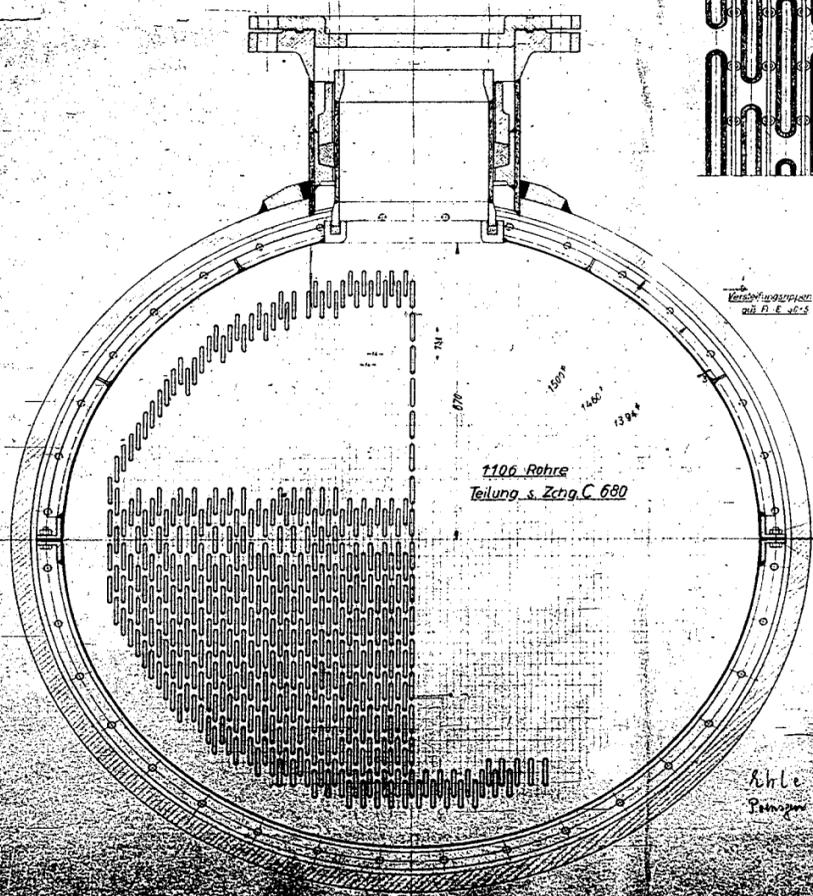
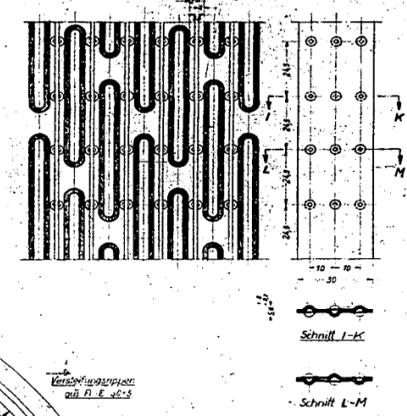


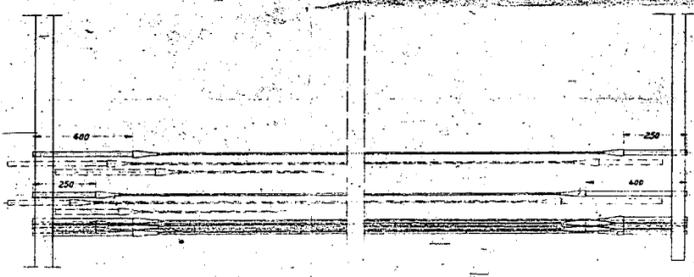
Schnitt A-B



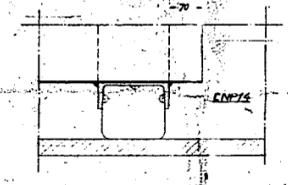
Anordnung der Dampfrohrebleche
M 1:1



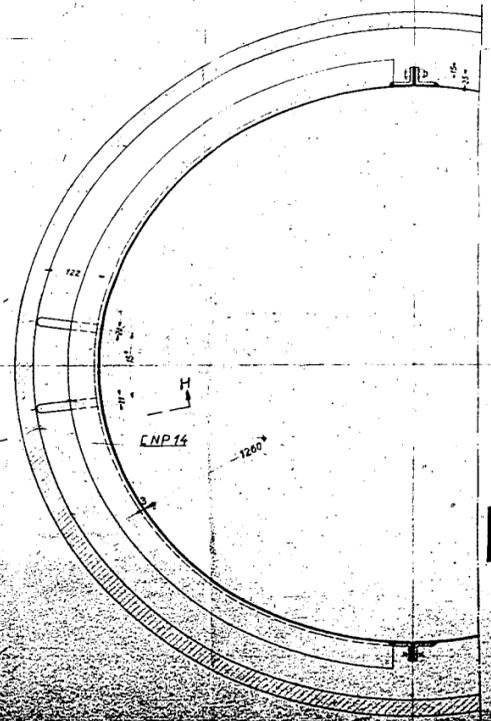
Anordnung und Montage der Rohre



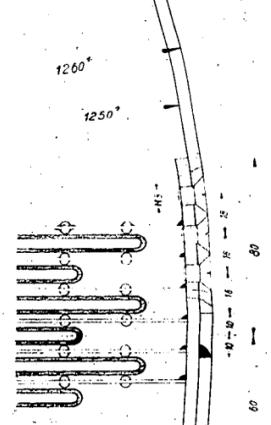
Schnitt G-H



Schnitt E-F

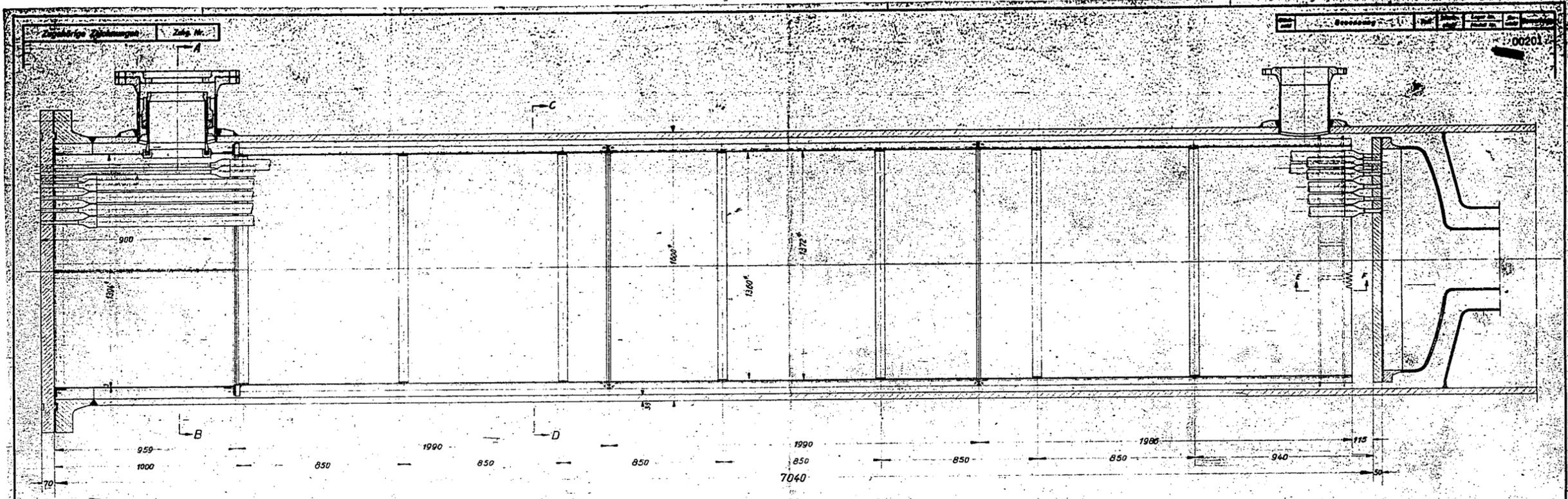


Verschraubung der Hilfsringe
M 1:1

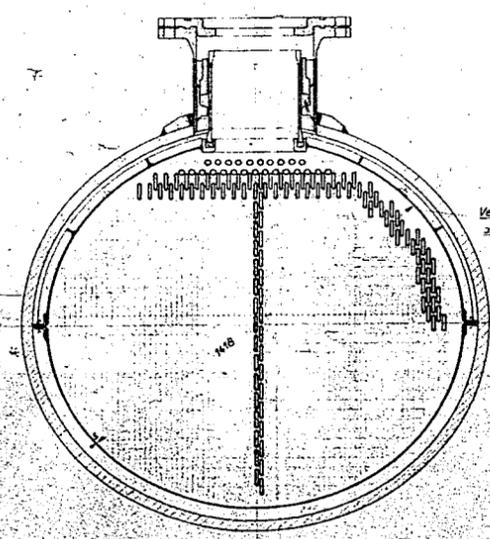


Büro-Zeichnung

Bestell-Nr.	Dwg. Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr
Polysystem Einzelzeichnung		Blattanzahl 48	Probestrich 48	
		C 679		23
		N 4589-1		

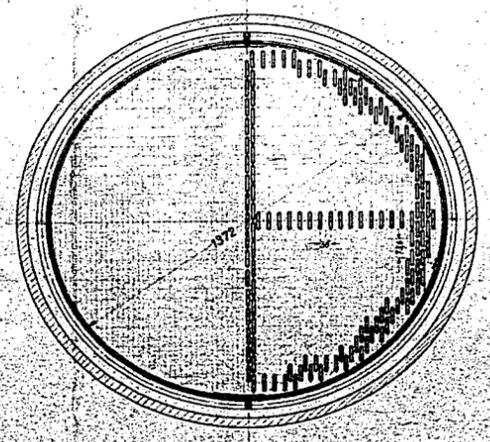


Schnitt A-B

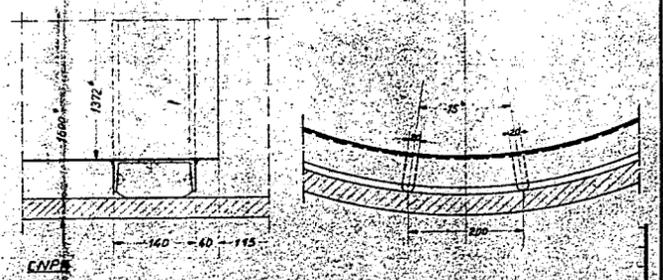


Verschlussmechanismus
aus R. F. 30-2

Schnitt C-D



Schnitt E-F
M 1:5



Dessin Nr.	Rev. Nr.	Bezeichnung	Durchmesser	Stück
1127		Einbauelement	115	1
1127		Einbauelement	115	1
		C671 - 24		
Gezeichnet: Geprüft: Freigegeben: Datum:				

1. "Production of acetophenone, synthetic resin AP, acetic acid, acetic acid methyl ester, and softening agent," Huls Chemical works, three pages with translation and three drawings, 22 May, 1945.
2. "Flow diagram for manufacture of acetophenone synthetic resin," Huls Chemical works, three charts, 22 April, 1945.
3. "Hydrogen apparatus," Huls Chemical works, products of of the decomposition of raw gas" by an electric arc, 25 May, 1945.
4. "Ethylene apparatus," Huls chemical works, an apparatus for producing pure ethylene from raw ethylene and hydrated ethylene, 25 May, 1945.
5. "Coke gas apparatus," Huls Chemical Works, percentage decomposition of coke gas by an electric arc method, 25 May, 1945.
6. "Acetylene production, soot manufacture, and low pressure gas purification," Huls Chemical Works, 4 pages, 25 May, 1945.
7. "Huls Chemical Works," production chart showing raw materials, intermediate products and final products (buna and by-products).

00204

00204

8. "The production of coke-electrodes for the aluminum industry," Leuna Werke, 2 pages, 21, 12, 1943A
- "Soot production," Leuna werke, 5 pages with chart, 19 May, 1939. (2 copies).
10. "Cost estimate of a soot-production plant," Leuna Werke, 1 June, 1939.
11. "Over-all chart of hydrogen boxes 1-5, Hüls Chemical Works, Chart # 460-4a.
12. "Chart of the Hüls ethylene plant," Hüls Chemical works, Chart #4b, 4 Aug. 1943.
13. "Working plan of a nitrogen apparatus," I.G. Farben industries, Chart # 73, 47.5.-4c, Linde air fractionization.
14. "Flow sheet of gas decomposition," Hüls Chemical works, Chart # 4, 21 April, 1945.
15. "Ethyl benzol production," Hüls Chemical works, two pages with chart # 12, 22 May, 1945.
16. "Styrol production," Hüls Chemical works, chart # 13, 21 April, 1945.
17. "Discription of acetylene hydrogenation Hü 662," Hüls Chemical works, 2 pages with chart # 6, 22 May, 1945.

00205

00205

18. "Tatarinow acetylene production," Leuna-werke,
2 pages, 15, Feb. 1944.
19. Two graphs and miscellaneous reactions dealing with
acetylene production, Leuna-werke.

Man stellt 100 kg Oxidationsturm A mit Crotonaldehyd und Einstellung der Kühlung wird der Turm bei 7 atm mit Druckluft betrieben. Die Oxidationstemperatur soll 20° nicht übersteigen. Die Abgase verlassen den Turm und gehen über den Kühler B und den Abstreifer C, dann über eine Entspannungsflüssigkeit. Der durch den Kühler B und den Abstreifer C niedergeschlagene Crotonaldehyd fließt zum Oxidationsofen zurück. Nach etwa 10 - 12 Stunden wird die Oxidation abgebrochen und das rohe Oxidationsgemisch in der Vakuum-Destillationskolonne D aufgearbeitet. In dieser wird unveränderter Crotonaldehyd und etwas gebildeter Essigsäure abgetrieben und in Behälter E gesammelt. Die Hauptflüssigkeit wird beim Abziehen aus dem Dampf mit Butanol gemischt und gelangt mittels Kreiselpumpe in den Veresterungskessel F, wo unter Zusatz von ca. 1 % Schwefelsäure als Katalysator durch Sieden unter Rückfluß und allmählicher Temperaturerhöhung des Reaktionsgemisches von 110 auf 140° die Veresterung zum Crotonsäurebutylester durchgeführt wird. Die bei der Veresterung entstehenden Mische werden in Kühler J kondensiert und gehen über ein Trenngesäß. Butanol läuft in dem Veresterungskessel zurück, während das gebildete Reaktionswasser abgezogen wird. Nach beendeter Veresterung wird neutralisiert und das rohe Veresterungsgemisch in dem Behälter H abgelassen. Von hier aus gelangt es mittels der Kreiselpumpe zur Destillationskolonne K, wo zunächst das überschüssige Butanol über Kopf abgetrieben wird. Der rohe Crotonsäurebutylester wird in Behälter M gesammelt. Von dort aus gelangt er, nachdem die Butanolentfernung der Charge beendet ist, in die gleiche Kolonne, wo er als reiner Crotonsäurebutylester über Kopf übergeht. Die harzartigen Rückstände werden in Fässer gesammelt.

1) Stoffbilanz
100 kg Crotonsäure AF verarbeitet:

- 58,21 kg Acetylphenol
- 25,00 kg Formaldehyd 100 %ig
- 1,99 kg Natrium
- 1,44 kg Natronlauge 100 %ig.

Die Kapazität der Anlage beträgt ca. 200 t pro Monat.

C. Crotonsäure und Crotonsäurebutylester

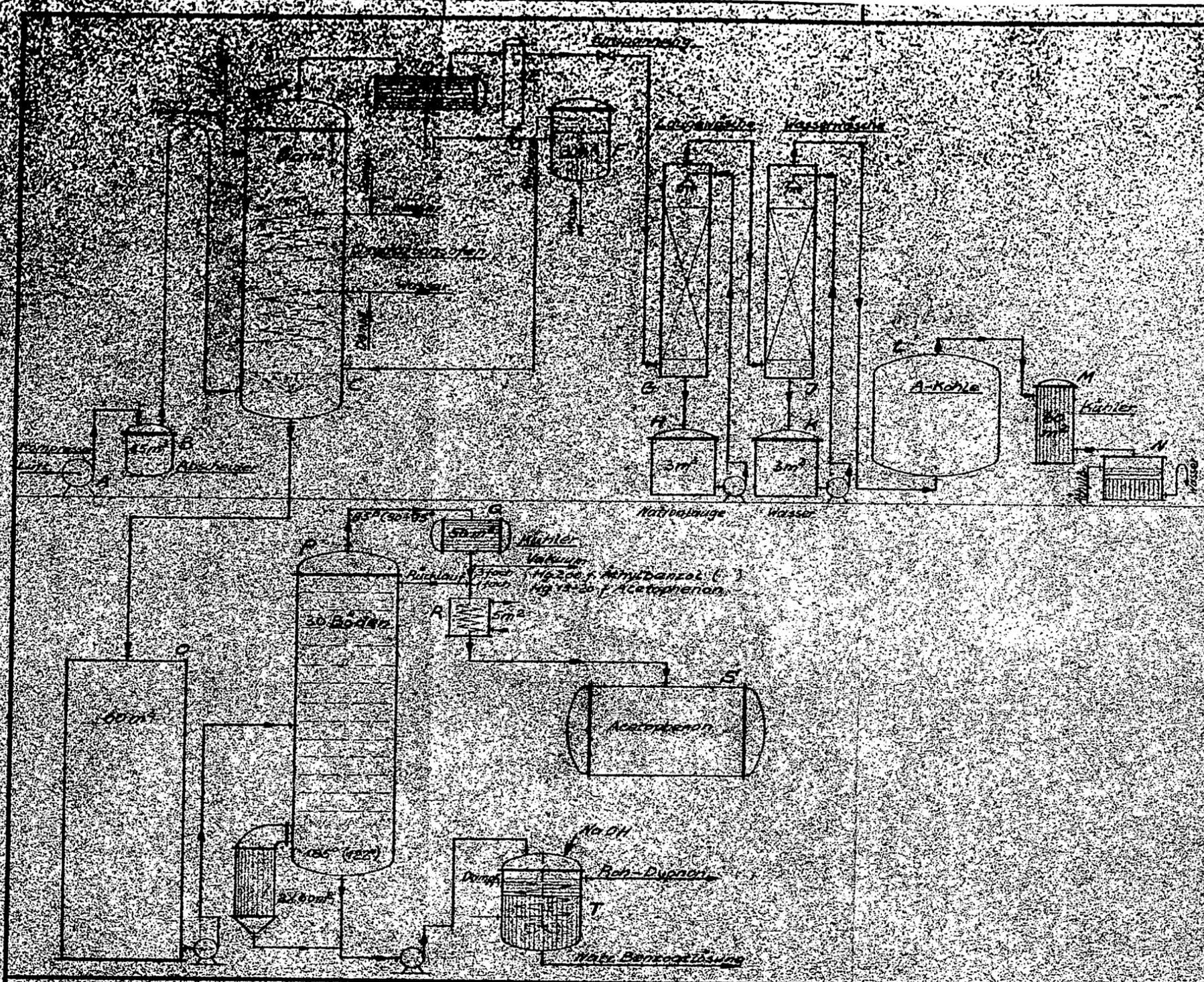
1) Fabrikation

Nach dem Füllen des Oxidationsturmes A mit Crotonaldehyd und Einstellung der Kühlung wird der Turm bei 7 atm mit Druckluft betrieben. Die Oxidationstemperatur soll 20° nicht übersteigen. Die Abgase verlassen den Turm und gehen über den Kühler B und den Abstreifer C, dann über eine Entspannungsflüssigkeit. Der durch den Kühler B und den Abstreifer C niedergeschlagene Crotonaldehyd fließt zum Oxidationsofen zurück. Nach etwa 10 - 12 Stunden wird die Oxidation abgebrochen und das rohe Oxidationsgemisch in der Vakuum-Destillationskolonne D aufgearbeitet. In dieser wird unveränderter Crotonaldehyd und etwas gebildeter Essigsäure abgetrieben und in Behälter E gesammelt. Die Hauptflüssigkeit wird beim Abziehen aus dem Dampf mit Butanol gemischt und gelangt mittels Kreiselpumpe in den Veresterungskessel F, wo unter Zusatz von ca. 1 % Schwefelsäure als Katalysator durch Sieden unter Rückfluß und allmählicher Temperaturerhöhung des Reaktionsgemisches von 110 auf 140° die Veresterung zum Crotonsäurebutylester durchgeführt wird. Die bei der Veresterung entstehenden Mische werden in Kühler J kondensiert und gehen über ein Trenngesäß. Butanol läuft in dem Veresterungskessel zurück, während das gebildete Reaktionswasser abgezogen wird. Nach beendeter Veresterung wird neutralisiert und das rohe Veresterungsgemisch in dem Behälter H abgelassen. Von hier aus gelangt es mittels der Kreiselpumpe zur Destillationskolonne K, wo zunächst das überschüssige Butanol über Kopf abgetrieben wird. Der rohe Crotonsäurebutylester wird in Behälter M gesammelt. Von dort aus gelangt er, nachdem die Butanolentfernung der Charge beendet ist, in die gleiche Kolonne, wo er als reiner Crotonsäurebutylester über Kopf übergeht. Die harzartigen Rückstände werden in Fässer gesammelt.

Die Kapazität der Anlage beträgt ca. 60 - 100 t pro Monat.

2) Stoffbilanz

- a) Crotonsäure:
Für 100 kg Crotonsäure werden benötigt:
108,87 kg Crotonaldehyd.
- b) Crotonsäurebutylester
Für 100 kg Crotonsäurebutylester werden benötigt:
64,40 kg Crotonsäure
56,20 kg Butanol
2,02 kg Natronlauge 100 %ig
2,14 kg Schwefelsäure 70 %ig.



A	2	30 Liter
B	1	Abscheider
C	3	Behälter
D	3	Abgekühlter Behälter
E	3	Abscheider
F	3	...
G	2	Wärmebehandlung
H	2	Langzeitlagerbehälter
J	2	Wärmebehandlung
K	2	Vorläufer
L	4	Adsorber
M	1	Rührer
N	1	Abscheider
O	1	Behälter
P	1	Kolonnen
Q	1	Kondensator
R	1	Rührer
S	3	Behälter
T	1	Rührer
U		
V		
W		
X		

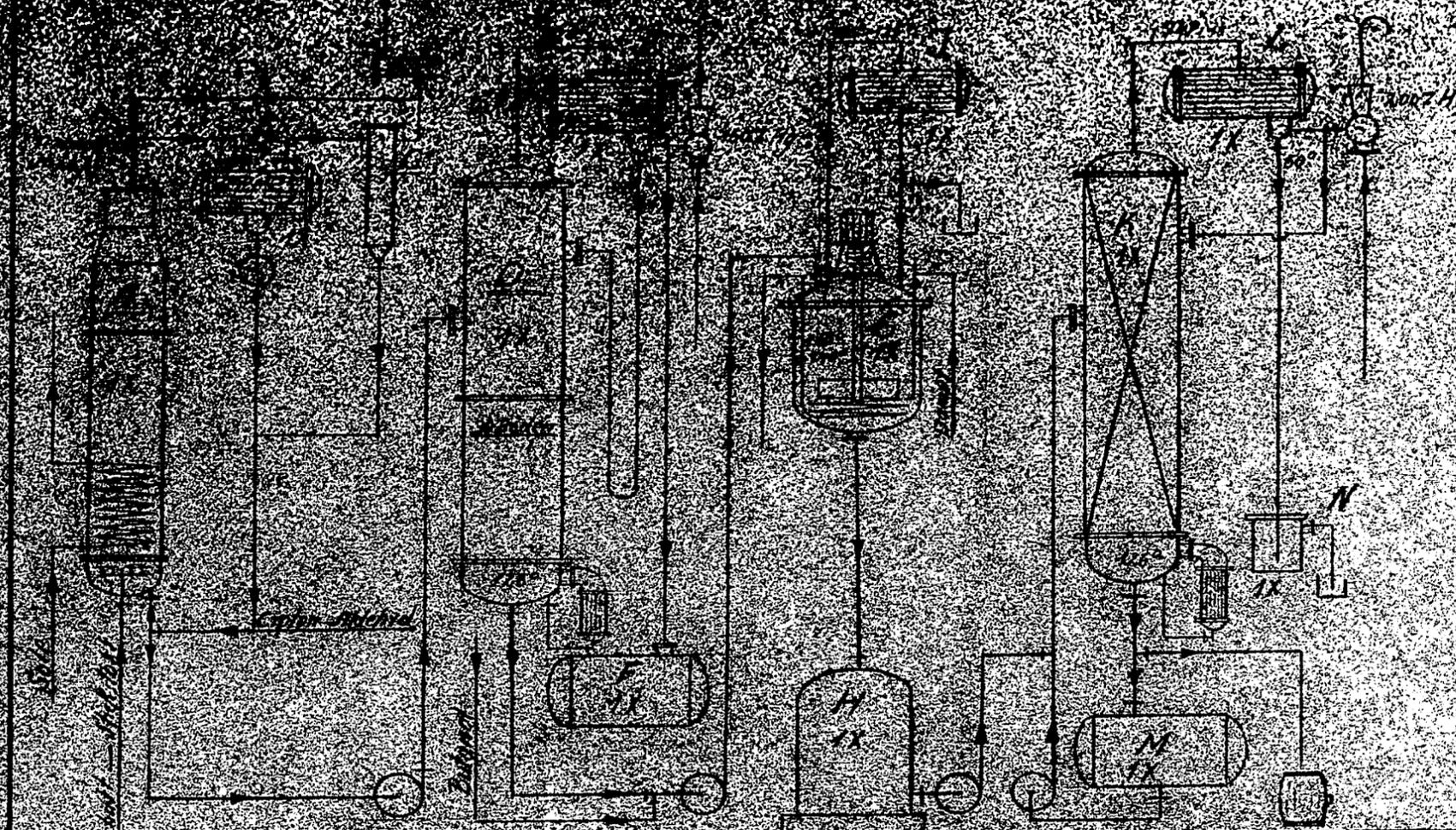
Gezeichnet von: ...
 Genehmigt von: ...
 Datum: ...

Per

Acetophenon

22

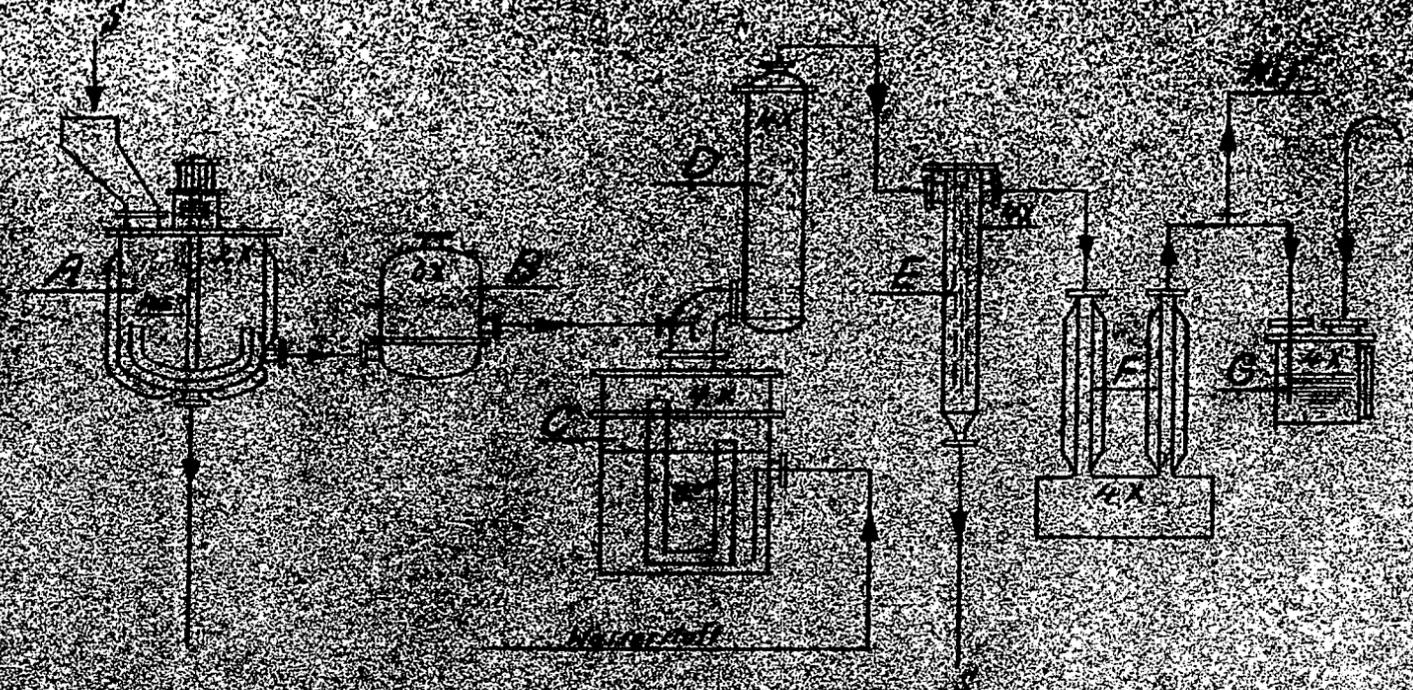
POOR



Für	Apparat	Mas.
A	Oxydationsturm 1100 x 5000	Stahl
B	Kühler	Stahl
C	Rührer 300 x 2000	Stahl
D	Destillationskolonne 1100 x 1000	Stahl
E	Kühler 125 m ²	Stahl
F	Behälter 15 m ³	Stahl
G	Rührkessel 2000 x 2200	Stahl
H	Behälter 60 m ³	Stahl
I	Kühler 30 m ²	Stahl
K	Destillationskolonne 1100 x 1000	Stahl
L	Kühler 50 m ²	Alu.
M	Behälter 15 m ³	Stahl
N	Tauchgefäß	Stahl

POOR

26. Mechanism of the ...



No.	Description	Quantity	Unit
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10

POOR

TRANSLATION

00212

Chemische Werke Huls G.m.b.h.

Marl, May 22, 1945

Production of Acetophenone, Synthetic Resin AP, Crotonic Acid, Crotonic Acid Butyl Ester, and Softening Agent III.

A. Acetophenone

(1) Manufacture.

a) Oxidation: After filling the oxidation oven C with 30,000 liters = 26,100 kg. ethylbenzene and catalyst, it is heated to 115°. Then 500 cubic meters air per hour at 4.5 atm. are forced in until the reaction begins, which is in about 15.30 minutes. After the oxidation starts the amount of air is increased to 1500-1800 cubic meters per hour for 9-10 hours. The exhaust gas, which is practically free of oxygen, passes through a cooler Z for the purpose of separating the entrained ethylbenzene and the water of reaction, then through a soda solution G, water scrubber J, to the activated charcoal plant L. The absorption of the remaining amount of ethylbenzene takes place here with an efficiency of 99%. If the reaction subsides, which is noticed by the presence of oxygen in the exhaust gas, the temperature is increased to 120° and furthermore, the amount of air is decreased. When 300 liters of reaction water are obtained, the oxidation is stopped. The resultant crude oxidation product consists of:

about 65% Acetophenone
about 26% Ethylbenzene
about 90% Benzoic acid (60%).

- b) **Treatment:** The treatment of the crude oxidation mixture is effected by distillation in a "Remanite" plated (stainless steel) bubble-cap column P (30 trays, 12 meters high), under vacuum. Then, the ethylbenzene unchanged after recycling 3 times is distilled at 200 mm Hg pressure, a transition temperature of 90-95°, and a sump temperature of 162°. The sump which contains acetophenone and benzoic acid, is then again introduced into the column. Acetophenone distills over at 87° and one recycling at a vacuum of 15-20 mm. Hg and a sump temperature of 185°. A 55-60% benzoic acid remains as residue, which can be recovered by mixing with 12-15% soda solution as about a 30% sodium benzoate solution.

2) Material balance

100 kg. acetophenone of about 98% requires:

102.30 kg. ethylbenzene

2.61 kg. caustic soda.

0.45 kg. Soligene (copper naphthenate
catalyst).

Obtained as byproducts:

36.7 kg. sodium benzoate solution

7.0 kg. Dypnol (amol of 2 mols
acetophenone).

B. Synthetic Resin AP

1) Manufacture

The following materials are reacted in a Remanite-plated (stainless steel) pressure boiler equipped with agitator and heating coils (5 atm.) of about 6.5 cubic meters' content:

3,000 l. Acetophenone

2,350 l. Formaldehyde (30% sol.)

750 l. methanol

450 kg. Sodium hydroxide solution (50%).

It is boiled for about 5-8 hours while stirring, then the methanol is distilled off. The remaining resin is washed 5-6 times with water, dried at 100°, then at 138° in vacuum, and finally the resin is pressed in cooling vats. The length of the charge is about 24 hours. The aqueous distillate is concentrated by distillation.

2) Material balance:

100 kg. synthetic resin AT requires:

98.21 kg. Acetophenone

25.00 kg. Formaldehyde (100%)

1.99 kg. Methanol

7.44 kg. Sodium hydroxide solution (100%).

The capacity of the plant amounts to about 200 tons per month.

C. Crotonic Acid and Crotonic Acid Butyl Ester

00215

1) Manufacture.

After filling the oxidation tower A with crotonaldehyde and regulating the cooling, the tower is operated with compressed air at 5 atm. The oxidation temperature should not go over 20°. The exhaust gas leaves the tower and goes to cooler B and then to stripper C, and then to an expander. The crotonaldehyde precipitated by cooler B and stripper C flows back to an oxidation oven. After about 10-12 hours the oxidation is stopped and the crude oxidation mixture is treated in vacuum distillation column D. The unconverted crotonaldehyde and some acetic acid formed are separated and collected in receiver F. The sump liquid, after withdrawing from the sump, is mixed with butanol, and drawn through centrifugal pump to the esterification kettle G. After adding about 1% sulfuric acid as catalyst, boiling under reflux, and a general temperature increase of the contents of the kettle (equipped with agitator) from 110 to 140°, esterification to crotonic acid butyl ester takes place. The steam obtained in the esterification is condensed in cooler J and then goes to a separator. The butanol flows back to the esterification apparatus, whereas the water of reaction formed is drawn off. After esterification it is neutralized and the crude esterification mixture is drained into receiver H. From here it is sent by means of centrifugal

pump to distillation column K, where the excess butanol is separated. The crude crotonaldehyde butyl ester is collected in receiver M. After the butanol is separated from the charge, it is introduced into the same column, where it distills over as pure crotonic acid butyl ester. The resin-like residue is collected in vats.

The capacity of the plant amounts to about 60-100 tons per month.

2) Material balance:

a) Crotonic acid:

For 100 kg crotonic acid are required:

108.87 kg. crotonaldehyde

b) Crotonic acid butyl ester:

For 100 kg. crotonic acid butyl ester are required:

64.40 kg. crotonic acid

56.20 kg butanol

2.02 kg. sodium hydroxide (100%)

2.14 kg. sulfuric acid (50%)

There were obtained:

10.00 kg. butyl acetate

10.70 kg. resin residue

D. Softening Agent III

1) Manufacture

a) Hydrogen sulfide: Crumbled sulfur is melted in melter A. It is liquid at about 145^o. It is then

filtered through filter B and flowed to an electrically heated contact oven C. Hydrogen is flowed with the sulfur vapor through contact tubes (catalyst: purification mass 3510, a product of I.G. Farbenindustrie A.G. Ludwigshafen). Conversion to H_2S takes place at 350° . The H_2S still containing sulfur is flowed through gas cooler D, sulfur stripper E, end gas cooler F, and through H for conversion. G is a safety immersion apparatus.

- b) Softening agent III. About 98-99% H_2S is flowed from H through Elmo blower D' into reaction chamber A', which is filled with crotonic acid butyl ester and through B' filled with catalyst (sodium hydroxide or sodium sulfide); the mixture is heated to 128° and pumped through centrifuge C'. The amount of H_2S carried in is regulated so that a waste gas with about 5-10% H_2S is flowed through cooler E' and stripper F' through safety immersion apparatus G'. The crotonic acid butyl ester separated by means of gas cooler E' is flowed back to reactor A'. After about 9-10 hours 75% of the crotonic acid butyl ester is converted. The charge is flowed by means of pump C' to the product cooler H' into the intermediate receiver J', and then to boiler K', equipped with an agitator, where the raw product is neutralized with dilute sulfuric acid, and washed with water to remove the

catalyst. The moist catalyst-free crude product is passed to distillation column L', where the unreacted crotonic acid butyl ester as well as the intermediate product. Beta-Mercaptobutyric Acid butyl ester, and some water are separated. This flows through M' into kettle N', equipped with agitator, where it is dried under vacuum. After drying it is mixed with fresh crotonic acid butyl ester and again reacted in A'. The softening agent III (β, β' -Thiodibutyric acid dibutyl ester) leaving the sump from L' is flowed to kettle O', equipped with stirrer, for deodorizing. Here hydrogen is bubbled in at 120° while stirring, until a test of the distillate is free of odor. Then the softening agent is dried in vacuum (70 mm. Hg pressure) and is then sent to receiver P'.

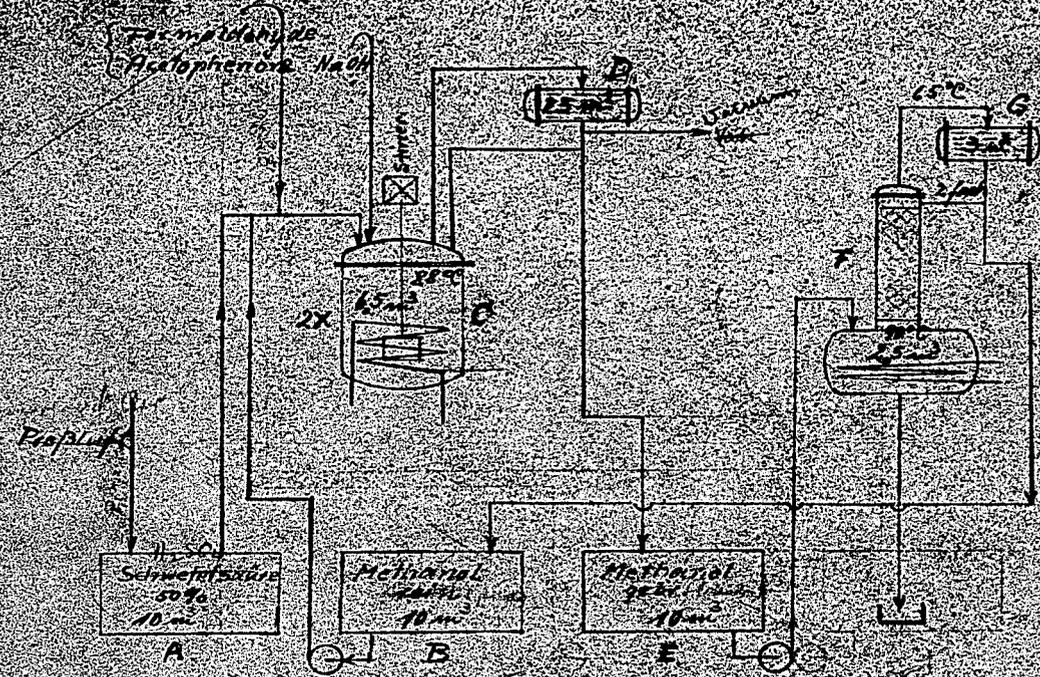
The capacity of the plant amounts to about 200-250 tons per month.

Material Balance

- For 100 kg. softening agent III there are required:
- 104.87 kg. crotonic acid butyl ester.
- 90.00 cubic meters hydrogen
- 12.11 kg. sulfur (crumbled)
- 0.53 kg. sodium hydroxide or sodium sulfide.

Chemische Werke AG, Bremen
 Flow Diagram for Manufacture of
Acetophenone AF
 (Acetophenone Synthetic Resin)

00219

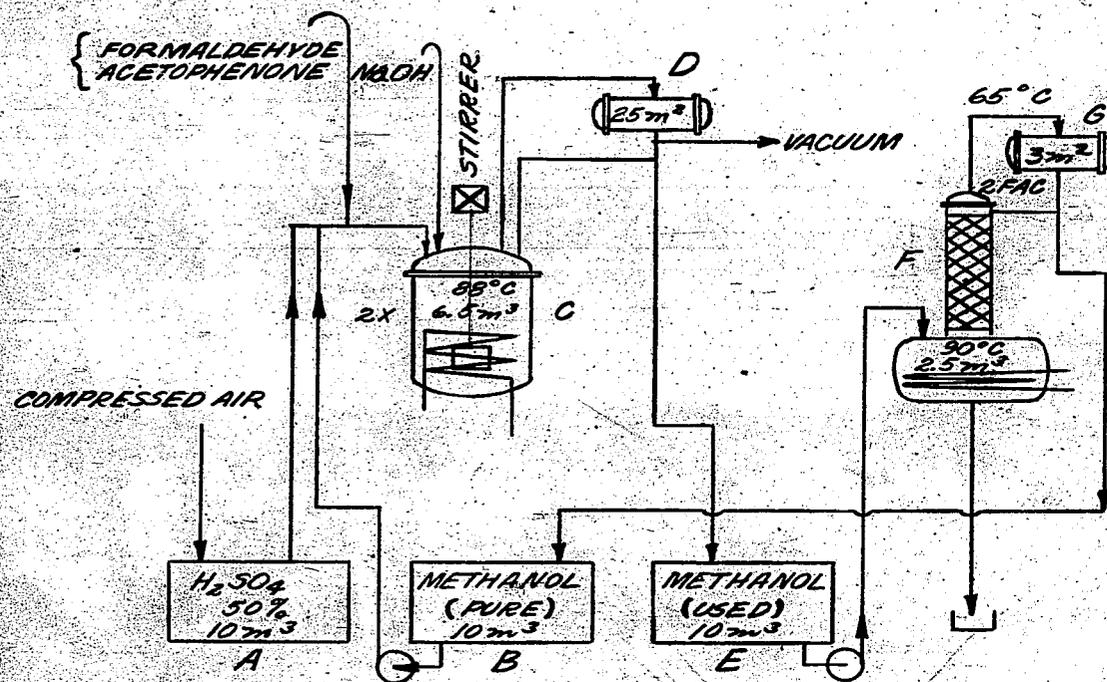


Pa	Regenstrom II
A	Behälter 10m³ 30% 200/300
B	"
C	Reaktor 24000l 10m³ 25°C
D	Kondensator
E	Behälter 24000l 10m³ 25°C
F	Kühler 24000l 10m³
G	Kondensator 10m³ 15°C

(7)

Prof. Dr. H. G.

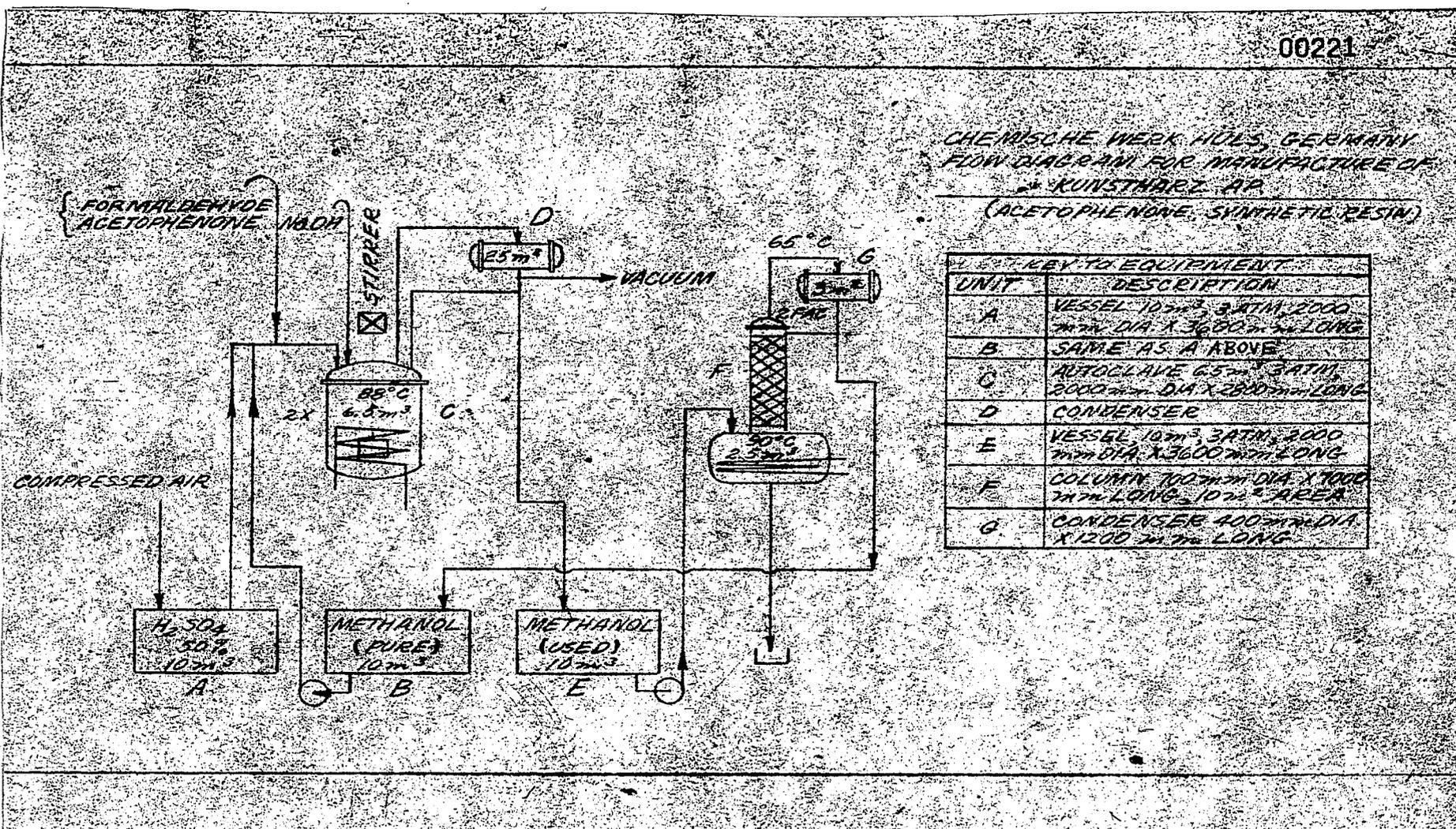
00220



CHEMISCHE WERK HÜLS, GERMANY
FLOW DIAGRAM FOR MANUFACTURE OF
KUNSTHARZ AP
(ACETOPHENONE, SYNTHETIC RESIN)

KEY TO EQUIPMENT	
UNIT	DESCRIPTION
A	VESSEL 10m³, 3ATM, 2000mm DIA. X 3600mm LONG
B	SAME AS A ABOVE
C	AUTOCLAVE 6.5m³, 3ATM, 2000mm DIA. X 2800mm LONG
D	CONDENSER
E	VESSEL 10m³, 3ATM, 2000mm DIA. X 3600mm LONG
F	COLUMN 700mm DIA. X 7000mm LONG, 10m² AREA
G	CONDENSER 400mm DIA. X 1200mm LONG

00221



POOR

Linde-Anlage

Marl, 25. Mai 1945/N.

3

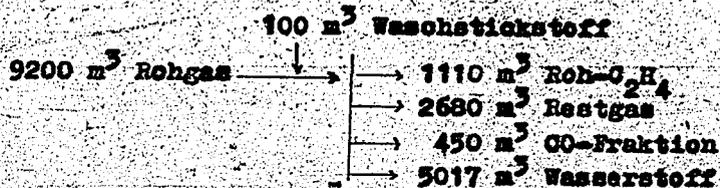
H. u. 440

Wasserstoffanfang

00222

Die aufgeführten Daten beziehen sich auf Gasserlegung von Rohgas bei Lichtbogenbetrieb mit Erdgas für einen Apparat. Mengen in Nm^3/h
Anzahl der Apparate: 5

Gasserlegung (ein- und austretende Gasmengen):



Die analytische Zusammensetzung der ein- und austretenden Produkte ergibt sich aus folgender Tabelle:

	Rohgas %	Roh- C_2H_4 %	Restgas %	CO-Fraktion %	Wasserstoff %
CO_2	0.01	0.1	0.	0.	0.
C_2H_2	0.01	0.2	0.	0.	0.
Olefine	0.9	6.0	0.6	0.	0.
CO	2.0	1.5	4.0	11.0	0.
H_2	55.0	2.5	5.2	5.5	97.0
KW	33.6	82.0	80.0	6.7	0.
N_2	8.0	9.0	10.0	71.5	2.9
O_2	0.3	0.3	0.3	0.5	0.1
	100.	100.	100.	100.	100.

Zu jedem Apparat gehört:

1).1 Stickstoffkreislaufkompressor	:	Energiebedarf	630 kW
2).1 Stickstoffvakumpumpe	:	" "	120 kW
Gesamtenergiebedarf	:		750 kW

Ammoniaksystem:

Der Energiebedarf für das Ammoniaksystem wird für die gesamte Linde-Anlage

00223

(5 Wasserstoff-, 2 Kohlen-, 4 Äthylenapparate, 4 Luftzerleger) abgegeben

5 Ammoniakkompressoren (3x300 u. 2x490 kW) = 1 890 kW

2 " Zusatzkompr. (95 u. 170 kW) = 265 kW

Gesamtenergiebedarf 2 145 kW

980
1969
8860

Lieferanlage

G 5-12

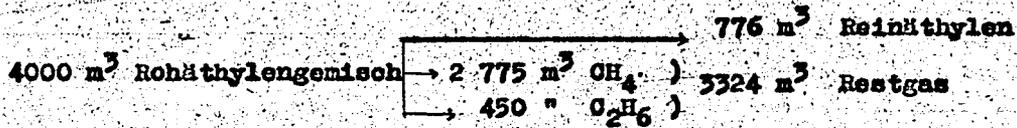
00224 (4)
Marl, 25. Mai 1945/B.

H II 460

Äthylenapparat

Im Äthylenapparat wird ein Roh-Äthylengemisch, bestehend aus Roh-Äthylen aus Wasserstoffapparat, Roh-Äthylen aus Koksgasapparat und Hydrieräthylen zerlegt.

Die angegebenen Daten beziehen sich auf einen Apparat. Mengen in Nm³/h. Äthylenserlegung (ein- und austretende Gasmengen) :



Die analytische Zusammensetzung der ein- und austretenden Produkte ergibt sich aus folgender Tabelle:

	Roh-Äthylen- gemisch %	Rein-Äthy- len %	CH ₄ %	C ₂ H ₆ %	Restgas %
C ₂ H ₆ C ₄ H ₈	3.0	0.	0.	26.7	3.7
C ₂ H ₆	7.5	2.6	0.1	62.0	8.8
C ₂ H ₂ +CO ₂	0.3	1.6	0.	0.	0.
C ₂ H ₄	20.0	95.0	0.3	11.3	1.8
CH ₄	63.6	0.8	91.5	0.	78.8
CO+N ₂ +H ₂	5.6	0.	8.1	0.	6.9
	100%	100%	100%	100%	100%

1) Zu jedem Apparat gehört:

- 1). 1 Roh-Äthylenkompressor Energiebedarf 700 kW
- 2). 1 Rein-Äthylenkompressor " " 320 kW

Gesamtenergiebedarf 1020 kW

1) Ammoniaksystem s. Blatt Wasserstoffapparat

Kunde-Anlage

H 4 460

Marl, 25. Mai 1943/B.

5

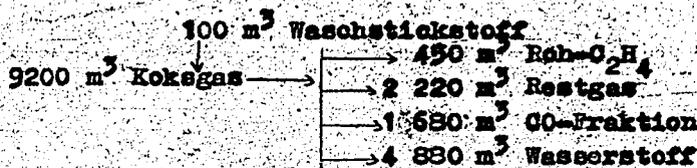
Kokkasapparat

00225

Die aufgeführten Daten beziehen sich auf Gasserlegung von Koksgas und zwar für 1 Apparat. Mengen in Nm^3/h

Anzahl der Apparate: 2

Gasserlegung (ein- und austretende Gasmengen) :



Die analytische Zusammensetzung der ein- und austretenden Produkte ergibt sich aus folgender Tabelle:

	Koksgas %	Roh-C ₂ H ₄ %	Restgas %	CO-Fraktion %	Wasserstoff %
CO ₂	0.01	0.	0.	0.	0.
C ₂ H ₂	0.04	0.	0.	0.	0.
Olefine	1.0	19.0	0.03	0.	0.
CO	4.0	2.5	3.0	17.3	0.
H ₂	53.0	1.0	4.0	3.3	97.0
KW	26.0	70.0	86.0	8.9	0.
N ₂	15.0	7.0	6.0	69.5	2.9
O ₂	0.3	0.3	0.3	0.8	0.1
	100.	100.	100.	100.	100.

Zu jedem Apparat ¹⁾ gehört:

- | | | | | | | |
|---------------------|---------------------------------|---|---------------|-----|-----|----|
| 1). | 1 Stickstoffkreislaufkompressor | : | Energiebedarf | 630 | kW | |
| 2). | 1 Stickstoffvakuumpumpe | : | " " | 120 | kW | |
| Gesamtenergiebedarf | | | | : | 750 | kW |

1) Ammoniaksystem s. Blatt Wasserstoffapparat

M-5

Vorschrift für Inbetriebnahme eines Lichtbogenofens.

- 1.) Die Anlage ist sauerstofffrei und steht unter Gas. (150 bis 200 mm WS).
- 2.) Das Kühlwasser für die Elektrode wird angestellt. (8 bis 10 m³/h)
Das Kühlwasser für das Flammrohr wird angestellt. (8 bis 10 m³/h)
Das Einspritzwasser wird angestellt. (ca. 4 m³/h).
- 3.) Zum Zünden des Ofens wird dieser durch Betätigung des Hauptgas-schiebers mit etwa 1000 bis 1200 m³/h Mischgas beschickt.
- 4.) Der Ofen wird gezündet, dies erfolgt durch Betätigung des Steuer-schalters :

Die preßluftgesteuerte Zündstange stellt durch Berühren der Elektrode einen Kurzschluß her. Mit Hilfe eines Drehreglers wird die Stromstärke auf 850 Amp. schnell eingestellt. Bei 850 Amp. wird die Zündstange mit Hilfe von Preßluft umgesteuert und ein Lichtbogen nach unten gezogen. Mit Hilfe des Drehreglers wird die fallende Stromstärke auf 850 Amp. wieder nachgefahren. Die Spannung wird durch den Gaszusatz reguliert. Durch die Hand in Hand gehende Regulierung der Stromstärke auf 850 Amp. mit dem Drehregler und der Spannung durch die Gaszugabe auf 8,4 KV wird der Ofen auf seine volle Leistung ausgefahren. Die zugefahrene Gasmenge beträgt dann ca. 2600 m³/h und die Leistung gleichstromseitig gemessen etwa 7000 bis 7400 KW. Die den Ofen verlassende Gasmenge beträgt etwa 4000 bis 4200 m³/h.

/

00227

(6)

Chemische Werke K&L G.m.b.H.
Dr.Bann.

Marl, den 22. Mai 1945/Ro

AktennotizBetr.: Acetylenherzeugung, Rußfabrikation und Niederdruckgasreinigung.A. Lichtbogen

Das Konstruktionsmaterial des Lichtbogenofens ist gewöhnlich Kohlenstoffstahl, das Flamarohr hat einen inneren Durchmesser von 95 mm, die Länge beträgt 800 - 1000 mm, je nach Versuch. Die Hochspannungselektrode besteht aus reinem Kupfer, sie hat einen inneren Durchmesser von 185 mm und ist 500 mm lang. Die elektrischen Betriebsdaten des Lichtbogenofens sind 7800 V Gleichspannung und 850 A, bei einem Leistungsfaktor zwischen 0,72 und 0,75.

Zur Herstellung des Lichtbogenofengases stehen insgesamt 15 Ofengruppen mit je 2 Öfen zur Verfügung. 14 Gruppen sind mit Gleichrichter von der Firma BBC und eine Gruppe mit einer Gleichrichteranlage von Siemens ausgerüstet. Die Flamarohre und Elektroden sind indirekt gekühlt. Die Zündung erfolgt dadurch, daß mittels einer preBluftgesteuerten Zündstange ein Kurzschluß herbeigeführt und durch Zurückführen der Zündstange ein Lichtbogen gezogen wird. Beim Zünden wird bereits etwas Gas dem Ofen zugeführt, das nach dem Zünden auf die volle Menge angesteuert wird (= 2800 Nm³ Mischgas/h). Das Mischgas bestand aus einem Gemisch von entweder Hydrierungsabgasen oder Bentheimer Erdgas einerseits und den Restkohlenwasserstoffen der H₂- und C₂H₄-Apparate der Gasserlegung andererseits. Folgende Zusammensetzungen von Mischgas seien hier aufgeführt:

a) mit Hy-Abgas (20.I.44)

CO ₂	0,2 %
C ₂ H ₂	2,7 %
Olefine	3,2 %
O ₂	0,2 %
CO	1,4 %
H ₂	10,9 %
CH ₄ +Hom.	74,5 %
N ₂	6,9 %

b) mit Bentheimer Erdgas (12.III.45)

CO ₂	0,3 %
C ₂ H ₂	1,5 %
Olefine	1,4 %
O ₂	0,3 %
CO	3,0 %
H ₂	2,5 %
CH ₄ +Hom.	80,2 %
N ₂	10,8 %

Für die Umsetzung der oben erwähnten Gasmenge werden rund 7000 KW (wechselstromseitig gemessen) verbraucht. Dabei entstehen 4200 Nm³ Ofengas/h folgender Zusammensetzung:

a) mit Hy-Abgas (20.I.44)

CO ₂	0,0 %
C ₂ H ₂	16,2 %
Olefine	3,6 %
O ₂	0,2 %
CO	1,0 %
H ₂	50,5 %
CH ₄ +Hom.	25,1 %
N ₂	3,4 %

b) mit Erdgas (12.III.45)

CO ₂	0,0 %
C ₂ H ₂	13,3 %
Olefine	0,9 % (-1,2 %)
O ₂	0,2 %
CO	2,9 %
H ₂	46,0 %
CH ₄ +Hom.	27,8 %
N ₂	8,9 %

Außerdem enthält das Ofengas noch NGW: a) 1-3 gr/m^3 Gas, b) 2-5 gr/m^3 Gas; ferner Naphthalin: a) 1-3 gr/m^3 Gas, b) 0,12-2,0 gr/m^3 Gas; Benzol: a) 1-6 gr/m^3 Gas, b) 1,5-8,8 gr/m^3 Gas (spektrographisch) Diacetylen 15-30 gr/m^3 Gas (spektrographisch) geringe Mengen Schwefelwasserstoff und Ruß: a) 20-25 gr/m^3 Gas, b) 11 gr/m^3 Gas.

Zum Einfrieren des Gleichgewichtes werden am unteren Ende des Flammrohres ca. 4 m^3 Trinkwasser/h eingespritzt.

B. Rußabscheidung:

Das die Lichtbogenöfen verlassende, durch die direkte Wassereinspritzung auf etwa 150°C abgekühlte Ofengas passiert zwei hintereinander geschaltete Zyklonpaare (obere Durchmesser ca. 2 m), in denen etwa 60 - 70 % des in Gas enthaltenen Rußes abgeschieden werden. Anschließend geht das Gas durch eine Wasserwäsche, wo es auf 35 - 40°C abgekühlt wird. Diese Wasserwäsche besteht für jede Gruppe aus einem Einspritzkühler von 1400 mm Durchmesser und 8,5 m Höhe. Das Wasser wird in 5 Stagen à 4 Düsen eingespritzt. Dabei werden etwa 10 - 20 % Ruß, bezogen auf den Anfangsgehalt, abgeschieden. Zur Feinreinigung von Ruß wird das Gas anschließend durch Schlauchfilter gebracht, die aus 8 Zylindern mit je 15 Schlöchern bestehen. Ein Zylinder hat einen Durchmesser von 1100 mm und eine Höhe von 5315 mm. Ein Schlauch hat einen Durchmesser von 200 mm und eine Länge von 3500 mm. In den Schlauchfilteranlagen wird der Rest des noch in Gas verbliebenen Rußes abgeschieden. Die Schlauchfilter sind indirekt beheizt um Kondensation zu vermeiden. Die Lebensdauer der aus Kunstseide hergestellten Filterschlöcher beträgt etwa 500 Stunden.

C. Niederdruckgasreinigung:

In diesem an die Rußabscheidung abgeschlossenen Betrieb wird das Gas von höher siedenden Verbindungen der aliphatischen und aromatischen Reihe durch Ölwäsche, ferner von Blausäure durch eine Wasserwäsche und von H_2S durch eine Lux-Masse-Anlage befreit. Das Gas wird nach der Rußabscheidung in zwei Einspritzkühlern von je 3 m Durchmesser und etwa 10 m Höhe durch Frischwasser möglichst tief abgekühlt (20 - 25°C) und dann in nach dem System Walter Feld arbeitenden rotierenden Wäschern mit einem aliphatischen Waschöl (Siedebereich 200 - 300°C) bei Normaldruck und Außentemperatur gereinigt. Es stehen vier Feldwäscher à 20 m^3 Stundenleistung zur Verfügung (d = 3500 mm; 11 Stufen 14 200 mm h). Die Ölaufgabe erfolgt in der Weise, daß das Frischöl (ca. 1 m^3/h und Wascher) der obersten Stufe und Kreislauföl (ca. 10 m^3) der 8. Stufe zugeführt werden. Das den Wascher verlassende Öl wird in der Weise regeneriert, daß es bei 600 mm Vak. ausgegast und 30 % des Gesamtumlaufs (ca. 6 - 8 m^3/h) einer Wasserdampfbehandlung im sog. Schnattertopf unterworfen wird, von denen anschließend ein Teil destilliert wird. Zur Ausgasung stehen 3 mit Raschigringen gefüllte vierschüssige Türme von 800 mm Durchmesser und 31 m Höhe zur Verfügung. 3 Schüsse der Türme sind gefüllt, der oberste ist leer. Zur Ausgasung des gesamten Öls werden zwei Türme gefahren und jedem Turm 100 - 200 m^3 Blasegas/h zugeführt. Das Vakuum wird mittels Elmopumpen erzeugt und das die Türme verlassende Gas zur Kesselfeuerung verwendet.

Die Wasserdampfbehandlung erfolgt in einer dampfbeheizten Blase, in die direkter Dampf von unten in das Öl eingeführt wird (d = 1900 mm, h = 5320 mm). Das die Blase verlassende Öl wird durch Mischen mit Wasser direkt gekühlt (ca. 50°C), vom ansfallenden Polymerisat abfiltriert, das Wasser vom Öl in einem Trenngefäß geschieden und das Öl z.T. der Destillation (3 - 5 m^3/h) und zum restlichen Teil in den Kreislauf wieder zurückgeführt.

In der Destillation werden die eben erwähnten Ölmengen vollkommen regeneriert. Es stehen vier mit 200 atü-Dampf beheizte Blasen zur Verfügung. Die Leistung jeder Blase beträgt etwa 1,0 - 1,2 m^3 Reinöl/h. Wenn mit aromatischem Öl gefahren wird, fällt die Wasserdampfbehandlung weg und die Regenerierung erfolgt nur durch Ausgasen und Destillation.

Nachdem das Gas die Feldwascher passiert hat, wird es mit drei zur Verfügung stehenden Turbogebliäsen durch die Wasserwäsche und Schwefelreinigung gedrückt. Für die Wasserwäsche stehen drei Raschigtürme zur Verfügung, zwei mit Durchmesser von 3500 mm und einer mit 4000 mm. Die Höhen betragen ca. 16 m. Die Raschigringe liegen in zwei Schüssen, die Gesamtfüllräume betragen 120 m³ und 160 m³. Das Waschwasser wird nach Ablauf von den Türmen in der Rußabscheidung zum Berieseln der hinter den Zyklonen vorhandenen Gaskühler weitergeleitet, fließt von da zu den Klärbecken, von dort zu Vakuumausgasern, anschließend über ein Rückkühlwerk und kehrt, dem Kreislauf schließend, wieder zu den Wasserwaschern zurück. (siehe Schema.) Zur Ausgasung des Wassers stehen zwei Türme mit $d = 3,5$ m und $h = 31$ m zur Verfügung, die in je vier Schüssen mit einem Gesamtfüllraum von 250 m³/Turm gefüllt sind. (Der dritte Ausgaser ist in Montage.) Das Vakuum wird mittels Elmpumpen (3 Stück) erzeugt, von denen je eine 3000 eff. m³ bei einem absoluten Druck von ca. 160 mm Hg ansaugt. Beim Betrieb von 10 Gruppen werden 20 - 30 t Dampf (direkt) in die Ausgaser unten eingeblasen. Die abziehenden Brüden werden in drei hintereinandergeschalteten Kondensatoren niedergeschlagen und das Restgas von den Elmos angesaugt. Es enthält etwa 10 - 15 % Vol. Blausäure. Die Gewinnung der Blausäure ist noch im Versuchsstadium. Sie wurde zuletzt so betrieben, daß die Elmpumpe gewissermaßen als Wascher für die blausäurehaltigen Brüden diente und von ihrem Sperrwasser (3-5 m³/h/Elmo) etwa 1 m³ auf Blausäure aufdestilliert wurde. Das Elmwasser enthielt etwa 0,5 - 1,5 % HCN.

Nach Passieren der Wasserwäsche geht das Gas durch die Schwefelreinigungsanlage. Diese besteht aus 6 Behältern mit Durchmessern von 6 m und Höhen von 7 m. 12 Horden sind mit Luxmasse gefüllt, à ca. 250 mm Schütthöhe. Der Gasweg wird vor der Anlage geteilt, das Gas passiert dann je zwei hintereinandergeschaltete Reiniger. Anschließend wird es wieder vereinigt und der Gaswäsche zugeführt (Gasometer liegt im Nebenschluß).

D. Rußaufarbeitung:

Die Gewinnung des Rußes wird in zwei Betrieben durchgeführt, die anfallenden Produkte tragen die Bezeichnungen T-Ruß und H-Ruß.

1. Trockenrußaufarbeitung (T-Ruß)

Der in den Zyklonen der Rußabscheidung hinter den Lichtbögen abgeschiedene Ruß wird mittels Transportschnecken und Becherwerken auf Sammelbunker gefördert und von da pneumatisch über einen Schwerkraftsichter zu den Hauptbunkern der Aufarbeitung zugeführt. Es stehen zwei Förderleitungen à 300 mm Durchmesser mit je einem Windsichter ($h = \text{ca. } 10$ m und $d = 400$ mm und 600 mm) zur Verfügung. Die Aufarbeitung erfolgt in 26 Granuliertrommeln. Diese bestehen aus feststehenden Gehäusen von 4,4 m Länge und 0,8 m Durchmesser, in denen je eine Welle mit wassergekühlten Schlägern von 300 mm Länge mit Drehzahl von ca. 230/Min. umläuft. Der Ruß wird hierbei von einem Schüttgewicht von 50 gr/l auf ca. 150 gr/l verdichtet. Über Austragschnecken wird der Ruß nach Wägen in Papiertüten verpackt; der in dem Schwerkraftsichter anfallende Grit (6 - 10 % des Gesamtanfalls) wird pneumatisch zur Kesselfeuerung abtransportiert. Die anfallende Menge an verkaufsfähigem Ruß beträgt bei Hy-Gas und 10 Gruppen ca. 400 - 450 moto, bei Erdgas und 10 Gruppen ca. 200 moto.

2. Naßrußaufarbeitung (H-Ruß)

Bei der Beschreibung der Rußabscheidung wurden der hinter den Zyklonen geschaltete Gaskühler und die Schlauchfilter erwähnt. Aus letzteren wird der abgekloppte Ruß mittels einer Wasserspülung mit dem aus dem Gaskühler abfließenden Schlamm vereinigt und den Klärbecken zugeführt. Es sind insgesamt drei Klärbecken vorhanden ($d = 15$ m, $h = 2,5$ m, $v \text{ ca. } 450$ m³). Der abgeschiedene Ruß wird in Schlammform von den Klärbecken über Schurren den Schlammumpen zugeführt, die diesen auf Saugzellenfilter drücken. Von diesen stehen insgesamt 5 zur Verfügung ($d = 1500$ mm, $l = 1000$ mm, Drehzahl: 0,333/Min.). Hinter den Filtern sind je zwei mit Niederdrucksaugpumpen behetzte Tellerrockner, in denen der Ruß in 9 bzw. 11 Etagen auf

00230

- 4 -

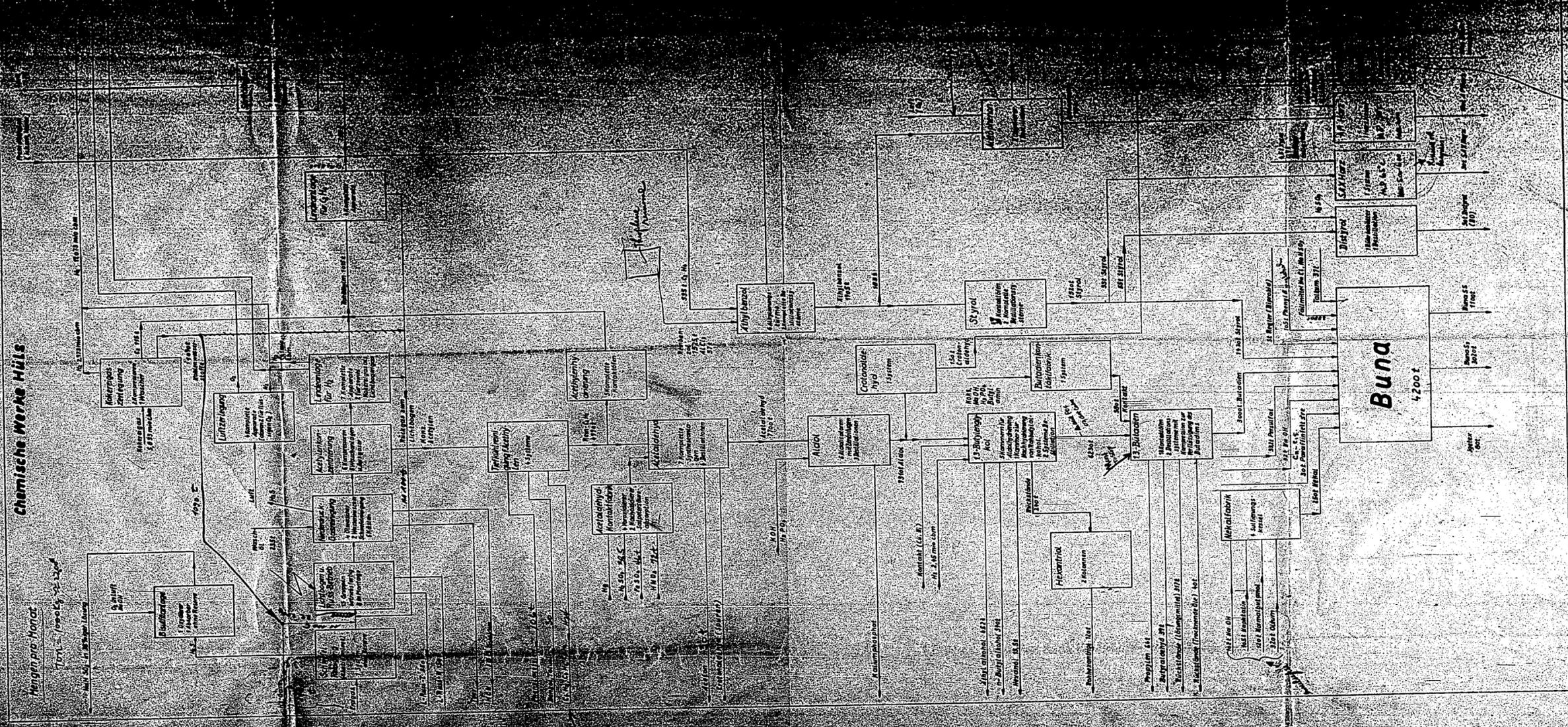
ca. 1 % Wassergehalt getrocknet wird. Anschließend wird der Ruß über Abschwager in Papiertüten verpackt. Sein Schüttgewicht beträgt etwa 150 gr/l.

Die anfallende Menge an verkaufsfähigen N-Ruß beträgt bei 10 Gruppen und Hy-Gas etwa 200 tote, bei Erdgas etwa 100 - 120 tote.

Der Unterschied zwischen beiden Typen liegt in den Gehalten an extrahierbaren organischen Substanzen. Es enthält:

	Hy-Gas	Erdgas
T-Ruß	3 - 5 %	2 - 4 %
N-Ruß	14 - 18 %	9 - 11 %

Bei Hy-Gas liegt das Produktionsverhältnis T : N ca. 70 % : 30 %, bei Erdgas T : N ca. 60 % : 40 %.



C-C-C-C-C-C
C-C-C-C-C-C

1.) Besprechung am 12. September 1943 über folgende Fragen an H. Weis:
 1.) Wie sieht es bei dem Versuch der Darstellung aus, wenn die Kohle mit einer Feinheit von 0,25 mm Korngröße (10 000 Maschen) gemischt wird. Diese Beobachtung wurde mit der Versuchsanordnung im Versuch gemacht. Für den Versuch im Leunawerk sind folgende Kohle zugesandt:

- 0,5 g 0,5 mm Korngröße
- 1 g 0,25 " "
- 1 g 0,12 " "
- 10 g unter 0,06 mm Korngröße

Damit treten die Pauschwierigkeiten auf, wie sie im Bericht vom 6.12.43 genannt wurden.

2.) Der Belag im Reaktionsrohr, wie er uns bei der letzten Besprechung gezeigt wurde, ist aus größtem Teil Fe_2O_3 und Al_2O_3 und ließ sich mit Salzsäure mit geringem Zusatz Benzothylantetrazin (zur Verhinderung des Angriffs von Salzsäure auf Eisenrohr) leicht herauslösen.

3.) Herr Dr. Strohhfeld stellt noch folgende Fragen:

a) Produkttemperaturmessung
 In Leuna Messung der Gemischtemperatur hinter dem Vorheizer mit Widerstandsthermometern, Thermometerhülle mit Gridur-Auftragsschweißung und druckfester Durchführung.

b) Vordruck für die Breipresse
 Es genügt ein Vordruck von 2 - 3 m wg.

c) Entspannung
 Die Automatik unserer Entschlammung wurde erklärt. Herr Weis empfiehlt den Herren von Höchst, durch einen Windkessel durchzufahren und mit Hilfe eines S-Federdruckreglers die Entspannung druckabhängig zu steuern. Zur Überprüfung des Flüssigkeitsstandes im Windkessel soll eine elektrische Standmessung angebracht werden.

(Herr Dr. Schick äußert nach dieser Besprechung Bedenken, daß, wenn der Windkessel im Hauptschluß durchfahren wird, zuviel gelöster Stickstoff verloren geht und empfiehlt den Windkessel im Nebenschluß zu schalten, entgegen Herr Weis nichts einzuwenden hat).

Leuna würde einen S-Federdruckregler und die elektr. Standmessung ohne Anzeigerät liefern.

Anschließend besichtigten die Herren von Höchst noch die Entschlammung und die Versuchsbreipresse in der Vorkammer 8. Der Breipressenversuch soll Anfang nächsten Jahres durchgeführt werden.

Van Herrent
 Dir. Dr. Schunck/Dr. Becker
 Ol. Cron
 Dr. Schick
 Hr. Sch./Hr.
 Dr. Weis

Handwritten signature and notes:
 Weis
 Hr. Cron

Die Kohle ist in einem Reaktionsrohr in Gegenwart von Wasser und Kohlendioxid in einer Schmelze geschmolzen und anschließend in einem Rührbehälter in Mengenverhältnis 1:2 mit Wasser gemischt. Der anschließende Reaktionsvorgang findet dann unter 60 atü und 250°C in einem Reaktionsrohr statt. Nach erfolgter Entspannung wird die Kohle mit 200 Wasser behandelt.

Die Luftzufuhr in Reaktionsgebiet bedingt die Umlegung des Verfahrens nach der "Hohmann-Graube" bei Reuten in O.S. Bei der Verwendung der O.S. Kohle ergaben sich in halbtechnischen Versuch apparative Schwierigkeiten ein. Die als Presspumpe verwendete Saugpumpe funktionierte mit der Ruhrkohle einwandfrei, bei Verwendung der O.S. Kohle traten Förderschwierigkeiten, schlechtes Schließen der Kugelventile auf. Ursache dieser Erscheinung kann die geringe Strömungsgeschwindigkeit in den Ventilen sein, wobei Kohleteilchen von Abströmen Zeit haben. Die Teilchen der O.S. Kohle sind vermutlich härter und lassen sich von den Pressenventilen nicht so leicht herdrücken, wie das bei der Ruhrkohle vielleicht der Fall ist. Herr Dr. Geißler gibt als Nachteil der Versuchsanlage neben dem geringen Durchsatz (120 l/h) die diskontinuierliche Fahrweise an. Die Breipresse fördert gegen ein Entspannungsventil, das periodisch geöffnet und geschlossen wird. Der Druck vor dem Entspannungsventil schwankt zwischen 300 und 100 atü, nachher ist er 60 atü.

Für den endgültigen Ausbau ist eine Breipresse mit ungefähr 15 m³/h vorgesehen. Die Betriebsbedingungen werden infolge der größeren Geschwindigkeiten in den Breipressenventilen und der kontinuierlichen Fahrweise besser sein.

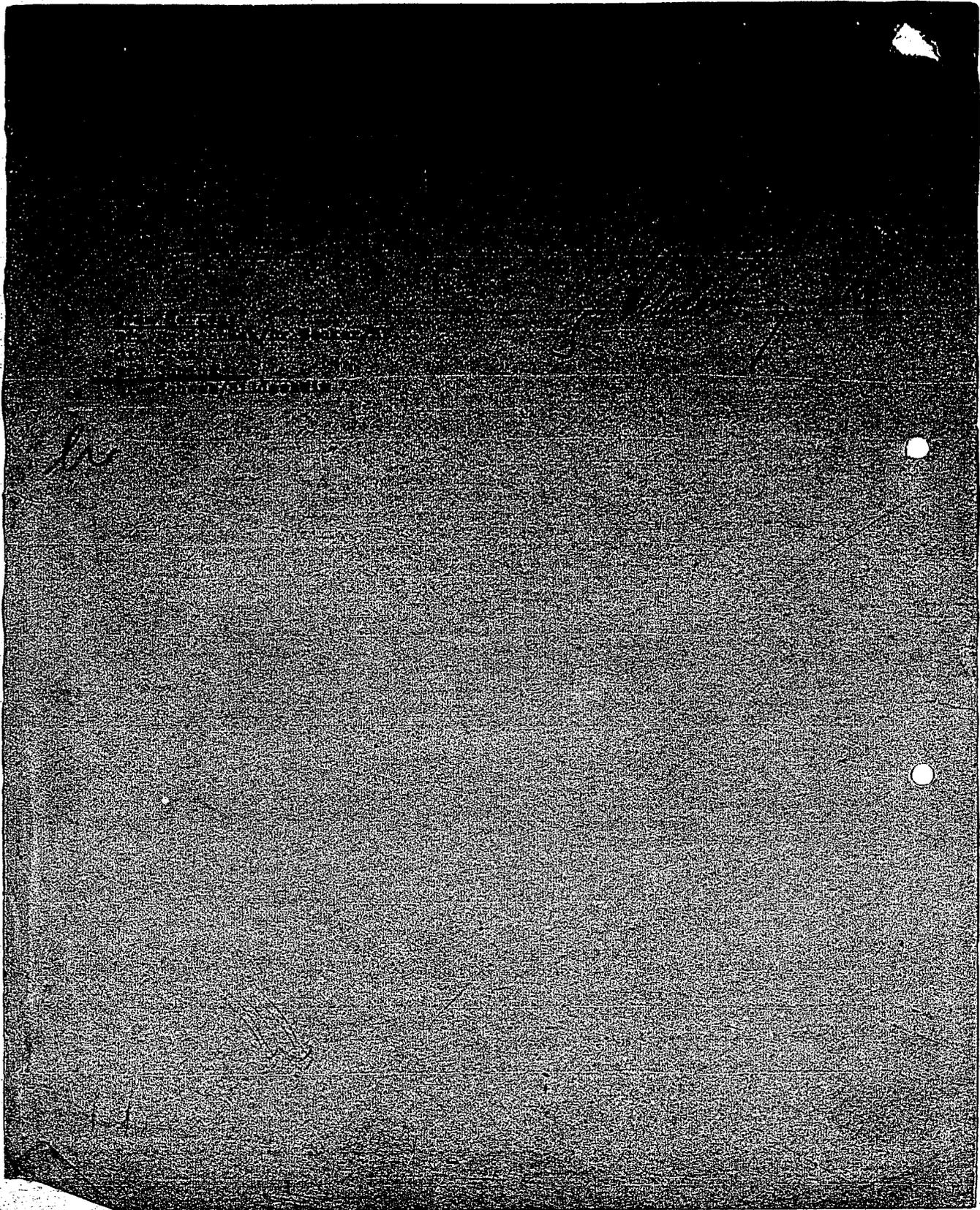
Die Herren aus Höchst zeigten uns auch 2 aufgeschnittene Teile des Reaktionsrohres. Diese Rohre enthielten einen kesselsteinartigen Belag, der laut Aussage an einer Stelle zur vollständigen Verstopfung führte. Die Rohre waren außen durch das Heizbad (Alkalischmelze) sichtbar korrodiert. Die vorliegenden Rohrstücke hatten bei ungefähr gleichem Außendurchmesser verschiedene Innendurchmesser. Dieser Unterschied der Innendurchmesser ist nicht auf Korrosion oder mechanische Aufweitung beim Freidrücken, wie zunächst vermutet wurde, zurückzuführen, sondern es sind, wie dann endgültig Herr Dr. Wyssowirski feststellte, 2 verschiedene Rohre (Hochdruckrohr 16/24 und Niederrohr 20/50, letzteres durch Korrosion und Abtragung außen auf ungefähr 24 mm \varnothing reduziert). Schliffbilder der beiden Rohre werden von der Materialprüfung noch hergestellt.

Die Herren aus Höchst informierten sich weiter noch über Druck, Temperatur und Mengemessungen. Als Beispiele wurden angeführt:

1.) Die Druckmessungen an unseren Breipressen mit Sperröl versehenen Manometern. Die neue Anordnung in 805 mit Manometer mit Puffergefäß und Sperröl.

2.) Temperaturmessung bei unseren Gasvorheizern.

3.) Mengemessung unserer Breipressen durch Hubzählung.



POOR

0

Leipzig, den 19. Mai 1939

00235

(9)

Berechnungsbericht

Betr. Ruß-Erzeugung.

Ort: Ludwigshafen/Rhein

Zeit: 15. Mai 1939

Anwesend die Herren: Dr. Schmalz, Rußfabrik in
Dr. Wenzel, Leuna.

Zu Grunde lag die Erzeugung von Ruß aus 337.000 cbm Abgas /Tag aus einem Gas folgender Zusammensetzung:

H ₂ S	0,05 %	
H ₂	12,0 %	
CH ₄	40,7 %	
C ₂ H ₄		4,1 %
C ₂ H ₆	22,6 %	
C ₃ H ₆		6,3 %
C ₃ H ₈	8,6 %	
C ₄ H ₈		2,5 %
C ₄ H ₁₀	2,3 %	
C ₅ H ₁₂		2,1 %

Die AIOC beabsichtigt, die Gase einer Polymerisation zur Erzeugung von Benzin zu unterwerfen. Hierdurch würden die nach rechts geschriebenen Olefine entfernt. Der Rest enthält noch 740 g Kohlenstoff pro cbm Gas. Bei einer angenommenen Ausbeute von 3 % werden etwa 21 g Ruß/cbm Gas erzielt. Es ist damit eine Menge von 2.700 t Ruß zu erzeugen. Da beliebige Gasmen- gen dort zur Verfügung stehen, soll auch nach Herausnahme der Olefine mit 337.000 cbm Gas gerechnet werden.

1. Brennhäuser

Das Gas, das aus dem Brenner in den Brennhäuser fließt, wird durch einen Gasbehälter, der mit Wasser gefüllt ist, abgekühlt und gereinigt. Das Gas wird dann durch einen Gasbehälter, der mit Wasser gefüllt ist, abgekühlt und gereinigt. Ein Gasbehälter sorgt für den Ausgleich etwaiger Unregelmäßigkeiten. Ein Druckregler gibt absolut konstanten Druck in den Gasleitungen. In den Brennhäusern findet die eigentliche Rußerzeugung statt. Das Produkt wird durch eine Schnecke in ein Kühlhaus gebracht zur Abkühlung. Es geht dann über einen Windsichter und eine Verdichtungseinrichtung, z.B. einen Kollergang. Schließlich findet eine magnetische Abscheidung von Eisenteilen statt. In einer automatischen Abfülleinrichtung wird das Produkt in Säcke oder Tanks oder andere Behälter abgefüllt.

2. Brennhäuser

Auf Grund amerikanischer Quellen, wonach im Jahr 1937 mit 10 Millionen Erdgasflammen 227.000 jato Ruß erzeugt wurden, sind bei 1.000 jato 44.000 Flammen erforderlich. Herr Dr. Schmalz nimmt an, dass die berauhte Fläche einer Flamme eine Dimension von 12 x 6 cm besitzt, wozu noch 2 cm Abstand der Kühlrinnen kommen. Daraus errechnen sich 87 Flammen auf 1 qm Brennfläche mit einer Jahresproduktion von 2 to Ruß. Die Brennhäuser müssen durch sorgfältige Kontrolle des Zuges im Abgasschornstein überwacht werden. Der Zug wird durch Lüftungsklappen reguliert, die an den Seiten der Brennhäuser angebracht sind. In den Brennhäusern wird das Gas den zahlreichen Flammen unter absolut gleichem Druck zugeführt. Dies ist gewährleistet durch Ringleitungen und weite Zuführungsleitungen zu den Brennern.

(9)

Chem. Abt. / Berlin
15. Mai 1939

Abteilung für Kerosin, Benzin, Raffinerie in
Hilfsmittel, I. B. L. 10. 10. 10.

Im Grunde lag die Erzeugung von Ruß aus 357.000 cbm Gas pro
Tag von einem Gas folgender Zusammensetzung:

H ₂ S	0,05 %	} H _u = ~ 11.600 kcal/m ³	
H ₂	12,0 %		
CH ₄	40,7 %		
C ₂ H ₄			4,1 %
C ₂ H ₆	22,6 %		
C ₃ H ₆			6,3 %
C ₃ H ₈	8,6 %		
C ₄ H ₈			2,5 %
C ₄ H ₁₀	2,3 %		
C ₅ H ₁₂			2,1 %

Die AIOC beabsichtigt, die Gase einer Polymerisation zur Erzeugung
von Benzin zu unterwerfen. Hierdurch würden die nach rechts geschriebenen
Olefine entfernt. Der Rest enthält noch 740 g Kohlenstoff pro cbm Gas. Bei
einer Ausbeute von 3 % werden etwa 21 g Ruß/cbm Gas erzielt. Es ist damit
eine Menge von 2.700 tate Ruß zu erzeugen.

+ da beliebige Gasmengen dort zur Verfügung stehen, soll eine
neue Herangehensweise der Olefine mit 357.000 m³ gerechnet
werden

L. Verfahren

1. Verfahren

Das Verfahren geht aus der beigefügten Skizze hervor. Das Gas muss gleichmäßig zusammengesetzt sein oder entsprechend gemischt werden. Ein Gasbehälter sorgt für den Ausgleich etwaiger Unregelmäßigkeiten. Ein Druckregler ^{gibt} sorgt für absolut konstanten Druck in den Gasleitungen. In den Brennhäusern findet die eigentliche Ruß-erzeugung statt. Das Produkt wird durch eine Schaecke in ein Kühlhaus gebracht zur Abkühlung. Es geht dann über einen Windsichter und eine Verdichtungsanrichtung z.B. einen Kollergang. Schließlich findet eine magnetische Abscheidung von Eisenteilen statt. In einer automatischen Abfülleinrichtung wird das Produkt in Säcke oder Tanks oder andere Behälter abgefüllt.

2. Brennhäuser

Auf Grund amerikanischer Quellen, wonach im Jahr 1957 mit 10 Millionen Erdgasflammen 227.000 t Ruß erzeugt wurden, sind bei 1.000 t 44.000 Flammen erforderlich. Herr Dr. Schmalz nimmt an, dass die Flammen eine Dimension von 12 x 6 cm besitzen, wozu noch 2 cm Abstand der Schiene kommen. Daraus errechnen sich 87 Flammen auf 1 qm Brennfläche mit einer Jahresproduktion von 2 t Ruß. Die Brennhäuser müssen durch sorgfältige Kontrolle des Zuges in Abgasschornstein überwacht werden. Der Zug wird durch Lüftungsklappen reguliert, die an den Seiten der Brennhäuser angebracht sind. In den Brennhäusern wird das Gas den zahlreichen Flammen unter absolut gleichem Druck zugeführt. Dies ist gewährleistet durch Ringleitungen und sehr weite Zuführungsleitungen zu den Brennern.

Die Flammen brennen gegen einen Schlitten, der sich hin und her bewegt. An einer Stelle kratzt eine feststehende Abschabevorrichtung

00242

Das Raß von dem sich hin und her bewegenden Schlitzen ab, so dass es in darunter befindliche Trichter fällt. Die einen einzelnen Trichter lassen das Produkt in einem darunter befindlichen Schmelzgefäß fließen. Die Schmelze transportiert es in das Mälzhaus. Während der Abkühlung und bei keiner Phase des Prozesses braucht mit Inertgas gearbeitet zu werden.

50 % der Verbrennungswärme des Gases müssen durch Kühlung mit Wasser entfernt werden. Das Kühlwasser selbst kann mit 80 - 90° abfließen. Es ist jedoch erforderlich, dass immer dasselbe Kühlwasser benutzt wird, da sonst eine Versteinung des Kühlers eintritt.

3. Vergabe des Raßes.

Hierüber gibt Herr Dr. Schmalz auf Grund seiner Erfahrungen in La folgende Unterlagen:

Für 2.700 qm Raß werden benötigt:

Windsichtung:	3 ^{Hyppale} Stück + 1 Reserve à 20.000.— = RM 80.000.—
Verdichtung:	3 ^{Hyppale} Stück + 1 Reserve à 25.000.— = " 100.000.— (Kollierung, Eisenbedarf: 30-35 to, Kraftbedarf: 20 kWh)
Magnetscheider:	3 ^{Hyppale} Stück + 1 Reserve * zusammen = " 15.000.— (Eisenbedarf: 4 to)
Automatische Abkühlung <i>filling</i>	3 ^{Hyppale} Stück + 1 Reserve à 6.000.— = " 24.000.— (Eisenbedarf: 4 to)
	<u>RM 219.000.—</u>

Flatsbedarf: In La wird für die Erzeugung von 280 kg/Tag Raß

100 qm Fläche benötigt.

Zum Betreiben von 100 qm Schlittenfläche werden für den hydraulischen Antrieb 30 cbm Wasser/h von 6 atü Druck benötigt. Die gesamte Anlage in La hat etwa RM 1.000/qm Brennfläche gekostet. Allerdings ist hier-

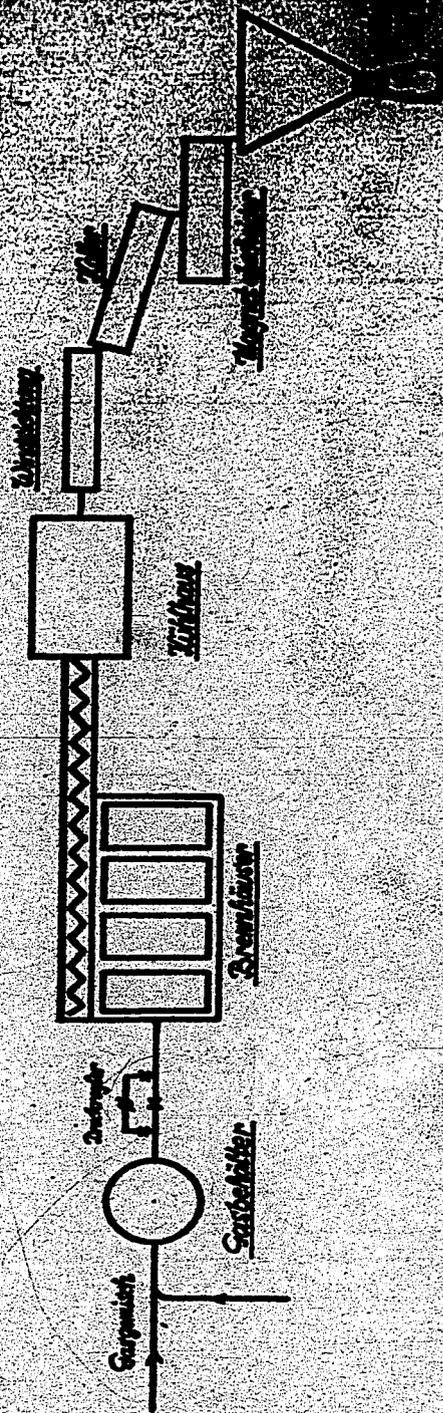
00243

bei die sehr teure Sättigeranlage mit eingerechnet, um das Leuchtgas
mit Naphthalin anzureichern, und eine Ausscheranlage, um tropfenförmiges
Naphthalin aufzufangen. Ausserdem sind in diesem Betrag noch Ueber-
und Entwicklungsarbeiten enthalten.

ges. Wenzel

§ Herren Dr. Schmalz, Lu
Dr. Wenzel
???

Verfahrensschema

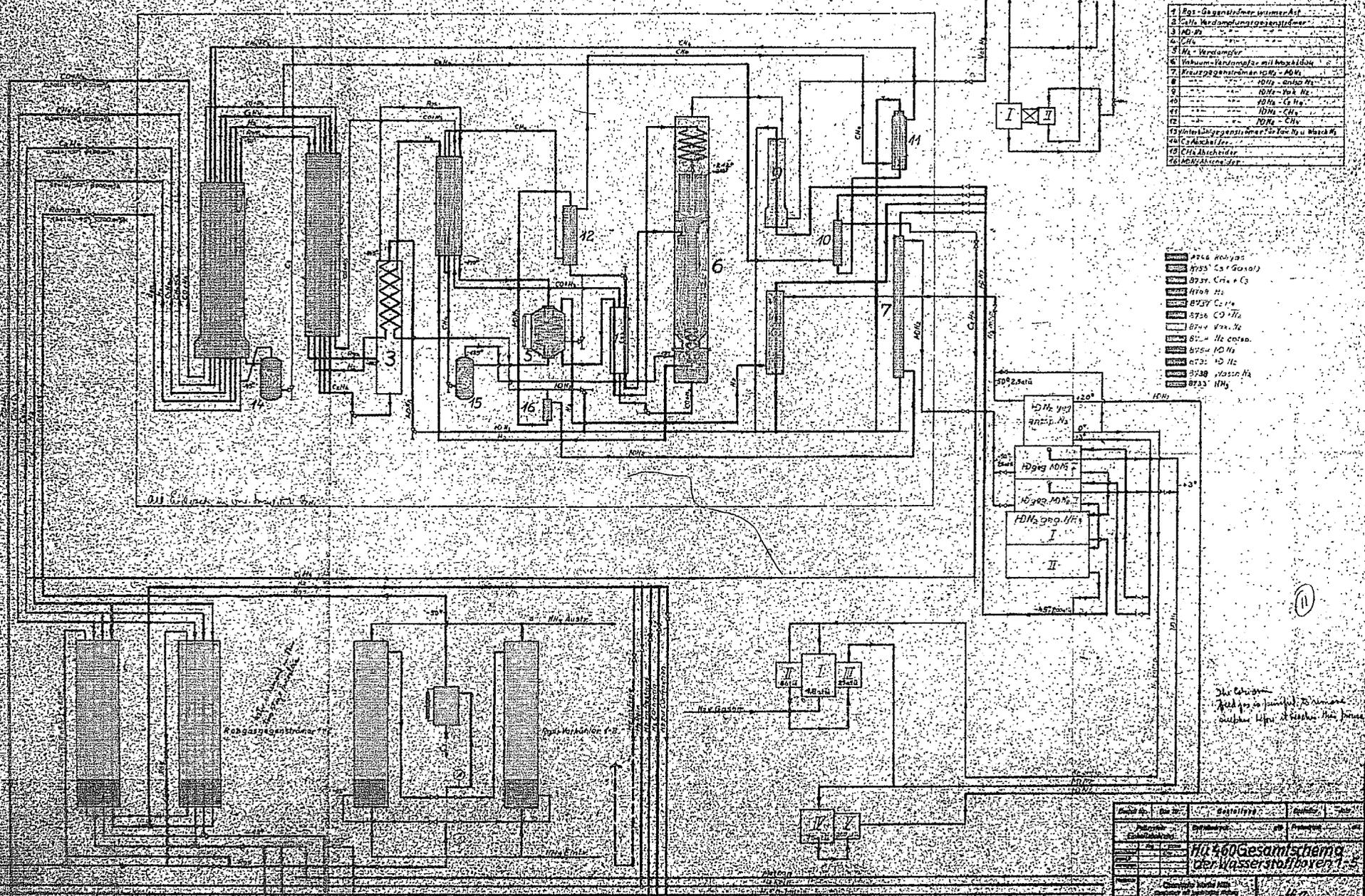


002/1

Abgasabnehmer 12

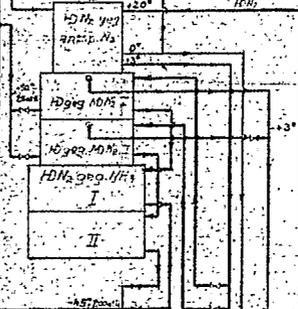
Zusammen

Druckmessung



№	Bezeichnung	Maß	Material	Druck	Temperatur	Strom
1	Gas-Generator warmer Art					
2	Gas-Generator kalter Art					
3	Gas-Generator kalter Art					
4	Gas-Generator kalter Art					
5	Gas-Generator kalter Art					
6	Gas-Generator kalter Art					
7	Gas-Generator kalter Art					
8	Gas-Generator kalter Art					
9	Gas-Generator kalter Art					
10	Gas-Generator kalter Art					
11	Gas-Generator kalter Art					
12	Gas-Generator kalter Art					
13	Gas-Generator kalter Art					
14	Gas-Generator kalter Art					
15	Gas-Generator kalter Art					
16	Gas-Generator kalter Art					

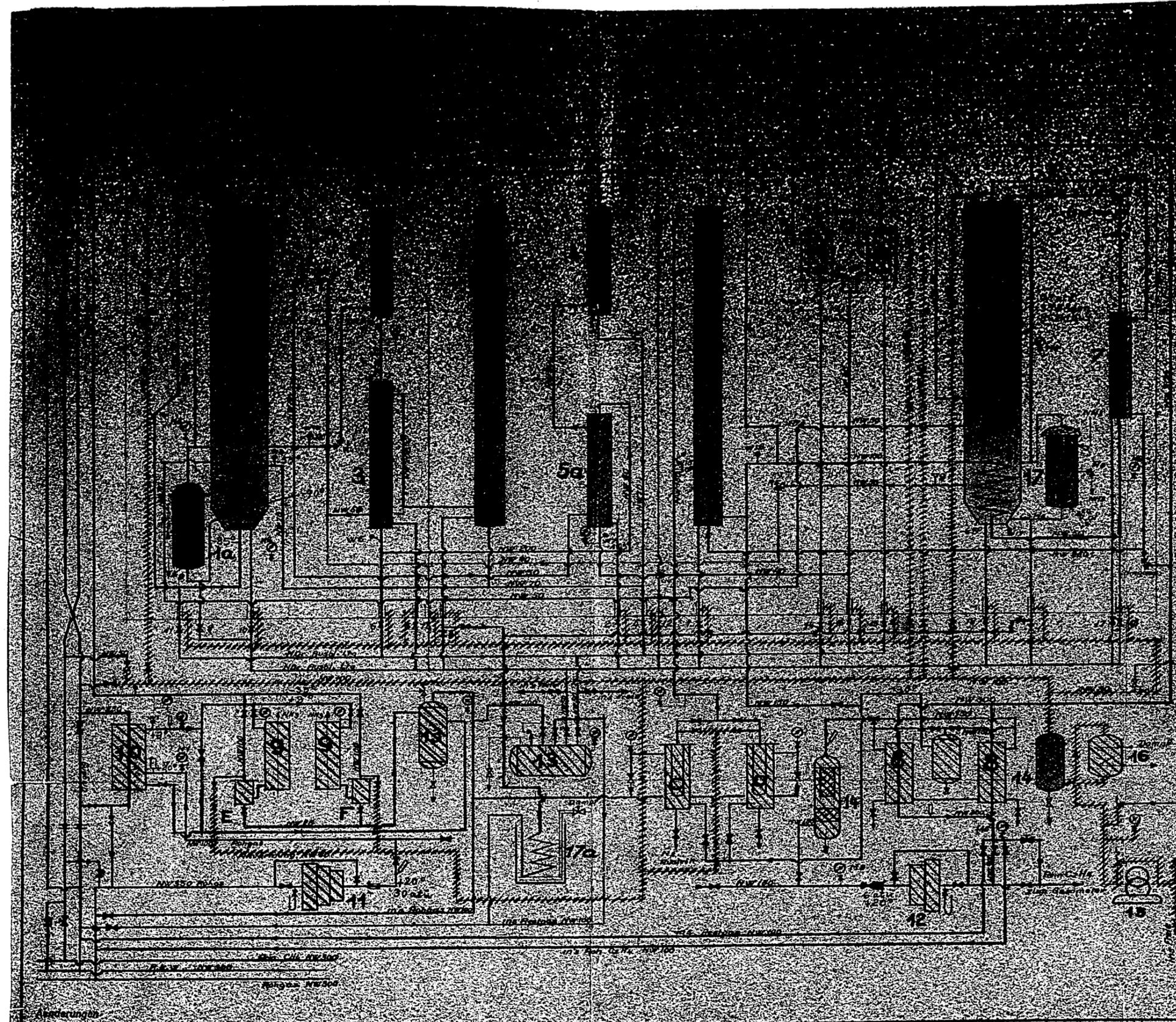
1216	schwarz
1217	schwarz
1218	schwarz
1219	schwarz
1220	schwarz
1221	schwarz
1222	schwarz
1223	schwarz
1224	schwarz
1225	schwarz
1226	schwarz
1227	schwarz
1228	schwarz
1229	schwarz
1230	schwarz
1231	schwarz
1232	schwarz
1233	schwarz
1234	schwarz
1235	schwarz
1236	schwarz
1237	schwarz
1238	schwarz
1239	schwarz
1240	schwarz
1241	schwarz
1242	schwarz
1243	schwarz
1244	schwarz
1245	schwarz
1246	schwarz
1247	schwarz
1248	schwarz
1249	schwarz
1250	schwarz



Die Zeichnung
 zeigt ein in zwei Teile getrenntes
 System für die Gas- und Wasserstoff-
 Erzeugung.

№	Bezeichnung	Maß	Material	Druck	Temperatur	Strom
H/4 460 Gesamtschema über Wasserstoffbohren I						
Zeichnung über die Zusammenfassung aller Einzelteile des Systems						
Die Zeichnung zeigt die Zusammenfassung aller Einzelteile des Systems						

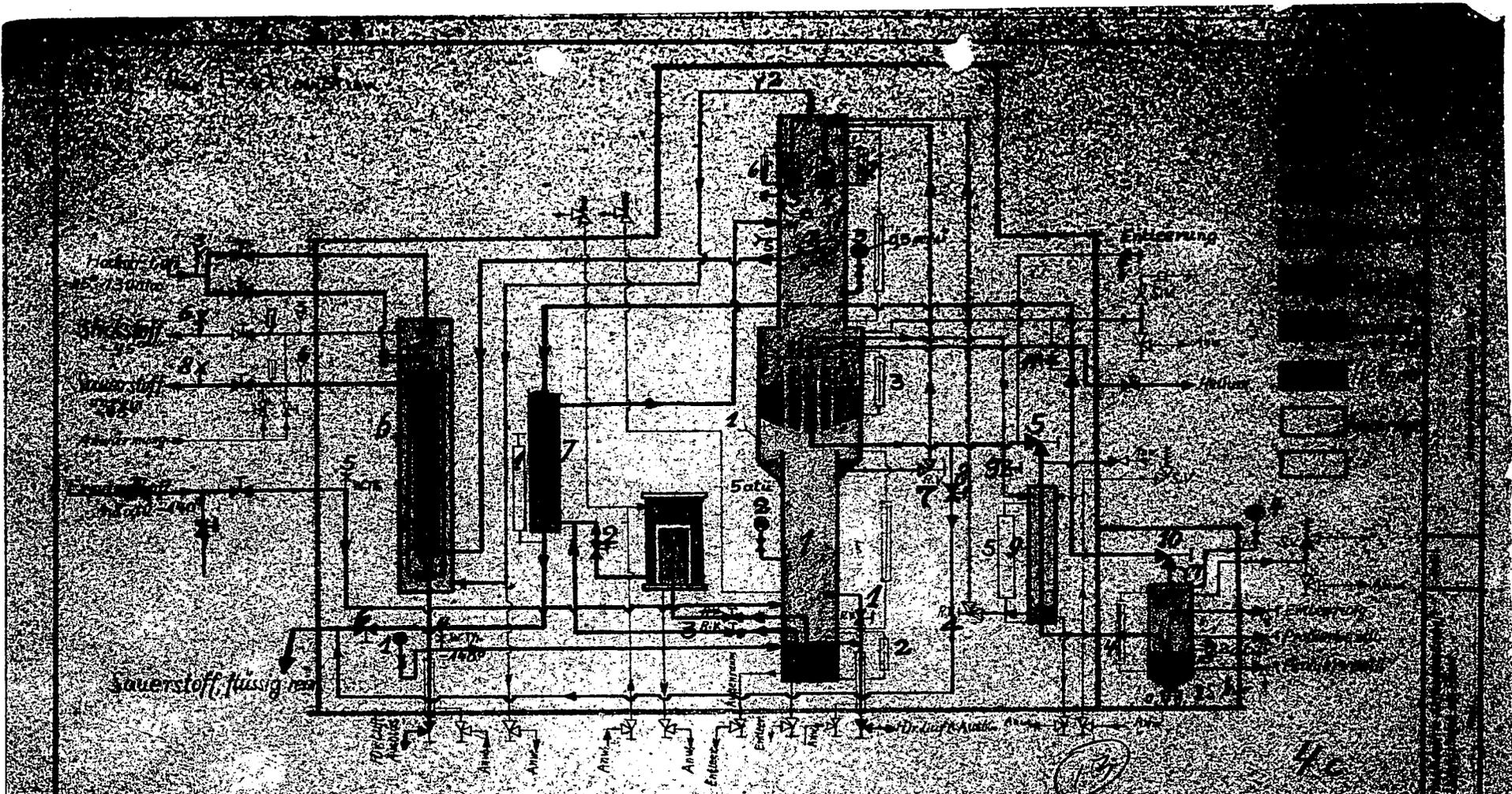
POOR COPY 11



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

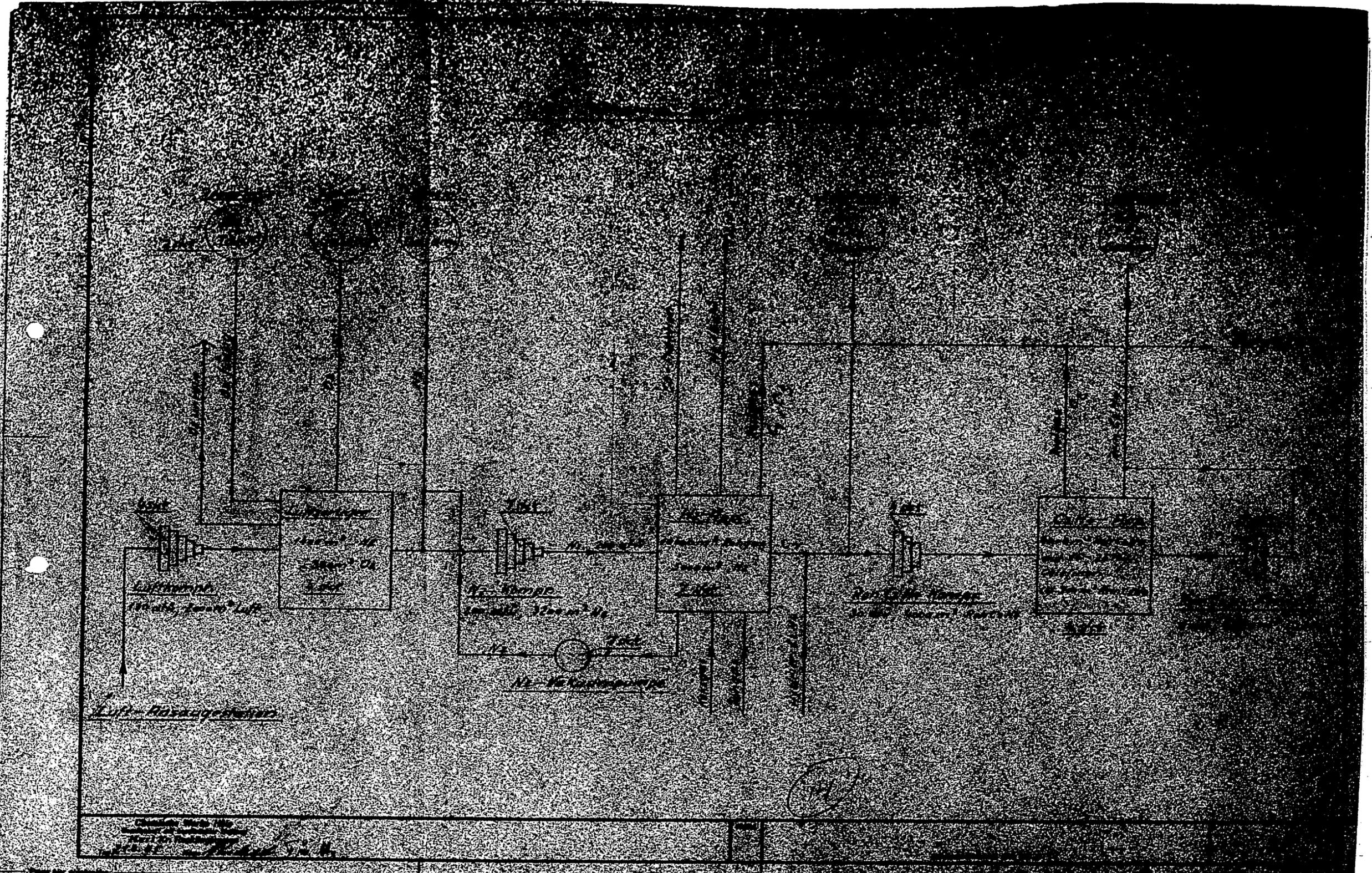
- 1) ...
- 2) ...
- 3) ...
- 4) ...
- 5) ...
- 6) ...
- 7) ...
- 8) ...
- 9) ...
- 10) ...
- 11) ...
- 12) ...
- 13) ...
- 14) ...
- 15) ...
- 16) ...
- 17) ...

Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit
Einheit	Einheit	Einheit	Einheit	Einheit



Betriebschema eines Sauerstoffwerkes
 2000 m³ Dr. Luft - 1000 m³ Sauerstoff - 200 m³ flüss. Sauerstoff

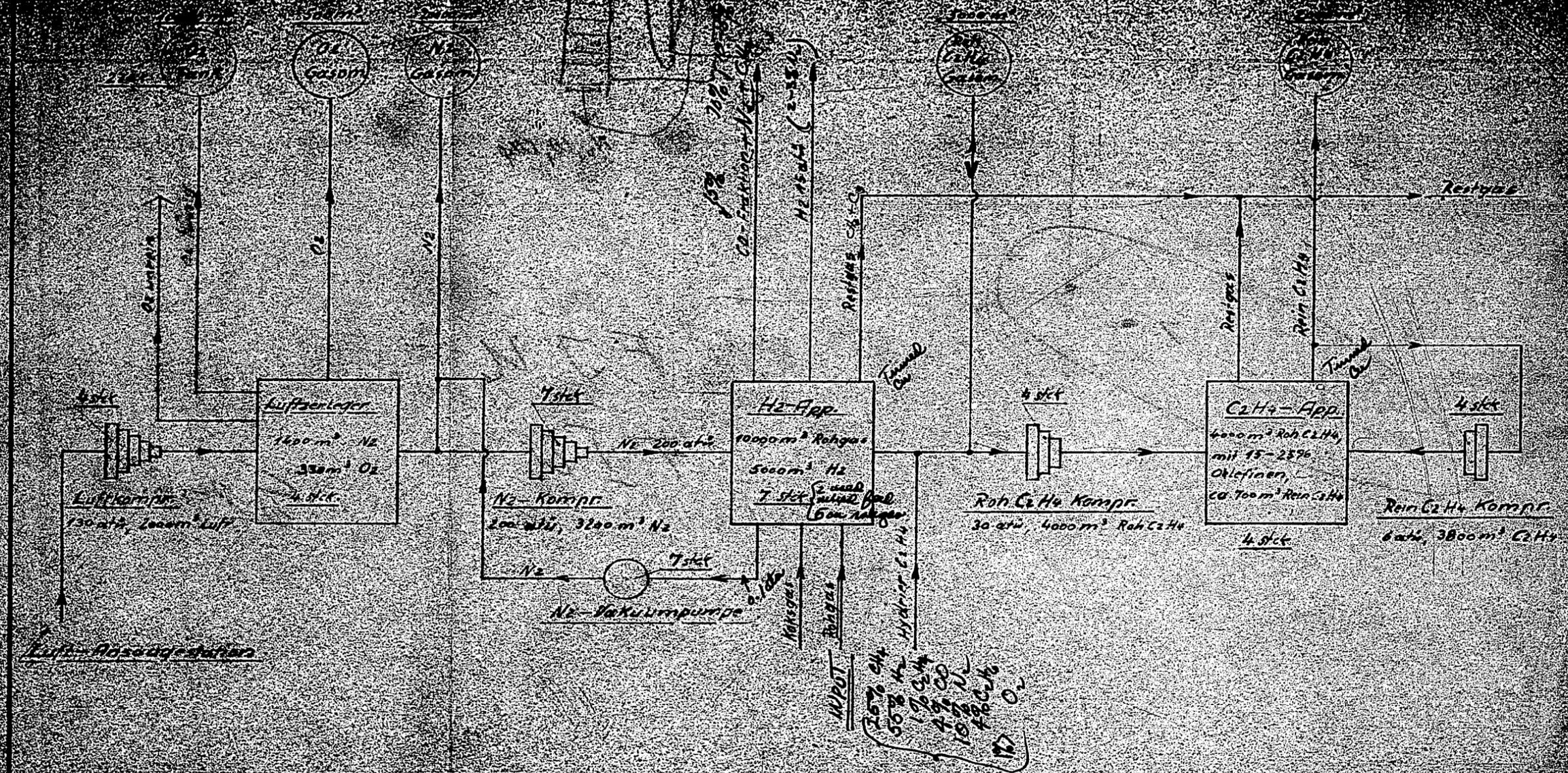
1. Drucksaug	4. Nz-Messglas Druckseite	6. Dr. Luft - Stickstoff - Sauerstoff-unruh-Kr. Gegenströmer	9. Zusatz-Kr. - Kondensator
2. Kondensator Obere Seite	5. Nz-Messglas Zugseite	7. Sauerstoff-Unterkühlungs-Kr. Gegenströmer	10. Azetylen-Abgas
3. Filtertopf für flüssigen Sauerstoff			



1000

Beitrag Linde-Anlage Kom

POOR



POOR

C105

00251



Chemische Werke AG, G.m.b.H.
Dr. Ess.

Marl, den 22. Juli 1945/ka

Aktienotiz

Betr.: Äthylbenzolderzeugung.

Die kontinuierliche Herstellung von Äthylbenzol aus Benzol und Äthylen unter der katalytischen Wirkung von Aluminiumchlorid nach Friedl-Crafts wird in einem 12 m hohen innen emaillierten Reaktionsurm von 1400 mm Ø vorgenommen, welcher aus 4 Schüssen, einem Boden und einem Deckel besteht. Der unterste Schuss hat einen Mantel für Dampfheizung, die oberen beiden haben je einen Mantel für Wasserkühlung. Durch den Deckel sind von oben her ein am Kopf verschließbares Tauchrohr für die Einschleusung von Aluminiumchlorid und zwei in den Dampfraum führende emaillierte Kühlkerzen (je 0,7 m²) geführt.

Die Heizung des untersten Turmschusses wird nur zum Einleiten der Reaktion benötigt. Ist die Temperatur im Turm unten auf 95 - 100° gestiegen, so genügt die Reaktionswärme der exothermen Reaktion (27 Cal) zur Weiterführung des Prozesses. Im oberen Teil des Turmes werden sowohl Mantel wie Kühlkerzen je nach Bedarf gekühlt. Die Temperatur im Turm soll oben 90° nicht überschreiten.

Das Äthylen kommt mit einem Druck von 200 mm Wassersäule aus dem Gasometer, wird in einem Rotationskompressor auf einen Druck von 1 atü (1520 mm Hg) gebracht und seitlich unten in den Turm eingeblasen. Das emaillierte Einleitungsrohr zeigt nach unten gegen den Boden. Von unten her wird das für die Reaktion benötigte Benzol als Mischung von Reibenzol und Rückbenzol (aus der Äthylbenzoldestillation), ferner das für die "Umalkylierung" bestimmte Isomerengemisch von Diäthylbenzol, Triäthylbenzol und den höher alkylierten Derivaten des Benzols in den Turm gedrückt. Unter "Umalkylierung" verstehen wir den unter der Einwirkung von Aluminiumchlorid bewirkten Umsatz von höher alkylierten Benzolderivaten mit Benzol selbst in Äthylbenzol und eine nebenher entstehende geringere Menge von Äthylbenzohomologen, also eine Umkehrung der Alkylierungsreaktion. Beide Reaktionen werden also gleichzeitig in einem Reaktionsgefäß vorgenommen.

Das den Turm verlassende Reaktionsgemisch gelangt in den "Austragskühler", in welchem es auf 70 - 80° gekühlt wird. Hier trennt sich die Hauptmenge der katalytisch wirksamen und spezifisch schweren "Gustavson'schen Doppelverbindung", gebildet von Aluminiumchlorid mit den höher alkylierten Benzohomologen, ab. Sie wird unten seitlich in den Turm zurückgeführt. Das oben abgetrennte "Rohäthylbenzol" geht in die Waschanlage.

Hier wird es zunächst im sauren Wascher mit etwa gleichen Gewichtsmengen enttheteten Wassers ersetzt, in einer Florentiner Flasche vom sauren Waschwasser getrennt, dann in einem weiteren Rührgefäß mit 20 %iger Natronlauge gewaschen, wiederum in einer Florentiner Flasche getrennt und über eine Vorlage und einen Ätznatron Trockner den Tanklager zugeführt. Die Natronlauge geht im Kreislauf wieder in den alkalischen Wascher.

Sowohl das Benzol wie das zur Umalkylierung bestimmte Isomerengemisch passieren vor Eintritt in den Turm je einen Ätznatron Trockner.

Das Äthylen ist wasserfrei und 95 %ig. Verunreinigungen sind Methan, Äthan und bis zu 1 % Acetylen.

Das den Reaktionsurm verlassende Gemisch von Inertgasen, Chlorwasserstoff und Kohlenwasserstoffdämpfen wird in einem gewöhnlichen eisernen Kondensator gekühlt. Die Hauptmengen der Aromaten kondensieren sich und fließen in den Reaktionsurm



POOR

15

zurück. Das Abgas wird mit Wasser zur Entfernung des Chlorwasserstoffs gewaschen und geht dann über Dach.

Die optimale Ausbeute an Äthylbenzol erreicht man, wenn 30 - 35 % des eingesetzten Benzols umgesetzt sind. Die Normalbelastung des Turmes war folgende:

- 100 m²/h Äthylbenzol
- 450 kg/h Diäthylbenzol + höher alkylierte Benzolderivate
- 2000 kg/h Benzol
- 35 kg/h Aluminiumchlorid.

Die Kapazität des Turmes beträgt dann ungefähr 900 t/Monat Reineäthylbenzol. Das Abgas soll frei von Äthylen sein. Gasanalysen werden stündlich durchgeführt.

Die Zusammensetzung des Reaktionsgemisches, in der Betriebssprache "Rohäthylbenzol" genannt, wird nach Absitzen und Abtrennen von Resten der Doppelverbindung, Waschen und Neutralisieren etwa 1 mal täglich durch fraktionierte Destillation kontrolliert.

Die Normalzusammensetzung ist etwa:

- 45 % Benzol
- 38 % Reineäthylbenzol
- 11 % Diäthylbenzol
- 5 % höher alkylierte Benzolderivate
- 1 % Destillationsrückstand (Plastikator).

Athylbenzol-Destillation

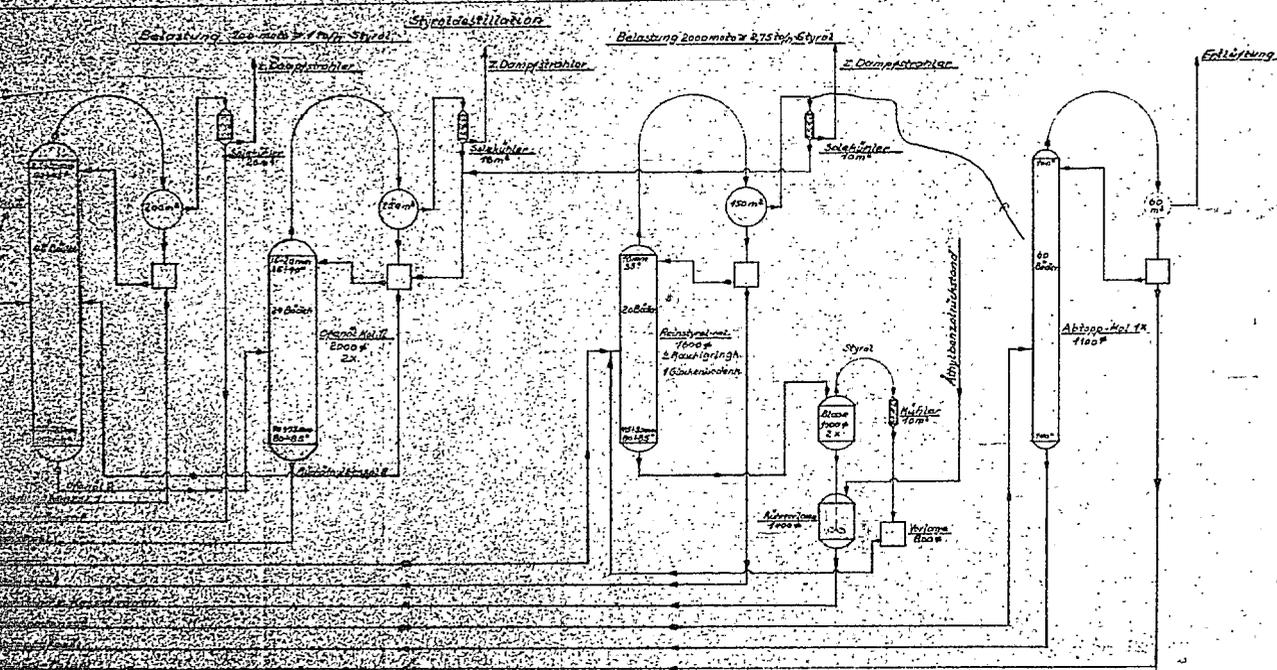
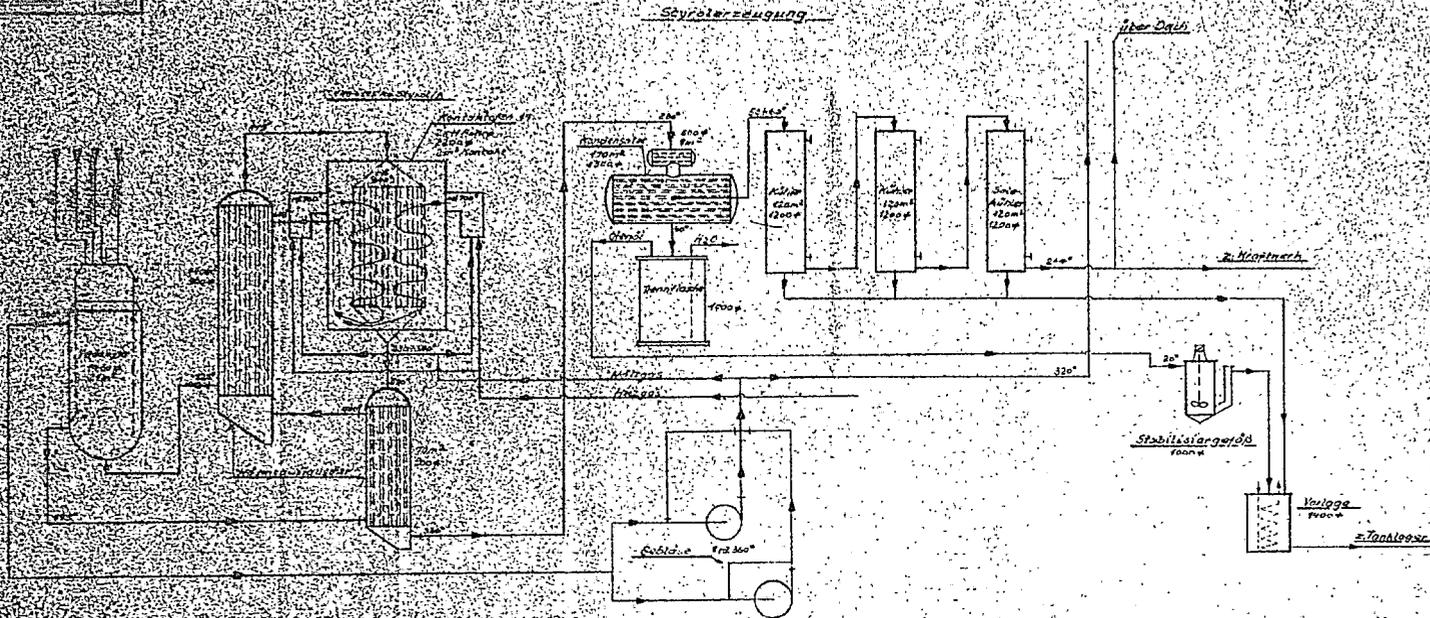
Das aus dem Tanklager kommende "Rohäthylbenzol" wird den 13. - 19. Boden der "Rückbenzolkolonne" zugeführt. Am Kopf der Kolonne wird Benzol abgetrennt mit einem Siedeintervall von 5,0 - 8,0 °C und einem Äthylbenzolgehalt bis zu 0,25 %. Der Sumpf wird in die "Reineäthylbenzolkolonne" (5. - 21., meistens 17. Boden) geführt, in welcher oben das Reineäthylbenzol abdestilliert und nach Kondensation ins Tanklager gepumpt wird. Das Reineäthylbenzol hat einen Siedeintervall von durchschnittlich 0,3 °C, höchstens 0,4 °C, eine Schwefelsäure-Zahl von höchstens 0,15 und eine Brom-Zahl von 0,10 - 0,15. Der Sumpf der Reineäthylbenzolkolonne wird nun in den 15. Boden der "Kybolkolonne" gezogen, welche unter Vakuum arbeitet und in welcher das Diäthylbenzol mit einem Siedebereich von etwa 170 - 185 (im Durchschnitt 175 - 180 °) überdestilliert wird. Das Destillat wird ins Tanklager gepumpt.

In der nachfolgenden "Raschig-Kolonne", welche ebenfalls mit Vakuum, aber ohne Rücklauf arbeitet, wird die Hauptmenge der höher alkylierten Benzolderivate abdestilliert. Der Sumpf gelangt in eine "Destillierblase", in welcher im Vakuum bei 200° der Rest der destillierbaren Substanzen übergetrieben wird.

Aus dem Sumpf der Destillierblase wird der Destillationsrückstand abgesogen, welcher ein spezifisches Gewicht von etwa 1,0 hat. Er wird zum Teil zum Lösen von Styrolrückstand benutzt, zum Teil als Plastikator minderer Qualität verwendet.

Die Verdampfung erfolgt mit Röhrenheizkörpern folgender Größe:

Rückbenzolkolonne	60 m ²
Reineäthylbenzolkolonne	60 m ²
Kybolkolonne	60 m ²
Raschigkolonne	10 m ²



16

Stephanie

Bezeichnung	Einheit	Bestellung	Preis	Werk
Polystyrol	kg
Styrol	kg
...
<p style="font-size: small;">Zusätzliche Notizen:</p>				<p style="font-size: small;">1/3</p>

POOR COPY 16

2.2.2. Beschreibung der Apparatur (S. 14)

Die gesamte Apparatur ist in einem aus Aluminium gefertigten Wasserbad im Gegenwart von Wasser bei einem 70 Kontakt bei erhöhter Temperatur und normaler Dr.

Betriebsmäßig wird die Reaktion in einem Teufelartigen Kontaktoren (Kampfen) im Kreislauf (siehe Schematische) jeder Kontaktoren enthält etwa 1 - 2 g Kontakt (Kiesel) mit 0,25 g P_2O_5 , der zu gleichen Teilen auf die 3 Schüsse verteilt ist. Der Ofen wird von oben nach unten durchfahren, wobei dafür gesorgt wird, daß einerseits einwandfreie Durchmischung des Wassers mit dem Wasserdampf und andererseits keine Aufschmelzung des Kontaktes eintritt. Das Kreisgas tritt durch eine Verteilerrossette mit nachfolgendem Lochblech auf den Kontakt des Schusses 1 und passiert nach Durchströmen dasselbe und nach Einspritzung des Kondensats eine Wendel und danach zur Wiedergaraderichtung des Gasstroms einen Glockenboden. Nun wiederholt sich dasselbe: Kontakt 2 — Wendel 2 — Glockenboden 2 — Kontakt 3. Nach Verlassen des Kontaktes 3 teilt sich der Strom in die größere Kreisgasmenge (Saugleitung des Kreisgasgebläses) und die kleinere Rohgasmenge, welche zum Einspritzkühler geht.

Da trotz der im Ofen herrschenden hohen Temperatur Wasser anfällt, ist dafür zu sorgen, daß dieses durch 3-St-Wassersuchungen ablaufen kann. Ebenso sind die Analyseleitungen, die von den einzelnen Teilen des Ofens abführen, getaucht.

Im Ofen herrscht nur gering erhöhter Druck (max. 200 mm Hg), der bedingt ist durch den Widerstand in Ofen und in den Leitungen und den Gegenruck des Rohäthylengasometers. Die Temperaturhöhe ist stark abhängig von der Fahrzeit des Kontaktes. Bei jungen, noch hochaktiven Kontakt genügen Temperaturen von 150 - 200°C, während mit Nachlassen der Aktivität diese auf 280 - 310°C gesteigert werden muß. Da die Reaktion exotherm ist, ist nur beim Anfahren des Ofens Vorwärmung des Kreisgases (Stickstoff bzw. Wasserstoff) durch einen Röhrenvorwärmer notwendig. Ist die Reaktion in Gang gekommen, muß zur Wärmeabführung sowie Kondensat nach Schuß 1 und 2, sowie in die Kreisgassaugleitung eingedüst werden, daß an den Schüssen sich die gewünschten Temperaturen einstellen. Zur besseren Verdampfung wird das Kondensat auf 135°C überhitzt und auf 5 - 10 atü komprimiert. Der Temperaturregelung dient weiterhin die Frischdampfzufuhr in die Kreisdurchleitung.

Das Acetylen und der Wasserstoff werden in die Kreisgassaugleitung mit 0,2 - 0,3 atü eingeführt. Es wird stets mit Wasserstoffüberschuß gearbeitet, der bei jungen Kontakt etwa 20% beträgt. Mit Alterwerden des Kontaktes muß, um möglichst vollständigen Umsatz zu erzielen, dieser Überschuß auf 40 - 50% erhöht werden.

Der der Frischgasszufuhr entsprechende Teil des Kreisgases tritt in einen Einspritzkühler ein und verläßt diesen als "Rohgas". Ist dieses acetylenfrei, so geht es als "Hydrier-Rohäthyl" zum Gasometer, wo es mit anderen Rohäthyl gemischt wird zur Aufkonzentrierung. Enthält das Rohäthyl jedoch Acetylen, so wird es nach erneuter Vorwärmung und Mischung mit Wasserdampf in einem Nachofen in einmaligen Durchgang nachhydriert. Dessen Temperaturen können durch entsprechende Dampf- und Kondensatgaben im allgemeinen erheblich niedriger (90 - 230°C) gehalten werden im Hauptofen. Das nachhydrierte Rohgas verläßt nach Passieren eines Endkühlers als Rohäthyl den Bau. Der Nachofen ist mit demselben, aber weniger Kontakt (0,6 - 1,2 M²) als der Hauptofen beschiebt.

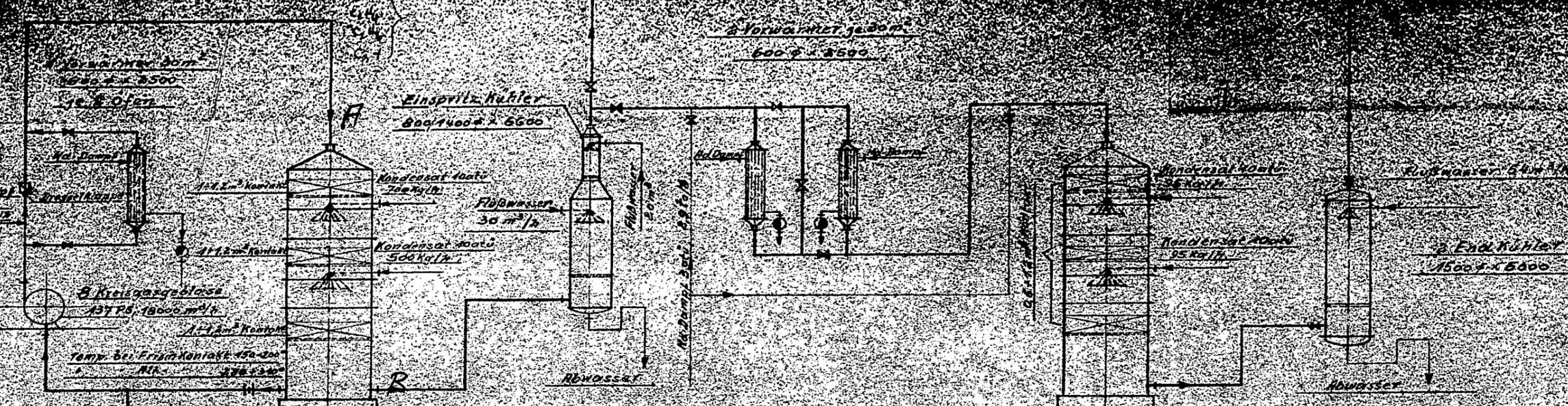
Kontaktwechsel wird notwendig, wenn der Umsatz zu schlecht wird, oder der Druckverlust im Ofen durch Verbacken des Kontakts oder der Drahtnetze, auf denen der Kontakt liegt, zu groß wird. Mit auf etwa 700°C überhitztem Wasserdampf und Luft kann der Altkontakt reaktiviert werden. Die Reaktivierungsanlage ist in Bau.

Alle Apparate und Rohrleitungen haben Stickstoffanschluß zur Gasfreispülung. Sie bestehen durchweg aus möglichst kupferfreiem Eisen.

Neben Äthylen entstehen Äthan und gesättigte und ungesättigte höhere Kohlenwasserstoffe. Im Jahresmittel 1944 betrug die Ausbeute in Vol.% 82,3% C_2H_4 , 8,2% gesättigte Kohlenwasserstoffe und 4,0% höhere ungesättigte Kohlenwasserstoffe.

Als günstigster, normaler Stundendurchsatz ergaben sich 250 - 270 m³ Acetylen und 300 - 400 m³ Wasserstoff je nach Alter des Kontakts. Dieser Durchsatz entspricht einer Tagesleistung von etwa 6 t Äthylen/Hauptofen.

Die Menge des Kreisgases, das etwa 80% Wasserdampf enthält, ist stark abhängig von dem jeweiligen Differenzdruck des Ofens. Junger Kontakt bietet wenig Widerstand. Es kann daher viel Kreisgas (18 000 m³/h im Betriebszustand) gefahren werden. Mit Alterwerden des Kontaktes steigt der Differenzdruck an, wodurch zwangsläufig die Kreisgasmenge bis auf etwa 10 000 m³/h fällt. Umgekehrt mit der Kreisgasmenge ändert sich bei gleicher Belastung der Acetylenpiegel am Ofeneingang.



Kondensat 1000 500 kg/h
 Gas 1000 280 m³/h
 Gas 1000 400 m³/h
 Gas 1000

	frische Luft		alte Luft	
	A	B	A	B
O ₂	-	-	0,6	0,4
CO ₂	13,3	0,0	21,7	6,9
Wasserdampf	2,2	3,0	2,1	2,9
CO	46,5	49,4	18,6	19,9
O ₂	0,0	0,1	0,2	0,2
H ₂	20,3	14,8	39,1	28,6
CO	0,1	0,2	0,0	0,0
Luftfeuchtigkeit	6,6	8,6	5,1	6,2
N ₂	2,9	3,9	2,6	2,9

Bestell-Nr.	Teil-Nr.	Bezeichnung	Material	Maßstab

00260

Konstruktionsbüro/Berechnungsbüro

Leuna-Werke, den 12.2.1944

AtomactisBetr.: Acetylen-Herstellung nach Tatarinow

Unter Benützung der Angaben von Herrn Dir. Dr. Ambros (Briefe v. 29.12.1943 und 20.1.1944) wird das obige Verfahren mit dem I.G.-Verfahren für die Herstellung von Acetylen im Lichtbogen verglichen. Die Zahlenangaben für das I.G.-Verfahren wurden im Wesen einer Skizze der ANP Nr. 416 vom 16.10.1934 entnommen.

A-Nr

Das Tatarinow-Verfahren ist (vergleiche Tabelle) dem I.G.-Verfahren im Energieverbrauch und in der Ausbeute erheblich unterlegen. Ferner wird beim Tatarinow-Verfahren ein wenigstens für deutsche Verhältnisse wertvollerer Rohstoff verwendet. Für das Tatarinow-Verfahren sprechen die erzielten hohen Acetylen-Konzentrationen im Reaktionsgas und man ist zunächst geneigt, diese als eine Folge der besonderen Arbeitsweise (hohe Abschreckgeschwindigkeit, erzielt durch räumliche und seitliche Unterteilung des Lichtbogens) anzusehen. Bei genauerer Betrachtung zeigt sich aber, daß die hohe Acetylen-Konzentration weder ein verfahrensmäßiger Vorteil noch eine Folge der besonderen Lichtbogenanordnung ist.

Verfahren	Rohstoff	Energieaufwand kWh/kg C ₂ H ₂	Ausbeute Gewichts-%
I.G.	C ₂ H ₆	8,5	30 (bei einmaligen Durchsatz (43 % Umsatz) 54 % für die totale Umwandlung des Äthans.
Tatarinow	Öl	10,0	44,3

← Gründe für die hohe Acetylen-Konzentration im Reaktionsgas des Tatarinow-Verfahrens

- 1.) Die Abwesenheit des Ausgangsproduktes im Reaktionsgas.

→ Rechnet man beim I.G.-Verfahren das nicht umgesetzte Äthan ab, dann ergeben sich schon Acetylen-Konzentrationen von etwa 22 %.

- 2.) Das Reaktionsgas des Tatarinow-Verfahrens enthält relativ weniger Wasserstoff.

→ Es ist dies in geringen Wasserstoffgehalt des Rohmaterials begründet. Das Rohmaterial beim I.G.-Verfahren entspricht der Formel C_nH_{2n+2}. Aus der Bilanz des

Tatarinow-Verfahrens erhält man, wenn der Ruß als reiner Kohlenstoff gerechnet wird, die Summenformel $C_{12}H_{10}$, entsprechend 12,9 Gewichts-% Wasserstoff.

3.) *für das Ausgangsmaterial*
Es besteht kein Anhaltspunkt dafür, daß die neue Art der Lichtbogenanordnung die hohe C_2H_2 -Konzentration bewirkt.

Um sich ein Bild darüber zu machen, ob die neue Methode so wie erwartet durch eine besonders schnelle Abschreckung des Dehydrierungs-Gleichgewichtes die hohen Acetylen-Konzentrationen ermöglicht, kann folgender Weg eingeschlagen werden. Man berechnet aus der Zusammensetzung des Reaktionsgases die scheinbare Temperatur, bei der das vorhandene Acetylen mit dem Äthylen und Wasserstoff im Gleichgewicht steht. Bei einer endlichen Abschreckgeschwindigkeit wird diese gefundene Temperatur zwar unter der effektiven Reaktionstemperatur liegen; sie gibt aber ein Maß für die Geschwindigkeit des Abschreckens und die effektive Reaktionstemperatur und ist also kennzeichnend, dafür, wie nahe die Reaktionsbedingungen dem Ideal (hohe Temperatur und große Abschreckgeschwindigkeit) kommen. Führt man diese Rechnungen für ^{Tatarinow-}das Verfahren und das I.G.-Verfahren aus, dann erhält man für das Tatarinow-Verfahren eine erheblich tiefere scheinbare Reaktionstemperatur.

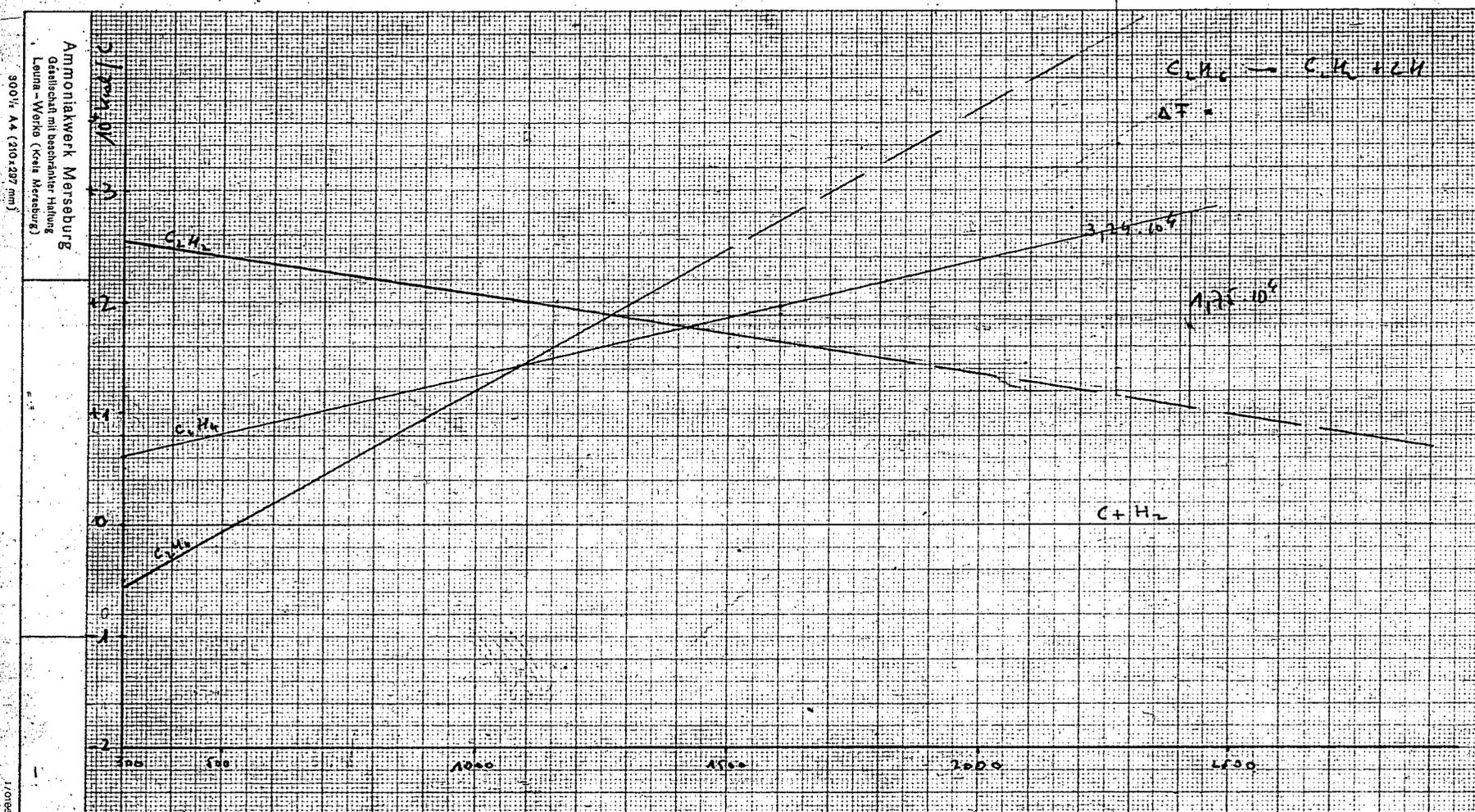
Einfluß der Acetylen-Konzentration im Reaktionsgas auf die Gestehekosten von Rein-Acetylen.

Das Acetylen muß für die chemische Weiterverarbeitung sowohl beim Tatarinow-Verfahren als auch beim I.G.-Verfahren ~~abgeschieden~~ angereichert werden. Nach der sitierten Aktennotiz der ANP (Anlage 7) betragen die Kosten der Anreicherung nur 15 % der Gestehekosten des Rein-Acetylen. Die Höhe der Acetylen-Konzentration im ^{Reaktion}Gas beeinflusst diese schon an sich geringe Kosten nur unerheblich, so daß ein verfahrensmäßiger Vorteil im höheren Acetylengehalt der Reaktionsgase des Tatarinow-Verfahrens nicht zu sehen ist.

Verteiler: Dir. Dr. Bütefisch
" " Herold
Dr. Orlicek

00262

19



POOR

40

00263

(9)

Deckplan

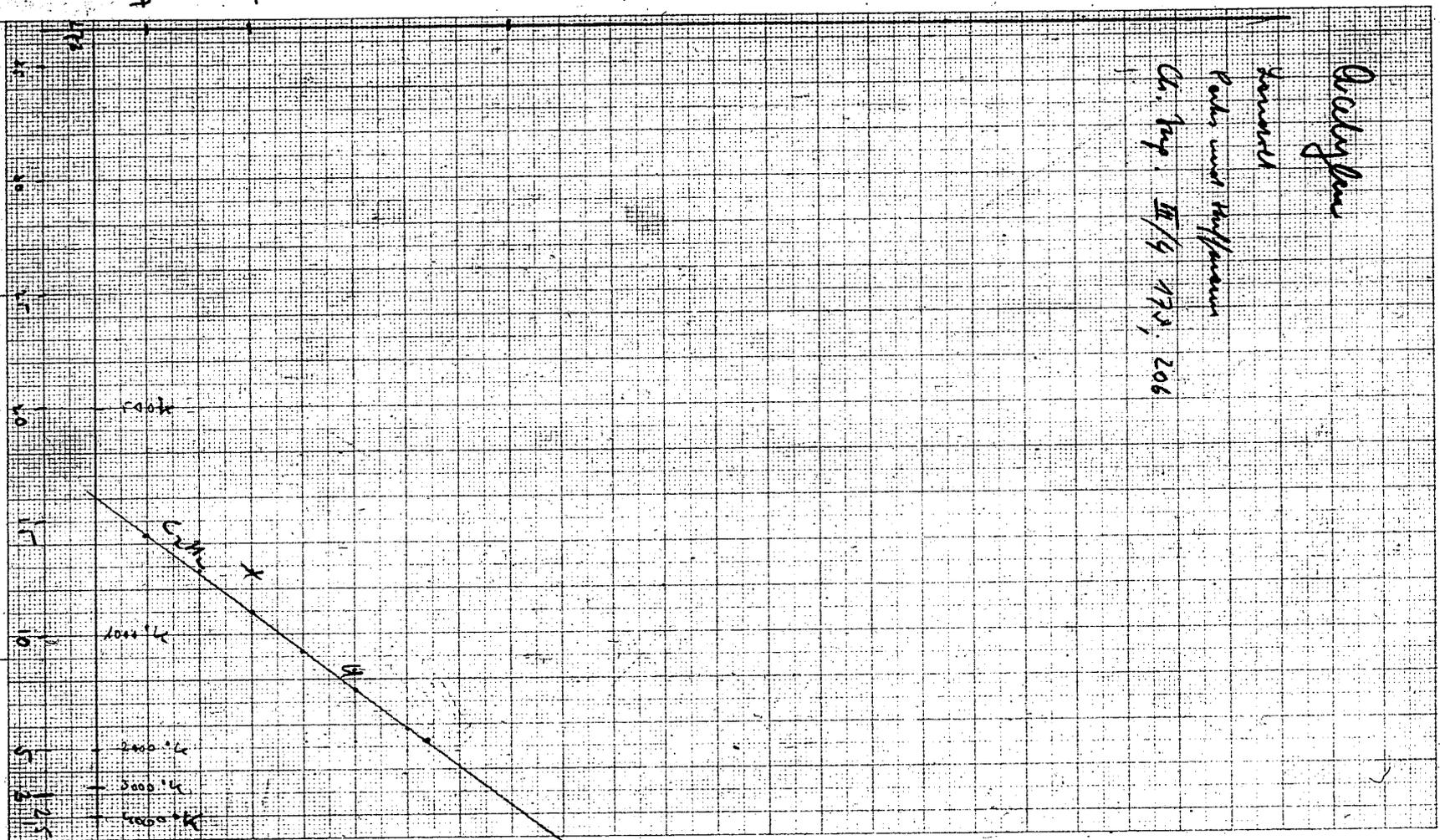
hinwärts

Rechts unter Hochwasser

Gr. 1/4. III/4 170, 206

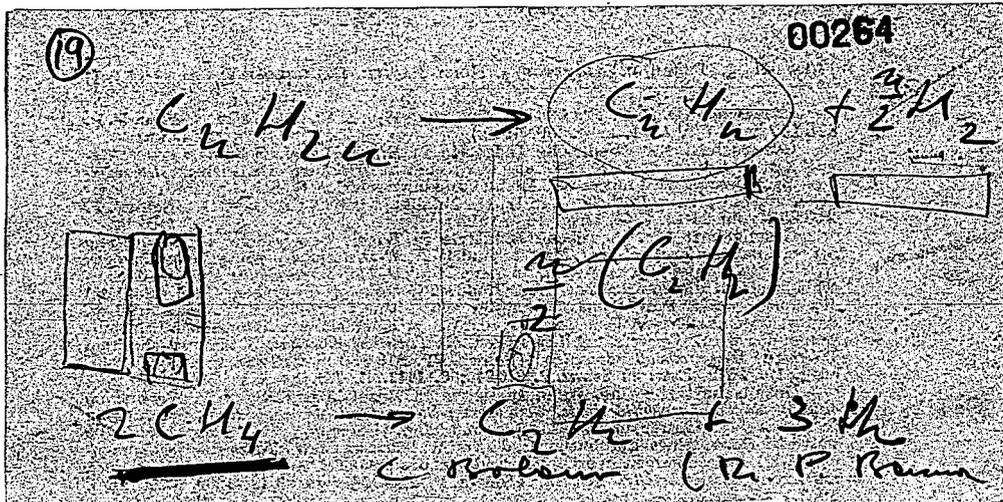
Ammoniakwerk Mersburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Lüding-Werke (Kreis Mersburg)

300¹/₂ A4 (310x227 mm)



1/1000

POOR



$\frac{1}{272}$	0,00366	(19)
$\frac{1}{3000}$	0,000333	00265
$\frac{1}{6000}$	0,00025	
673	701	-7
28		
109	782	-6
260	313	-5
914	1087	-4
1273	1320	-3
16	1673	1729 -2
	56	

00266

(19)

29 JAN 54 - 84 40643

$$T = 1270 \quad \Delta F = 0$$

$$F = 2270 \quad \Delta F = -3,24,2 \cdot 10^4$$

$$T = 1270 + x \Delta F$$

$$\Delta F_{1500} = \frac{972 \cdot 10^4 - 1500 \cdot 64,8}{97000} \times \Delta F = 1000$$

$$\Delta F = -6,49 \cdot 10^4$$

$$x = \frac{1000}{-6,48 \cdot 10^4} = -1,543 \cdot 10^{-4}$$

$$T = 1500 - 0,01543 \Delta F$$

$$T = 1500 - 0,01543 \Delta F$$

$$\Delta F = \frac{1500 - T}{0,01543}$$

$$\Delta F = \frac{972 \cdot 10^4 - 1500 \cdot 64,8}{0,01543}$$

3-12-100 - 11750 - 1600 = 6500
 = 4200

- 18800
 6900
 - 45200
 + 27200
 + 12000

+ 6500
 6500
 13000

Tripplungsum + 120500
 Binnel + 30620
 Osmium ch - 3410

~~3 C₆H₆ + NH₃~~
~~Kolonne + 31920~~
~~- 3710~~
~~+ 88010~~
~~+ 120500~~
~~+ 32990~~



C₆H₆ (g) + 5084

Ol → geruch im Thermozyklus, allgem. Farbe mit Oberfl. Sauerstoff
 kinetisch eine wichtige Frage - Grundlegende für weitere
 USA siehe die Vorläufe.

Spektroskopische Daten → Thermozyklus
 CH₃OH

Made Bericht n. H. ... 00268

... (am ...)

0-10 ...

25 ...

7 ...

Orchid ... 60% ...

12-15 ...

Tot ...

30% C_2H_2 780

4% C_2H_4 252

55% H_2 110

26% CH_4 296

C_2H_2 44,3 ...

H_2 ...

100 l/min 1238 kg

2240 Min^{-3} 538 kg ...

1776 kg

3,5 $kgWh/Min^{-3}$...

7900 $kgWh$

10 $kgWh/ kg C_2H_2$

Made Bericht n. BUP. 416/2 No. 10.34

8,5 $kgWh/ kg C_2H_2$

30% ... C_3H_4 C_4

12-20 ... $kgWh$ 30 $kg/100 kg C_2H_2$

2071	20	15500
2171	15	15500
2271	10	15500
2371	10	15500
2471	10	15500
2571	10	15500
2671	10	15500
2771	10	15500
2871	10	15500
2971	10	15500
3071	10	15500
3171	10	15500
3271	10	15500
3371	10	15500
3471	10	15500
3571	10	15500
3671	10	15500
3771	10	15500
3871	10	15500
3971	10	15500
4071	10	15500
4171	10	15500
4271	10	15500
4371	10	15500
4471	10	15500
4571	10	15500
4671	10	15500
4771	10	15500
4871	10	15500
4971	10	15500
5071	10	15500
5171	10	15500
5271	10	15500
5371	10	15500
5471	10	15500
5571	10	15500
5671	10	15500
5771	10	15500
5871	10	15500
5971	10	15500
6071	10	15500
6171	10	15500
6271	10	15500
6371	10	15500
6471	10	15500
6571	10	15500
6671	10	15500
6771	10	15500
6871	10	15500
6971	10	15500
7071	10	15500
7171	10	15500
7271	10	15500
7371	10	15500
7471	10	15500
7571	10	15500
7671	10	15500
7771	10	15500
7871	10	15500
7971	10	15500
8071	10	15500
8171	10	15500
8271	10	15500
8371	10	15500
8471	10	15500
8571	10	15500
8671	10	15500
8771	10	15500
8871	10	15500
8971	10	15500
9071	10	15500
9171	10	15500
9271	10	15500
9371	10	15500
9471	10	15500
9571	10	15500
9671	10	15500
9771	10	15500
9871	10	15500
9971	10	15500
10071	10	15500

	LD	LD	LD	LD
C_2H_6	0.17	0.17	0.17	0.17
C_2H_4	0.582	0.582	0.582	0.582
C_2H_2	0.248	0.248	0.248	0.248
H_2	0.0	0.0	0.0	0.0
N_2	0.0	0.0	0.0	0.0
O_2	0.0	0.0	0.0	0.0
H_2O	0.0	0.0	0.0	0.0
CO_2	0.0	0.0	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	0.0	0.0
CH_4	0.0	0.0	0.0	0.0
C_2H_6	0.0	0.0	0.0	0.0
C_2H_4	0.0	0.0	0.0	0.0
C_2H_2	0.0	0.0	0.0	0.0
H_2	0.0	0.0	0.0	0.0
N_2	0.0	0.0	0.0	0.0
O_2	0.0	0.0	0.0	0.0
H_2O	0.0	0.0	0.0	0.0
CO_2	0.0	0.0	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	0.0	0.0
CH_4	0.0	0.0	0.0	0.0

100% 1774 6074

Ref 176
0.24 C

Ons - 30 by C_2H_6
- 12.9
17.1

3.2 by C_2H_4
2.9 by H_2

$$\begin{aligned} \Delta F_1 &= -32400 \quad T_1 = 1270 \\ \Delta F_2 &= 0 \quad T_2 = 4270 \\ \Delta F &= \frac{+32400}{-1000} = -32.4 \\ \Delta F &= 0 + 32400 \cdot \frac{1270}{1000} \\ &= 40700 \end{aligned}$$



$$K = \frac{(C_2H_2)(H_2)^2}{(C_2H_6)}$$

$$K = \frac{0.17 \cdot 0.582^2}{0.206} = 0.277$$

$$\begin{aligned} \Delta F &= -RT \ln K = -40700 - 32.4T = -1198 \cdot 2.303 \cdot (-0.516) \\ &= 40700 - 32.4T = 1198 \cdot 2.303 \cdot (-0.516) \\ &= 40700 - 32.4T = 1198 \cdot 2.303 \cdot (-0.516) \\ &= 40700 - 32.4T = 1198 \cdot 2.303 \cdot (-0.516) \end{aligned}$$

$$kT = \dots$$

$$k = \frac{0.47 \cdot 0.50}{0.34}$$

Änderung der Mischung bei ΔT $C_2H_4 \rightarrow C_2H_2$

$$\Delta F = a \cdot \Delta T$$

$$\Delta F_2 = a + T_2 \cdot k \quad \frac{\Delta F_2 - \Delta F_1}{T_2 - T_1} = k$$

$$\Delta F_1 = a + T_1 \cdot k$$

Wenn k konstant ist $\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)$

$$a = \frac{\Delta F_2 T_1 - \Delta F_1 T_2}{T_1 - T_2}$$

Wird! ΔT in die Koalition

$$\Delta F_1 = 0 \quad T_1 = 14.23$$

$$\Delta F_2 = -17.00 \quad T_2 = 24.20$$

$$k = \frac{-17.00}{100} = -17.5$$

$$a = \frac{-17.00 \cdot 14.20 - 0 \cdot 24.20}{100} = -24.100$$

$$\Delta F = 24.100 - 17.5 T$$

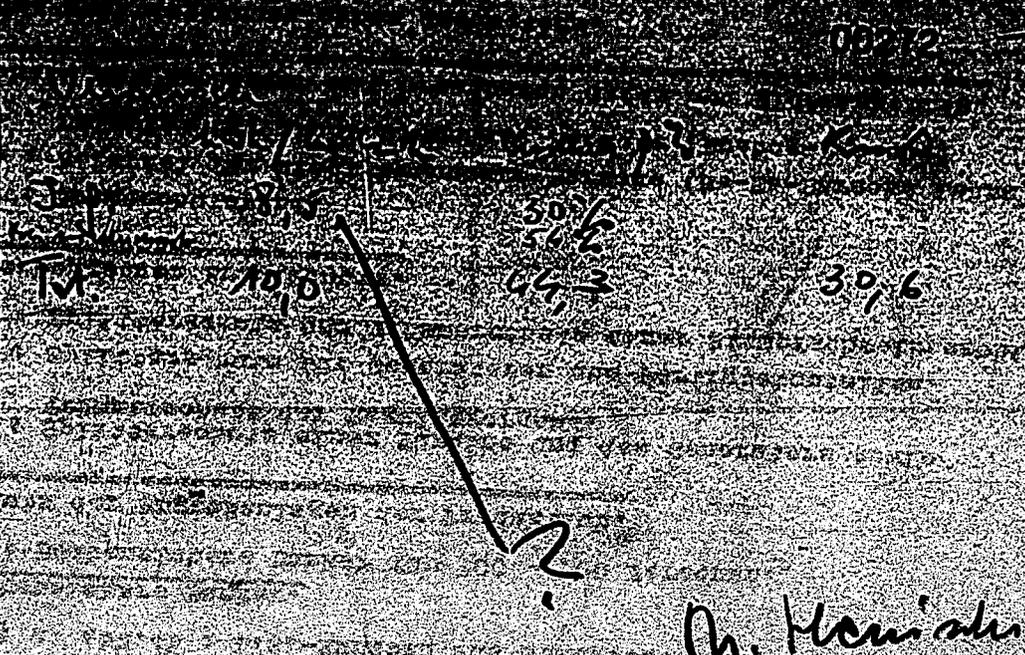
$H_2 + C_2H_2$
nehmen

$$-24.100 + 17.5 T = 1.92 \cdot 2300 = 4402.0$$

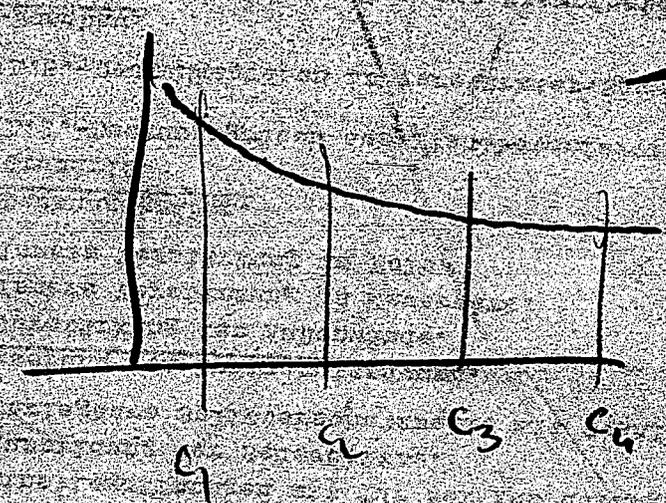
$$17.5 T = 28502$$

$$T = 1628.7$$

1628.7



An. Konstante



h. Konstante

Öltemperatur $12,3 - 13,2$ für 20%
 $200 - 400^\circ C$ $12,5 - 12,8$
 $200 - 350$ $12,3 - 13,6$

Tarboiswoll

00273

6

0.5 0.50
1.67
0.03

dann erhalte man eine höhere Temperatur!

C. Klor - Tarboiswoll

	C	H
Cal	60	60
CH ₂	18	36
H ₂	-	110
CH ₄	6	24
C	45	00
	129	250

1550 by C 87,1 2 C
 250 by H 12,9 2 H
 1780 by

man erhält dann H - in dem obigen ~ 14 2 H

Vergl.
Zinnol.
Fichte

Erklärung C₂H₂ entsteht durch
 1. Zinnol.
 2. Zinnol.
 3. Reaktion von Zinnol mit festem Zinn
 Zinnol + C₂H₂ → C₂H₂ + H₂
 der hier abgegebene Betrag auf diesen

SERIAL NUM

00274 THRU 0

OMITTED IN PREPA

OF MATER

UMBERS

J 00703

EPARATION

ERIAL

00704 - 0814

Part 3

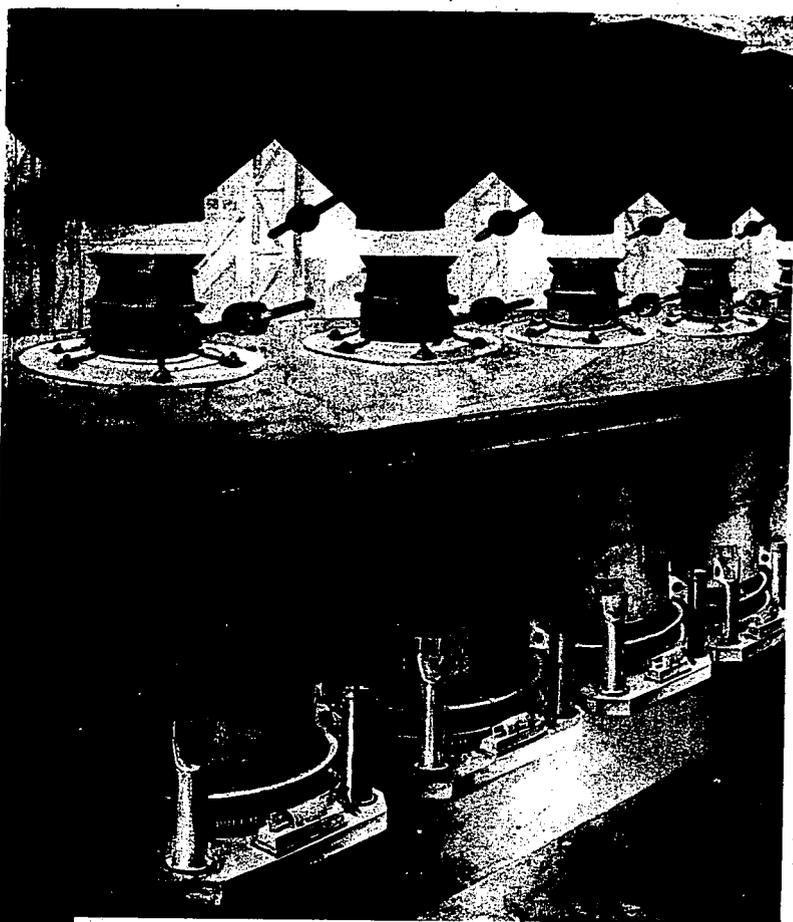
00704

① "Central heating and Ruhr foundry coke," Rheinisch-Westfälisches Kohlen-Syndikat, pamphlet of 48 pages.

② "The Ruhr Coal in the Bakery," Rheinisch-Westfälisches Kohlen-Syndikat, pamphlet of 24 pages.

③ "Ruhr Coal in gas production," Rheinisch-Westfälisches Kohlen-Syndikat, pamphlet of 46 pages with charts.

Bundle



00704
00704

17

Ruhrkohle in Gaserzeugern

Kupferstichdruck M. DuMont Schauberg, Köln

00705

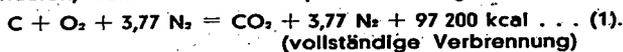
Die Grundlagen der Vergasung.

Das Wesen der Vergasung.

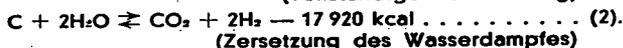
Vergasung nennt man die restlose Überführung fester Brennstoffe in brennbare Gase. Im Gegensatz zur Entgasung, bei der durch Erhitzen unter Luftabschluß gashaltigen Brennstoffen lediglich die flüchtigen Bestandteile unter Zurücklassung des festen Kohlenstoffs entzogen werden, bezweckt die Vergasung in erster Linie die Umwandlung dieses festen Kohlenstoffs in einen gasförmigen Brennstoff; sie benötigt dazu Sauerstoff bzw. Luft und kann als eine unvollkommene Verbrennung aufgefaßt werden. Während reiner Kohlenstoff mit ausreichenden Sauerstoff- bzw. Luftmengen zu Kohlensäure verbrennt, wobei die gesamte chemisch gebundene Brennstoffwärme frei wird, entsteht bei der Verbrennung mit zu geringen Sauerstoffmengen neben Kohlensäure auch Kohlenoxyd; und wenn nur die Hälfte der Sauerstoffmenge, die zur vollständigen Verbrennung zu Kohlensäure erforderlich ist, zur Verfügung steht, bildet sich nur noch Kohlenoxyd. Dabei werden nur 30 % der Brennstoffwärme als fühlbare Wärme frei, während 70 % in dem brennbaren Kohlenoxyd chemisch gebunden bleiben. Diese Umwandlung des Kohlenstoffs im festen Brennstoff zu Kohlenoxyd allein (ohne Kohlensäure) strebt man grundsätzlich bei der Vergasung an. Da die meisten natürlichen Brennstoffe einen gewissen Anteil an flüchtigen Bestandteilen haben, erfahren sie nach der Aufgabe in den Gaserzeuger mit fortschreitender Erwärmung zunächst eine Entgasung (Schwelung), der sich die eigentliche Vergasung in den unteren Schichten im Gaserzeuger anschließt. Das durch die Vergasung natürlicher, fester Brennstoffe gewonnene Gas ist also stets ein Gemisch, in dem bei Steinkohle die Schwelgase der Menge nach bis zu 10 %, dem Heizwert nach bis zu 25 % ausmachen.

00706

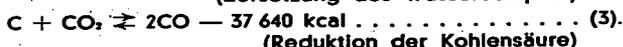
Um die Vergasung des Kohlenstoffs zu Kohlenoxyd möglichst unter Ausschaltung von Kohlensäurebildung durchzuführen, sind Temperaturen von mindestens 1000° erforderlich. Die Wärme, die sowohl der Kohlenstoff als auch die Vergasungsluft benötigen, um auf die genannte Mindesttemperatur zu kommen, wird beim Vergasungsvorgang im Überschuß erzeugt, denn dieser gibt 30% des Kohlenstoffheizwertes als fühlbare Wärme frei, die genügen würden, um die Temperatur bei der Vergasung auf 1350° zu halten. Da aber immer etwas Kohlensäure mitgebildet wird, so liegen die Vergasungstemperaturen bei Luftzufuhr allein weit höher. So hohe Temperaturen sind aber im Gaserzeugerbetrieb in erster Linie deshalb unerwünscht, weil dabei die Asche der Brennstoffe zum Schmelzen kommt, was so schwere Verschlackungen in der Vergasungszone verursacht, daß ein befriedigender Gaserzeugerbetrieb unmöglich wird. Man schützt sich dagegen durch Einblasen von Wasserdampf unter den Rost und erniedrigt damit die Temperatur in der Vergasungszone soweit, daß wohl die Kohlenoxydbildung noch ungestört bleibt, aber die Asche nicht schmelzen kann und das erzeugte Gas mit einer erträglichen Temperatur abzieht. Die durch den Wasserdampf entzogene fühlbare Wärme ist aber nicht verloren, sondern wird durch die Zersetzung des Dampfes beim Auftreffen auf den glühenden Kohlenstoff zu Wasserstoff und Kohlenoxyd (bzw. Kohlensäure) in chemisch gebundene Wärme zurückverwandelt. Der Gewinn aus dieser Umsetzung kann bis zu 10% des Brennstoffheizwertes ausmachen. Für besondere Zwecke, wie für die Erzeugung von Wassergas, Doppelgas, Trigas usw. macht man die Vergasung des Kohlenstoffs durch Wasserdampf sogar zur Hauptreaktion. Als Reaktionsgleichungen, nach denen die beschriebenen Vorgänge bei der Vergasung mit Luft und Wasserdampf verlaufen, kann man sich hauptsächlich folgende denken:



(vollständige Verbrennung)



(Zersetzung des Wasserdampfes)



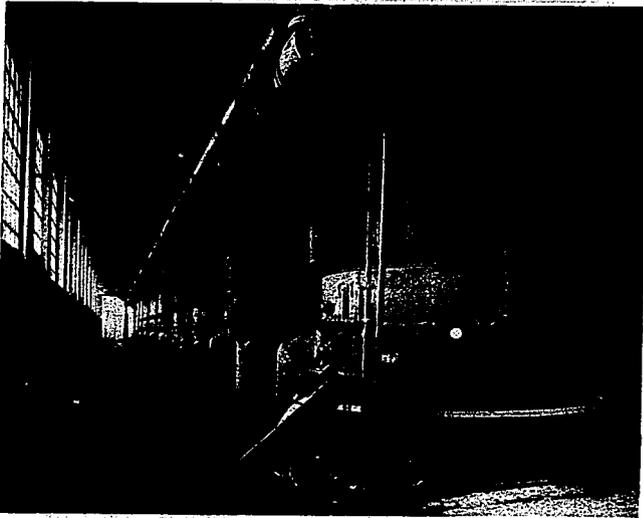
(Reduktion der Kohlensäure)

Von diesen drei Umsetzungen verläuft nur die erste, die vollständige Verbrennung des Kohlenstoffs mit Sauerstoff (Luft), unter Wärmeentwicklung; sie liefert die Wärme zur

00707

00707

Durchführung der beiden anderen gaserzeugenden Reaktionen. Die Pfeile bei den Gleichungen (2) und (3) deuten an, daß sie je nach den herrschenden Temperatur- und Druckverhältnissen nach beiden Richtungen verlaufen können, also umkehrbar sind. Da praktisch bei der Gaserzeugung Atmosphärendruck herrscht, beeinflußt hauptsächlich die Temperatur den Verlauf der Reaktionen. Sie muß zur Bildung von Kohlenoxyd und Wasserstoff möglichst hoch sein. Je tiefer sie sinkt, desto weniger Kohlenoxyd und Wasserstoff wird erzeugt, desto weniger Wasserdampf wird zersetzt und desto mehr nutzlose Kohlensäure entsteht. In tieferen Temperaturbereichen ist besonders die Umsetzung nach (3) schädlich, da sie bis zu 400° herab immer mehr in der Richtung von rechts nach links verlaufen kann. Finden die Umsetzungen (1) und (3) gleichzeitig und in gleichen Anteilen statt, so entsteht ideales Luftgas mit 34,7 Vol. % CO und 65,3 Vol. % N_2 :

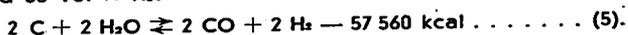


Drehrostgaserzeuger

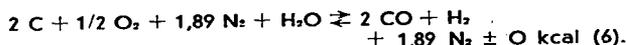
00708 - 10714



Die Vorgänge nach Gleichung (2) und (3) geben zusammen und zu gleichen Teilen Ideales Wassergas mit 50 Vol % CO und 50 Vol % H₂:



Wäre es möglich, die bei der Luftgasbildung erzeugte Wärme vollständig für eine gleichzeitige wärmeverbrauchende Wassergaserzeugung auszunutzen, so würde man im fortlaufenden Betriebe ein Ideales Generatorgas mit 40,8 Vol % CO, 20,4 Vol % H₂ und 38,8 Vol % N₂ erhalten:



Jedoch ist es allein schon wegen der Aufrechterhaltung der den erwünschten Reaktionen günstigen Temperatur nicht möglich, soweit in der Ausnutzung der Umsetzungswärmen zu gehen, und daher muß stets mehr Luft und weniger Wasserdampf verwendet werden, als den Gleichungen entspricht, sodaß sich im erzeugten Gase immer etwas Kohlensäure aus Reaktion (1) findet, die allerdings teilweise auch aus der Reaktion (2) stammen kann, dann aber von höherem Wasserstoffgehalt begleitet ist.

Nach der Gleichung (4) sind zur Bildung Idealen Luftgases 4,45 Nm³ Luft je kg C, nach Gleichung (5) zur Bildung Idealen Wassergases 1,5 kg Wasserdampf je kg C und zur Erzeugung von Idealem Generatorgas nach Gleichung (6) 2,23 Nm³ Luft und 0,75 kg Wasserdampf je kg C erforderlich. Jede Überschreitung dieser Mengen führt zu Kohlensäurebildung und erhöhten Temperaturen. Es hat sich gezeigt, daß für die Herstellung guten Generatorgases für jede Kohlenart die Wasserdampffuhr nur in ziemlich eng begrenzten Mengen erfolgen darf, die viel tiefer liegen als der Wert von 0,75 kg H₂O/kg C. Die jüngsten und feuchtesten natürlichen Brennstoffe brauchen keinen oder nur wenig Dampf, die ältesten etwa 0,5 kg, Koks etwa 0,6 kg/kg C. Es wird dann auch der größte Teil des Wasserdampfes zersetzt, da die Temperatur der Brennstoffschicht infolge des größeren Luftverbrauches, der ungefähr mitten zwischen den für Ideales Luftgas und Ideales Generatorgas genannten Zahlen liegt, hoch genug bleibt.

Die Vorgänge im Gaserzeuger.

Im gewöhnlichen Gaserzeuger, der Kohle oder Koks verarbeitet, wird das Dampf-Luftgemisch von unten eingeführt. Die durch die Berührung mit dem glühenden Brennstoff erzeugten Gase durchströmen dann unter Änderung ihrer Zusammensetzung die absinkende Brennstoffsäule, wobei sich in dieser mehr oder weniger deutlich erkennbare Schichten ausbilden, die man als Aschen-, Verbrennungs-, Vergasungs-, Entgasungs- und Trocknungszone bezeichnet.

Die Aschenzone. Die Aschenzone ist die unterste und bei Drehrostgaserzeugern ausgedehnteste Schicht (von der Schüssel aus gemessen). Sie schützt den Rost vor der unmittelbaren Berührung mit dem glühenden Brennstoff und bewirkt gleichzeitig die gleichmäßige Verteilung des Dampf-Luftgemisches über den ganzen Schachtquerschnitt. Die dazu erforderliche gute Durchlässigkeit wird durch die Granulierung der Asche durch den Dampf erreicht. Der Dampfzusatz bietet überdies den Vorteil, daß der Rost durch den Dampf viel wirksamer gekühlt wird als durch Luft allein, wenn einmal zu viel Asche ausgetragen wird und dadurch der glühende Brennstoff den Rost erreicht.

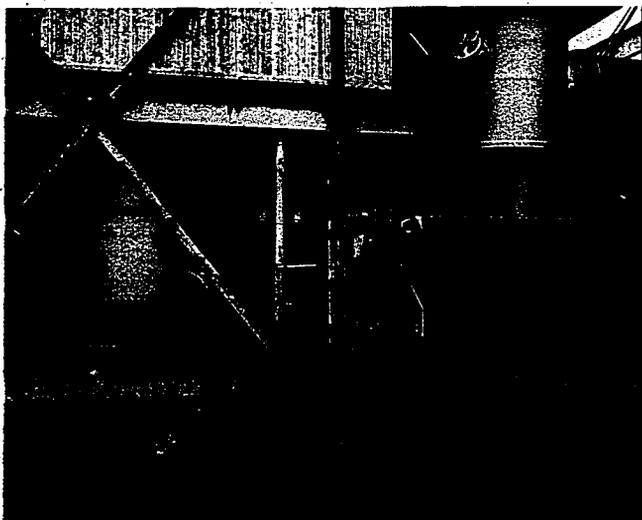
Die Verbrennungszone. Die Kohlensäurebildung findet in der anschließenden Verbrennungszone statt. Ob sich zuerst Kohlenoxyd bildet, das durch Luftüberschuß sogleich zu Kohlensäure verbrennt, wie man aus der gleichzeitigen Anwesenheit von Kohlenoxyd, Sauerstoff und Kohlensäure geschlossen hat, oder nur Kohlensäure, die zum Teil sofort reduziert wird, ist auf das Endergebnis ohne Einfluß.

Die Vergasungszone. Jedenfalls liefert die Verbrennungszone mit ihrer hohen Temperatur genug Wärme, um die darüber liegende Vergasungszone durch die aufsteigenden Gase so hoch zu erhitzen, daß dort die Reduktion der Kohlensäure und die Zersetzung des Wasserdampfes stattfinden kann. Der Übergang von der Verbrennungs- zur Vergasungszone verläuft allmählich. Die in ihnen herrschenden Temperaturen werden durch die Menge des zugeführten Wasserdampfes geregelt, da die Dampfzersetzung ein wärmeverbrauchender Vorgang ist; die Gefahr der Schlackenbildung wird hierdurch besetztigt oder wenigstens stark gemildert.

00710

Die Entgasungszone. Die aus der Vergasungszone austretenden Gase gelangen in die Entgasungszone, die allerdings nur bei Schmelgas abgebenden Brennstoffen vorhanden ist. Sie spalten dort die leicht zersetzlichen Bestandteile ab und führen sie mit sich.

Die Trocknungszone. Über der Entgasungszone liegt die von ihr kaum trennbare Trocknungszone. Hier wird die Feuchtigkeit der Brennstoffe ausgetrieben. Hoher Wassergehalt drückt nicht nur infolge der zur Verdampfung des Wassers erforderlichen großen Wärmemengen die Temperatur der abziehenden Gase sehr stark herab, er verkürzt auch die Vergasungszone und schwächt ihre Wirkung, sodaß bei jungen Brennstoffen der Wasserdampfzusatz zur Vergasungsluft unterbleiben muß. Bei älteren oder entsprechend vorbehandelten Brennstoffen fallen diese Nachteile infolge ihres geringen Feuchtigkeitsgehaltes fort.



Drehrostgaserzeuger in einem Stahlwerk

01700

00711

Die Betriebskennziffern der Gaserzeugung.

Grundsätzlich hält man die ganze Brennstoffsäule so niedrig wie möglich. Die Bearbeitung des Brennstoffbettes ist dann flüchtiger, der Winddruck kann niedriger gehalten werden, sodaß Kanalbildung im Brennstoff und Randfeuer vermieden werden, und schließlich ist immer noch Raum genug vorhanden, um im Bedarfsfalle die Brennstoffsäule erhöhen zu können.

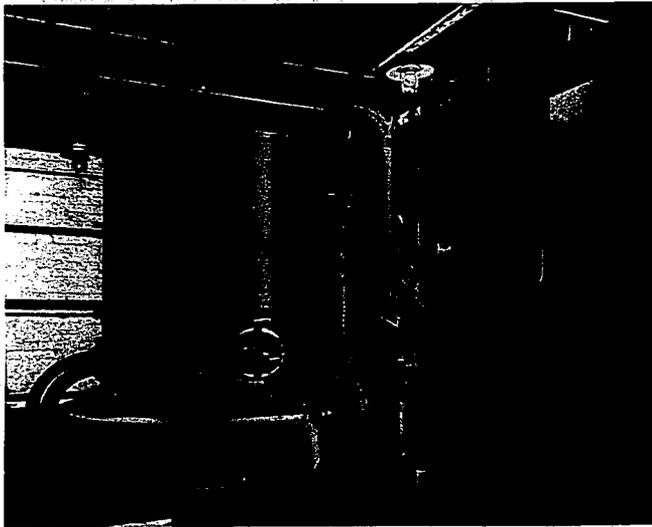
Die Leistung der Gaserzeuger. Ebenso wie die Höhe der Brennstoffsäule hängt auch die Leistung eines Gaserzeugers von Korngröße und Backfähigkeit des Brennstoffs ab, und zwar derart, daß sie mit zunehmender Korngröße und abnehmendem Backvermögen wächst. Sie wird aber außerdem noch durch den Gehalt des Brennstoffs an flüchtigen Bestandteilen und Feuchtigkeit, sowie durch die Art der Zuführung des Dampf-Luftgemisches und durch die Bauart des Gaserzeugers beeinflusst. Die Durchsatzleistung wird gewöhnlich nach der Menge Brennstoff, die je m^2 -Schachtquerschnitt in 1 h vergast werden kann, beurteilt. Man darf jedoch dabei nicht außer acht lassen, daß der Vergasungsvorgang nur jenen Teil des Brennstoffs betrifft, der nach der Trocknung und Entgasung im oberen Schachtteil als fester Kohlenstoff übrig bleibt und im unteren Teil des Schachtes der Einwirkung der Vergasungsmittel ausgesetzt ist. Da die Wärme für die Entgasung und Trocknung vom aufsteigenden Gasstrom mitzubringen ist, muß seine Temperatur um so höher sein, je größer der Gehalt des Brennstoffs an flüchtigen Bestandteilen und besonders an Feuchtigkeit ist; um so geringer ist dann auch die Möglichkeit, Wasserdampf zur Vergasung mitzuverwenden und dadurch die Temperatur in der Vergasungszone zweckmäßig niedrig zu halten. Dadurch wiederum bleibt die Leistungsfähigkeit des Vergasungsprozesses zurück, sodaß von einem Brennstoff mit nur etwa dem halben Gehalt eines anderen an „fixem“ Kohlenstoff, in der gleichen Zeit auf dem gleichen Querschnitt nicht, wie man annehmen sollte, das doppelte Gewicht, sondern weniger durchgesetzt wird.

Zahlenmäßig lassen sich alle genannten Einflüsse auf die Durchsatzleistung nicht genau erfassen. Für die im Gaserzeugerbetriebe verwendeten Ruhr-Brennstoffe sind bei der Beschreibung ihrer Eigenschaften im folgenden Abschnitt

00712

Durchsatzzahlen angegeben, die keine Höchstwerte, sondern im Dauerbetrieb ohne Betriebsschwierigkeiten erreichte Durchschnittswerte darstellen. Im Schrifttum finden sich dagegen häufig Angaben, die selbst als vorübergehend erzielbare Höchstwerte unwahrscheinlich sind.

Die Gasausbeute. Die je Gewichtseinheit Brennstoff erzeugte Gasmenge, ausgedrückt in Nm^3/kg oder Nm^3/t , beträgt, idealen Ablauf der Umsetzungen vorausgesetzt, bei Luftgas 5,39 $\text{Nm}^3/\text{kg C}$, bei Wassergas 3,73 $\text{Nm}^3/\text{kg C}$ und bei Generatorgas 4,56 $\text{Nm}^3/\text{kg C}$. Bei gutem Generatorgas beträgt die Gasausbeute etwa 5,13 $\text{Nm}^3/\text{kg C}$. Entsprechend diesen Zahlen ist die Gasausbeute um so höher, je mehr Kohlenstoff der Ausgangsbrennstoff enthält. Darüber hinaus steigt sie allerdings auf Kosten der Gasbeschaffenheit, wenn erhöhte Luft- oder Dampfungabe zu vermehrter Kohlensäurebildung führen.



Drehrostgaserzeuger für Anthroazitvergasung zum Betrieb von Sauggasmotoren

Die Zusammensetzung und der Heizwert des Gases.

Diese Eigenschaften hängen nicht nur von der Art des Brennstoffs, sondern noch weit mehr von den zugeführten Wind- und Dampfmenge ab. Die Gasarten, aus denen sich das Endgas zusammensetzt, sind folgende: Kohlenoxyd, Wasserstoff, leichte und schwere Kohlenwasserstoffe als brennbare und heizkräftige Gase, Stickstoff, Kohlensäure und Wasserdampf als unverbrennliche Gase und Ballaststoffe. Diese Gasarten stammen zum geringeren Teil aus der Entgasung und Trocknung des Brennstoffs, dagegen zum größten Teil — außer den Kohlenwasserstoffen und unter Umständen einem Teil des Wasserdampfes — aus der Vergasungszone. Der Wasserdampf stammt hauptsächlich aus dem Brennstoff selbst, ein Teil kann vom unzersetzt durch die Vergasungszone gehenden, zugesetzten Dampf herrühren. Über Menge und Zusammensetzung der Gase, die bei der eigentlichen Vergasung vorhergehenden Entgasung entstehen, lassen sich keine genauen Angaben machen.

Der von der Entgasung übrig bleibende „fixe“ Kohlenstoff ergibt bei seiner Vergasung je nach den zugeführten Mengen Luft und Dampf theoretisch ganz verschiedene Gasgemische. Da man aber bei der Vergasung eines Brennstoffs mit Rücksicht auf die Asche und die Temperatur der Gase an einen Mindestbetrag an zuzuführendem Wasserdampf gebunden ist und diesen auch nicht gern überschreitet, um erhöhte Kohlensäurebildung zu vermeiden, weshalb auch die Vergasungsluftmenge ziemlich festliegt, sind, — besondere Fälle ausgenommen — Zusammensetzung und Heizwert guten Gases in Wirklichkeit ebenfalls eng begrenzt. Änderungen in der Luft- oder Dampfzufuhr wirken sich dahingehend aus, daß mit zunehmendem Wasserdampfzusatz der Kohlensäure- und Wasserstoffgehalt steigt, und der Kohlenoxyd- und Stickstoffgehalt, ebenso wie der Heizwert sinken. Mit zunehmender Vergasungsluftmenge hehmen der Kohlensäure- und Stickstoffgehalt zu und der Kohlenoxyd- und Wasserstoffgehalt sowie der Heizwert ab. Dabei setzt bereits ein Zusatz von 0,1 Nm³ Luft den Heizwert um den gleichen Betrag herab, wie ein Zusatz von 0,1 kg Wasserdampf. Vermehrter Luftzusatz wirkt also auf den Heizwert des Gases bedeutend ungünstiger als erhöhter Wasserdampfzusatz.

00714

Die Verbrennungstemperatur. Sie wird in erster Linie von der Menge der Verbrennungserzeugnisse, dann aber auch von deren spezifischer Wärme bestimmt. Es hat deshalb hoher Heizwert eines Gases nicht immer auch hohe Verbrennungstemperatur zur Folge, wie sich aus folgender Tafel ergibt:

Brennstoff 1 Nm ³	Heizwert kcal/Nm ³	Theoret. Verbrennungstemperatur in °	
		ohne Berücksichtigung der Dissoziation	mit Berücksichtigung der Dissoziation
Kohlenoxyd	3050	2433	2085
Wasserstoff	2560	2212	2115
Methan	8580	2060	1940
Schwere Kohlenwasserstoffe	17000	1900	1830
Benzol	34500	2062	1940

Gerade die an Heizwert ärmsten Gase besitzen also die höchsten Verbrennungstemperaturen. Die Verbrennungstemperatur eines Generatorgases liegt tiefer als jene eines verhältnismäßigen Gemisches aus den einzelnen Gasarten, da ja im Generatorgas auch die unvermeidlichen Ballaststoffe vorhanden sind und gewöhnlich mindestens die Hälfte des Gases ausmachen. Im Durchschnitt liegt sie bei 1800°. Sie wird heruntergedrückt durch unvollständige Verbrennung infolge Luftmangels, da dann ein Teil des Heizwertes nicht ausgenutzt wird, ferner auch durch Luftüberschuß und durch Wasserdampf im Gas. So wird die Verbrennungstemperatur eines Generatorgases, die theoretisch bei 1770° liegt, durch einen Luftüberschuß von 10,7% um 100°, durch einen Überschuß von 22,2% um 200° herabgesetzt; Wasserdampf erniedrigt sie in gleichem Maße, wenn er 80 g bzw. 180 g/Nm³ Gas beträgt. Sie wird erhöht durch Vorwärmung des Gases oder der Verbrennungsluft, da man dadurch gewissermaßen den Heizwert des Gases steigert, ohne die Menge der Verbrennungserzeugnisse zu vermehren. Während die Vorwärmung der Verbrennungsluft nicht immer ohne besondere Kosten möglich ist, besitzt das Generatorgas aus Ruhrkohle bei seinem Austritt aus dem Gaserzeuger bereits eine mitunter recht hohe Temperatur.

00715

Die Gastemperatur. Maßgebend für die Gastemperatur ist sowohl die Art des Brennstoffs als auch besonders die Führung des Gaserzeugerbetriebes. Bei manchen Brennstoffarten und -sorten besteht schon an sich eine Neigung des Gaserzeugers, heißes Gas zu liefern, z. B. bei Brennstoffen mit geringem Wassergehalt, bei denen die wärmeverbrauchende Trocknung wegfällt. Unterstützt wird diese Erscheinung in vielen Betrieben durch das Bestreben, ein Gas mit möglichst hohem Kohlenoxyd- und geringem Wasserstoffgehalt zu erzeugen. Man setzt dann nur soviel Wasserdampf als unbedingt erforderlich oder auch gar keinen zu, arbeitet also auf Luftgas. Bei nahe an der Verwendungsstelle stehenden Gaserzeugern braucht dann das Gas nicht vorgewärmt zu werden und die Vergasungsverluste sind nur auf die geringen durch Strahlung und Leitung des Gaserzeugers bedingten Wärmemengen beschränkt. Stehen jedoch die Gaserzeuger weit von der Verwendungsstelle des Gases entfernt, oder sind sie zur Gasversorgung eines ganzen Werkes angelegt oder besitzt schließlich der Brennstoff einen hohen Wassergehalt, von dem das Gas vor der Verwendung befreit werden muß, so ist diese Arbeitsweise nicht angebracht. Man



Drehrostgaserzeugeranlage auf einem Stahlwerk

00716

setzt dann die Gastemperatur durch erhöhte Wasserdampfzufuhr und damit vermehrte Wasserstoffherzeugung soweit herab, daß die Verluste beim Fortleiten des Gases auf weitere Entfernung oder durch die Kühlung für die Wasserabscheidung so gering wie möglich sind. Die Gastemperatur beträgt am Gaserzeuger je nach der Belastung etwa 500 bis 700°, wenn man auf Luftgas, also ohne Wasserdampfzusatz, arbeitet, bei normalem Dampfzusatz etwa 400—600° und bei reichlichem Dampfzusatz etwa 250—400°. Sie ist am niedrigsten bei schwacher Belastung. Bei angestrengtem Betriebe oder schlechter Stocharbeit steigt sie leicht an, da dann durch Kanäle im Brennstoffbett Luft bis zum Gasraum gelangen und Randfeuer erzeugen kann. Gastemperaturen, die über den normalen Werten liegen, zeigen stets irgendwelche Unregelmäßigkeiten der Vergasung an. Die fühlbare Wärme des Gases beträgt für je 100° Temperaturerhöhung etwa 33—34 kcal/Nm³. Für je 100° Temperaturabfall eines in einer gut isolierten Leitung strömenden Gases ergeben sich je nach der Anfangstemperatur des Gases folgende Leitungslängen:

Temperaturabfall von °	Leitungslänge in m
700—600	28
600—500	33
500—400	40
400—300	50
300—200	100

Dabei beträgt für 100° Temperaturabfall der Verlust an nutzbarer Wärme des Generatorgases etwa 2,0—2,3 %. Andererseits bedeuten je 100° Temperaturerhöhung des Gases eine Erhöhung der Verbrennungstemperatur um 36—49°, im Mittel um etwa 40°.

Der Wirkungsgrad der Vergasung. Bei Ruhrbrennstoffen und guter Betriebsführung beträgt er 0,92—0,95, d. h. es werden bei der Vergasung nur 5—8 % des Brennstoffwertes durch die nie vollständige Isolation des Gaserzeugers, durch die Lässigkeit in der Bedienung wie überhaupt durch die Umwandlungsverluste eingebüßt. Diese sind aber sehr gering und werden durch die Vorteile, die die Gasfeuerung bietet, aufgewogen.

21700

00717

Die Ruhrbrennstoffe und ihre Vergasung.

Die Ruhrbrennstoffe.

Arten und Sorten. Die Bewertung eines Brennstoffs für die Vergasung hat durchaus nach praktischen Gesichtspunkten zu erfolgen, vor allem nach seinen Vergasungseigenschaften, durch die die Durchsatzleistung bedingt wird, außerdem nach seinem Preise und nach den Eigenschaften des daraus erzeugten Gases. Es ist deshalb für eine einwandfreie Beurteilung der Ruhrbrennstoffe unerlässlich, die tiefgreifenden, für den Vergasungsbetrieb oft ausschlaggebenden Unterschiede der einzelnen Arten und Sorten zu kennen.

Das Kohlenvorkommen im niederrheinisch-westfälischen Steinkohlenrevier, kurz Ruhrgebiet genannt, umfaßt sämtliche bekannten Steinkohlenarten. Die Einteilung erfolgt meist nach ihrem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen und nach der Beschaffenheit des aus ihnen erzeugten Koks.

Kohlenart	Flüchtige Bestandteile in der Reinkohle in %	Koksbeschaffenheit
Gasflammkohle	35—40	gesintert
Gaskohle . . .	30—35	gebacken, aber weich u. rissig
Fettkohle . . .	19—30	gebacken, fest
EBkohle	12—19	gesintert, z. T. locker
Anthrazitkohle	8—12	pulvrig

Dazu kommt als künstlich von flüchtigen Bestandteilen befreit der Ruhr-Zechenkoks.

Die aus den Zechen kommenden Kohlen werden bis auf den kleinen Teil, der als Förder- und melierte Kohle unmittelbare Verwendung findet, im Ruhrgebiet einem Veredelungsverfahren, der Aufbereitung, unterworfen. Hierdurch wird die Ausscheidung der bei der Gewinnung der Kohlen unvermeidlichen Gesteinsbeimengungen durch die Wäsche und eine feuerungstechnisch vorteilhafte Klassierung in einzelne

00718

Korngrößen durch die Siebung erreicht. Dabei entfallen hauptsächlich folgende für alle Ruhrkohlenarten ungefähr übereinstimmenden Sorten:

Ungewaschene Ruhrkohlenarten:		
Förderkohlen mit einem Grobgehalt von etwa	25-40 %	
Mellerte Kohlen	40 %	
Bestmellerte Kohlen	50 %	
Generatorkohlen	50 %	
(nur bei Gasflammkohlen)		
Stückkohlen I, abgelebt über	80 mm	
" II,	50 "	
" III,	30 "	
Feinkohlen in der Korngröße von etwa 0-7 oder 0-10		
Gewaschene Ruhrkohlenarten:		
Nußkohlen I	In der Korngröße von etwa	50-80 mm
" II	" "	30-50 "
" III	" "	18-30 "
" IV	" "	10-18 "
" V	" "	7-10 "
Feinkohlen in der Korngröße von etwa 0-7 oder 0-10		

Von diesen Sorten kommen die Körnungen, die feiner sind als Nuß IV, vorerst für die Vergasung nicht in Frage, da trotz vieler Versuche noch keine Gaserzeugerbauart gefunden wurde, die diese feinen Sorten verarbeiten kann.

Eine ähnliche Einteilung wie für Kohle gilt für den Ruhr-Zechenkoks:

Großkoks			
Breckkoks I	In der Korngröße von etwa	60-90 mm	
" II	" "	40-60 "	
" III	" "	20-40 "	
" IV	" "	10-20 "	
Perikoks	" "	10-20 "	
Koksgrus	" "	0-10 "	

Von diesen Sorten kann bis heute nur der Koksgrus für sich allein nicht vergast werden, wohl aber in Mischung mit den größeren Körnungen.

821708

00719

Aschen- und Wassergehalt. Das Ergebnis des Aufbereitungsvorganges findet den deutlichsten Ausdruck in den folgenden Angaben über den Aschen- und Wassergehalt der einzelnen Kohlsorten. Der außerordentlich niedrige Aschengehalt als Ergebnis sorgfältigster Wäsche und der geringe Gehalt an Wasser beweisen deutlich die große Reinheit der Ruhrbrennstoffe.

	Asche etwa %	Wasser etwa %
Ungewaschene Ruhrkohlsorten:		
Förderkohlen	8—12	1—3
Generatorkohlen . . .	6—8	1—3
Stückkohlen	4—6	1—3
Feinkohlen	10—12	1—3
Gewaschene Ruhrkohlsorten:		
Nuß I—III	4—6	3
„ IV—V	5—7	4—5
Feinkohlen	6—8	8—10
Ruhrzechenkoks:		
Großkoks	7—9	1—5
Brechkoks	7—9	1—5

Heizwert. Infolge ihres hohen Heizwertes und dank des überaus geringen Anteils unverbrennlicher Bestandteile gehört die Ruhrkohle zu den besten europäischen Kohlen. Die folgenden zur Ermittlung des Wärmepreises notwendigen Heizwertangaben beziehen sich auf Rohkohle, also unter Berücksichtigung von Asche und Wasser auf den Zustand der Kohle, wie er für den Verbraucher in Frage kommt.

Kohlenart	Förderkohlen kcal/kg	Generatorkohlen kcal/kg	Nußkohlen kcal/kg	Feinkohlen kcal/kg
Gas und Gasflammkohlen .	6900—7300	7100—7400	7200—7500	6600—7000
Fettkohlen . .	7100—7600	—	7400—7800	6900—7200
Eßkohlen . . .	7200—7700	—	7600—7800	6900—7200
Anthrazitkohlen	7100—7600	—	7600—7800	6900—7200
Ruhr-Zechenkoks 7000—7300 kcal/kg				

00720

Betriebsverhältnisse und Vergasungsergebnisse mit Ruhrbrennstoffen.

Die Ruhr-Gasflammkohlen werden von allen Ruhrkohlenarten im Gaserzeugerbetriebe am meisten verwendet. Sie geben bei der Entgasung ein an Kohlenwasserstoffen und Teer sehr reiches Schmelgas und hinterlassen zur Vergasung einen Koksrückstand, der fest genug ist, um die Brennstoffsäule zu tragen, dabei aber so locker bleibt, daß er die Vergasungsluft gut verteilt und ihr große Angriffsflächen und fast keinen Widerstand bietet. Diese Vorzüge ermöglichten es schon beim Betrieb der ältesten Gaserzeugerbauarten mit festen Rosten, die Vergasungsluft mit dem natürlichen Zug der an die Gaserzeuger angeschlossenen Öfen anzusaugen und ohne besondere Stocharbeit auszukommen. Bei den verhältnismäßig geringen Belastungen dieser Gaserzeuger war auch ein Dampfsatz unnötig, sodaß ihr Betrieb bei guter Gaserzeugung denkbar einfach war. Die bedeutend höheren Durchsatzleistungen der neuzeitlichen Drehrostgaserzeuger machten zwar die Zuführung der Vergasungsluft mit Hilfe von Ventilatoren und den Zusatz von Wasserdampf notwendig, jedoch bewiesen die Gasflammkohlen auch dann noch ihre geschätzten Vorzüge; ihre große Beliebtheit gab Veranlassung, unter der Bezeichnung Generatorkohle eine billige, ungewaschene und besonders stückreiche Kohlensorte einzuführen. Noch bequemer als die Generatorkohlen lassen sich die Nußkohlensorten vergasen, die man besonders in Drehrostgaserzeugern mit Rührwerken zur Erzielung sehr großer Durchsatzleistungen und eines ausgezeichneten, kohlen-säurearmen Gases verwendet.

Durchsatzleistungen mit Gasflammkohle in kg je Stunde u. m² Schachtrquerschnitt.

	Feststoffge- halt netto im Zug	Gasloser Gasereizer mit Gebilde	Drehrostgas- erzeuger	Drehrostgas- erzeuger mit Rührern
Generatorkohlen	30-50	50-80	80-100	200
Nuß I/II	60-80	70-100	90-120	160
" III	50-70	60-80	80-100	160-180
" IV	50-70	40-60	60-90	

Günstigste Abmessungen der Brennstoffsäule für Gasflammkohle.

	Aschenszone mm	Vergasungszone mm	Entgasungs- und Trocknungszone mm	gesamte Schütthöhe ^{*)} mm
Generatorkohlen	200-300	500-600	100-300	900-1100
Stücke	200-300	700-800	200-300	1200-1300
Nuß I/II	200-300	700-800	200-300	1100-1300
" III	200-300	600-700	200-300	1000-1100
" IV	200-300	400-500	200-300	800-900

^{*)} von Rostspitze bzw. Mitte Windhaube gemessen.

00721

00722

Der Heizwert des Gases aus Gasflammkohlen ist wegen seines größeren Gehaltes an Kohlenwasserstoffen etwas höher als bei den anderen Ruhrkohlenarten; er wird noch durch den beträchtlichen Gehalt des Gases an Teer gesteigert. Der hohe Heizwert, der große Teergehalt von mindestens 12 g/Nm³ und der große Betrag an fühlbarer Wärme ergeben bei engem Zusammenbau von Gaserzeugern und Öfen überragende Vorteile für die Erreichung höchster Temperaturen. Dazu kommt noch der geringe Gehalt des Gases an Wasserdampf, wodurch im Gegensatz zu anderen Brennstoffen die Verbrennungstemperaturen in den Öfen selbst bei größeren Entfernungen von der Gaserzeugeranlage, ohne besondere Aufbereitung des Gases hoch genug bleiben, um den gestellten Anforderungen zu genügen. Gaszusammensetzung und Heizwert von Generatorgas aus Gasflammkohle, erreicht im Dauerbetrieb unter den verschiedensten Herstellungsbedingungen, gehen aus nebenseitiger Tafel hervor.

Die Gasausbeute aus Ruhrgasflammkohlen beträgt etwa 3,6 bis 4,0, im Mittel 3,8 Nm³/kg, der Luftbedarf für die Vergasung 2,5—2,7, im Mittel 2,6 Nm³/kg und der erforderliche Dampfzusatz 0,25—0,35, im Mittel 0,28 kg/kg = 50° Dampfluftgemischtemperatur. Der Wasserdampfgehalt des Gases beträgt gewöhnlich 30—50 g/Nm³.

00723

Zusammensetzung und Heizwert des Generatorgases aus Gasflammkohle.

CO ₂ %	CmHn %	CO %	CH ₄ %	H ₂ %	N ₂ %	Heizwert kcal/Nm ³	Gas- temperatur °	Temperatur d. Dpt.-Luft- gemisches °	Durchsatz- leistung kg/m ² ·h	Gaserzeugerbauart
3,8	0,3	26,8	2,0	12,8	54,3	1371	—	50	235	Drehrost mit Chapman- Rührer
2,0	0,4	28,0	2,5	11,1	56,0	1420	580	45	200	"
2,2	0,3	29,8	2,1	8,8	56,8	1367	550—650	40	173	"
4,9	0,4	27,5	1,6	14,6	51,0	1428	420	61	140	"
0,3	0,4	32,4	0,6	7,7	58,6	1305	—	kein Dampf	115	Festrost
3,8	0,4	26,6	1,8	12,8	54,6	1355	700	45—50	94	Stufenrost
3,5	0,8	30,5	2,5	9,9	52,8	1533	470	30	73	Schrägrost
3,2	0,3	28,5	2,9	14,0	51,1	1554	400	50	65	Festrost
3,6	0,5	27,9	2,2	11,8	54,9	1420	550	49	62	Dachrost
4,4	0,4	27,0	2,2	14,0	52,0	1450	400	45	50	Drehrost
3,9	0,4	27,1	2,0	14,7	51,9	1442	400	50	47	Festrost
2,1	0,4	30,1	1,6	11,6	54,2	1421	600	50—52	47	Schaukelrost
1,5	0,2	32,6	1,2	8,5	56,0	1325	625	kein Dampf	40	Festrost
8,4	0,3	24,5	1,8	19,0	46,0	1440	475	58	35	Dachrost
2,5	0,1	29,1	1,8	10,1	56,4	1320	425	kein Dampf	30	Planrost, nat. Zug
2,8	0,6	29,3	2,4	9,5	55,4	1441	600	30	15	Festrost

00724

Die Ruhr-Gaskohlen ergeben bei der Entgasung das helzkräftigste Schweißgas in größerer Menge als alle anderen Ruhrkohlenarten. Sie werden deshalb von den Gaswerken für die Leuchtgaserzeugung bevorzugt. Als Generatorbrennstoff verhalten sie sich hinsichtlich Gasausbeute und -zusammensetzung ähnlich wie die Gasflammkohlen, nur erfordern sie wegen des größeren Backvermögens bei der Verarbeitung mehr Aufmerksamkeit. Man kann sie auch nicht so hoch schütten wie die Gasflammkohlen, die mit ihnen beschickten Gaserzeuger können auch weniger überlastet werden. Diese Nachteile fallen aber weg, wenn die Gaserzeuger mit Brennstoffverteilern oder mit Rührwerken ausgerüstet sind.

Die Gasausbeute aus Ruhr-gaskohlen beträgt etwa 3,6—4,0, im Mittel 3,8 Nm³/kg, der Luftbedarf für die Vergasung 2,5 bis 2,7, im Mittel 2,6 Nm³/kg und der erforderliche Dampfsatz 0,25—0,35, im Mittel 0,3 kg/kg = 50° Dampfluftgemischtemperatur; die Gastemperatur etwa 400—600°.

Durchsatzleistungen mit Gaskohle in kg je Stunde und m ² Schichtquerschnitt.										
	Feststoffgas- erzeuger mit industriellem Zug	Rostloser Gaserezeuger mit Gebäude	Drehrostgas- erzeuger	Drehrostgas- erzeuger mit Rührern						
Stückkohlen	50-80	80-100	80-120	—						
Nuß I/II	50-80	80-100	80-120	180-200						
" III	50-60	70-90	80-100	160-180						
" IV	—	50-80	60-90	160-180						
Günstigste Abmessungen der Brennstoffsäule für Gaskohle.										
	Aechtzzone mm	Vergasungszone mm	Entgasungs- und Trocknungszone mm	gesamte Schichthöhe mm						
Stückkohlen	200-300	600-700	200-300	1000-1200						
Nuß I/II	200-300	600-700	200-300	1000-1200						
" III	200-300	500-600	200-300	1000-1100						
" IV	200-300	400-500	200-300	800-900						
Zusammensetzung und Heizwert des Generatorgases aus Gaskohle.										
CO ₂ %	CmHn %	CO %	CH ₄ %	H ₂ %	N ₂ %	Heizwert kcal/Nm ³	Gas- temperatur °	Temperatur d. Dpt.-Luft- feuchtung gemisches kg/m ² , h	Durchsatz- leistung kg/m ² , h	Gasereuzerbauart
0,9	0,4	31,8	2,5	8,2	56,2	1475	600	40	250	Drehrost- Rührer
2,0	0,3	30,4	2,1	11,6	53,6	1455	600	48	180-190	"

00726

Die Ruhr-Fettkohlen sind die für die Vergasung in Gaserzeugern am wenigsten verwendete Kohlenart. Sie besitzen ein sehr großes Backvermögen und es ist im gewöhnlichen Generator nur bei Anwendung sehr geringer Schütthöhen und vermehrter Stocharbeit möglich, ein brauchbares Gas von allerdings hoher Eigenwärme daraus zu erzeugen. Aber auch bei diesen Kohlen gelingt es mit Hilfe von Rührwerken, besonders der Chapmanrührer, ihre den Gaserzeugerbetrieb erschwerenden Eigenschaften weitgehend zu mildern. Im Ruhrgebiet, dessen größten Kohlenbestand die Fettkohlen ausmachen, fanden sie auf den Konzernhüttenwerken der Fettkohlenzechen ausgedehnte Verwendung in deren Martinwerken, bis die neueste Entwicklung der Hoch- und Koksofengaswirtschaft den Gaserzeugerbetrieb auf den großen Werken stark einschränkte.

Die Gasausbeute aus Ruhr-Fettkohlen beträgt etwa 3,6—4,0, im Mittel 3,8 Nm³/kg, der Luftbedarf für die Vergasung 2,5 bis 2,7, im Mittel 2,6 Nm³/kg und der erforderliche Dampfzusatz 0,30—0,40, im Mittel 0,35 kg/kg = 53—54° Dampflichttemperatur, die Gastemperatur etwa 500—700°.

25700

00727

Durchsatzleistungen mit Fettkohle in kg je Stunde und m ² Schachtquerschnitt.										
	Feststoffgas- erzeuger mit natürlichem Zug	Restloser Gaserzeuger mit Gabelze	Drehrostgas- erzeuger mit Rührern	Drehrostgas- erzeuger mit Rührern						Drehrostgas- erzeuger mit Rührern
Bestmellierte	40-50	50-70	60-80	—						—
Stückkohle	40-50	50-70	70-90	—						—
Nuß I/II	40-50	50-70	70-90	160-180						160-180
" III	—	40-60	70-80	120-150						120-150
" IV	—	40-60	60-70	120-180						120-180
Günstigste Abmessungen der Brennstoffsäule für Fettkohle.										
	Aschenzone mm.	Vergasungszone mm.	Entgasungs- und Trocknungszone mm.	gesamte Schichthöhe mm.						
Bestmellierte	200-300	400-500	200-300	800-900						800-900
Stückkohle	200-300	400-500	200-300	800-900						800-900
Nuß I/II	200-300	400-500	200-300	800-900						800-900
" III	200-300	400-500	100-200	700-800						700-800
" IV	200-300	400-500	100-200	700-800						700-800
Zusammensetzung und Heizwert des Generatorgases aus Fettkohle.										
CO ₂ %	CO %	CmHn %	H ₂ %	N ₂ %	Heizwert kcal/Nm ³	Gas- temperatur °C	Temperatur gemischtes gas °C	Durchsatz- leistung kg/m ² , h	Gaserzeugerbauart	
1,0	0,4	32,0	2,7	7,4	1474	620	40	197	mit Chapman-	
2,1	0,4	26,0	2,1	10,5	1400	600	45	180	Drehrost Rührer	
3,0	0,1	27,4	2,5	11,5	1380	590	48	173	"	

00728

Die Ruhr-Eßkohlen stehen nach ihrem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen zwischen den magersten Fettkohlen und den anthrazitischen Kohlen. Ihr Backvermögen ist nicht mehr so groß wie bei den Fettkohlen und nimmt mit sinkendem Gehalt an flüchtigen Bestandteilen stark ab. Sie sind deshalb fast durchweg ein recht gut verwendbarer Generatorbrennstoff, der sehr wenig Verunreinigungen und daher einen sehr hohen Heizwert besitzt. Wenn aus örtlichen Gründen von der Verwendung von Gasflammkohle Abstand genommen wird, eine lange Flamme des Generatorgases aber erwünscht ist, dann greift man mit Vorliebe zur Eßkohle. Vergasungstechnisch ist kein Unterschied gegenüber Gasflammkohle vorhanden, dagegen kann der bedeutend geringere Gehalt des Gases aus Eßkohle an Teer ($2-4 \text{ g/Nm}^3$) wegen der verschwindenden Teerabscheidungen in den Gasleitungen große Annehmlichkeiten für den Betrieb bieten. Von den Ruhr-Eßkohlenarten werden fast nur die bestmellerten Kohlen, die Stückkohlen und die Körnung Nuß IV für die Vergasung verwendet.

Die Gastemperatur beim Austritt aus dem Gaserzeuger liegt bei $500^\circ-600^\circ$, das Gasausbringen ist entsprechend dem hohen Kohlenstoffgehalt der Eßkohle größer als bei Gasflammkohle und beträgt etwa $4,0-4,5 \text{ Nm}^3/\text{kg}$, die zur Vergasung erforderliche Luftmenge beträgt $2,6-2,9 \text{ Nm}^3/\text{kg}$, der Dampfzusatz $0,4 \text{ kg/kg}$, entsprechend $53^\circ-55^\circ$ Dampf Luftgemischtemperatur.

827

00729

Durchsatzleistungen mit Eßkohle in kg je Stunde und m ² Schachtquerschnitt.		Drehrostgaberzeuger
Bestmellierte und Stückkohlen		90—120
Nuß IV		70—100

Günstigste Abmessungen der Brennstoffsäule für Eßkohle.					
	Aschenzone mm	Vergasungszone mm	Entgasungs- und Trocknungszone mm	gesamte Schüthöhe mm	
Bestmellierte Kohle	200—300	500—600	400—500	1200—1300	
Stücke	200—300	500—600	400—500	1200—1300	
Nuß IV	200—300	400—500	300—500	1000—1200	

Zusammensetzung und Heizwert des Generatorgases aus Eßkohle.										
CO ₂ %	CmHn %	CO %	CH ₄ %	H ₂ %	N ₂ %	Heizwert kcal/Nm ³	Gas- temperatur °C	Temperatur d. Dpt.-Luft- gemisches °C	Durchsatz- leistung kg/m ² h	Gaserzeugerquart
1,6	0,2	26,4	1,4	15,0	52,4	1344	550	53	120	Dachrost

00730

Die Ruhr-Anthrazitkohlen sind die älteste Kohlenart des Ruhrgebietes und besitzen den geringsten Gehalt an flüchtigen Bestandteilen sowie überhaupt kein Backvermögen. Sie geben bei der Vergasung nur Spuren von Teer und werden deshalb schon seit dem Auftauchen der ersten Gasmotoren zur Erzeugung von Kräftgas in Generatoren verwendet, die den Gasmaschinen vorgeschaltet und von diesen durch einfache Gasreiniger getrennt sind.

In den letzten Jahren hat jedoch der Verbrauch von Anthrazit als Ausgangsstoff für die Erzeugung von Heizgas sehr zugenommen, seitdem es gelungen ist, die Bedingungen für die Vergasung der billigsten in Betracht kommenden Anthrazitsorte — der Nuß IV in der Korngröße von etwa 8—15 mm — zu klären. Infolge der dichten Lagerung dieser feinkörnigen Sorte ist die Brennstoffsäule sehr wenig luftdurchlässig und würde daher bei gleicher Höhe wie bei den anderen Ruhrkohlenarten viel stärkere Winddrücke erfordern, wodurch das Auftreten von Randfeuer und starke Gasverschlechterung begünstigt wird. Jedoch bietet das feine Korn dem Winde eine sehr große Reaktionsfläche, sodaß die Verbrennungs- und Vergasungszone bei weitem schmaler ist als bei größeren Brennstoffen und etwa 200—250 mm beträgt. Wegen des geringen Gehaltes des Anthrazits an flüchtigen Bestandteilen können ferner die Vergasungs- und die Trocknungszone klein gehalten werden, sodaß die reine Brennstoffsäule höchstens 600 mm zu betragen braucht. In der Verbrennungs- und Vergasungszone ist die Temperatur sehr hoch und muß mit Rücksicht auf die Asche durch entsprechenden Dampfzusatz herabgesetzt werden. Dieser beträgt etwa 0,4—0,5 kg/kg Kohle, mitunter, wenn auch hoher Wasserstoffgehalt des Gases erwünscht oder zulässig ist, kann er bis auf 0,6 kg steigen. Es ist jedoch zu beachten, daß hoher Dampfzusatz das Gas naß macht und die Vergasungszone unter Temperaturmiedrigung auseinanderzieht, wodurch die Leistung des Gaserzeugers sinkt und das Gas schlechter wird. Bei der Stocharbeit muß berücksichtigt werden, daß der feinkörnige Anthrazit infolge des fehlenden Backvermögens und seiner glatten Oberfläche durch jedes Loch in der Brennstoffsäule rieselt und leicht in die bereits ausgebrannte Aschenschicht gelangen kann, wenn zu tief durchgestoßen wird. Um die hiermit verbundene Gefahr für den Rost zu vermeiden, muß stets für eine ungestörte Aschenschicht

08700

00731

gesorgt werden, was um so leichter ist, als sich Schlackenansätze nur oberhalb der Aschenschicht bilden, wenn diese gut ausgebrannt ist. Auf stets genügende Höhe der Aschenschicht ist bei dem geringen Aschengehalt des Anthrazits besonders zu achten.

Die Durchsatzleistung kann bei Anthrazit Nuß IV wegen der in der schmalen Feuerzone auftretenden hohen Temperaturen im Dauerbetrieb nicht so hoch getrieben werden wie bei Gasflammkohlen. Vorübergehend läßt sich aber eine Belastung von 100—120 kg/m²,h anstandslos erreichen.

Das Generatorgas aus Anthrazitkohlen zeichnet sich, wie schon erwähnt, durch fast völlige Teerfreiheit und einen sehr geringen Staubgehalt aus. Der Teergehalt beträgt höchstens 0,2—0,3 g/Nm³, der Staubgehalt etwa 1 g/Nm³; von diesem setzt sich der größte Teil des Staubes schon im Staubsack ab, sodaß für eine Reinigung des Gases auf Maschinengasreinheit, die für Kraftgas und mitunter auch für Heizgas verlangt wird, recht einfache Wasch- und Filtervorrichtungen genügen. Die Zusammensetzung des Gases weicht von jener der Gase aus anderen Ruhrkohlen insofern ab, als schwere Kohlenwasserstoffe fast ganz fehlen, leichte Kohlenwasserstoffe gewöhnlich in geringer Menge vorhanden sind, und der Wasserstoffgehalt infolge des größeren Dampfzusatzes höher ist. Der Heizwert ist etwas geringer, kann aber unter günstigen Umständen denjenigen des sehr guten Gasflammkohलगases erreichen. Infolge des größeren Dampfzusatzes ist die Temperatur des trotzdem mit wenig Wasser (25—40 g/Nm³) beladenen Gases verhältnismäßig niedrig.

Der Windbedarf für die Vergasung von Anthrazit beträgt etwa 2,7—3,0 Nm³/kg Kohle, die Gasausbeute etwa 4,5—4,8 Nm³/kg Kohle, der Dampfzusatz etwa 0,4—0,6 kg/kg Kohle, die Temperatur des Dampfplutgemisches hält man am besten zwischen 50—55°.

Obwohl der Heizwert des Generatorgases aus Anthrazit wegen des geringen Gehaltes an Kohlenwasserstoffen niedriger ist als jener der Gase aus den anderen Ruhrkohlenarten, so sind die mit Anthrazitgas erzielbaren Temperaturen doch sehr hoch; ist es doch gelungen, im Tiegelofen die schwersten Edelstahlchargen ebenso rasch und wirtschaftlich mit Anthrazitgas zu erschmelzen wie mit Gas aus