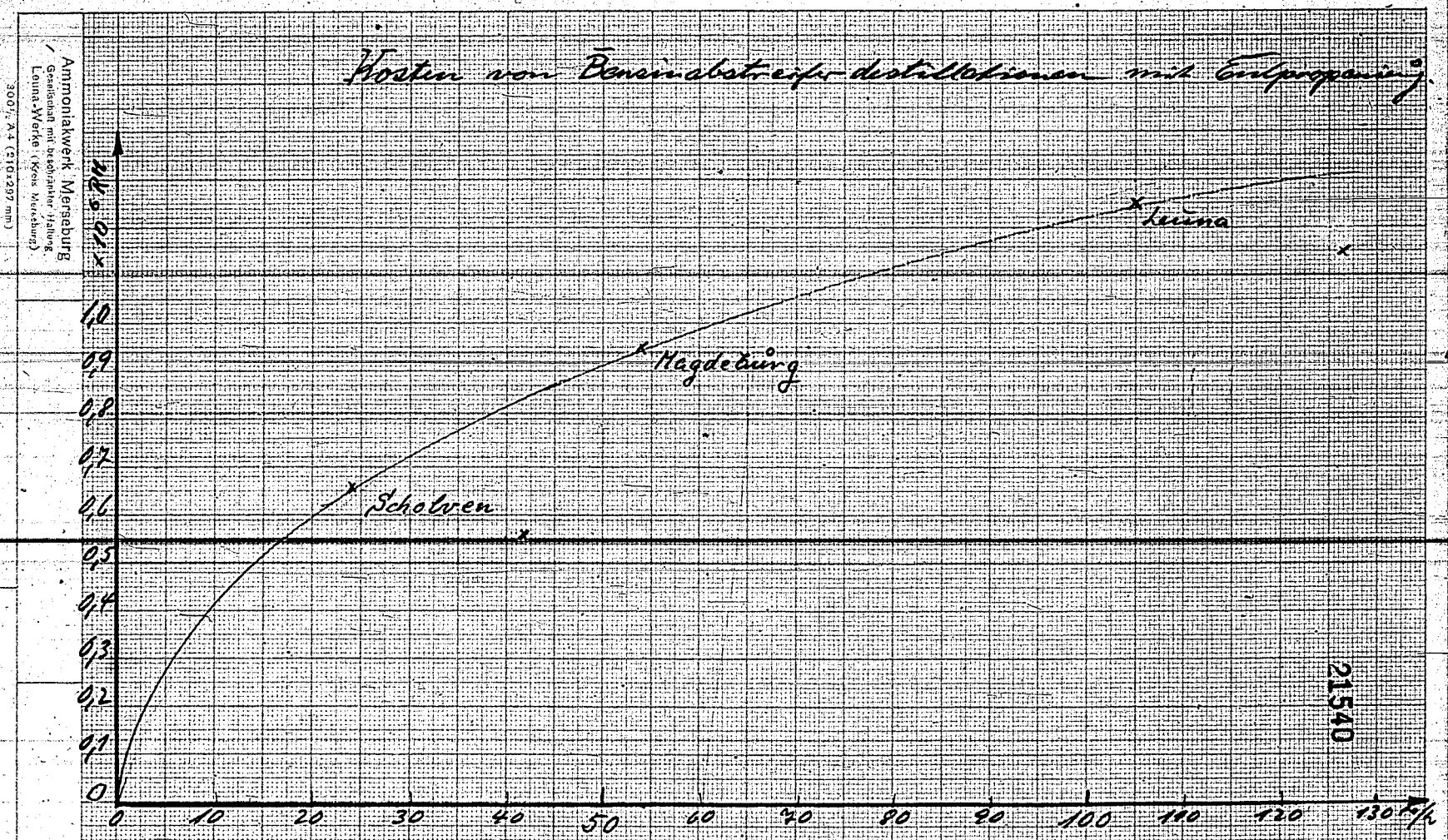


Ammoniakwerk Mersburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Leuna-Merseburg (Kreis Merseburg)
3037/44 (210x297 mm)

Verbrauch an Strom in % der Totlast
in % der Totlasten bei Teillast.

Ammoniakwerk Mersburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Leuna-Merseburg (Kreis Merseburg)
3037/44 (210x297 mm)

1.0
0.9
0.8
0.7
0.6
0.5
0.4
0.3
0.2
0.1
0

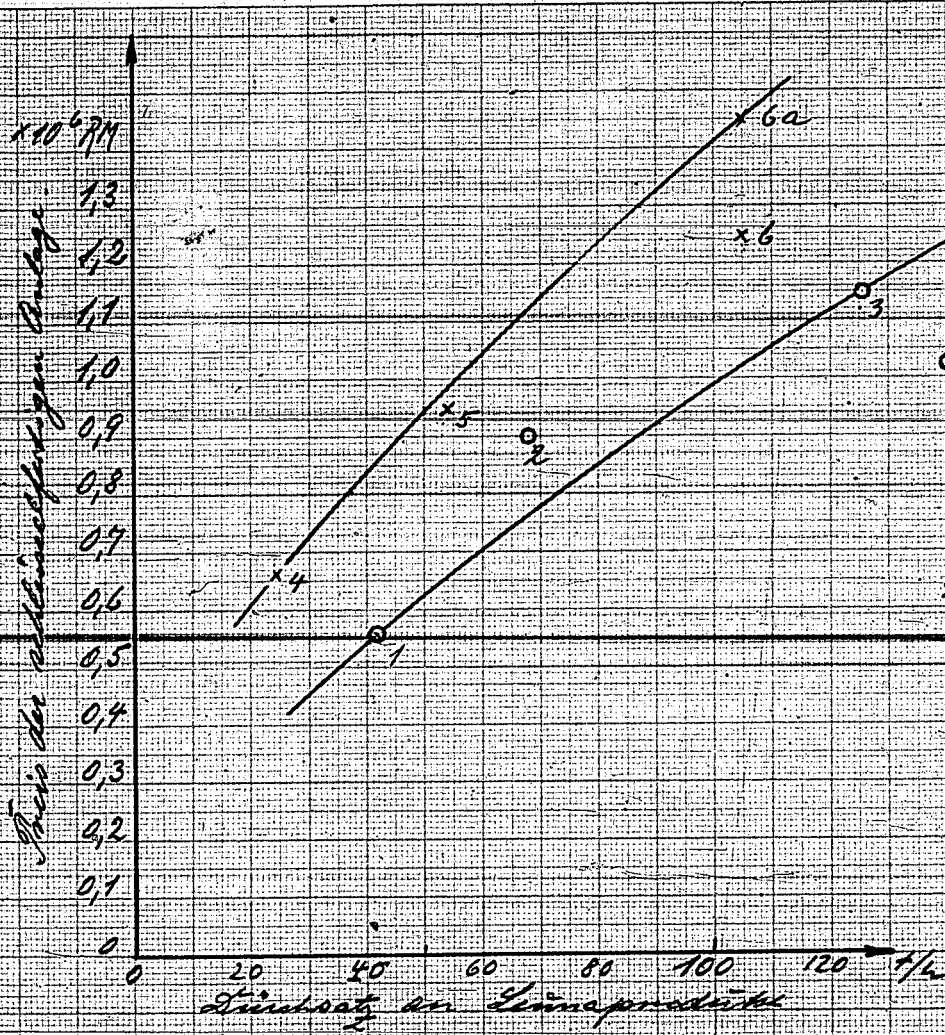


Ammoniakwerk Mersburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Leuna-Werke (Kreis Mersburg)
3007/ A 3 (310-297 mm)

Ammoniakwerk Mersburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Leuna-Werke (Kreis Mersburg)
3007/ A 3 (310-297 mm)

Ammoniakwerk Wersburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Leuna-Verke (Kern-Merkmale)

300/2, A 4 (210, 217 mm)



Preis von Destillationsanlagen in Abhängigkeit vom Stückzahl

○ Stumpfphaseabstreifendestillation

1. Schalen

2. Magdeburg

3. Leuna

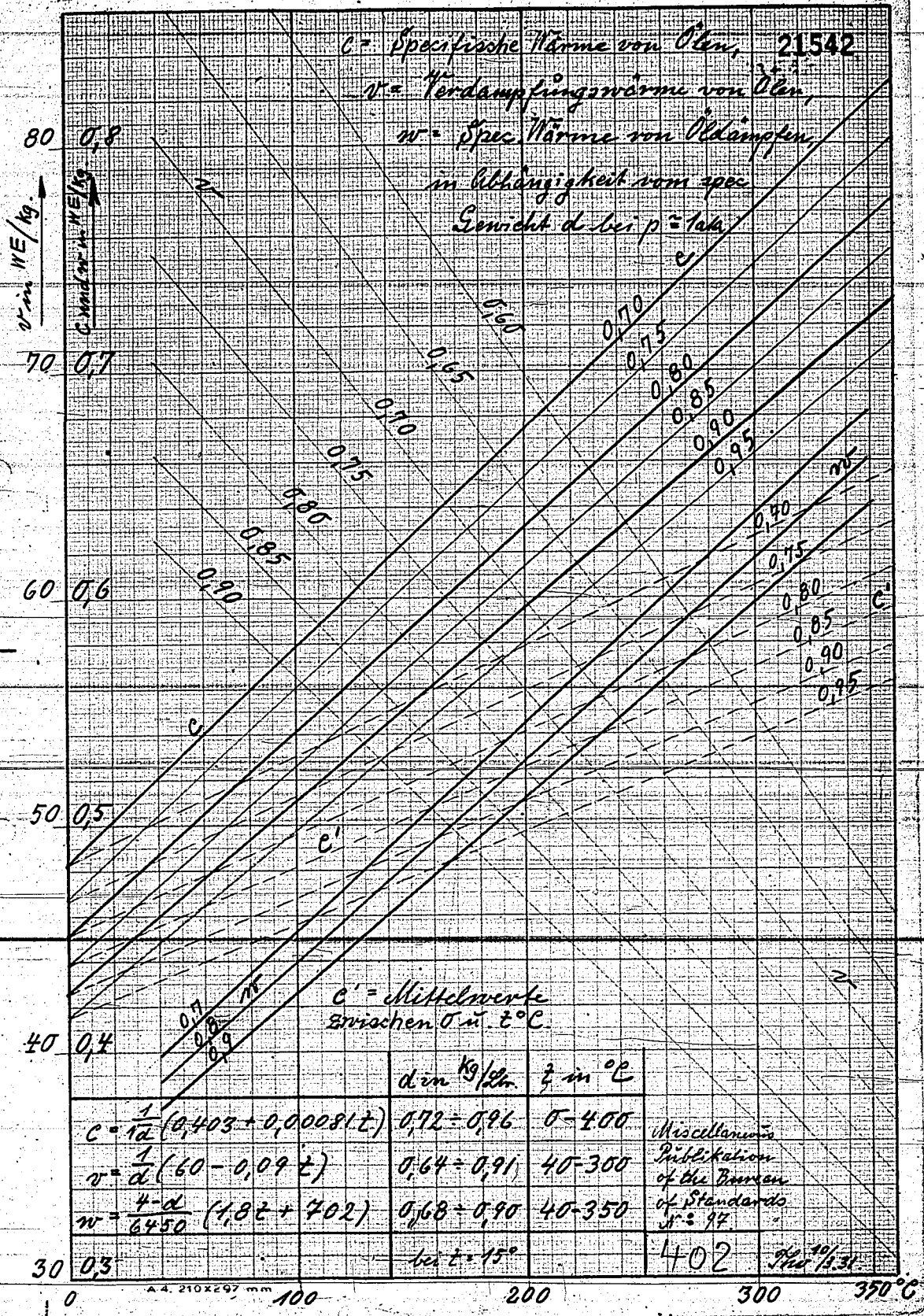
x Benzolabstr. - Sed und Stahl-let

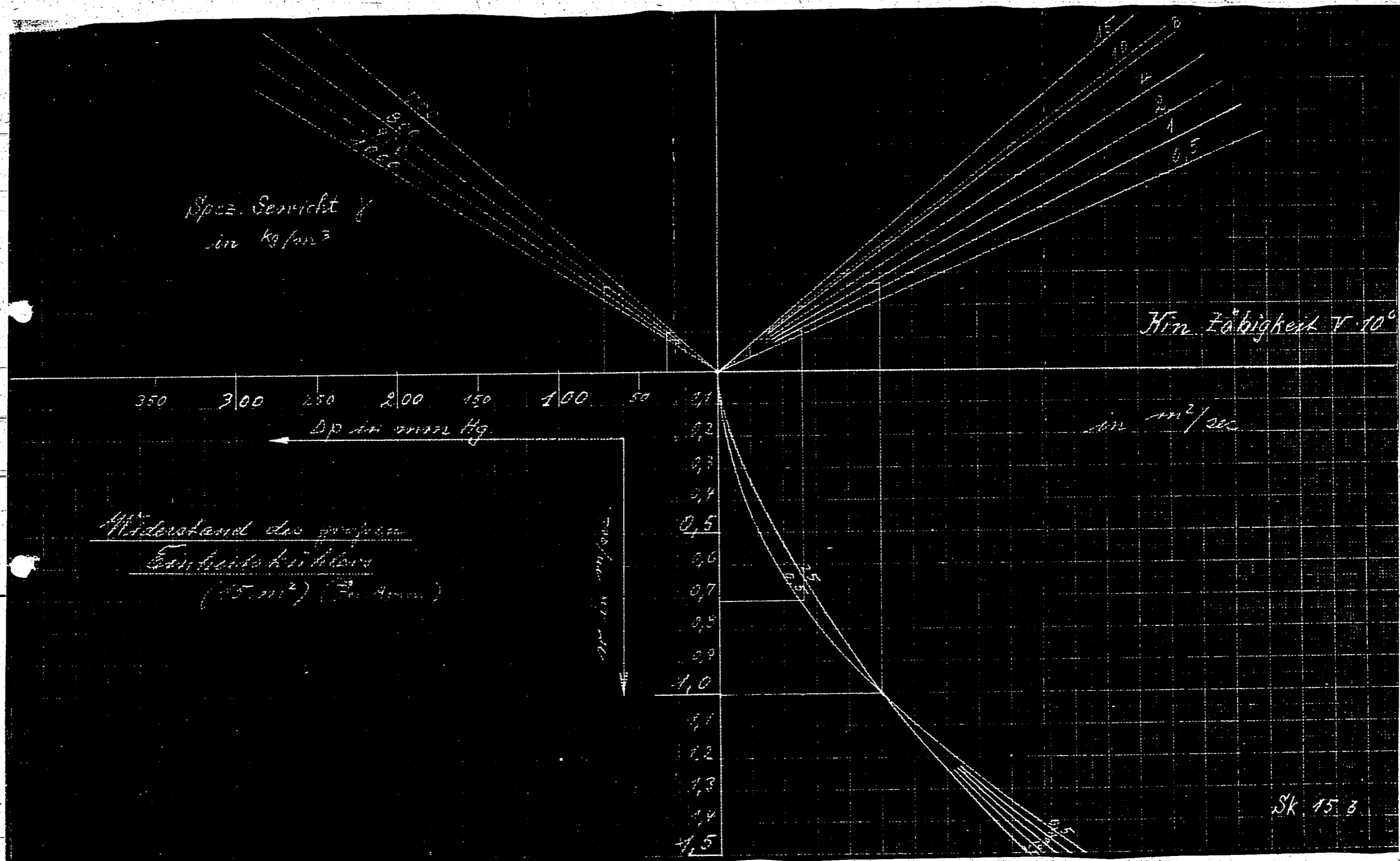
4. Schalen

5. Magdeburg

6. Leuna

21541





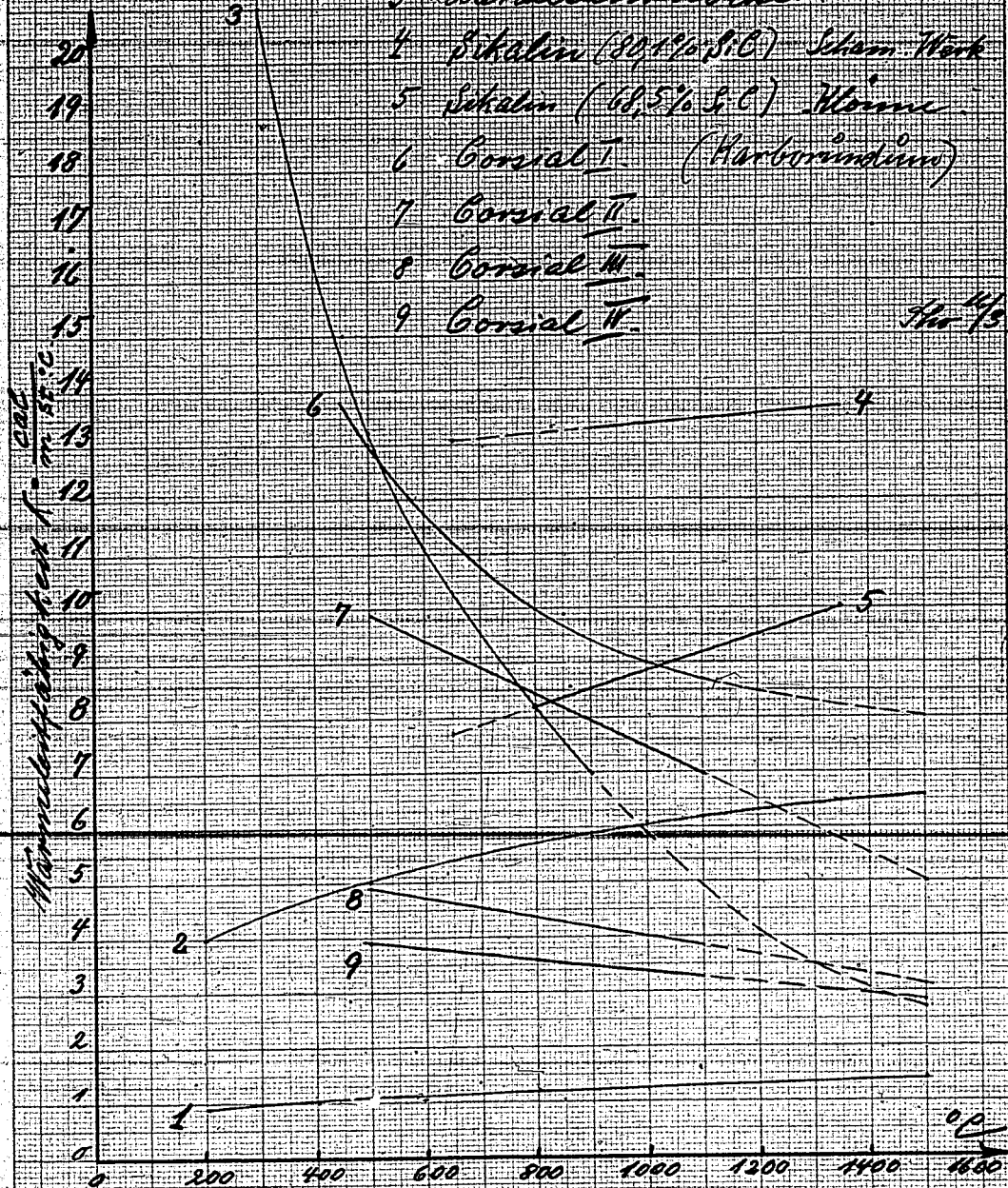
POOR
COPY

51

21544

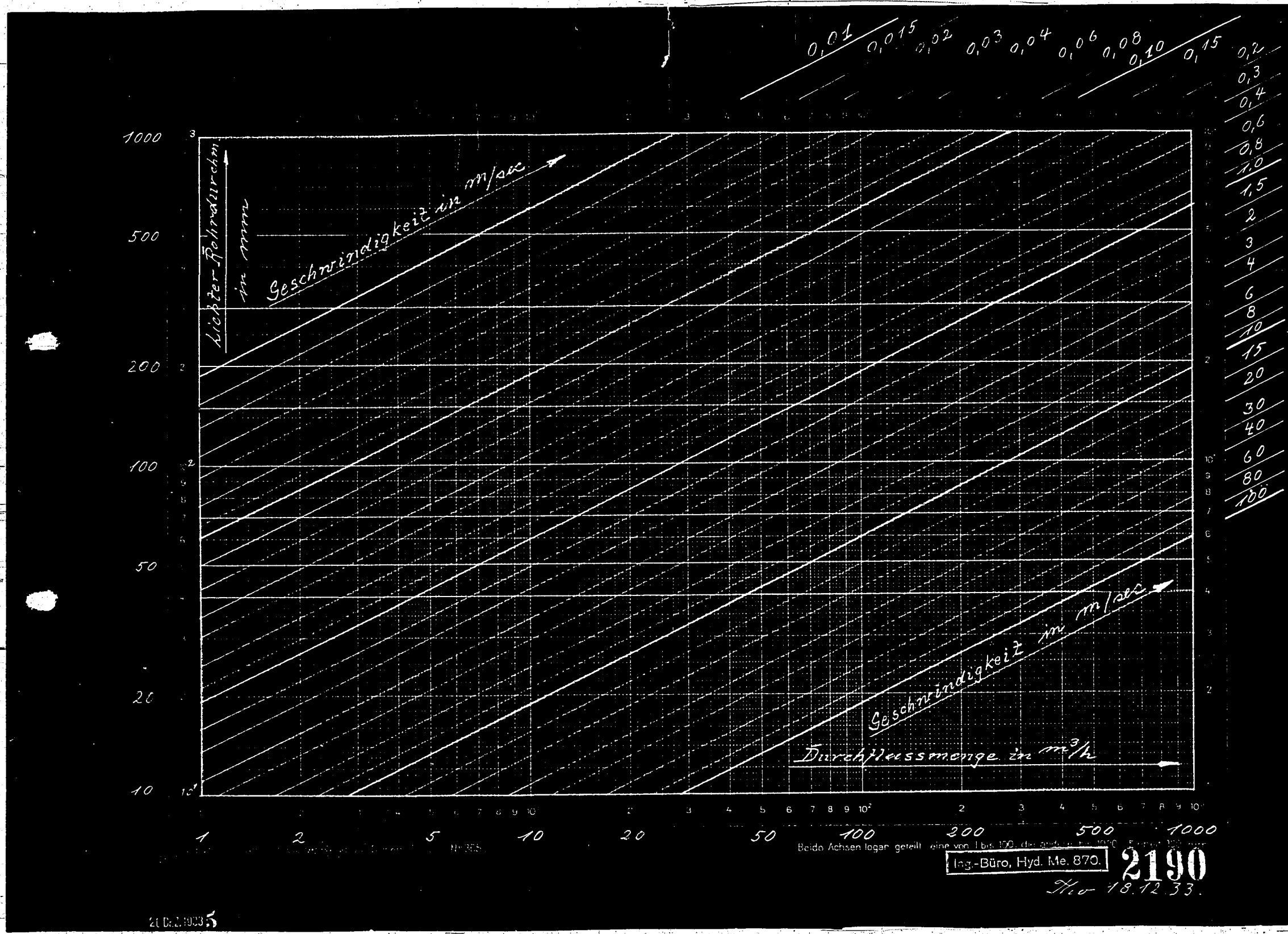
Wärmeleitfähigkeit (Scheidhain + Gießung)

- 1 Schamottestein
- 2 Silo-Terra Gropalm-Tonnenwerk
- 3 Metallischem Hocker
- 4 Sekalm (80,1% SiO₂) - Scham-Werk
- 5 Sekalm (68,5% SiO₂) - Wörner
- 6 Gorsial I. (Harborindium)
- 7 Gorsial II.
- 8 Gorsial III.
- 9 Gorsial IV.

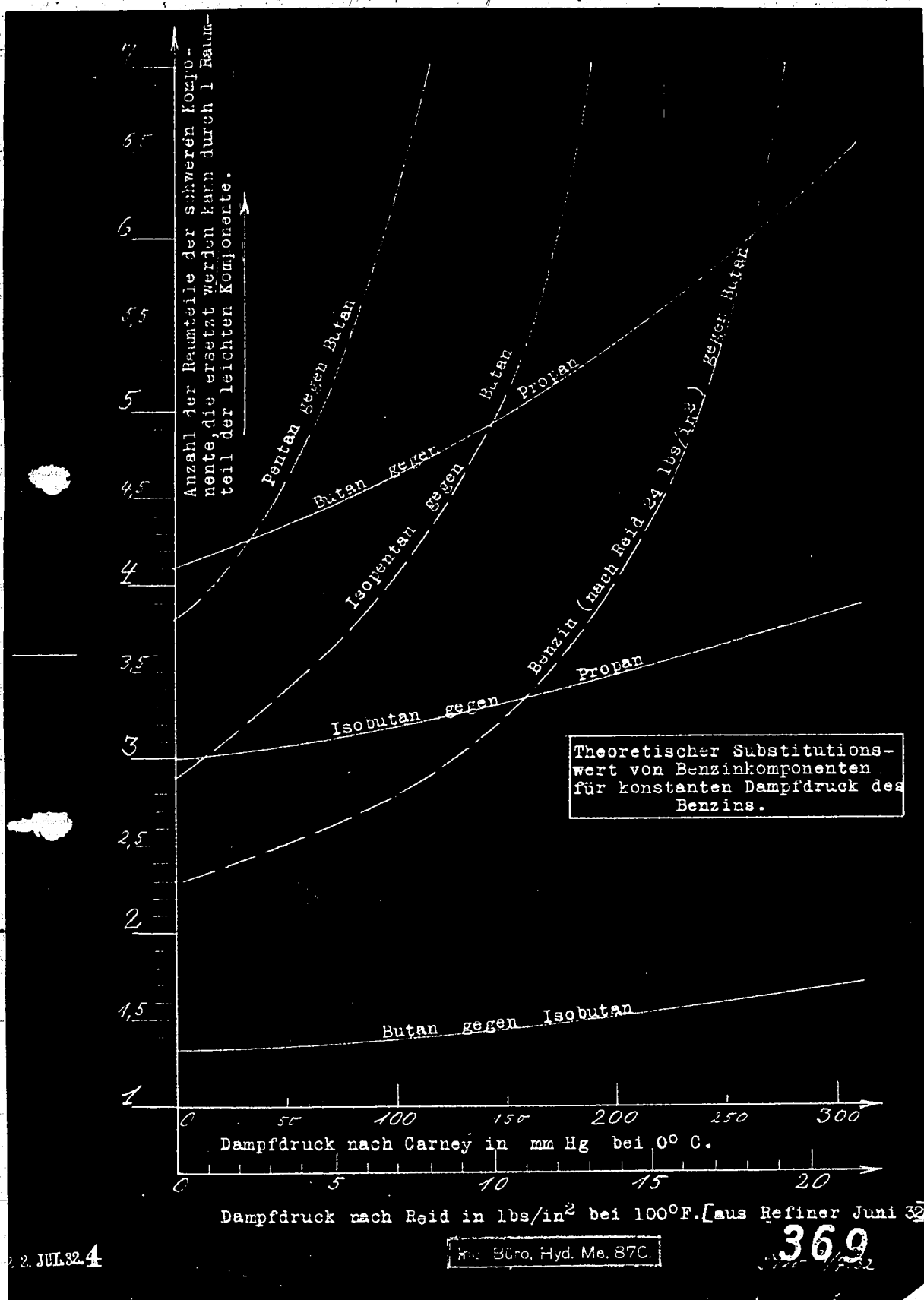


Ammoniakwerk Mersburg
 Gesellschaft mit beschränkter Haftung
 Launa-Werke (Kreis Mersburg)

300¹/₂ A4 (210x297 mm)



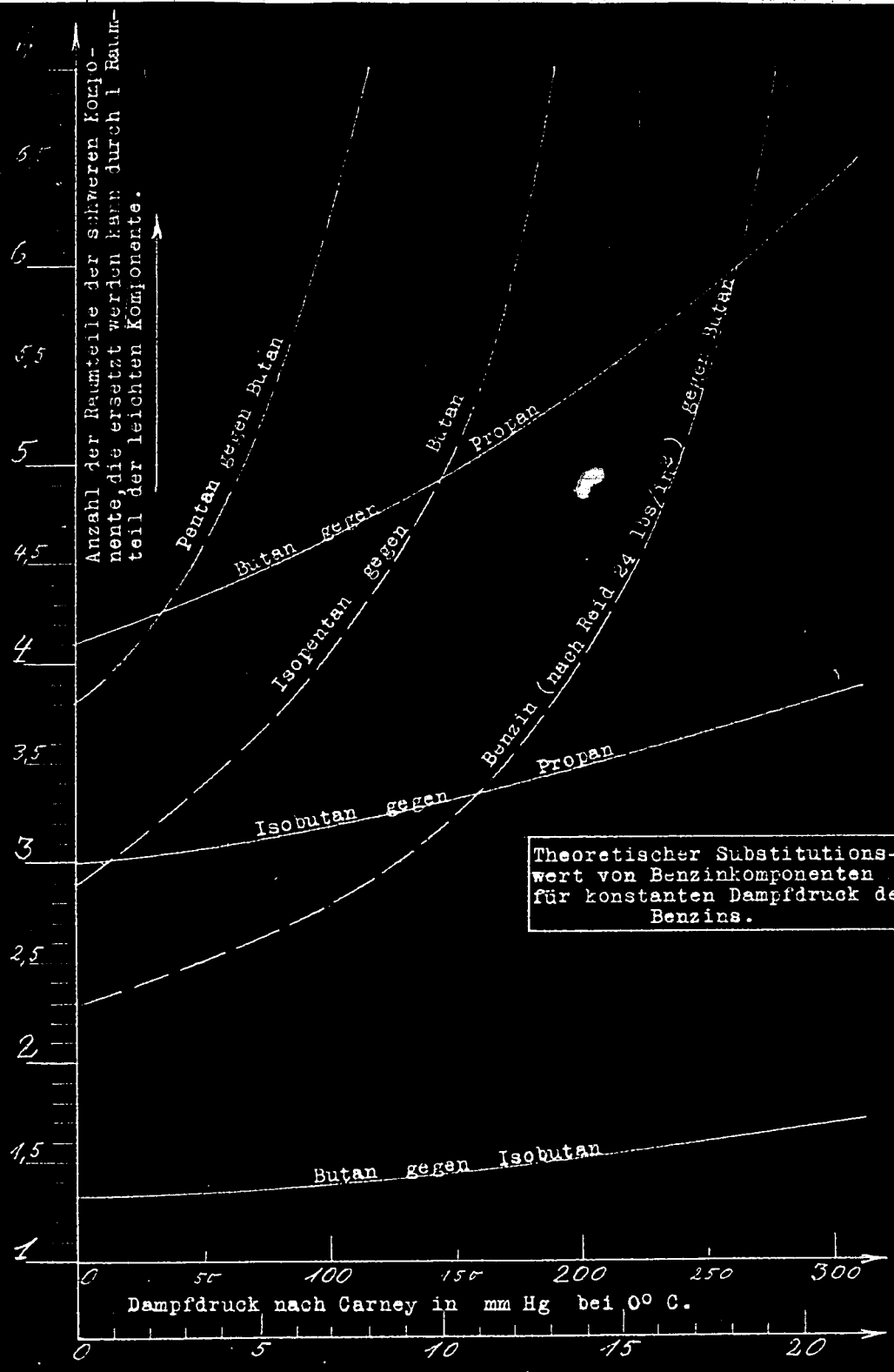
POOR COPY 51



POOR
COPY

51

PO
CO



22. JUL. 32. 4

Büro, Hyd. Me. 37C.

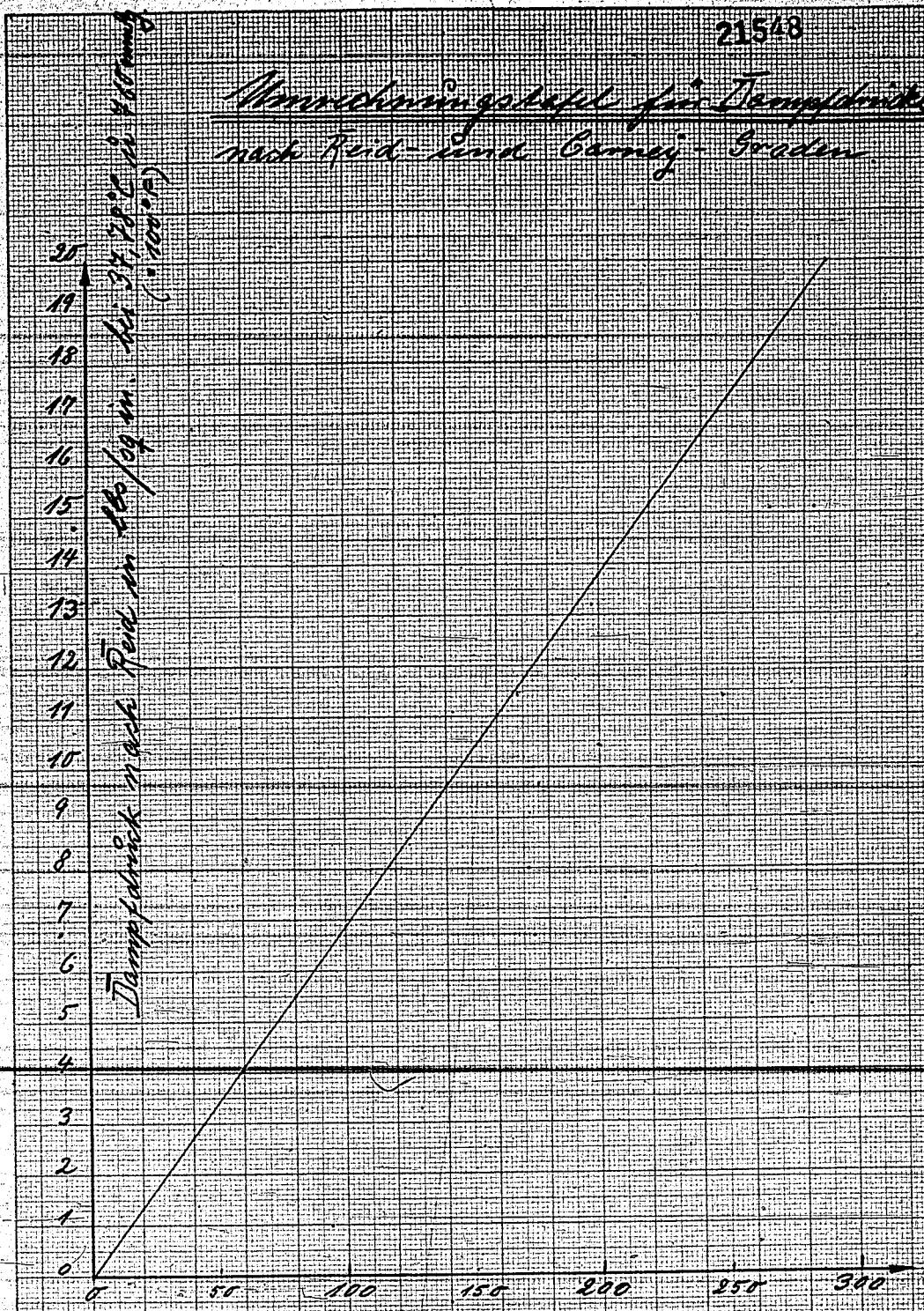
369

POOR COPY

51

21548

*Umrechnungsliste für Dampfdrücke
nach Reid- und Carneg-Graden*

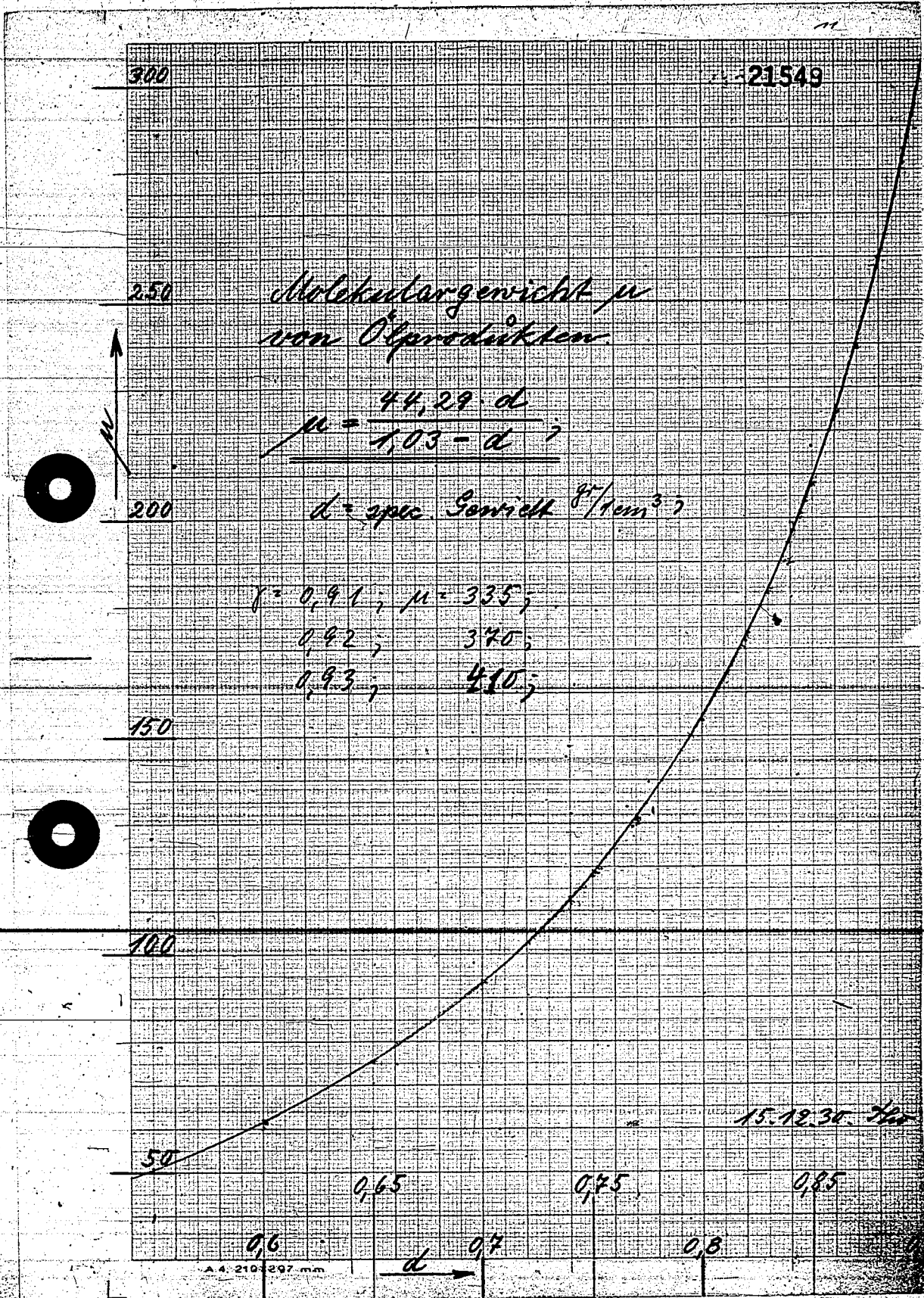


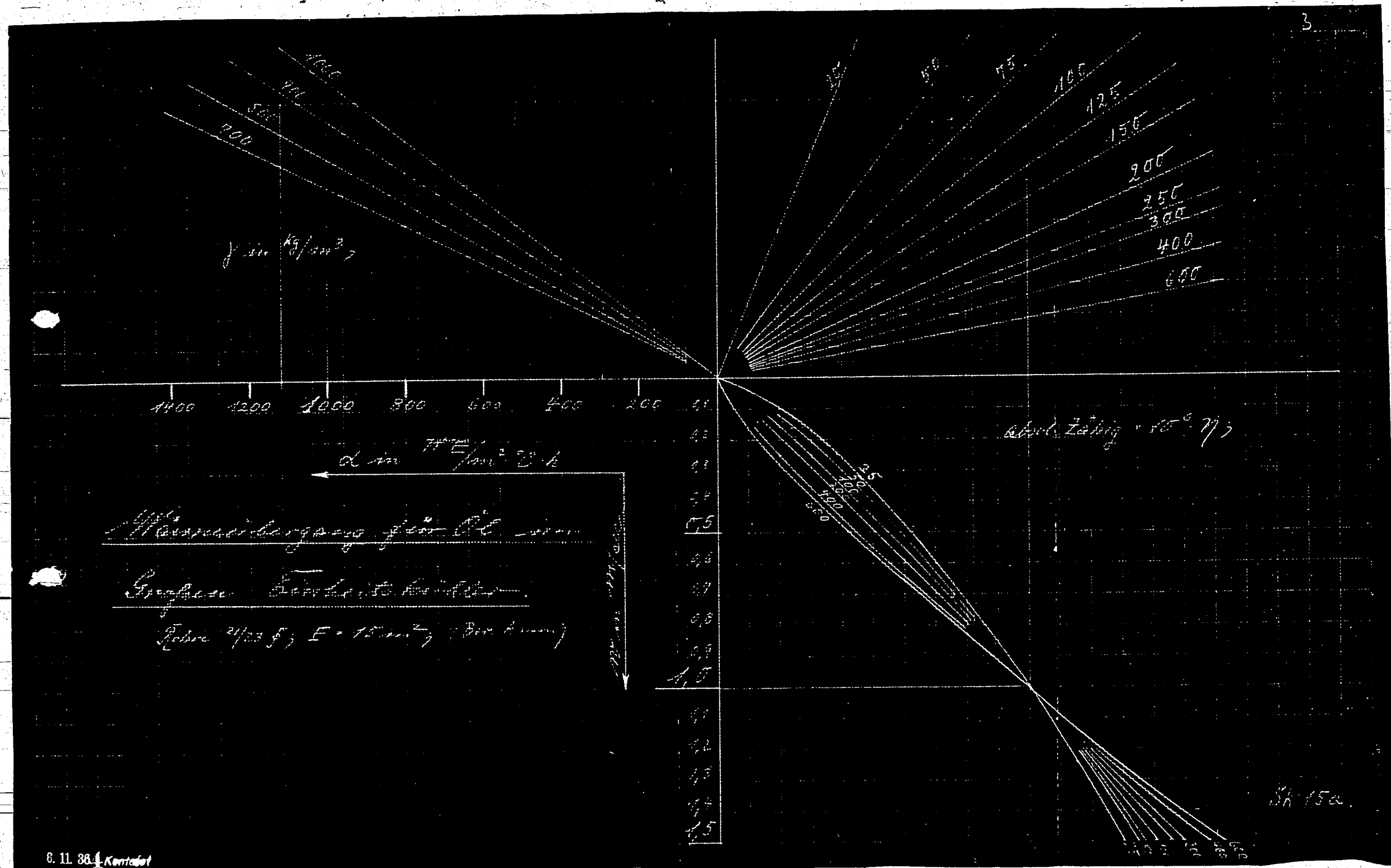
Dampfdruck nach Carneg in mm Hg bei 0°C in 460mmHg

Ammoniakwerk Merseburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

L. Dr. Ollens. Jahr 20/2. 32.

300 1/2 A4 (210x297 mm)





6. 11. 38. 1. Kottel

POOR
COPY

51

Gasnachlieferung

21551

Aufgabe:

Bei einer Fränkl-Linde-Anlage zur Herstellung von Sauerstoff soll untersucht werden, ob es bei gleichbleibendem Rückfluß möglich ist, den Sauerstoffgehalt des Stickstoffs am oberen Kolonnenausgang durch eine größere Plattenzahl herabzudrücken.

Die beiliegende Tafel zeigt die Abhängigkeit des O_2 -Gehaltes von der Plattenzahl.

Me 807. 18/10.32.

Thompson

21552

Produkt = $9100 \text{ m}^3/\text{h}$ bei $0^\circ, 260 \text{ kg}$; 1

$$N_2 = 0,79 \cdot 9100 = 7190 \text{ m}^3/\text{h} \cdot (1,429) = 9000 \text{ kg/h} = 322 \text{ ddt}$$

$$O_2 = 0,21 \cdot 9100 = 1910 \text{ m}^3/\text{h} \cdot (1,251) = 2320 \text{ m}^3/\text{h} = 85 \text{ kg/h}$$

$$G = \frac{9000 + 2320}{2} = 407 \text{ kg/h}$$

Mengenbilanz: (Wärmer Kolonnenwert)

$$O_2: P \cdot 0,21 = R \cdot 0,41 + S \cdot 0,01 \quad | \quad 0,59 \quad | \quad 0,99$$

$$N_2: P \cdot 0,79 = R \cdot 0,59 + S \cdot 0,99 \quad | \quad 0,49 \quad | \quad 0,01$$

$$P(0,21 \cdot 0,59 - 0,79 \cdot 0,41) = S(0,01 \cdot 0,59 - 0,99 \cdot 0,41)$$

$$0,20 \bar{P} = 0,40 \bar{S}$$

$$\bar{S} = \frac{407}{2} = 203,5 \text{ ddt}$$

$$P(0,21 \cdot 0,99 - 0,79 \cdot 0,01) = R(0,41 \cdot 0,99 - 0,59 \cdot 0,01)$$

$$0,20 \bar{P} = 0,40 \bar{R}$$

$$\bar{R} = \frac{407}{2} = 203,5 \text{ ddt}$$

Um Rückstand:

$$\bar{R}_{O_2} = 0,41 \cdot 203,5 = 83,5 \text{ ddt} = 2655 \text{ kg/h}$$

$$\bar{R}_{N_2} = 0,59 \cdot 203,5 = 120,0 \text{ ddt} = 3360 \text{ kg/h}$$

$$203,5 \text{ ddt} \quad G_R = 6015 \text{ kg/h}$$

Um Destillat:

$$\bar{D}_{N_2} = 0,99 \cdot 203,5 = 201,46 \text{ ddt} = 5650 \text{ kg/h}$$

$$\bar{D}_{O_2} = 0,01 \cdot 203,5 = 2,04 \text{ ddt} = 65 \text{ kg/h}$$

$$203,50 \text{ ddt} \quad \underline{5715 \text{ kg/h}}$$

In die Entspannungsmaschine gehen:

$$2650 \text{ m}^3/\text{h} = 2650 \cdot 1,251 = 3326 \text{ kg/h}$$

21554-3

Berechnung der Plattenzahl bei kond. Fickoff

Fall 1: O_2 = Gehalt am oberen Kolonnen-
ausgang = 6,5%

$$d = \frac{p_{M_2}}{p_{O_2}} (\text{bei } -194^\circ) = \frac{1,20}{0,27} = 4,44$$

$$\frac{x_{FB}}{x_{FA}} = \frac{83,5}{120} = 0,695 = 69,5 \text{ Mol } \%$$

$$\frac{x_{EB}}{x_{EA}} = \frac{14,2 - 0,85}{205 - 85} = \frac{13,35}{120} = 0,111$$

Nach Fenske:

$$\frac{x_{FB}}{x_{FA}} = (a \cdot d)^{n-1} \frac{x_{EB}}{x_{EA}} \frac{d-1}{ad-1} = \frac{x_{EB}}{x_{EA}} \frac{(1-a)d}{a \cdot d - 1}$$

$$a = 1 - \frac{x_{EA}}{y_{EA}} = 1 - \frac{205 - 85}{205} = 1 - \frac{120}{205} = 0,415$$

$$a \cdot d = 1,84; \quad m = ? = \text{ideelle Plattenzahl}$$

$$0,695 = 1,84^{n-1} \cdot 0,111 \cdot \frac{3,44}{0,84} = 0,111 \cdot \frac{0,585 \cdot 4,44}{0,84}$$

$$0,695 = 1,84^{n-1} \cdot 0,455 = 0,344$$

$$1,039 = 1,84^{n-1} \cdot 0,455$$

$$1,84^{n-1} = \frac{1,039}{0,455} = 2,28;$$

$$n = 1 + \frac{\log 2,28}{\log 1,84} = \frac{0,3579}{0,2648} + 1 = 1 + 1,35 = 2,35$$

$$\text{effektiv} = \frac{n}{\eta} = \frac{2,35}{0,80} = 3 \text{ Platten}$$

21555 4

Fall II: O_2 -Gehalt am oberen Kolonnen-
anfang = 3,0 Mol %.

$$N_2 = 4763 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 4763 \cdot 1,257 = 5980 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 213 \text{ Mol}$$

$$O_2 = \frac{147}{4910} = \frac{147 \cdot 1,429 \cdot 210}{6180} = \frac{6,6}{219,6}$$

$$a = 1 - \frac{213 - 85}{213} = 1 - \frac{128}{213} = 1 - 0,6 = 0,4$$

$$a \cdot d = 1,78;$$

$$\frac{X_{CB}}{X_{CA}} = \frac{6,6 - 0,85}{213 - 85} = \frac{5,75}{128} = 0,045$$

$$0,695 = 1,78^{n-1} \cdot 0,045 \cdot \frac{3,44}{0,78} = 0,045 \cdot \frac{0,6 \cdot 4,44}{0,78}$$

$$0,154$$

$$0,849 = 1,78^{n-1} \cdot 0,195$$

$$1,78^{n-1} = \frac{0,849}{0,195} = 4,28$$

$$n = 1 + \frac{\log 4,28}{\log 1,78} = \frac{0,6314}{0,2504} + 1$$

$$n = 1 + 2,52 = 3,52$$

$$n_{\text{gl}} = \frac{3,52}{0,8} = \underline{\underline{4,6 \text{ Platten}}}$$

Fall III: O_2 -Gehalt am oberen Kolonnen-
anfang = 1 %.

$$N_2 = 4861 \frac{\text{mol}}{\text{h}} = 4861 \cdot 1,257 = 6080 = 218,0 \text{ Mol}$$

$$O_2 = \frac{49}{4910} = \frac{49 \cdot 1,429 \cdot 210}{6150} = \frac{2,2}{220,2}$$

21556,5

$$a = 1 - \frac{218-85}{218} = 1 - \frac{133}{218} = 0,61 = 0,39$$

$$a_d = 1,73 \cdot \frac{K_{CB}}{K_{CA}} = 1,73 \cdot \frac{2,2-0,85}{218-85} = \frac{1,35}{133} = 0,01$$

$$0,695 = 1,73^{n-1} \cdot 0,01 \cdot \frac{3,44}{0,73} = 0,01 \cdot \frac{0,61 \cdot 4,44}{0,73}$$

$$0,037$$

$$0,432 = 1,73^{n-1} \cdot 0,042$$

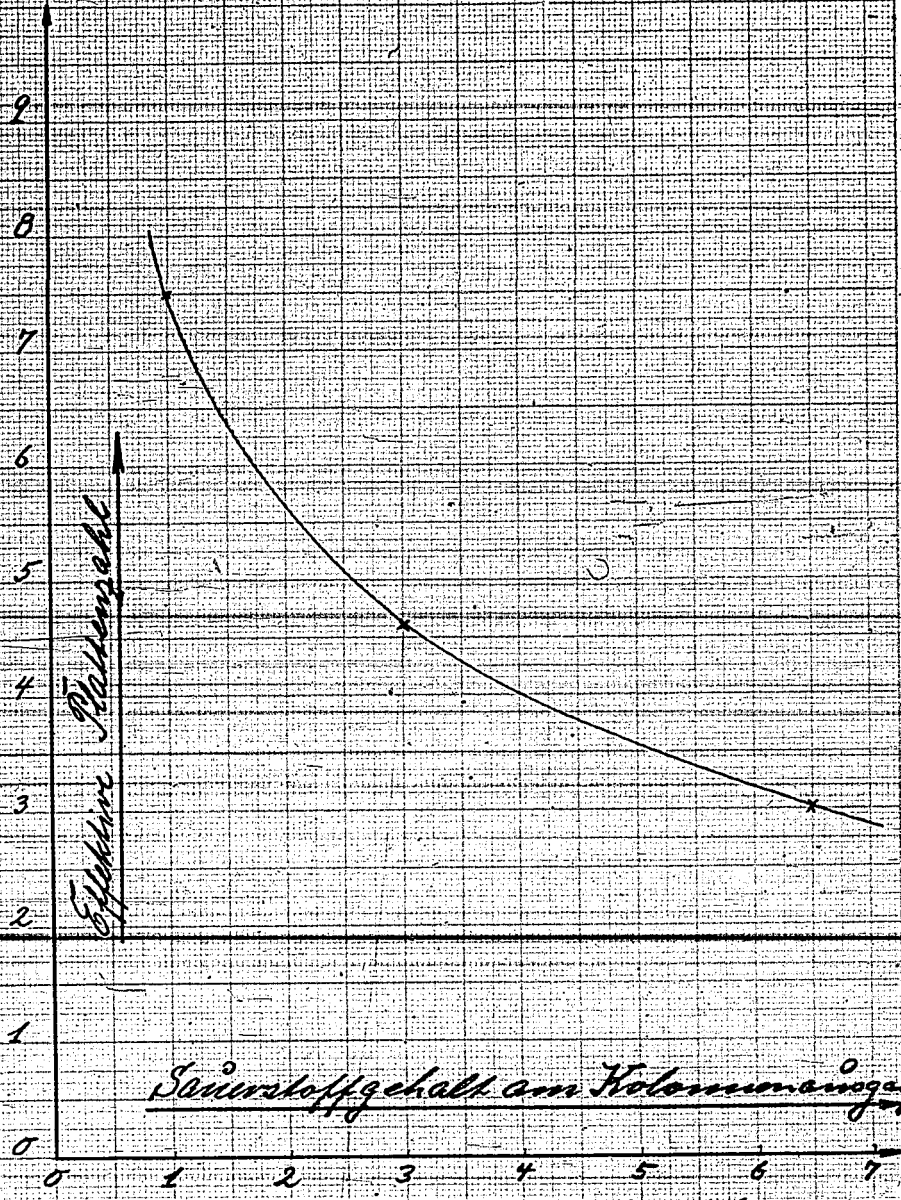
$$1,73^{n-1} = \frac{0,432}{0,042} = 10,3$$

$$n = 1 + \frac{\log 10,3}{\log 1,73} = \frac{1,012}{0,238} + 1 = 6$$

$$n_{eff} = \frac{6}{0,8} = \underline{\underline{7,5 \text{ Platten}}}$$

21557

Fränk. Ländl. Anlage
für 10000 m² Lsg.



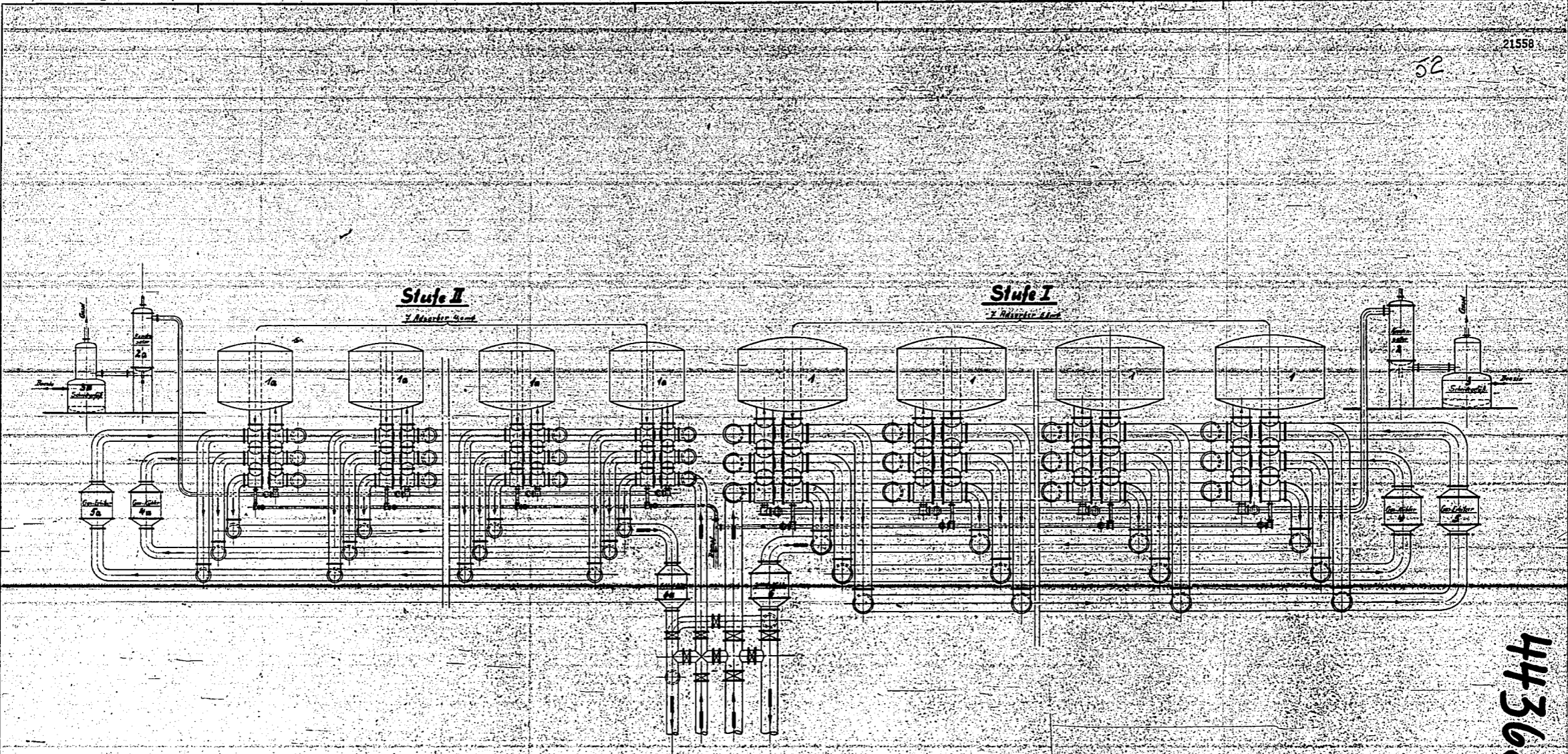
Säurestoffgehalt am Kolonnenanfang

Mol-%

Ammoniakwerk Merseburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Launa-Werke (Kreis Merseburg)

St. 1102

30010 A4 (210x297 mm)



- 1, 1a = Adsorber
- 2, 2a = Kondensator
- 3, 3a = Schiedgefäß
- 4, 4a = Gas-Kühler
- 5, 5a = Gas-Erküher
- 6, 6a = Saug-Kühler

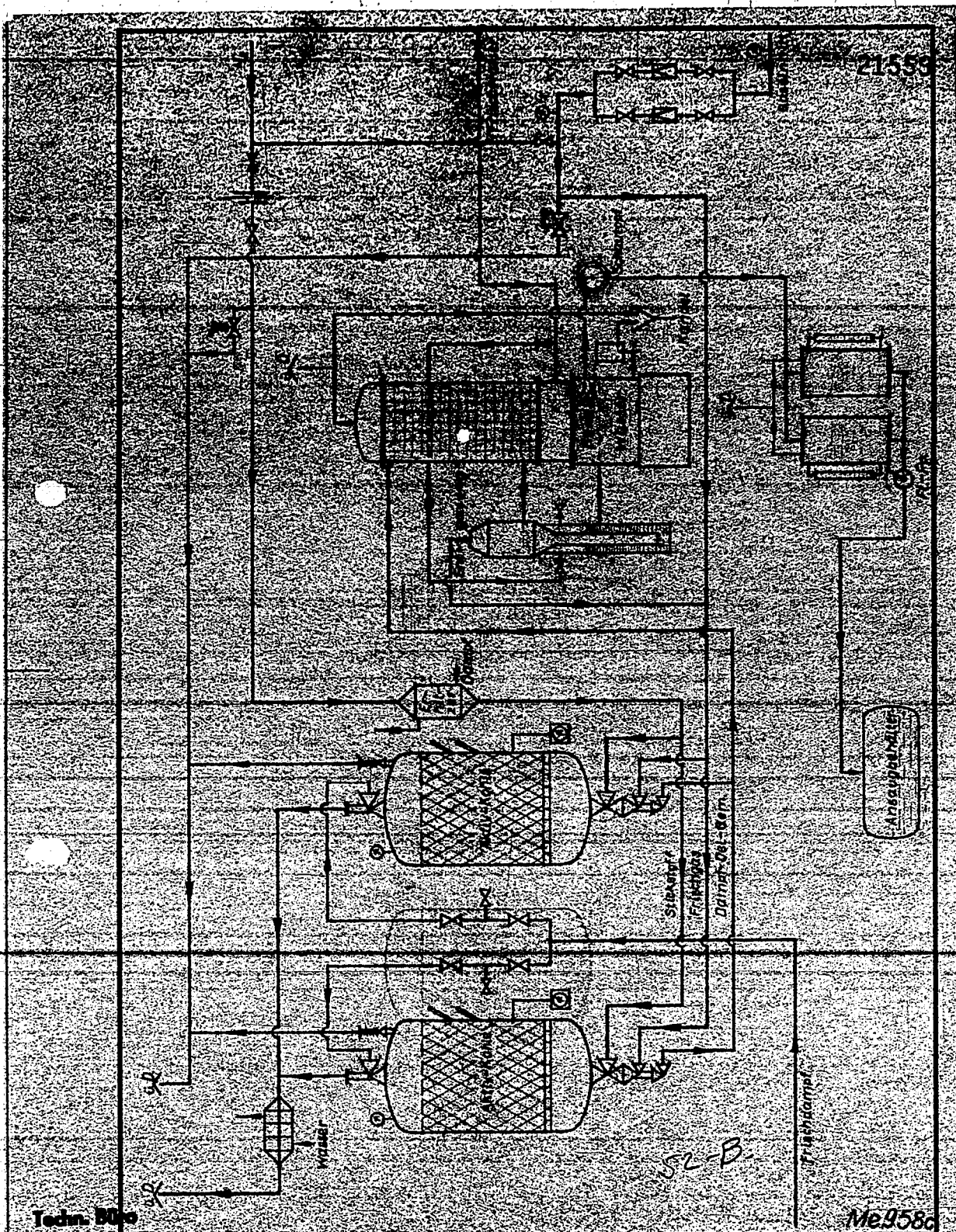
4436a/15

10554

16. Oktober 1942

Schalt-schema der Aktivkühl-Anlage
Wintershall A.G. für Lützkendorf

Zeichnung Nr.	7A 30095
Projektant	
Gezeichnet	
Geprüft	
Freigegeben	



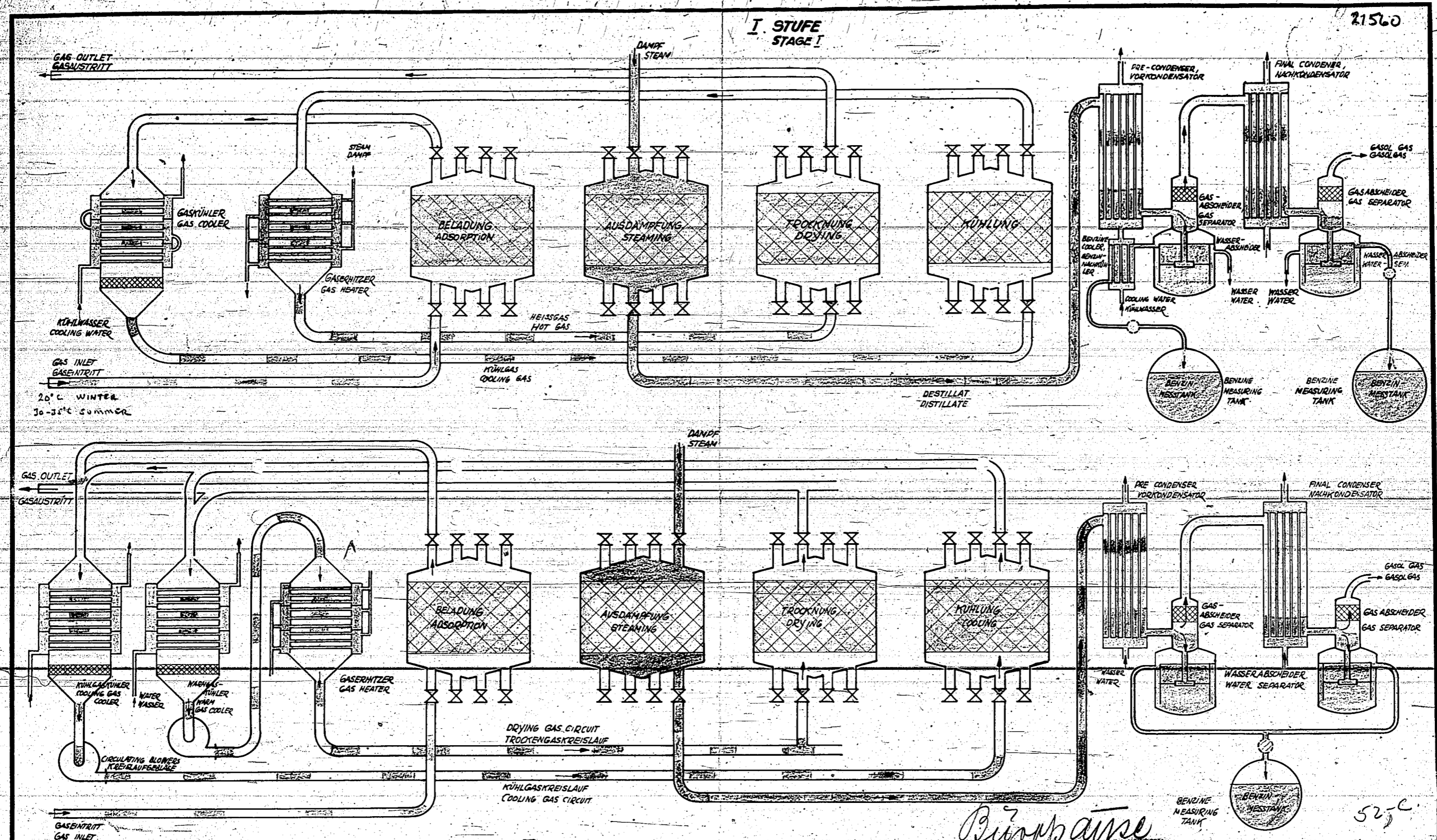
Techn. Büro
 Nr. 972 Ref. 9172
 14. Mai 1944
 Maschinenfabrik Storzburg G.m.B.H.

Schema der AA-Kohle-Anlage
M5241-16

Me 9586

POOR COPY 52

21560



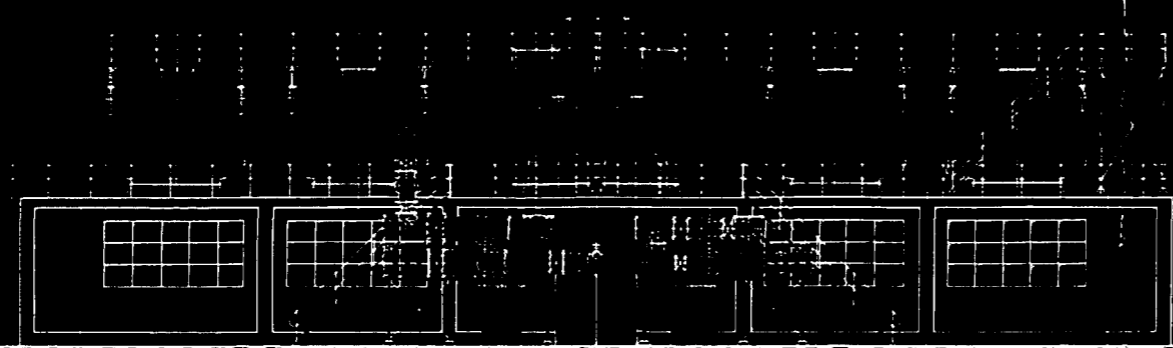
II STUFE
STAGE II

WORKING DIAGRAM
OF A LURGI-PLANT FOR THE
EXTRACTION OF MOTOR SPIRIT
FROM SYNTHETIC GAS

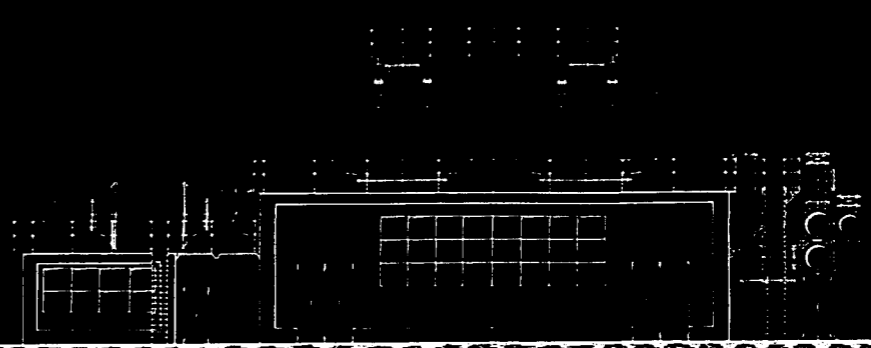
Datum	Name	AKA 12327/28	LURGI Gesellschaft für Wärmetechnik m.B.H. Frankfurt a. Main
Gezeichnet	22. 6. 36	AKA 12353	
Geprüft			37 314 a
Normgepr.			
Maßstab:	ARBEITSSCHEMA FÜR DIE LURGI-ANLAGE ZUR TREIBSTOFFGEWINNUNG AUS SYNTHETISCHEN GAS		Ersatz für: Ersetzt durch:

POOR COPY 52

ANSICHT .A.
VIEW .A.



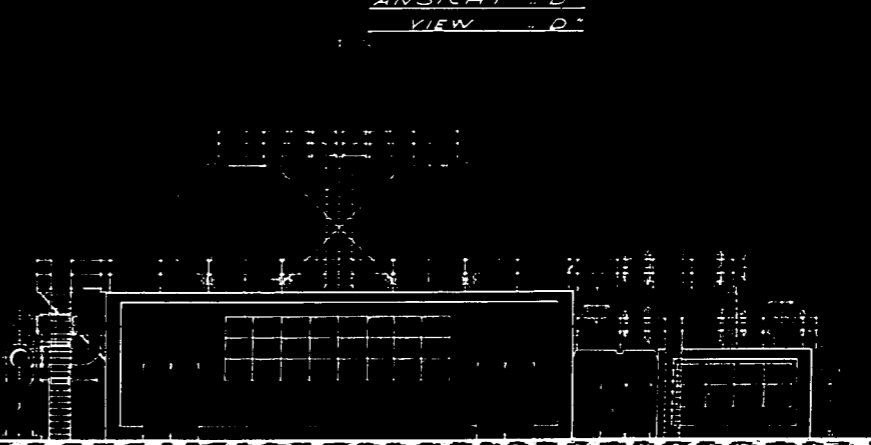
ANSICHT .B.
VIEW .B.



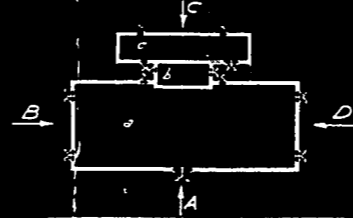
ANSICHT .C.
VIEW .C.



ANSICHT .D.
VIEW .D.



GRUNDRISS
PLAN VIEW



- a. ADSORBERAUM
ADSORBER - ROOM
- b. SCHALT - MESSRAUM
MEASURING - ROOM
- c. MASCHINENRAUM
ENGINE - ROOM

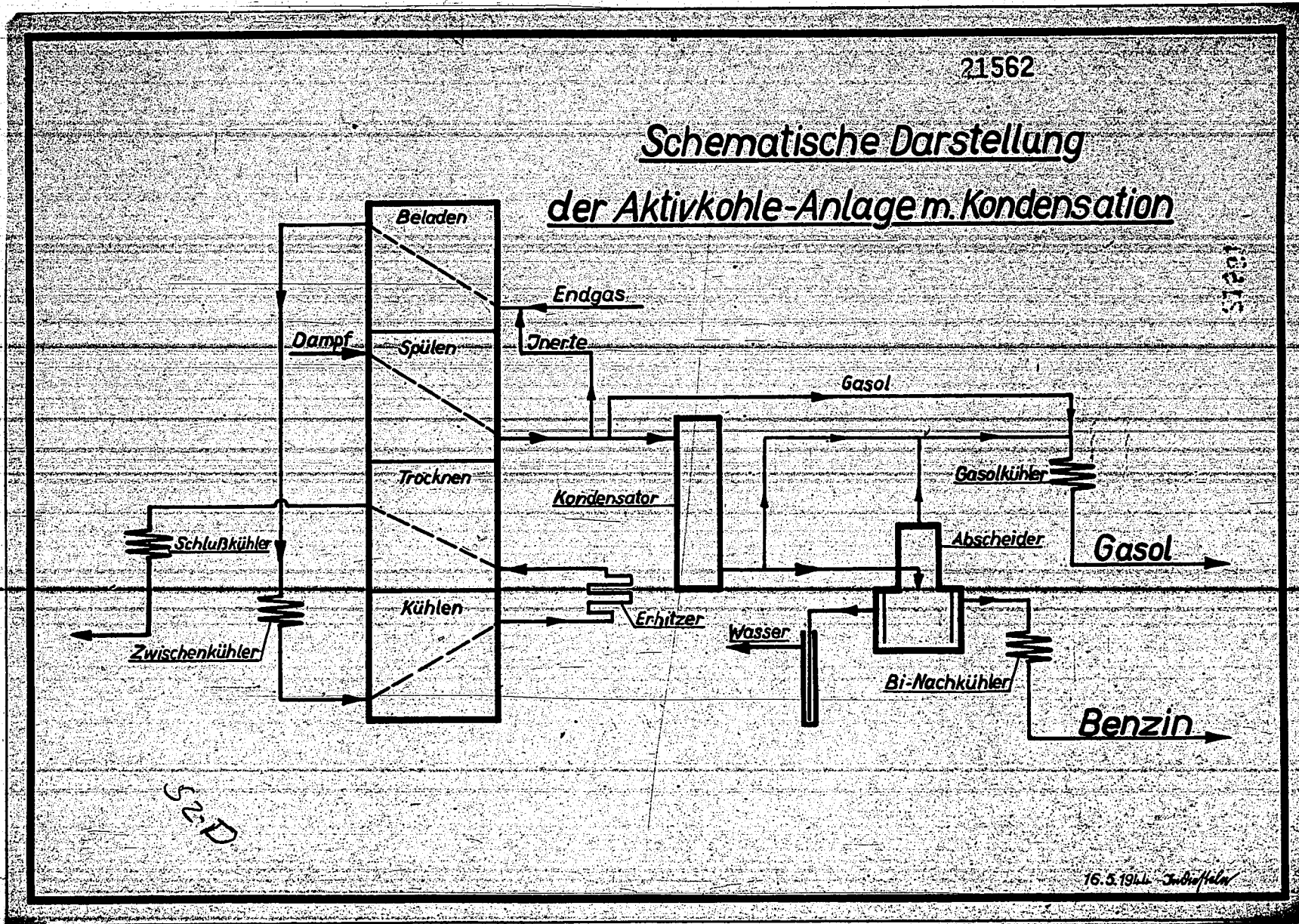
SUPERSORBON PLANT FOR THE EXTRACTION OF BENZINE
AND GASOL FROM THE GAS OF THE FISCHER - TROPICH - SYNTHESE

25 x 38 6/16
SUPERSORBON - ANLAGE IAK/120627
1:100 ZUR GEWINNUNG VON TREIBSTOFFEN
V. D. FISCHER - TROPICH - SYNTHESE

POOR COPY 52 D

21562

Schematische Darstellung der Aktivkohle-Anlage m. Kondensation



52 D

21565

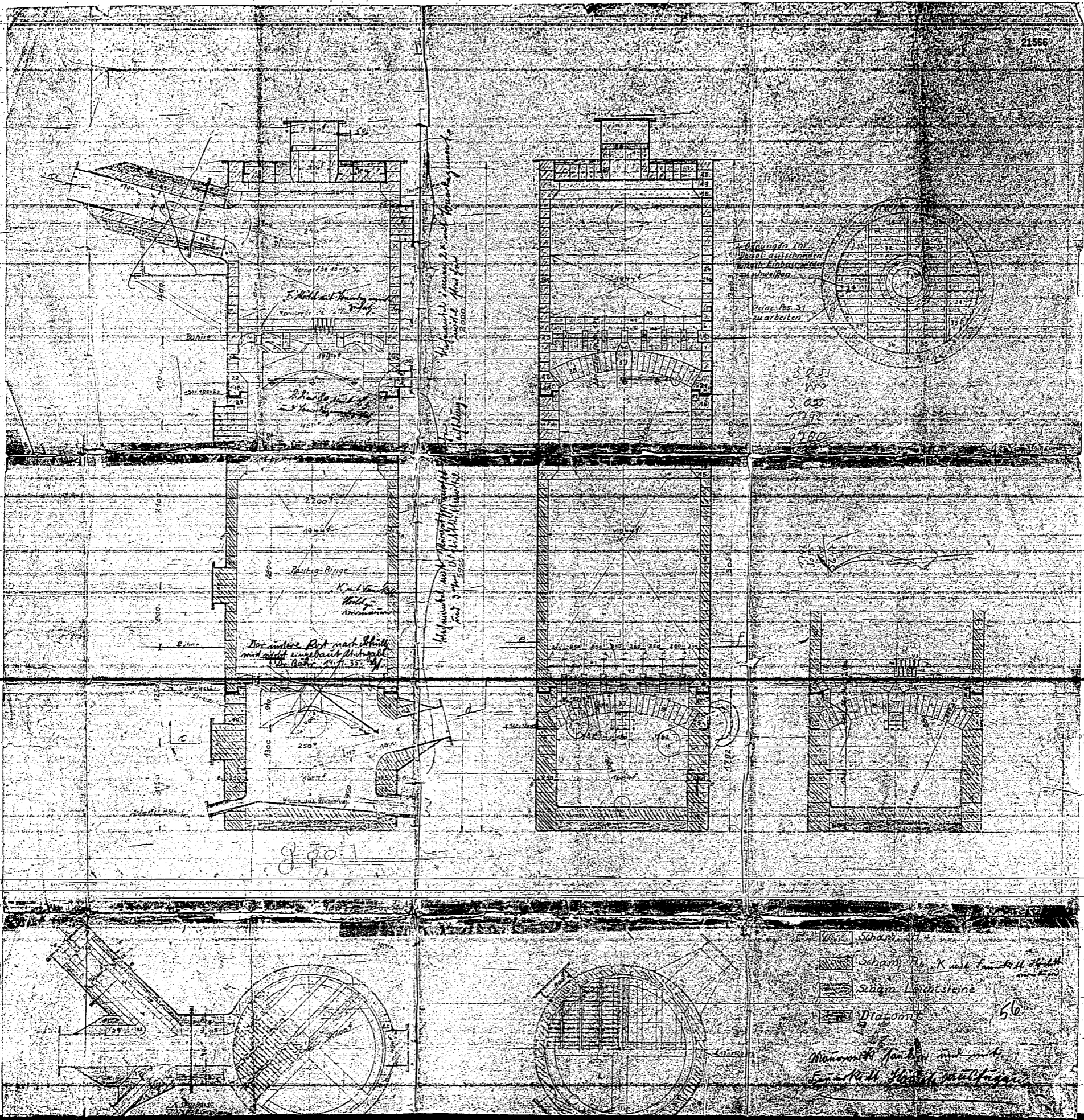
Item 53 Box 1 Entitled "Verfahren zur Katalytischen Gewinnung von S aus H₂S haltigen Gasen" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

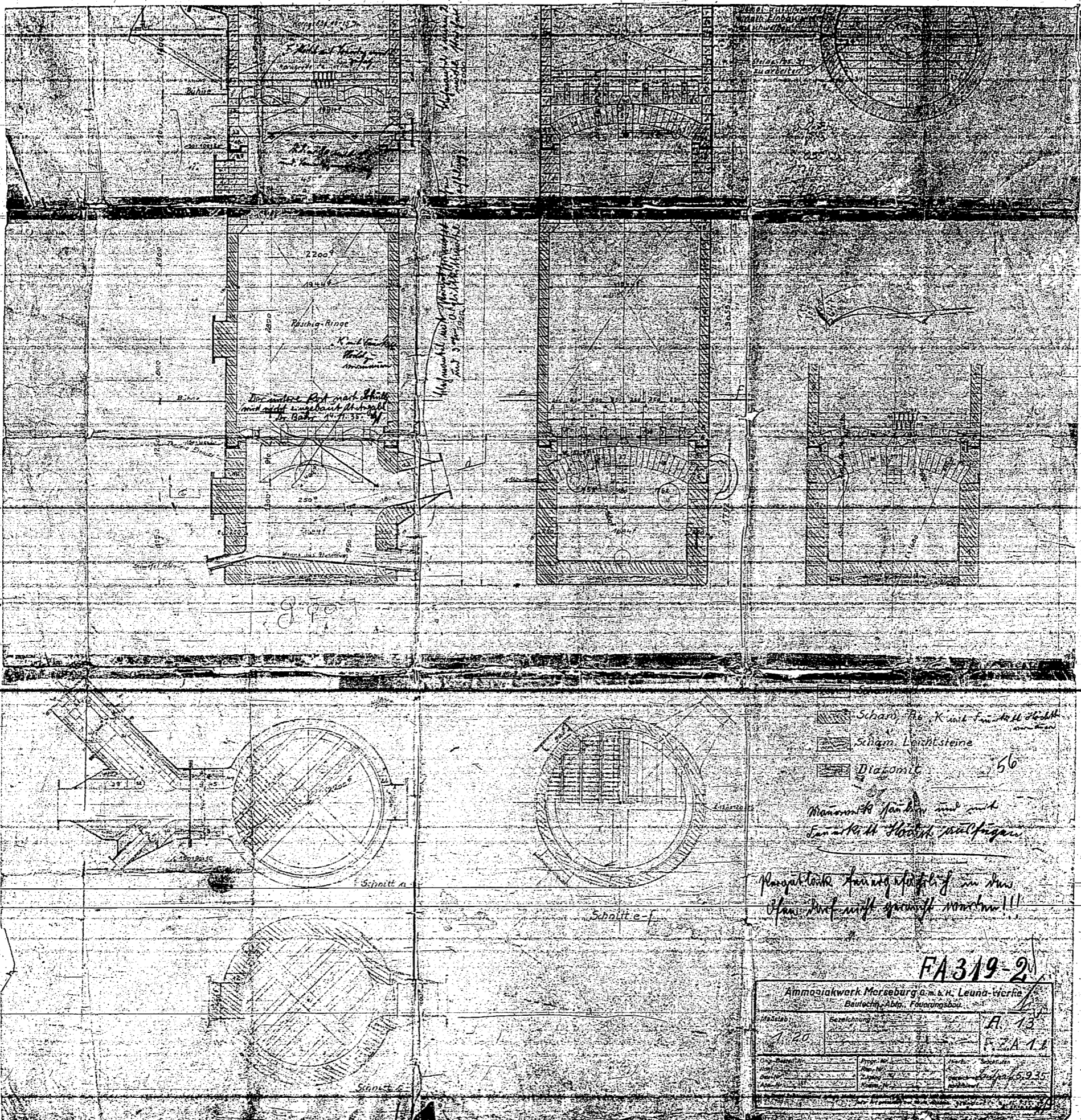
21564

Item 54 Box 1 Entitled "Niederschrift über die Erfahrungsaustauschsitzung vom 17. Nov. 1939 bei Ruhrbenzin A.G., Oberhausen-Holten" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

21565

Item 55 Box 1 Entitled "Enschwefelungs-Verfahren der
Schächtleben A.G." has been incorporated into the Appendix
of the Navy Technical Report on Gas Purification





FA 319-2

Ammosiakwerk Merseburg a. M. & H. Leuna-Vieritz	
Bautechn. Abt., Feuerungsabw.	
Abt. 120	Bezeichnung A 13
	FZA 1.1
Proj. Nr. 120	Blatt 13
Verf. 120	Blatt 13
Blatt 13	Blatt 13

Blatt 13

21567

Item 57 Box 1 Entitled "Verbrennen von H_2S zu Schwefel in Claus-Ofen" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

A list of installations is given (57) including
Holland, U.S., Hungary, Italy, England, Japan, etc.

The guarantees for Winterhal Banray at
Futzykindof were:

Generator gas	20,000 cbm/hr to recover 49% H ₂ S
Synthesis suitable gas	7,000 " " to recover 1400 dm ³ /hr H ₂
H ₂ S in outlet	0.15 g/m ³
CO ₂ in outlet	2% of inlet
S recovery in Claus	90%
S purity	99.8%
Large loss/year	20% of the hourly circulation
Steam consumption @ 50000 cbm	12 t/hr
60	14
70	16
90	27.5
Life of Claus cat.	4300 hours

Zelty processed 13000 cbm/hr hydrogen to recover
H₂S + CO₂ amounting to 30 tons/day and also
40000 cbm/hr water gas obtaining 14 t/day of H₂S

21569

proposed
Deubens data from report 1/29/36 by Prof. Menschikov

30,000 cbm/hr schmelgas (735.5 mm, 15°C)
contg. 40 g H_2S /m³ and 20-25% CO_2
to remove H_2S to 1 g/m³

L.P. steam	20 t/hr
Power	70 kW
Fresh cooling water	140 m ³ /hr
Recycle water	630 m ³ /hr
Lange cost (total operating)	26 RM/hr
Labor	4 men and 1 locksmith(?)
Sulfur	1 t/hr

Steam pres 2 atm, slight SH.

The blowers put out 300 mm water pressure

Recycle cool. water temp diff = 10°

There is also an S. lange

They have had considerable difficulty with iron corrosion. Prof. Augustin's ltr. of 7/11/38 indicates that substit. of Al in mangle doesn't help.

21570

Item 59 Box 1 Entitled "Berechnung der Verbrennungs-
temperaturen von Schwefel-wasserstoff-Kohlensäuremischungen"
has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical
Report on Gas Purification.

Schwenke

21571

HOCHSCHULE AKTIENGESELLSCHAFT

H. N. ...

Siegerschrift

Über die Erfahrungsaustauschsitzung
vom 17.4.1942 in Essen.

Postamtwerk Rheinpreussen
Posteingang
31. JULI 1942
Eried.

Anwesend die Herren

- Hochschüler
- Wagner
- Kammer
- Kunze
- Lecke
- Müller-Lukanus
- Franschke
- Weingarten
- Grimme
- Strüwan
- Baumgarten
- Kölbel
- Braune
- van Holt
- Ritter
- Combes
- Boll
- Lösser
- Mohry
- Tiemann
- Schwenke
- Löpmann
- Engel
- Scholz
- Tönnis
- Ohme
- Ullrich
- Drees
- Kasper
- Dahn
- Feisst
- Laube
- Neweling
- Roelen
- Schuff

Brabag Schwarzheide

Rheinpreussen ✓

Rauxel

Krupp

Chemische Werke
Essener Steinkohle

Wintershall AG.

Hoesch-Benzin

Schaffgotsch

RCH

60
im Fein
in der ...
N

Schaff begrüßt die Vertreter der einzelnen Werke und bedauert mitteilen zu müssen, dass durch dringende Schaltung die Herren der Direktion der Ruhrchemie dieser Sitzung nicht beizuhören können. Das vorher den Lizenzteilnehmern mitgeteilte Programm, das folgende Punkte aufzählt:

- 1.) Vor- und Nachteile der Anwendung von Feinreinigermasse mit höherer Porosität als bisher angewandt.
- 2.) Vor- und Nachteile der bei den Niederdrucköfen vorhandenen 2. Wasserdampfsysteme (Rohrbogenöfen - Kammeröfen).
- 3.) Haltbarkeit der A-Kohle unter Berücksichtigung der von der Lurgi gegebenen Garantien.
- 4.) Korrosionen der Endgasleitungen bei der Niederdrucksynthese sowie Korrosionserscheinungen an anderen Stellen, z.B. Gasometer etc.
- 5.) Welcher Regenerierung der Kontakte ist nach den heute vorliegenden Erfahrungen der Vorzug zu geben:

- a) Hydrierung
- b) Extraktion
- c) Extraktion + Hydrierung

soll zuerst behandelt werden, danach können andere Betriebsfragen besprochen werden.

I. Vor- und Nachteile der Anwendung von Feinreinigermasse mit höherer Porosität als bisher angewandt.

Pranschke berichtet eingehend über zwei Betriebsversuche, die mit einer Feinreinigermasse mit 17,3 % Natriumkarbonat und 70,8 % Porosität und mit 13,3 Natriumkarbonat und 69,4 Porosität in Betriebsaggregaten durchgeführt wurden. Mit der ersten Masse wurde bei einem Gehalt von 2,2 g org. Schwefel/100 m³ Synthesegas und einer Belastung von 14 000 m³ bei 140° der Versuch begonnen und die Temperatursteigerung mit 3° je Woche durchgeführt. Es gelang hierbei, den Reinigungsversuch über 209 Tage bei einem Schwefelgehalt von im Mittel 0,08 g/100 m³ Reingas zu fahren. Nur zum Schluss traten Schwefelwerte bis zu 0,2 g org. Schwefel/100 m³ auf. Um diesen Wert nicht zu überschreiten, wurde der Versuch nach der angegebenen Zeit abgebrochen.

Der Versuch mit der zweiten Masse wurde im Temperaturintervall von 80 - 140° durchgeführt, wobei bei gleichem Schwefelgehalt im Aus-

gangegas eine Reinheit bis auf ebenfalls 0,09 g Schwefel/100m³ in Reingas erzielt werden könnte. Der Versuch wurde nach 120 Tagen, also bei geringerer Auf sättigung der Masse abgebrochen, da diese zur weiteren Reinigung im Werk Luftkendorf eingesetzt werden sollte. Aus der grossen Zahl anderer Betriebsversuche, die z.T. unter extremen Bedingungen unternommen wurden, ist die Tatsache zu erwähnen, dass es gelang, bei 75° zwei Monate lang eine ausreichende Gasreinheit zu erzielen. Es wurde aber dabei beobachtet, dass der am Ende des Versuches trotz geringer Schwefelbelastung eintretende Schwefeldurchbruch auch durch Temperaturerhöhung nicht mehr beseitigt werden konnte.

Wagner fasst die Ergebnisse nochmals dahin zusammen, dass mit diesen hochporösen Massen Reinheitsgrade des Synthesegases erreicht wurden, die mit normaler Feinreinigermasse bisher nicht erreichbar waren. Aber auch bei Verwendung hochporöser Massen ist der schädliche Einfluss von Kondensaten im Synthesegas auf die Kontaktaktivität festzustellen. Bei hohen Kondensatgehalten wird auch hier eine Vorreinigung durch Aktivkohle nötig, während bei den zur Zeit bei Brabag Schwarzheide vorhandenen Kondensatgehalten eine gute Schwefelreinigung auch ohne Aktivkohle-Vorreinigung gelingt. Ferner ist durch die niedrige Temperatur eine wesentliche Einsparung an Heizgas zu erreichen. Grimme berichtet über Versuche, die ebenfalls mit hochporösen Massen von Brabag Schwarzheide im Laboratorium durchgeführt wurden. Zur Anwendung gelangte ein 3-4 mm Korn mit 15,1 % Natriumkarbonat-Gehalt und eine Gasgeschwindigkeit von 4 cm/sek., die der des Grossbetriebes entspricht. Das Synthesegas hatte einen Schwefelgehalt von 10-17 g erg. Schwefel/100 m³. Die Reinigung konnte bei 140° begonnen werden und ergab ein Reingas mit einem Schwefelgehalt bis zu 0,1 g/100 m³ bis die Masse eine Aufladung von 5,1 % aufwies. Danach traten hohe Schwefeldurchbrüche auf, die auch durch rasche Temperatursteigerung nicht beseitigt werden konnten. Versuche bei niedrigeren Temperaturen (110°) erbrachten keine genügende Reinheit des Gases, die auch bei Temperatursteigerung mit der gleichen Versuchsmasse nicht mehr zu erreichen war. Grimme sieht in der Verwendung von hochporösen Massen bei der Reinigung von schwefelreichen Gasen, wie sie bei allen anderen Werken ausser Brabag Schwarzheide gegeben sind, und bei Durchführung der Feinreinigung in normalen Feinreinigeraggregaten keine wesentlichen

Vorteile. Wohl ist eine Temperatursenkung von $20-30^{\circ}$ zu verzeichnen, aber die geringe Beladungsfähigkeit, die seiner Ansicht nach durch den geringen Natriumkarbonatgehalt bedingt ist, bringt eine geringe Kapazität der Feinreinigeranlagen mit sich. Eine Verwendung dieser hochporösen Massen in den Nachreinigungen dürfte aufgrund ihrer Wirksamkeit erfolgversprechend sein.

Kübel hat Reinigungsversuche mit kohlenoxydreichen Gasen (CO/H_2 Verh. ungefähr 1:1) und einem Gehalt an org. Schwefel von $20-25$ g/100 m³ durchgeführt und dabei festgestellt, dass die Reinigungstemperatur um rd. 30° tiefer liegt. Nach den bisher vorliegenden Ergebnissen ist die Gefahr der Kohlenstoffabscheidung bei den hochporösen Massen geringer als bei den normalen Feinreinigermassen. Diese Versuche werden noch fortgesetzt.

Pranschke weist darauf hin, dass auch hochporöse Massen mit rd. 30% Natriumkarbonat hergestellt werden können, die dann auch eine größere Beladungsfähigkeit besitzen müssten. Solche Massen sollen hergestellt werden und bei Rheinpreußen, Rauxel und Ruhrbenzin mit schwefelreichen Gasen versucht werden.

Engel berichtet über die Versuche in Lützkendorf. Hier wurden wegen des hohen Schwefelgehaltes von 50 bis 55 g/100m³ in Synthesegas drei Reinigertürme hintereinander geschaltet, von denen die beiden ersten mit in Schwarzheide schon betriebenen Massen, die eine Schwefelbeladung von rd. 1,5 % hatten, gefüllt waren. Es gelang, hier die Schwefelaufladung dieser Massen auf 6-7 % zu erhöhen, obwohl dieses Gas einen Kondensatgehalt von 0,4 bis 0,6 g/m³ aufweist. Die Reinheit des Synthesegases nach dem gesamten Reinigersystem konnte gegenüber der Verwendung normaler Massen wesentlich gesteigert werden. Es wurden Schwefelwerte von 0,6 bis 1 g/100 m³ Synthesegas erreicht.

Feisst berichtet ebenfalls über Laboratoriumsversuche mit hochporösen Massen der Erabag Schwarzheide. Auch hier konnten die extrem niedrigen Temperaturen, wie sie in Schwarzheide möglich sind, nicht angewandt werden. Ebenso lag die Beladefähigkeit erst bei nur rd. 5 %, als erhöhte Schwefeldurchbrüche erfolgten. Auch bei Hoesch wurden Versuche mit diesen Massen mit den gleichen Ergebnissen durchgeführt.

Die Frage, ob der org. Schwefel bei der Reinigung als Sulfat an das

Alkali gebunden vorliegt, konnte nicht geklärt werden. Interessant ist aber die Mitteilung Franschkes, dass mit ausgelagten, also praktisch alkalifreien Massen ebenfalls gute Reinheitswerte im Temperaturbereich von 100 bis 185° erzielt wurden. Feinreinigungsmassen, die durch Fällung aus Eisensalzen erhalten wurden und die eine Porosität von 50 % aufweisen, zeigten keine so günstigen Reinigungseffekte.

Allgemein wird festgestellt, dass der Sauerstoffgehalt des Gases von wesentlichem Einfluss auf die Reinigungswirkung ist. Lüpmann weist darauf hin, dass der Sauerstoffgehalt beim Auftreten von Kondensat im Gas erhöht werden muss. Ohne hat bei höheren Sauerstoffgehalten als 0,25 % keine bessere Schwefelreinigung erzielt. Braune will - wie schon mitgeteilt - den Sauerstoffgehalt so gewählt wissen, dass das Eisen der Reinigungsmassen in oxydischer Form verbleibt.

Franschke hat festgestellt, dass hochporöse Massen einen erhöhten Sauerstoffgehalt erfordern, um zu völliger Wirksamkeit zu gelangen. Genaue Angaben können aber heute noch nicht gemacht werden.

Über die Verwendung ausgedrehter Feinreinigungsmassen teilt Grimme mit, dass die Gütenhoffnungshütte und Krupp nur salzfreie Massen abnehmen. Ritter hat ebenfalls in Rheinhausen keine Abnahme der ausgebrauchten Masse erreichen können. Die Auslaugung wurde geprüft und zu teuer befunden. Wird die Masse längere Zeit gelaugt, dann tritt Hydratisierung ein und diese Masse kann wie Raseneisenerz in der Grobreinigung verwendet werden. Rauzel hat die Zumischung von nicht ausgelagter ausgebrauchter Feinreinigungsmasse zur Grobreinigung aufgegeben, da betriebliche Schwierigkeiten auftraten. Schuff teilte mit, dass ein Hüttenwerk im beschränkten Maße die ausgebrauchte Feinreinigungsmasse der Ruhrbenzin abnimmt, dass aber nicht bekannt ist, wie diese Masse verwertet wird. Die Ruhrchemie übernimmt die weitere Verfolgung der Verwertung der ausgebrauchten Masse und unterrichtet zu gegebener Zeit die Lizenznehmer.

Laube stellt durch Umfrage den 1942/43 zu erwartenden Feinreinigungsmasse-Bedarf fest. Während der Bedarf aller Werke keine wesentliche Änderung erfährt, bringt die weitere Inbetriebnahme von Lützkendorf, deren Termin aber nicht festgelegt werden kann, eine wesentliche Erhöhung, selbst dann, wenn durch andere Massnahmen der org. Schwe-

felgehalt des Synthesegases gesenkt werden sollte. Bei der heute schon 100prozentigen Ausnutzung der Feinreinigeranlage-Fabrik der Ruhrchemie muss in nächster Zeit darüber entschieden werden, wie ein erhöhter Massebedarf gedeckt werden kann. Die Ruhrchemie soll hierzu den Lizenznehmern Vorschläge unterbreiten.

II. Vor- und Nachteile der bei den Niederdrucköfen vorhandenen zwei Wasserrundlaufsysteme (Rohrbogenöfen - Kammeröfen).

Die beiden Ofenkonstruktionen, der Rohrbogenofen und der Sektionalkammerofen sind unter Bedingungen, die einen Vergleich zulassen, nur bei den Chemischen Werken Essener Steinköhle und bei der Brabag Schwarzheide in Betrieb. Über die Erfahrungen bei den Chemischen Werken Essener Steinköhle berichtet Löpmann. Die Rohrbogenöfen (Einheitsöfen) weisen gegenüber den ersten Lieferungen eine veränderte Dampf/Wassereinführung in den Oberkessel auf und haben hierdurch eine schlechtere Wärmeabfuhr als die für die anderen Werke hergestellten Rohrbogenöfen. Auf diese schlechte Wärmeabfuhr wird auch das Durchgehen mancher Kontakte selbst nach längerer Laufzeit zurückgeführt. Diese sprunghafte Erhöhung der Methan- und Kohlendioxidbildung wurde bei Sektionalkammeröfen noch nicht beobachtet. Sie wird aber bei den Rohrbogenöfen dann ausgelöst, wenn starke Schwankungen im Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnis auftreten. Diese Schwankungen sind bei den Chemischen Werken Essener Steinköhle hauptsächlich durch die Störung in der Koksgaslieferung bedingt. Das CO/H_2 -Verhältnis liegt zwischen 1:1,95 und 1:2,15. Über das Verhalten der beiden Konstruktionen im normalen Dauerbetrieb liegen keine zahlenmäßig sicheren Unterlagen vor, wie es überhaupt schwierig ist, solche zu erlangen, da sie sich nur auf gasanalytische Untersuchungen und Bilanzen aufbauen können.

Neben der schlechten Wärmeabfuhr traten an den Rohrbogenöfen häufig Undichtigkeiten, vor allem an den Walzstellen auf, die bei der Extraktion schon zu Bränden geführt haben. An den Sektionalkammeröfen wurden in geringem Ausmaß Undichtigkeiten an den Stopfen festgestellt.

Eine abschließende Beurteilung der beiden Konstruktionen kann aber auch bei diesem Werk nicht durchgeführt werden, da noch folgender Unterschied besteht: Die Sektionalkammeröfen waren von

anbeginn an auf beide Synthesestufen schaltbar und hierdurch nicht den Anfahrbedingungen ausgesetzt, wie sie für die nicht umschaltbaren Rohröfen bestanden haben. Alle Rohröfen weisen daher mehr oder weniger starke Beschädigungen des Lamellenpaketes auf, während diese Erscheinung bei den Sektionalkammeröfen nicht beobachtet wird.

Für Brabag Schwarzeheide berichtet Müller-Lucanus, dass nur 17 Sektionalkammeröfen bei 50, 250 Synthesöfen insgesamt aufgestellt sind. Unterschiede in der Gaszusammensetzung wurden bisher nicht beobachtet. Was die Reparaturmöglichkeit anbelangt, so wird hier dem Rohröfen der Vorzug gegeben, da einmal das Auswechseln schadhafter Rohre leichter durchzuführen ist und da zum anderen gerade an den Sektionalkammeröfen durch die Einwalzung der Rohre häufige Schäden direkt hinter der Walzstelle beobachtet wurden. Ferner wird darauf hingewiesen, dass bei Sektionalkammeröfen Undichtigkeiten zwischen Wasser und Gasraum möglich sind, während bei den Rohröfen diese Undichtigkeiten hauptsächlich zwischen Gas und Luftraum auftreten.

Schuff fragt an, ob bei den Werken eine Ausbeulung der Seitenwände der Synthesöfen beobachtet wurde. Bei der Ruhrbenzin sind an manchen Öfen solche Ausbeulungen bis zu über 20 mm festgestellt worden. Da hierüber bisher keine Beobachtungen vorliegen, soll dieser Erscheinung besondere Aufmerksamkeit gewidmet werden.

III. Haltbarkeit der A-Kohle unter Berücksichtigung der von der Lurgi gegebenen Garantien.

Die Aktivkohle-Anlagen der einzelnen Werke haben bis jetzt folgende Leistungen aufzuweisen:

					Garantie
Rheinpr.	1. Ausb. 986 kg	Fl. Prod. + Gasol/kg Kohle	800 kg		
	2. Ausb. 562 "	Fl. Prod. + Gasol/kg Kohle	500 "		
Brabag	1. Ausb. 1183 "	" " " "	" "	" "	" "
	2. Ausb.	" " " "	" "	" "	" "
	1. Stufe 918 "	" " " "	" "	" "	" "
	2. Stufe 826 "	" " " "	" "	" "	" "
Ch. W. Ess. Steink.	600 "	" " " "	" "	" "	" "
Viktor	1200 "	" " " "	" "	" "	" "
Krupp	700 "	" " " "	" "	" "	" "
Hoesch	600 "	" " " "	" "	" "	" "

Neben
bei H
Schad
wurde
wobei
kommt
gerin
tion
Vikto
Ob es
verbl
behal
Werke
halten
keine
der S
bei d
benen
Schwe
stim

IV. K
sowie
etc.
Kunze
vor a
den U
dung
an so
ner I
meide
rosiv
sem W
wandf
atige
lösen
Munke

Neben Abriebschäden, die vor allem in den neuen großen Maschinen bei Rheinpreussen aufgetreten sind, traten bei mehreren Maschinen Schäden durch Paraffinabsatz und Ölstopfen ein. Diese Beschädigungen wurden durch Regenerationen mit Dampf bei 10-100° wieder beseitigt, wobei eine 90%ige Wirksamkeit der Kohle wiederhergestellt werden konnte. Die Verluste bei dieser Art der Regeneration sind äußerst gering und liegen zwischen 1 und 10%. Diese Aktivkohle-Regeneration wurde schon von Brabag Schwarzhöhe, Rheinpreussen, Rumbach, Viktor und Krupp durchgeführt.

Ob es gelingt, auch Schädigungen, die durch Aufnahme von Schwefelverbindungen entstanden sind, durch die Wasserdampfbehandlung zu beseitigen, kann nicht gesagt werden. Wohl haben die Chemischen Werke Essener Steinkohle im Betrieb eine Erhöhung des Schwefelgehaltes der Kohle um rd. 2% beobachtet. Da diese Kohle aber noch keiner Regeneration unterworfen wurde, liegen über die Entfernung der Schwefelschädigungen hier keine Ergebnisse vor. Dagegen wurde bei der Brabag Schwarzhöhe in den bei der Regeneration ausgetriebenen Paraffinölen Schwefel festgestellt. Leider wurden hier die Schwefelgehalte der Kohle vor und nach der Regeneration nicht bestimmt.

IV. Korrosionen der Endgasleitungen bei der Niederdrucksynthese sowie Korrosionserscheinungen an anderen Stellen, z.B. Gasometer etc.

Kunze berichtet über die Korrosionen, die bei Brabag Schwarzhöhe vor allem in Endgasleitungen auftraten. Diese Korrosionen entstanden überall da, wo durch Kondensation eine gleichzeitige Abscheidung von Öl- und Wasser stattfindet, d.h. in den Endgasleitungen an solchen Stellen, wo eine grosse Wärmeabfuhr vorhanden ist. Ferner ist eine Aufstauung der Kondensate tunlichst überall zu vermeiden. Bemerkenswert ist weiter, dass Schweißstellen keinen korrosiven Angriff aufweisen. Als schützender Überzug wurde bei diesem Werk Metallogen A u.B, das bei 260° eingebrannt wird, mit einwandfreien Versuchsergebnissen angewandt. Ohne hat keine so günstigen Ergebnisse mit Schutzüberzügen erhalten, da häufig ein Ablösen des Korrosionsschutzmittels beobachtet wurde. Ritter hat Munkelit B an Kondensatoren mit gutem Erfolg angewandt.

Bei Brabag Schwarzheide, Krupp und Rheinpreussen traten auch Korrosionen, vor allem an den Entwässerungsetzzen der Restgasleitungen auf. Neweling berichtet über die Schwierigkeiten in der Druckkondensation, wo bei wasserseitig messing-plattierten Röhren das Zink durch das saure Rückkühlwasser aus der Legierung herausgelöst wurde. Die jetzt angewandten kupfer-plattierten Röhren haben sich bewährt. Brabag Schwarzheide hat Inchromierte Röhren bestellt, mit denen gute Versuchsergebnisse erzielt wurden. Diese Inchromierten Röhren sind so teuer wie V21-Röhren. In der Druckkondensation bei Hoesch wurden nur eiserne Röhren verwandt, da hier aufgrund der Konstruktion die Auswechslung eines Kondensators in einem halben Tag erfolgen kann und eine genügende Anzahl von Kondensatoren vorhanden ist. Die bei der Ruhrbenzin beobachtete Korrosion am Wassergasgasometer, die sich trotz Verwendung von Imunol als Schwimmschicht am unteren Schuß der Glocke stark auswirkte, wurde bei anderen Werken bis jetzt noch nicht beobachtet. Krupp hat Messungen der Wandstärken regelmässig durchgeführt. Hier wurde nur bei den Restgasbehältern ebenfalls im unteren Schuß ein merkliches Zurückgehen der Wandstärke beobachtet. Korrosionserscheinungen bei Gasol-Gasometern traten fast bei allen Werken auf. Bei der Ruhrbenzin wurde Konralin als Innenanstrich verwandt, das sich wahrscheinlich gut gehalten hat, da bisher keine Korrosionen bemerkt wurden.

V. Welcher Regenerierung der Kontakte ist nach den heute vorliegenden Erfahrungen der Vorzug zu geben:

- a) Hydrierung
- b) Extraktion
- c) Extraktion + Hydrierung

Da allein die Chem. Werke Essener Steinkohle weitgehend zur kombinierten Extraktion und Hydrierung übergegangen sind, berichtet Löpmann hierüber. Während einer Ofenlaufzeit von 3 - 4 Monaten wird z.Zt. die Extraktion allein durchgeführt. Ist aber danach eine Synthesetemperatur von 196° erreicht, so wird die Extraktion ^{an} eine Hydrierung angeschlossen. Hierdurch konnte bei normalen Belastungen die Lebensdauer einer Ofenfüllung um 20 bis 30 Tage erhöht werden. Der Vorteil der Kombination der beiden Regenerationsarten ist auch theoretisch erklärbar. Ihre physikalischen Auswirkungen

sind grundverschieden. Die Extraktion löst das Paraffin ohne Beeinträchtigung des Katalysators heraus, während die Hydrierung durch teilweise Spaltung bis zum Methan das Paraffin entfernt und hierbei vor allem durch die höheren Temperaturen eine thermische Schädigung des Kontaktes auftreten kann. Versuchsweise wurden aber höher molekulare Kohlenwasserstoffe durch die Hydrierung abgebaut und entfernt, worauf die günstige Auswirkung dieser Regenerationsart zu lokgeföhrt werden kann. Wagner findet diese Auffassung bei Drabig Schwarzheide bestätigt. Im Versuchs- und Betriebsmaßstab hat hier die Kombination der beiden Regenerationsarten ebenfalls gute Erfolge gezeigt. Wagner glaubt ebenfalls, dass durch die Extraktion des Paraffin und durch die Hydrierung andere Verunreinigungen vom Kontakt entfernt werden. In Schwarzheide zeigten ferner Versuche mit feinstgereinigtem Gas und mit kombinierter Regeneration, dass kaum mehr eine Ermüdung des Kontaktes durch die CO/H_2 -Umsetzung festzustellen war. Auch in Lützkendorf wird die Regeneration in kombinierter Form durchgeführt. Hier wurde eine Senkung der Ofentemperatur bei der Umsetzung erreicht und damit günstige Verflüssigung erzielt.

Van Holt glaubt, dass die guten Syntheseeergebnisse bei den Chemischen Werken Essener Steinkohle vor allem auf den ruhigen Betrieb besonders in der Gaserzeugung zurückzuführen sind. Hierzu stellt aber Löpman fest, dass die Schwankungen des gesamten Betriebes ganz erheblich sind, obwohl bewusst auf Sicherheit gefahren wird, d.h. die Anlagen werden bewusst nicht bis zum letzten ausgenutzt.

Weingärtner berichtet über Vergleichsversuche, die mit den beiden Regenerationsarten in Schwarzheide durchgeführt werden. Die Synthese des ersten Ausbaues wird mit Extraktion mit nachfolgender Kurzhydrierung (5-6 Stunden), die Synthese des zweiten Ausbaues wird mit Extraktion oder Hydrierung in wechselnder Folge betrieben. Dabei konnte bis jetzt im Ausbau I eine Steigerung des Paraffingatsch-anfalles von 7,8 auf 9,5 % seit Anfang dieses Jahres erreicht werden. Weitere Angaben werden nach Beendigung des Versuches in Aussicht gestellt. Weingärtner und Köbel glauben, dass durch die zusätzliche Hydrierung auch noch stabile Kobaltkarbide angegriffen werden, sodass diese Kobaltatome wieder zur Bildung eines für die Synthese nützlichen unstabilen Karbides frei geworden sind.

Röhlen weist auf die Temperatureinflüsse hin. Wird die Hydrierung schon bei niedrigen Temperaturen begonnen, so gelingt die absolute Kohlenstoffentfernung auch bei allmählich steigenden Synthesetemperaturen. Wird aber erst bei hohen Temperaturen eine Hydrierung versucht, so ist schon Kohlenstoff im Kontakt vorhanden, der nicht mehr entfernt werden kann. Ferner weist Röhlen nochmals auf die Trockenregeneration des Kontaktes hin, die von ihm zur Vermeidung von Kobaltverlusten schon auf der Erprobungsanstaltsversammlung am 14.7.1939 (siehe Niederschrift Seite 4 - 6) empfohlen wurde.

Auf Anfrage teilte Löbmann mit, dass an die Reinheit des zur Regeneration benutzten Wasserstoffes nicht mehr die hohen Anforderungen gestellt werden wie früher. Zur Zeit wird bei den Chemischen Werken Essener Steinkohle im Großbetrieb ein Wasserstoff, der 2-3 % Kohlenoxyd enthält, der aber kohlenstofffrei ist, mit Erfolg angewandt.

Zum Schluss teilt Wagner mit, dass er kürzlich vor dem Reichsamt für Bodenforachung einen Vortrag über die Fischer-Tropsch-Synthese gehalten und diese Gelegenheit dazu benutzt hat, mit aller Deutlichkeit die Erfolge dieser Synthese und die Unterschiede zwischen ihr und der Druckhydrierung herauszustellen, insbesondere aber darauf hinzuweisen, dass hier schon heute eine bedeutende Rohstoffbasis für neue chemische Fabrikationsverfahren vorliegt. In diesem Sinne muss eine möglichst günstige Verwertung und Bewertung der Syntheseprodukte angestrebt werden. Dann wird die Synthese auch einen vollen Erfolg darstellen.

J. Wagner

Bemerkungen zu Seite 6 und 7 über Vor- und Nachteile der bei den Niederdrucköfen vorhandenen 2. Wasserlaufsysteme.

Auf der Seite 7 ist erwähnt, dass man dem Rohrbogenofen, was die Reparaturmöglichkeit anbelangt, den Vorzug gibt, da das Auswechseln schadhafter Rohre leichter durchzuführen wäre. Ausserdem wäre beim Sektionalkammerofen eine Undichtigkeit zwischen Wasser- und Gasraum möglich, wobei Wasser in den Gasraum tritt, während bei dem Rohrbogenofen eine Undichtigkeit zwischen Gas- und Luftraum auftritt, wobei Gas in den Luftraum bzw. in die Isolation gelangt.

Ich bin hier anderer Meinung. Gerade der Sektionalkammerofen ist, abgesehen von dem besseren Wasserumlauf, von mir entworfen worden, um bei einer notwendig werdenden Reparatur an dem Rohrsystem wesentlich leichtere Arbeit zu haben. Wenngleich es sich bis heute nicht erwiesen hat, dass Undichtigkeiten der Rohre innerhalb des Systems, also nicht an den Schweißstellen auftreten, so ist bei Auftreten von solchen die Feststellung des undichten Rohres beim Rohrbogenofen praktisch unmöglich, was zur Folge hat, dass man gegebenenfalls das ganze Rohrbogensystem abschneiden, die Rohre einzeln abdrücken, das Rohr erneuern bzw. ein neues Rohr einziehen und dann wieder sämtliche Rohrbögen vorschweißen muss, zumindestens ist dies erforderlich, mit jeweils einem grossen Teil des Ofens.

Beim Sektionalkammerofen kann jedoch durch einfaches Abdrücken der Rohre das fehlerhafte Rohr in kurzer Zeit festgestellt und der Schaden behoben werden.

Bezüglich der Undichtigkeit bei dem einen oder anderen System gehe ich der Möglichkeit, daß Wasser in den Gasraum eintritt, unbedingt den Vorzug, da bei dem Austreten von Gas nach außen bzw. in die Isolation stets benzingeladenes Gas in die Isolation eintritt, was zu Verpuffungen bzw. zum Entstehen von Bränden führen kann. Die Auswirkung derartiger Undichtigkeiten hat an verschiedenen Stellen dazu geführt, diese Walzstellen zu verschweißen, das bedeutet natürlich bei vorhandenen Öfen ein Abschneiden des gesamten Rohrbogensystems mit späterem

Wiederanschiessen. Bei der Neuherstellung von Öfen kann man das Schweißen der Rohre natürlich sofort vorsehen, sodass die Möglichkeit einer Undichtigkeit zwischen Gas- und Luftraum auf Ausnahmefälle beschränkt bleiben wird. Man könnte dann vielleicht dem Rohrbogenofen in dieser Hinsicht den Vorzug geben.

Bei Auftreten von Undichtigkeiten an den Walzstellen von Sektionskammeröfen können diese durch Nachwalzen leicht behoben werden.

Es ist daher nach meiner Ansicht nach wie vor der Sektionskammerofen gerade bezüglich der Reparaturmöglichkeit dem Rohrbogenofen in jeder Weise vorzuziehen. Bei Feuerstellung von Öfen ist jedoch zurzeit eine Aufstellung von Sektionskammeröfen möglich, da die Sektionskammern selbst augenblicklich nicht hergestellt werden bzw. hergestellt werden dürfen.

gez. Alberts

Item
has b
Repor

21584

Item 61 Box 1 Entitled "Energie und Bedienung für Alkazid"
has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical
Report on Gas Purification.

Item
Gasrein
of the

21585

Item 62 Box 1 Entitled "Analysen gebrauchten Gasreinigungsmasse" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

Item
und C
Apper

21586

Item 63 Box 1 Entitled "Weiterentwicklung des Alkacid
und Clausofen Verfahrens" has been incorporated into the
Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

63

Berichte/Prüfung

ke

21587

Versuch
über die Abführung der Reaktionswärme
bei der
SO₂-Erzeugung mit Tauchbrenner aus flüssigem Schwefel und Sauerstoff.

64

	Seite
1.) Veranlassung zu dem Versuch.	1
2.) Beschreibung der Kühlvorrichtung.	1 - 2
3.) Ermittlung der Wärmedurchgangszahl k aus den Versuchen.	2 - 5
4.) Rechnerische Ermittlung der Wärmedurchgangszahl k .	5 - 8
5.) Ergebnis und Schlussfolgerungen.	8 - 9

352

DI. So.

1.) Ver
Im Labo
Verbren
Tauchbr
Brenner
seiner
betr. "

Bei Übe
der Ent
einrich
der Ver
Schwefe
Bereich
Tempera

2.) Bes
Zur Unt
wendung
M-3757
hatte.
schrän
Kosten

Die App
Tel

21588

DI. So./Kr.

Leuna Werke, am 31. Januar 1941.

Teil.
5

1.) Veranlassung für den Versuch.

Im Laboratorium der Braunkohlenvergasung wurde die Herstellung von SO_2 durch Verbrennung von S mit O_2 untersucht. Als geeignet erwies sich die Verwendung von Tauchbrennern, die zu diesem Zweck besonders entwickelt wurden. Mit Hilfe dieser Brenner erfolgt die Verbrennung durch Einleiten von O_2 im flüssigen S unterhalb seiner Oberfläche. Einzelheiten sind dem Bericht des Herrn Dr. Kah vom 30.8.39 betr. "Versuche zur SO_2 -Herstellung" zu entnehmen.

Durch
Kreisla
Kühler
wasser

Bei Übertragung des Verfahrens in den großtechnischen Maßstab ist, abgesehen von der Entwicklung geeigneter Tauchbrenner mit großer Leistung, eine wirksame Kühleinrichtung auszubilden, durch die der an den flüssigen S übergehende Anteil der Verbrennungswärme abgeführt wird. Hierbei ist zu beachten, daß der flüssige Schwefel unterhalb von etwa 120°C erstarrt und oberhalb von etwa 160°C einen Bereich sehr hoher Viskosität hat. Der Wärmeentzug muß mithin innerhalb des Temperaturbereiches von etwa 120°C bis 155°C erfolgen.

3.) Er
In der
mitteln
reihen
12, 13

2.) Beschreibung der Kühleinrichtung.

Zur Untersuchung der Wärmeübergangsverhältnisse wurde eine unter teilweiser Verwendung vorhandener Apparateile gebaute Apparatur nach beiliegender Skizze M 3757 - 16 (Anlage 1) benutzt, die SO_2 für andere Versuchszwecke zu liefern hatte. Sie stand für die Untersuchung der Wärmeübergangsverhältnisse nur in beschränktem Maße zur Verfügung. Außerdem war nicht beabsichtigt, noch besondere Kosten hierfür aufzuwenden.

Zur Au
Spalte

Spalte

Die Apparatur bestand aus:

Teil

- 1 Brennkammer mit Tauchbrenner (Sicromaldüse 22-mm- ϕ , 55-mm Höhe, Einzelheiten s. Bericht Dr. Kah v. 30.8.39).
- 2 Kühler Vorlage.
- 3 Als Dampfkessel ausgebildeter S-Kühler n. Zeichnung Me 5403-4 mit 7 Kühlrohren 38 x 2,5, 5056 lg., Gesamtfläche der Rohrinne 3,65 m^2
- 4 Dampfkondensator als Rückfluskkühler mit 86-Rohren 40 x 2,5, 790 lg., Gesamtfläche der Rohrinne 7,5 m^2 . Das Kühlwasser fließt auf der Innenseite der Rohre.

Spate

Teil.

5	Schwefel-Umlaufpumpe, 4-fach wirkende Duplexpumpe mit Dampftrieb von Weise u. Monski, Halle, Modell "I K 712",
	normale Förderleistung $6 \text{ m}^3/\text{h}$
	max. Gesamtförderhöhe 40 m WS
	Doppelhubzahl $26/\text{Min.}$
	Zylinder-Durchmesser 120 mm
	Hub 100 mm
	Fördermenge je Hin- und Hergang $4 \text{ l/Min.} = 0,24 \text{ m}^3/\text{h.}$

Durch die Pumpe wird der sich in der Apparatur befindende flüssige S dauernd im Kreislauf gehalten, wobei die vom S in der Brennkammer aufgenommene Wärme im Kühler an das Kesselwasser abgegeben und vom Dampf im Kondensator an das Kühlwasser weitergegeben wird.

3.) Ermittlung der Wärmedurchgangszahl k aus den Versuchen.

In der beiliegenden Tabelle 1 (Anlage 2) sind die Meßwerte, darunter die zu ermittelnde Wärmedurchgangszahl k des Schwefelkühlers, von verschiedenen Versuchsreihen eingetragen. Unmittelbar gemessen sind die Werte der Spalten 5, 9, 11, 12, 13, 15 und 16.

Zur Auswertung dienten folgende Unterlagen:

Spalte 5. Verbrennungswärme, errechnet aus dem gemessenen Sauerstoffverbrauch.
Auf $1 \text{ m}^3 \text{ O}_2$ kommen $1,315 \text{ kg S}$ und damit $1,315 \cdot 2210 = 2900 \text{ kcal/m}^3 \text{ O}_2$.

Spalte 6. Wärmeabgabe der Apparatur an die umgebende Luft.
Nicht-isolierte Oberfläche der Apparatur $\sim 2,6 \text{ m}^2$, auf Zeichnung 5403-4 grün gekennzeichnet.
Temperatur der Wandoberfläche innen im Mittel $\sim 140^\circ\text{C}$
" " " " außen $\sim 20^\circ\text{C}$
 $\Delta t = 120^\circ\text{C}$

Für die Außenseite der Wand:

$$\alpha = 5 + 3,4 \cdot w = 5 + 3,4 \cdot 1 = \sim 8 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

s. Hütte, 26. Aufl., Bd. I, S. 499

und damit praktisch auch:

$$k = \sim 8 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

$$Q = 2,6 \cdot 8 \cdot 120 = 2500 \text{ kcal/h}$$

unabhängig von der Belastung der Apparatur.

Spalte 7. Wärmeabgang mit der erzeugten SO_2 .

$$0,41 \cdot 150 = \sim 60 \text{ kcal/m}^3 \text{ SO}_2 \text{ bzw. O}_2$$

wobei angenommen ist, daß die SO_2 mit einer Temperatur abzieht, die um 150° über der Temperatur des eintretenden O_2 liegt.

Spalte 8. Wärmeaufnahme des umlaufenden flüssigen Schwefels.
Sie ergibt sich durch Abzug der in Spalte 6 u. 7 genannten Wärmemengen von der in Sp. 5 genannten Verbrennungswärme. Vernachlässigt sind dabei die geringen Mengen gasförmig aus der Brennkammer mit der SO_2 austretenden Schwefels.

Spalte 9. Schwefel-Umlauf,
aus Pumpen-Hubzahl errechnet.
Da die Pumpe mit Hubzahlen betrieben wurde, die um ein Mehrfaches höher lagen, als die normale Hubzahl der Pumpe, ist die Errechnung der Umlaufmenge aus der Hubzahl nicht einwandfrei. Eine Pumpe mit größerer Leistung stand nicht zur Verfügung.

Spalte 11,
12 u. 13. Schwefel-Temperatur
gemessen an den Stellen a, b und c der beiliegenden Skizze M 3757-16. Maßgebend für die Ermittlung des Temperaturgefälles im S-Kühler (3) sind die bei b und c gemessenen Werte. Die bei a gemessene Temperatur war fast immer höher als die bei b gemessene, offenbar infolge Rückwirkung der sich in der Nähe befindenden Flamme.

Spalte 14. Die aus der Wärmeabgabe an den umlaufenden S (Spalte 8) und dem S-Umlauf (Spalte 10) errechnete Abkühlung des Schwefels im Kessel müßte mit der gemäß Spalte 12 und 13 gemessenen Abkühlung übereinstimmen. Dies ist jedoch nur annähernd der Fall, einmal, weil die Bestimmung des S-Umlaufes nicht einwandfrei ist, und ferner, weil schon geringe Ungenauigkeiten bei der Temperaturmessung wegen des an sich sehr kleinen Temperaturintervalles erhebliche Abweichungen ergeben

Spez. Gewicht des flüssigen Schwefels $1,61 \text{ kg/l}$
" Wärme " " " $0,22 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$
(Landolt-Börnstein, II. Ergänzungsbd. S. 1168)

Spalte 15. Wassertemperatur im S-Kühler.
Mittelwert der bei d, e u. f gemessenen Werte.

Spalte 17. Temperaturgefälle im S-Kühler Δt
errechnet aus den in den Spalten 11, 12 u. 13 aufgeführten Schwefeltemperaturen und der in Spalte 15 genannten Wassertemperatur.

POOR
COPY 64

Die in Spalte 18 stehenden Wärmedurchgangszahlen k ergeben sich aus den in Spalte 8 aufgeführten Zahlen für die Wärmeabgabe an den umlaufenden Schwefel dividiert durch die wirksame Kühlfläche ($3,65 \text{ m}^2$) und durch die in Spalte 17 genannten Zahlen für das Temperaturgefälle Δt .

Bei den Versuchen zeigten sich Schwierigkeiten, sobald mit zunehmender Belastung, die bei a in der Brennkammer gemessene Schwefeltemperatur einige Grade über 145°C hinaus anstieg. Die Temperatur stieg dann schnell immer weiter an, obschon durch die dabei auftretende Erhöhung des Temperaturgefälles im S-Kühler eine hinreichende Wärmeabführung zu erwarten war. Es ist anzunehmen, daß der Schwefel in diesem Falle local in der Nähe des Brenners erheblich heißer wird als 160°C , so daß sich in dem verhältnismäßig dünnflüssigen kälteren Schwefel zähflüssige, heiße Schwefelquellen bilden, die den gleichförmigen Schwefelumlau durch den Kühler und an den Tauchbrennern vorbei stören, wodurch dann die gleichmäßige Wärmeabfuhr beeinträchtigt wird. Das Auftreten solcher zähflüssigen Schwefelquellen ist nach Angabe von Herrn Dr. Kah früher bei Labor-Versuchen bereits beobachtet worden.

Wie aus den Spalten 15 und 16 ersichtlich ist, wurde durch Veränderung des Druckes im Dampfraum des Schwefelkühlers die Temperatur des Kühlwassers verändert. Hierfür war folgende Überlegung maßgebend:

Bei einer Temperatur des Kühlwassers von 120°C liegt die vom flüssigen Schwefel berührte Fläche der Kühlrohre mit Sicherheit über dem Erstarrungspunkt des Schwefels, so daß sich am Rohr keine, den Wärmeübergang verschlechternde Schwefelkruste ansetzen kann. Es ist auf Grund der Versuchsergebnisse anzunehmen, daß sich bei einer Temperatur von 98°C eine dünne Schicht festen Schwefels auf dem Rohr ansetzt und den Wärmeübergang verschlechtert (Vgl. Abschnitt 4). Wenn man die Temperatur über 120°C hält, fällt zwar die Wärmedurchgangszahl k , wie erwartet, besser aus (vgl. Spalte 18, Zeile 1, 2, 12 u. 13 mit den übrigen Zeilen). Trotzdem aber ist die auf 1 m^2 Kühlfläche abführbare Wärmemenge (s. Spalte 19) geringer, weil das nutzbare Wärmegefälle (Spalte 17) erheblich kleiner wird. Bei Temperaturen des Kühlwassers über 120°C war es daher nicht möglich, mit der zur Verfügung stehenden Kühlfläche mehr als $6 \text{ m}^3 \text{ SO}_2/\text{h}$ über längere Zeit zu erzeugen.

Die Leistung der Kühleinrichtung bei einer Kühlwassertemperatur von 120°C läßt sich sehr wahrscheinlich noch steigern, wenn die Bildung von zähflüssigen

Schwefelqualen erschwert wird durch Verbesserung des Brenners und der Brennkammer mit dem Ziele einer gleichförmigen Wärmeverteilung auf den umlaufenden Schwefel. Eine Andeutung in dieser Richtung gibt ein Vergleich der Zeilen 7, 8 und 9 der Tabelle 4. Durch Anordnung von 2 Düsen war es nämlich möglich, die SO_2 -Erzeugung und damit die auf den m^2 Kühlfläche abzuführende Wärmemenge weiter zu steigern.

Im praktischen Großbetrieb wird es ratsam sein, den Schwefelkühler für eine Temperatur von mindestens 120°C einzurichten. Bei tieferen Temperaturen kann der Fall eintreten, daß der Schwefel in einzelnen Rohren des Kühlers, in denen aus irgend welchen anderen Gründen die Strömungsgeschwindigkeit des Schwefels geringer ist, erstarrt. Auch muß bei Stillstand der Apparatur der Kühler ohnehin auf einer Temperatur von mindestens 120°C gehalten werden, um eine Erstarrung des Schwefels zu verhindern.

4.) Rechnerische Ermittlung der Wärmedurchgangszahl k für die Kühlung von flüssigem Schwefel durch Wasser mit einem Eisenrohr als Trennwand.

Als Grundlage dienen die Angaben in:

"Berechnung von Wärmeaustauschern",

Bd. I, Blatt 1a, herausgegeben von I.G. - Lu, Technischer Prüfstand

sowie Angaben über die physikalischen Eigenschaften des Schwefels in den Nachschlagbüchern: Landolt u. Börnstein, Chemiker-Taschenbuch.

Erläuterung der Formeln u. Formelgrößen.

	Dimension:
L Rohrlänge	m
d Rohr-Innendurchmesser	m
w Geschwindigkeit des Schwefels im Rohr	m/sec.
η absolute Zähigkeit des Schwefels	kg sec./m ²
γ spez. Gewicht des flüssigen Schwefels	kg/m ³
c " Wärme " " "	kcal/kg °C
λ Wärmeleitzahl des " "	kcal/m h °C
λ' " " " "	kcal/m sec. °C
λ_s " " festen " bei 100°C	kcal/m h °C
δ_s Wandstärke der Schwefelkruste	m
δ_r Wandstärke des Eisenrohres	m
λ_r Wärmeleitzahl des Eisens	kcal/m h °C

Dimension
m/sec.²

- g Erdbeschleunigung
- Re Reynolds'sche Zahl
- Pr Prändfl'sche Zahl
- Nu Nusselt'sche Zahl
- α_1 Wärmeübergangszahl Schwefel an Rohrwand
- α_2 " " Rohrwand an Wasser
- k Wärmedurchgangszahl

kcal/m² h °C

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_r}{\lambda_r} + \frac{\delta_s}{\lambda_s}$$

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d}$$

$$Nu = 0,024 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,37}$$

Variabel ist nur die Reynolds'sche Zahl und zwar mit der Geschwindigkeit des durch die Kühlrohre strömenden Schwefels. Die übrigen Werte bleiben bei den verschiedenen zu den einzelnen Versuchen gehörigen Belastungsfällen konstant, da die Apparatur und der Wärme abgehende Stoff gleich bleiben.

Konstant bleiben:

- L = 5,056 m
- d = 0,033 m
- η = $8,15 \cdot 10^{-4}$ kg sec./m²
- γ = 1810 kg/m³
- c = 0,22 kcal/kg °C
- λ = 0,119 kcal/m h °C
- λ' = 0,090 033 kcal/m sec. °C
- λ_s = 0,134 kcal/m h °C
- δ_r = 0,0025 m
- λ_r = 45 kcal/m h °C
- g = 9,81 m/sec.²
- $Pr = \frac{\eta \cdot g \cdot c}{\lambda'}$ = 53,3
- $\alpha_2 = 2000$ kcal/m² h °C

Es ändern sich:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \gamma}{\eta} = 7500 \cdot w$$

$$Nu = 0,024 \cdot 7500^{0,8} \cdot w^{0,8} \cdot 53,3^{0,37} = 0,024 \cdot 1260 \cdot 4,45 \cdot w^{0,8} = 134 \cdot w^{0,8}$$

POOR COPY 64

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{0,119}{0,033} \cdot 134 \cdot w^{0,8} = 483 \cdot w^{0,8}$$

δ_s Dicke der am Rohr haftenden Schwefelkruste, abhängig von der Temperatur des Kühlwassers.

k ändert sich mit α_1 und δ_s .

Es ergeben sich für die in Tabelle 1 (Anlage 2) aufgeführten einzelnen Versuche folgende Werte:

Tabelle 2.

	w m/sec.	α_1 kcal/m ² h °C	δ_s 1) mm	k errechnet kcal/m ² h °C	k gemessen kcal/m ² h °C
1	0,67	350	-	290	237 2)
2	1,0	483	-	300	295 2)
3	0,67	350	0,125	230	225
4	1,0	483	0,25	220	215
5	1,0	483	0,25	220	230
6	1,0	483	0,25	220	155
7	1,0	483	0,25	220	200
8	1,0	483	0,25	220	215
9	1,0	483	0,25	220	230
10	0,79	404	0,25	205	250
11	0,67	350	0,25	190	200
12	0,56	306	-	260	290
13	0,9	446	0,06	310	325
14	0,9	446	0,125	270	280

1) geschätzt auf Grund der Versuchsergebnisse.

2) die starke Abweichung des k gemessen von k errechnet bei den Versuchen 1 u. 2 dürfte durch Meßfehler bedingt sein. Wahrscheinlich ist die Hubzahl des S-Umlauf-Pumpe nicht richtig ermittelt worden, was zu falscher Umlaufmenge und damit zu falschem α_1 führt.

POOR
COPY 64

Mit zunehmender Umlaufgeschwindigkeit des Schwefels wird die Wärmeübergangszahl Schwefel an Rohrwand wesentlich besser.

Für $w = 2$ m/sec. errechnet sich

$$\alpha_1 = 840 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}.$$

Bei Kühlwasser von 120°C wird damit

$$k = 570 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C},$$

so daß z.B. bei $\Delta t = 20^\circ\text{C}$ insgesamt

$$570 \cdot 20 = 11.400 \text{ kcal/m}^2 \text{ h abgeführt werden könnten.}$$

Versuche zur Bestätigung dieses Verhaltens konnten nicht durchgeführt werden, da eine Schwefelpumpe mit hinreichend großer Förderleistung nicht zur Verfügung stand.

5.) Ergebnis und Schlußfolgerung.

Die Wärme, die bei der Erzeugung von SO_2 durch Verbrennung von flüssigem Schwefel mittels Sauerstoff im Tauchbrenner entsteht, ist vom umlaufenden Schwefel so aufzunehmen, daß dieser sich dabei auch in der Nähe des Brenners nicht über 160°C erwärmt. Zu diesem Zweck sind möglichst weitgehend unterteilte Tauchbrenner zu entwickeln, deren einzelne Brennstellen kleine Leistung haben (höchstens $5 \text{ m}^3 \text{ O}_2$ -Verbrauch je Stunde) und intensiv von Kühlchwefel umspült werden, so daß sich Quallen aus zähflüssigem Schwefel nicht bilden können.

Die vom umlaufenden Kühlchwefel aufgenommene Wärme ist in einem Röhrenkühler an Wasser abzuführen. Das Kühlwasser muß auf einer Temperatur von mindestens 120°C gehalten werden können, d.h. es ist ein Dampfkessel für mindestens 1,5 atü als Kühler anzuwenden, der die vom Schwefel übernommene Wärme seinerseits über einen Rückflußkühler an Kühlwasser nach außen abgibt. Wenn das zur Schwefelkühlung dienende Kühlwasser auf 120°C gehalten wird und die Geschwindigkeit des flüssigen Schwefels in den Kesselrohren mindestens 1 m/sec. beträgt, so kann man ein Temperaturgefälle $\Delta t = 20^\circ$ und eine Wärmedurchgangszahl

$$k = 300 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

als mit Sicherheit erreichbar annehmen, d.h. man kann mit einem Wärmedurchgang von $6000 \text{ kcal je m}^2 \text{ h}$ rechnen. Damit der Kessel nicht zu lang wird, kann man den Schwefel in mehreren Zügen durch den Kessel hindurchführen. Die Leistung des Kessels läßt sich steigern, wenn man das Kühlwasser auf 100°C hält. Dabei steigt

POOR
COPY 64

das Temperaturgefälle auf $\Delta t = 40^\circ\text{C}$, während die Wärmedurchgangszahl k bei einer Schwefelgeschwindigkeit von 1 m/sec. auf etwa $200 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$ sinkt, so daß mit einem Wärmedurchgang von $8000 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}$ gerechnet werden kann. Jedoch sollte man den Kühler nicht auf dieser Grundlage konstruieren, weil die Möglichkeit besteht, daß der Schwefel bei ungünstigen Strömungsverhältnissen in einzelnen Rohren erstarbt.

Eine wesentliche Verbesserung des Wärmedurchgangs läßt sich durch Steigerung des Schwefelumlaufs erzielen. Bei Steigerung der Schwefelgeschwindigkeit in den Kühlrohren auf 2 m/sec. errechnet sich z.B. unter Zugrundelegung einer Kühlwassertemperatur von 120°C eine Wärmedurchgangszahl k von $\sim 550 \text{ kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$ und damit bei $\Delta t = 20^\circ\text{C}$ ein Wärmedurchgang von $11.000 \text{ kcal/m}^2 \text{ h}$.

Der Schwefelkreislauf muß von Zeit zu Zeit gereinigt werden, da sämtliche mit dem Schwefel in die Apparatur hineinkommenden Verunreinigungen sich darin ansammeln. Beim Reinigen der Versuchsapparatur wurde Schwefeleisen und Eisensulfat gefunden, was auf Eisenangriff schließen läßt. Im Zusammenhang hiermit sei auf den bereits erwähnten Bericht des Herrn Dr. Kah hingewiesen, wonach bei bestimmten Belastungsfällen der einzelnen Tauchbrenner geringe Mengen von SO_2 entstehen können. Ein nach Abschluß der Versuche ausgebautes Kühlerrohr ließ jedoch auf der vom Schwefel berührten Innenseite keinen nennenswerten Angriff erkennen.

Vor Anwendung des Verfahrens in großtechnischem Maßstab dürfte es ratsam sein, neben der Entwicklung geeigneter Tauchbrenner für große Leistung auch noch Untersuchungen zur Klärung der Materialfrage vorzunehmen.

Ø Herren

Dr. Augusten
 OI. Keinke/Ing. Bauder
 OI. Sabel
 Dr. Braus
 Dr. Kah
 Dr. Seeger
 Dr. Jeltsch
 Dr. Menschick
 DI. Ihlenburg
 DI. Sommer.

POOR
 COPY 64

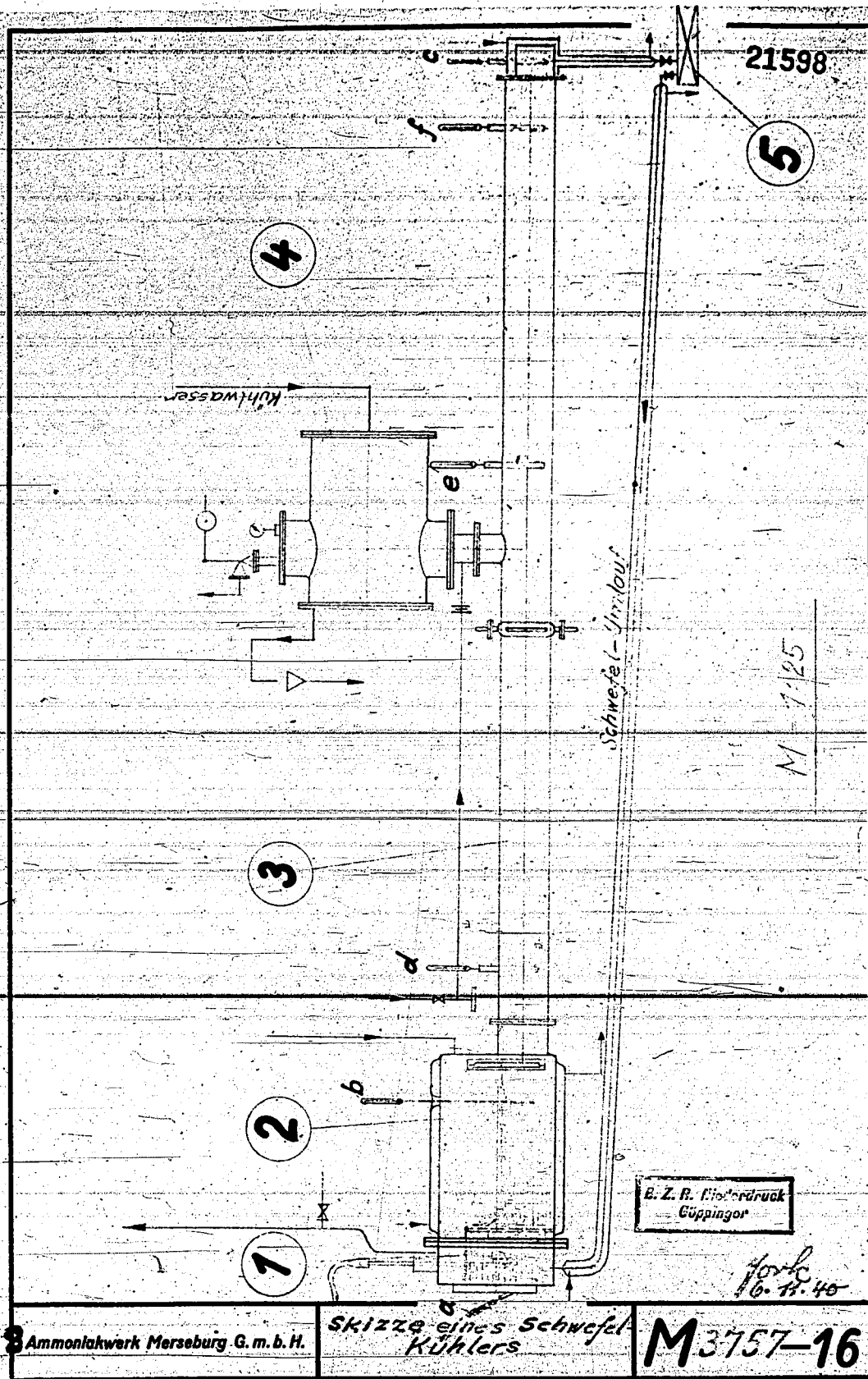
Tabelle 1.

21597

Versuche über Abführung der Reaktionswärme bei der SO₂-Erzeugung mit Tauchbrenner aus flüssigen S und O₂.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Datum	Zeit	O ₂ -Verbrauch	Art der O ₂ -Zuführung	Erzeugte Wärme	Wärmeabgabe an umgebende Luft	Wärmeabgang mit SO ₂	Wärmeabgabe an umlaufenden S	Doppelhubhöhe der Pumpe	S-Umlauf	unter der Düse	S-Temperatur vor Kühlung	S-Temperatur nach Kühlung	Errechnete Abkühlung des S im Kessel	Kühler Wasser-temp.	Druck	Δ t	k	Je m ² S abgeführte Wärmemenge
1940	h	cbm/h		kcal/h	kcal/h	kcal/h	kcal/h	je Min.	cbm/h	°C	°C	°C	°C	°C	atü	°C	kcal/m ² h°C	kcal/m ²
1	21.4.	12 Uhr	5	14 500	2500	300	11 700	60	14,4	142,5	137	136	2	123	1,6	13,5	237	3200
2	"	16 "	6	17 400	2500	360	14 540	90	21,6	143	137	136	1,7	123	1,6	13,5	295	4000
3	15.5.	12 ³⁰	10	29 000	2500	600	25 900	60	14,4	140,5	138,5	137	4,5	106	0,45	31,5	225	7000
4	16.5.	13 ³⁰	12	34 800	2500	720	31 580	90	21,6	142	139,5	136,5	3,7	97,5	0	40,5	215	8300
5	17.5.	5 h 0	13	37 600	2500	780	34 320	90	21,6	144	137,7	137	4	97	0	41	230	9400
6	20.5.	16	10	29 000	2500	600	25 900	90	21,6	138	136	133,5	3	98	0	36,5	195	7000
7	"	11	10	29 000	2500	600	25 900	90	21,6	137	135	132,5	3	98,5	0	35	200	7000
8	22.5.	13	12	34 800	2500	720	31 580	90	21,6	142	140	136	3,7	98	0	40	215	8300
9	"	16	14	40 600	2500	840	37 260	90	21,6	146,5	144,5	138,5	4,3	97,5	0	44	230	10 200
Nach Überholung und Reinigung der Apparatur:																		
10	21.9.	11 ³⁰	12	34 800	2500	720	31 580	70	16,8		137	131,5	4,7	99	0	35	250	8300
11	"	16	10	29 000	2500	600	25 900	60	14,4		137,5	132	4,5	99	0	35,7	200	7000
12	22.9.	10	5	14 500	2500	300	11 700	50	12		138	136	2,4	126	1,5	11	290	3200
13	"	14	8	23 200	2500	480	20 220	80	19,2		137	134	2,6	118,5	1	17	325	5500
14	"	15	10	29 000	2500	600	25 900	80	19,2		137	132	3,4	109	0,45	25,5	280	7000
Leuna Werke, am 31. Januar 1941.																		

POOR COPY 64



Feb. 1941
 11. 616
 DIN-Format A4

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.

Skizze eines Schwefel-Kühlers

M 3757-16

POOR COPY 64

Item
 chem
 intro

21599

Item 65 Box 1 Entitled "Untersuchungen über die Lage des chemischen Gleichgewichtes beim Amspragess" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

Leuna Werke, den 10. November 1938/Sab/r.

12. Nov. 1938

21600

66

W

Aktennotiz

betr.: Bericht über Synthesegasherstellung aus Hy-Rückgasen im Cowper beim Erfahrungsaustausch in Ludwigshafen am 3. November 1938.

In Leuna befindet sich ein Versuchscowper, bestehend aus zwei Hälften mit einem freien Querschnitt der Cowperkammer mit $0,5 \text{ m}^2$ im unteren Teil und $0,8 \text{ m}^2$ im oberen Teil. Die Füllmassen des Cowpers sind etwa 40 m hoch. Der heißere Teil ist mit Sillimanit, der kältere Teil mit Schamottebrocken gefüllt. Die beiden Cowperhälften sind unten durch eine leere ausgemauerte Kammer verbunden. Die Kammer verbindet die heißesten Teile des Cowpers. In der Kammer waren Vorrichtungen zum Zuführen von Heizgas und Luft für die Heizperiode und zur Zuführung von Sauerstoff während der Gaseperiode. Abwechselnd wurde eine Cowperseite hochgeheizt und durch beide Cowper anschließend gegast, indem das zugesetzte Gas in dem hochgeheizten Cowperteil von oben nach unten strömte, dann die Verbindungskammern durchströmte, wo Sauerstoff zugesetzt werden konnte. In dem zweiten Cowperteil ging dann das umgesetzte Gas von unten nach oben und ließ dabei seine Abhitze im Cowpergitterwerk zurück. Bei der nächsten Periode wurde umgekehrt gefahren.

Die Versuche zur Synthesegaserzeugung wurden mit den Rückgasen der Hydrierung vorgenommen. Die Hydrierungsrückgase hatten 40 - 45 % Kohlenwasserstoffe ($\text{CH}_4 - \text{C}_5 \text{H}_{12}$) und etwa 40 % Wasserstoff, Rest Kohlensäure, Kohlenoxyd und Stickstoff.

Mit diesem Cowper konnte ein Wassergas mit 88-89 % Kohlenoxyd + Wasserstoff, davon 11-14 % Kohlenoxyd, hergestellt werden, wobei der Methangehalt sicher unter 1 % gehalten wurde. Trotz Sauerstoffzusatz während der Gaseperiode und Überhitzung des Zersetzungsgases in der heißen Verbindungskammer zwischen den beiden Cowpern konnte Rußbildung nicht ganz verhindert werden. Es mußte im Dauerbetrieb mit $500 - 1000 \text{ mg Ruß/Nm}^3$ erzeugtes Wassergas gerechnet werden. Die Rußbildung machte für den Cowperbetrieb keinerlei Schwierigkeiten. Der Ruß verhinderte jedoch, daß das im Cowper erzeugte Gas noch heiß unmittelbar dem Kontaktwasserstoff zugeführt werden konnte. Es war eine Kühlung und Zwischenreinigung des Rußes notwendig, um den Kontakt der CO-Konvertierung vor dem Ruß zu schützen.

1 Nm^3 Hy-Gas + 0,1 - 0,15 Nm^3 Sauerstoff + 2,3 - 2,5 kg Dampf + 1800 - 2000 WE Heizgas ergaben 3,3 - 3,5 m^3 Wassergas. Die Durchsatzleistung

POOR COPY 66

des Cowpers war 700 - 1000 Nm³ Wassergas/m² Gesamtschacht (beide Schächte zusammen gerechnet).

Da das zur Zersetzung kommende Hy-Gas einen zu geringen Kohlenstoffgehalt hatte, um das Verhältnis 1 : 2 im Synthesegas zu erreichen, wurden Versuche durchgeführt, Synthesegas durch Zusatz von Kohlensäure zu erzeugen. Es gelang ohne weiteres, ein Gas mit dem Verhältnis 1 : 2 zu erzeugen bei Aufspaltung der Kohlenwasserstoffe bis auf 1 % Methan. Das erzeugte Gas hatte etwa 29 % Kohlenoxyd, 56 % Wasserstoff und 0,8 % Methan. Bei der Krackung des Rückgases mit Kohlensäure war der Rußanfall im allgemeinen höher als bei der Krackung mit Wasserdampf. Er stieg auf 1 - 3 g Ruß/Nm³ erzeugten Synthesegas.

Die Cowperversuche wurden über viele Monate durchgeführt, ohne daß technische Schwierigkeiten auftraten. Es wurde gefunden, daß man durch einen Besatz mit geeigneten Metalloxyden, die Sauerstoff während der Heizperiode aufnehmen und während der Gaseperiode wieder abgeben, die Rußbildung herabsetzen kann. Es ist zu erwarten, daß bei größeren Cowpers mit geeigneten Zwischenkammern und etwas höherem Sauerstoffzusatz, als bei den Versuchen aus technischen Gründen angewandt werden konnte, die Rußbildung vielleicht ganz unterdrückt werden kann.

POOR
COPY 66

A. 1772 Dr. Ha./Sfl.

Lennawerke, den 18. Oktober 1932 21602

A k t e n n o t i z

zur Wiederinbetriebnahme des Schwelgenerators II.

Eine Inbetriebnahme des Schwelgenerators II ist unter den heutigen Gasverhältnissen nur möglich, wenn der Generator ein Gas zu liefern imstande ist, dass in Bezug auf das Verhältnis des Wasserstoffgehalts zum Heizwert nicht ungünstiger ist als normales aus T.B.K. erzeugtes Winklergas.

Ein solches Gas im Schwelgenerator herzustellen ist nach den bisherigen Erfahrungen ¹⁾ nur möglich, wenn die Vergasung des Schwelrückstands bei Temperaturen um 900° unter Verwendung von Kohlensäure und Vermeidung von Dampfzusätzen ausgeführt wird. Eine Vergasungstemperatur von 900° bedingt aber eine Zwischenkühlung des Gases vor dem untersten Schwelrost. Diese Kühlung wurde am Ofen 3 durch die Abstrahlung in der langen Gasleitung besorgt, für Generator II müsste eine Spülgaszuführung angebracht werden.

Der Generator II würde dann etwa so fahren wie Schwelofen 3 bei Versuch I und II ¹⁾, so dass die dort gefundenen Ergebnisse ohne große Fehler auf die größeren Verhältnisse des Generators II umgerechnet werden können, mit der Einschränkung, dass an Stelle des Strahlungsverlusts vom Ofen 3 an Generator 2 eine noch zu berechnende Spülgasmenge eingesetzt wird.

¹⁾ Vergleiche Versuch 8 und 9 auf Anlage 11 und 16 des Berichts A.1081 Dr. Meinecke und Versuch I und II auf Tabelle I - III des Berichts A.1514 (1932) Dr. Hanisch.

POOR
COPY 67

Ergebnisse von Ofen 3:

Vergasungstemperatur 910°
Temp. vor Schmelofen 785°

Gasanalyse:	CO ₂	H ₂ F	CnHn	CO	H ₂	Zun	CH ₄	N ₂	Hu
d. Verg. Gases	6,1	-	-	31,8	10,0	-	0,3	51,9	1147
des Gesamtgases	15,8	(1,15)	0,6	26,3	11,3	0,65	2,4	43,6	1370

Vergasungsmittel:

Wind 8 200 m³/h }
CO₂ 780 " } = 12 500 m³/h Vergasungsgas.

Mit 12 500 m³/h Vergasungsgas von rd. 785° können rd. 10 t T.B.K. von 7,3 % H₂O geschwelt und 15 040 m³ Gesamtgas (einschl Isolatorgas) von 1370 WE = 20 600 m³ von 1000 WE erzeugt werden.

Da Generator II besser isoliert ist, kann die zu schwe- lende T.B.K. - Menge unbedenklich um 8 % höher, also mit 10,8 t entsprechend 12 500 m³ und 785° angenommen werden.

Übertragung auf Generator II:

Die für Generator II zulässige Belastung unter Rost II beträgt 24 000 m³/h¹⁾ (15° 735 mm). Als Gleichung zur Berechnung des Spülgases (x) ergibt sich also:

$$x \cdot 0,300 \cdot 30^{\circ} + (24000 - x) \cdot 910 \cdot 0,332$$

$$= x \cdot 790^{\circ} \cdot 0,333 + (24000 - x) \cdot 790^{\circ} \cdot 0,330$$

$$x = \text{rd. } 3400 \text{ m}^3/\text{h}$$

Vergasungsgas	20 600 m ³ /h
Spülgas	3 400 "
Gas am Ofenausgang	28 900 "
Gasabgabe	25 500 " von 1370 WE = 35 000 m ³ von 1000 WE

- 1) Geschwindigkeit im Filter bei 300° rd. 0,6 m/sec.
Verweilzeit rd. 14 Sek.

Windbedarf 13 500 m³/h
 CO₂-Bedarf 1 280 " "
 T.B.K-Bedarf 20,8 t/h; 6 - 8 % H₂O.

Teeranfall 65% bei 11,5% Teer/ ^{in der Kohle/} rd. 1,55 t/h = rd. 1110 Moto
 (100 %)

Grude- u. Staub
 anfall: eingeführt an C:

mit der Kohle 0,55 · 208 = 11,43 t
 mit der CO₂ 1,280 · 0,491 = 0,63 t
 12,06

C im Teer: 1,56 · 0,80 = 1,24 t

C im Gas: 25 500 · 0,223 = 5,69 t 6,93

Für Grude + Staub: 5,13

bei Ø 64 % C i. Staub + Grude = rd. 8 t Grude + Staub

davon etwa 4,5 t Staub

3,4 t körnige Grude.

Belegschaft, Reparaturen, Betriebsspesen bleiben die gleichen
 wie für die im April 1932 aufgestellte Kalkulation.

An Energien sind neu aufzunehmen:

Förderarbeit für 3400 m³/h Gas für rd. 2,500 m WS Druck
 CO₂ für Grude und Staubbförderung rd. 2 500 m³/h (0,45 at)

(dafür Fortfall der 5 Atm - CO₂ und Ermäßigung der zur Ver-
 gasung benötigten CO₂ von 6 000 auf rd. 1 500 m³/h
 sodass etwa 5000 - 6000 m³ CO₂ insgesamt benötigt würden.

Belegschaftsliste:

Postenleute 1
 Windgebläse, Ölpumpe, Gleichrichter 1
 Desintegrator, Vorlage, Schwelwasser, Teerpumpen. 1
 Leitungskontrolle, Analysen 1
 Pilzregulierung 1
 Schmierung 1
 Sichter 1
 Isolatorenspülung 1
 Asche, Grude und Staub 1
 Steuerhaus 1
 Teerentstaubung 1

zu übertragen 11

21605

- 4 -

Übertrag.....11
Reserve.....1
12 · 4 = 48
Tagschicht f. Teerentstaubung u. Verladung..... 2
Tagschicht für Ofen..... 4
54

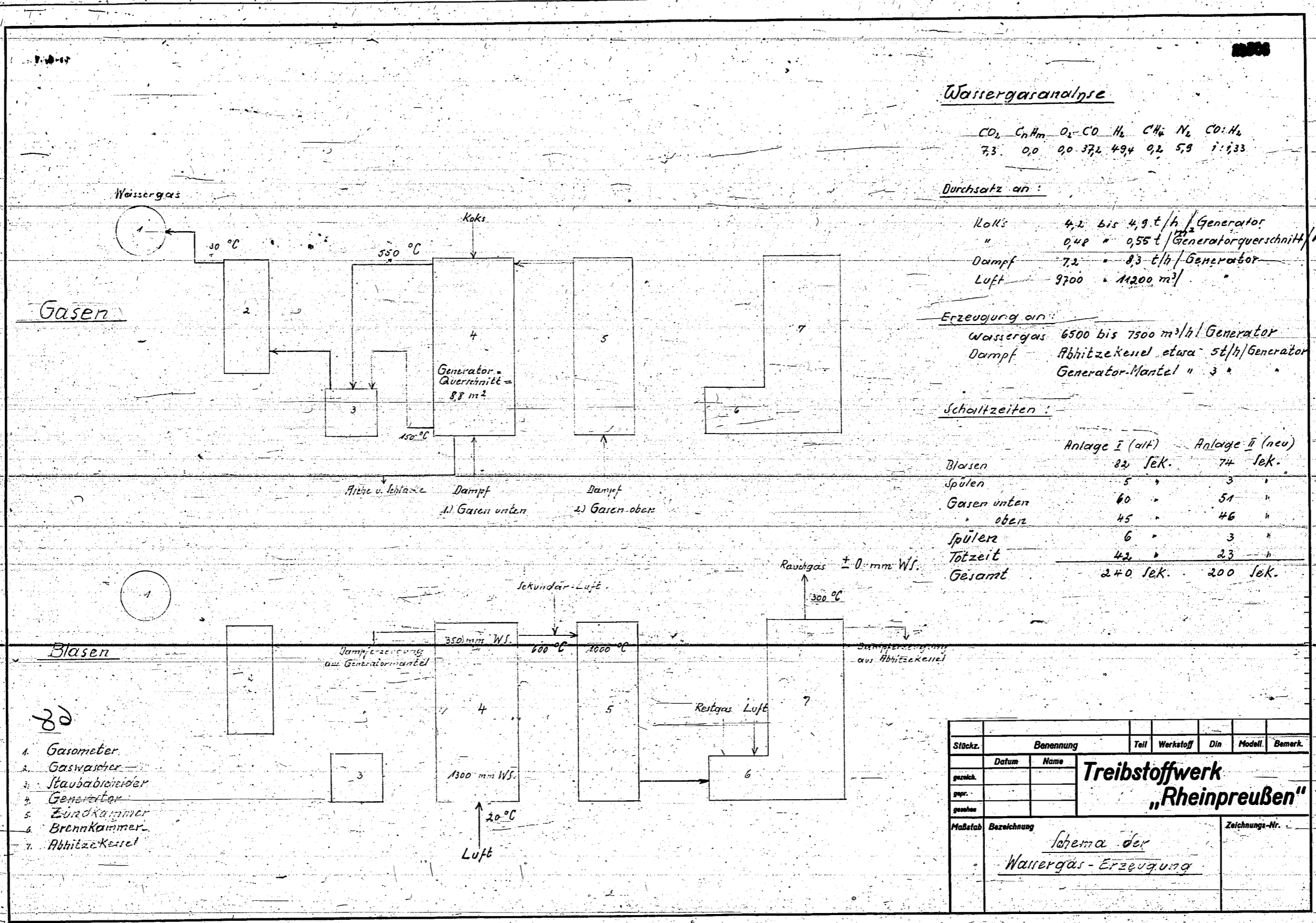
Angestellte:

1 Werkmeister
4 Schichtmeister
1/2 Laborant bzw. Werkschreiber
1 Betriebsführer = 6 1/2

R

D. f. Herrn Obering. Sabel,
" Dr. Henning,
" Dipl. Ing. Oehler,
" " Keinke
" Dr. Hanisch
Büro Akte

POOR COPY 67



Stückz.	Benennung		Teil	Werkstoff	Din	Modell	Bemerk.
	Datum	Name					
gezeichnet			Treibstoffwerk „Rheinpreußen“				
geprüft							
gelesen							
Maßstab	Bezeichnung		Zeichnungs-Nr.				
	Schema der Wassergas-Erzeugung						

21607

Item 69A Box 1 Entitled "Dwg. Synthesis Gas Erzeugung"
has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical
Report on Partial Combustion of Methane.

69A

21608

Item 69B Box 1 Entitled "Dwg. Schuna der Gasspaltenlage"
has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical
Report on Partial Combustion of Methane.

69 B

21609

Item 70A Box 1 Entitled Dwg. A1030-4. has been
incorporated into the Appendix of the Navy Technical
Report on Gas Purification.

70 A

21609

Item 70A Box 1 Entitled Dwg. A1030-4. has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

70 A

21610

Item 70B Box 1 Entitled Dwg. U1878-1 Schema CO-R Rain Az. has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

70 B

21611

Item 71 Box 1 Entitled "Alkaid Process" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

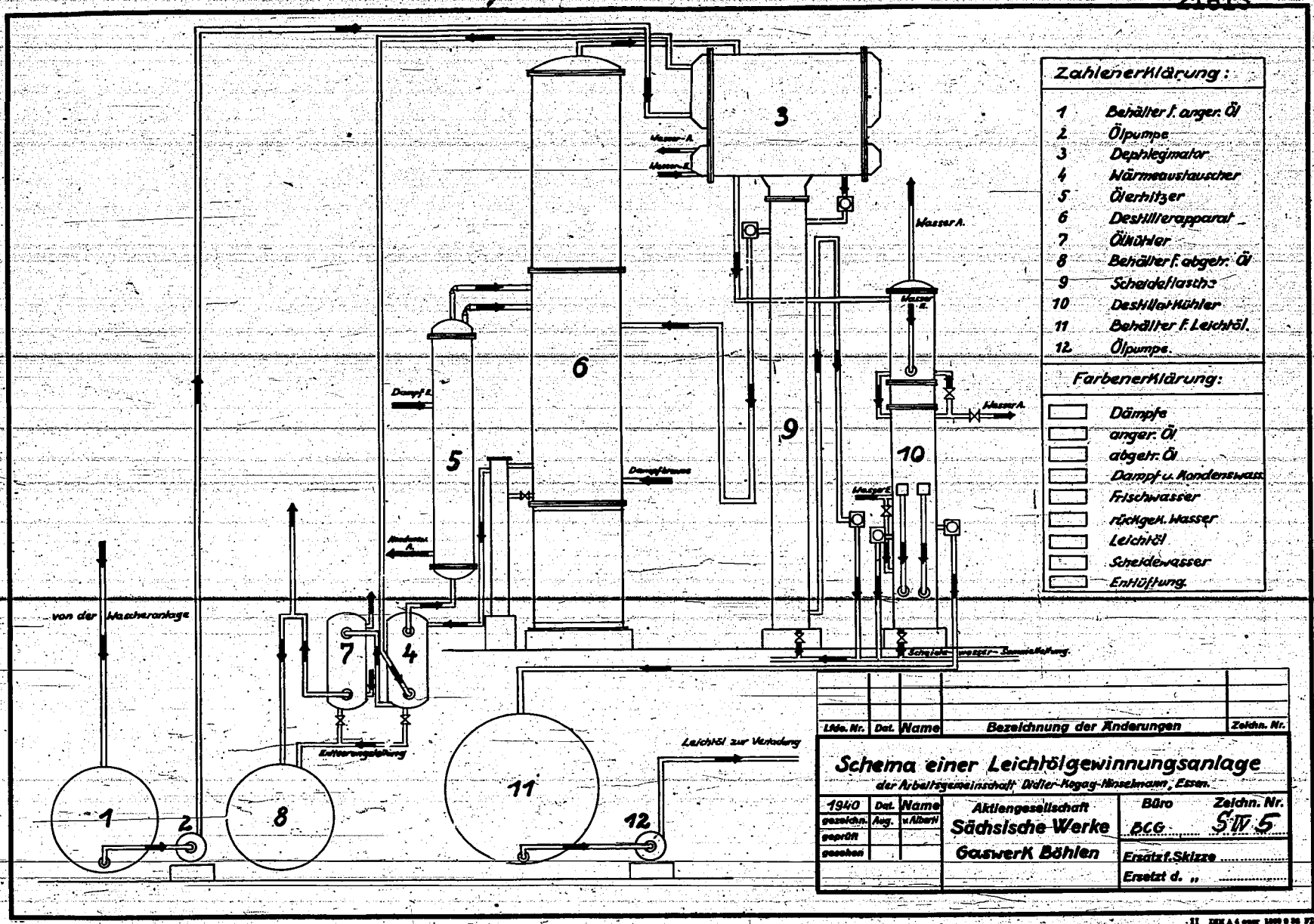
71 3

21612

Item 72A Box 1 Entitled Abb 1, 2, 3, 4 Curves on CO₂ absorption. has been incorporated into the appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification

72 A

21613



- Zahlenerklärung:**
- 1 Behälter f. anger. Öl
 - 2 Ölpumpe
 - 3 Dephlegmator
 - 4 Wärmeaustauscher
 - 5 Öerhitzer
 - 6 Destillierapparat
 - 7 Ökühler
 - 8 Behälter f. abgetr. Öl
 - 9 Scheidflasse
 - 10 Destillierkühler
 - 11 Behälter f. Leichtöl
 - 12 Ölpumpe
- Farbenerklärung:**
- Dämpfe
 - anger. Öl
 - abgetr. Öl
 - Dampf u. Kondenswasser
 - Frischwasser
 - rüchigen Wasser
 - Leichtöl
 - Scheidwasser
 - Enthüllung

LA. Nr.	Dat.	Name	Bezeichnung der Änderungen	Zeichn. Nr.
Schema einer Leichtölgewinnungsanlage				
<i>der Arbeitsgemeinschaft "Dittler-Kogay-Hirschmann, Eszen"</i>				
1940		Aktiengesellschaft	Büro	Zeichn. Nr.
gezeichnet	geg.	Sächsische Werke	BCG	5115
geprüft		Gaswerk Böhlen	Ersatzskizze	
gelesen			Ersetzt d. "	

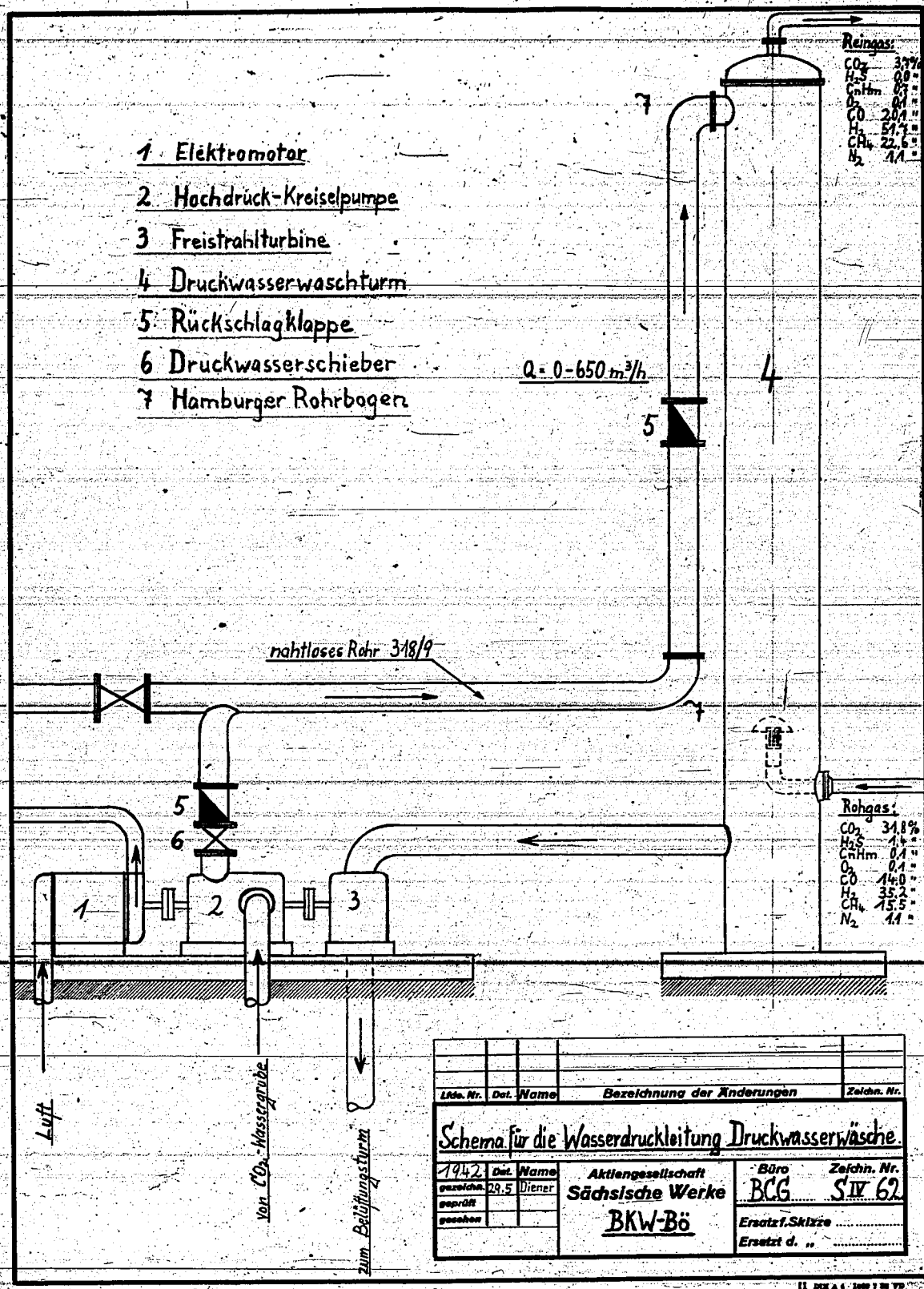
12-13

72 B

72-C

- 1. Elektromotor
- 2. Hochdruck-Kreiselpumpe
- 3. Freistrahlturbine
- 4. Druckwasserwaschturm
- 5. Rückschlagklappe
- 6. Druckwasserschieber
- 7. Hamburger Rohrbogen

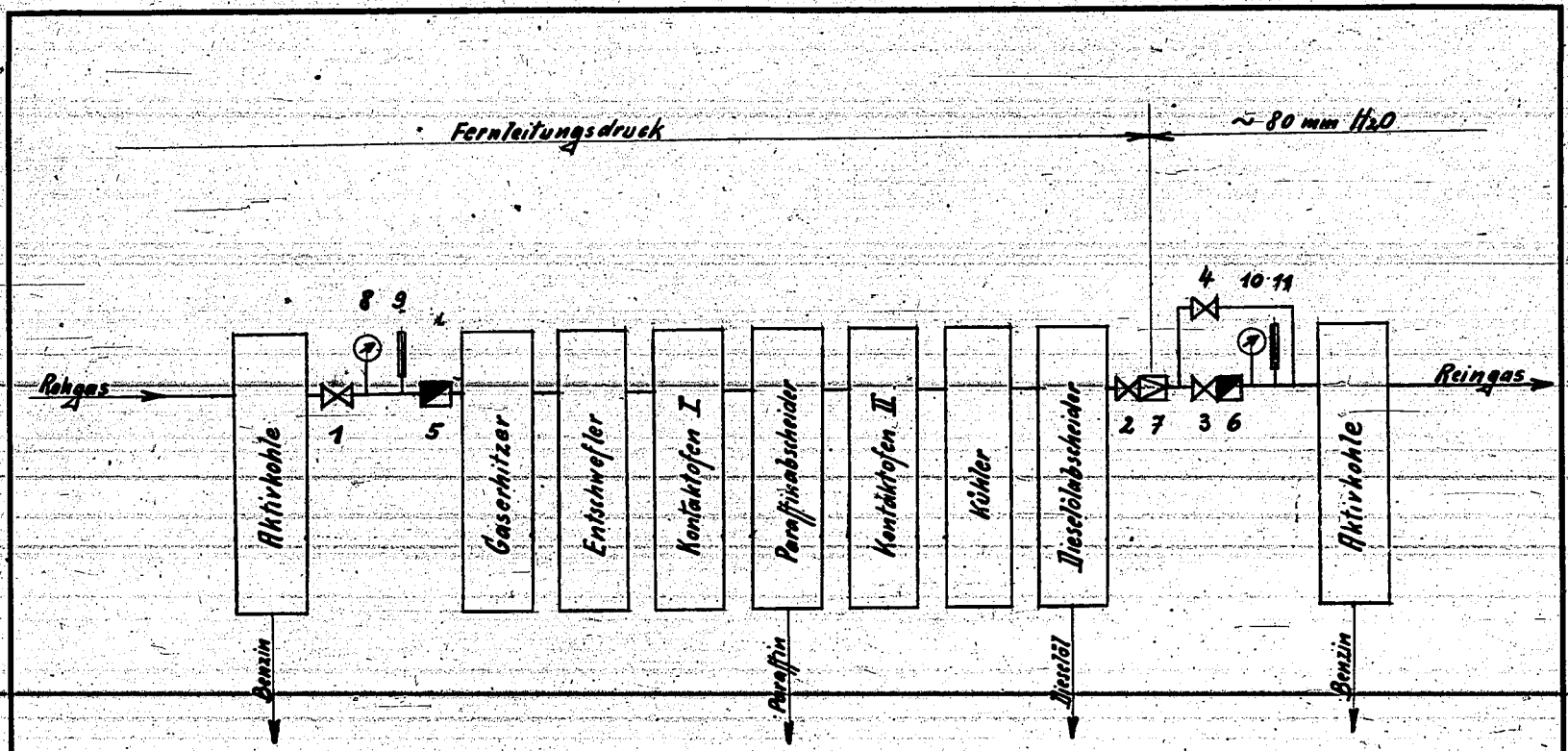
Q = 0-650 m³/h



Änd. Nr.	Dat.	Name	Bezeichnung der Änderungen	Zeichn. Nr.
Schema für die Wasserdrukleitung Druckwasserwäsche				
1942	29.5	Diener	Aktiengesellschaft Sächsische Werke BKW-Bö	Büro BCG Ersatzf. Skizze Ersetzt d. "
gezeichnet				Zeichn. Nr. S IV 62
geprüft				
gegeben				

72 C

21835



- 1. Eingangsventil
- 2. Zwischenventil
- 3. Umsatz-Regulierventil
- 4. Entspannungsventil
- 5. Hochdruck-Gasmesser
- 6. Niederdruck-Gasmesser
- 7. Reduzierventil
- 8. Manometer
- 9. Thermometer
- 10. Manometer
- 11. Thermometer

LMo. Nr.	Dat.	Name	Bezeichnung der Änderungen	Zeichn. Nr.
Schema d. Lurgi-Gasentgiftungsversuchsanlage				
gezeichnet		Aktiengesellschaft	Büro	Zeichn. Nr.
geprüft		Sächsische Werke	BC 6	517 51
gegeben		BKW-Bö	Ersatzf. Skizze	
			Ersetzt d. "	

72-D

72 D

21616

Item 72E Box 1 Entitled "Schema einer Druckwasserwäsche"

21617

Item 73 Box 1 Entitled "CO2 Purification" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report on Gas Purification.

72 E

73

REEL ENDS
PHOTOGRAPHED BY
NAVY DEPARTMENT
7 DECEMBER 1945
REEL 5850-2