem mittleren C wurde der Verlauf der Gashydratkurve bis zum Schnitt mit der ebenfalls berechneten 2) Taupunktskurve angenähert aus Diagramm 1 und 2 bestimmt und von dort mit einer etwas größeren Steigung als bei den Kurven des Diagramms 2 fortgesetzt. Die Fehlergrenze der durchgeführten Rechnungen beträgt schätzungsweise $\pm 3^\circ\text{C}$ unter der Voraussetzung, daß die Diagramme des Kurvenblattes 1

- 1) Der kritische Punkt liegt wahrscheinlich in der Nähe von 10°C .
 - 2) Für die Rechnung wurden Mittelwerte der in der Literatur angegebenen teils nach den Flüchtigkeiten berechneten, teils in binären Systemen (CH_4 - C_2H_6 , CH_4 - n - C_4H_{10} , C_2H_6 - n - C_4H_{10}) experimentell bestimmten Gleichgewichtskonstanten benützt. Die verwendeten Konstanten sind in Anlage 3 aufgeführt.
- | | | | |
|-----------|------------------|-----------|------------------------------|
| Vergl. 1) | Ind and Eng Chem | 24 (1932) | S 517 ff. |
| 2) | " " " | 26 (1934) | S 552 ff. |
| 3) | " " " | 32 (1940) | S 118 ff., S 552 ff., S 1085 |
| 4) | " " " | 32 (1940) | S 817. |

richtig sind.

Das Rechenverfahren sei an einem Beispiel (Sumpfphasenkreislaufgas Welheim) genauer erläutert. Die KW-Gasmischung hat folgende Zusammensetzung (vergl. Kurvenblatt 2 Gas A):

Mol %	CH ₄	:	57,2
	C ₂ H ₆	:	22,9
	C ₃ H ₈	:	13,2
n	C ₄ H ₁₀	:	4,6
i	C ₄ H ₁₀	:	0,9
	C ₅ H ₁₂	:	1,2

- 1) Berechnung des Druckes der beginnenden Gashydratbildung und der Zusammensetzung des Gashydrates bei einer Temperatur von 1,7°C.

Aus der Zusammensetzung der KW-Gasmischung errechnet sich die Zusammensetzung der Gashydratbildner zu:

%	CH ₄	58,4
%	C ₂ H ₆	23,4
%	C ₃ H ₈	13,5
%	nC ₄ H ₁₀	4,7

Bei beginnender Gashydratbildung sind die Molenbrüche z_i der einzelnen Komponenten in der Gasphase durch diese Zusammensetzung gegeben; es seien x_i die Molenbrüche in der festen Phase. Dem Diagramm 3 entnommt man, daß bei einem Druck der Hydratbildner von 3,6 atm $x_i = 1$ ist; bei diesem Drucke findet also Gashydratbildung statt. Das Gashydrat hat folgende Zusammensetzung:

x_1	=	0,015	(CH ₄)
x_2	=	0,075	(C ₂ H ₆)
x_3	=	0,34	(C ₃ H ₈)
x_4	=	0,57	(nC ₄ H ₁₀)

- 2) Berechnung der Taupunktskurve:

Bei beginnender Kondensation sind die Molenbrüche z_i der einzelnen Komponenten in der Gasphase durch die Zusammensetzung der KW-Gas-Mischung (CH₄, C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀, C₅H₁₂) gegeben. Es seien x_i die Molenbrüche in der flüssigen Phase.

Bei einer Temperatur von 0°C errechnet sich aus den Gleichgewichtskonstanten $\frac{z_i}{x_i}$ der Anlage 3 für einen Druck von 7 atm:

$\frac{z_i}{x_i} = 0,82$; für einen Druck von 14 atm dagegen $\frac{z_i}{x_i} = 1,35$. Durch lineare Extrapolation ergibt sich für $\frac{z_i}{x_i} = 1$ ein Druck von 9,4 atm.

Bei einer Temperatur von 10°C errechnet sich aus den Gleichgewichtskonstanten $\frac{z_1}{x_1}$ der Anlage 3 für einen Druck von 1 atm:

$\frac{z_1}{x_1} = 1,02$; für einen Druck von 21 atm dagegen $\frac{z_1}{x_1} = 1,2^{\circ}$. Durch lineare Extrapolation ergibt sich für $\frac{z_1}{x_1} = 1$ ein Druck von 13,5 atm. Bei 0°C ist also der Taupunkt-Druck 9,4 atm, bei 10°C 13,5 atm.

In der ersten Näherung wird nun innerhalb eines engen Temperaturbereiches in einem $\log p_1, T$ - Diagramm die Taupunktskurve durch eine Gerade durch diese Punkte gegeben 1).

3) Abschätzung des übrigen Verlaufes der Gashydratkurve:

Da die Gas Mischung mehr Propan und n-Butan enthält als die Naturgase des Diagrammas 2 (Kurvenblatt 1), und die Gashydratkurven von reinem Propan und n-Butan steiler als die von reinem Methan und Athan verlaufen, hat die Gashydratkurve bis zum Schnitt mit der Taupunktskurve auch einen steileren Verlauf als die Gashydratkurven der Naturgase. Auf graphischem Wege wurde die Steilheit angenähert zu $tg \alpha = 1,3$ geschätzt. Der zweite Teil der Gashydratkurve (nach dem Schnitt mit der Taupunktskurve) wurde ebenfalls etwas steiler als bei den Kurven der Naturgase angenommen.

Wie sich aus den Kurvenblättern 2 und 3 ergibt, stimmen die Beobachtungen mit der Rechnung befriedigend überein. Nur in einem Falle (Wesseling Sumpphase) wurde ein Gashydrat bei einer Temperatur beobachtet, die um einige Grad außerhalb des berechneten Gebietes der Gashydratbildung liegt. Es ist möglich, daß die Diskrepanz auf die Vernachlässigung des in diesem Falle verhältnismäßig hohen CO_2 und H_2S -Gehaltes zurückzuführen ist.

Über den Einfluß des Wasserstoffdruckes auf die Gashydratbildung ist folgendes zu sagen: Bekanntlich bewirkt ein hoher H_2 -Partialdruck eine Erhöhung des Dampfdruckes der Kohlenwasserstoffe mithin eine Verschiebung der Taupunktskurve nach höheren Temperaturen und Drucken. Ein ähnlicher Effekt ist auch bezüglich der Kurve der beginnenden Gashydratbildung zu erwarten. Jedoch kann über die Größe dieses Effektes nichts ausgesagt werden.

Zur genaueren Festlegung der Zustandsdiagramme der Gashydrate (Verlauf bei hohen Drucken) sowie zur Klärung des Einflusses von Inertgasen, der Einspritzung von Öl, Alkohol und anderen Flüssigkeiten sollen demnächst im Hochdruck einige Versuche mit reinen Gasen und Gasgemischen von Zusammensetzungen, wie sie in den Sumpphasekreisläufen vorkommen, durchgeführt werden. Bis zum Vorliegen der experimentellen Ergebnisse müssen die obigen Rechnungen als vorläufig betrachtet werden.

gez. Nonnenmacher

- 1) Bei einem Kohlenwasserstoffgemisch mit sehr kleinem mittlerem G, bei dem das kritische Gebiet bereits innerhalb des Temperaturbereiches von 5 bis 15°C liegt, wurden die Taupunkt-Drucke für $-12,2^{\circ}\text{C}$ und 0°C berechnet und die Taupunktskurve durch diese Punkte gelegt und über das kritische Gebiet hinaus verlängert.

L.H. 103 2000 Lu T-386

Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff Aktiengesellschaft

Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff Aktiengesellschaft, Wesseling (Bz. Köln) Postfach 4

Drahtwort
Unionkraftstoff
Wesseling (Bz. Köln)

Fernsprecher
Ortsruf: Köln 00881
Formul: Wesseling 242

I.G. Farbenindustrie A.-G.
Ludwigshafen/Rhein.

Zurück an
Vortrager: Dr. Pfler

Gas Hydrates

Wesseling (Bz. Köln)

Hochdruckver-
suche Lu 558

Unser Zeichen
B/Pt/21

Postdilleblatt 4
den 5. Februar 1942

Betreff: Fragebogen für die Zusammenstellung der Unterlagen zur Berechnung von Gashydraten.

Wir danken Ihnen für die Übersendung des Besprechungsberichtes der Erfahrungsaustauschbesprechung vom 4.12.1941 und legen in der Anlage die von Ihnen gewünschten Anlagen und die Schaltbilder unseres 700-und 25 atm- Kreislaufes bei.

Heil Hitler !

Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff
Aktiengesellschaft

Wesseling *M. Pfler*

Anlagen
2 Schematas

588

Konto: Reichsbank-Giro-Konto Köln 3/8224

Postcheck-Konto: Köln 88575

4) Nur den Sumpphase-Kreislauf:

	Jetziger Zu- stand	Zustand b. d. Beob- achtung v. Gas- hydraten.
1) Siehe unser beigelegtes Schema.		
2) a) Druck-Uml. Pumpe Saugs.	442 atü	442 atü
b) " " " Drucks.	492 atü	492 atü
c) an d. Stelle d. Gashydratbildung	-	452 atü
3) a) H ₂ O Einspr. vor Regenerator	-	-
b) " " " Kühler	1900 kg/h	1900 kg/h
c) " " im ges. Kreislauf	-	-
4) a) Abstreifer, wasserfrei	13 to/h	13 to/h
b) Temperatur d. Abstreifers	72°	70°
5) Zahl der Kammern:	1	
6) Ausgangsgas sämtl. Kammern	36 000 cbm/h	36 000 cbm/h
7) Analyse d. Kreislaufgases—		

	CO ₂	C _n H _{2n}	O ₂	CO	H ₂	KW	N ₂	H ₂ S	NH ₃	OZ
a) Saugseite	41.8	0.42	0.0	4.29	73.46	14.4	3.25	0.39	6mg/m ³	
b) Druckseite	4.0	0.4	0.0	4.1	74.6	13.8	3.1	0.38	6 " "	1.3
c) Ölwäsche nicht in Betrieb.										
d) " " " "										
e) nach der Frischgaszugabe siehe b).										
f) an d. Stelle d. Gashydratbildung siehe a).										

8) Temperatur d. Kreislaufgases: siehe dazu unser Schema.

a) Abstreifer	72°	70°
b) Kreislaufgas-Kühler-Eing.	46°	46°
c) Kreislaufgas-Überhitzer Ausg. (=Umlf. Pumpe Saugs.)	45°	35°
d) Umlauf-Pumpe Drucks.	52°	42°
e) Kammer-Eingang	48°	40°

Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff

Aktiengesellschaft

Blatt 3 zum Brief vom 28. Januar 1942 an I. G. Farbenindustrie A. G. - Ludwigshafen

	Jetziger Zu- stand	Zustand h. d. Beob- achtung v. Gas- hydraten			
9) a) Frischgasmenge	12 000 m ³ /h	12 000 m ³ /h			
b) Zugabe in Kreislauf (siehe Schema)					
10) Zusammensetzung des Frischgases:	H ₂	H ₂	CH ₄	NH ₃	
	97,6%	2.%	0,3%	5mg/m ³	
11) a) Ölwäsche vorhanden, jedoch nicht in Betrieb.					
b) Menge des Waschöls:	-	-			
c) Temperatur d. Waschöls b. Eintritt:-					

- 12) Vakuumentspannungsanlage nicht vorhanden.
- 13) Wir haben kurz nach der Inbetriebnahme unserer ersten Kohlekammer Verstopfungen im Kreislaufgaskühler festgestellt, die aller Wahrscheinlichkeit auf Gashydratbildung zurückzuführen sind.

Herr Dr. Peukert hat auf der Erfahrungsaustauschbesprechung darüber berichtet. Dem Referat Ihres Besprechungsberichtes ist nichts zuzufügen, jedoch zu berichtigen, daß wir zur Beseitigung der Verstopfung den Kühler von außen mit Dampf angewärmt, aber kein Wasser in die Hochdruckleitung eingespritzt haben.

Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff

Aktiengesellschaft

28. Januar 1942 I. G. Farbenindustrie A.-G., Ludwigshafen

A) Für den Gasphago-Vorhydrierungs-Kreislauf:

Jetziger Zustand

1) Siehe unser beigelegtes Schema.

- 2) a) Druck-Uml.Pumpe Saugs. 265 atü
 b) " " " Drucks. 295 atü
 c) an d.Stelle d.Gashydratbildung -
- 3) a) H₂O-Einspr.vor Regenerator 2 000 kg/h
 b) " " " Kühler -
 c) " " " im ges.Kreislauf -
- 4) a) Abstreifer, wasserfrei 5.6 to/h
 b) Temperatur d.Abstreifers 30°
- 5) Zahl der Kammern: 2
- 6) Ausgangsgas sämtl.Kammern: 45 000 cbm/h

7) Analyse d.Kreislaufgases:

a)	CO ₂	C _n H _{2n}	O ₂	CO	H ₂	CnH2n + 2	N ₂	H ₂ S	NH ₃ mg/m ³	CZ
Saugs.	0.3	0.1	0.1	0.0	86.1	6.6	6.7	0.1	18.5	1.15
b) Drucks.	0.2	0.0	0.0	0.0	86.2	6.5	6.9	0.1	6.3	1.2
c) Ölwäsche nicht in Betrieb.										
d) " " " "										
e) nach der Frischgaszugabe siehe b)										
f) an d.Stelle d.Gashydratbildung										

8) Temperatur d.Kreislaufgases:

- a) saugseitig 30°
 b) druckseitig 46°
 c) vor dem Gaskühler -
 d) nach dem Gaskühler -
 e) Temperatur an d.Stelle d.Gashydratbildung -
- 9) a) Frischgasmenge 3 000 m³
 b) Zugabe an welcher Stelle im Kreislauf (im Schema ankreuzen) vor Kreislaufdruckflasche

- Blatt 5 -

Jetziger Zustand

10) Zusammensetzung d. Frischgases:

	H_2	N_2	CH_4
	97.6 %	2.1 %	0.3 %

11) a) Ist Ölwäsche vorhanden und in Betrieb ? nicht vorhanden.

b) Menge des Waschöls. -

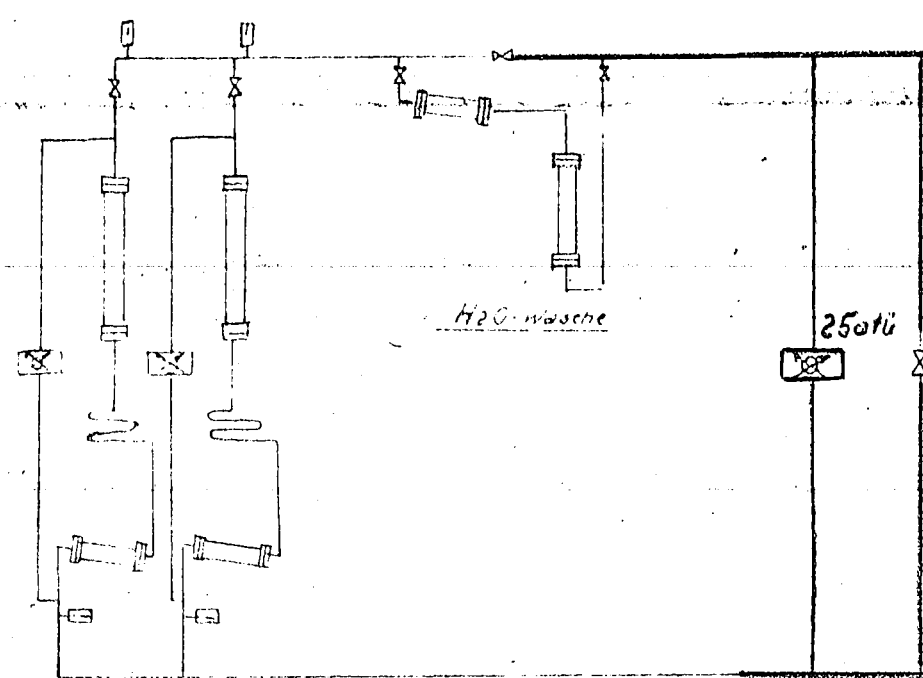
c) Temperatur des Waschöls beim Eintritt. -

12) Ist Vakuumspannungsanlage vorhanden und in Betrieb ?

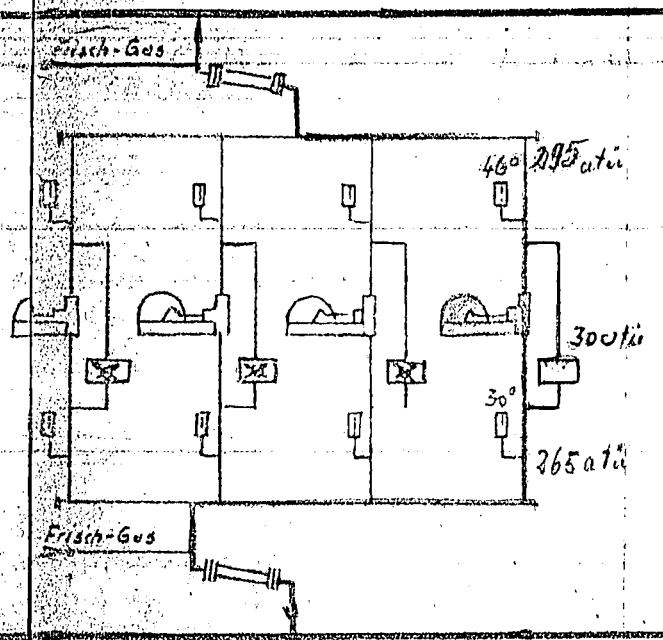
13) Im Gasphasen-Kreislauf wurden bisher keine Gashydrate beobachtet.

Ersatz für:
Ersetzt durch:

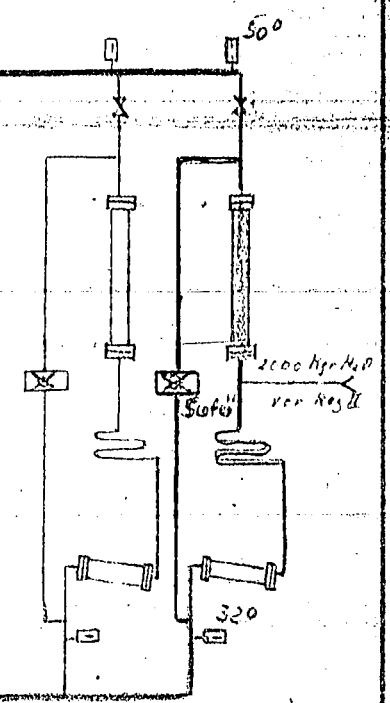
Bi-Kammern 6434



Gasumlaspumpen



Bi-Kammern 5058



Keine Gashydratebildung

588

— in Betrieb
— Differenzdruck
— Thermometer

Das Unterzeichnete besetzt Zeichnung Nr. 588 ist dem Empfänger zur Verfügung gestellt worden. Die Zeichnung ist ein technisches Dokument und ist als solches zu behandeln. Die Zeichnung ist ein technisches Dokument und ist als solches zu behandeln. Die Zeichnung ist ein technisches Dokument und ist als solches zu behandeln.

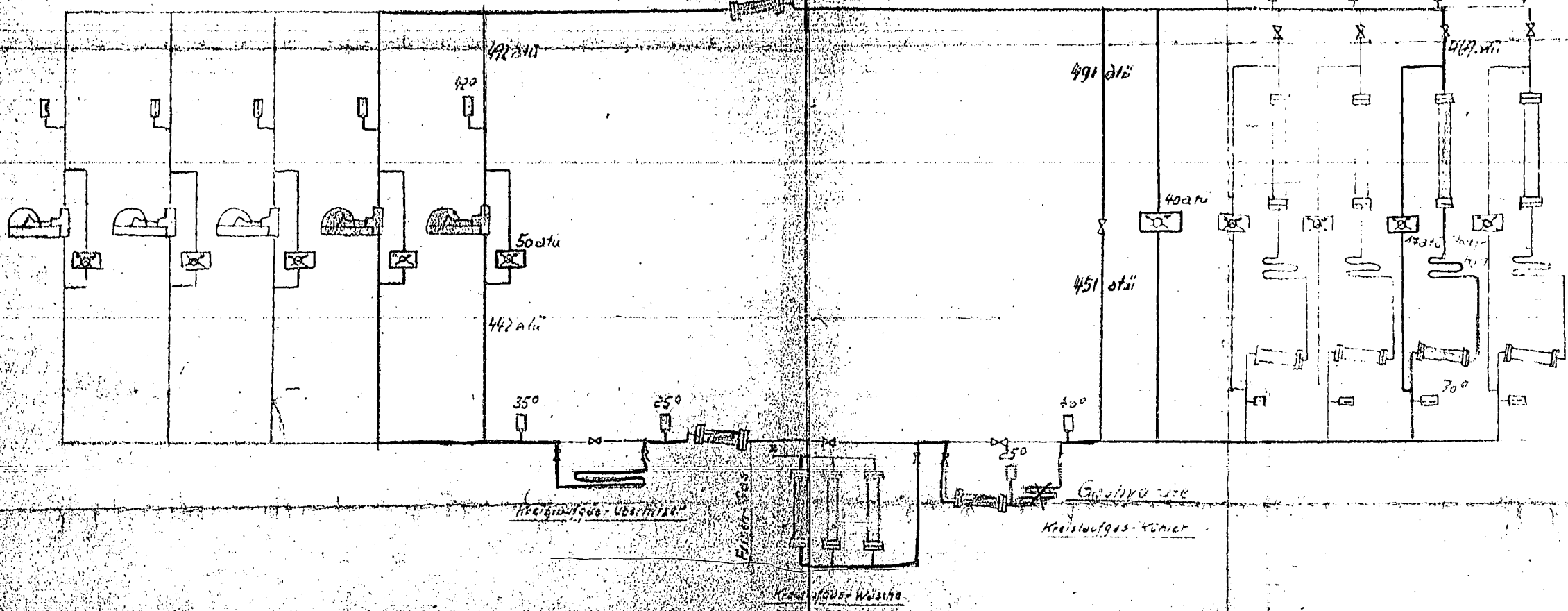
<u>Kreislauf 325 atü - Wesseling</u>	Werkstoff Modell Nr. Lager Nr.	Maßstab 1:1	Datum Gezeichnet: 28.1.42 Geprüft: Genehmigt:	Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff Aktiengesellschaft Wesseling Bez. Köln	Bau. 53/60 Fachgruppe: T21	Rh 1343 -8

Temp- und Druckverhältnisse zur Zeit der Gashydratbildung

Erstellt für:
Erstellt durch:

Gasumlaspumpen

Wohne-Kammern



— In Betrieb
— Differenzdruck
— Thermometer

589

Kreislauf, 700 atü Wesseling	Werkstoff	Maßstab	Zeichner	Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff	Bau 52	Fachgruppe	Rh 1322 -8
	Modell-Nr.		Gesamtheit	Aktiengesellschaft			
	Lager-Nr.		Geprüfter	Wesseling-Bez.-Köln			

TABLE I.

Anlage 1

103

T-388

Data from Individual Works on the Liquid Phase Circulating System.
 Angaben der einzelnen Werke über den Sumpfhasekreislauf.

Druckbereich atm Hydro- werke	500 - 700					300					
	Pöhlitz	Gelsenberg	Welheim	Wesseling	Scholven	Me(Louva)	Böhlen				
Druck atm Saugseite " " Druckseite " " wo Gashydrate beob. at which gas hydr. were observed.	649 708	645 704 655	645 700	595 (2) 645	495 520 498	442 492	442 492 452	285 325	285 325	215	
Temperatur des Kreislaufgases °C saugseitig-suck. side druckseitig-pres. side before Gas-Kühler-Cooler after nach Gas-Kühler an der Stelle des Gashydr. at which gas hydr. were found.	48 59 36 32	37 56 7 30	50-70 45-55 50-60 30-40	35 40 220-230 43	25 28 165 20 20-25	45 52 46 35 (?)	35 42 46 25 25	44 54 55 35	44 54 55 35	ca 40°	ca 40° 40-70°
Beobachtungen von Gas- hydraten Observation of Gas Hydrates	nein no	ja, vor Gas- kühler (bei 70°)	nein no	nein no	ja, hinter dem Gas-Küh- ler-Cooler	nein no	ja, im Gas- kühler Cooler	nein no	nein no	nein no	in einem Teil bei starkem Frost im Gas- kühler-Cooler
kg H ₂ O/100cbm Kreislaufgas hinter Gas-Kühler kg H ₂ O/100 cbm Kreislaufgas wo Gashydrate beob. kg H ₂ O/cbm KW Hydro-Carbons	0,5 - 0,035	1,54 1,54 0,11	4,15 - 0,36	H ₂ O in liq. Ph. vorhanden 3,9 3,9 0,14	3,9 3,9 0,14	H ₂ O in liq. Phase vorhanden 0,75 - -	0,75 - -	0,75 - 0,029	0,75 - 0,03	- - -	ca 0,35 - 0,012
Zusammensetzung des Kreis- laufgases Composition of Circul. Gas	auf der Saugseite	auf der Saugseite	nach Kreis- laufkühler	auf der Saugseite	hinter dem Gas-Kühler	auf der Saugseite	auf der Saugseite	vor dem Kühler	nach dem Kühler	still outlet Kammer- ausgang	still outlet Kammer- ausgang
CO ₂ /CO H ₂ S O ₂ H ₂ N ₂ CH ₄ C ₂ H ₆ C ₂ H ₄ i-C ₄ H ₁₀ /n-C ₄ H ₁₀ C ₅ & höher % Ungesättigte-Unsaturated Gr NH ₃ /cbm	1,0/0,5 0,2 0,0 76,0 6,9 11,1 (1) 1,5 0,8 0,05/0,25 0,2 0,4 0,007	0,3/0,9 0,1 0,0 78,1 8,0 11,9 (1) 1,5 0,7 0,05/0,25 0,2 0,0 0,025	0,03/0,8 0,035 - 79 9 8 2 0,7 0,07/0,43 0,2 - 0,01	0,00/0,51 0,07 0,00 63,53 5,54 17,31 0,96 4,00 0,28/1,39 0,36 - 0,35	0,00/0,70 0,04 0,00 63,93 8,30 21,1 (1) 4,0 2,0 0,08/0,42 0,1 - 0,21	4,18/4,27 0,39 0,0 73,46 3,25 (1) 11,7 (1) 1,6 0,7 0,04/0,20 0,15 0,42 0,006	4,18/4,29 0,39 0,0 73,46 3,25 (1) 11,7 (1) 1,6 0,7 0,04/0,21 0,15 0,42 0,006	0,12/0,4 0,08 0,00 73,4 7,1 14,5 2,3 1,8 0,07/0,35 0,08 - 0,02	0,13/1,3 0,11 0,0 74,0 7,3 15,0 1,4 0,72 0,03/0,21 0,04 - 0,02	4,74/5,94 1,09 0,00 66,33 5,87 12,85 1,46 0,96 0,04/0,24 0,15 0,33 -	0,41/2,9 0,6 0,00 65,5 4,8 21,5 2,7 1,1 0,06/0,34 0,1 - -
Kammer-Stall Datum - Date	12 15.1.42	13;15 21.2.41	1-5 -	- 1.12.41	- Dez.37	- Jan.42	- Winter 41	- März 42	- März 42	- 17.12.40	- -

Estimated from % Hydro-Carbons, mean C and Lu Data.

(1) geschätzt nach % KW, mittlerem C und Unterlagen von Lu.

(2) gemeinsamer Sumpfhase- und Gasphasekreislauf.

Common Liq. & Vap. Ph. Circulating System.