

Leuna Werke, den 25. Februar 1936.

A k t e n n o t i z

über eine Verbesserung der Umsteuerventile für die Entspannungsmaschinen der Wasserstoffreinigung.

Die Hochdruck-Umsteuerventile der Entspannungsmaschinen besonders die größeren Ventile von 160 mm Durchgang - setzen beim Umsteuern und zwar sowohl beim Schließen mit dem Kegel auf dem Ventilsitz als auch beim Öffnen mit dem Steuerkolben gegen die Gehäusewand mit harten Schlägen auf, die zum Teil erhebliche Erschütterungen in die angeschlossenen Hochdruckleitungen übertragen. Besonders hart waren die Schläge, wenn die Umsteuerventile im Interesse einer gesteigerten Leistung der Entspannungsmaschinen auf rasche Umsteuerung eingestellt waren.

Das harte Umsteuern wurde nun so beseitigt, daß die Steuerflüssigkeit zu beiden Seiten des Steuerkolbens - anstatt wie bisher durch eine Bohrung - durch zwei Bohrungen der Gehäusewand geführt wurde. Die beiden Bohrungen wurden so angeordnet, daß die eine Bohrung kurz vor dem Hubende des Steuerkolbens vom Kolben ganz überdeckt wird, während die andere Bohrung vom Kolben nicht erreicht wird. In die an diese letzte Bohrung angeschlossene Steuerflüssigkeitsleitung wurde ein kleines Hochdruck-

1947

7

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Saundershoff-Brönns. m <sup>3</sup>	1.984.900	1.492.600	3.025.000	1.876.900	1.995.900	2.026.000	2.957.400	1.624.700	1.074.900	2.078.500	2.019.200	
Saundershoff-Reinh. %	96.8	97.9	97.4	97.4	97.8	97.3	97.3	97.3	97.8	97.8	97.7	97.5
Saundershoff-Brönns. mal	41.920	4.452	4.924	4.826	1.944	1.979	1.904	1.588	2.088	1.966	6.957	
Saundershoff-Reinh. %	98.7	98.0	97.9	97.9	97.8	97.8	97.9	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
EDF.-Luftmenge m <sup>3</sup>	425.000	327.000	394.000	474.000	501.000	785.000	533.000	572.000	574.000	523.000	497.000	
EDF.-Luftmenge m <sup>3</sup>	9.533.000	7.443.000	9.873.000	9.277.000	9.944.000	9.577.000	9.322.000	8.015.000	9.867.000	9.673.000	9.673.000	
Gas.-Luftmenge m <sup>3</sup>	9.958.000	7.770.000	10.367.000	9.655.000	10.444.000	10.002.000	9.875.000	8.527.000	10.476.000	10.286.000	10.286.000	
Gas.-Luftmenge mal 0,209	2.080	1.624	2.152	2.018	2.172	2.090	2.062	1.780	2.170	2.140	2.140	
Ausbeute:												
Saundershoff-Brönns. mal	92,5	89,4	92,5	90,5	92,8	92,4	92,4	88,9	93,3	93,5	93,2	
Gas.-Luftmenge mal 0,209												

Johns... 91.6

die an unserer Wage gemessen wird.

#### 9. Automatische Regulierung auf konstanten Enddruck.

Die Turbine ist mit einer Reguliervorrichtung ausgerüstet, die automatisch bei wechselnder Luftabnahme den Enddruck auf dem einmal eingestellten Wert konstant hält. Da dauernde Wechsel in der Mengenabnahme nicht eintreten, sondern nur von Zeit zu Zeit bestimmte Umstellungen vorgenommen werden, wird vorläufig die Druckluftregulierung nicht eingeschaltet. Die erforderliche Mengeneinstellung geschieht je nach Bedarf mittels Drehzahlregelung von Hand. Da Druckluftregulierung zurzeit ausfällt, mindestens jedoch für längere Zeit nicht in Frage kommt, wird es zweckmäßig sein, die hierfür vorgesehenen Ölleitungen abzublenden.

#### 10. Betriebsvorschriften.

Die von der Gutehoffnungshütte herausgegebenen normalen Betriebsvorschriften zum Aushang im Betrieb sind in Anlehnung an unsere Betriebsverhältnisse entsprechend geändert worden.

#### 11. Trocknung der Turbine bei Stillstand.

Zur Vermeidung von Korrosionen in der Turbine während eines längeren Stillstandes ist von der Gutehoffnungshütte eine Belüftung der Turbine mittels elektrisch angetriebenen Ventilators vorgesehen. Es muß überlegt werden, ob hierfür

1940

7

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Oktober	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeug. m <sup>3</sup>	1.618 109 97.7 98.1	1.526 201 97.5 98.0	2.075 200 97.6 98.1	1.972 200 97.6 98.1	2.053 200 97.4 98.1	1.959 000 97.4 98.0	1.955 400 97.3 98.0	2.000 600 97.5 98.1	1.774 000 97.5 98.0	2.056 200 97.5 98.1	1.968 200 97.3 98.1	2.049 200 97.7 98.0
Sauerstoff-Reinh. %												
Sauerstoff-Erzeug. mal	4.511	4.487	1.015	1.925	2.107	1.903	1.950	1.670	1.004	1.315	1.315	1.310
Sauerstoff-Reinheit												
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	517 000	460 000	582 000	580 000	587 000	603 000	618 000	531 000	594 000	58 000	57 000	
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	7.460 000	7.707 000	9.807 000	9.306 000	9.771 000	9.258 000	9.336 000	8.252 000	9.740 000	9.226 000	9.627 000	
Ges.-Luftmenge m <sup>3</sup>	7.977 000	7.877 000	10.389 000	9.826 000	10.769 000	9.759 000	9.954 000	8.783 000	10.334 000	9.806 000	10.234 000	
Ges.-Luftmenge mal 0,209	1.666	1.645	2.095	2.062	2.110	2.036	2.080	1.835	2.154	2.048	2.131	
Ausbeute:												
Sauerstoff-Erzeug. mal	94,3	90,4	91,6	93,3	94,8	93,6	93,8	94,5	90,0	93,5	93,4	
Sauerstoff-Reinheit												
Ges.-Luftmenge mal 0,209												

Tabelle Nr. 118 93.3

## Abnahmeversuch an Apparat V

Bezeichnung		Garantie	18. 11. 1935	19. 11. 1935	20. 11. 1935
<b>Gesamtluftmenge</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	15000			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	16340	16070	16450	16550
Druck der N.Dr. Luft	atü	4,4	4,52	4,51	4,53
Zusatzluftmenge (Hochdruckluft)	%	4,0	2,9	2,8	2,8
Druck der Zusatzluft hierfür errechneter	atü	50	152	151	151
Kraftverbrauch	P S	145	140	142	141
<b>Sauerstoffmenge</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2600			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2835	3010	3030	3045
Sauerstoffgehalt	%	98	98,4	98,5	98,3
<b>Abs. O<sub>2</sub>-Menge 100%ig</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2548			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2775	2960	2985	2990
Ausbeute	%	81,4	88,1	86,9	86,5
Flüssigkeitsablaß	Ltr./h	10	26,5	22,6	19,0
Flüssigkeitsablaß	m <sup>3</sup> /h		23	20	17
<b>Gesamtmenge O<sub>2</sub> 100%ig</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2557			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2784	2983	3005	3007
Ausbeute (einschließlich flüssiger Sauerstoff)	%	81,7	88,8	87,4	86,9
Argon-Gehalt	%	< 1			

1938

7

	Januar	Februar	Mars	April	Ma	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeugung m <sup>3</sup>	1.575.900	1.959.700	1.880.000	2.033.300	2.127.300	2.193.900	2.093.500	2.002.200	2.122.600	2.177.000	2.073.800	2.089.200
Sauerstoff-Reinheit %	97,6	98,3	98,2	98,3	98,0	97,9	97,7	97,2	97,8	97,8	97,2	97,2
Sauerstoff-Erzeugung m <sup>3</sup>	1.546.000	1.914.000	1.836.000	1.998.000	2.086.000	2.155.000	2.048.000	1.945.000	2.065.000	2.100.000	1.996.000	2.070.000
Sauerstoff-Reinheit %	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3	98,3
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	425.000	575.000	569.000	620.000	635.000	575.000	655.000	675.000	599.000	600.000	570.000	633.000
HR.-Luftmenge m <sup>3</sup>	7.580.000	9.720.000	9.070.000	9.387.000	9.869.000	8.857.000	9.663.000	9.592.000	8.700.000	9.882.000	9.404.000	9.685.000
Ges.-Luftmenge m <sup>3</sup>	8.005.000	9.795.000	9.639.000	10.007.000	10.504.000	9.436.000	10.318.000	10.267.000	8.669.000	10.488.000	9.970.000	10.308.000
O <sub>2</sub> -Luftmenge m <sup>3</sup>	1.672.000	2.026.000	2.045.000	2.090.000	2.095.000	1.969.000	2.157.000	2.160.000	1.890.000	2.075.000	2.085.000	2.152.000
Ausbeute:	90,2	94,2	94,1	95,3	94,9	99,1	95,1	94,7	92,0	96,6	95,7	94,8
Sauerstoff-Erzeugung m <sup>3</sup>												
Sauerstoff-Reinheit %												
Ges.-Luftmenge m <sup>3</sup>												

Yachtvermittlung 1938

rückschlagventil eingebaut, dessen Kegel mit einer Bohrung von 1,5 mm Durchmesser versehen war. (Siehe anliegende Skizze). Hinter diesem Rückschlagventil sind die Anschlüsse beider Bohrungen in einer Leitung, der Steuerflüssigkeitsleitung, zusammengeführt.

Durch diese Anordnung wurde erreicht, daß die Bewegung des Steuerkolbens jedesmal dicht vor seinem Hubende sanft abgremst wird, da der Restflüssigkeit des Steuerzylinders nur noch der Weg durch die 1,5 mm-Bohrung des Rückschlagventilkegels freigegeben ist. Andererseits wird beim Umsteuern das Losgehen des Steuerkolbens nach der entgegengesetzten Richtung nicht verzögert, da in diesem Falle das in die Bremsleitung eingebaute Rückschlagventil den vollen Leitungsquerschnitt freigibt. Dies ist besonders für die Steuerung zur pausenlosen Förderung der Entspannungsmaschinen notwendig, wo ein verzögertes Losgehen des Steuerkolbens den erforderlichen Staudruck verringert und damit die pausenlose Förderung unterbrechen würde.

#### Z u s a m m e n f a s s u n g .

Es wird eine Einrichtung an den Hochdruck-Umsteuerventilen der Entspannungsmaschinen beschrieben, wodurch die ursprünglich vorhandenen harten Schläge beim Umsteuern beseitigt werden.

A N T R A G E 7

Jahr: 1939

	Januar	Febru	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeugung. m <sup>3</sup>	1.935.700 97.6 98.2	1.883.200 97.8 98.2	2.223.200 97.7 98.7	1.802.900 97.7 98.2	2.085.300 97.7 98.2	2.049.200 97.3 98.2	2.063.900 97.7 98.7	1.779.100 97.2 98.7	1.728.900 97.2 98.7	2.007.400 97.2 98.7	1.069.600 97.2 98.7	
Sauerstoff-Reinh. %												
Sauerstoff-Erzeugung. mal	2.889.000	4.340.000	3.064.000	4.766.000	2.130.000	1.030.000	1.899.000	2.003.000	1.733.000	2.068.000	1.989.000	2.010.000
Sauerstoff-Reinheit												
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	565.000	573.000	579.000	550.000	673.000	609.000	670.000	690.000	563.000	675.000	595.000	635.000
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	9.299.000	8.732.000	9.770.000	8.576.000	10.054.000	9.578.000	9.753.000	9.486.000	8.573.000	9.959.000	9.439.000	9.763.000
Gas.-Luftmenge m <sup>3</sup>	9.864.000	9.265.000	10.364.000	9.066.000	10.667.000	10.187.000	10.370.000	10.097.000	9.135.000	10.574.000	10.026.000	10.096.000
Gas.-Luftmenge mal 0,209	2.060.000	4.935.000	3.152.000	4.894.000	2.238.000	2.110.000	2.453.000	2.090.000	4.908.000	2.195.000	2.090.000	2.090.000
Ausbeute:												
Sauerstoff-Erzeugung. mal	96.7	95.1	95.9	95.2	95.6	96.1	97.2	95.9	90.6	94.2	95.1	96.2
Sauerstoff-Reinheit												
Gas.-Luftmenge mal 0,209												

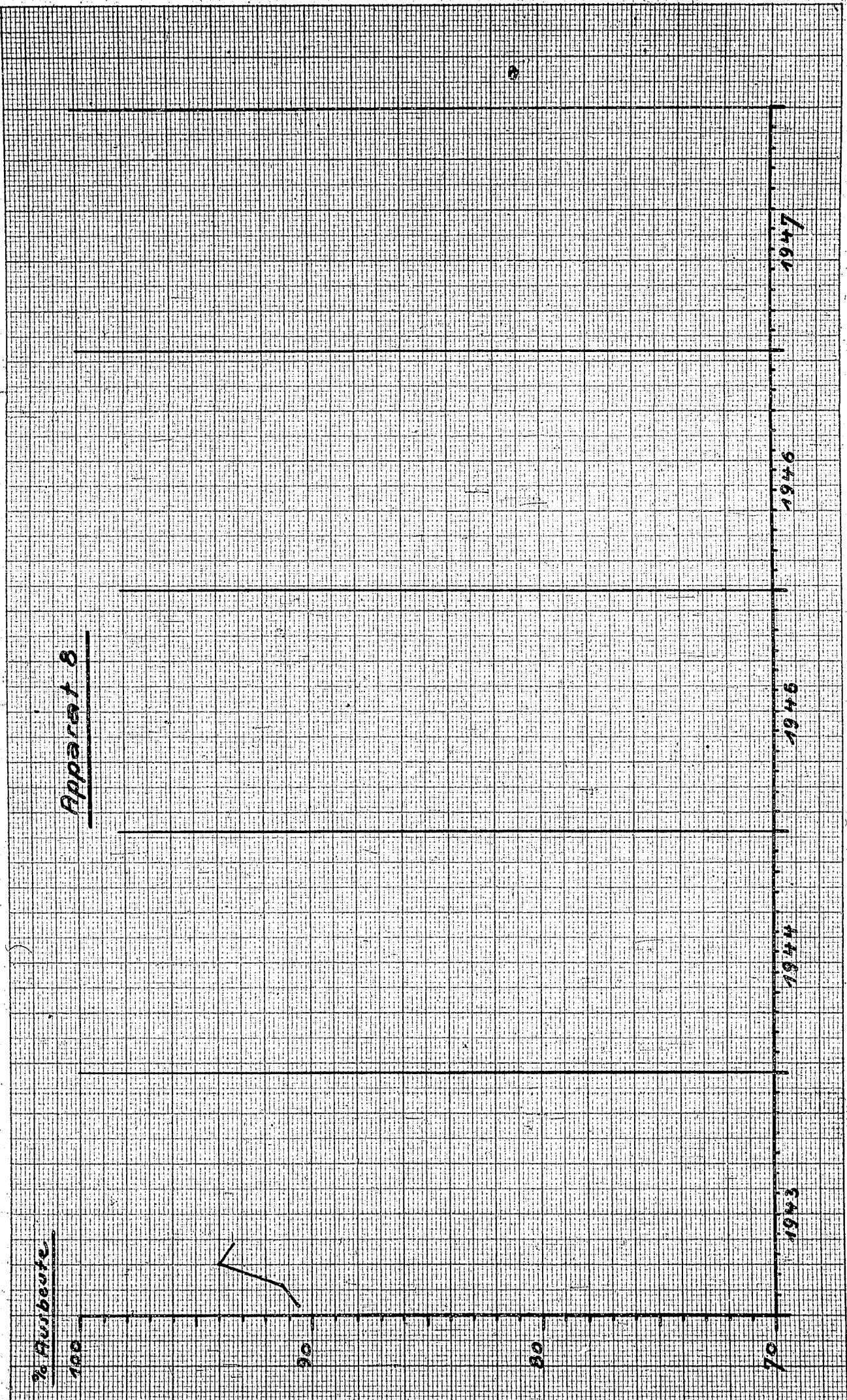
Totalerwerb 95.2



Auf Grund dieser Analyse ergeben sich Kohlenstoffwerte, die zwischen 50 - 100 mg C/5 Liter fl. O<sub>2</sub> schwanken und zwar an allen vier Abnahmestellen. Diese Zahlen sind sicher zu hoch. Das ergibt sich aus folgender Überschlagsrechnung. Durchschnittlich wurden 50 mg/5 Liter fl. O<sub>2</sub> = 50 mg/4,4 m<sup>3</sup> gasförmig O<sub>2</sub> im abziehenden Sauerstoff gefunden, d.h., daß mit dem gesamten abziehenden Sauerstoff (rund 190 m<sup>3</sup>) 2160 mg C die Säule verlassen haben, also über 10mal soviel wie überhaupt eingebracht wurde. Die Genauigkeit der Analysen könnte nur durch Untersuchung größerer Gasmengen erhöht werden.

Es scheinen an keiner Stelle große Kohlenstoffanreicherungen aufgetreten zu sein, doch muß dabei beobachtet werden, daß die Anstiche Säule Mitte und Säule oben nicht in die Flüssigkeit führen, sondern in den Dampfraum. Man hat also an den beiden Stellen kein genaues Bild über die Kohlenstoffanreicherung. Wenn man jedoch bedenkt, daß Methan, um das es sich in vorliegendem Falle ausschließlich handelt, bei 90 % abs. 0,15 Atm Dampfdruck besitzt, wäre anzunehmen, daß eine örtliche Anreicherung sich auch durch höheren C-Gehalt im Dampfraum bemerkbar machen würde.

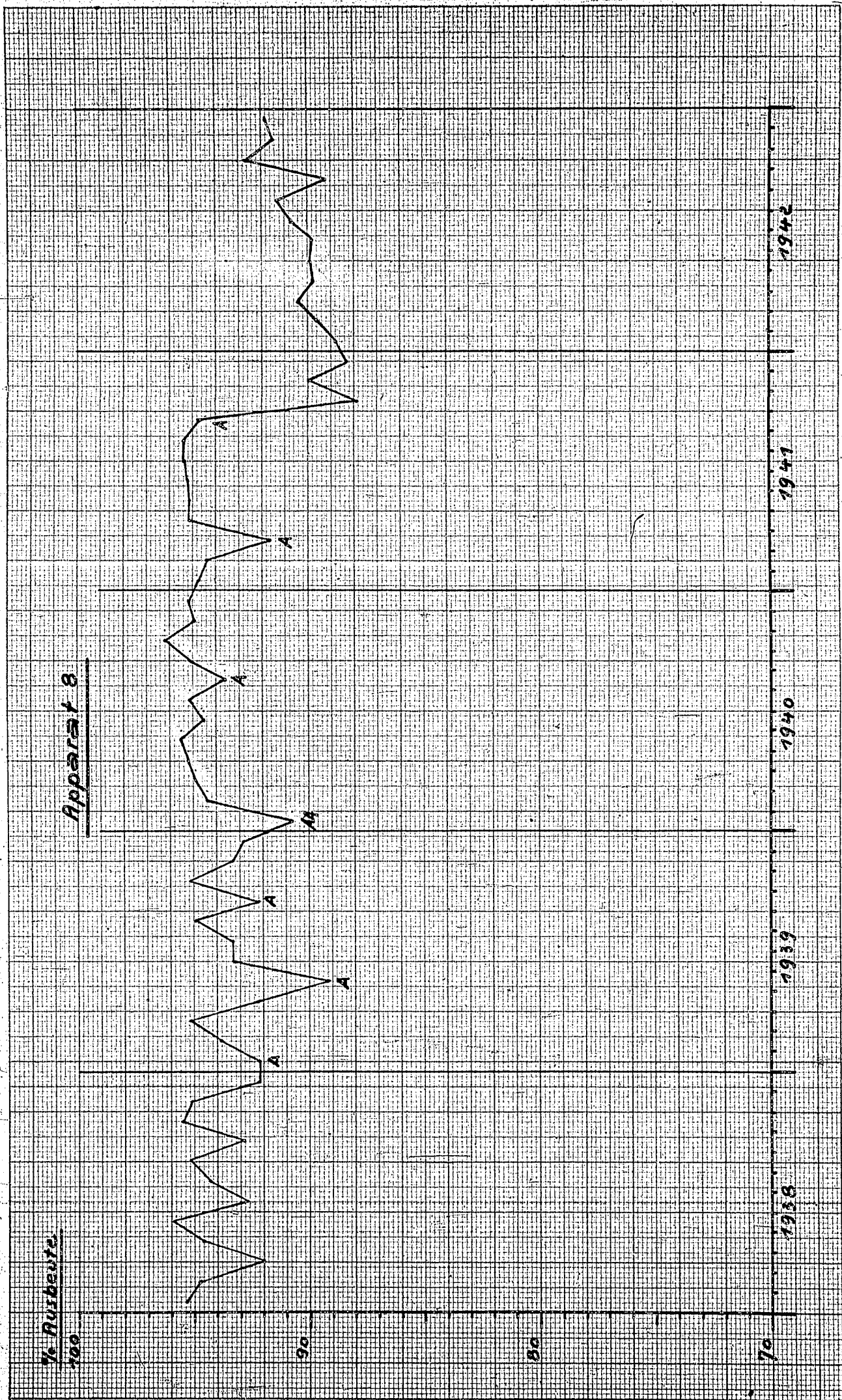
b.) Azetylengehalt. Nach 30stündiger Betriebsdauer der Säule wurden im Sumpf eine Azetylenuntersuchung mit 5 Liter Gas durchgeführt. Überraschenderweise ergab sich ein Gehalt von 9 mg Azetylen, bezogen auf 5-Liter fl. O<sub>2</sub>. (Es war ein fein verteilter rotgefärbter Niederschlag sichtbar). Bei der geringen untersuchten Gasmenge kann der Wert zu hoch gefunden sein, jedoch läßt die Farbe und die Art und Weise, wie der Niederschlag im Waschrohr des Gasreagenzrohres vorhanden war, darauf schließen, daß Azetylen über



Apparat 8

% Anserbeute

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



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

300 1/2 A4 (210x297 mm)

1/0185

1938

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Saundersoff-Erzeugung m	2.059.000 97.8 98.3	1.675.900 97.8 98.3	1.986.400 97.8 98.3	2.032.600 97.8 98.3	2.084.900 97.8 98.3	1.834.500 97.8 98.3	2.156.400 97.6 98.2	2.157.000 97.8 98.2	1.843.900 97.6 98.2	2.215.700 97.8 98.2	2.075.200 97.6 98.3	2.096.300 97.7 98.2
Saundersoff-Reinhold m												
Saundersoff-Erzeugung m	2.1013.000	1.637.000	1.946.000	1.978.000	2.042.000	1.794.000	2.104.000	2.108.000	1.804.000	2.070.000	1.962.000	2.046.000
Saundersoff-Reinhold m												
EDV - Leistung m	469.000	403.000	455.000	457.000	497.000	487.000	599.000	603.000	526.000	573.000	486.000	574.000
EDV - Leistung m	9.679.000	7.880.000	9.700.000	9.577.000	9.788.000	6.779.000	10.122.000	10.129.000	8.790.000	9.829.000	9.342.000	10.077.000
EDV - Leistung m	10.148.000	8.283.000	10.164.000	10.024.000	10.279.000	9.266.000	10.721.000	10.633.000	9.316.000	10.273.000	9.880.000	10.593.000
EDV - Leistung m	2.440.000	1.730.000	2.110.000	2.090.000	2.130.000	1.935.000	2.235.000	2.215.000	1.945.000	2.766.000	2.064.000	2.184.000
EDV - Leistung m	95.4	94.7	92.5	94.6	95.8	96.1	94.3	95.0	93.8	96.5	95.1	95.2

Tabellenblatt 99.2

K O B A X U A T F M T A Y A

Leuna Werke, den 25. Februar 1936.

A k t e n n o t i z

über eine Verbesserung der Umsteuerventile für die Entspannungsmaschinen der Wasserstoffreinigung.

Die Hochdruck-Umsteuerventile der Entspannungsmaschinen - besonders die größeren Ventile von 160 mm Durchgang - setzen beim Umsteuern und zwar sowohl beim Schließen mit dem Kegel auf dem Ventilsitz als auch beim Öffnen mit dem Steuerkolben gegen die Gehäusewand mit harten Schlägen auf, die zum Teil erhebliche Erschütterungen in die angeschlossenen Hochdruckleitungen übertragen. Besonders hart waren die Schläge, wenn die Umsteuerventile im Interesse einer gesteigerten Leistung der Entspannungsmaschinen auf rasche Umsteuerung eingestellt waren.

Das harte Umsteuern wurde nun so beseitigt, daß die Steuerflüssigkeit zu beiden Seiten des Steuerkolbens - anstatt wie bisher durch eine Bohrung - durch z w e i Bohrungen der Gehäusewand geführt wurde. Die beiden Bohrungen wurden so angeordnet, daß die eine Bohrung kurz vor dem Hubende des Steuerkolbens vom Kolben ganz überdeckt wird, während die andere Bohrung vom Kolben nicht erreicht wird. In die an diese letzte Bohrung angeschlossene Steuerflüssigkeitsleitung wurde ein kleines Hochdruck-

Jahr 1939

1 2 3 4 5 6 7 8

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Oktober	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeug. m <sup>3</sup>	1.810.800	2.092.300	1.799.800	1.980.700	2.033.500	2.103.600	2.039.600	1.733.400	2.173.400	2.170.000	2.035.900	2.077.800
Sauerstoff-Reinh. %	97,6 98,3	97,4 98,2	97,4 98,3	97,4 98,3	97,6 98,3	97,4 98,3	97,4 98,3	97,3 98,2	97,3 98,2	97,3 98,2	97,3 98,2	97,3 98,2
Sauerstoff-Erzeug. mal	1.856.000	2.046.000	1.733.000	1.988.000	1.985.000	2.048.000	1.983.000	1.735.000	2.175.000	2.048.000	1.970.000	2.045.000
Sauerstoff-Reinheit	97,6	98,2	97,4	98,3	98,3	98,3	98,3	98,2	98,2	98,2	98,2	98,2
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	497.000	462.000	462.000	507.000	505.000	527.000	505.000	477.000	477.000	506.000	498.000	523.000
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	9.233.000	8.961.000	8.838.000	9.576.000	9.784.000	9.988.000	9.493.000	8.483.000	8.795.000	9.694.000	9.694.000	9.929.000
Gas-Luftmenge m <sup>3</sup>	9.610.000	9.432.000	9.300.000	10.047.000	10.289.000	10.509.000	10.008.000	8.959.000	10.310.000	10.193.000	10.193.000	10.453.000
Gas-Luftmenge mal O <sub>2</sub>	2.092.000	2.052.000	2.044.000	2.090.000	2.130.000	2.133.000	2.090.000	1.870.000	2.152.000	2.152.000	2.110.000	2.172.000
Ausbeute:												
Sauerstoff-Erzeug. mal	91,6	95,1	89,7	91,7	93,1	93,3	94,9	92,1	95,1	95,1	93,5	92,8
Sauerstoff-Reinheit	97,6	98,2	97,4	98,3	98,3	98,3	98,3	98,2	98,2	98,2	98,2	98,2
Gas-Luftmenge mal O <sub>2</sub>												

Tatsachenbericht 93.1

haupt vorhanden war. Diese Tatsache ist umso beachtlicher als das Gas zweimal über Kupferoxyd verbrannt wurde, bevor es in die Reinkryptonsäule eintritt. Es wurde dann eine Azetylenbestimmung im Rohgas vorgenommen. Angewandt wurden 1516 Liter Gas. Gefunden wurden 0,1 mg  $C_2H_2$  bezogen auf 5 Liter fl.  $O_2$ , wobei zu bemerken ist, daß keinerlei Niederschlag sichtbar war. Nimmt man an, daß der Gehalt des Rohgases an Azetylen die ganze Fahrdauer gleich gewesen ist, so ergibt sich, daß etwa 4 mg  $C_2H_2$  insgesamt in die Kolonne eingeführt ist.

1940

8

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzugs. m <sup>3</sup>	1.448.600 97.7	1.890.200 97.2	2.041.000 97.2	1.985.000 97.2	1.963.200 97.7	2.128.700 97.7	1.879.000 97.7	1.983.700 97.0	2.081.900 97.7	2.095.700 97.7	2.089.000 97.7	
Sauerstoff-Reinh.	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.0	98.9	98.9	98.9	98.9
Sauerstoff-Erzugs. mal	14.06	1.836	1.964	1.940	1.905	1.958	1.765	1.918	2.030	1.956	1.956	1.958
Sauerstoff-Reinh.												
Luftmenge m <sup>3</sup>	100.000	575.000	523.000	577.000	575.000	574.000	569.000	556.000	575.000	584.000	579.000	579.000
Luftmenge m <sup>3</sup>	7.033.000	8.801.000	9.570.000	9.308.000	9.423.000	9.097.000	9.299.000	8.572.000	9.127.000	9.678.000	9.302.000	9.657.000
Luftmenge m <sup>3</sup>	7.734.000	9.316.000	10.033.000	9.755.000	10.057.000	9.649.000	9.860.000	9.030.000	9.683.000	10.193.000	9.866.000	10.233.000
Luftmenge mal 0,209	1.616.306	1.937.044	2.096.903	2.038.795	2.099.993	2.045.644	2.060.044	1.897.260	2.033.646	2.130.546	2.060.044	2.130.044
Ausbeute	90,7	94,4	94,9	95,2	95,5	94,5	95,1	93,6	95,1	96,2	94,9	95,2
Sauerstoff-Erzugs. mal												
Sauerstoff-Reinh.												
Luftmenge mal 0,209												

Tafelnummer 946



Abnahmeversuch an Apparat V

Bezeichnung		Garantie	18. 11. 1935	19. 11. 1935	20. 11. 1935
<b>Gesamtluftmenge</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	15000			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	16340	16070	16450	16550
Druck der N.Dr. Luft	atü	4,4	4,52	4,51	4,53
Zusatzluftmenge (Hochdruckluft)	%	4,0	2,9	2,8	2,8
Druck der Zusatzluft hierfür errechneter	atü	50	152	151	151
Kraftverbrauch	P S	145	140	142	141
<b>Sauerstoffmenge</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2600			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2835	3010	3030	3045
Sauerstoffgehalt	%	98	98,4	98,5	98,3
<b>Abs. O<sub>2</sub>-Menge 100%ig</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2548			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2775	2960	2985	2990
Ausbeute	%	81,4	88,1	86,9	86,5
Flüssigkeitsablaß	Ltr./h	10	26,5	22,6	19,0
Flüssigkeitsablaß	m <sup>3</sup> /h		23	20	17
<b>Gesamtmenge O<sub>2</sub> 100%ig</b>					
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2557			
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2784	2983	3005	3007
Ausbeute (einschließlich flüssiger Sauerstoff)	%	81,7	88,8	87,4	86,9
Argon-Gehalt	%	< 1			

Jahr: 1947

A P P E N D I X

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okt.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeugung m <sup>3</sup>	3.086.400 97.0 98.7	1.832.600 97.0 98.0	1.847.900 97.0 98.0	2.043.600 97.3 97.9	2.087.300 97.2 97.8	1.995.500 97.2 97.8	2.045.400 97.7 97.8	2.022.200 97.3 97.9	1.687.700 97.4 98.0	1.996.100 97.4 98.0	1.937.200 97.5 98.0	1.990.800 97.7 98.0
Sauerstoff-Reinheit %												
Sauerstoff-Erzeugung mal	0.020	1.777	1.796	1.988	2.028	1.999	1.985	1.916	1.643	1.984	1.932	1.932
Sauerstoff-Reinheit m <sup>3</sup>	738.000	383.000	398.000	413.000	429.000	432.000	478.000	465.000	432.000	573.000	400.000	469.000
KDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	6.794.000	8.679.000	8.863.000	9.605.000	9.779.000	9.325.000	9.484.000	9.387.000	7.870.000	10.267.000	1.683.000	10.046.000
Ges.-Luftmenge m <sup>3</sup>	10.232.000	9.022.000	9.361.000	10.018.000	10.308.000	9.757.000	9.962.000	9.853.000	8.302.000	10.661.000	10.745.000	10.575.000
Ges.-Luftmenge mal 0,209	2.138.000	1.886.000	1.956.000	2.093.000	2.154.000	2.036.000	2.080.000	2.060.000	1.735.000	2.219.000	2.240.000	2.214.000
Ambenheit												
Sauerstoff-Erzeugung mal	917	944	926	951	951	952	954	954	917	978	909	933
Sauerstoff-Reinheit												
Ges.-Luftmenge mal 0,209												

Tabelle mit 12 93.2

Betriebsvorschrift 9/1936.

Betrifft: Azetylen- und Kohlenwasserstoff-Anreicherungen  
in den Krypton-Anreicherungsäulen.

Bei den Krypton-Anreicherungsäulen kann die Azetylen- und Kohlenwasserstoff-Konzentration deshalb höher liegen als bei den Hauptapparaten, weil hier die Stellen, an denen die Konzentrationen auftreten, (das sind Verdampfer und Abscheider,) so untergebracht sind, daß bei einem evtl. Zerknall eine Auswirkung nach außen nicht wahrscheinlich ist.

Azetylen-Anreicherung.

Bei normaler Fahrweise werden stündlich zwischen 8 und 12 cbm pro Anreicherungsäule entspannt. Dabei liegen die Azetylenwerte zwischen 5 und 10 mg/5 ltr. Werden Werte über 20 mg/5 ltr erreicht, so ist mehr Flüssigkeit zu entspannen. Werden 50 mg/5 ltr festgestellt, so ist der Apparat restlos zu entspannen.

Kohlenwasserstoff.

Bei normaler Fahrweise liegen die Kohlenwasserstoffwerte zwischen 500 und 800 mg C/5 ltr. Steigt der Kohlenwasserstoffgehalt über 1000 mg C/5 ltr, so ist mehr Flüssigkeit zu entspannen. Steigen die Werte über 2000 mg C/5 ltr, so ist der Apparat restlos zu entspannen.

Verteiler:

Herr Dr. Wustrow,  
" Dr. Käding,  
" Dr. v. Friedolsheim,  
" OM. Kürschner,  
" WM. Amberger, Dedekind, Höll, Schröder,  
" Mstr. Martin, Petermann, Hössler, Seifert, Schoch,  
Akten.

gez. Lössl

JSDF 1942

A P P O R T 2 8

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okt.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeugung m <sup>3</sup>	2.002.500	1.804.700	1.902.200	1.674.100	2.060.600	2.035.700	2.064.900	2.024.200	1.951.300	2.019.200	2.013.200	2.081.200
Sauerstoff-Reinh. %	97.5	98.0	97.7	97.3	97.5	97.5	97.6	97.3	97.4	97.2	97.4	97.5
Sauerstoff-Erzeug. mal	195.2	175.6	190.9	162.8	200.9	198.5	201.5	197.1	190.4	196.2	196.1	203.0
Sauerstoff-Reinheit	97.5	98.0	97.7	97.3	97.5	97.5	97.6	97.3	97.4	97.2	97.4	97.5
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	237.000	328.000	459.000	370.000	467.000	466.000	495.000	492.000	487.000	524.000	589.000	527.000
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	10.086.000	9.001.000	9.669.000	8.305.000	10.235.000	10.122.000	10.163.000	9.839.000	9.708.000	9.587.000	9.746.000	10.866.000
Gas.-Luftmenge m <sup>3</sup>	10.520.000	9.389.000	10.199.000	8.675.000	10.704.000	10.588.000	10.658.000	10.310.000	10.950.000	10.111.000	10.355.000	10.587.000
Gas.-Luftmenge mal 0,209	2.198	1.960	2.118	1.813	2.235	2.212	2.225	2.160	2.280	2.123	2.142	2.212
Ausbeute:												
Sauerstoff-Erzeug. mal	888	896	901,4	89,8	89,9	89,8	90,7	91,3	89,2	91,7	91,5	91,8
Sauerstoff-Reinheit												
Gas.-Luftmenge mal 0,209												

Tabelle 90.5

Janbr. 1942

1 2 3 4 5 6 7 8

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okt.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeug. m <sup>3</sup>	2.002,500 97.5	1.804,700 97.7	1.962,200 97.3	1.674,700 97.3	2.060,600 97.5	2.035,700 97.5	2.067,900 97.6	2.024,200 97.3	1.957,300 97.4	2.019,700 97.2	2.013,200 97.7	2.081,700 97.5
Sauerstoff-Reinh.	98.0	97.7	97.3	97.3	97.5	97.5	97.6	97.3	97.4	97.2	97.7	97.5
Sauerstoff-Erzeug. mal Sauerstoff-Reinheit	196,172	175,600	190,900	162,800	200,900	198,500	201,500	197,100	190,000	196,200	196,100	201,300
EDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	437,000	388,000	459,000	370,000	467,000	466,000	495,000	492,000	487,000	524,000	509,000	527,000
EDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	10,086,000	9,009,000	9,669,000	8,305,000	10,235,000	10,122,000	10,163,000	9,839,000	9,702,000	9,587,000	9,776,000	10,066,000
Gas.-Luftmenge m <sup>3</sup>	10,580,000	9,329,000	10,199,000	8,675,000	10,704,000	10,538,000	10,658,000	10,331,000	10,950,000	10,199,000	10,355,000	10,587,000
Gas.-Luftmenge mal 0,209	2,211,820	1,950,000	2,131,600	1,813,000	2,215,000	2,212,000	2,225,000	2,160,000	2,279,000	2,142,000	2,174,000	2,213,000
Ausbeute:	88.8	89.5	90.14	89.8	89.9	89.8	90.17	91.3	89.2	91.7	91.5	91.8
Sauerstoff-Erzeug. mal Gas.-Luftmenge mal 0,209	211,182	195,000	213,160	181,300	221,500	221,200	222,500	216,000	227,900	214,200	217,400	221,300

Janbr. 1942 90.5

rückschlagventil eingebaut, dessen Kegel mit einer Bohrung von 1,5 mm Durchmesser versehen war. (Siehe anliegende Skizze). Hinter diesem Rückschlagventil sind die Anschlüsse beider Bohrungen in einer Leitung, der Steuerflüssigkeitsleitung, zusammengeführt.

Durch diese Anordnung wurde erreicht, daß die Bewegung des Steuerkolbens jedesmal dicht vor seinem Hubende sanft abgebremst wird, da der Restflüssigkeit des Steuerzylinders nur noch der Weg durch die 1,5 mm-Bohrung des Rückschlagventilkegels freigegeben ist. Andererseits wird beim Umsteuern das Losgehen des Steuerkolbens nach der entgegengesetzten Richtung nicht verzögert, da in diesem Falle das in die Bremsleitung eingebaute Rückschlagventil den vollen Leitungsquerschnitt freigibt. Dies ist besonders für die Steuerung zur pausenlosen Förderung der Entspannungsmaschinen notwendig, wo ein verzögertes Losgehen des Steuerkolbens den erforderlichen Staudruck verringert und damit die pausenlose Förderung unterbrechen würde.

#### Z u s a m m e n f a s s u n g .

Es wird eine Einrichtung an den Hochdruck-Umsteuerventilen der Entspannungsmaschinen beschrieben, wodurch die ursprünglich vorhandenen harten Schläge beim Umsteuern beseitigt werden.



K O D A K A V A S A F T Y A F  
Leuna Werke, den 23. Januar 1936

B e t r i e b s v o r s c h r i f t .

Betrifft: Sauerstoffanalyse.

Um die Sauerstoffproduktion überwachen zu können, werden in den Bauten 337 und 247 20 Liter Aspiratoren innerhalb 24 Stunden gefüllt. Um einwandfreie Werte zu erhalten, muß die Füllung gleichmäßig erfolgen. Die Schichtmeister oder Postenleute in den einzelnen Bauten müssen daher den Gaseintritt in die Aspiratoren mindestens einmal stündlich prüfen und durch Regulierung des Quetschhahnes zwischen Aspirator und Niveauflasche für gleichmäßige Füllung Sorge tragen.

Ing. *Reisinger*

Von *Reisinger* an:







Leuna Werke, den 23. Januar 1936.


B e t r i e b s v o r s c h r i f t .

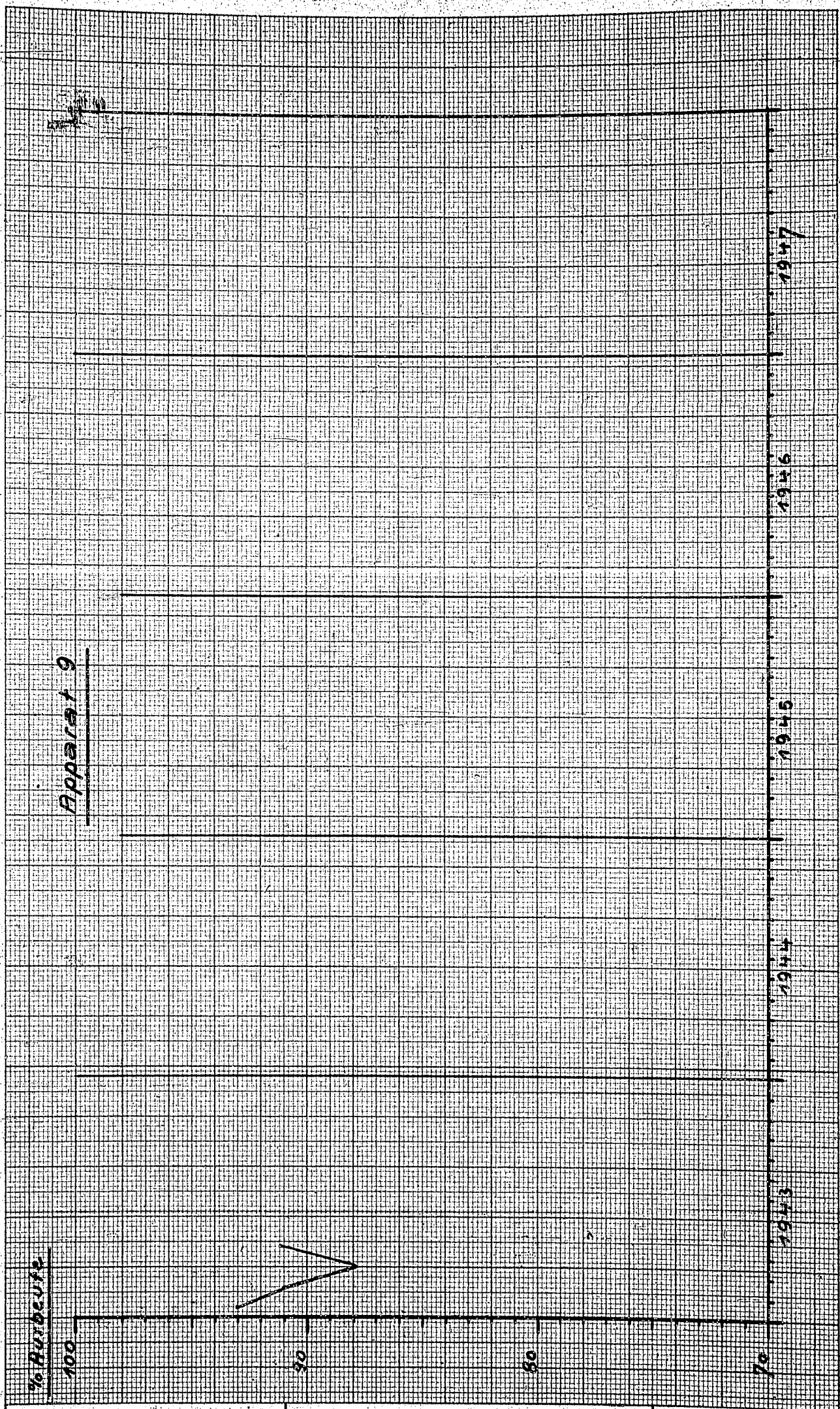
Betrifft: Kohlenstoffanalyse im flüssigen Sauerstoff.

Der Transport des flüssigen Sauerstoffs für die Kohlenstoffanalysen von den Bauten 337 und 247 in das Laboratorium Bau 287 wird nur in Dewargefäßen vorgenommen. Bei den Probenahmen von den LINDE- und den FRÄNKEL-LINDE-APPARATEN werden die Kohlenstoffanalysen gleichzeitig mit Azetylenbestimmungen abgenommen. Die Füllung der Dewargefäße erfolgt während der Füllung der 5-Liter-Kannen für die Azetylenbestimmung. Die Probenahme aus den Kryptonsäulen erfolgt direkt aus dem Abscheider in die Dewargefäße. Die Dewargefäße werden in allen Fällen mit flüssigem Kondensatorsauerstoff vorgekühlt.

Für den Transport müssen die Dewargefäße mit einem Asbesthandschuh oder mit einer Asbesthaube versehen werden. Stoffhandschuhe und dergleichen dürfen auf keinen Fall benutzt werden.

Nurechdel: am

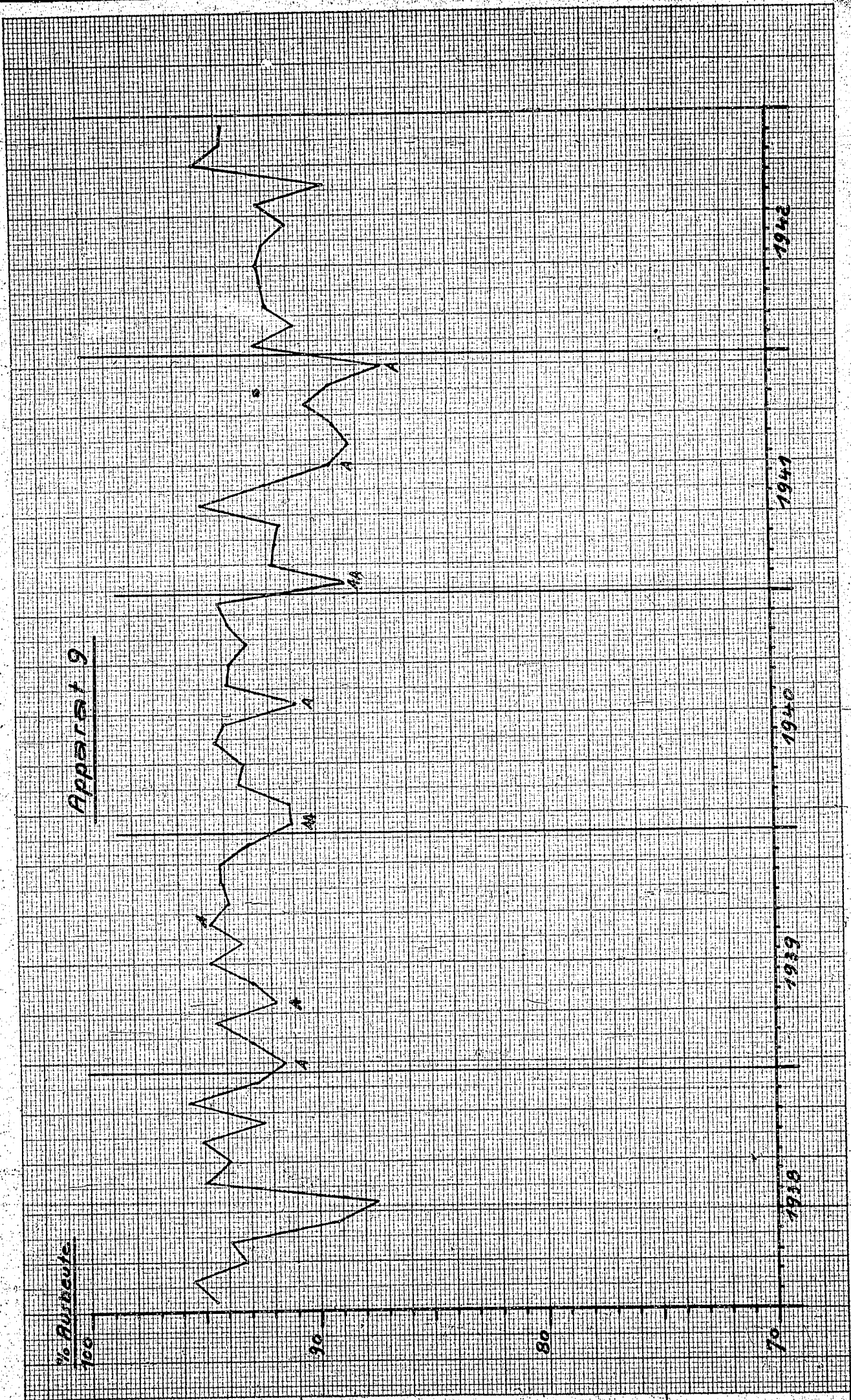
J.B. 



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

300 1/2 A4 (210 x 297 mm)

T70186



Apparat 9

% Ausbeute

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

800 1/2 A4 (210x297 mm)

110185





Lö.

Leuna, den 24. Januar 1936. Sch.

Betriebsvorschrift 5/1936.

Betrifft: Anfahren der Fränkl-Linde-Apparate.

Das Anfahren der Fränkl-Linde-Apparate in letzter Zeit, insbesondere Apparat I.u.III, ist nicht vorschriftsmäßig vorgenommen worden. Es hat sich gezeigt, daß die Apparate mit Kohlensäure verlegt sind und deshalb bereits nach 8 - 10 Tagen abgestellt werden müssen.

Es ist unbedingt erforderlich, daß die seinerzeit herausgegebenen Vorschriften für das Anfahren strengstens eingehalten werden. Ganz besonders muß darauf gesehen werden, daß der Apparat selbst nicht mit N.Dr.-Luft belastet wird, bevor die Temperaturen an den unteren Enden der Regeneratoren nicht mindestens <sup>bis -170°</sup> -160°C betragen.

Die Handhabung der Drosselklappe nach der unteren Säule und das Umgangsventil nach der Turbine muß gewissenhaft durchgeführt werden und darf auf jeden Fall nur im Einverständnis mit dem verantwortlichen Meister einreguliert werden.

gez. Lössl

Verteiler:

Dr. Käding,

Obermstr. Kürschner,

" Matz,

Werkmstr. Amberger,

" Dedekind,

" Höll,

" Schröder,

Meister Martin,

" Petermann,

" Rössler,

" Seifert,

" Schoch.

Akten.

1943

9

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Sauerhoff-Erzeng. R <sup>3</sup>	2.730.000	1.995.000	2.040.600	1.980.000	2.064.800	2.023.000	2.079.200	2.043.400	1.689.200	2.032.100	2.013.900	2.095.000
Sauerhoff-Beinb. R <sup>3</sup>	98.0	98.0	97.7	97.2	97.2	97.2	97.3	97.3	97.7	96.8	97.0	97.5
Sauerhoff-Erzeng. R <sup>2</sup>	2.078.000	1.863.000	1.980.000	1.945.000	2.007.000	1.965.000	2.035.000	1.988.000	1.640.000	1.970.000	1.954.000	2.042.000
Sauerhoff-Beinb. R <sup>2</sup>	499.000	485.000	537.000	552.000	505.000	474.000	539.000	577.000	464.000	543.000	536.000	575.000
Ges. Luftmenge R <sup>3</sup>	10.577.000	9.349.000	9.772.000	9.474.000	9.935.000	9.752.000	10.162.000	9.789.000	8.337.000	9.357.000	9.409.000	9.856.000
Ges. Luftmenge R <sup>2</sup>	11.046.000	9.834.000	10.349.000	10.026.000	10.440.000	10.226.000	10.711.000	10.236.000	8.798.000	9.900.000	9.937.000	10.431.000
Ges. Luftmenge R <sup>1</sup>	2.307.000	2.050.000	2.117.000	2.090.000	2.176.000	2.135.000	2.236.000	2.155.000	1.837.000	2.075.000	2.075.000	2.180.000
Ausbeute	96,7	90,7	94,9	90,1	96,3	95,0	91,0	90,2	89,3	95,0	93,8	93,7

7.10.1943

92.1



Betriebsvorschrift 9/1936.

Betrifft: Azetylen- und Kohlenwasserstoff-Anreicherungen  
in den Krypton-Anreicherungsäulen.

Bei den Krypton-Anreicherungsäulen kann die Azetylen- und Kohlenwasserstoff-Konzentration deshalb höher liegen als bei den Hauptapparaten, weil hier die Stellen, an denen die Konzentrationen auftreten, (das sind Verdampfer und Abscheider,) so untergebracht sind, daß bei einem evtl. Zerknall eine Auswirkung nach aussen nicht wahrscheinlich ist.

Azetylen-Anreicherung.

Bei normaler Fahrweise werden stündlich zwischen 8 und 12 cbm pro Anreicherungsäule entspannt. Dabei liegen die Azetylenwerte zwischen 5 und 10 mg/5 ltr. Werden Werte über 20 mg/5 ltr erreicht, so ist mehr Flüssigkeit zu entspannen. Werden 50 mg/5 ltr festgestellt, so ist der Apparat restlos zu entspannen.

Kohlenwasserstoff.

Bei normaler Fahrweise liegen die Kohlenwasserstoffwerte zwischen 500 und 800 mg C/5 ltr. Steigt der Kohlenwasserstoffgehalt über 1000 mg C/5 ltr, so ist mehr Flüssigkeit zu entspannen. Steigen die Werte über 2000 mg C/5 ltr, so ist der Apparat restlos zu entspannen.

gez. Lössl

Verteiler:

Herr Dr. Wustrow,  
" Dr. Käding,  
" Dr. v. Friedolsheim,  
" OM. Kürschner,  
" WM. Amberger, Dedekind, Höll, Schröder,  
" Mstr. Martin, Petermann, Rössler, Seifert, Schoch,  
Akten.

1927

9

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Ok.	Nov.	Dez.
Säurestoff-Erzeug. m <sup>3</sup>	1.703.400	1.840.200	1.087.000	1.984.600	2.034.000	1.920.800	1.768.700	2.013.200	2.001.200	2.016.800	1.920.000	1.689.200
Säurestoff-Reinh. %	96,5	98,0	96,9	97,2	97,7	97,8	97,2	97,2	97,5	97,2	97,9	97,2
Säurestoff-Erzeug. mol	14.643.000	1.781.000	2.020.000	1.927.000	1.775.000	1.874.000	1.718.000	1.958.000	1.910.000	1.988.000	1.862.000	1.642.000
Säurestoff-Reinh. %	98,2	98,0	98,0	97,9	97,8	97,8	97,8	97,9	98,0	98,0	98,0	98,0
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	140.000	467.000	567.000	574.000	560.000	539.000	497.000	577.000	530.000	575.000	527.000	439.000
HDr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	8.430.000	8.834.000	10.013.000	9.537.000	9.477.000	9.209.000	8.728.000	10.066.000	9.988.000	10.025.000	9.792.000	8.687.000
Geo.-Luftmenge m <sup>3</sup>	8.870.000	9.307.000	10.574.000	10.094.000	9.971.000	9.748.000	9.235.000	10.620.000	10.514.000	10.550.000	10.078.000	9.730.000
Geo.-Luftmenge mal 0,209	1.854.000	1.945.000	2.208.000	2.109.000	2.084.000	2.037.000	1.926.000	2.211.000	2.195.000	2.204.000	2.090.000	1.906.000
Ausbeute:												
Säurestoff-Erzeug. mal												
Säurestoff-Reinh. %	88,5	91,7	91,6	91,4	91,8	92,0	89,5	88,4	89,0	90,2	89,6	86,1
Geo.-Luftmenge mal 0,209												

Jahresmittel 90,7

nicht zweckmäßiger der aus <sup>den</sup> Apparaten anfallende trockene Stickstoff <sup>verwendet</sup> benötigt werden soll. Erstens wäre dann eine kleine Energieersparnis zu verzeichnen und zweitens eine intensivere Trocknung möglich, weil der Ventilator dauernd feuchte Kellerluft fördern würde.

#### 12. Widerstand in den Kühlwerkleitungen.

Die Untersuchungen haben gezeigt, daß sowohl in der Leitung vom Kühlwerk zu den Pumpen als auch in der Druckleitung von den Pumpen zum Kühlwerk abnormale hohe Widerstände sind. Es muss untersucht werden, wo diese Widerstände liegen. Wenn sie nicht in der Anlage selbst auftreten, müssen durch Anbohrungen der Leitungen Messungen vorgenommen werden.

gez. Lössl.

1940

9

	Jan	Feb	Mar	Apr	May	June	July	Aug	Sept	Oct	Nov	Dec
Sauershoff-Brongus, Mal	1,678,000	1,954,000	2,120,000	2,030,500	2,043,200	1,703,400	2,060,800	1,989,200	2,075,400	1,992,600	1,992,600	2,074,000
Sauershoff-Brongus, Mal	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7	98.7
Sauershoff-Brongus, Mal	1,571,000	1,904,000	2,044,000	1,963,000	1,981,000	1,653,000	1,998,000	1,922,000	2,042,000	1,930,000	1,930,000	2,040,000
Geo. - Luftmenge	78,000	614,000	599,000	605,000	539,000	578,000	573,000	578,000	578,000	578,000	578,000	578,000
Geo. - Luftmenge	7,780,000	9,955,000	9,902,000	9,491,000	9,484,000	8,276,000	9,560,000	9,259,000	9,799,000	9,379,000	9,379,000	9,653,000
Geo. - Luftmenge	8,262,000	9,769,000	10,506,000	10,083,000	10,466,000	8,715,000	10,190,000	9,832,000	10,373,000	9,867,000	9,867,000	10,390,000
Geo. - Luftmenge	1,726,000	2,090,000	2,193,000	2,108,000	2,186,000	1,820,000	2,130,000	2,052,000	2,168,000	2,060,000	2,060,000	2,436,000
Geo. - Luftmenge	91.7	91.1	93.3	93.1	94.3	90.8	93.8	93.7	92.9	93.7	93.7	94.1

Tabelle mit 92.7

Leuna Werke, den 25. Februar 1936.

A k t e n n o t i z

Über eine Verbesserung der Umsteuerventile für die Entspannungsmaschinen der Wasserstoffreinigung.

Die Hochdruck-Umsteuerventile der Entspannungsmaschinen, besonders die größeren Ventile von 160 mm Durchgang, setzen beim Umsteuern und zwar sowohl beim Schließen mit dem Kegel auf dem Ventilsitz als auch beim Öffnen mit dem Steuerkolben gegen die Gehäusewand mit harten Schlägen auf, die zum Teil erhebliche Erschütterungen in die angeschlossenen Hochdruckleitungen übertragen. Besonders hart waren die Schläge, wenn die Umsteuerventile im Interesse einer gesteigerten Leistung der Entspannungsmaschinen auf rasche Umsteuerung eingestellt waren.

Das harte Umsteuern wurde nun so beseitigt, daß die Steuerflüssigkeit zu beiden Seiten des Steuerkolbens - anstatt wie bisher durch eine Bohrung - durch zwei Bohrungen der Gehäusewand geführt wurde. Die beiden Bohrungen wurden so angeordnet, daß die eine Bohrung kurz vor dem Hubende des Steuerkolbens vom Kolben ganz überdeckt wird, während die andere Bohrung vom Kolben nicht erreicht wird. In die an diese letzte Bohrung angeschlossene Steuerflüssigkeitsleitung wurde ein kleines Hochdruck-

1939

9

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeugung	1.923.200	1.905.300	2.092.200	2.803.300	3.050.300	3.093.300	2.239.600	3.037.600	2.046.300	2.098.000		
Sauerstoff-Verbrauch	1.863.000	1.863.000	1.772.000	1.772.000	2.008.000	2.045.000	1.835.000	1.974.000	2.090.000	2.039.000		
EDr.-Luftmenge	575.000	582.000	654.000	637.000	620.000	626.000	607.000	617.000	617.000	653.000		
EDr.-Luftmenge	9.277.000	9.049.000	8.665.000	10.370.000	9.736.000	9.849.000	8.675.000	9.467.000	9.599.000	9.834.000		
Gas.-Luftmenge	9.846.000	9.605.000	10.429.000	9.247.000	10.353.000	10.494.000	9.287.000	10.874.000	10.563.000	10.487.000		
Gas.-Luftmenge	2.056.000	2.005.000	2.178.000	1.932.000	2.372.000	2.192.000	1.940.000	2.105.000	2.116.000	2.193.000		
Substanz	915	919	918	918	916	915	916	918	917	919		
Sauerstoff-Erzeugung												
Sauerstoff-Verbrauch												
Gas.-Luftmenge												

Tab. 1000-1007

Auf Grund dieser Analyse ergeben sich Kohlenstoffwerte, die zwischen 50 - 100 mg C/5 Liter fl. O<sub>2</sub> schwanken und zwar an allen vier Abnahmestellen. Diese Zahlen sind sicher zu hoch. Das ergibt sich aus folgender Überschlagsrechnung. Durchschnittlich wurden 50 mg/5 Liter fl. O<sub>2</sub> = 50 mg/4,4 m<sup>3</sup> gasförmig O<sub>2</sub> im abziehenden Sauerstoff gefunden, d.h., daß mit dem gesamten abziehenden Sauerstoff (rund 190 m<sup>3</sup>) 2160 mg C die Säule verlassen haben, also über 10mal soviel wie überhaupt eingebracht wurde. Die Genauigkeit der Analysen könnte nur durch Untersuchung größerer Gas Mengen erhöht werden.

Es scheinen an keiner Stelle große Kohlenstoffanreicherungen aufgetreten zu sein, doch muß dabei beobachtet werden, daß die Anstiche Säule Mitte und Säule oben nicht in die Flüssigkeit führen, sondern in den Dampfraum. Man hat also an den beiden Stellen kein genaues Bild über die Kohlenstoffanreicherung. Wenn man jedoch bedenkt, daß Methan, um das es sich in vorliegendem Falle ausschließlich handelt, bei 90 % abs. 0,15 Atm Dampfdruck besitzt, wäre anzunehmen, daß eine örtliche Anreicherung sich auch durch höheren C-Gehalt im Dampfraum bemerkbar machen würde.

b.) Azetylengehalt. Nach 30stündiger Betriebsdauer der Säule wurden im Sumpf eine Azetylenuntersuchung mit 5 Liter Gas durchgeführt. Überraschenderweise ergab sich ein Gehalt von 9 mg Azetylen, bezogen auf 5 Liter fl. O<sub>2</sub>. (Es war ein fein verteilter rotgefärbter Niederschlag sichtbar). Bei der geringen untersuchten Gasmenge kann der Wert zu hoch gefunden sein, jedoch läßt die Farbe und die Art und Weise, wie der Niederschlag im Waschrohr des Gasreagenzrohres vorhanden war, darauf schließen, daß Azetylen über-

1938

9

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	Sept.	Okto.	Nov.	Dez.
Sauerstoff-Erzeugung m <sup>3</sup>	2.137,900	1.877,300	1.922,600	1.994,500	2.107,300	1.797,200	2.083,200	2.110,200	1.948,300	1.960,600	2.062,600	2.057,700
Sauerstoff-Reinh.	98.3	98.2	98.2	98.3	98.3	98.3	98.3	98.3	98.3	98.3	98.3	98.3
Sauerstoff-Erzeugung mal	2.092,000	1.831,000	1.875,000	1.954,000	2.046,000	1.756,000	2.040,000	2.065,000	1.956,000	1.913,000	2.015,000	2.004,000
Sauerstoff-Reinheit	65,2	600,000	619,000	646,000	670,000	601,000	659,000	662,000	639,000	605,000	566,000	602,000
Hdr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	9.959,000	8.584,000	9.038,000	9.301,000	10.798,000	9.012,000	9.678,000	9.882,000	9.291,000	9.307,000	9.599,000	9.758,000
Hdr.-Luftmenge m <sup>3</sup>	10.611,000	9.184,000	9.657,000	9.947,000	11.089,000	9.673,000	10.337,000	11.544,000	9.850,000	9.993,000	10.707,000	10.386,000
Ges.-Luftmenge	2.145,000	1.918,000	2.048,000	2.080,000	2.318,000	2.008,000	2.152,000	2.195,000	2.059,000	2.070,000	2.110,000	2.160,000
Ges.-Luftmenge mal 0,209	445,5	398,8	428,2	434,7	484,5	410,0	449,9	458,8	429,1	432,4	440,5	452,7
Kubmeter:												
Sauerstoff-Erzeugung mal												
Sauerstoff-Reinheit	94,5	95,5	93,3	93,9	93,3	87,5	94,9	94,0	95,1	92,4	95,5	92,7
Ges.-Luftmenge mal 0,209												

Tabelle Nr. 93.2



rückschlagventil eingebaut, dessen Kegel mit einer Bohrung von 1,5 mm Durchmesser versehen war. (Siehe anliegende Skizze). Hinter diesem Rückschlagventil sind die Anschlüsse beider Bohrungen in einer Leitung, der Steuerflüssigkeitsleitung, zusammengeführt.

Durch diese Anordnung wurde erreicht, daß die Bewegung des Steuerkolbens jedesmal dicht vor seinem Hubende sanft abgebremst wird, da der Restflüssigkeit des Steuerzylinders nur noch der Weg durch die 1,5 mm-Bohrung des Rückschlagventilkegels freigegeben ist. Andererseits wird beim Umsteuern das Losgehen des Steuerkolbens nach der entgegengesetzten Richtung nicht verzögert, da in diesem Falle das in die Bremsleitung eingebaute Rückschlagventil den vollen Leitungsquerschnitt freigibt. Dies ist besonders für die Steuerung zur pausenlosen Förderung der Entspannungsmaschinen notwendig, wo ein verzögertes Losgehen des Steuerkolbens den erforderlichen Staudruck verringert und damit die pausenlose Förderung unterbrechen würde.

#### Z u s a m m e n f a s s u n g .

Es wird eine Einrichtung an den Hochdruck-Umsteuerventilen der Entspannungsmaschinen beschrieben, wodurch die ursprünglich vorhandenen harten Schläge beim Umsteuern beseitigt werden.

Lg.

Leuna-Werke, den 18. Mai 1943 Ri

Herrn  
Dr. K o p p e ,

Ne 26

Betr.: Sauerstoffanlage Brüx.

Gegenüber den älteren Sauerstoffanlagen sind folgende Abweichungen bei der Brüxer-Anlage von Interesse:

- 1.) Die Ausführung der Schalttafeln.
- 2.) Die Ausführung der Schalldämpfer.
- 3.) Der von den Apparaten mit einer Reinheit von 96-97% abziehende Rohstickstoff wird als Schutzstickstoff verwendet.
- 4.) Die durchschnittlichen Azetylenwerte sind höher als in anderen Anlagen. Je Apparat werden daher etwa 30 Ltr.fl.Sauerstoff/Std. abgelassen.

Die Beantwortung nachstehender Fragen wäre für uns von Interesse:

- 1.) Sind mit den provisorisch geänderten Rückschlagventilen an den Regeneratoren noch häufig Schaltstörungen vorgekommen ?
- 2.) Ist die endgültige Bauart der Rückschlagventile, in der sämtliche Ventile einheitlich nachgeliefert werden sollen, schon bekannt und sind evtl. schon neue Ventile geliefert ?
- 3.) Wird bei allen Filtern die Durchflussrichtung des unreinen Sauerstoffs geändert ?
- 4.) Hat sich die Rektifikationswirkung der Drucksäule von Apparat 6 noch weiter verschlechtert ? (Reinheit des Stickstoffs bei den Abnahmeversuchen 6-8 % Sauerstoffgehalt)
- 5.) Sind noch weitere Aluminiumteile aus den Anlagen ausgebaut worden, an denen Spuren von Korrosion festgestellt wurden ?
- 6.) Sind die Anschlussleitungen für Hampsonmeter, Manometer und Analysenentnahme innerhalb der Apparate in Messing oder Kupfer verlegt worden ? Falls Messing verlegt worden ist, sind beim Betrieb Rohrreisser vorgekommen?
- 7.) Welche Laufzeiten der Apparate werden im Höchstfall erreicht ?
- 8.) Der Verbrauch an Natronlauge betrug bei uns im Jahresmittel 0,52 kg NaOH/1000 m<sup>3</sup> Sauerstoff, entspricht also grössenordnungsmässig den Verbrauchszahlen von Brüx. (Hiernach war von Herrn Kolley gefragt worden).

*Alten Reiter*

Aktennotiz.

Bericht über die Abnahme- und Leistungsversuche der Linde-Fränkli-Trennapparate 5 - 10. Nr. 51.

Die Linde-Fränkli-Trennapparate 5-10 ( App.Nr. TR 41-46 ) wurden im März 1943 den Abnahme- und Leistungsversuchen unterworfen. Es wurden 2 Versuchsreihen durchgeführt, deren Auswertungen aus den beiliegenden Anlagen ersichtlich sind.

a) Gewährleistungen:

Die Fa. Linde übernahm lt. Bestätigungsschreiben vom 19.5.1939 die Gewähr in jedem Apparat aus 16500 Nm<sup>3</sup>/h Luft bei 4,5 atü, 3050 Nm<sup>3</sup>/h 98 %igen Sauerstoff zu erzeugen, unter gleichzeitiger Abgabe von normal 200 Nm<sup>3</sup>/h, max. 500 Nm<sup>3</sup>/h reinen Stickstoff mit einem Sauerstoffgehalt von nicht mehr als 0,2 %, ohne dass die Sauerstoffherzeugung auch bei der max. Reinstickstoffmenge zurückgeht.

*ausgeführt*

Ferner wurde eine max. Leistung garantiert, aus 18150 Nm<sup>3</sup>/h Luft bei 4,8 atü, 3350 Nm<sup>3</sup>/h 98 %igen Sauerstoff zu erzeugen. Diese max. Leistung kann aber bei dem augenblicklichen Zustand der Turbo-Verdichter nicht erreicht werden. Ebenso wurde die max. HD-Luft-Eintrittstemperatur von 40° hinfallig, da dieselbe durch HD-Luft-Rieselkühler auf 22° C abgekühlt wird.

Aus der Kapazität der HD-Luft-Verdichter wurden 4,75 % = 780 Nm<sup>3</sup>/h HD-Luft aus der Gesamtluftmenge je Apparat errechnet.

b) Durchführung der Versuche:

1.) Messungen:

Die ersten Abnahmeversuche sollten im Februar durchgeführt werden. Zur Mengemessung waren geneigte Messblenden aus Flußstahl eingebaut. Da aber Korrosionen an den Messblenden und Ungenauigkeit der Ringwaagen fehlerhafte Werte ergaben, wurde von einer weiteren Durchführung der Versuche Abstand genommen. Nachdem dann die Messblenden gereinigt und die Ringwaagen ausgerichtet waren, wurde vom 16.3. - 19.3.43 die erste Versuchsreihe mit überholten Messblenden durchgeführt. Bei der zweiten Versuchsreihe am 24. und 25.3. waren die überholten Messblenden durch neue aus Aluminium-Bronze ausgewechselt. Die registrierten Mengen wurden von der Betriebskontrolle ausgewertet, wobei Schaltverluste nicht berücksichtigt wurden. Zur Kontrolle der Sauerstoffmengen an den einzelnen Apparaten stand eine Gesamtmenge messung für Sauerstoff zur Verfügung, die mit den Einzelmessungen gut übereinstimmte. Das Verhältnis der aus der Menge errechneten Ausbeute gegenüber der sich aus der O<sub>2</sub>-Analyse im Rohstickstoff ergebenden Ausbeute konnte bei allen Versuchen als

befriedigend angesehen werden. In Ermangelung von registrierenden Druckmanometern wurden die Drücke der ND- und PD-Luft mit geeichten Manometern gemessen.

## 2.) Analysen:

Die Reinheit des Sauerstoffs sowie der O<sub>2</sub>-Gehalt im Reinstickstoff und Rohstickstoff wurden ohne Aspiratoren durch Handanalysen mit Chromoflox stündlich ermittelt. Es wurden die Mittelwerte der Analysen zu Grunde gelegt.

### g) Allgemeines:

Mit Ausnahme des Apparates 9, der wegen einer Undichtigkeit des Verbindungsflansches zwischen der Drucksäule und dem Hauptkondensator nicht abgenommen wurde, erfüllten alle übrigen Apparate die Gewährleistungen ohne Inanspruchnahme der zugelassenen Toleranzen. Die gewährleistete Produktion wurde an einzelnen Apparaten wesentlich überschritten.

App. 5 = 15,7 %, App. 6 = 6 %, App. 7 = 11 %, App. 8 = 4,6 %  
App. 10 = 4 % Mehrproduktion.

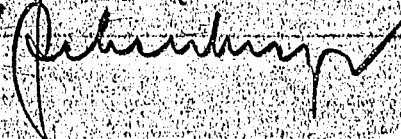
Von dem Versuch die max. Reinstickstoffmenge von 500 Nm<sup>3</sup>/h zu erreichen, wurde wegen der erschöpften Kapazität der HD-Luft-Verdichter Abstand genommen.

Die Apparate 5, 6, 7, 8 und 10 wurden, vorausgesetzt, dass Herr Dr. Ottens zustimmt, unter nachstehenden Vorbehalt abgenommen:

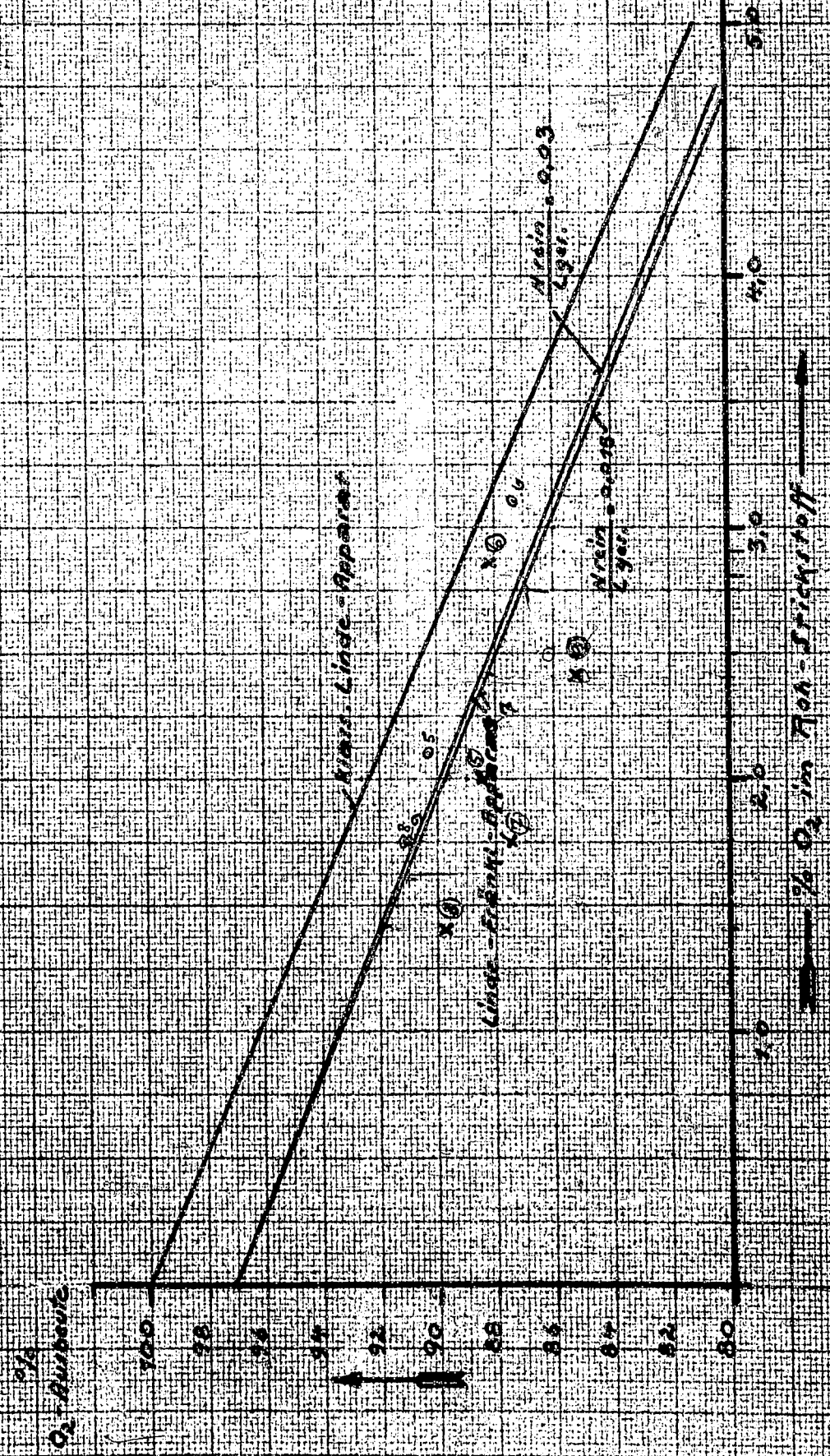
- 1.) Sämtliche Rückschlagklappenventile der Regeneratoren sind in einen einheitlichen Zustand zu bringen der eine störungsfreie Betriebszeit von nachweisbar 30 Tagen gewährleistet.
- 2.) Alle Filter sind einheitlich so herzurichten, dass eine Kohlen säure-Durchbruch in die obere Säule verhindert wird, um die garantierte Laufzeit des Apparates von 30 Tagen, ohne merklichen Anstieg des Widerstandes in der oberen Säule zu erreichen.
- 3.) Die schlechte Rektifikation der Drucksäule am Apparat 6 (s. O<sub>2</sub>-Gehalt im N<sub>2</sub> der Drucksäule) erfordert einen Ausbau dieser Drucksäule. Herr Montageinspektor Meyer (Pa.Linde) bleibt bemüht einen neuen Einsatz für diesen Apparat so schnell wie möglich zur Baustelle zu schaffen. Dieser Einsatz wird dann gegen den von Apparat 6 ausgetauscht. Der reparierte Einsatz muss wieder termingerecht für den 10. Apparat zur Verfügung sein.

Herr Meyer war mit der Art der durchgeführten Abnahme- und Leistungsversuche sowie mit der Beseitigung der angeführten Mängel an den Apparaten einverstanden.

Hydrierwerk, den 29.3.45  
B 21 K/L



Sauerstoff - Aufnahme in Abhängigkeit vom Sauerstoffgehalt  
des Stickstoff.



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

57/459

16.2.43. M.

An das  
Ammoniakwerk Harseburg  
S. W. b. H.,  
Maschinentechn. Abteilung  
Ludwig - Werke (Kreis Harseburg)  
s. Hd. d. Herrn Ober-Ing. Lüttge

2017 AB Dr. Nb/S

12.5.43.

Einschaltung von Absorptions-Kälteanlagen in Linde-Sauerstoffanlagen.

Unter Bezugnahme auf die mehrfachen Besprechungen unseres Herrn Ober-Ing F r e u n d mit Ihnen und Ihren Mitarbeitern überreichen wir Ihnen einliegend eine Ausarbeitung über die Möglichkeit Absorptionsanlagen in die Sauerstoff-Gewinnungsanlagen nach Linde einzuschalten. Wir haben aufgrund der von Ihnen übermittelten Angaben diese Möglichkeit überprüft und gefunden, daß man zweistufige Absorptionsanlagen, die mit Heißluft beheizt werden, für die Tiefkühlung der Luft ausführen kann. Alle näheren Einzelheiten gehen aus der beigelegten Ausarbeitung hervor. Um Ihnen Unterlagen für Ihre Planungen und Rechnungen zu geben, haben wir für eine angenommene Luftmenge eine solche Anlage komplett durchgerechnet und Ihnen die erforderlichen Preise angegeben.

Wir hoffen, Ihnen hiermit gedient zu haben und würden uns freuen, wenn in absehbarer Zeit aufgrund dieser Vorarbeiten die Ausführung einer solchen Kälteanlage sich ermöglichen ließe. Wir stehen Ihnen selbstverständlich mit weiteren Auskünften und Angeboten gern zur Verfügung.

Ausarbeitung mit Anlagen.

Heil Hitler !  
**RHEINMETALL-BORSIG**  
AKTIENGESELLSCHAFT/WERKE BORSIG BERLIN-TILGER

Einsehaltung von mehrstufigen Absorptions-Kälteanlagen  
in Linde-Sauerstoff-Anlagen

Bei den Anlagen zur Luftzerlegung bzw. Sauerstoff-Gewinnung nach Linde, Linde-Frankl und ähnliche muss die verdichtete Luft vor dem Eintritt in den Trennsäulen-Apparat genügend vorgekühlt werden, vor allem auch, um das in der Luft befindliche Wasser auszuschneiden. Diese Vorkühlung wird teilweise im Wärme-Austausch mit den kalten Restgasen aus dem Zerlegungsprozess ausgeführt, teilweise muss jedoch auch eine Kältemaschine eingeschaltet werden. Hierfür wird gewöhnlich eine zweistufige Kompressions-Kältemaschine benutzt, die die Luft auf etwa  $0^{\circ}$  auf  $-40^{\circ}\text{C}$  vorkühlt.

Für diese Vorkühlung der Luft können nun auch Absorptionsanlagen herangezogen werden, sofern eine geeignete Abwärmequelle für die Beheizung des Austreibers vorhanden ist. Es wurde nun vorgeschlagen, hierfür die Abwärme der verdichteten Luft aus der ersten Stufe des Luftverdichters zu verwenden. Diese Druckluft besitzt einen Druck von 5 atü und eine Temperatur von etwa  $110^{\circ}\text{C}$ . Ihre Menge ist 20-fach so groß wie die später zu kühlende Luft.

Eine Nachprüfung ergibt, daß eine solche Luftkühlung möglich ist, wenn man bei den angegebenen Verhältnissen eine zweistufige Absorptions-Kälteanlage einschaltet. Es wird dabei angenommen, daß die Verdampfungstemperatur für diese Kälteanlage etwa  $-47^{\circ}\text{C}$  beträgt und daß ferner die Kühlwassertemperatur nicht über  $20^{\circ}\text{C}$  ansteigt. Die heiße Druckluft wird dabei von etwa  $110^{\circ}$  auf  $100^{\circ}\text{C}$  abgekühlt.

Über Absorptions-Anlagen allgemein unterrichten die einliegenden Druckschriften Nr. 8464 und 8518. Abb. 1 der letztgenannten Druckschrift zeigt das Schaltbild einer einstufigen Absorptions-Kälteanlage. Die verschiedenen Schaltungen, einstufiger und zweistufiger Absorptionsanlagen für Tiefkühlung sind in der ebenfalls beiliegenden Druckschrift Nr. 8516 ausführlich behandelt. Im vorliegenden Falle handelt es sich darum, mit einer Abwärmequelle niedriger Temperatur bei verhältnismäßig warmem Kühlwasser sehr tiefe Temperaturen zu erreichen. Hierfür kommt eine Schaltung ähnlich Abb. 9 bzw. 11 dieser Druckschrift infrage. Ähnlich wie bei einer zweistufigen Kompressionsmaschine Niederdruck- und Hochdruck-Zylinder hintereinander geschaltet sind, um das hohe Druckgefälle zu verwenden, sind bei dieser zweistufigen Absorption Anlage zwei Lösungskreisläufe mit je einem Austreiber, einem Absorber, einem Temperaturwechsler und einer Lösungspumpe hintereinandergeschaltet, um bei geringem Wärmegefälle das hohe Druckgefälle zu bewältigen. Einzelheiten dieser Schaltungen sind aus den genannten Abbildungen der genannten Druckschrift zu ersehen.

Da in vorliegenden Falle die Luft von  $0$  auf  $-40^{\circ}\text{C}$  heruntergekühlt werden soll, empfiehlt es sich, auch die Kälteleistung in zwei Stufen zu verwirklichen, d. h. also, zwei Verdampfer mit verschiedenen Verdampfungstemperaturen vorzusehen. Eine solche Schaltung ist in Abb. 10 bzw. 12 der zuletzt genannten Druckschrift dargestellt. In unserem Beispiel könnte man etwa in dem ersten Verdampfer die Luft von  $0^{\circ}$  auf ungefähr  $-12^{\circ}\text{C}$  herunterkühlen, bei einer Verdampfungstemperatur von etwa  $-18$  bis  $-20^{\circ}\text{C}$  und dann in einem zweiten Verdampfer die Restkühlung bis auf  $-40^{\circ}\text{C}$  ausführen, es wird dadurch der Wirkungsgrad und die Leistungsfähigkeit der Anlage verbessert.

+aufzuteilen

IS.2.43. - 1 -

WIRTSCHAFTSABTEILUNG  
BRIN-LEDEL-WERK BORZIG

Im Folgenden soll nun eine solche Anlage unter bestimmten Voraussetzungen für eine angenommene Größenerzeugung durchgerechnet und in ihren Abmessungen bestimmt werden.

Es wird angenommen, daß eine Luftmenge von etwa 26.000 m<sup>3</sup>/h zu kühlen ist. Bei einer spezifischen Wärme von 0,29 kcal/°C m<sup>3</sup> Luft erhält man hierfür eine Nutzkälteleistung von 300.000 kcal/h. Wenn man für Verluste durch Wärmestrahlung, Umschaltung der Luftkühler und dergleichen etwa 16% veranschlagt, erhält man eine Bruttokälteleistung von etwa 350.000 kcal/h. Zur Beheizung für die Austrreiber der Absorptionsanlage steht die 20-fache Luftmenge zur Verfügung steht, das sind insgesamt 520.000 m<sup>3</sup>/h, wobei die Luft mit einer Temperatur von etwa 110°C zur Verfügung steht.

Bei der oben angegebenen Bruttokälteleistung von 350.000 kcal/h ist bei der zweistufigen Arbeitsweise eine Heizleistung von rund 1.500.000 kcal/h erforderlich. In diesen Betrag ist schon ein entsprechender Zuschlag für die Wärmeverluste infolge Wärmestrahlung und dergleichen mit eingeschlossen. Das praktische Wärmeverhältnis beträgt daher bei dieser Anlage ungefähr 0,23.

Wird die gesamte Heizluftmenge von 520.000 m<sup>3</sup>/h für die Beheizung der Austrreiber dieser Absorptionsanlage verwendet, so kühlt sich diese Luft von 110 bis auf 100°C ab. Auch könnte man bei der vorgesehenen Arbeitsweise eine Abkühlung der Luft von 110 bis auf 90°C vornehmen, so daß nur eine Luftmenge von 260.000 m<sup>3</sup>/h erforderlich sind. Man könnte also die restliche Luftmenge für irgendwelche andere Zwecke verwenden, z.B. um in einer weiteren Absorptionsanlage schon benötigte Kälte zu erzeugen. Es sei ausdrücklich bemerkt, daß bei diesen Rechnungen reichlich Sicherheitszuschläge eingeschlossen sind.

Die Schaltung einer solchen zweistufigen Absorptionsanlage für den obengenannten Zweck ist in der beiliegenden Zeichnung 0 800-21/1 nochmals ausführlich dargestellt. Für die Ammoniak-Austrreiber ist dabei eine Bauart ähnlich den von uns gelieferten Gaskühlern für die Ferngas-Aufbereitung vorgesehen, wie sie in der einliegenden Druckschrift Nr. 8505 Abb. 8, 9 und 12 dargestellt sind. Der Apparat besteht aus einem stehenden Behälter mit einem D von etwa 1500 mm und einer Höhe von etwa 4 bis 5 m und enthält eine Reihe von blockartig angeordneten Rippenrohrsystemen. In vorliegendem Falle durchströmt die Ammoniaklösung diese Rippenrohrsysteme, wobei sie von der außen befindlichen Druckluft beheizt wird. Die Druckluft tritt unten in den Behälter ein, durchströmt hinterher außen die Rippenrohr-Elemente und tritt abgekühlt im oberen Ende wieder aus. Im Gegenstrom zu dieser warmen Druckluft fließt die Lösung, die als reiche Lösung in das oberste Element eintritt und nacheinander die einzelnen Elemente durchläuft. Der bei der Schaltung entstehende Ammoniakdampf wird bei jedem Element abgeführt und der über dem Apparat befindlichen Trennschale zugeführt. In dieser Trennschale findet eine Ausscheidung des mit dem Ammoniakdampf zugleich ausgetriebenen Wasserdampfes statt. Eine nähere Beschreibung dieser Trennschale befindet sich in der Druckschrift Nr. 8510

Abb. 3.

Drucksch. Nr. 8510



### Einrichtung von mehrstufigen Absorptions-Kälteanlagen in Linde-Sauerstoff-Anlagen.

Für die Temperaturwechsler und Absorber werden Rohrbindelrohr- oder Röhrenkessel-Apparate verwendet, wie in der Zeichnung angedeutet ist. Es ist aber auch möglich, für die beiden Absorber, ähnlich wie für den verflüssigten Luft-Apparate zu verwenden, so daß für die Haupt-Apparate der gesamten Anlage eine stehende Ausführung gewählt werden kann. Dies wirkt sich für die Aufstellung einer solchen Anlage und deren Platzbedarf sehr günstig aus.

Für die Kühlung der Luft, die ebenfalls unter hohem Druck von etwa 9 bis 10 atm. steht, können ganz ähnliche Apparate verwendet werden, wie die oben erwähnten Gaskühler. Es werden in vorliegenden Falle zwei Kühlapparate vorgesehen, die nacheinander in Betrieb genommen werden. Jede Kühlfläche besteht ebenfalls aus einem stehenden Behälter mit einer Anzahl von Rippenrohr-Kühlelementen. Ein Teil dieser Elemente ist an der Mitteldruckstufe und der größere Teil an den Niederdruckstufe angeschlossen. Die Luft wird also stufenweise abgekühlt. Die Kühlfläche der Elemente ist so reichlich bemessen, so daß sich erst im Laufe einer längeren Betriebszeit ein geringer Reifschichtbildung bildet. Man kann etwa damit rechnen, daß der Kühler ungefähr alle 10 bis 15 Stunden umgeschaltet werden muss. Die von den Verdampfer-Kühlelementen abziehenden kalten Ammoniakdämpfe durchströmen zunächst noch die Ammoniak-Nachkühler, wobei sie die Ammoniak-Flüssigkeit unterkühlen und gelangen dann zu den entsprechenden Absorbieren.

Bei der praktischen Ausführung der Anlage muss für die vorliegenden Größenverhältnisse sowohl der Hochdruck-Austreiber als auch der Mitteldruck-Austreiber doppelt vorgesehen werden, da in beiden Stufen ganz enorme Leistungen zu verarbeiten sind. Wenn die gesamte zur Verfügung stehende Leistung von 520.000 kcal/h verwendet werden soll, wird diese Menge auf die insgesamt 4 Austreiber parallel verteilt und kühlt sich wie schon erwähnt von 110 auf 100°C ab. Kommt dagegen nur die Hälfte Leistung in Betracht, so wird die Luft zuerst durch die Hochdruck-Austreiber und dann durch die Mitteldruck-Austreiber geführt und kühlt sich dabei bis auf 90°C ab. Bei der praktischen Anlage sind ferner die Lösungspumpen von beiden Stufen doppelt vorgesehen, wobei je eine Pumpe zur Reserve dient.

Unter diesen Voraussetzungen ergibt sich für die zweistufige Absorptions-Kälteanlage mit einer Bruttokälteleistung von 550.000 kcal/h bei einer Wasserzulauf-Temperatur von max. 20°C folgender Lieferumfang:

- 1.) 2 Hochdruck-Austreiber mit eingebauten Rippenrohr-Elementen für die Behälterung der Lösung etwa 1500 mm Ø und 3,5 m hoch, min. 1. einer darüber angeordneten Trennstufe.
- 2.) 2 Mitteldruck-Austreiber in derselben Ausführung ebenfalls mit einem Ø von 1500 mm und einer Höhe von 4,5 m mit darüber angebaute Trennstufe.
- 3.) 2 Luftverflüssiger für die Niederdrucklegung der Ammoniakdämpfe, etwa 1000 mm Ø und 6,0 m hoch.
- 4.) 1 Ammoniak-Nachkühler mit einem Fassungsvermögen von etwa 1000 l.

D.W.

- 5.) 2 Ammoniakabsorber einsehl. Sammelbehälter für die angereicherte Lösung, wobei je ein Absorber für die Mitteldruckstufe und für die Niederdruckstufe bestimmt ist.
- 6.) 2 Temperaturwechsler für den Wärmeaustausch zwischen der kalten reichten und der heißen armen Lösung jeder Absorptionsstufe.
- 7.) 2 Ammoniak-Nachkühler für die Unterkühlung des verflüssigten Ammoniaks durch die kalten Ammoniakdämpfe für jede Absorptionsstufe.
- 8.) 1 Sammelkühlungs-Einrichtung für die möglichst verlustfreie Entlüftung der Apparate der Anlage.
- 9.) 1 Lösungs-Vorratsbehälter für die Aufspeicherung von Lösung einsehl. einer kleinen Hilfsleistungspumpe mit einem Kraftbedarf von etwa 7 kW.
- 10.) 2 Hochdruck-Kreiselpumpen für die Lösungsumwälzung im Hochdruckkreislauf  
Leistungsbedarf jeder Pumpe etwa 15 kW.
- 11.) 2 Niederdruck-Kreiselpumpen für die Niederdruckstufe  
Leistungsbedarf je 7 kW.
- 12.) 1 Schalttafelanlagen mit vollständiger Regelstelle, Manometer und sonstigen Meßinstrumenten, insbesondere 2 Leistungsprüfer "Kältewert" für die beiden Verdampfungsstufen sowie 2 Lösungsmesser.
- 13.) 2 Schwimmerregelvorrichtungen für die Gleichhaltung der Lösungsebene in den Ausstreibern und Absorbern bestehend aus je einem Schwimmerventil mit angebautem Steuerwerk sowie einem Membranregelventil und den zugehörigen Steuerleitungen, Verfahren durch Dr. R.F. geschützt.
- 14.) Die erforderlichen Verbindungsleitungen für Ammoniak und Ammoniaklösung zwischen den einzelnen Apparaten der gesamten Anlage und den Luftkühlern.  
Gesamtgewicht 115.000 kg  
Kontingentsgewicht einsehl. 155.000 kg  
Reparatur u. Ersatzbedarf 10%

Preis RM. 212.000.--

- 15.) 2 Luftkühler für die Kühlung von je 26.000 m<sup>3</sup>/h Luft bei einem Druck von 5 bis etwa 15 atü bei einer Abkühlung von 0 bis auf -40°C, im wechselseitigen Betrieb der Luftkühler. Jeder Kühler besteht aus einem Kühlbehälter von etwa 1500 mm Ø und 6 m Höhe und enthält eine Reihe von Kühlelementen, die teils auf die Mitteldruck- und teils auf die Niederdruckstufe geschaltet sind. Ferner sind vorgesehen die gesamten Ammoniakverbindungsleitungen innerhalb der Luftkühl-Apparate sowie

**Einschaltung von mehrstufigen Absorptions-Kälteanlagen in Lindsauerstoff-Anlagen.**

Je ein Membranregelventil mit Thermostat und Verbindungsleitungen, so daß die Einspritzung des flüssigen Ammoniaks in die Verdampferstufen in Abhängigkeit von der Austritts-Temperatur des Ammoniakdampfes geregelt wird.

Gewicht der beiden Kühler: **58.000 kg**  
Kontingengewicht einschl. 10% für Reparatur- u. Ersatzbedarf: **48.000 kg**

**RM. 78.000.--**

Gesamtgewicht der ganzen Anlage einschl. Luftkühler: **150.000 kg**

Gesamtkontingentgewicht: **203.000 kg**

**Gesamtpreis RM. 290.000.--**

Vorstehende Preise verstehen sich einschl. bahnhäufiger Verpackung und frachtfreier Anlieferung nächstgelegener Bahnstation.

Nicht enthalten sind:

Die Antriebsmotoren, elektrischen Schaltgeräte und Kabel, die gesamten Fundamente und Bauarbeiten, die Kühlwasserleitungen und Kühlwasserbeschaffungen, die Anschlußleitungen für die heiße und kalte Luft einschl. der erforderlichen Armaturen, die gesamte Isolierung der heißen Apparate und Leitungen, die gesamte Isolierung Montage, sowie die erste Füllung der Anlage mit Ammoniak und Lösung.

Nachstehend geben wir Ihnen noch für die Isolierung der Antriebsmotoren, für die Lösungspumpen, die Montage und die erste Füllung der Anlage Schätzpreise an.

**Schätzpreise für Nebenkosten:**

1.) Die Isolierung der Antriebsmotoren mit Wärmeisolierung, die Isolierung des Temperaturwechslers ferner die Isolierung der Luftkühler und der Hochkühler sowie die Isolierung der warmen Lösungsleitungen und kalten Ammoniakleitungen. **RM. 9.000.--**

2.) Schätzpreis für die Antriebsmotoren der Lösungspumpen (je 2 Motoren 20 kW bzw. 10kW) bei 3000 Upm sowie ein Motor für die Hilfspumpe. **RM. 2.700.--**

3.) Schätzpreis für die gesamte Montage der obenangegebenen Absorptions-Kälteanlage einschl. Luftkühler, enthaltend die Gestellung der Richtmeister und Hilfsarbeiter. **RM. 47.000.--**

4.) Schätzpreis für die Kosten der ersten Füllung der Anlage mit Ammoniak und Lösung. **RM. 8.300.--**

**Gesamtpreis der Nebenkosten rund RM. 65.000.--**

**Gesamtpreis der zweistufigen Absorptionsanlage einschl. Luftkühler und Nebenkosten rund RM. 355.000.--**

#### Verbrauchsablen:

Für die Beheizung der Absorptionsanlage reicht wie schon oben erwähnt, die vorhandene Heizluftmenge vollkommen aus, so daß kein zusätzlicher Heizmittelverbrauch in Betracht kommt.

Zur Antrieb der Lösungspumpen sind in der Hochdruckstufe etwa 15 kW und in der Niederdruckstufe etwa 7 kW zusammen also 22 kW Antriebsleistung an der Heize genauen erforderlich.

Der Kühlwasserverbrauch bei einer Zulauftemperatur von 20°C beträgt rund 180 cbm/h.

Bei einer Kühlwassertemperatur von etwa 15°C geht dieser Kühlwasserverbrauch auf 130 cbm/h zurück, ebenso verringert sich der Leistungsbedarf der Lösungspumpen auf etwa 12 kW.

#### Vergleich mit einer zweistufigen Kompressionskältemaschine.

Wenn man für denselben Zweck eine Kompressionskältemaschine verwendet, muss man bei den tiefen Verdampfungstemperaturen eine zweistufige Kompressionsmaschine vorsehen, Bezogen auf dieselbe Kälteleistung von 350.000 kcal/h bei einer Verdampfungs-Temperatur von etwa -47°C und einer Kühlwasser-Temperatur von 20°C wird der Leistungsbedarf einer solchen zweistufigen Kompressionsmaschine etwa 290 kW betragen. Der Kühlwasserverbrauch beträgt dann etwa 130 cbm/h.

Durch die Einschaltung der Absorptionsanlage werden also rund 270 kW Antriebsleistung in der Stunde gespart. Die Kühlwassermenge ist bei der Absorptionsanlage nicht unerheblich größer. Man muss jedoch dabei beachten, daß dieser Mehrverbrauch an Kühlwasser nur scheinbar ist. Wenn nämlich die Kühlung der Luft durch eine Kompressionsmaschine erfolgt, muss andererseits der heißen Luft die Wärme durch Kühlwasser entzogen werden. Wenn man die oben erwähnten 520.000 cbm/h Heizluft durch Kühlwasser herunterkühlt und eine Wasser-Erwärmung von 20 auf 50°C annimmt, benötigt man etwa 50 cbm/h. Das ist gerade der Unterschied der Kühlwassermenge zwischen Absorptionsanlage und Kompressionsmaschine.

Eine zweistufige Kompressionsmaschine für die oben genannte Leistung bei der die Gesamtkälteleistung auf zwei liegende Verbundverdichter aufgeteilt wird, und die außerdem zwei Turmverflüssiger, ein Ammoniak-sammler mit Nachkühler, eine Schalttafel mit Regelstelle sowie die erforderlichen Verbindungsleitungen ferner die beiden oben schon angebotenen Luftkühler, die gesamte Isolierung der kalten Apparate und Leitungen, die Antriebmotoren für die Verdichter, die erste Füllung mit Ammoniak und Öl und die gesamte Montage umfasst, würde auf etwa RM. 225.000.-- bis RM. 250.000.--

zu stehen kommen, mit einem Kontingentsgewicht von rund 140.000 kg. Aus diesem Preis ergibt sich, daß, wie nicht anders zu erwarten ist, die Kompressionsmaschine zunächst wesentlich billiger ist, als die Absorptionsanlage. Dies ist in vorliegendem Falle vor allem durch die großen Austreiber der Absorptionsanlage bedingt, die wegen des schlechten Wärmeüberganges der heißen Luft eine große Heizfläche benötigen. Bei einem Vergleich der beiden Preise muss man noch berücksichtigen, daß bei Fortfall der Absorptionsanlage auf der anderen

- 4 -

**QUEINMETALL-BOESIG** von mehrstufigen Absorptions-Kälteanlagen in Linde-  
KRIEGER & CO. G. M. B. H.  
LINDEN

---

Seit die Luft in entsprechenden Kühlbehältern durch Wasser von 110° auf 100° herabgekühlt werden muss. Der Preis für diese Kühler muss noch zu den Kosten der Kompressionsanlage zugeschlagen werden, um einen gerechten Vergleich zu erhalten.

- Anlagen  
Druckschriften Nr. 8464  
8518  
8516  
8506

"Kälteart"  
Zeichnung Nr. 0 800-8451

P R I N T

Fig. 3a

Betriebsperiode I

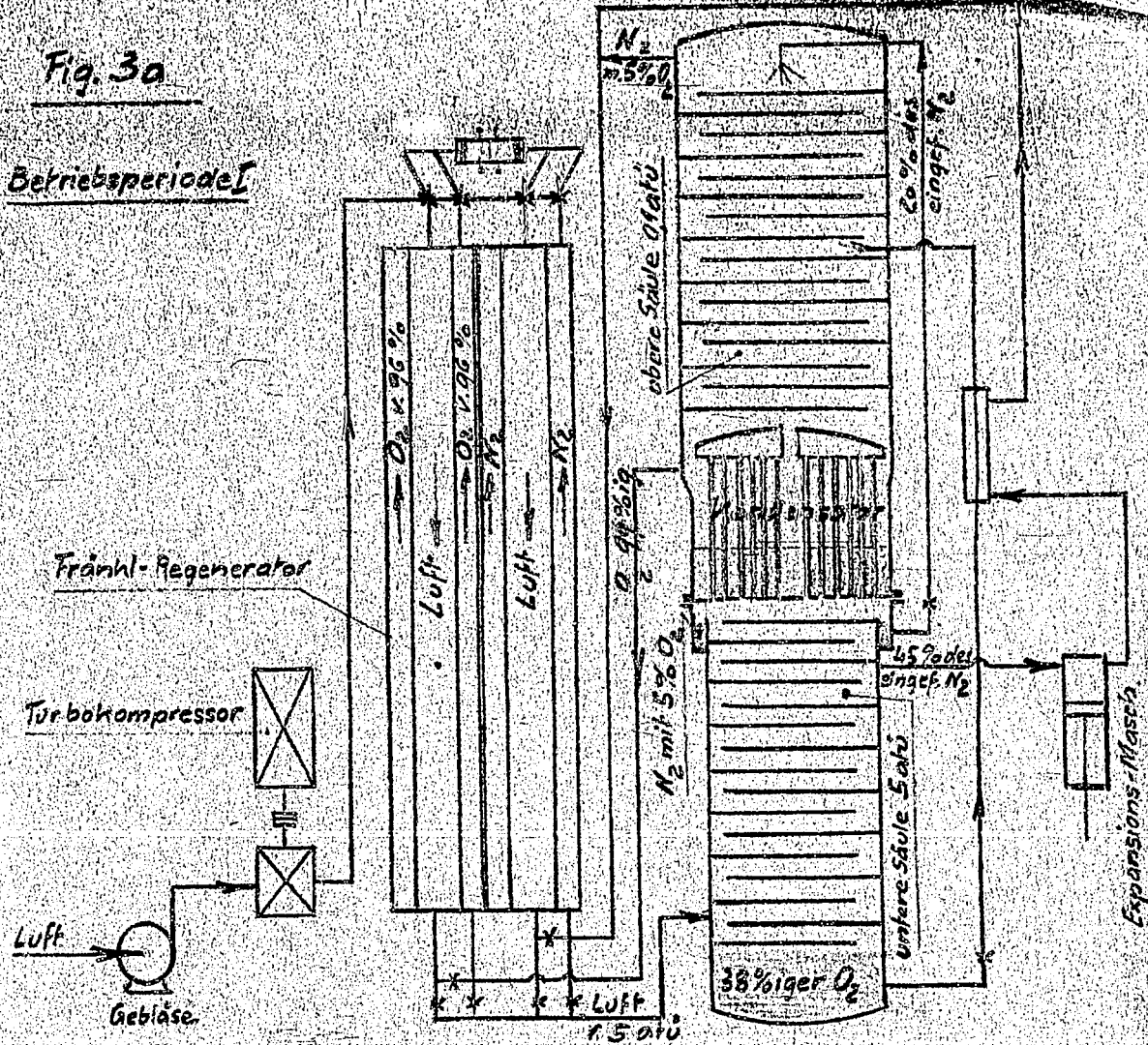
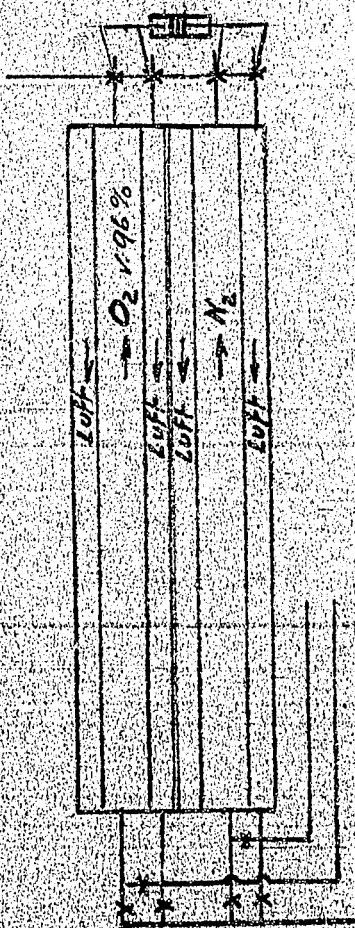


Fig. 3b

Betriebsperiode II



Apparat f. 0,6%igem O<sub>2</sub>  
(für 10.000 m<sup>3</sup> Luft)

Techn. Büro Hochdruck  
 SHM  
 Dat. 2/22  
 Koord. 1/12  
 Kinn

Abnahmeversuch der Trennapparate Rr. 51  
( Ansehen I )

Vom 16.3. 43 6 h bis 19.3.43 6 h = 72 Stunden.

	Bezeich- nung.	Gewähr- leistung.	App.5	App.6	App.7	App.8	App.9
Betriebszeit bei Versuchsbeginn	Tage		13	8	5	51	19
ND- Luftmenge	Nm <sup>3</sup> /h	(15720)	17300	16650	15976	15960	15500
Druck der ND- Luft	atü	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5
ND Lufteintrittst.	°C		18	18	18	18	18
Errechn.Kraftbed.	KW	<del>1329</del>	<del>1458</del>	<del>1448</del>	<del>1348</del>	<del>1347</del>	<del>1365</del>
ND- Luftmenge	Nm <sup>3</sup> /h	(780)	810	682	794	840	1020
Druck der ND-Luft	atü	(200)	175	175	175	175	175
Errechn.Kraftbed.	KW	204,2	207	174,5	203	215	261
Gesamtluftmenge	Nm <sup>3</sup> /h	16500	18110	17332	16770	16800	16520
Errechn Kraftbed.	KW	<del>1529</del>	<del>1609</del>	<del>1529,5</del>	<del>1598</del>	<del>1568</del>	<del>1567</del>
Sauerstoffmenge	Nm <sup>3</sup> /h	3050	3375	3232	3105	3185	2960
O <sub>2</sub> - Reinheit	%	98	98,4	98,4	98,1	98,4	98,7
O <sub>2</sub> -Menge 100 % ig	Nm <sup>3</sup> /h	2990	3320	3182	3048	3132,5	2923
Flüssig.Abläss	l/h		29	22,5	21	22	21
Flüssig.Abläss	Nm <sup>3</sup> /h		23	18	17	17,5	17
Gesamtmenge O <sub>2</sub> 100%	Nm <sup>3</sup> /h	2990	3343	3200	3065	3150	2940
O <sub>2</sub> Ausbeute	%	87	88,1	88,3	87,5	<del>89,7</del>	85,2
Kraftbed.bez.auf 1000m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> 100 %ig	KW	<del>511</del>	<del>493</del>	<del>494</del>	<del>596</del>	<del>495</del>	<del>537</del>
Reinstickstoffm.	Nm <sup>3</sup> /h	200-500	207	240	254	267	208
O <sub>2</sub> Gehalt im Reinst.	%	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub> Gehalt in Rohstickstoff	%		2,0	2,85	1,75	1,40	2,40
O <sub>2</sub> Gehalt im N <sub>2</sub> d.DS	%		1,5	6,5	3,0	1,40	1,60
Widerstände OS	mm		85	80	85	95	72
Widerstände DS	mm		50	45	48	60	52
Beaufschlagung der Turbinen	Düsen		8-13	8	8	8	15
Luftausstemp.	°C		5	5	5	5	5

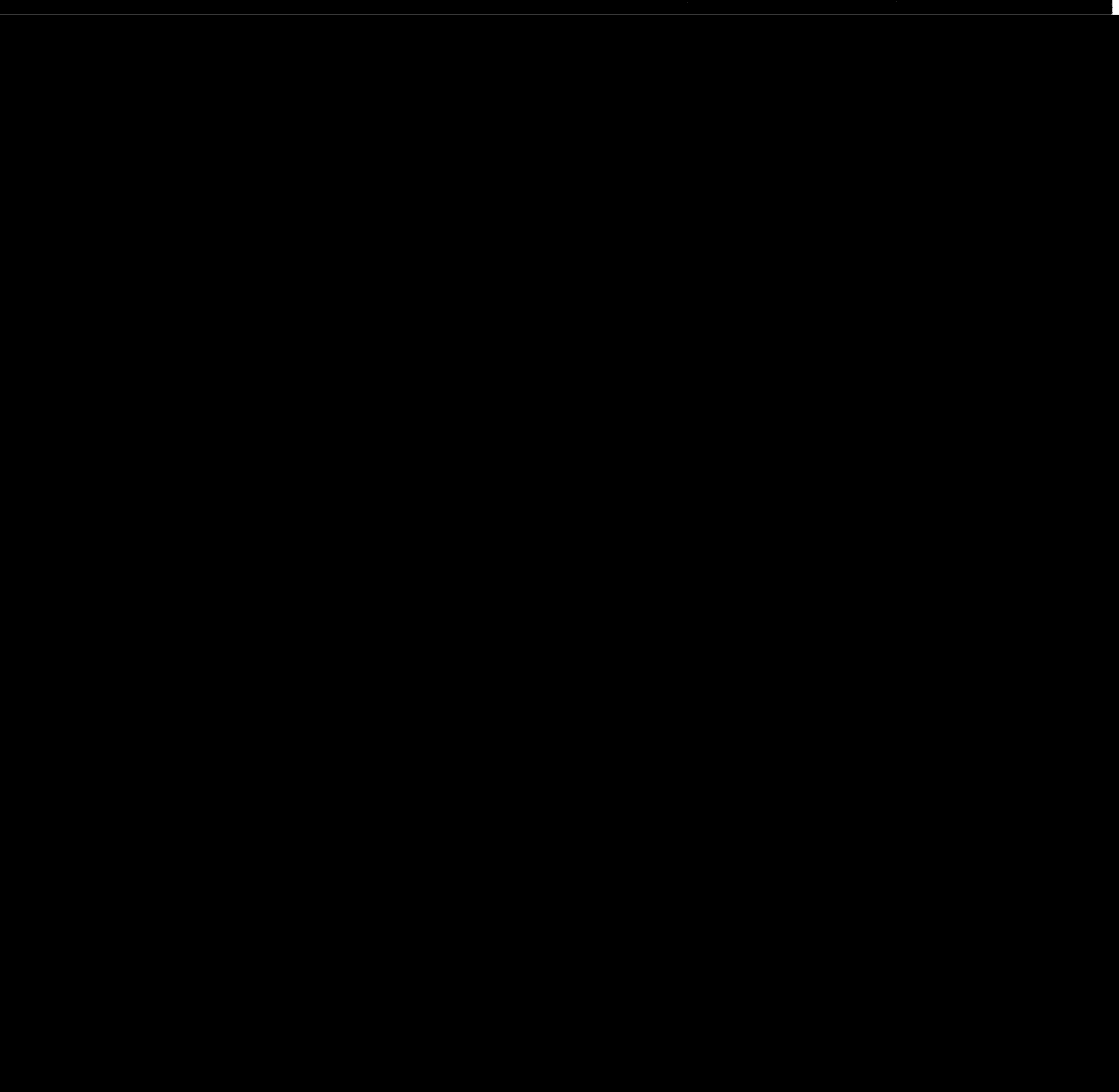
**Abnahmeversuche der Trennapparate Bx 51**  
(Ausbau I)

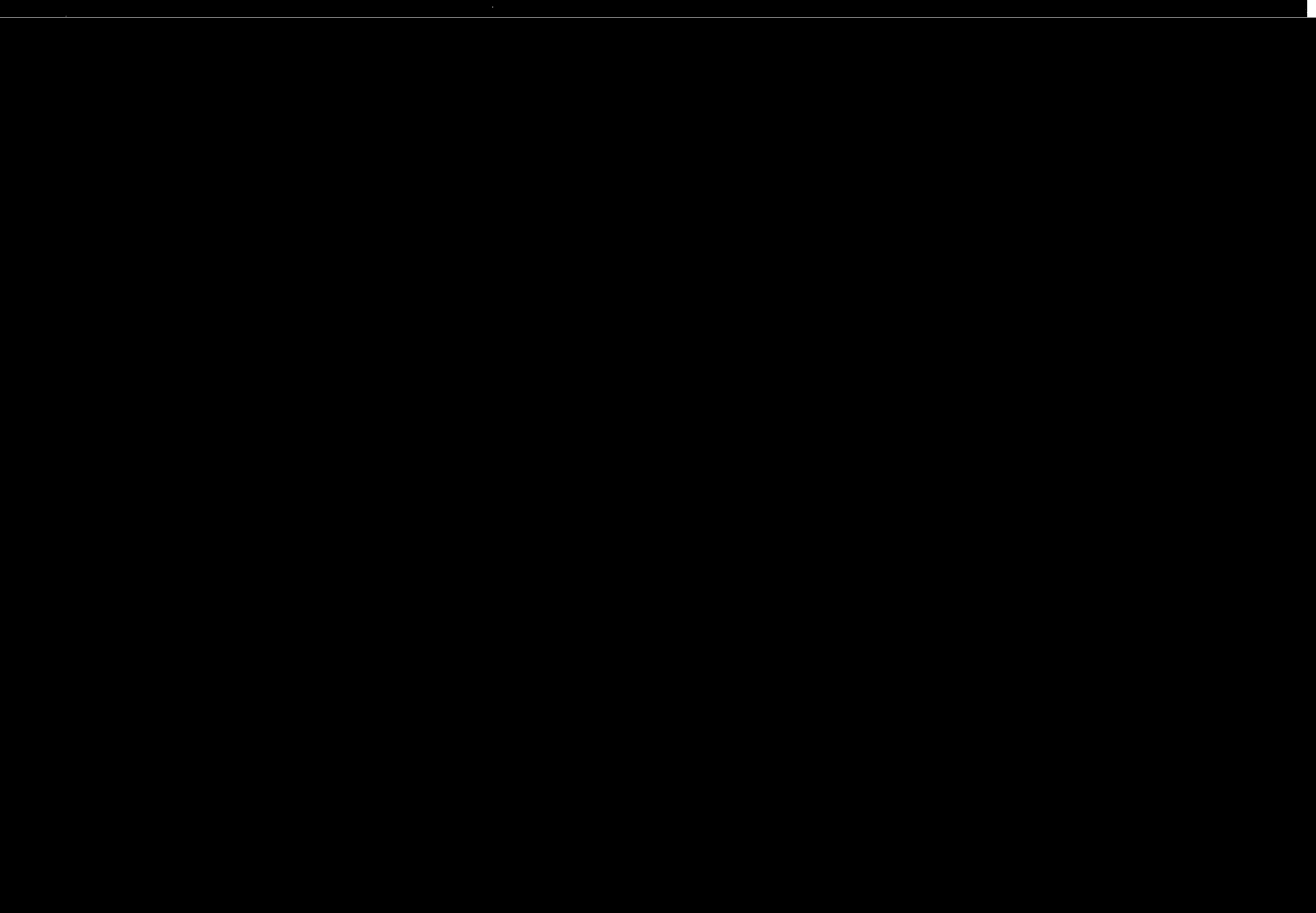
	Bezeichn. Gewähr- nung. leistg.	App.5	App.6	App.7	App.8	App.10
Versuchsbeginn	Datum Zeit	24.3. 6 h	25.3. 6h	24.3. 6 h	24.3. 6 h	24.3. 6 h
Versuchsende	Datum Zeit	26.3. 6 h	26.3. 6 h	25.3. 18 <sup>h</sup> 45	26.3. 6 h	26.3. 6 h
Versuchsdauer	Stunden	48	24	36,8	48	48
Betriebszeit	Tage	21	17	13	59	2
ND- Luftmenge	Nm <sup>3</sup> /h (15700)	17650	15800	17200	15630	15580
Druck der ND-Luft	atü	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5
Lufteintrittst.	C	17	16	19	23	20,5
Errechn. Kraftbed.	KW	1325	1488	1332	1450	1307
HD- Luftmenge	Nm <sup>3</sup> /h (780)	845	750	850	890	960
Druck der HD-Luft	atü (200)	182,5	181	182	184	179,5
Errechn. Kraftbed.	Kw	204	217	188	219	247
Gesamtluftmenge	Nm <sup>3</sup> /h	16500	18495	16530	18050	16460
Errechn. Kraftbed.	KW	1529	1705	1520	1669	1547
Sauerstoffmenge	Nm <sup>3</sup> /h	3050	3530	3030	3385	3190
O <sub>2</sub> - Reinheit	%	98	98,5	98,0	97,8	98,3
O <sub>2</sub> Menge 100% ig	Nm <sup>3</sup> /h	2990	3480	2970	3310	3135
Flüssig. Ablass	l/h	15,5	56	18	21	14,5
Flüssig. Ablass	Nm <sup>3</sup> /h	12,5	45	14,5	17	11,5
Gesamtmenge O <sub>2</sub> 100%	Nm <sup>3</sup> /h	2990	3492,5	3015	3325	3152
O <sub>2</sub> Ausbeute	%	87	90,3	87,4	88,2	91,2
Kraftbed. bez. auf 1000 Nm <sup>3</sup> O <sub>2</sub> 100 %ig	KW	511	488	504	502	490
Reinstickstoffm.	Nm <sup>3</sup> /h 200-500	193,5	200	239	363	250
O <sub>2</sub> Gehalt im Reinst.	%	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub> Gehalt im Rohst.	%	2,1	3,1	2,2	1,75	1,75
O <sub>2</sub> Geh. im N <sub>2</sub> d. DS	%	2,0	7,5	1,5	1,5	2,0
Widerstand OS	mm	89	70	88	98	66
Widerstand DS	mm	52	42	55	62	57
Beauschl. d. Turbinen Düsen		10	8	8	8	10
Luftausstemp.	C	8,2	9,0	8,0	8,2	8,2





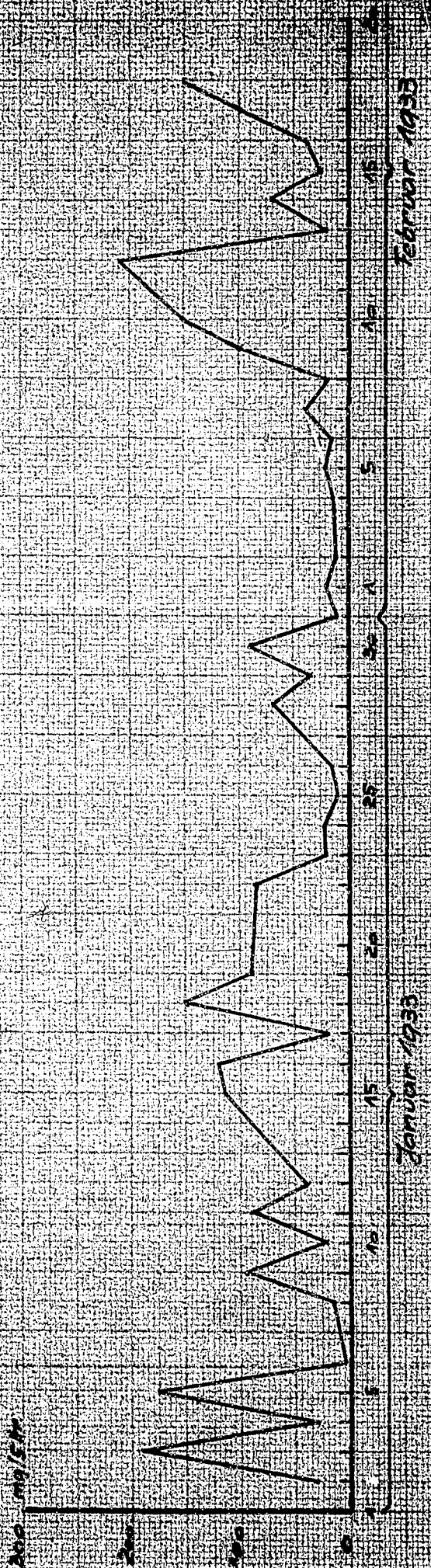






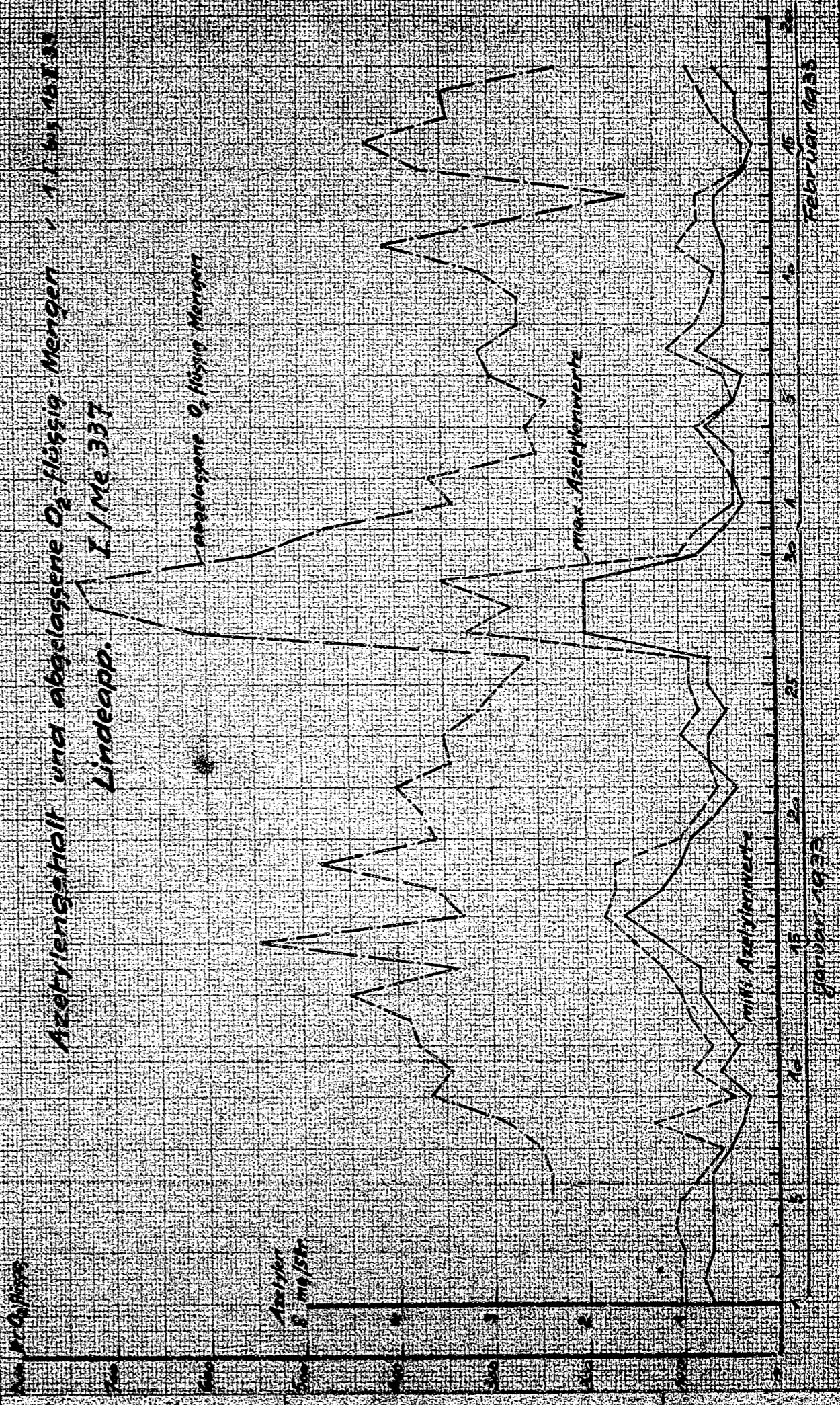
**Kohlenwasserstoffgehalt  
im Lindeapparat I/Me 337**

1. I. bis 16. I. 33.



A F L M L F L Y A

Azetylengehalt und abgelassene  $O_2$ -flüssig Mengen  
 I/Me 337  
 Lindeapp.



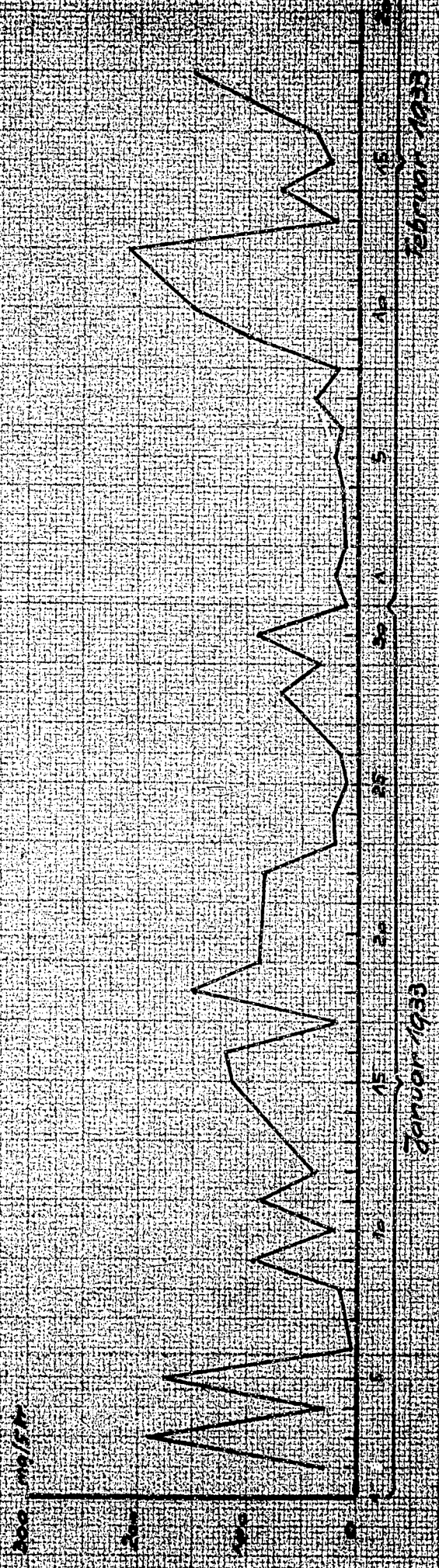
Ammoniakwerk Merseburg  
 Gesellschaft für Acetylen- und Kälteanlagenbau  
 Leipzig-Werk, 2. Abt.

51/50

2.1.33

Kohlenwasserstoffgehalt  
im Lindtapparat I/Me 337

1. I. 615 - 16. I. 33



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

61/51

11/16

-182

-182.5

-183

-183.5

-184

-184.5

-185

-185.5

-186

-186.5

-187

-187.5

-188

-188.5

-189

-189.5

-190

-190.5

-191

-191.5

-192

-192.5

-193

-193.5

-194

-194.5

-195

-195.5

-196

-196.5

-197

-197.5

-198

Kurve I

Änderung der Siedepunkte (Ordinaten) bei O<sub>2</sub>-N<sub>2</sub>-Gemischen nach ihrem Gehalt an O<sub>2</sub> (Abszissen)

Kurve II

O<sub>2</sub>-Gehalt im O<sub>2</sub>-N<sub>2</sub>-Gasgemisch bei gegebenem O<sub>2</sub>-N<sub>2</sub>-Flüssigkeitsgemisch

II Gasanteil  
I Flüssigkeitsanteil

Verdampfungskurve für flüssige Luft bei 1 ata.

Z.B.:

Flüssigkeit 60%  
Gas 30%  
Temperatur -190

0 10 20 30 40 50 60 70 80 90 100 % O<sub>2</sub>-Gehalt

80. AUG. 37

A 4 210x207 mm

SK 1271

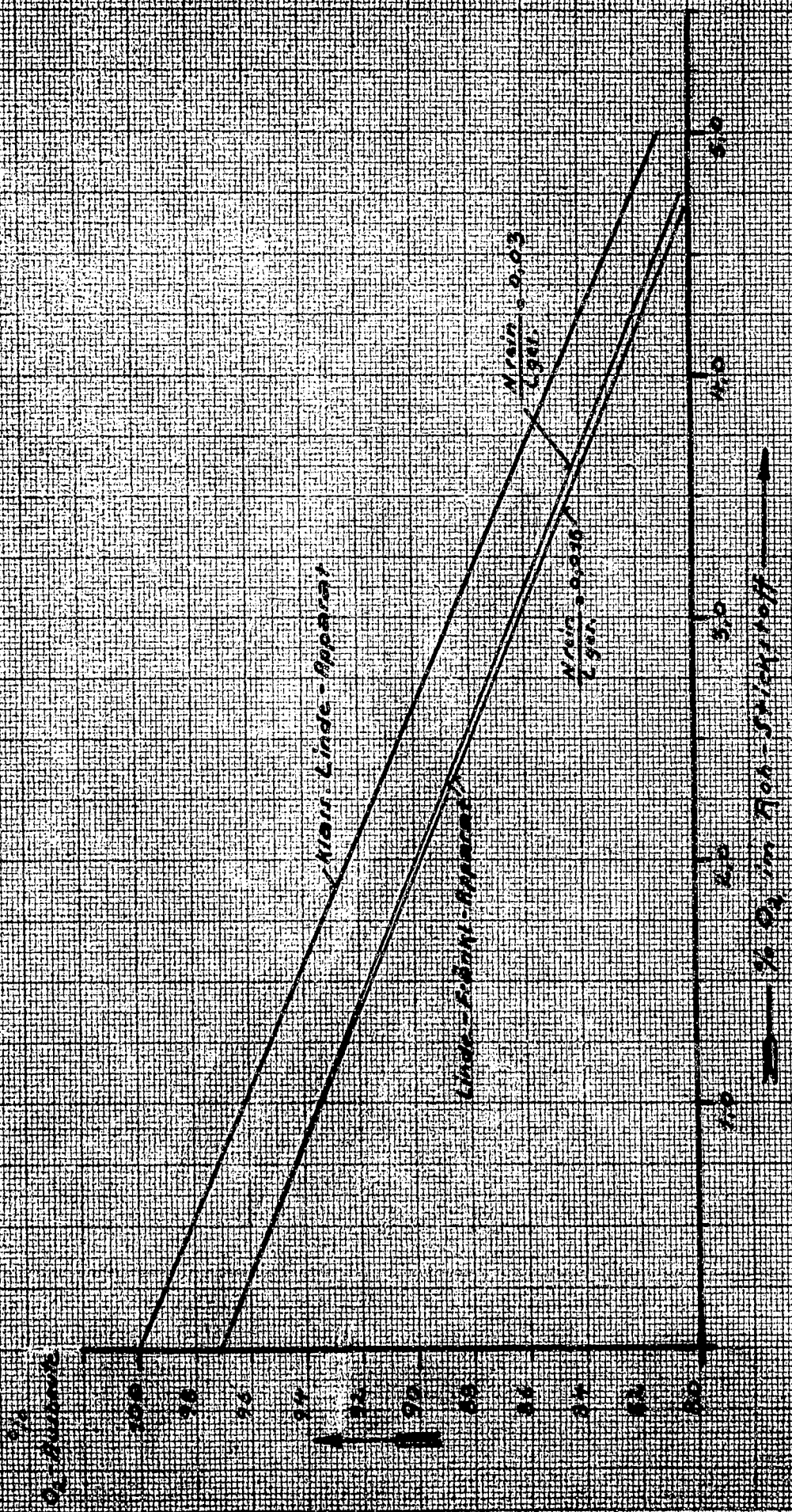


Sauerstoffgehalt der Flüssigkeit.	Sauerstoffgehalt der Gase.	Entsprechende Temperatur.
0,00	0,00	-195,46
8,10	2,18	-195,0
15,25	4,38	-194,5
21,60	6,80	-194,0
27,67	9,23	-193,5
33,35	12,00	-193,0
38,53	14,78	-192,5
43,38	17,66	-192,0
47,92	21,22	-191,5
52,17	23,60	-191,0
55,94	26,73	-190,5
59,55	29,95	-190,0
63,92	33,35	-189,5
66,20	36,86	-189,0
69,31	40,45	-188,5
72,27	44,25	-188,0
75,10	48,17	-187,5
77,80	52,19	-187,0
80,44	56,30	-186,5
82,95	60,53	-186,0
85,31	64,85	-185,5
87,60	69,58	-185,0
89,82	74,37	-184,5
91,98	79,45	-184,0
94,09	84,85	-183,5
96,15	89,80	-183,0
98,16	95,10	-182,5
100,00	100,00	-182,0

Ammoniak's Messung

21.12.72

Sauerstoff-Anteile in Abhängigkeit vom Sauerstoffgehalt  
der Rein-Eisenteile



Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Leipzig-Merseburg (Köln-Merseburg)

51/459

17. Feb. 1943

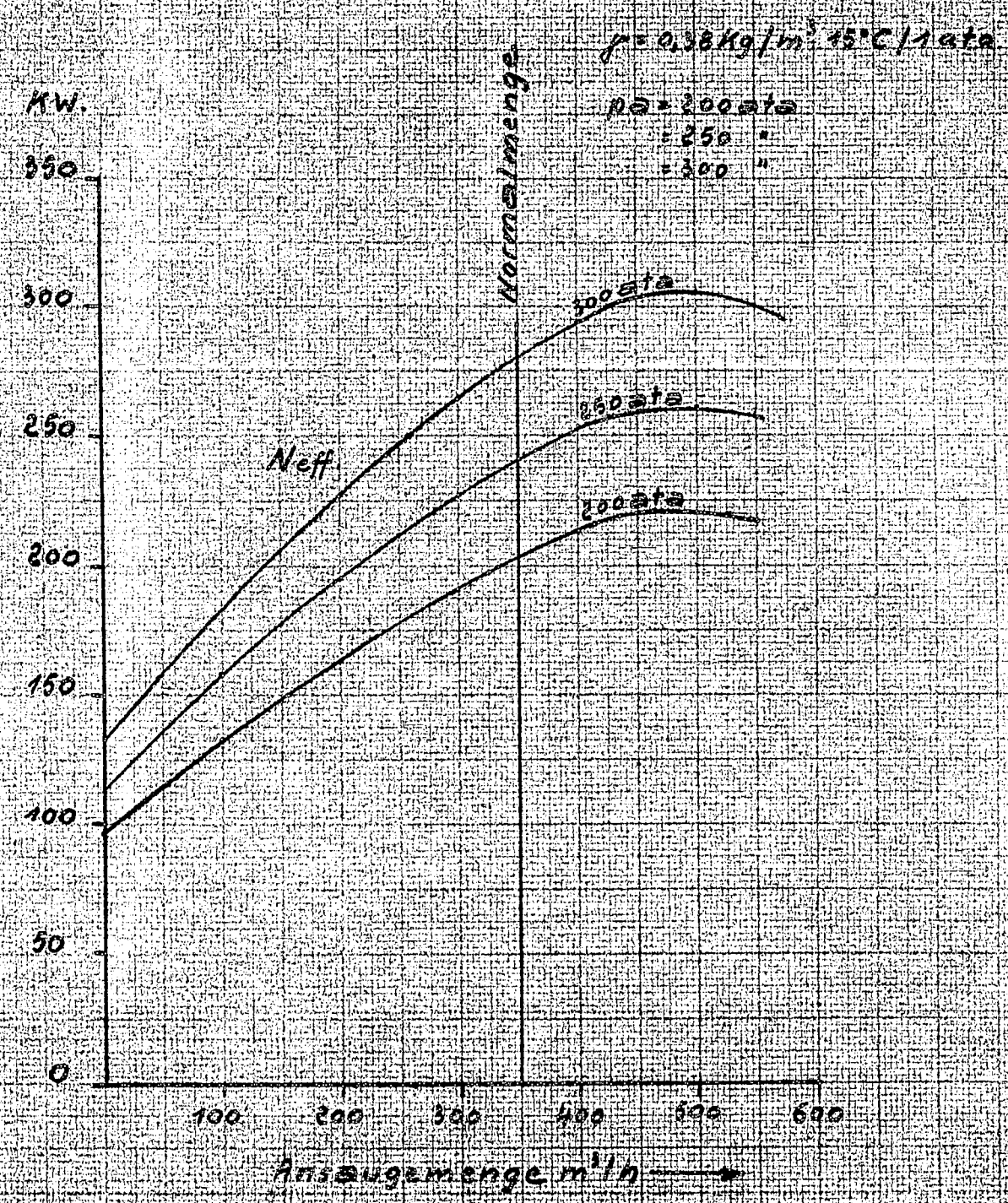
10. 2. 43. 142

Leistungsbedarf:

Haulwurfpumpe Vektor

11 Stufen

(berechnet aus Versuchen mit Luft)



Apparatwerk Merseburg  
Gesellschaft für Spezialmaschinenbau  
1000 Merseburg (Ehemalig)

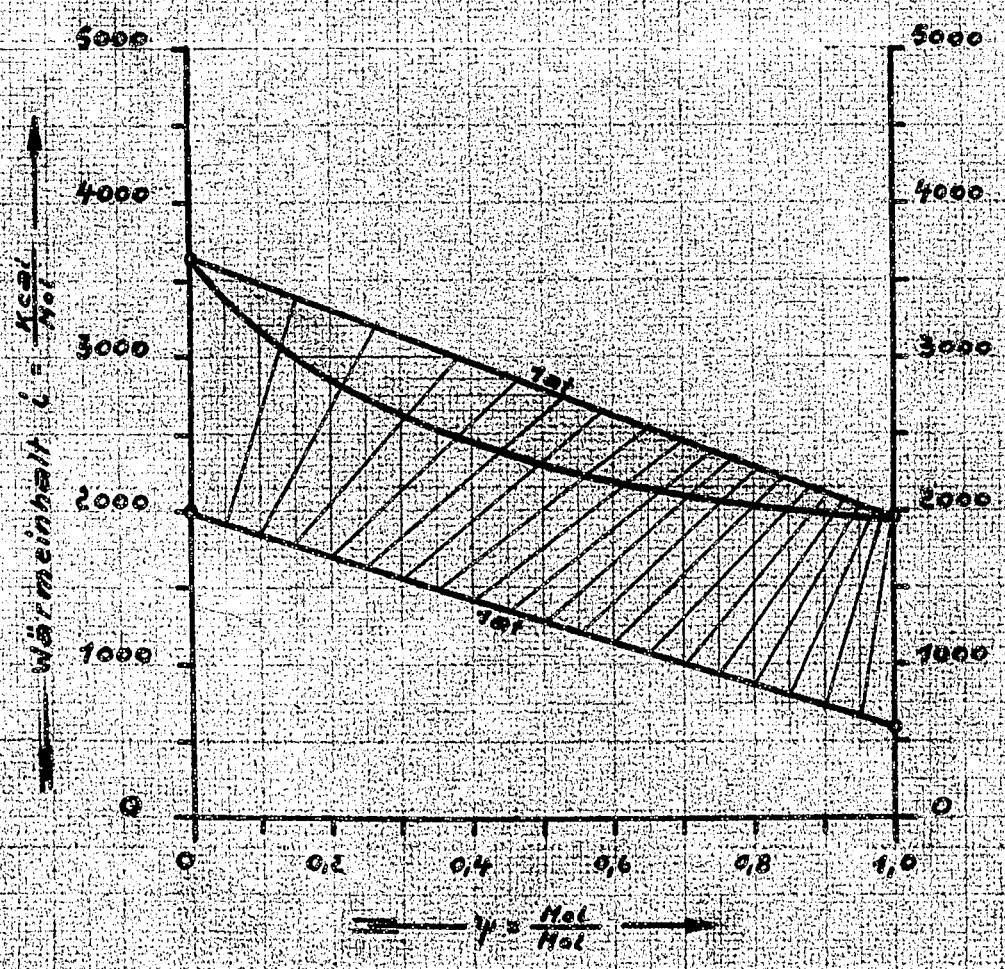
Leistungsbedarf von  
Haulwurfpumpen

St/387

28. Jan. 1950

28.1.50

T- $\gamma$  Diagramm für  
Stickstoff-Sauerstoff-Gemische.



Arbeitskreis für  
Luftfahrtwissenschaften  
Lehrstuhl für  
Luftfahrtphysik

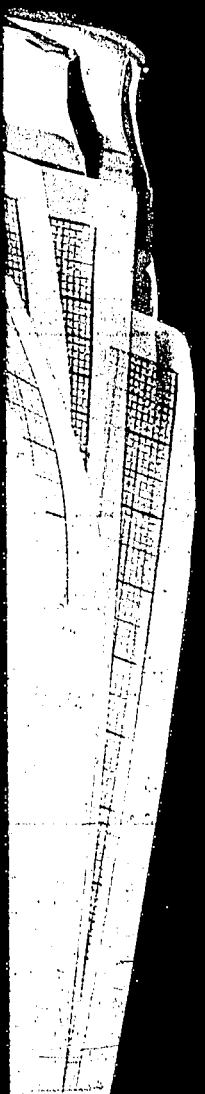
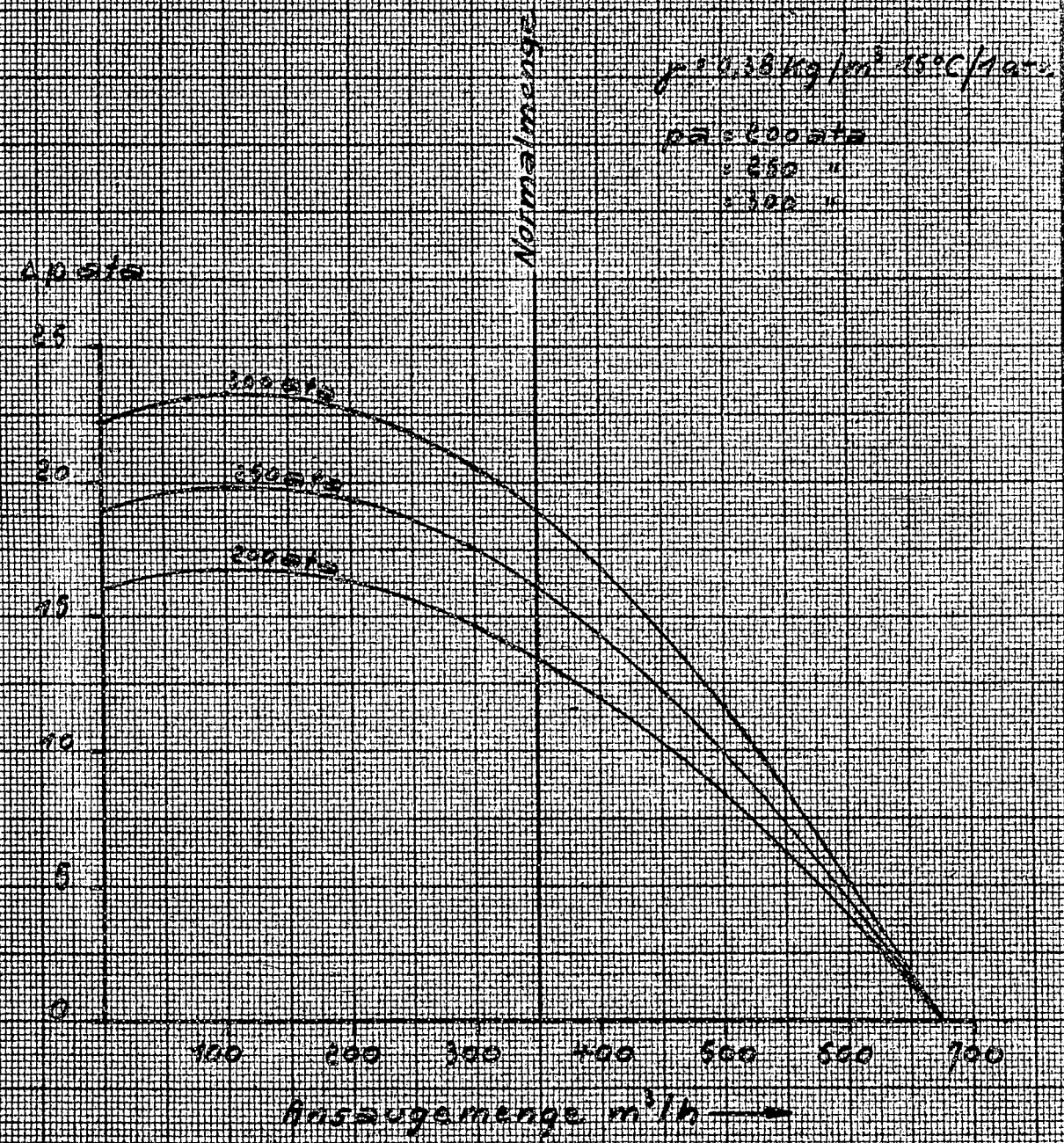
St/508

19 Feb 1944 10X

11.2.44 10

500/1000

Charakteristik  
Maulwurfpumpe Viktor  
11 Stufen



29. Jan. 114

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

Kennlinien v. Maulwurfpumpen  
 aus druckl. Versuch. errechnet.

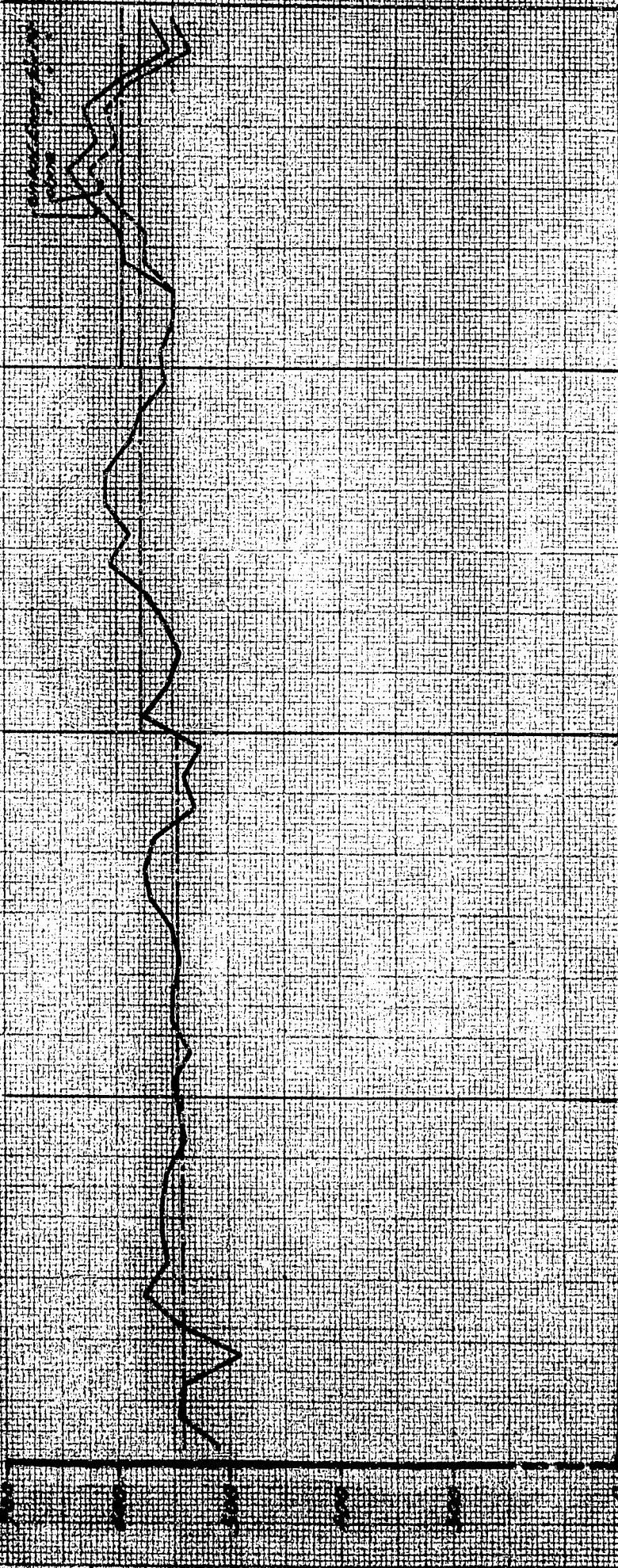
St/388

29. 1. 114

388 A4 (210x297 mm)

Spez. Energieverbrauch der Dr. Erzeugung

1938  
1939  
1940  
1941



1938

1939

1940

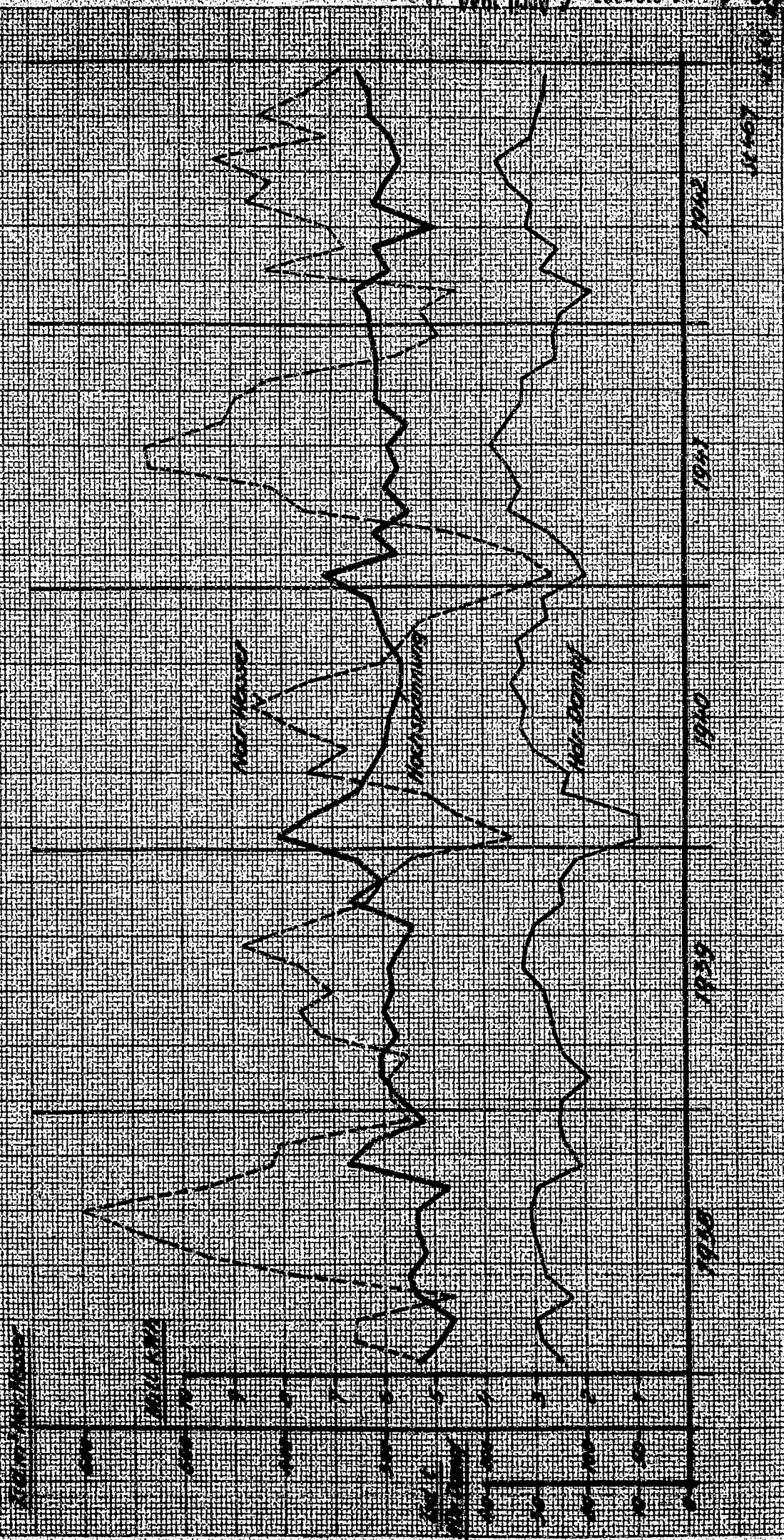
1941

Dr. Erz.

Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Merseburg (Kreis Merseburg)

12.10.1941

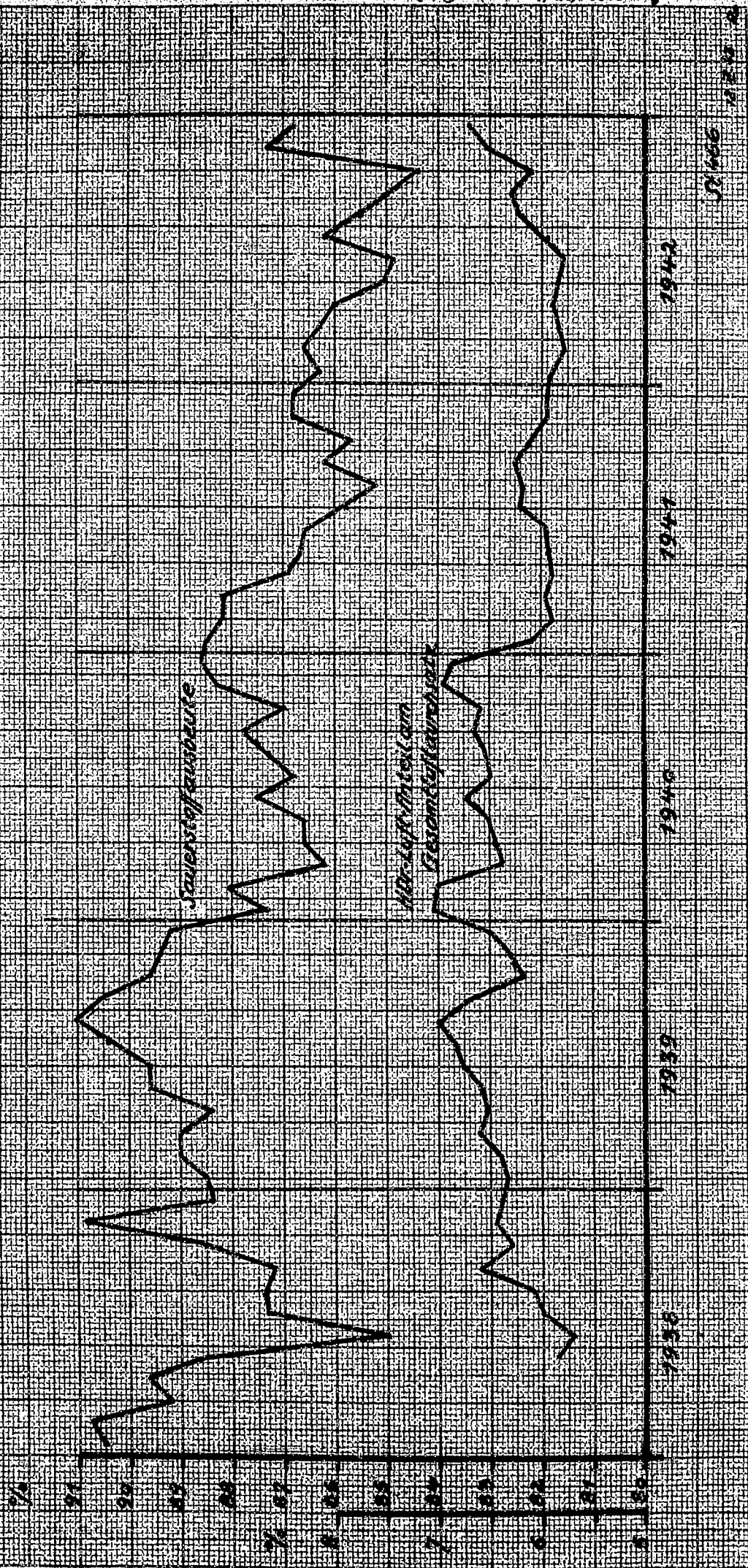
# Monatlicher Energieverbrauch für Sauerstoff-Erzeugung



S A F E T Y ▲ F I L M ▲▲

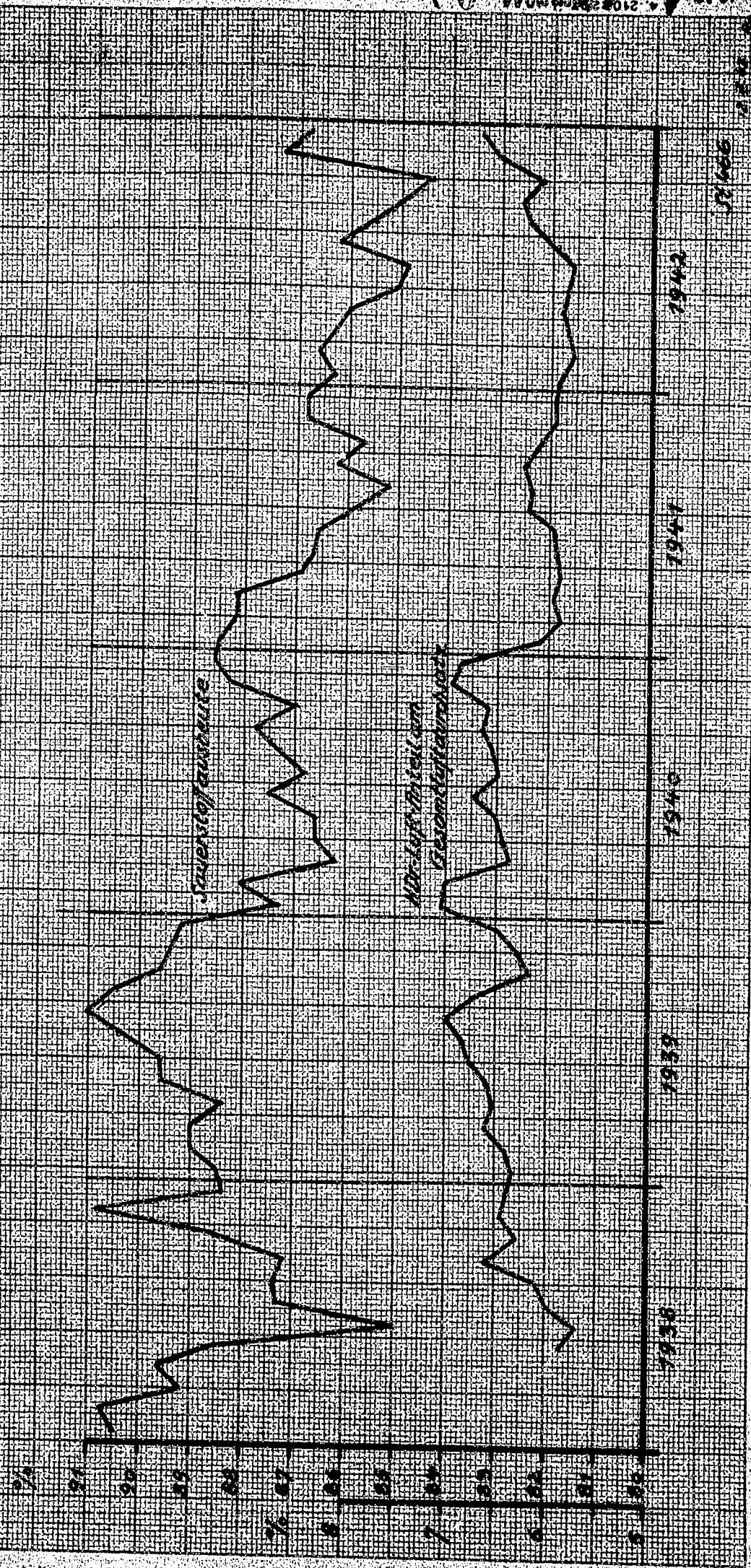
REARIZ 1948  
M. 210x297 mm 4 April 1944 9 X

Sauerstoffpausbeute u. HD-Luftanteil am Gesamtluftdurchsatz



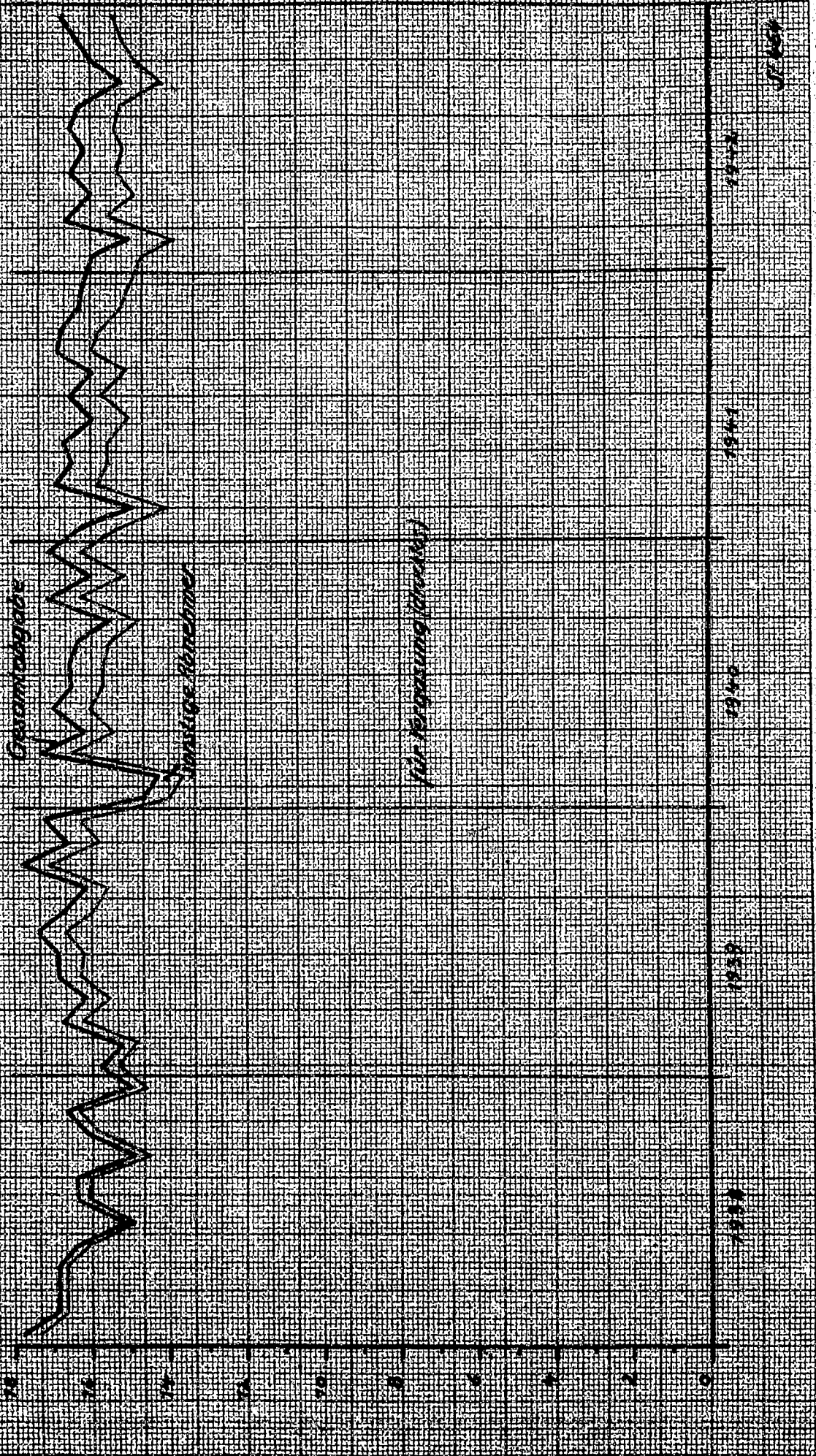


Sauerstoffausbeute u. HDr-Luftanteil am Gesamtluftdurchsatz



Sauerstoff-Druck

Druck in mm Hg



Druck in mm Hg

Sauerstoff-Druck

(in Versuchsraum (1000 mmHg))

650

700

750

800

850

Zeit in Minuten

0

10

20

30

40

50

60

70

80

90

100

110

120

130

140

150

160

170

180

190

200

210

220

230

240

250

260

270

280

290

300

310

320

330

340

350

360

370

380

390

400

410

420

430

440

450

460

470

480

490

500

510

520

530

540

550

560

570

580

590

600

610

620

630

640

650

660

670

680

690

700

710

720

730

740

750

760

770

780

790

800

810

820

830

840

850

860

870

880

890

900

910

920

930

940

950

960

970

980

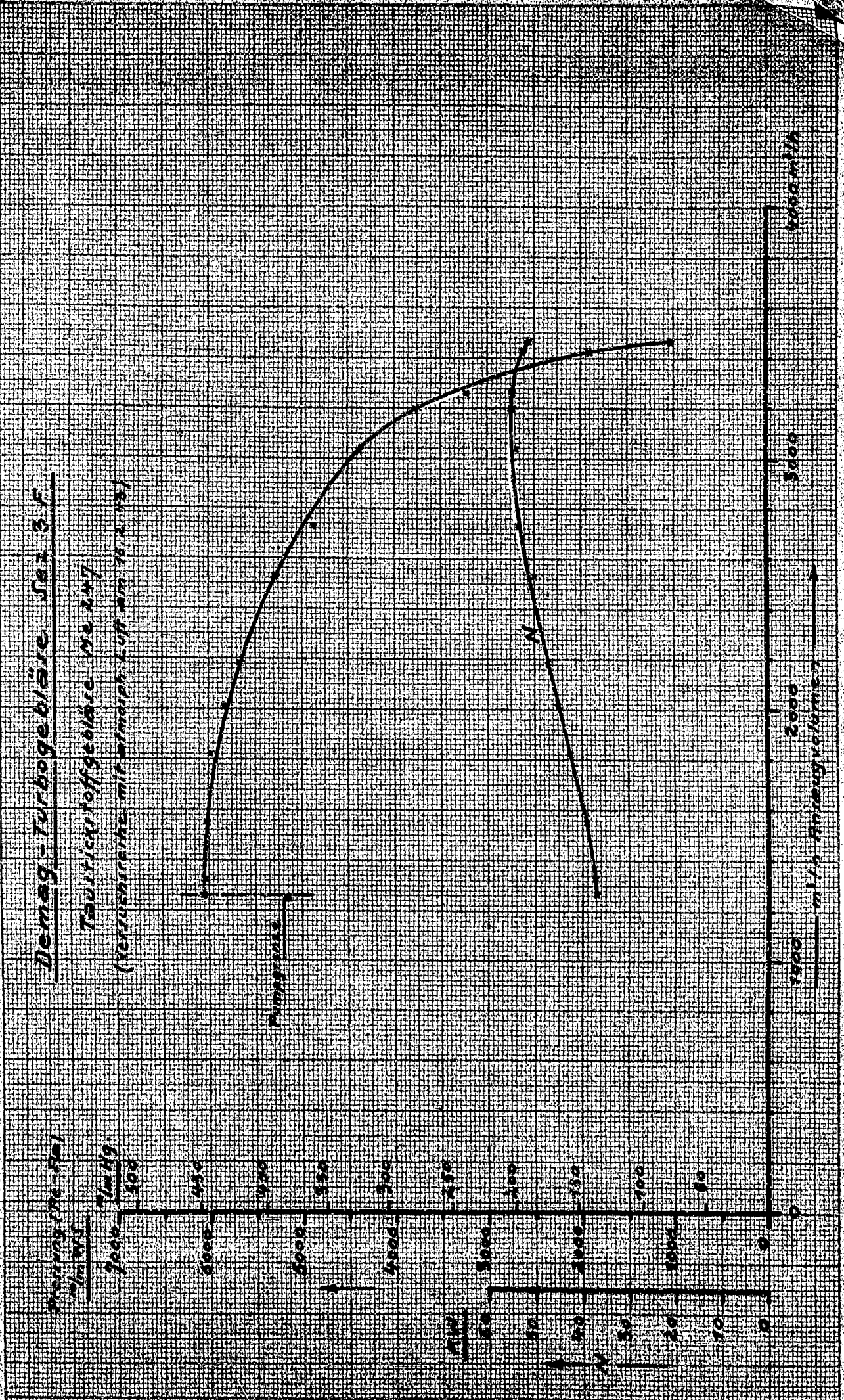
990

1000

Demag-Turbogebbläre Set 3 F

Touristikhoffgebbläre No. 247

(Verrührvorthe mit atmosph. Luft von 16.2 bis)



12. Feb. 1961

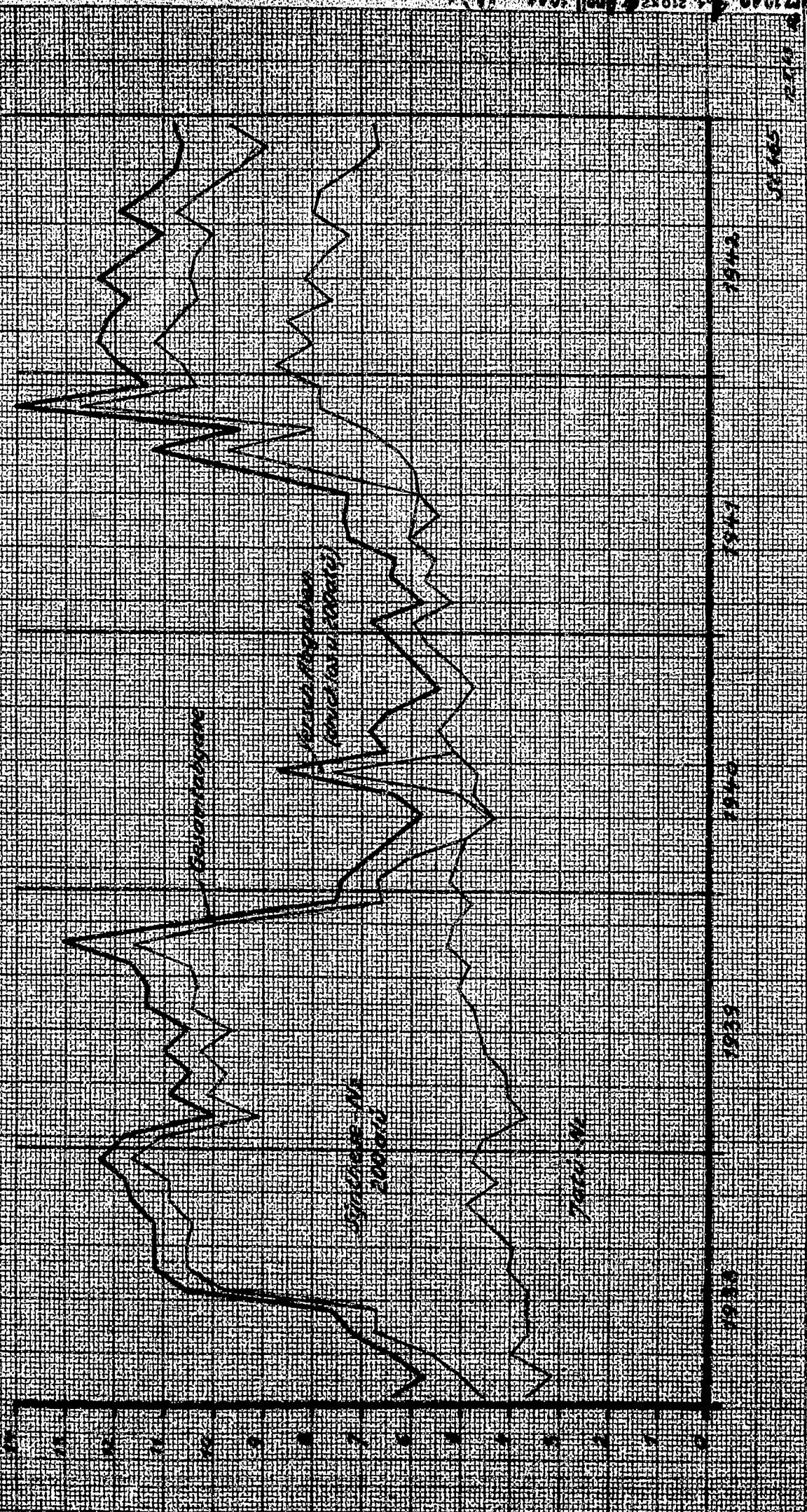
Amortwerk Merseburg  
 Carl Zeiss Jena  
 Carl Zeiss Jena

57/461

10.2.1961

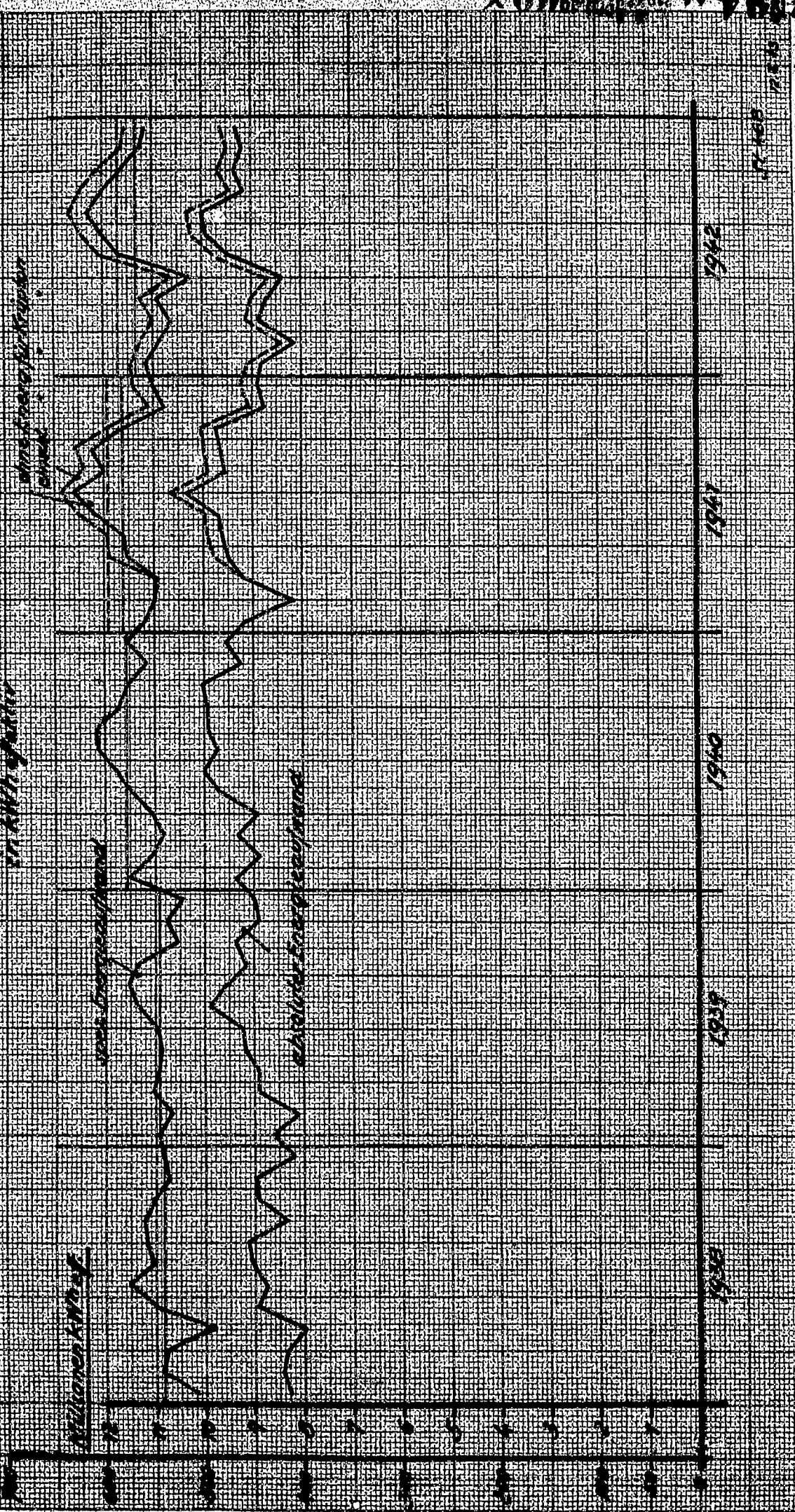
Stichting - Abgabe

1938



X6 100. 1000 21012 1-5 8062100 1

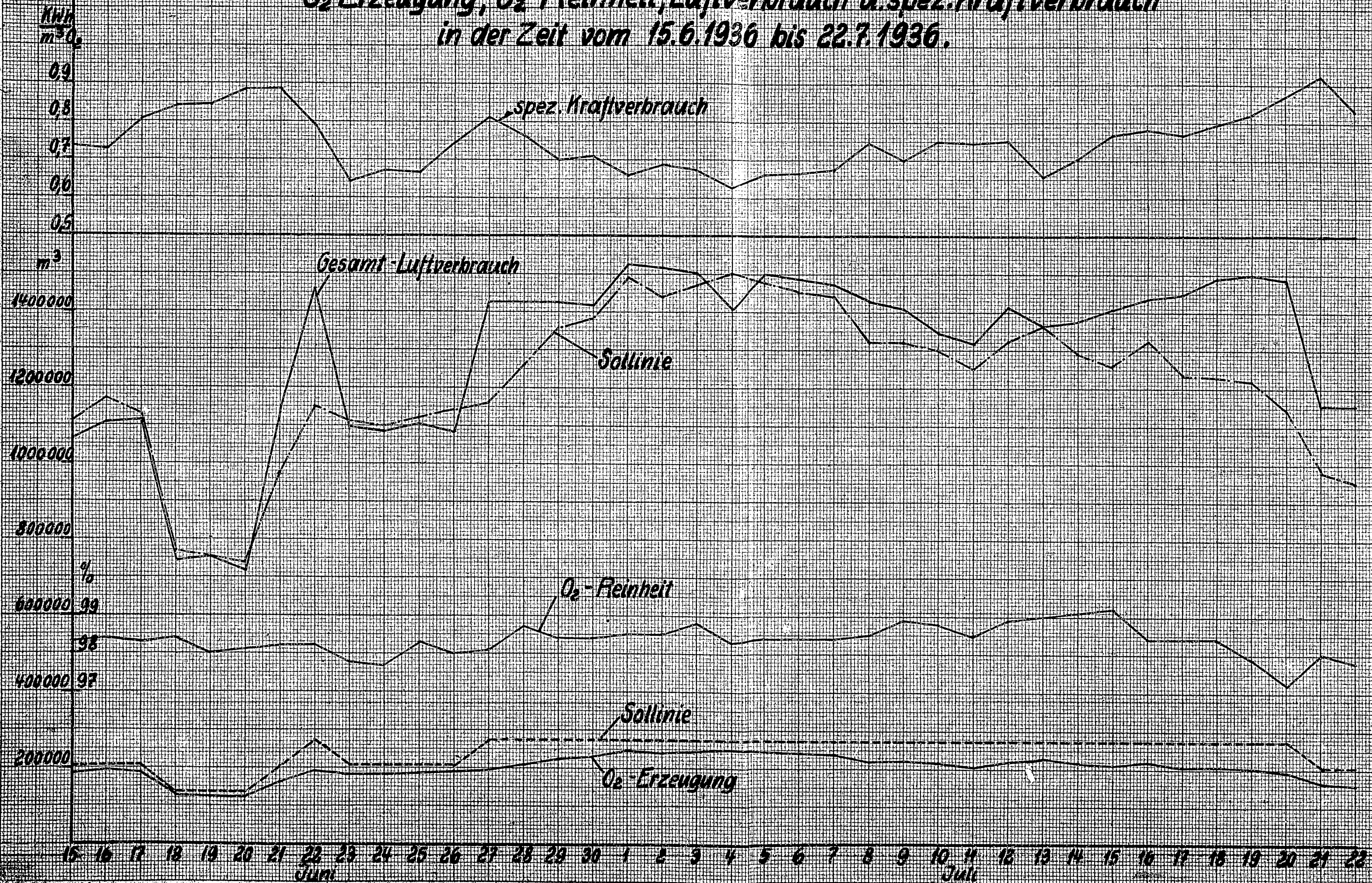
Handwritten title: *Handwritten text, possibly a name or title, written vertically on the left side of the page.*



*Handwritten text at the top of the page, possibly a date or reference number.*

### Sauerstoffanlage Böhlen A1.

$O_2$ -Erzeugung,  $O_2$ -Reinheit, Luftverbrauch u. spez. Kraftverbrauch  
in der Zeit vom 15.6.1936 bis 22.7.1936.



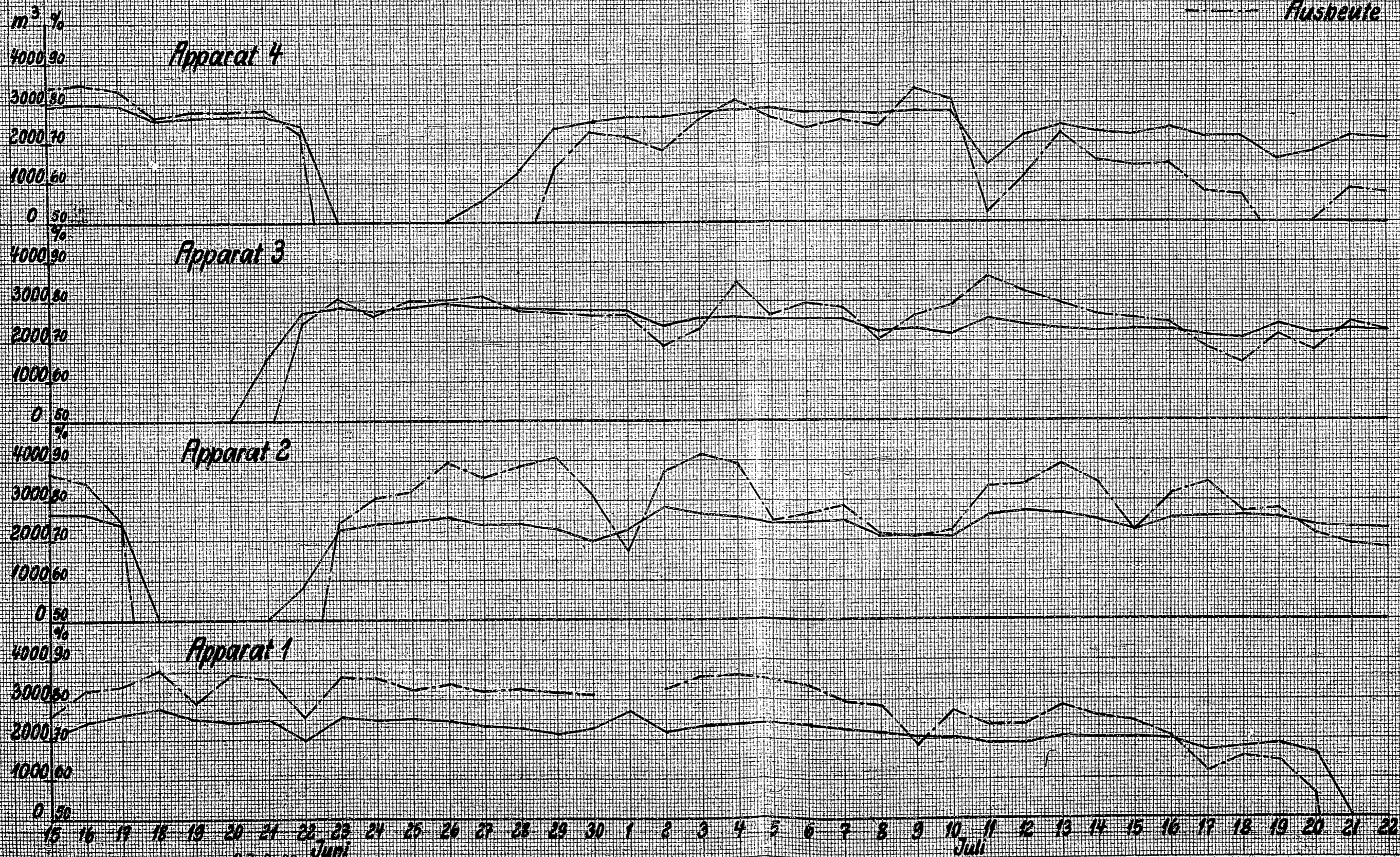
15.7.36 5 21.7.36 10 27.8.36 2 1.12.36 10

Handwritten notes and signatures in the bottom right corner.

# Sauerstoffanlage Böhlen A1.

Produktion u. Ausbeute der einzelnen Luftzerlegungsapparate  
in der Zeit vom 15. 6. 1936 bis 22. 7. 1936.

— Produktion  
- - - Ausbeute



28. 7. 36 5 24. 7. 36 10 27. 8. 36 2 12. 10

St. 1/11  
22. 7. 36

# Apparat $N_2$ -rein mit Lachmannanstich.

Luftdurchsatz  $14400 \text{ m}^3/\text{h}$   
abs. Sauerstoffmenge  $2880 \text{ m}^3/\text{h}$   
Ruhebeute  $95\%$

$500 \text{ m}^3/\text{h}$  Gasgemisch mit  $23\% \text{ O}_2$  ( $= 115 \text{ m}^3/\text{h O}_2$ )  
 über Vorkühler in Saugtg. der Turbo-Kompressoren

$800 \text{ m}^3/\text{h}$  Luft  $16 \text{ atü.}$

$13600 \text{ m}^3/\text{h}$  Luft  $4,5 \text{ atü.}$

$1000 \text{ m}^3/\text{h N}_2$   
 $2900 \text{ m}^3/\text{h O}_2$   $96,1\%$   
 ( $2880 \text{ m}^3/\text{h O}_2$ )

Regeneratoren

$14400 \text{ m}^3/\text{h}$  Luft  
 ( $= 3000 \text{ m}^3/\text{h O}_2$ )

über Regeneratoren in Produktion

$10000 \text{ m}^3/\text{h N}_2$  mit  $0,15\% \text{ O}_2$  ( $= 15 \text{ m}^3/\text{h O}_2$ )

Trennungs-Apparat

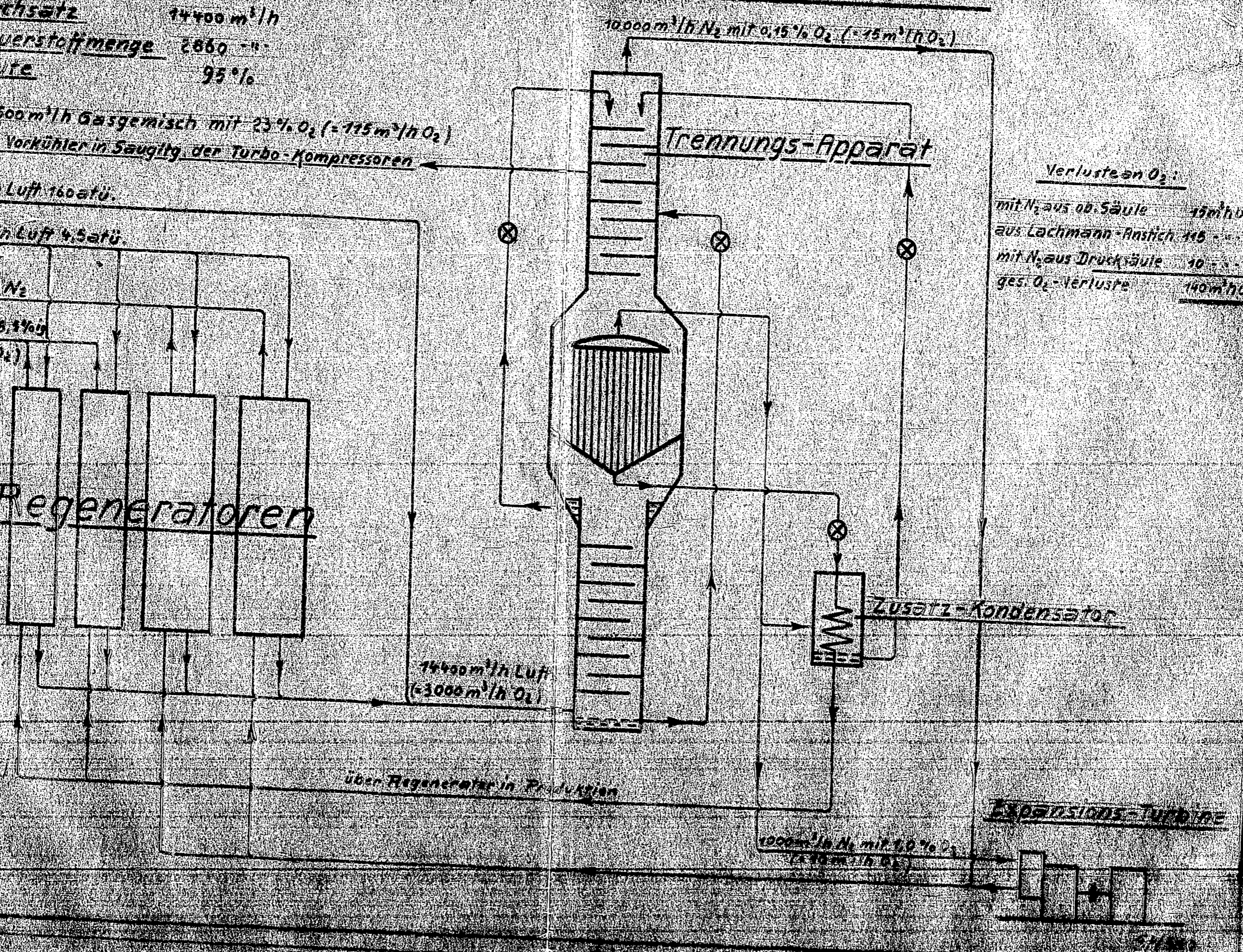
Verluste an  $O_2$ :

mit  $N_2$  aus ob. Säule  $15 \text{ m}^3/\text{h}$   
 aus Lachmann-Anstich  $115$   
 mit  $N_2$  aus Druck säule  $10$   
 ges.  $O_2$ -Verluste  $140 \text{ m}^3/\text{h O}_2$

Zusatz-Kondensator

Expansions-Turbine

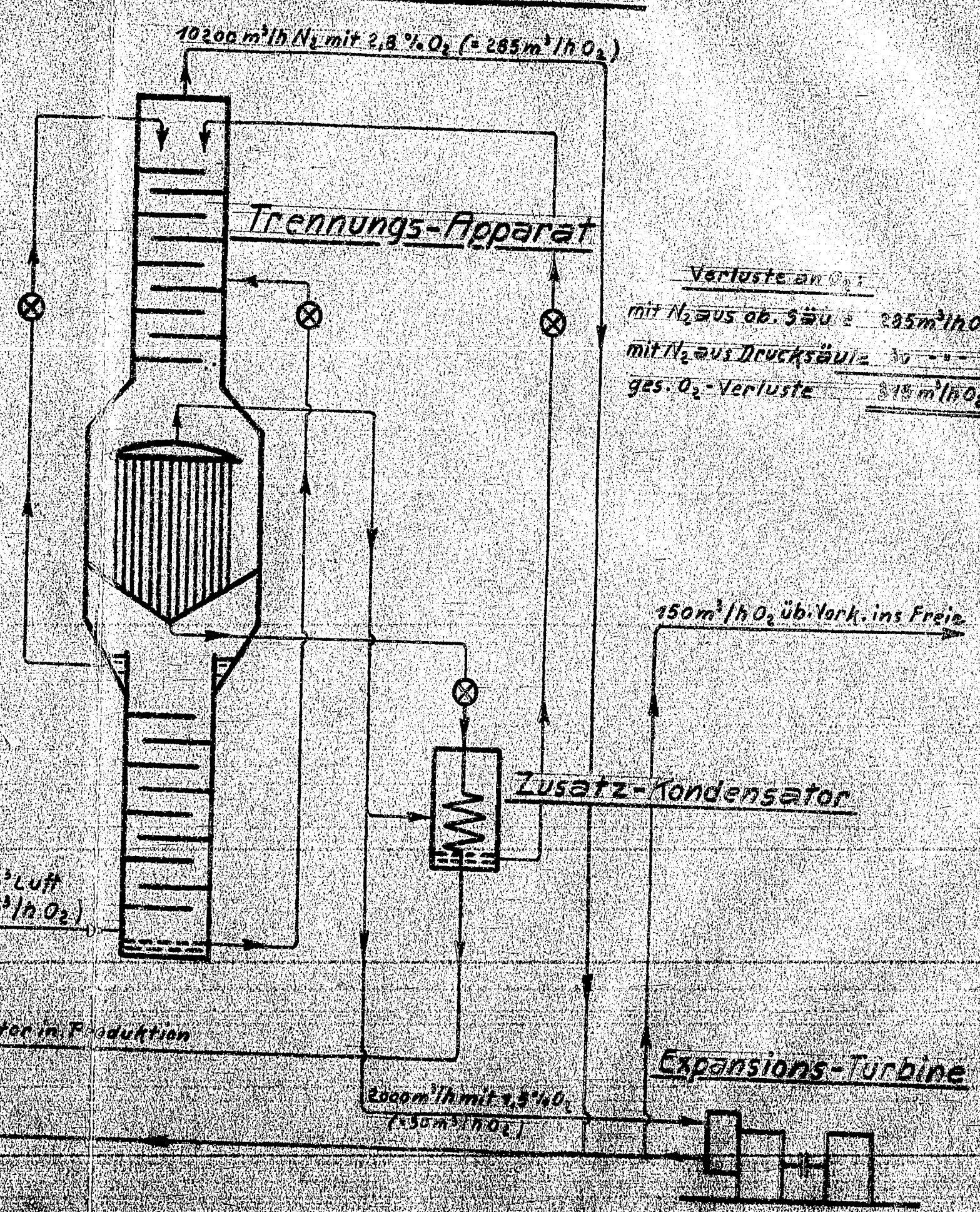
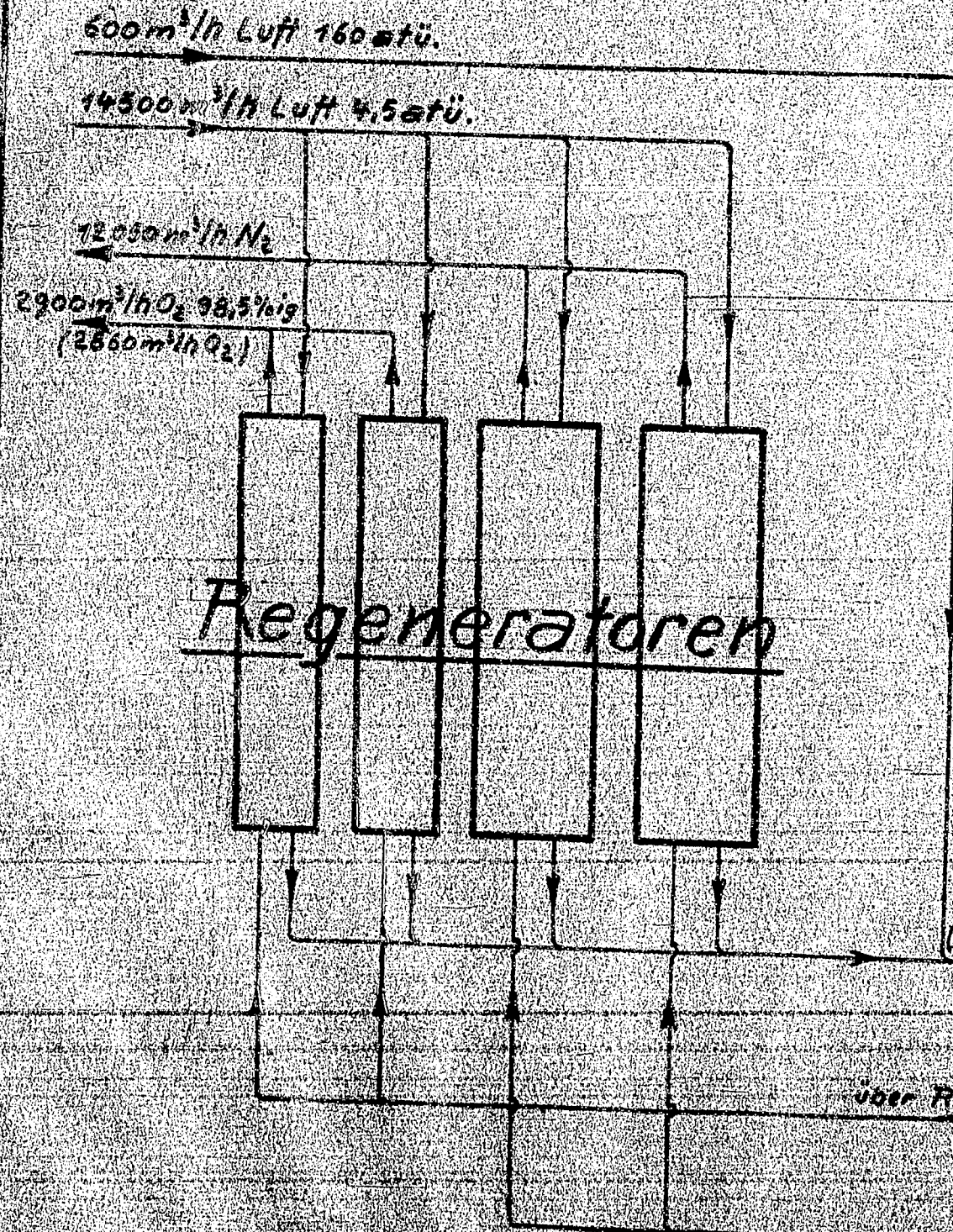
$10000 \text{ m}^3/\text{h N}_2$  mit  $0,15\% \text{ O}_2$   
 ( $= 15 \text{ m}^3/\text{h O}_2$ )





# Apparat ohne Lachmannantrieb

Luftdurchsatz       $15100 \text{ m}^3/\text{h}$   
abs. Sauerstoffmenge     $2860 \text{ m}^3/\text{h}$   
Rusbeute                 $90\%$

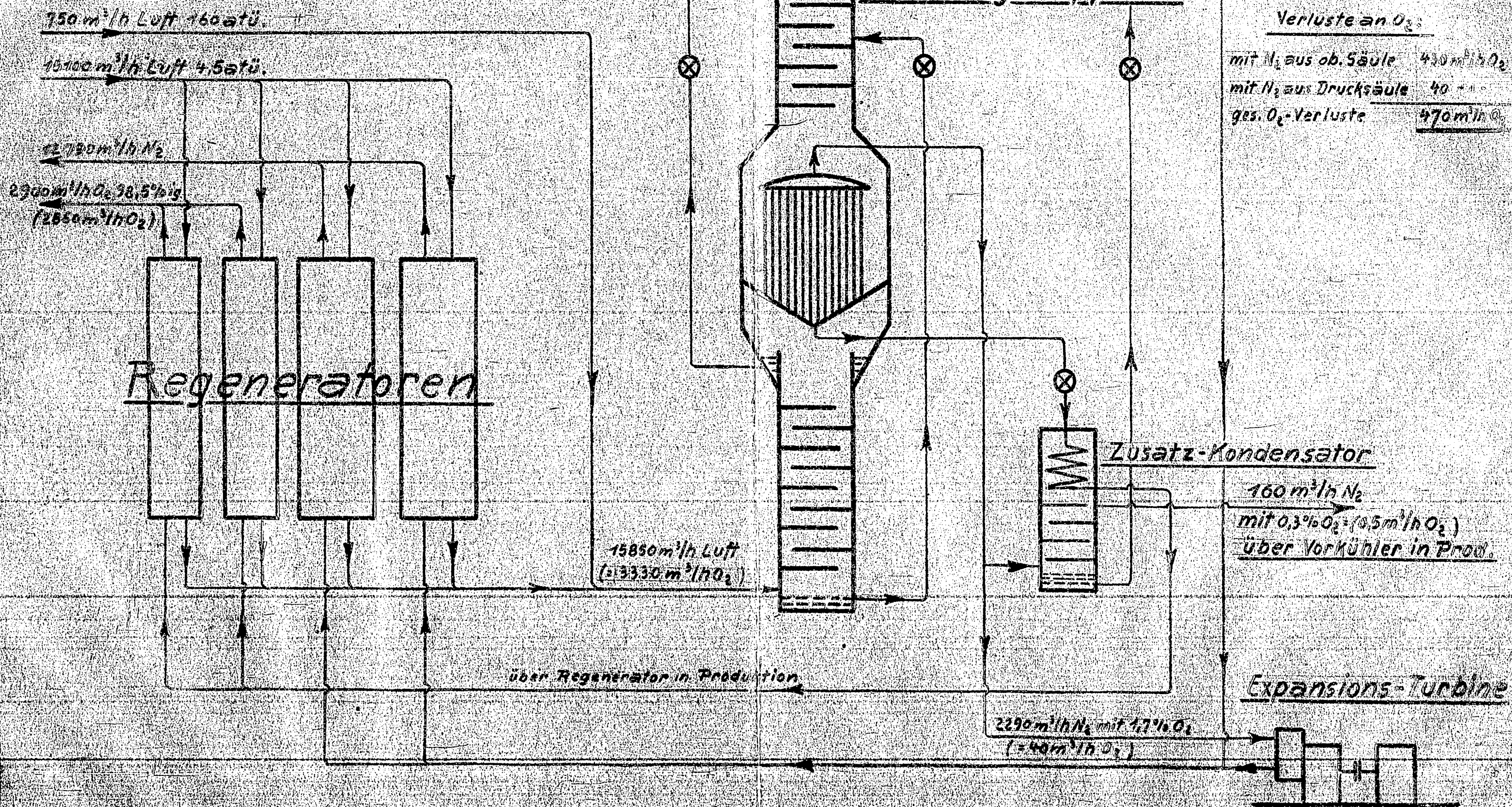


Verluste an  $\text{O}_2$ :  
 mit  $\text{N}_2$  aus ob. Säule =  $285 \text{ m}^3/\text{h}$   $\text{O}_2$   
 mit  $\text{N}_2$  aus Drucksäule = ...  
ges.  $\text{O}_2$ -Verluste =  $815 \text{ m}^3/\text{h}$   $\text{O}_2$

über Regenerator in Produktion

# Apparat $N_2$ -rein über Zusatzkondensator. (Böhlen)

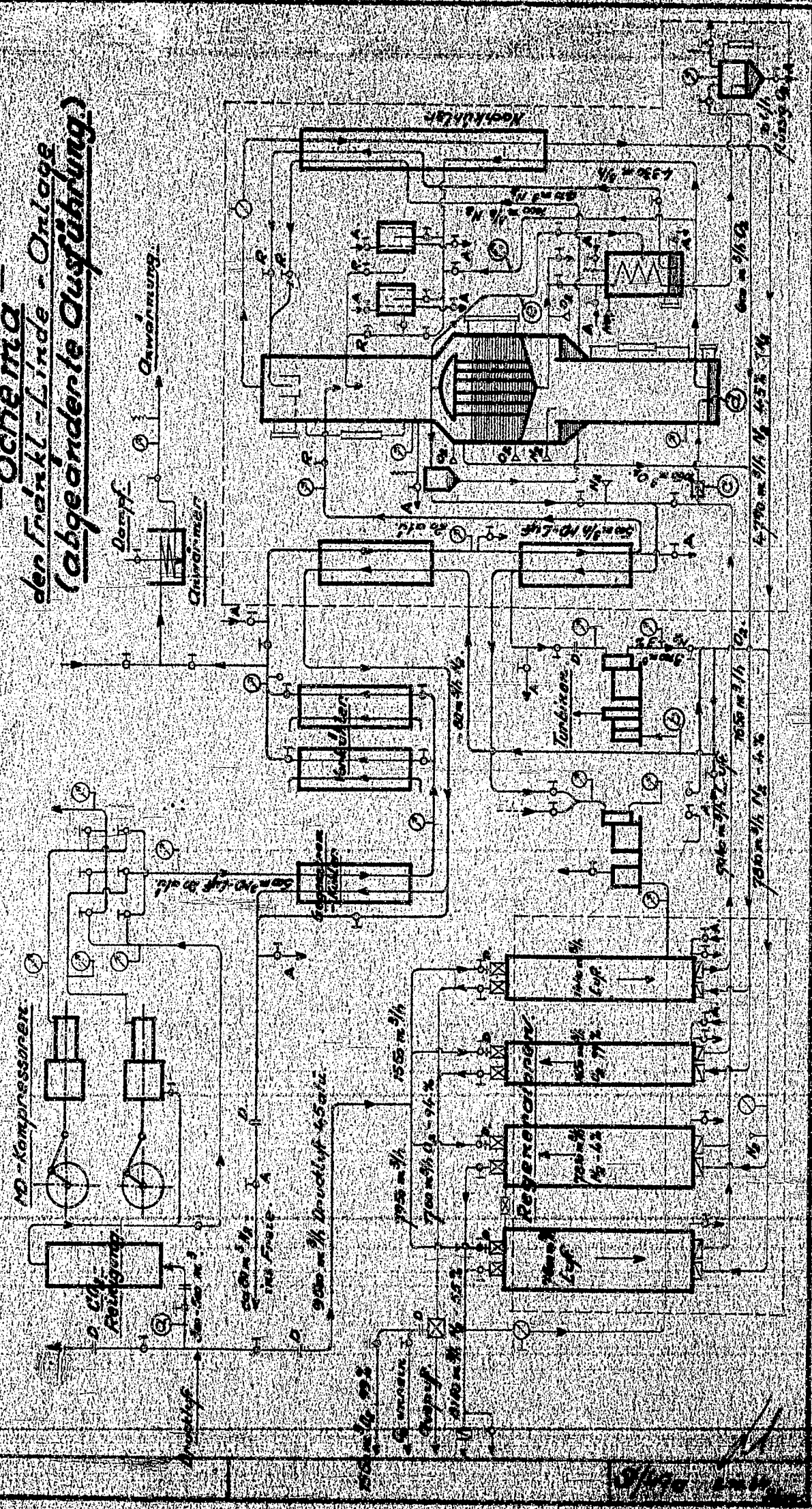
Luftdurchsatz 15850 m<sup>3</sup>/h  
abs. Sauerstoffmenge 2860 m<sup>3</sup>  
Ausbeute 86 %



## Verluste an O<sub>2</sub>:

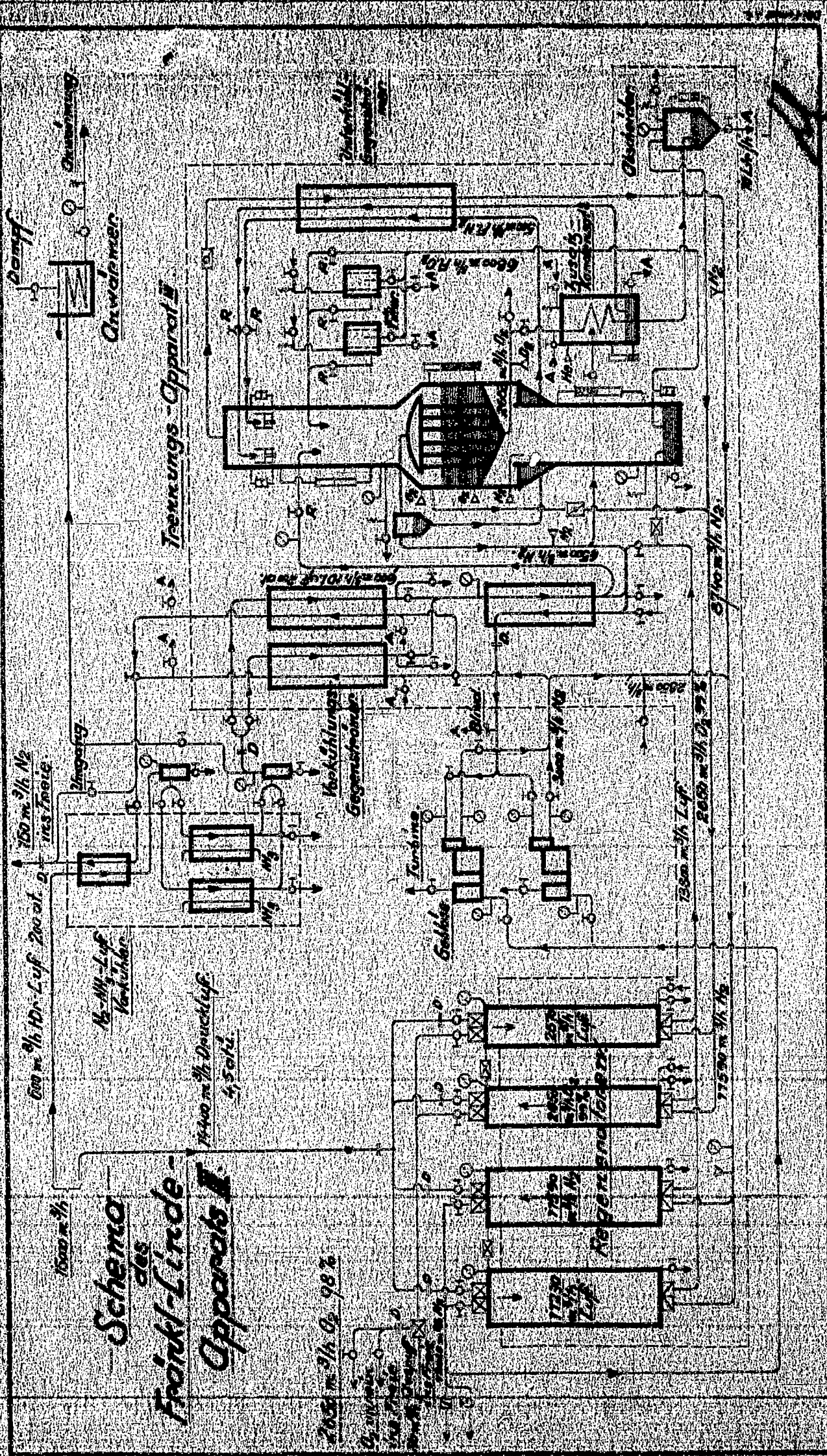
mit N<sub>2</sub> aus ob. Säule 430 m<sup>3</sup>/h O<sub>2</sub>  
 mit N<sub>2</sub> aus Drucksäule 40 m<sup>3</sup>/h O<sub>2</sub>  
ges. O<sub>2</sub>-Verluste 470 m<sup>3</sup>/h O<sub>2</sub>

**Schema -  
der Frankl-Linde-Anlage  
(abgeänderte Ausführung)**



5 8 30 3 318 30 0

B. Z. R. Rubl  
M. S. A.



**Schema  
des  
Frötk-Linde-  
Apparats II**

2000 m³/h  
Abnehmer  
Wahlventil

3/100

20.9.30

B. Z. K. Rühl  
M. F. A.

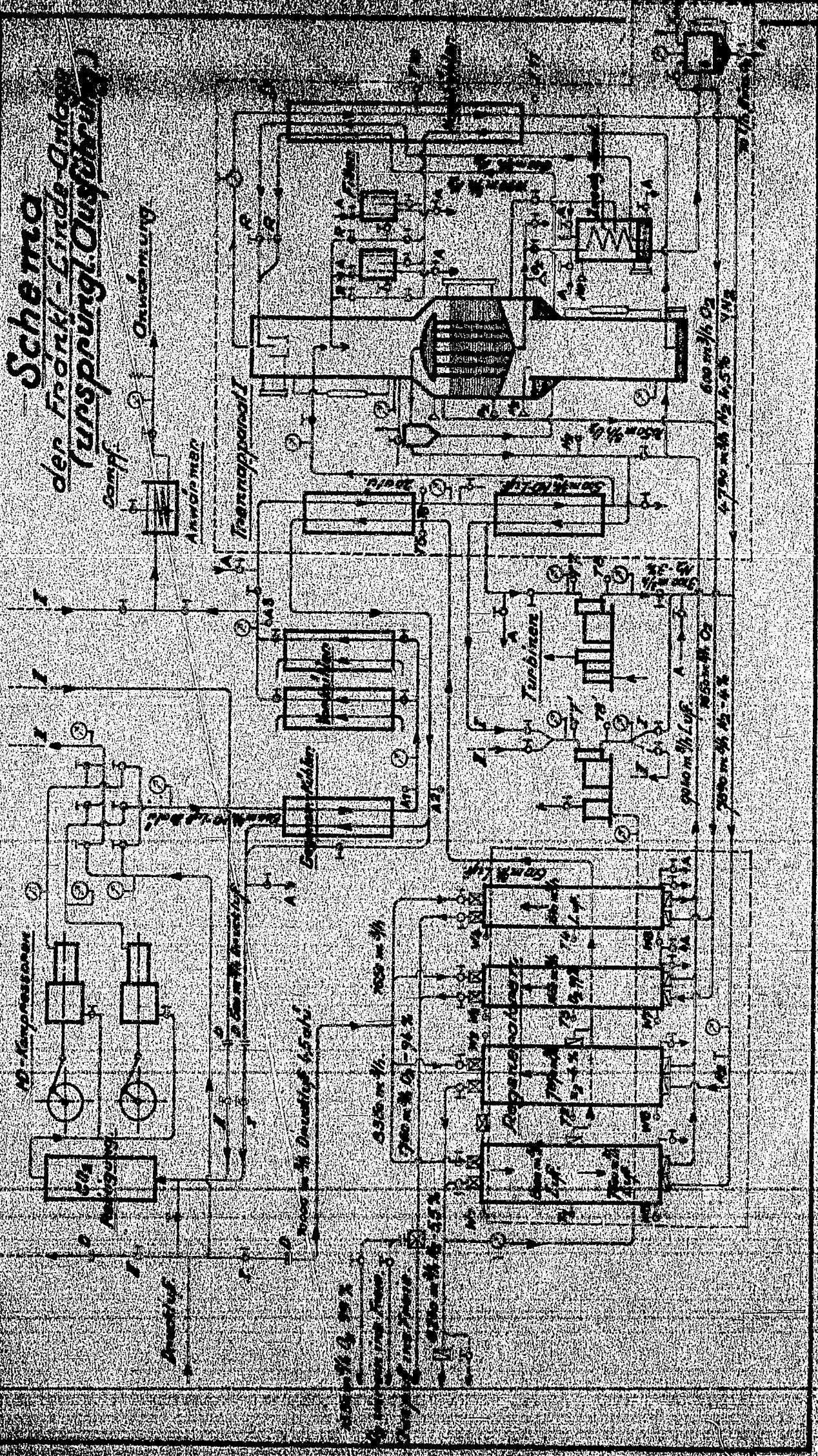
3. 11. 1930

3. 11. 1930

1. 8. 36

6. 5. 2. 35

# Schema der Frönl-Linde-Anlage (ursprüngl. Ausführung)



Zehg. Nr.

67/13

26.9.24

ME 247

20m

20m

A

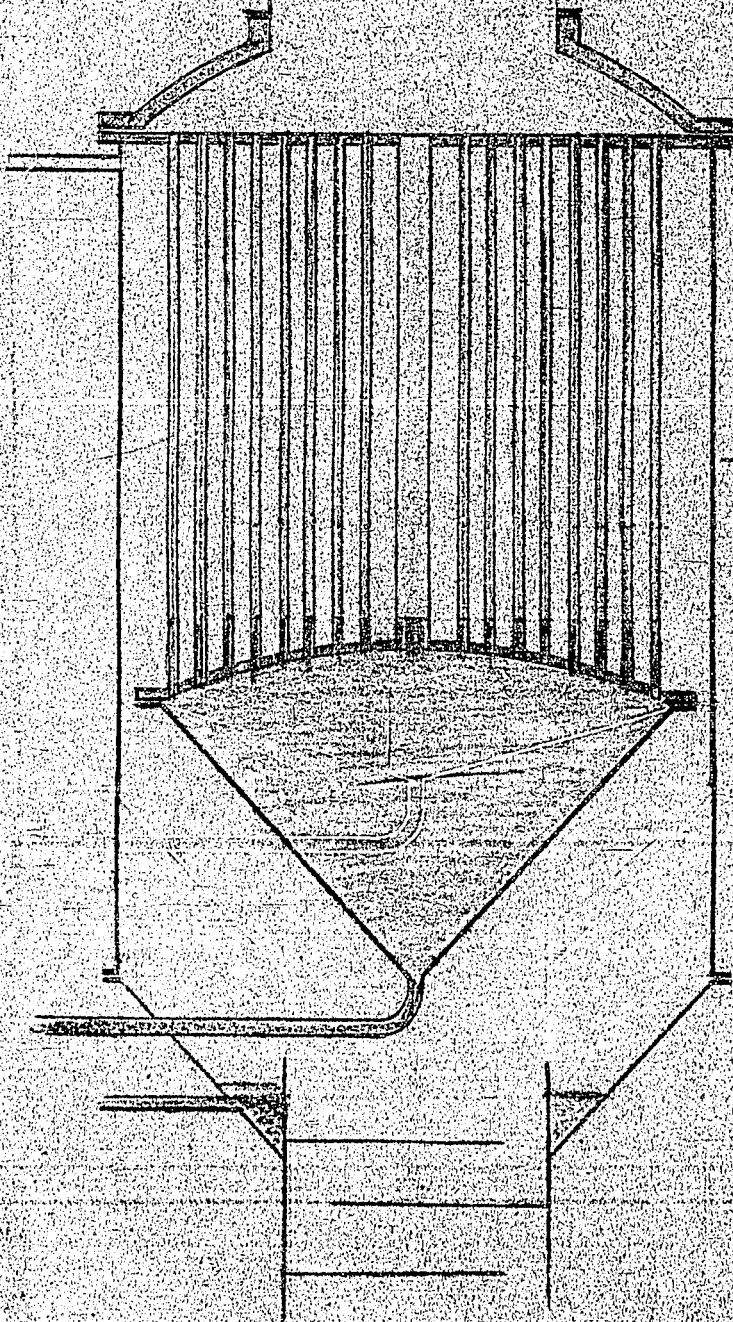


Fig. 1

B

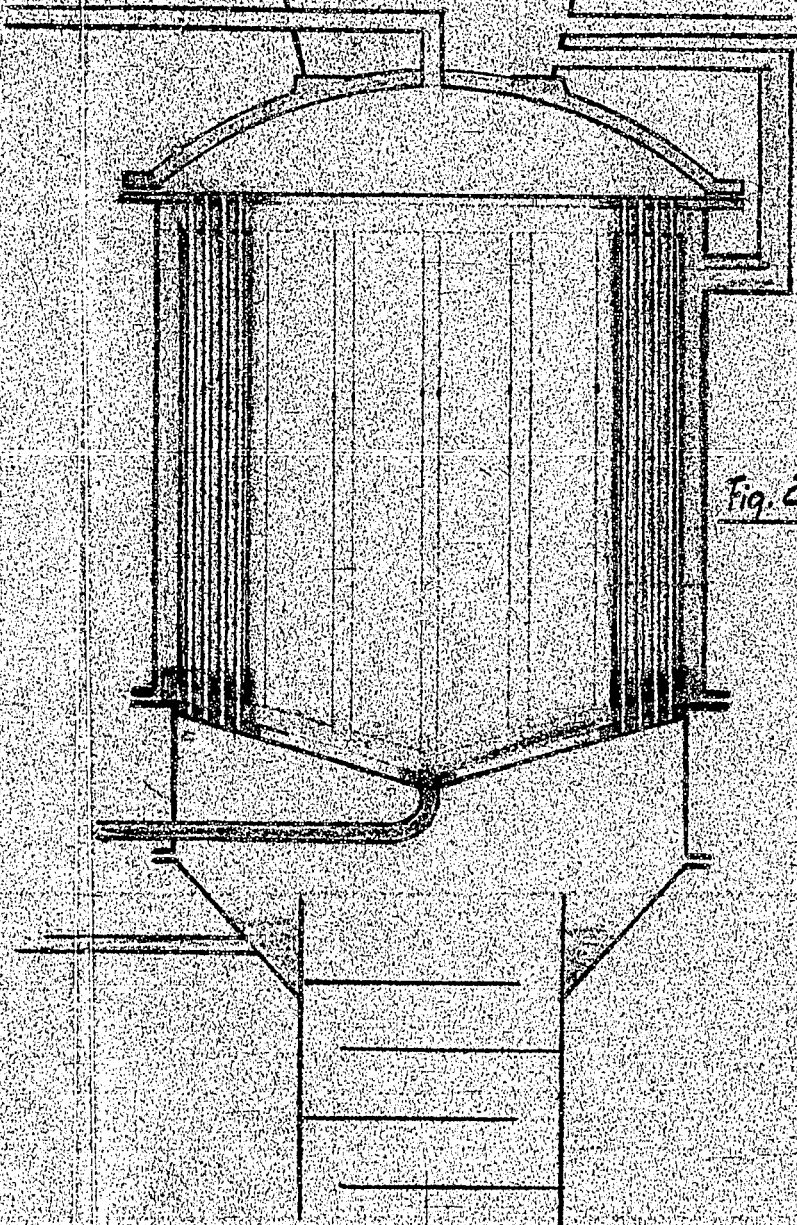


Fig. 2

C

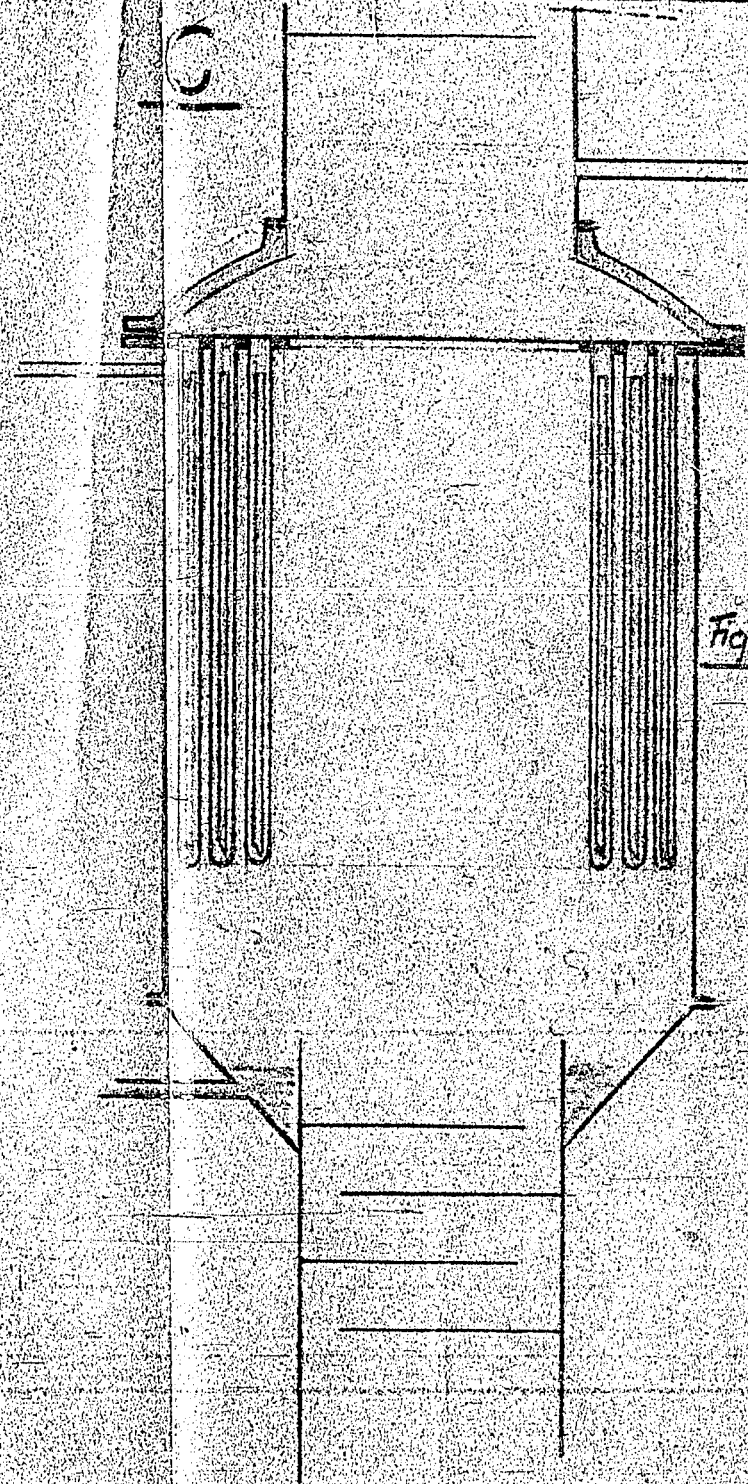
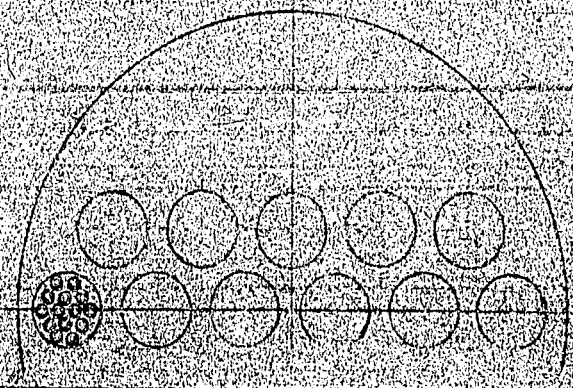


Fig. 3

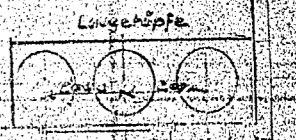
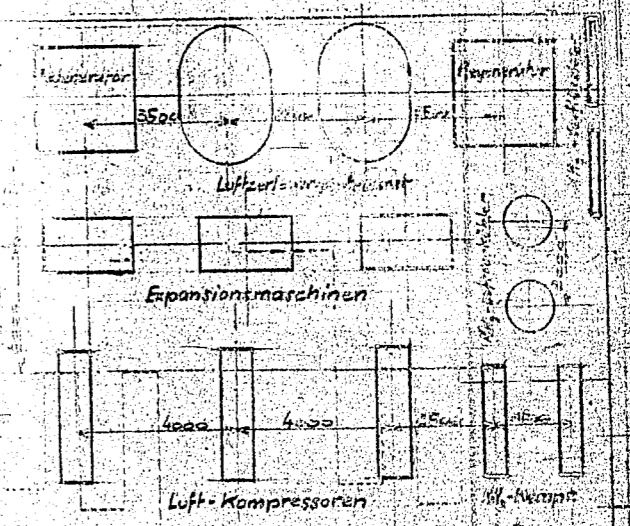
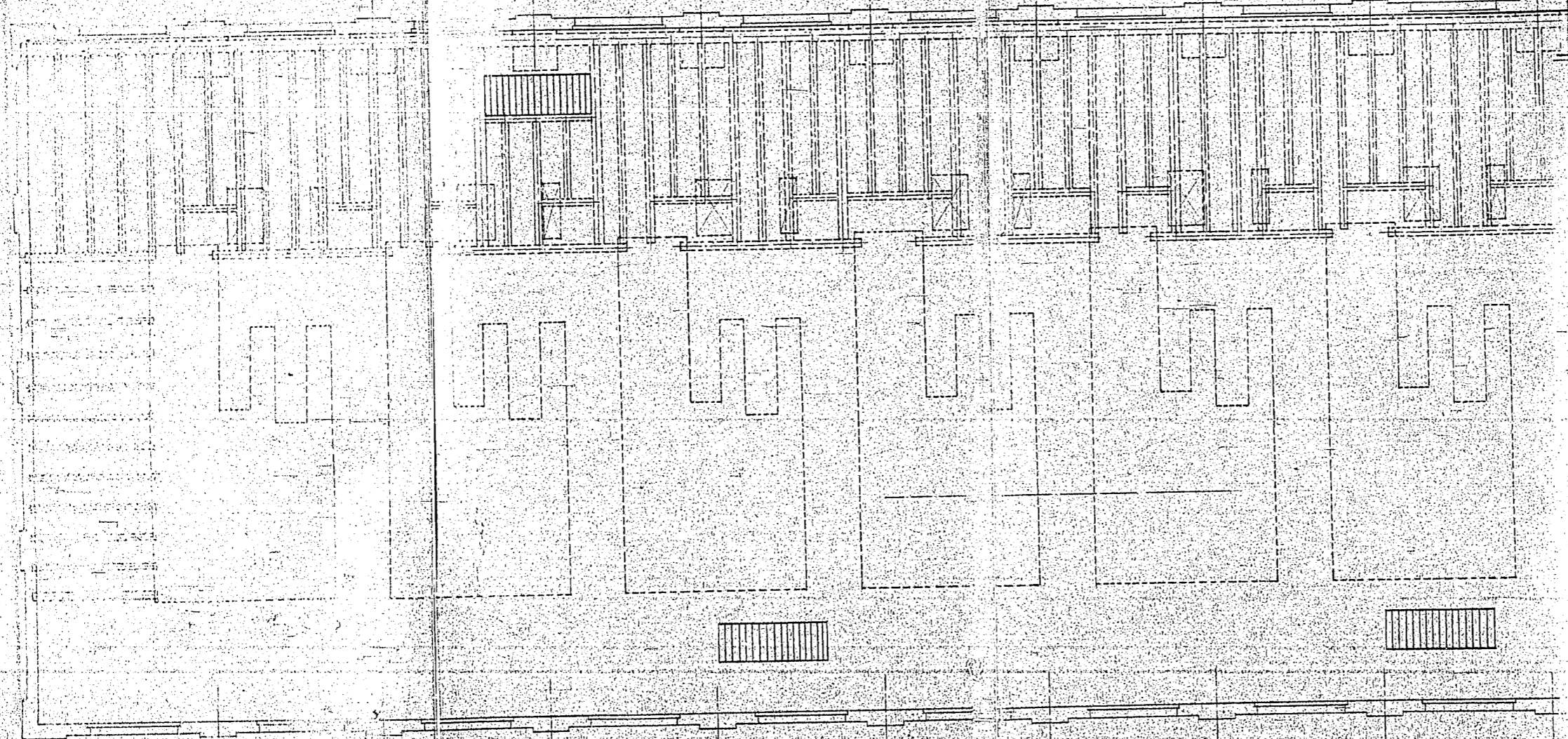
Vorschläge  
zur Änderung der Kondensatoren  
in den Linde-Apparaten



Techn. Büro Hoshöruck  
D. 2. 2. 3  
51/25  
Kantsch  
1942

5. 2. 1942

Aufstellung einer Fränkl-Linde-Anlage in Me 247

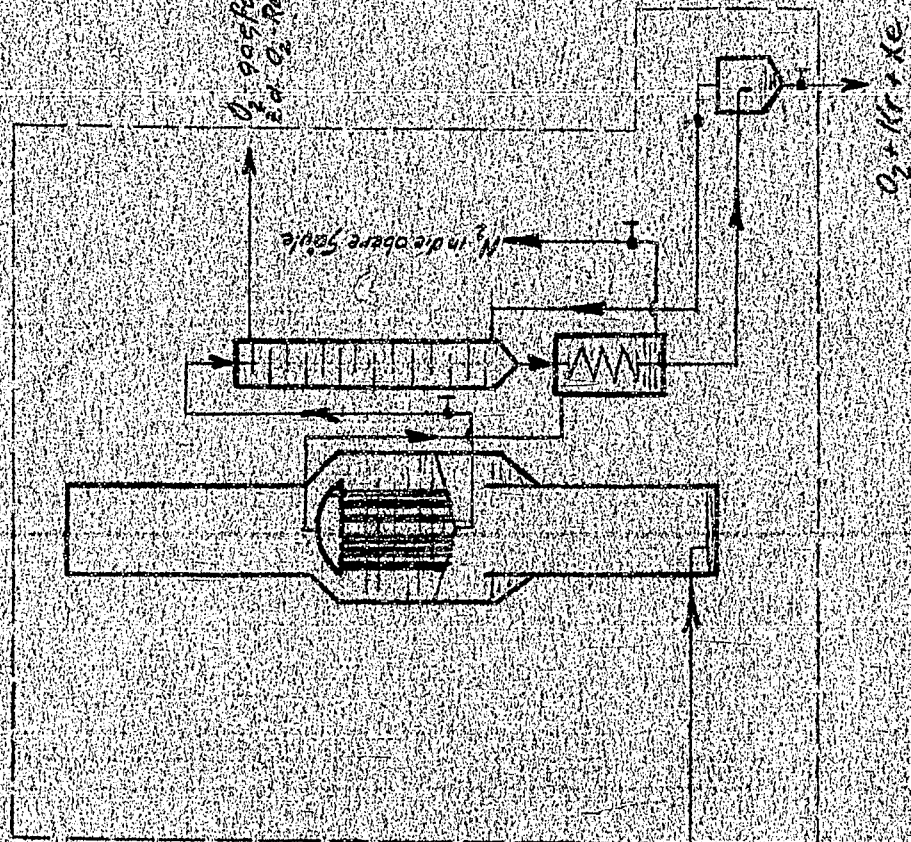


Techn. Büro Hochdruck  
 SH 12









Vorschlag I  
 Verarbeitung von flüssigem Sauerstoff

O<sub>2</sub>-geformig  
 2-d. O<sub>2</sub>-Regeneratoren

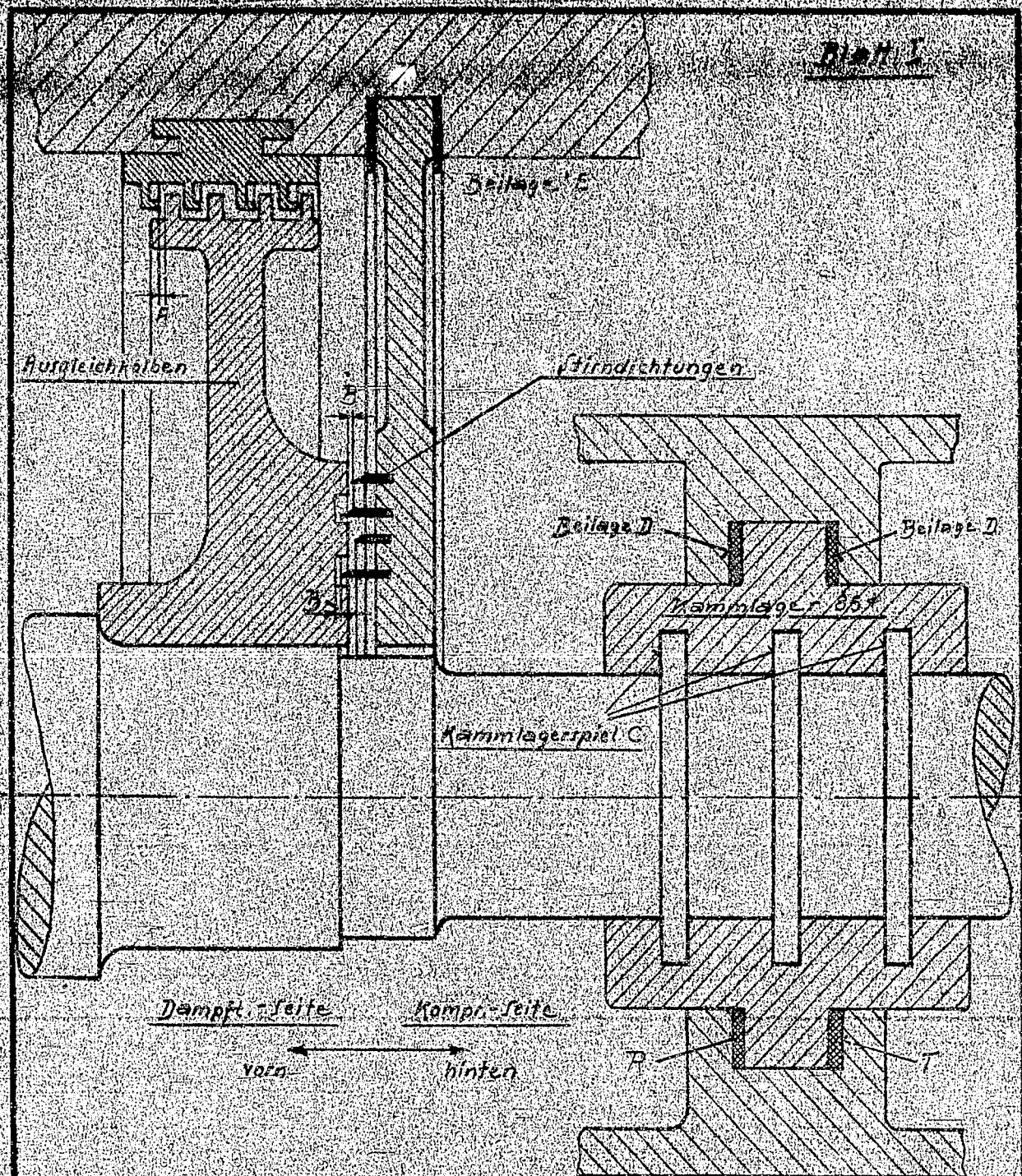
N<sub>2</sub> in die obere Säule

O<sub>2</sub> + Kr + Xe

Luft + Feat

Anwendung: Herstellung von N<sub>2</sub>

1/13



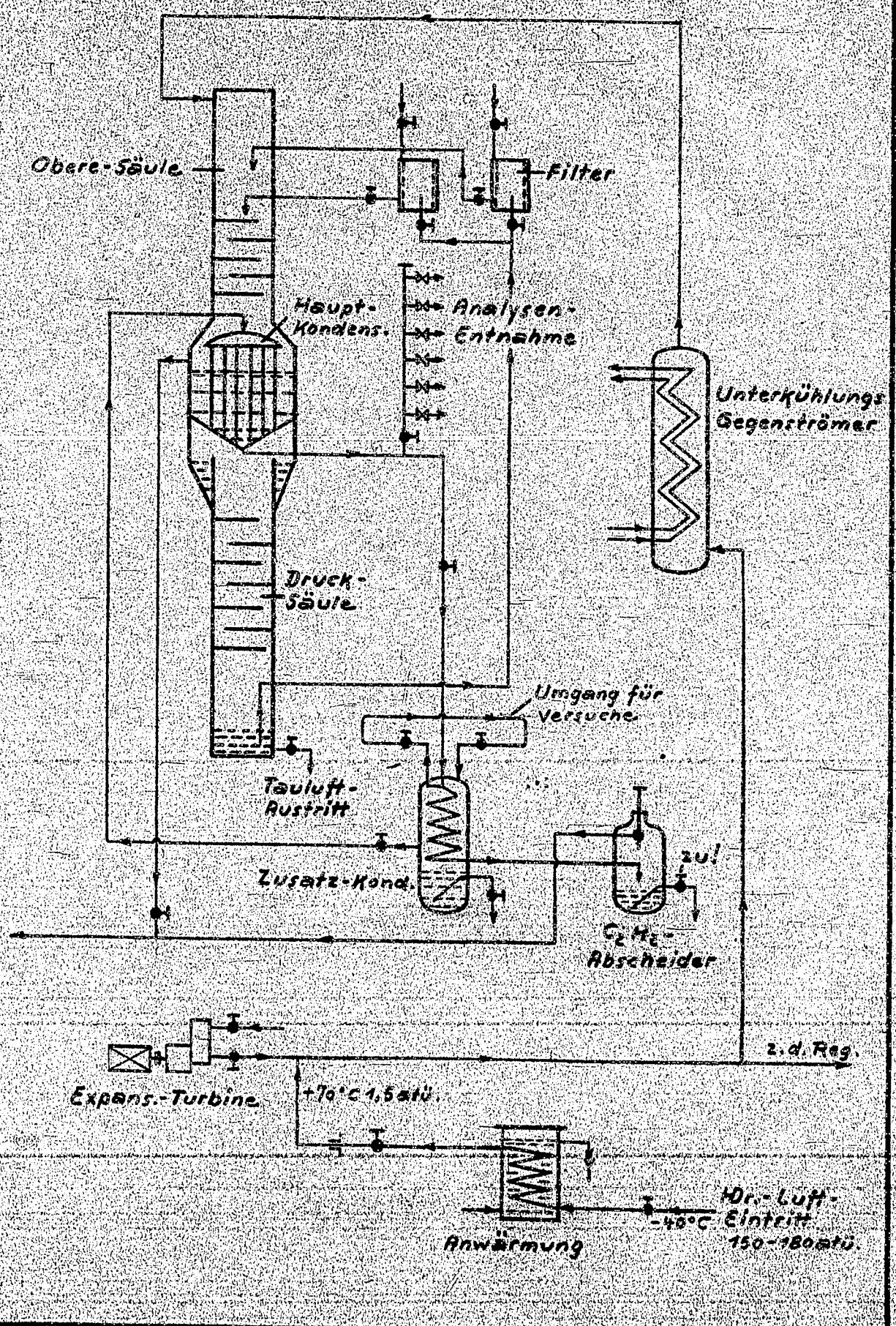
Einstellung d. Spiel bei d. B.B.C.-Turbo-Kompressoren VI u. VII Me 275

<u>I Hr-Zylinder</u>	Kompr. <u>VI</u>	Kompr. <u>VII</u>	
Kamm lager spiel C	0,16 mm	0,2 mm	
Beilage D vorn/hinten	2,4 / 3,35 mm	3,45 / 3,4 mm	
<u>kleinstes Spiel</u> bei A	0,19 mm	0,18 mm	
"                        " B	0,46 mm	0,42 mm	
<u>II Hr-Zylinder</u>			
Kamm lager spiel C	0,15 mm	0,2 mm	
Beilage D vorn/hinten	3,45 / 2,4 mm	3,25 / 3,45 mm	
<u>kleinstes Spiel</u> bei A	0,2 mm	0,2 mm	
"                        " B	0,65 mm	0,7 mm	
			51/514

Me 275  
1940

51/514

Tauflufzuführung bei der Untersuchung von  $C_2H_2$  u. C  
im Hauptkondensator.



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

St/385

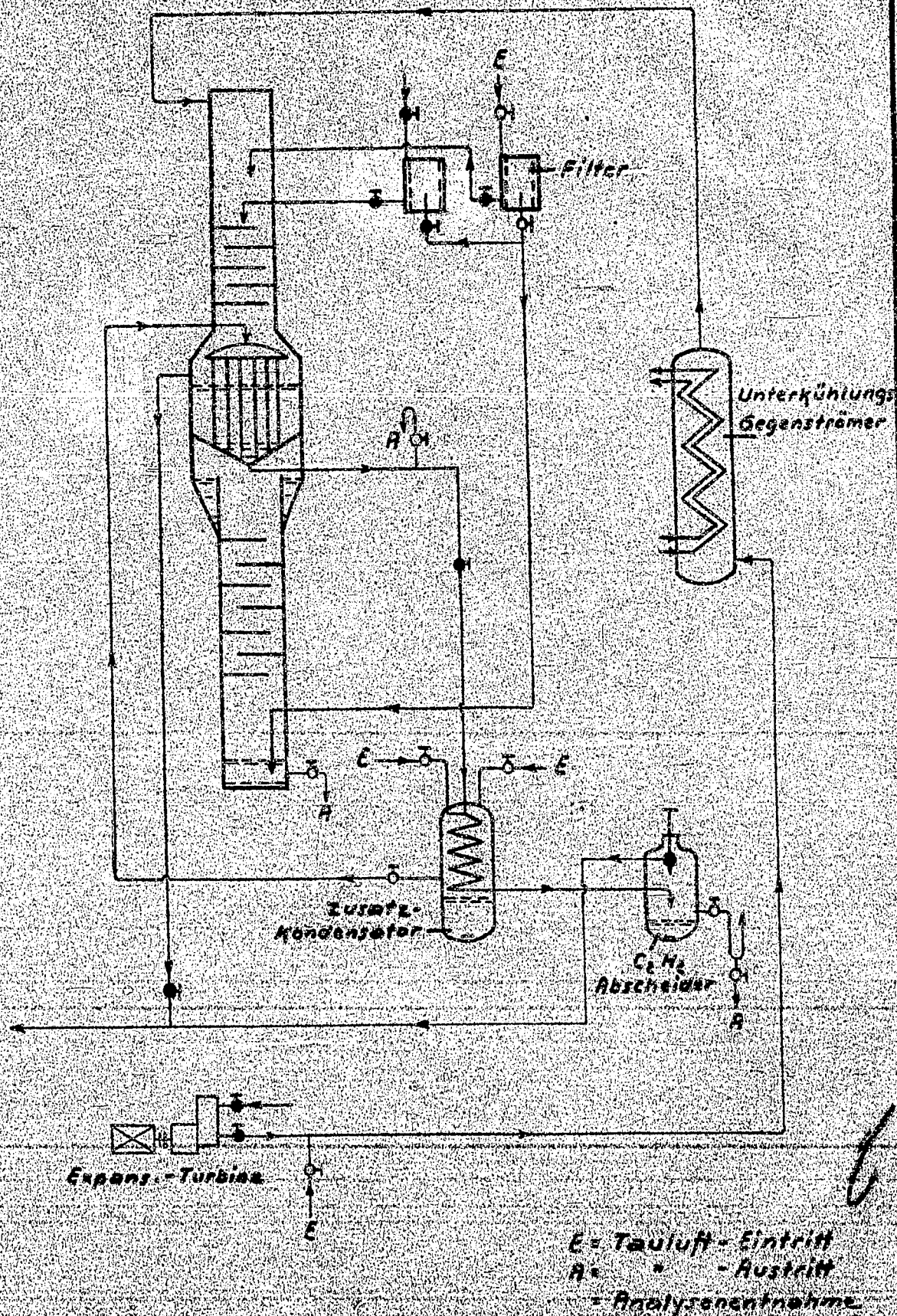
1.6 Jan. 1941

Betrieb: 247

SM-Format 3.6

14.1.41.1941

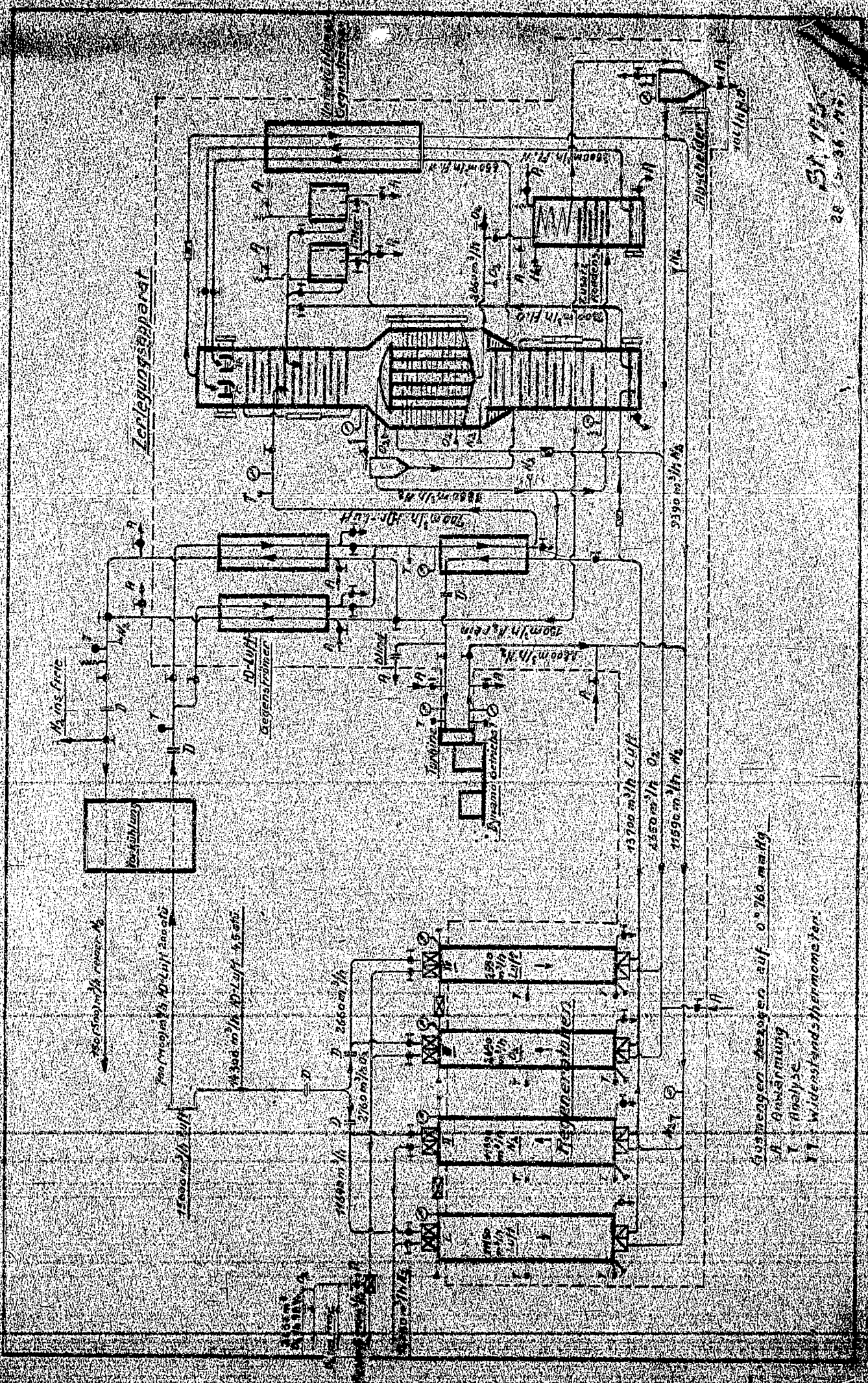
Tauluftzuführung bei der Untersuchung von  $C_2H_2$  u. C.



Ammoniakwerk Hirschberg G. m. b. H.

52/359

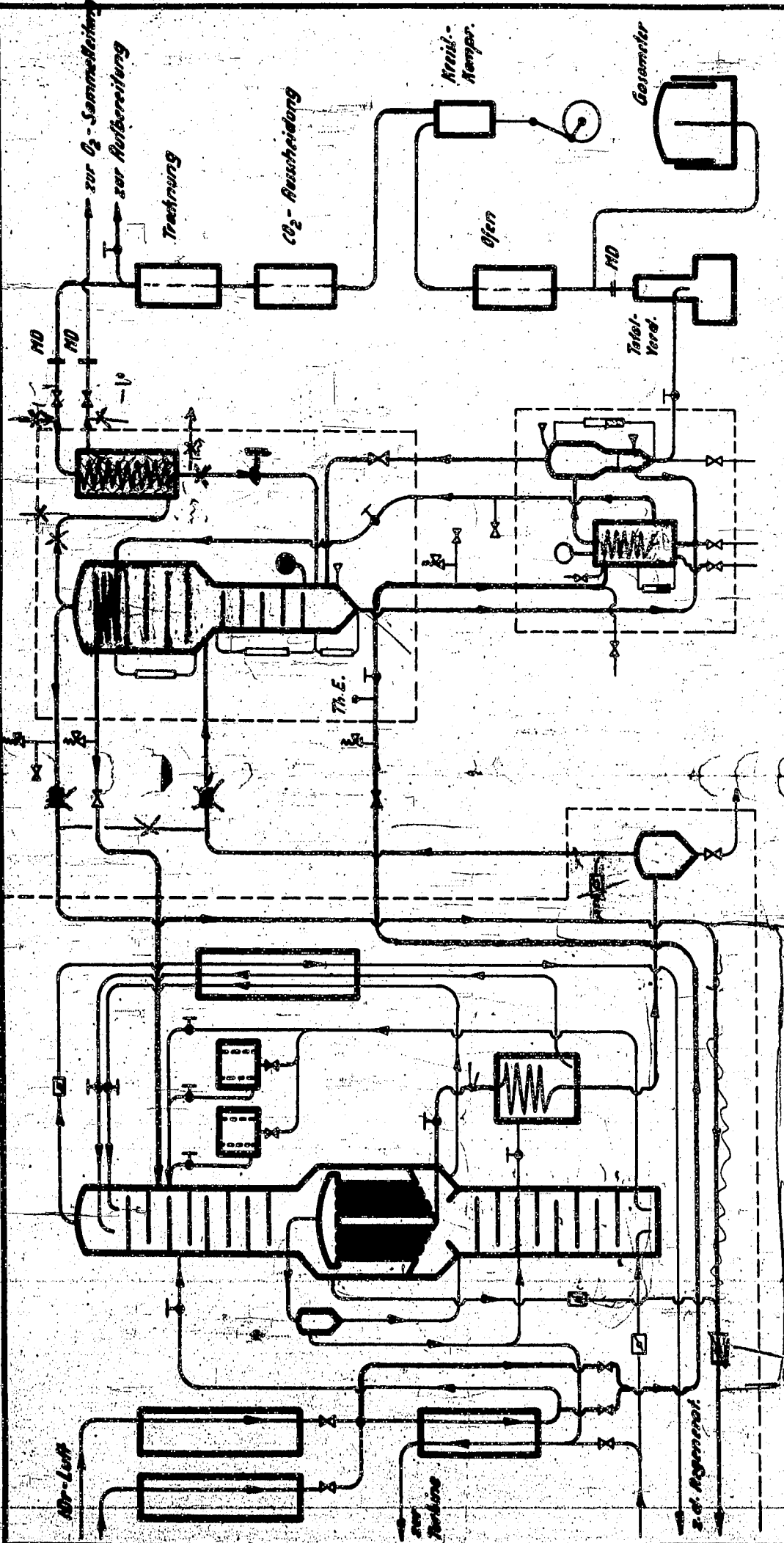
18. 7. 1930



Gasmengen bezogen auf 0°/760 mm Hg  
 A Anwärmmung  
 T Analyse  
 TT Widerstandsthermometer.

Zerlegungsapparat zum O<sub>2</sub>-Apparat Büttner

St. 192  
 28 2-36 N.



<b>Werkzeug</b> Kommissions	Datum 6.7.35	Name S.	Geschwindigkeit 1	Kerze S
	Gezeichnet 6.7.35	Geprüft 7.5.35	Gruppe S	Reg. S
Fabrikat				
<b>Schematische zur Krypton-Ge-</b> <b>winnung Leuna (mit Kreislauf)</b>				
				Erster Entwurf Ersetzt durch Ersetzt für 68.512



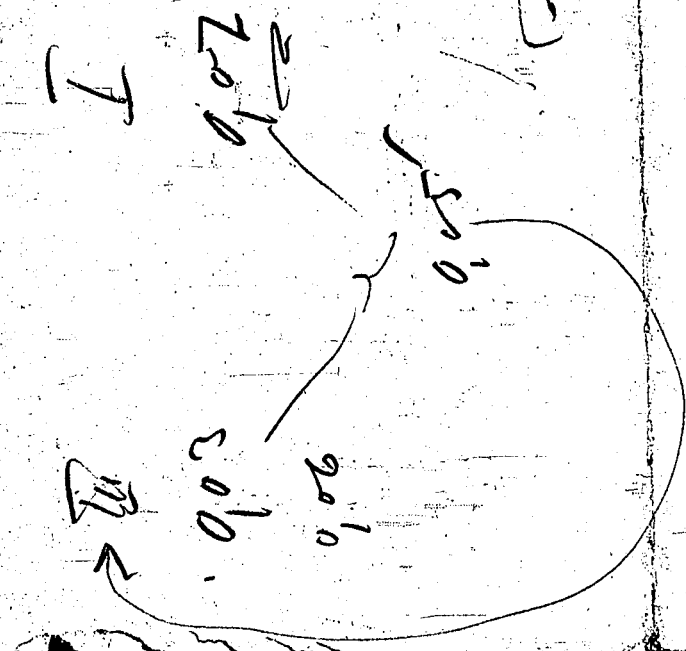
Gesellschaft  
 für Linde's Eismaschinen A.-G.  
 Abteilung 8  
 Hallriegelstr. bei München

*Flüssigkeit*

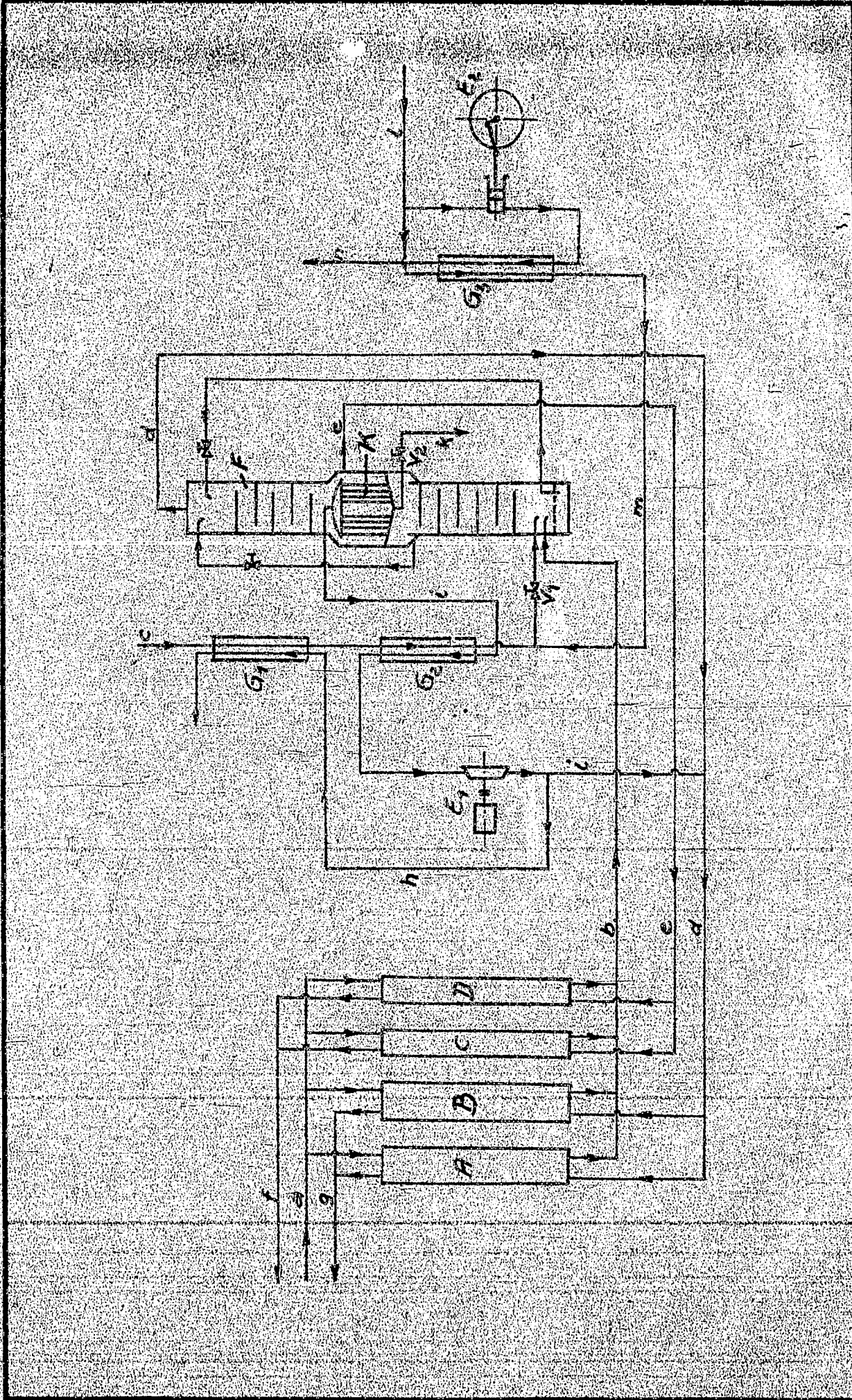
15. MAI 1935  
 K. K.

Fi

Zone







Ameshaewk Maschiny G.m.b.H.

151/517

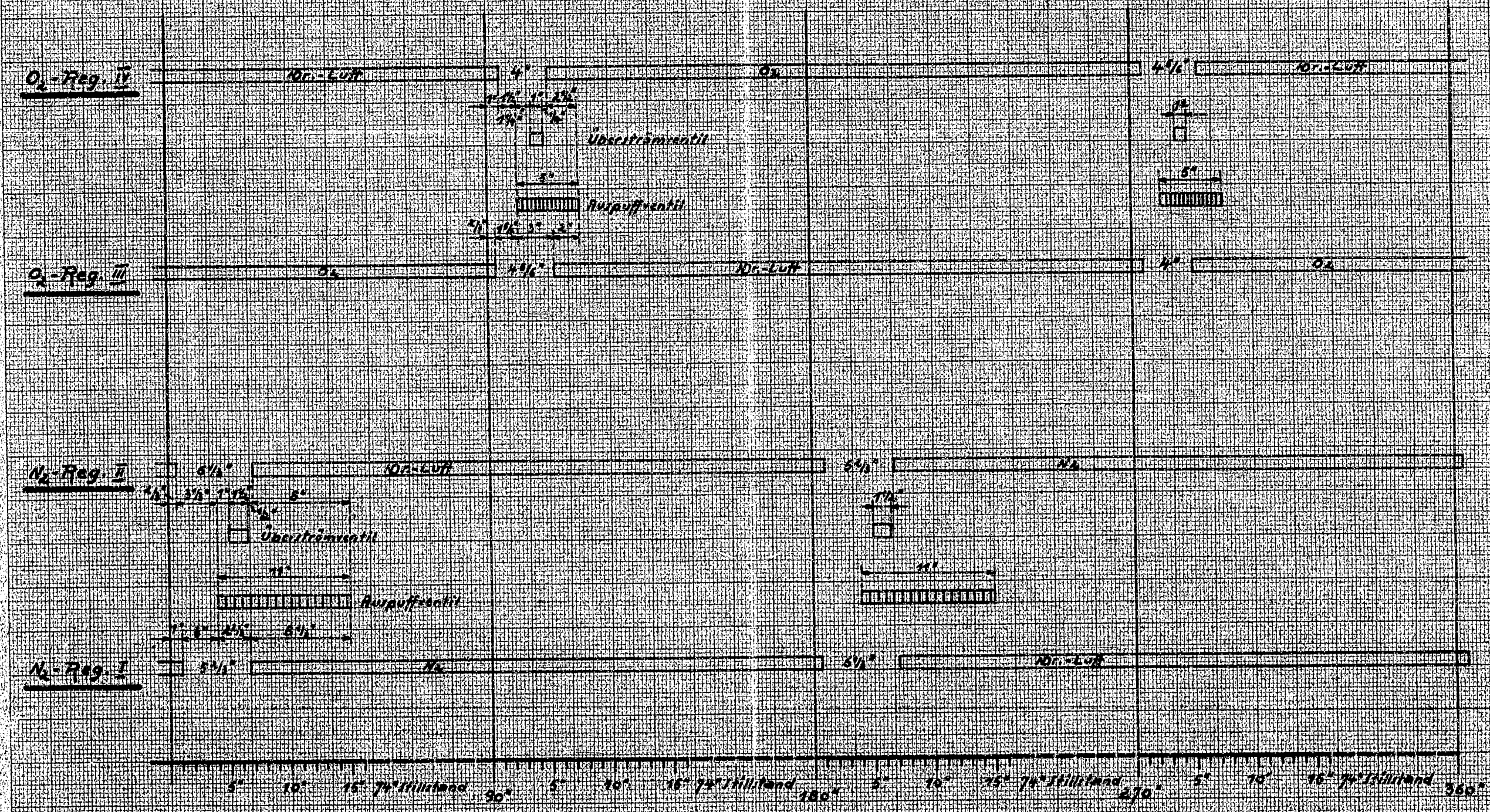
22.10.1948

Betrieb: St.

Verfahren zur Gewinnung von flüssigem Sauerstoff

# Schaltmaschinen-Steuerschema TR 12, 20-23 (App. 5-9)

Schaltzeit = Dauer einer Kalt- u. Warmperiode = 5 Min.



57/462

2-1071048 5X 41271048 4X

1.3.45. No.

Fig. 2

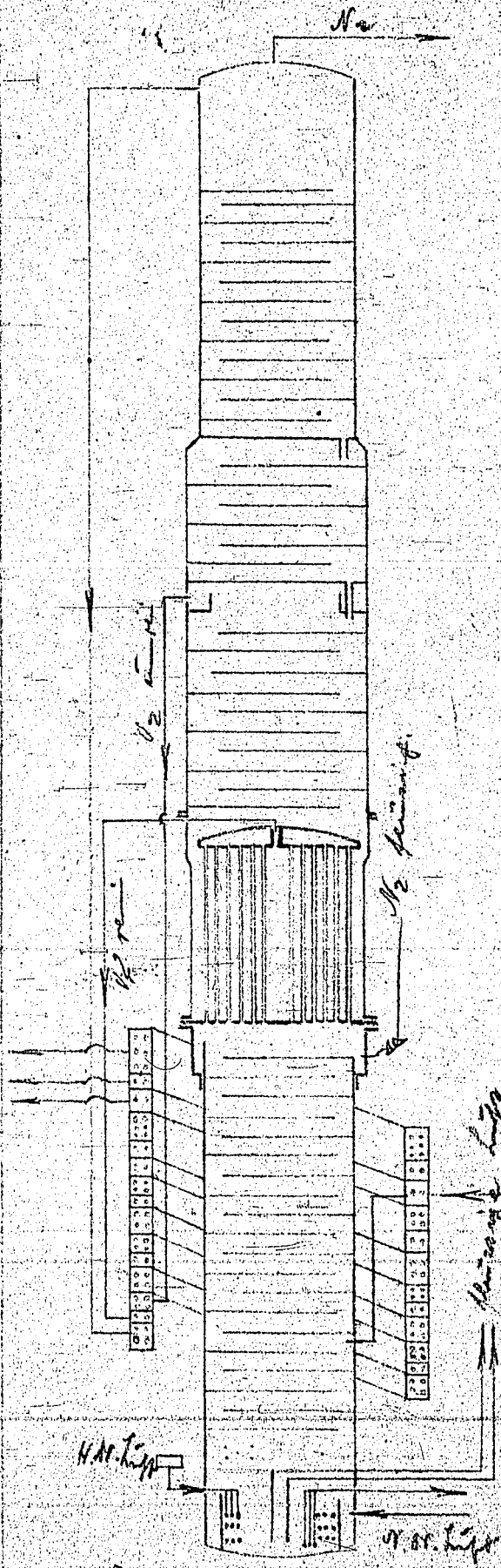
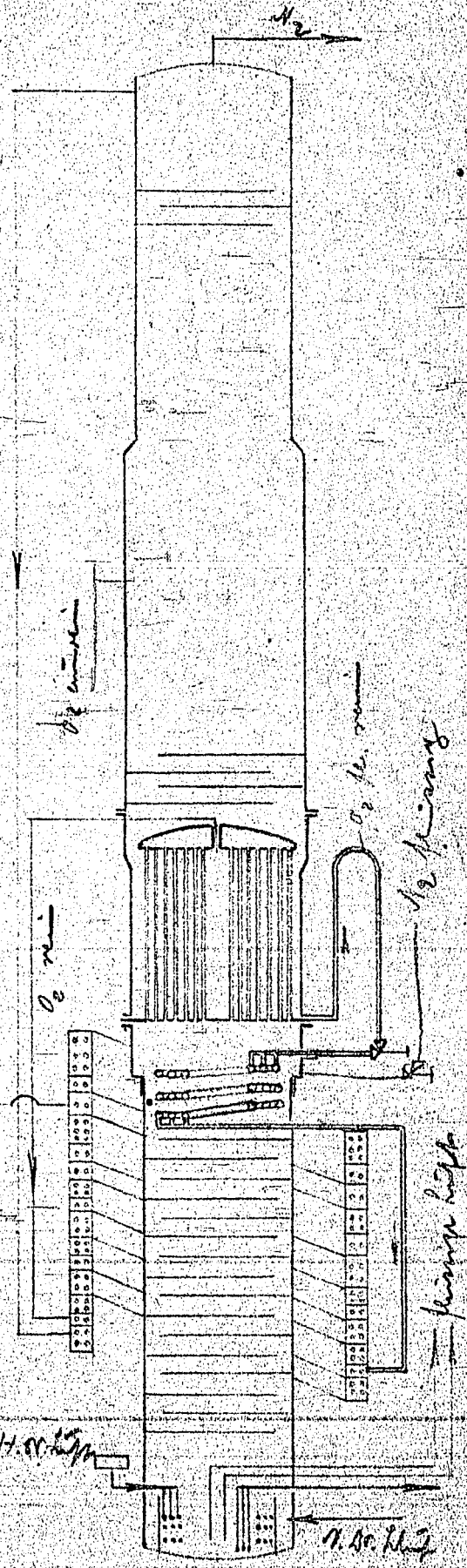
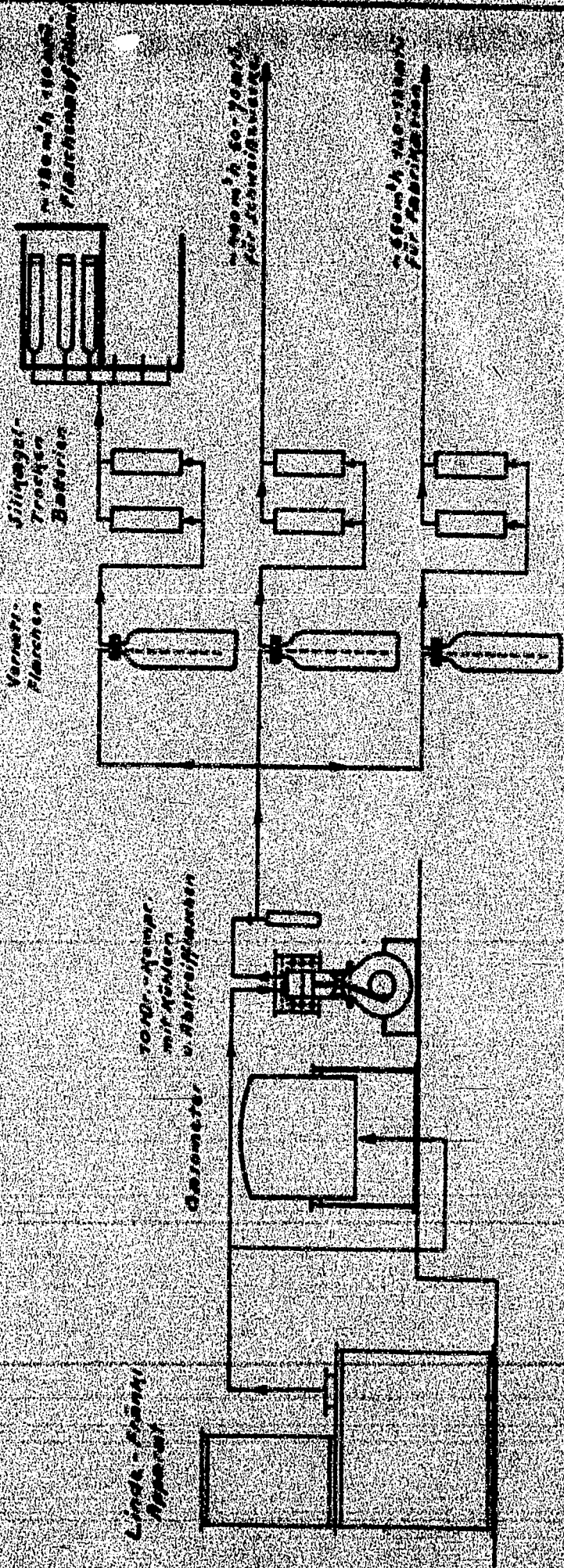


Fig. 3



21.10.20

Schemm der Mr.-Sauerstoff-Verteilung.



Apparatwerk, Hamburg S. n. 3/11

57/460

12/10 20  
 Blatt 1

12/10 20  
 Blatt 1

A b s c h r i f t / N H.

16. Juli 1943

Betr.: Linde-Luftzerlegungsapparate T 935, 936.

A k t e n n o t i z

Über eine Besprechung zwischen

Obering. Becker } von Fa. Linde  
Dr. Wucherer }

Dipl.-Ing. Wittmann von I.G. Heydebreck

Obering. Futterer } von I.G. Ludwigshafen  
u. Dipl.-Ing. Thieme }

über

Wasserstoff rein und NH<sub>3</sub>-Synthese-Gemisch aus der Gastrennanlage  
Heydebreck bei Verwendung von Linde H<sub>2</sub> und L-F-H<sub>2</sub>.

1. Linde-H<sub>2</sub>: Gewährleistung: O<sub>2</sub> im H<sub>2</sub> weniger als 0,05 %.

H<sub>2</sub> ist CO<sub>2</sub>-frei.

Daraus ergibt sich

H<sub>2</sub> rein mit weniger als 0,001 % O<sub>2</sub>.

NH<sub>3</sub>-Synthese-Gemisch mit weniger als 0,0125 % O<sub>2</sub>.

Der wahrscheinliche O<sub>2</sub>-Gehalt ist in beiden Fällen vermutlich weniger als 1/5 der obigen Zahlen, beträgt demnach im H<sub>2</sub> rein weniger als 0,0002 % O<sub>2</sub> und im NH<sub>3</sub>-Synthese-Gemisch weniger als 0,0025 % O<sub>2</sub>.

2. L-F-H<sub>2</sub>: Gewährleistung: O<sub>2</sub> im H<sub>2</sub> weniger als 0,5 %.

(H<sub>2</sub> enthält CO<sub>2</sub>. Um den L-F-H<sub>2</sub> in den Gastrennapparaten verwenden zu können, muss die CO<sub>2</sub> durch eine Laugwäsche entfernt werden.)

Daraus ergibt sich

H<sub>2</sub> rein mit weniger als 0,01 % O<sub>2</sub>.

NH<sub>3</sub>-Synthese-Gemisch mit weniger als 0,125 % O<sub>2</sub>.

Der wahrscheinliche O<sub>2</sub>-Gehalt ist in beiden Fällen vermutlich weniger als 2/5 der obigen Zahlen, beträgt demnach im H<sub>2</sub> rein weniger als 0,004 % und im NH<sub>3</sub>-Synthese-Gemisch weniger als 0,05 % O<sub>2</sub>.

Dabei ist jedoch zu beachten, dass bei der L-F-Anlage Störungen an der Schalteinrichtung der Regeneratoren sehr rasch wesentliche Erhöhungen des  $O_2$ -Gehaltes im  $N_2$  mit sich bringen. Um Betriebsgefährdung zu vermeiden, müssen sehr rasch entsprechende Sicherheitseinrichtungen vorgesehen werden, die einen fehlerhaften Apparat sofort von der Sammelleitung abschalten.

Der L-F- $N_2$  an sich enthält grundsätzlich mehr  $O_2$  als der  $N_2$  aus Linde-Apparaten aus folgenden Gründen.

- 1.) Durch unvermeidliche geringe Undichtheiten der Schaltventile gerät immer etwas Luft in den  $N_2$ .
- 2.) Die beim Umschalten entstehenden Druckschwankungen ergeben Störungen im Arbeiten der Rektifikations Säulen.
- 3.) Durch Entnahme von gasförmigem  $N_2$  am Kopf der Drucksäule zur Entspannung in der Kalkstickstoffturbine ist die Flüssigkeitsmenge zur Benetzung der oberen Säule geringer als bei dem Linde (T)-Apparat.

### 3. Grösse der Linde (T)-Apparate für Heydebreck.

Für einen auf Rein- $H_2$ , CO-frei arbeitenden Gastrennapparat werden 1450 cbm/h  $N_2$  benötigt.

Für einen auf  $NH_3$ -Synthese-Gemisch arbeitenden Gastrennapparat werden 4000 cbm/h  $N_2$  benötigt.

Der  $N_2$ -Bedarf für die 4 Gastrennapparate beträgt demnach je nach Betriebsweise  $\sim$  6000 bis 16 000 cbm/h  $N_2$ . Er kann noch weiter steigen, falls der  $H_2$ -Gehalt im Koksgas höher ist als 55 % und durch Abgabe von Deslerstickstoff an die Ammoniakfabrik.

Für den Stickstoffbedarf werden 2 Apparate je 10'000 cbm/h  $N_2$  vorgesehen. Der allenfalls verbleibende Überschuss an  $N_2$  wird an sonstige Abnehmer abgegeben. Eine Apparatur-Reserve ist demnach in der Regel nicht vorhanden. Die Grösse der Apparate ist ausserdem bestimmt durch die Forderung der Lieferung von 5000 cbm/h  $O_2$  an die Wifo Heydebreck.

Mit der Berechnung dieser Linde(T)-Apparate und der konstruktiven Durchbildung derselben hat Fa. Linde bereits begonnen. Absprachegemäss werden dafür die Arbeiten für die TR-Apparate der Wifo Heydebreck zurückgestellt.

gez. Futterer

B e r i c h t

---

über die Abnahme- und Leistungsversuche der

---

der Sauerstoff-Apparate VI und VII.

---

**B e r i c h t**

über die Abnahme- und Leistungsversuche der

Sauerstoff-Apparate VI und VII.

**Teilnehmer:**

Von der Fa. Linde : Herr Dipl.Ing. Hochgesand,

Von Leuna : Herr Dr. Holm,

Herr Lössl.

Die Sauerstoff-Apparate VI und VII wurden vom 15.6. bis einschl. 20.6., also 6 Tage, einem Abnahme- und Leistungsversuch unter Zugrundelegung des Bestellschreibens vom 26.6.36 unterworfen.

Die Gewährleistungen der Firma Linde lauten:

Jede Apparatur liefert aus 15000 cbm/Std. Luft bei 4,4 atü, bezogen auf 0° C und 760 mm Hg (gemessen vor dem Eintritt in die Regeneratoren bei Lufttemperaturen, die zwischen 10° und 40° liegen können), wovon bis zu 600 cbm von Kohlensäure gereinigter Luft auf 50 bis 200 atü weiter komprimiert werden, wofür der Kraftbedarf 145 PS nicht überschreiten darf, 2600 cbm/Std. (0° C 760 mm Hg) 98 %igen Sauerstoff. Dabei darf der Argongehalt im Sauerstoff nicht mehr als 1 % betragen.

Bei Beginn des Versuchs war der Apparat VI bereits 43 und der Apparat VII 8 Tage ununterbrochen in Betrieb.

Die beigefügten Versuchsprotokolle enthalten sowohl die Mittelwerte der stündlichen Aufschreibungen als auch die Werte der von der Betriebskontrolle ausgewerteten Diagramme. Der Versuch wurde unter vollkommen normalen Betriebsverhältnissen durchgeführt.



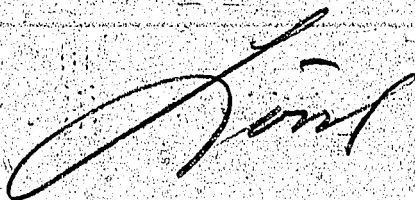
Beide Apparate haben sowohl vor Beginn als auch während der Abnahme vollkommen einwandfrei gearbeitet.

Wie die Gegenüberstellung der Garantiewerte und der erreichten Werte zeigt, sind die von der Fa. Linde abgegebenen Garantien in allen Teilen erfüllt und in Bezug auf Sauerstoffmenge sogar um 2,5 bzw. 9,5 % überschritten.

Der Luftdurchsatz bei dem Apparat VI beträgt im Durchschnitt nur 15265 statt 16340 cbm/Std. Der Apparat hat jedoch infolge der gesteigerten Ausbeute (89,5 % statt 81,7 %) eine Sauerstoffmehrleistung gegenüber dem garantierten Wertes von 2,5 %. Auffällig ist es im Vergleich zu den früher gelieferten Apparaten, dass die Widerstände der Sauerstoffregeneratoren der neuen Apparate im Mittel etwa 75 % höher liegen. Auch eine Teiltauung, die am Apparat VI vor der Durchführung des Abnahmeversuchs vorgenommen wurde, brachte keine Besserung. Vermutlich ist dieser erhöhte Widerstand darauf zurückzuführen, dass die oberen Horden der neuen Regeneratoren eine engere Riffelung und eine festere Wickelung erhalten haben. Hierin kann auch der Grund zu suchen sein, dass der Apparat VI weniger Luft annimmt wie normalerweise die übrigen Apparate.

Da mit dem heutigen Tage die Apparate bereits 58 bzw. 23 Tage auf Produktion laufen und keine Anzeichen vorhanden sind, dass Verstopfungen oder sonstige Störungen auftreten werden, sind auch die garantierten Werte in Bezug auf Laufzeiten eingehalten.

Somit sind nach Erfüllung aller gestellten Forderungen die Apparate abgenommen.



Abnahmeversuch an dem Fränkl - Linde - Apparat Nr. VI.

vom 15.6.37 bis einschl. 20.6.37.

Bezeichnung		Garantie	15.6.	16.6.	17.6.	18.6.	19.6.	20.6.	Mittelwerte	Bemerkungen
<u>Gesamtluftmenge</u>										
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	15000								
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	16340	15080	15150	15360	15350	15200	15440	15265	
Druck der N.Dr.Luft vor Regeneratoren	atü	4,4	4,47	4,47	4,45	4,42	4,45	4,46	4,45	1 % höheren Druck
Zusatzluftmenge (Hochdruckluft)	cbm/h	600	580	580	590	590	590	590	590	
"	%	4	3,85	3,82	3,85	3,84	3,88	3,82	3,84	
Druck der Zusatzluft	atü	150-200	167	168	167	166	165	166	166	
hierfür errechneter Kraftverbrauch	PS	145	125	125	127	127	127	127	127	
<u>Sauerstoffmenge</u>										
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2600								
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2835	2900	2900	2880	2860	2900	2895	2890	
Sauerstoffgehalt	%	98	98,5	98,5	98,5	98,2	98,3	98,7	98,5	
<u>Abs.O<sub>2</sub>-Menge 100 %ig</u>										
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2548								
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2775	2855	2855	2835	2810	2850	2855	2840	2,5 % Mehrleistung
Ausbeute	%	81,4	90,5	90,2	88,2	87,6	89,6	88,5	89,0	
Flüssigkeitsablaß	Ltr./h	10	16	16	16	17	17	17	16,5	
Flüssigkeitsablaß	cbm/h	8,8	14	14	14	15	15	15	13	
<u>Gesamtmenge O<sub>2</sub> 100 %ig</u>										
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2557								
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2784	2869	2869	2849	2825	2865	2870	2855	
Ausbeute (einschl. flüssiger Sauerstoff)	%	81,7	91,0	90,7	89,7	88,2	90,2	89,9	89,5	
Argon-Gehalt	%	< 1	0,9				0,81			

*Handwritten signature: W. Hochmann*

# Abnahme

## Zusammen

Dat.	Baro. Ausm.		Drücke in atü													Turbine				Mengen									
	mm Hg	Teilstr.	NDr.-Luft		Turbine		HDr.-Luft					Ober-Ab-Ne	KW	offene	Wir-Ab-	gabc	N <sub>2</sub> -Turbine	NDr.-Luft	HDr.-Luft	Ges. Luft	Sauerstoff mit einer Spalte	Sauerstoff mit 5 Spalten	N <sub>2</sub> d. Gegenstrom-Kühler	O <sub>2</sub> flüssig abtaf	Kühlw. pro 1000 cbm Wasser	m <sup>3</sup> Luft			
	vor Kühler	nach dem Kühler	N <sub>2</sub> Eintr.	N <sub>2</sub> Ausstr.	vor Gegenstr.	vor N <sub>2</sub> -App.	vor Kalk-App.	vor Entsp.	vor Säule	Ab-scher.	Ne vor Reg.	Spall															7,8	21,7%	m <sup>3</sup>
15.6.37.			4,72	4,47	3,0	0,17	170	170	170	170	170	0,31	0,22	0,17	9	1933 (1600)	14500	580	15080	2900	2869	91,0	245	10	5200				
16.6.37.			4,75	4,47	3,0	0,18	170	170	170	170	170	0,31	0,20	0,16	9	1900 (1600)	14570	580	15150	2900	2869	90,7	245	10	5280				
17.6.37.			4,72	4,45	3,0	0,18	170	170	170	170	170	0,31	0,22	0,18	9	2050 (1750)	14770	590	15360	2880	2849	88,7	245	10	5390				
18.6.37.			4,70	4,42	2,9	0,18	170	170	170	170	170	0,32	0,22	0,18	9	1830 (1550)	14700	590	15350	2860	2825	88,2	245	17	5435				
19.6.37.			4,70	4,45	2,95	0,17	170	170	170	170	170	0,31	0,23	0,17	9	1900 (1580)	14610	590	15200	2900	2865	90,2	245	17	5300				
20.6.37.			4,70	4,46	3,0	0,16	170	170	170	170	170	0,31	0,22	0,17	9	1900 (1600)	14850	590	15440	2895	2870	88,9	245	17	5380				
Mittelwerte			4,71	4,45	3,0	0,17	170	170	170	170	170	0,31	0,22	0,17	9	1919 (1608)	14675	590	15265	2890	2855	89,5	245	16,5	5350				

Klammerwerte sind entspr. Temp. und Druck korrig.

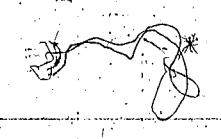
Sämtliche Gasmengen sind auf 15°C 735 mm Hg. b.

Vorbereitung der Frischluft-Analyse - Apparat Nr. 6.  
 vom 15. 6. bis einschl. 20. 6. 37.

Herstellung der mittleren gemessenen Werte:

Flüssigkeitsstände				Analysen															Temperaturmessungen																												
Druck- Säule	Zus.- Kond.	No. Messgefäß		Wasserstand		Stickstoff								Sauerstoff							C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> mg/ 15 ltr	C mg/ 5 ltr	Argon mg/ Sauer- stoff %	Ndr Luft		Regeneratoren				Turbine				HDr Luft				N <sub>2</sub> Aus- gang	O <sub>2</sub> -								
		Druck- Säule	Zus.- Kond.	Druck- Säule	Wasser- stand	Druck- Säule	Turbine	Ober- Säule	Vor- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.				nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.	im- Reg.			nach- Reg.	im- Reg.	nach- Reg.					
33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
30	110	20	17	18	68	18	0,0	0,2	1,4	1,4	1,5	1,7	1,5	1,5	98,3	98,4	98,5	98,5	98,6	98,6	98,5	98,5	98,5	0,05	30	0,9	+37	+25	-44	-32	-22	-16	-169	-168	-172	-172	-97	-130	+10	-35	-56	-130	+16				
30	113	20	18	20	68	19	0,9	0,4	1,4	1,3	1,2	1,6	1,5	1,3	98,4	98,6	98,5	98,4	98,6	98,6	98,5	98,6	98,5	0,06	58		+35	+23	-46	-36	-19	-24	-168	-169	-168	-172	-97	-130	+8	-31	-55	-130	+15				
30	114	20	18	20	67	19	1,7	0,5	1,7	1,1	1,2	1,3	1,3	1,2	98,3	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	0,06	45		+42	+23	-42	-33	-26	-16	-168	-169	-171	-172	-97	-130	+9	-37	-60	-133	+16				
30	115	20	18	20	67	19	0,7	0,3	1,6	1,5	1,7	1,7	1,7	1,7	98,0	98,2	98,2	98,2	98,2	98,3	98,2	98,2	98,2	0,06	51		+35	+21	-54	-43	-30	-19	-170	-171	-172	-172	-97	-130	+6	-43	-62	-131	+13				
30	117	20	18	20	68	18	0,5	0,1	1,3	1,4	1,4	1,6	1,5	1,6	98,1	98,3	98,2	98,2	98,4	98,3	98,3	98,3	98,3	0,05	57		+36	+22	-53	-42	-24	-20	-170	-171	-172	-172	-97	-130	+7	-41	-62	-131	+14				
30	116	20	19	20	69	19	0,7	0,2	1,3	1,3	1,4	1,4	1,4	1,4	98,1	98,3	98,3	98,4	98,4	98,3	98,3	98,3	98,7	0,04	45		+35	+20	-45	-33	-24	-18	-167	-171	-171	-172	-97	-130	+11	-47	-62	-133	+13				
30	116	20	18	20	68	19	0,9	0,3	1,5	1,3	1,4	1,6	1,6	1,4	98,2	98,4	98,4	98,4	98,5	98,4	98,4	98,5	98,5	0,05	48	0,9	+37	+22	-47	-37	-24	-18	-169	-170	-171	-172	-97	-130	+10	-38	-60	-131	+16				

wert.  
 erogen



Blank header area for notes or identification.

No	Or-	Aus-	Reg. W. Luft mm Hg	Energien				Bemerkungen				
				I	II	III	IV					
27	38	29	80	81	82	83	84	85	86	87	88	
	+16											
	+15											
	+14											
	+13											
	+12											
	+11											
	+10		95	78	75	55						

Blank footer area for notes or identification.

K A D O K

Abnahmeversuch an dem Fränkl - Linde - Apparat Nr. VII.

vom 15.6.37 bis einschl. 20.6.37.

Bezeichnung	Garantie	15.6.	16.6.	17.6.	18.6.	19.6.	20.6.	Mittelwerte	Bemerkungen
<b>Gesamtluftmenge</b>									
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	15000							
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	16340	16405	16290	16590	16670	16355	16350	
Druck der N.Dr.Luft vor Regeneratoren	atü	4,4	4,45	4,47	4,45	4,42	4,45	4,45	1/8 höheren Druck
Zusatzluftmenge (Hochdruckluft)	cbm/h	600	575 =	570 =	550 =	540 =	525 =	546 =	
"	%	4	3,5 %	3,5 %	3,3 %	3,24 %	3,21	3,32 %	
Druck der Zusatzluft	atü	150-200	167	167	167	166	165	166,5	
hierfür errechneter Kraftverbrauch	PS	145	123	122	118	116	113	117,5	
<b>Sauerstoffmenge</b>									
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2600							
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2835	3030	3040	3130	3130	3145	3080	
Sauerstoffgehalt	%	98	98,3	98,3	98,5	98,3	98,5	98,4	
<b>Abs.O<sub>2</sub>-Menge 100 %ig</b>									
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2548							
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2775	2980	2990	3080	3080	3100	3030	9,5 % Mehrleistung
Ausbeute	%	81,4	86,8	87,8	88,9	88,4	90,7	91,8	
Flüssigkeitsablaß	Ltr./h	10	16	16	16	16	16	16	
Flüssigkeitsablaß	cbm/h	8,8	14	14	14	14	14	14	
<b>Gesamtmenge O<sub>2</sub> 100 %ig</b>									
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2557							
" 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2784	2994	3004	3094	3094	3114	3044	
Ausbeute (einschl. flüssiger Sauerstoff)	%	81,7	87,3	88,3	89,4	88,7	91,0	92,1	
Argon-Gehalt	%	< 1	0,8						

*Walter Hölzner*



Lufte (L)								Reg. Widerst mm Hg				Energien 1000... Diff				
Turbine	PDr. Luft				N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	Rohr- gang	I	II	III	IV	Nr. Luft	PDr. Luft	KWh	W <sub>2</sub>
	vor- Erlöse	nach- Verlust	vor- Verlust	vor- Verlust												
72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88
71	120	130	9	38	61	149	119									
71	72	139	7	40	61	148	119									
71	133	100	42	43	62	150	117									
71	120	101	18	43	63	151	116									
71	114	100	13	42	61	149	117									
71	113	155	42	42	62	149	116									
71	121	159	38	41	62	149	117	74	68	84	80					



4) Betriebs - Schemata

Im eisernen Schrank der Befehlsstelle Werksleitung werden folgende Maßnahmen während der Nacht aufbewahrt:

1) Maßnahmen des Werksleiters bei Luftangriffen

Befehlsalarmkompanie  
Vorräte  
Telefonnummern  
Dienstpläne  
Dachbeobachter  
Brandbekämpfung  
Verdunklung und Frost  
Blindgänger  
Nothilfe

2) Auswirkungen der Befehle  
a) vor Insichfahren

- 1) Erkundigung bei Flak
- 2) Signale
- 3) Hy-Kohletrocknung abstellen
- 4) Hydrierung umstellen
- 5) Salzbetriebe, Salpster abstellen
- 6) H<sub>2</sub>S-Betriebe
- 7) Sulfanlage, Edeleanu
- 8) Eisenbahn
- 9) Kesselwagen herausziehen

b) Insichfahren

- 1) Kommando Insichfahren
- 2) Kraftgasversorgung b. Insichfahren
- 3) Gasversorgung Buna

Niederdruck

1. Blatt: Besondere Anweisungen für Schwefelwasserstoffbetriebe

Hochdruck

1. Blatt: Versorgung d. Kohlensäurenetzes mit Stickstoff  
2. Blatt: Besonders schnelle Abstellung d. Kompressoren  
3. Blatt: Ammoniakwasser-Verdichtung bei Einschlagen im Intzebehälter

Organische Abteilung

Salz-Betriebe

Hydrierung

Energien

3) Maßnahmen nach Angriffen

- 1)
  - 2)
  - 3) Schadensmeldungen
  - 4) Transport von Verletzten
  - 5) Erfahrungen
- Schutzmaßnahmen

Energieversorgung

Gasometer, Tanks

Verdunklung, Vernebelung

Tarnung, Scheinanlagen

4) Betriebs-Schemata ✓

5) Maßnahmen bei Störungen im Werk

1.) Niederdruck:

- ✓ a) Kokwassergasfabrikation, Förderanlagen 3
- ✓ b) Kohle-Mahl- und -Trockenanlage 1
- ✓ c) Braunkohlenvergasung 2
- ✓ d) Schwefelreinigung 4
- ✓ e) Kontaktwasserstoff-Fabrikation 5
- ✓ f) Drucklose Kohlensäure-Reinigungen 6

2.) Hochdruck:

- ✓ a) Kompressoren-Anlage für Sti, Meth, Hy u.  $\text{NH}_3$ -flüss. 7
- ✓ b) Druckwasserreinigung 8
- ✓ c) " Wasserleitungen 9
- ✓ d) Wasserstoffreinigung 10
- ✓ e) Ammoniakfabrik Me 14 12
- ✓ f) Schema d. Ammoniakfabrik 13
- ✓ g) Gasleitungen d. Ammoniakfabrik 14
- ✓ h) Schema Sauerstoff- u. Stickstoff-Gewinnung 15
- ✓ i) Krypton-Gewinnung 16
- ✓ k) Entphenolungsanlage 17

3.) Salze:

- ✓ a) Schema Hikosäurefabrikation 18
- ✓ b) KAS- oder Stikaphos-Gewinnung 19
- ✓ c) Ammonsulfat-Gewinnung 20
- ✓ d) Einspeicherwege der Salzbetriebe

4.) Organische:

- ✓ a) Methanol-Gewinnung <sup>20</sup>
- ✓ b) Gasleitungen d. Methanol- u. Isobutylölfabrik <sup>25</sup>
- ✓ c) Isobutylöl-Destillation <sup>29</sup>
- ✓ d) Äthanverarbeitung <sup>32</sup>
- ✓ e) SS-Öl-Herstellung <sup>34</sup>
- ✓ f) Herstellung von Di 1000 <sup>37</sup>

*Allyl...*

5.) Hydrierung:

- ✓ a) Schema der Kohlehydrierung <sup>19</sup>
- ✓ b) Hochdruckanlage der Hydrierung <sup>20</sup>
- ✓ c) Gasphase der Hydrierung <sup>21</sup>
- ✓ d) Gasbenzolanlage und Hy-Gas-Zerlegung <sup>22</sup>

Schrift / AWP / Me / 19.9.1944

Zug aus

Aktennotiz

Betr.: Elektrische Zentralen Me 5 Betriebskapazitäten lt. Rücksprache mit Herrn Dr. Holm vom 18.8.1944

Energieabteilung  
Elektr. Zentralen  
Osch./Hff/-2581

Leuna Werke, den 31.8.44 Le

Eigenerzeugung

Vorschalt 110 at

Me 204

		<u>kw</u>	<u>kw</u>
T: 22		10 000	
23		10 000	
24		12 800	
25		12 800	45 600

Me 203

T: 17		10 000	
18		10 000	
20		12 800	
21		18 000	50 800

Me 990

T: 28		-	
29		18 000	18 000

Vorschalt 45 at

Me 245

T: 13		8 250	
14		8 030	16 250

Gegendruck

Me 5

T: 5		3 000	
6		3 000	
15		6 000	
16		8 000	20 000

Me 245

Me 203

Kondensation

Me 5

T: 1		15 000	
2		15 000	
3		15 000	
4		15 000	60 000
7		6 000	
8		6 000	12 000
9		8 000	
10		8 000	
11		8 000	
12		8 000	32 000
26		18 000	18 000
31		6 000	
32		6 000	12 000

Eigenerzeugung: "V 110+ V 45 + G + K"

284 650

284 650

Fremdstrom:

Kulkwitz über Da 5:	600	
Elise II über Me 385	2 000	
I.G. über Buna	8 000	
I.G. über Wand. Trafo	4 000	
I.G. über Me 5	<u>50 000</u>	64 600

Eigenkapazität und Fremdstrom 394 250

Bedarf im Monatsdurchschnitt 180 000

347 250

Energie-Zentralen

A. Dampfzentralen: Engpass: Qualität der Kohle

Durchschnittliche Dampferzeugung:

15 at Dampfanlage: 67	Kessel mit ~ 880 t/h)	salzfreie Kohle
45 " " " 6	" " ~ 230 " )	als Brennstoff
110 " " " 18,5	" " ~ 930 "	Salzkohle als Brennstoff
		2 040 t/h

Bautenkapazität:

Anlage	Bau	Kesselzahl		Dampferzeugung	Kapazität
		install.	durchschnittl. in Betrieb	t/h	t/h
15 at - Anlage	3	19	17	214	239
	4	9	8	95	110
	103	10	9	133	148
	202	19	18	235	248
	244	11	11	140	140
	245	4	4	56	56
Sa:		72	67	876	941
=====					
45 at - Anlage	245	7	6	230	268
=====					
110 at - Anlage	203	10	8	400	500
	204	8	7	355	406
	990	4	3,5	175	200
Sa:		22	18,5	930	1 106
Gesamtanlage:				2 035	2 315
=====					

In Me 990 weitere 4 Kessel im Bau. In der 110 at-Anlage Feuerung mit Salzkohle zugrundegelegt; bei Verwendung von salzfreier Kohle steigt die Kesselleistung von 50 t/h auf 60 t/h. Salzkohle wird mit 20% Ton vermischt.

Verdampfungsanzahl in t Dampf/t Kohle:

15 at-Anlage = ~ 2,5 t Dpf/t Kohle  
 45 at-Anlage = ~ 2,6 t Dpf/t Kohle  
 110 at-Anlage = ~ 2,7 t Dpf/t Kohle

c) Druckluftzentrale, 7 at. N<sub>2</sub>- und Hochdruckwasserzentrale.

1. Druckluft    Installierte Leistung: ~ 100 000 m<sup>3</sup>/h Druckluft von ~ 6,5 ata.  
 Infolge Reparatur-mögliche Durchschnittsleistung: ~ 60-80 000 m<sup>3</sup>/h  
 Zusätzliche Reserve: Turbokompressor Me 275 mit ~ 30 000 " "  
 Gesamtdruckluftmenge ~ 100 000 m<sup>3</sup>/h  
 Die Druckluftmenge ändert sich mit der Ansaugtemperatur um ± 15 %.

Leistungen der Druckluftzentrale

Me 6	G.HH Turbo-Kompr. mit elektr.Antrieb	a 18 000 m <sup>3</sup> /h =	36 000 m <sup>3</sup> /h
	" " " " Dampf- "	a 7 000 " =	7 000 <sup>1)</sup> " Rep.
	1 Kolbenkompressor " " "	a 5 000 " =	5 000 "
Me 204	GHH - Turbo-Kompressor " "	a 7 000 " =	7 000 <sup>1)</sup> " Rep.
	BBC - " " " "	a 30 000 " =	30 000 "
Me 105	GHH - " " " "	a 8 000 " =	8 000 <sup>1)</sup> " Rep.
			~ 100 000 m <sup>3</sup> /h

Zusätzliche Druckluftherzeuger

Me 275 <sup>2)</sup>	GHH-Turbo-Kompr. mit elektr.Antrieb	a 30 000,	Umschaltung sofort möglich
Me 101 <sup>2)</sup>	V <sub>2</sub> A - " " " "	a 18 000,	" nicht sofort möglich
Me 6	3 Kolben-Kompressoren für 7 at N <sub>2</sub>	a 5 000,	" nicht sofort möglich.

2. 7 at N<sub>2</sub>

Me 6	7 Kolbenkompressoren, Dpf-Antrieb	a 5 000 m <sup>3</sup> /h =	15 000 m <sup>3</sup> /h
	1 <sup>3)</sup> " " " "	a 5 000 " =	5 000 "
	2 " , elektr.Antrieb	a 1 200 " =	2 400 "
	maximale Fördermenge		~ 22 400 m <sup>3</sup> /h

Zusätzliche 7 at-N<sub>2</sub>-Erzeuger

Me 12 Kolbenkompressoren

bedingt eine Minderleistung an 200 at N<sub>2</sub>

Me 343 Abspfung der 2.Stufe mit ~ 1 500 m<sup>3</sup>/h  
 an Kompressor .....

bedingt eine Minderleistung an Hochdruckluft für Me 247.

- 1) schlechter Reparaturzustand, fallen für den Betrieb praktisch aus.
- 2) von der Produktionslage in Me 275 abhängig.
- 3) von Druckluft auf N<sub>2</sub> umschaltbar.



Kapazitäten der Niederdruckbetriebe

Förderanlagen: Kein Engpaß vorhanden.

1.) für Koks: Anlage Me 111

Durchschnittsförderung nach Me 1 = ~ 21 000 woto  
tägliche Spitzen = 3500 tato

Förderbahn besitzt 1 Seilbahn, Seilbahnkapazität (begrenzt durch Seilgeschwindigkeit) etwa das 3-4 fache. Seilbahnkapazität nur für mehrere Stunden oder einzelne Tage ausnutzbar, da infolge Reparaturarbeiten Betrieb diskontinuierlich.  
Koks von Me 1 nach Me 240 mit Eisenbahnwagen.

Koksvorratslager - Halde ~ max 150 000 - 170 000 t  
Koksproduktionslager ~ " 25 000 t  
davon greifbar ~ 17 000 t

2.) für Energiekohle: 4 Förderanlagen mit je 1 Seilbahn  
Me 990 besitzt 2 Gummitransportbänder

Förderanlage	beliefert	Misch-Anlage vorh.	Durchschnittliche Förderung in woto
Me 108	Me 202, 203	ja	~ 45 000
" 111	" 3, 4	nein	~ 25 000
" 344	" 204	ja	~ 28 000
" 338	" 244, 245, 103	ja	~ 42 000
" 990	" 990	für Tonzusatz 60 stufe	~ 28 000

Seilbahnkapazität größer als durchschnittliche Förderung, Betrieb unterbrochen durch Rep.-Arbeiten.  
Anlagen Me 111 u. Me 338 unterstützen sich gegenseitig, da Seilbahn über Me 3 u. Me 103 miteinander verbunden.  
Für Anlage Me 338 ist Vergrößerung vorgesehen bei Ausbau von Me 244

3.) für Hydrierkohle:

Förderanlage Me 394 beliefert Me 394 mit ~ 40 000 woto; max. ~ 75 000 woto  
" " 338 " " 279 " ~ 14 000 "

4.) Auftauschuppen in Me 327, 349 u. 382

Anwärmung mit Hochdruckdampf; 0,5 t Hoda/Wagen; Auftauzeit: ~ 15 - 25 Min.  
bisherige Gesamtleistung = ~ 700 - 1000 Wagen/Tag.  
Auftauschuppenleistung noch größer, Größe unsicher. Me 327 = 200 Wagen/Tag  
Engpaß - Eisenbahnbetrieb. 349 = 500 " " 382 = 1000 "

copied

Braunkohle - Trockenanlage

1) Feuergastrocknung: Engpaß Brüden u. Kaminanlage

Rohkohlenförderanlage ~ 450 stuto RBK, entspricht ~ 215 stuto TBK  
 3 Hammermühlen ~ 400 " " " ~ 200 " " "  
 6 Trockner (4 große mit je ~ 25 stuto TBK)  
 (2 kleine " " ~ 15 " " "  
 Gesamtleistung bei 90 - 95 % Ausnutzung ~ 117 " "  
 6 Mahlapparate ~ 180 " "  
 Brüden - u. Kaminanlage, überlastet, gerade noch ~ 117 " "  
 2 t RBK / t TBK; ~ 0,29 t RBK - Feuerkohle / t TBK; Wassergehalt der RBK ~ 53 %  
 " " " TBK ~ 5,5 %

2) Dampftrockenanlage:

8 Trockner mit 6 stuto TBK; Ausnutzung ~ 90 % = ~ 43 stuto TBK  
 Förderanlage + Mahlanlage = ~ 43 " "  
 ~ 1,3 - 1,4 t Nida / TBK, d.h. ~ 8 t Nida / Trockner

3) Verladeanlage für Hy-Kohle (wird vergrößert)

Gesamtleistung ~ 190 stuto  
 davon an TBK ~ 150 stuto  
 " an Öl + Kontakten ~ 40 "

Braunkohle - Vergasung: Engpaß: Sauerstoff bzw. Brennstoff

Generatoren 1 - 5 für Wi-Kraftgas u. für Wi-O-Gas - Erzeugung  
 Belastung der Generatoren:

Generator 1: 20 000 m<sup>3</sup>/h Wassergas oder 30 000 m<sup>3</sup>/h Kraftgas  
 " 2-5: 75 000 " " " 80 000 " " "

Bei normalen Betrieb wäre möglich:

gleichzeitig ~ 10 000 m<sup>3</sup>/h Wassergas und 80 000 m<sup>3</sup>/h Kraftgas

dabei angenommen 1 Generator in Reservé u. 1 Generator in Reparatur.

Hilfsmaschinen:

Windgebläse: 3 Stk. mit zus. ~ 480 000 m<sup>3</sup>/h Windförderung = ~ 720 000 m<sup>3</sup>/h Wi-Kraftgas

O<sub>2</sub>-Gebläse: 3 " " " ~ 75 000 " O<sub>2</sub>-Förderung = ~ 330 000 " Wi-O-Gas

Generator 1 erzeugt 3 at Abhitzedampf

" 3 " " 10 " "

Generatoren 2, 4 u. 5 erzeugen 45 at Abhitzedampf

Bunkervorrat: 4 Stk. mit je 600 t = 2400 t Grude bzw. TBK

Bezugszahlen u. Analysen

Für Wassergas: ~ 0,66 t TBK / 1000 m<sup>3</sup> Gas für Kraftgas: ~ 0,34 t TBK / 1000 m<sup>3</sup> Gas  
 330 m<sup>3</sup> O<sub>2</sub> / 1000 m<sup>3</sup> (CO + H<sub>2</sub>) 1 m<sup>3</sup> Wind = ~ 1,5 m<sup>3</sup> Kraftgas

Analyse: ~ 72 - 74 % CO + H<sub>2</sub> Analyse: ~ 32 - 34 % CO + H<sub>2</sub>  
 " " " 1 % N<sub>2</sub> " " " ~ 53 - 55 % N<sub>2</sub>

gemeinsam: 0,5 t Abhitzedampf / 1000 m<sup>3</sup> Gas

Abhitzedampf = 1,15 t TBK

Koks - Vergasung : Engpaß : Generatoren bzw. Brennstoffqualität

a) Vollwassergaserzeugung :

Me 1	Pintsch - Drehrastgeneratoren	21 à 5300 m <sup>3</sup> /h	= 111 000 m <sup>3</sup> /h
	" - Brassert - "	29 " 7500 "	= 220 000 "
Me 240	" - Drehrast - "	1 " 5300 "	= 5300 "
	" - Brassert - "	9 " 7500 "	= 67 500 "
	Maximale Leistung		= 403 800 m <sup>3</sup> /h
	Durchschn. " (Ausnutzung ~ 80 %)		= 320 000 "
	Vollwassergasanalyse	~ 88 % CO+H <sub>2</sub> ; ~ 5,7 % N <sub>2</sub>	
		~ 0,575 t Koks / 1000 m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	
		~ 0,88 t Nida / " " "	
		~ 0,38 t Hoda / " " "	

b) Koks - O - Gaserzeugung :

In Me 1 möglich bei allen Generatoren  
 " " 240 " " 8 " "  
 Normaler Ausschnitt an Drehrast ~ 75 % mit 1,1 % N<sub>2</sub> u. 93 % (CO + H<sub>2</sub>)  
 " " " Brassert ~ 85 % " 1,3 % " u. 93 % "  
 Maximale O - Gasmenge = ~ 327 000 m<sup>3</sup>/h  
 Ausnutzungsgrad = ~ 80 %

Hilfsmaschinen

Windförderung : 1 m<sup>3</sup> Wassergas benötigt ~ 1,55 m<sup>3</sup> Wind

Me 1a	3 Gebläse à ~ 100 000 m <sup>3</sup> /h	= 300 000 m <sup>3</sup> /h	entsprechend = ~ 193 000 m <sup>3</sup> /h Gas
" 135	3 " " ~ 100 000 "	= 300 000 "	" = ~ 193 000 " "
" 240	3 " zusammen	= 320 000 "	" = ~ 206 000 " "
" 240	2 " " "	= 40 000 "	" = ~ 26 000 " "

Koksvorrat

Generatorenbunker - Kapazität in Me 1 ~ 1500 t  
 " " 240 ~ 1200 t

c) Abstichgeneratoren in Me 240

2 Stk. für Abstich - O - Gas à 10 000 m<sup>3</sup>/h = 20 000 m<sup>3</sup>/h  
 2 " " Kraftgas " 15 000 " = 30 000 "  
 2 " in Reparatur

1 m<sup>3</sup> Wind = ~ 1,3 m<sup>3</sup> Kraftgas ; 330 - 360 m<sup>3</sup> O<sub>2</sub> / 1000 m<sup>3</sup> (CO + H<sub>2</sub>) je nach Brennstoff

*empfehlen*

Schwefelreinigung - A - Kohle

Engpaß: S-Gehalt im Rohgas  $\approx 3,5 \text{ gr. S/m}^3$

Anzahl der Systeme: 20 Stk. umschaltbar für Hy und Sti  
14 " " " Meth.

Maximale Leistung der Systeme:

20 à 12000 m <sup>3</sup> /h	=	310 000 m <sup>3</sup> /h
14 " 11000 "	=	150 000 "
40	=	460 000 m <sup>3</sup> /h

Ausnutzungsgrad gegeben durch S-Gehalt im Rohgas und Reingas, er beträgt bei normalen Betriebsverhältnissen:

im Rohgas  $\bar{z} 3 \text{ gr. S/m}^3$   
" Reingas  $\sim 20-50 \text{ mgr. S/m}^3$

bei diesen Bedingungen sind normalerweise in Betrieb:

für Hy + Sti: 23 Systeme à 12000 m<sup>3</sup>/h = 276 000 m<sup>3</sup>/h; Ausnutzung = 88%  
" Meth.: 12 " " 11000 " = 132 000 " ; " = 88%

Rohgas mit größerem S-Gehalt (3,5 - 4 gr. S/m<sup>3</sup>) und  $\sim 50 \text{ mgr. S/m}^3$  im Reingas nur für kurze Zeit möglich ( $\sim 8$  Tage), bei längerer Betriebszeit wird Reinheitsgrad schlechter ( $\sim 300 \text{ mgr. S/m}^3$ ).

Sauberfahren der Systeme nach  $\sim 8-10$  Tagen, je nach S-Belastung.

Hilfsaggregate

a) Gasgebläse mit Gegendruckdampfturbinenantrieb

in Me 284: 9 Stk. à 25 - 30000 m<sup>3</sup>/h =  $\sim 270 000 \text{ m}^3/\text{h}$   
" " 40: 5 " "  $\sim 40 000$  " =  $\sim 200 000$  "  
" " 102a: 3 " "  $\sim 50 000$  " =  $\sim 150 000$  " für Methanol

In Me 284 u. Me 40 jedes Gebläse mit Desintegrator gekuppelt.

Staubentfernung im Desintegrator von 30-80 mgr./m<sup>3</sup> auf  $\sim 2-3 \text{ mgr./m}^3$   
Meth.-O-Gas in Me 102 a über Theißenwäscher bis auf  $\sim 1 \text{ mgr./m}^3$  gereinigt.

b) Staubreinigungskästen

Diese nur für Sti u. Hy - Synthesegas, sie sind 3-teilig

in Me 284: 6 Stk. à  $\sim 30 000 \text{ m}^3/\text{h}$  Durchsatz =  $\sim 180 000 \text{ m}^3/\text{h}$   
" " 40: 5 " "  $\sim 54 000$  " " =  $\sim 220 000$  "

Reinigung von 2-3 mgr./m<sup>3</sup> auf  $\sim 1-1,5 \text{ mgr./m}^3$

c) Windgebläse: Windverbrauch nur für Sti - Mischgas

1 Stk. in Me 285 außer Betrieb, Windmengen von Windgebläsen Me 282

$\sim 13-15 \text{ m}^3$  Wind für 1000 m<sup>3</sup> Sti - Mischgas

Sauerstoff-Verbr. für Hy - u. Meth. - Synthesegas;  $\sim 3 \text{ m}^3/1000 \text{ m}^3$  Mischg.

original

## Schwefelreinigung - Alkacidanlage.

Engpaß: bei höherer S-Belastung; Kolonnen, Wärmeaustauscher u. Umlaufpumpen.

### A. Alkacidentschweflung

#### a) Washkolonnen:

4 hintereinander geschaltete Druckwäscher (Raschig-Kolonnen) für Hy-Reichgas

10 Glockenwäscher für selektive  $H_2S$ -Auswaschung.

Die Washkolonnen sind infolge der Leitungsführungen nur für bestimmte Gase verwendbar. Nur Armgas- und Konzentrierungskolonnen können miteinander geschaltet werden. An den übrigen Kolonnen sind Umschaltungen auf andere Gase nur möglich erst nach auszuführenden Leitungsumschlüssen.

#### b) Austreibergaskolonnen

9 Stk. vorhanden, eine weitere soll aufgestellt werden.

#### c) Belastungen: Es können gewaschen werden:

1) Hy-Armgas in 6 Glockenwäschern, max.  $40\,000\ m^3/h$  mit  $30-35\ gr.S/m^3$   
höhere S-Belastung = Engpaß

2) Hy-Reichgas in 4 Druckwäschern, max.  $\sim 22\,000\ m^3/h$

3) Wi-O-Gas in 4 Glockenwäschern für 1. Stufe u. 4 Glockenwäschern für 2. Stufe  
max.  $70\,000\ m^3/h$  mit  $\sim 1,5\ gr.S/m^3$

Engpaß: höhere S-Belastung bzw. höhere Gasbelastung; Gebläse

4) Für Aufkonzentrierung in 2 Glockenwäschern

max.  $\sim 10\,000\ m^3/h$  an Austreibergasen, Phenolwasser- u. Wi-Abwassergasen  
von  $\sim 4\ gr.H_2S/m^3$  auf  $\sim 45\ gr.H_2S/m^3$

### B. Clausofen - u. Schwefelsäureanlage

Gesamtaufnahme: max.  $10\,000\ m^3/h$  Austreibergas mit  $55\% H_2S = 64\,000\ jato\ S$

davon für Clausofen:  $9\,000\ m^3/h$  "  $64\,000\ jato\ S$

• Schwefelsäureanlage:  $1\,000\ m^3/h$  "  $8\,500\ jato\ S$

x) davon  $\sim 2\,500\ jato\ S$  für Bisulfit.  $\sim 15\,000\ jato\ S$

#### Drucklose Kontaktgas - Reinigung Me 66

2 gleichbelastete Turmreihen mit max.  $\sim 14 - 16\,000\ m^3/h$  Reingas-Durchsatz und bei

$18 - 20\% CO_2$  im Rohgas. Bei höherem  $CO_2$ -Gehalt ist Kühler-Engpaß.

3 in Me 2 aufgestellte Gebläse drücken das Rohgas durch die Waschtürme.

#### Drucklose Kontaktgas - Reinigung Me 366

Maximaler Gasdurchsatz an Rohgas  $\sim 60\,000\ m^3/h$  mit  $30\% CO_2$ .

3 Laugenturmreihen mit nachfolgenden Waschtürmen, den Umlaufpumpen und den

3 Rohgaszubringergebläsen sind aufeinander abgestimmt.

Engpaß ist bei schwankender Produktion das Fassungsvermögen des Fertiglaugenbehälters mit  $\sim 500\ m^3$  Inhalt.

56

Kontaktwasserstoff-Fabrik

Engpaß: bei Betrieb ohne Vordruck: Systeme  
 " " mit " : Systeme u. Gebläse

Anzahl der Systeme: für Stl in Me 2 u. 102 } 115 Stk.  
 " Hy " " 102 u. 241 }  
 " Meth. " " 2 " 24 "

Belastung der Systeme:  
 für Stl u. Hy mit je 3300 m<sup>3</sup>/h Mischgas, für Meth. mit 5000 m<sup>3</sup>/h.

	Umsetzung.	K'Gas pro System in m <sup>3</sup> /h	Gesamt K'Gas in m <sup>3</sup> /h	} Ausnutzung ~ 90 %
Hy	1,36	4500	~ 515 000	
Stl	1,32	4360		
Meth.	1,15	5750	~ 140 000	

Hilfsaggregate:

Gebläse saugen Mischgas an, sie sind aufgestellt in:

Me 241 : 5 Stk., davon 3 mit Gegendruckpf.-Turb., 2 mit elektr. Antrieb  
 " 102 : 7 " , " 4 " " " " " " " " " " " " " "  
 " 2 : 6 " , " 6 " " " " " " " " " " " " " "

Belastung der Gebläse je 40 - 60 000 m<sup>3</sup>/h

Verdunster:

Me 2 : 3 Stk.  
 " 102 : 6 "  
 " 241 : 5 "

14 Stk. mit je 30 - 35 000 m<sup>3</sup>/h Mischgas = ~ 490 000 m<sup>3</sup>/h Mischgas

Kühler:

Me 2 : 6 Stk.  
 " 102 : 8 "  
 " 241 : 8 "

22 Stk. mit je 25 - 30 000 m<sup>3</sup>/h K'Gas = ~ 550 - 600 000 m<sup>3</sup>/h K'Gas

Cognin

Gaskompressorenbetrieb.

Produktionstouren :

gefährte Touren im Kompressorenbetrieb	=	~	10 800 n/min
ersparte " durch Vordruck (Sti, Hy, Meth.)	= bis	~	1 000 "
" " " drucklose CO <sub>2</sub> -Rgg. (Sti, Meth.)	=	~	250 "
" " " Alkoholkreislaufentspannungsgas	=	~	400 "
gefährte " in Me 12	=	~	240 "
	<u>Gesamt</u>	~	<u>10 700 n/min</u>
für NH <sub>3</sub> -Rückkompression	= bis	~	500 "
" Synthesegas	=	~	10 200 n/min

Die angesaugte Kontaktgasmenge pro 100 n/min. gesamt je nach Ansaugtemperatur u. Liefergrad (~ 73 %) im Sommer = ~ 3000 - 3100 m<sup>3</sup>/h, im Winter = ~ 3300 - 3400 m<sup>3</sup>/h.

Die Anzahl der Kompressoren, ihre Verteilung auf die Bauten und ihre Schaltung auf die einzelnen Gassynthesen, sowie die Tourenverteilung auf dem beiliegenden Schema.

Die gesamte installierte Tourenzahl beträgt 20 180 n/min, ihre Aufteilung nach Antrieb, großen- und Zusatz-Maschinen ist:

	<u>elektr.</u>	<u>Dampf</u>	<u>Gas</u>	=	
große Touren	4940	3630	5660	=	14 230 n/min
Zusatz - "	780	1870	3300	=	5950 "
	<u>5720</u>	<u>5500</u>	<u>8900</u>	=	<u>20 180 n/min</u>

hinzu kommen von Me 12 : ~ 240 n/min

Der Ausnutzungsgrad der Kompressoren beträgt für:

elektr. Antrieb = ~ 90 %, Dampfantrieb = ~ 90 %, Gasantrieb = ~ 75 %

mithin beträgt die Betriebstourenzahl in n/min:

	<u>elektr.</u>	<u>Dampf</u>	<u>Gas</u>	=	
große Touren	4450	3270	4250	=	11 970 n/min
Zusatz - "	700	1680	2450	=	4 830 "
	<u>5150</u>	<u>4950</u>	<u>6700</u>	=	<u>16 800 n/min</u>
			Me 12 = ~		240 "
			<u>Gesamt</u> = ~		<u>17 040 n/min</u>

Gesamtausnutzungsgrad = ~ 83 %

In 10 800 n/min sind etwa ~ 100 - 500 n/min für NH<sub>3</sub>-Rückkompression enthalten.

Rückkühlwerke :

Kompressorenbau Me 8 ist geschaltet auf Rückkühlwerk Me 144 mit ~ 3000 m<sup>3</sup>/h rückgekühltes Wasser

"	"	7	"	"	"	147	"	~	2000	"	"
"	"	104	"	"	"	148	"	~	3000	"	"
"	"	167	"	"	"	100	"	~	2500	"	"
"	"	281	"	"	"	101	"	~	1500	"	"
"	"	246	"	"	"	322	"	~	5000	"	"
"	"	165/167	"	"	"	168	"	~	3500	"	"

Bei Ausfall der Rückkühlwerke werden ~ 50 % des rückgekühlten Wassers an Frischwasser aus dem Netz benötigt. Der normale Frischwasserverbrauch aus dem Netz beträgt ~ 2000 m<sup>3</sup>/h.

200 at N<sub>2</sub> :

Me 12 :	11	Kolbenkompressoren, Dampf-Antrieb	à	600	m <sup>3</sup> /h	=	6600	m <sup>3</sup> /h
	2	" " " " " " " " " " " "	à	1800	"	=	3600	"
						=	<u>10 200</u>	<u>m<sup>3</sup>/h</u>

Drukwasser - Reinigung

Engpaß: Wasserpumpen, Peltonturbinen, Abwasserleitungen: wo siehe unten

Engpaß für Vordruck: Wasserpumpen

Gesamte Sommerkapazität = max. ~ 497 000 m<sup>3</sup>/h Kontaktgas bei ~ 26 °C Wassertemp.

Winterkapazität = " ~ 740 000 "

Bei Betrieb mit 3 Gassynthesen werden die Wascher entweder bauten- oder in den Bauten gruppenweise, jedoch nicht einzeln mit verschiedenem Synthesegas belastet. Infolge dieser Schaltungsart kann die Sommerkapazität nur dann ganz ausgefahren werden, wenn die geschaltete Wascherkapazität gleich der zu waschenden Synthesegasmenge ist. Der Ausnutzungsgrad beträgt im Sommer ~ 98 %, im Winter 75 % und mehr, bedingt durch große Reparaturen und Überholungen, die an Washern und Pumpen nur im Winter ausgeführt werden.

Bautenbelastungen:

Me 9

10 Wascher, je 1400 φ m<sup>3</sup>/m

Sommerbelastung: 68 000 m<sup>3</sup>/h Rohgas

Winter- " : 87 000 " "

Engpaß: Pumpenanlage mit max. ~ 4100 m<sup>3</sup>/h Wasser bei ~ 27 atü

Me 105

20 Wascher, je 1400 φ m<sup>3</sup>/m

Sommerbelastung: 117 000 m<sup>3</sup>/h Rohgas

Winter- " : 174 000 " "

Engpaß: Pumpenanlage mit max. ~ 7000 m<sup>3</sup>/h Wasser

Me 169

20 Wascher, je 1400 φ m<sup>3</sup>/m

Sommerbelastung: 117 000 m<sup>3</sup>/h Rohgas

Winter- " : 174 000 " "

Engpaß: Pumpenanlage mit max. ~ 7000 m<sup>3</sup>/h Wasser

Me 335

23 Wascher, je 1400 φ m<sup>3</sup>/m

Sommerbelastung: 130 000 m<sup>3</sup>/h Rohgas

Winter- " : 200 000 " "

Engpaß: Abwasserleitungen des Rohwassers ~ 9100 m<sup>3</sup>/h, Pumpenbelastungen größer

Me 78

4 Wascher, je 2400 φ m<sup>3</sup>/m

Sommerbelastung: 70 000 m<sup>3</sup>/h Rohgas

Winter- " : 105 000 " "

Engpaß: Pumpen und Wascher max. ~ 4000 m<sup>3</sup>/h Wasser

Wasser-Regeneration: bestehend aus 5 Belüftungswerken

Belüftungsbau Me 310 für Me 9 mit ~ 4200 m<sup>3</sup>/h Wasserbelastung

" " 248 " " 105 " ~ 8000 " "

" " 172 " " 169 " ~ 6300 " "

" " 236 " " 335 " ~ 6300 " "

Me 78 besitzt eine eigene Regenerationsanlage mit ~ 4000 " "

Me 172 u. 236 können miteinander geschaltet werden.

Wasserregeneration ist kein Engpaß, kann bis ~ 20 % überlastet werden.

Leistung der Belüftungswerke: Durchschnittszahlen

CO <sub>2</sub> -Gehalt	mgr CO <sub>2</sub> /l Wasser	
	Sommer	Winter
Jahreszeit		
Wasser, unbelüftet	~ 1000	~ 3000
Wasser, belüftet	~ 7	~ 10-12

zum Vergleich: entsprechende Daten für Saalwasser

Sommer Winter  
~ 5-7 mgr CO<sub>2</sub>/l ~ 12 mgr CO<sub>2</sub>/l

1/2 at CO<sub>2</sub>-Förderung: 2 Gebläse á 20 000 m<sup>3</sup>/h = 40 000 m<sup>3</sup>/h  
2 " " 10 000 " = 20 000 " }  
60 000 m<sup>3</sup>/h

Die Gebläse haben elektr. Antrieb

Y7  
32



Wasserstoff-Reinigung (Fortsetzung)

Me 10 A) Sti-Gassynthese + Alkoholkreislaufgas

a) Alkoholkreislaufgaswäsche:

2 Wascher, 800  $\phi$  m/m d  $\sim$  6400 m<sup>3</sup>/h halbrein = 12800 m<sup>3</sup>/h halbrein  
2 " , 500 " "  $\sim$  2500 " " = 5000 " "  

---

 $\sim$  18000 m<sup>3</sup>/h halbrein

CO-Auswaschung von  $\sim$  25% CO im Rohgas auf  $\sim$  0% im Gas, halbrein,  
hierbei Cu-Lauge-Verbrauch  $\sim$  9,5 m<sup>3</sup> Cu-Lauge / 1000 m<sup>3</sup> halbrein.

Cu-Laugenpumpen:

1 Entspannungsmaschine d 100 m<sup>3</sup>/h = 100 m<sup>3</sup>/h Cu-Lauge  
2 Sulzer-Pumpen " 35 " = 70 " " "

Das anfallende Rückgas nach Me 06 in's Meth.-Synthesegas.

b) Sti-Gas

8 Wascher, 500  $\phi$  m/m, im Sommer je 5600 m<sup>3</sup>/h =  $\sim$  45000 m<sup>3</sup>/h Reingas  
" Winter " 6500 " = 52000 " "

CO-Wäsche:

1 Entspannungsmaschine = 120 m<sup>3</sup>/h Cu-Lauge  
2 Sulzer-Pumpen d 35 m<sup>3</sup>/h = 70 " " "  

---

190 m<sup>3</sup>/h Cu-Lauge

3 hintereinander geschaltete Wascher für CO<sub>2</sub>-Wäsche (600, 800, 700  $\phi$  m/m).  
Die Niederdruckapparatur und Leitungen sind reichlich bemessen.

B) Me 10 nur für Sti-Rohgas

10 Wascher, 500  $\phi$  m/m, im Sommer je 5600 m<sup>3</sup>/h = 56000 m<sup>3</sup>/h Reingas  
" Winter " 6500 " = 65000 " "

2 " , 800 " , " Sommer " 14000 " = 28000 " "  
" Winter " 16000 " = 32000 " "

---

Summe Sommerbetrieb =  $\sim$  84000 m<sup>3</sup>/h Reingas  
" Winter- " =  $\sim$  97000 " "

Rückgas in Sti-Konvertierung Me 2/102

Wasserstoff-Reinigung.

Gesamt-Kapazität

Me 334 : für  $H_2$ -Gassynthese : Sommerbetrieb  $\sim 148\ 000\ m^3/h$  Reingas  
Winter - "  $\sim 175\ 000$  " " "

kann nicht ohne weiteres auf  $Sti$  umgestellt werden.

Me 100 + Me 10 (ohne Alkoholkreislaufgaswäsche):  
für  $Sti$ -Gassynthese : Sommerbetrieb  $\sim 230\ 000\ m^3/h$  Reingas  
Winter - "  $\sim 270\ 000$  " " "

In Me 100  $H_2$ -Anschlüsse vorhanden, ebenso in Me 10.

In Me 10 ist Teilumschaltung auf  $H_2$  mit 2 à  $500\ \phi^{m/m}$  Washern in kurzer Zeit möglich.

Me 100 + Me 10 (einschl. Alkoholkreislaufgaswäsche):  
Sommerbetrieb  $\sim 190\ 000\ m^3/h\ Sti$ -Reingas  
Winter - "  $\sim 230\ 000$  " " "  
an Alkoholkreislaufg.  $\sim 18-20\ 000$  " halbrein

Bautenkapazitäten

Me 100 : 9 Washer à  $800\ \phi^{m/m}$ , im Sommer je  $14\ 000\ m^3/h = 126\ 000\ m^3/h$  Reingas  
" Winter "  $10\ 000$  " " =  $144\ 000$  " " "  
5 " "  $500$  " " Sommer "  $5\ 600$  " =  $28\ 000$  " " "  
" Winter "  $6\ 500$  " =  $32\ 000$  " " "  

---

Summe Sommerbetrieb =  $154\ 000\ m^3/h$  Reingas  
" Winter - " =  $176\ 000$  " " "

Ausnutzungsgrad der Washer : 90 - 95 %

CO-Wäsche : Cu-Lauge-Verbrauch pro  $1000\ m^3/h\ Sti$ -Reingas :  
im Sommer  $\sim 5\ m^3$  Cu-Lauge  $\sim 4,5\ %\ CO$  im Rohgas  
" Winter  $\sim 4,2$  " " " bei u.  $1,5\ %\ CO_2$  " " "  
3 Entspannungsmaschinen à  $160\ m^3/h$  Cu-Lauge =  $\sim 480\ m^3/h$   
5 Cu-Laugen Sulzer-Pumpen 35 " " =  $\sim 175$  "  
1 Borsig-Pumpe 50 " " =  $50$  "  

---

 $\sim 705\ m^3/h$

$CO_2$ -Washer 4  $Sti$ ; 2 Washer-Reihen à 2 Washer in Parallelschaltung, Belastung jeder Reihe mit  $\sim 70-80\ 000\ m^3/h$  Reingas, Wäsche mit  $\sim 25\ %$ -igen  $NH_3$ -Wasser.  
Keine Wasserwäsche, da  $NH_3$ -Gehalt im Reingas für  $NH_3$ -Fabrik tragbar.

Die gesamte Niederdruckapparatur, Vakuumpumpen, Washer u. Leitungen ist auf Hochdruckwascherkapazität abgestimmt.  
Rückgas  $\sim 8\ %$  vom Reingas nach  $Sti$ -Konvertierung; Auspuff-Rückgas zum Teil in's Heizgas.

Me 334 : 5 Washer à  $800\ \phi^{m/m}$ , im Sommer je  $14\ 500\ m^3/h = 72\ 500\ m^3/h\ H_2$ -Reingas  
" Winter "  $17\ 000$  " =  $85\ 000$  " " "  
13 " "  $500$  " " Sommer "  $5\ 800$  " =  $75\ 500$  " " "  
" Winter "  $6\ 800$  " =  $90\ 000$  " " "  

---

Summe Sommerbetrieb =  $\sim 148\ 000\ m^3/h\ H_2$ -Reingas  
" Winter - " =  $\sim 175\ 000$  " " "

CO-Wäsche : 4 Entspannungsmaschinen à  $125\ m^3/h$  =  $500\ m^3/h$  Cu-Lauge  
7 Sulzer-Pumpen 35 " =  $250$  " " "  
1 Borsig-Pumpe 50 " =  $50$  " " "  

---

 $800$  " " "

Maschinenleistung entspricht im Sommer :  $\sim 170\ 000\ m^3/h\ H_2$ -Reingas  
" Winter :  $\sim 200\ 000$  " " "

Die Niederdruckapparatur einschl. Leitungen ist auf Hochdruckwascherkapazität abgestimmt.  
Rückgas nach Me 60 in's Meth.-Synthesegas,  $\sim 8\ %$  vom Reingas.

## Sauerstoffanlage Me 247 u. 337

Engpaß : im Sommer bei  $t \leq 20^\circ\text{C}$ . die Niederdruckluftkompressoren

### Sauerstoffherzeugung : gasförmig

- 1) bei reinem  $\text{O}_2$ -Betrieb - gasförmig : max.  $\sim 27\,700\text{ m}^3/\text{h O}_2$  mit 98%  $\text{O}_2$
- 2) "  $\sim 35\,000\text{ m}^3/\text{h N}_2$ -Abgabe : "  $\sim 27\,300$  " " " " "
- 3) "  $\sim 800\text{ moto O}_2$ -flüssig-Abg. : "  $\sim 24\,300$  " " " " "

Leistung der Apparate : Ausnutzungsgrad der Apparate  $\sim 98\%$

Apparat 1 u. 2	in Me 247 à	1900 $\text{m}^3/\text{h}$ (98% $\text{O}_2$ )	=	3800 $\text{m}^3/\text{h}$
" 3, 4, 5	" " " à	2900 " " "	=	8700 "
" 6, 7, 8, 9	" " " à	2900 " " "	=	11600 "
" 10	" " 337	3600 " " "	=	3600 "
				<u>27700 <math>\text{m}^3/\text{h}</math></u>

$\text{O}_2$ -Verbraucher : Wi-Q-Gas, Abst.-O-Gas, Aethan-Anlage, Schwefelreinigung, Kontaktschmelze,  $\text{O}_2$ -Kompressoren, Hikosäure

### Hilfsaggregate : Niederdruckluftturbo-kompressoren

- 2 Turbo-Kompr. mit elektr. Antrieb, GHH
- 2 " " " Dampf- " (Kond.-Turb.) GHH
- 1 " " " elektr. " BBC

Installierte Luftleistung bei  $\sim 5,8\text{ ata}$  Enddruck :

bei Sommerbetrieb,  $t \leq 20^\circ\text{C}$  :  $\sim 170\,000\text{ m}^3/\text{h}$  } Kompressorenausnutzung  
" Winter- " :  $\sim 190\,000$  " }  $\sim 85\%$

Betriebsleistung der Turbokompressoren :

im Sommer :  $\sim 145\,000\text{ m}^3/\text{h}$  ; im Winter :  $\sim 165\,000\text{ m}^3/\text{h}$  entsprechend  
" "  $\sim 25\,000$  "  $\text{O}_2$  ; " "  $\sim 27\,300$  "  $\text{O}_2$

Ansaugeluft auf Saugseite des Kompressors durch Viscinfilter gereinigt, auf Druckseite durch Nachkühler hinter jedem Kompressor und die gesamte Druckluft in 4 Berieselungskühler auf Wassertemperatur gekühlt. Letztere gerade ausreichend.

Rückkühlwerk überlastet, das rückgekühlte Wasser im Sommer  $\leq 40^\circ\text{C}$ .

### Hochdruckluftkompressoren :

In Me 343 : 6 Stk } à  $\sim 1500\text{ m}^3/\text{h}$  =  $15\,000\text{ m}^3/\text{h}$ , Enddruck  $\sim 185\text{ ata}$   
" " 337 : 4 " } Ausnutzungsgrad =  $\sim 90\%$

Hochdruckluftmenge  $\sim 0,5\%$  des gesamten Luftbedarfs für  $\text{O}_2$ -Erzeugung.

Die Kolbenkompressoren haben Dampfmaschinenantrieb.

$\text{N}_2$ -Erzeugung : an  $\text{O}_2$ -Apparaten 6-9 ; max. Erzeugung  $\sim 35-40\,000\text{ m}^3/\text{h}$  ; bedingt eine  $\text{O}_2$ -Gas-Produktionsminderung von  $\sim 100\text{ m}^3/\text{h}$  je Apparat.

Kryptongewinnung : an Apparaten 1-4 ;  $\sim 52-35\text{ m}^3/\text{Monat}$  mit  $\sim 80\%$  Kr, X u.a. ; bedingt keine  $\text{O}_2$ -Produktionsminderung, da Kälte für Kryptonanlage durch Entspannungsmaschinen gedeckt wird.

$\text{O}_2$ -Verflüssigungsanlage :  $\text{O}_2$ -flüssig von allen Apparaten entnommen ; 800 moto  $\text{O}_2$ -flüssig-Erzeugung bedingt eine  $\text{O}_2$ -Gas-Produktionsminderung von  $\sim 3000\text{ m}^3/\text{h O}_2$  (98%  $\text{O}_2$ )

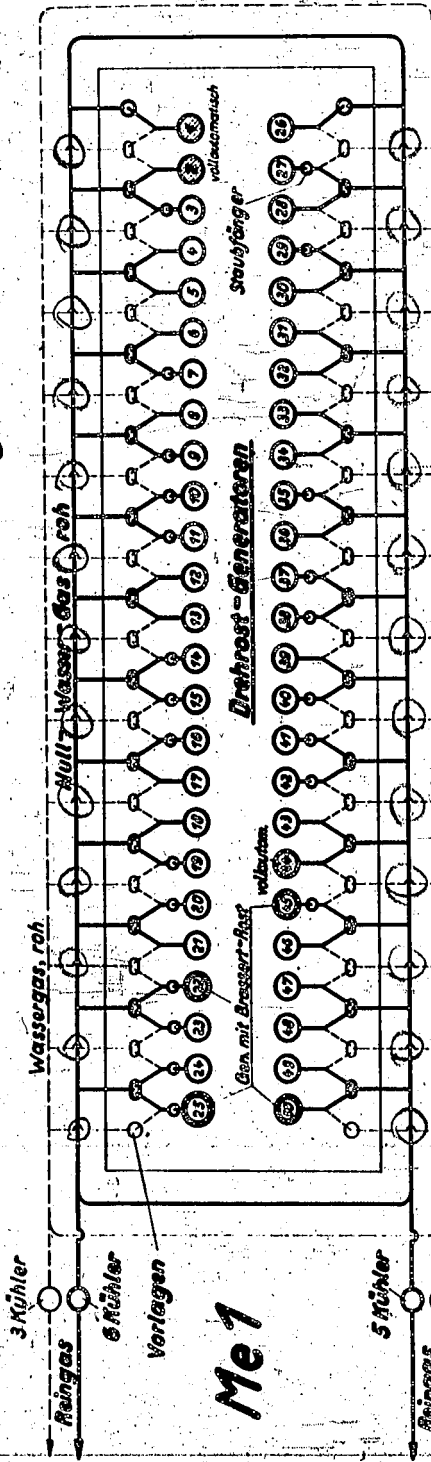
$\text{O}_2$ -Kompressorenanlage : 10 Kompressoren : installierte Leistung  $\sim 1880\text{ m}^3/\text{h}$  ;  
Betriebsleistung  $\sim 1440$  "

$\text{O}_2$ -Verbraucher : Hikosäure, Werkstätten, Flaschenfüllung, Adipinsäure u. NS.

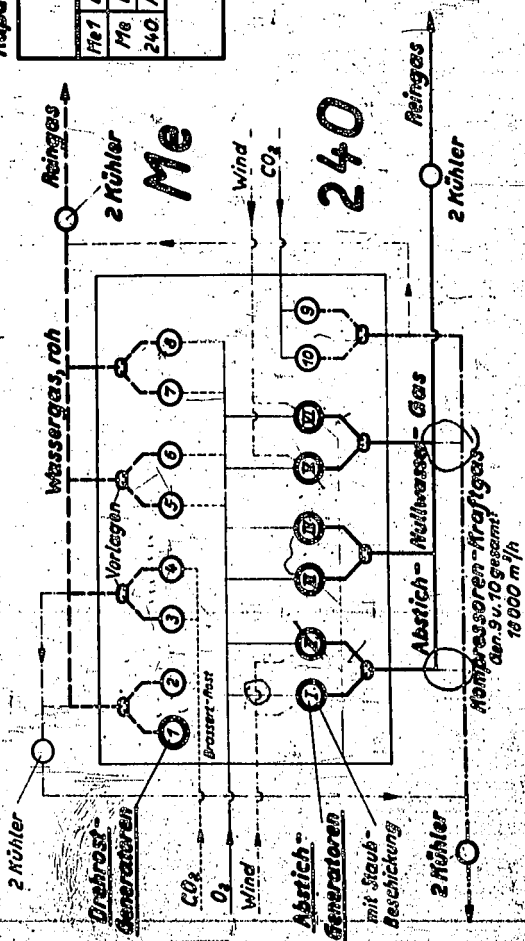
19

3

# Kokswassergas-Fabrikation.



Kapazität. 8 9 10 11 12 13



Analysen:

	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	CO-H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub>
Wassergas	62	47,6	47,4	6,5	0,3	88,0	3,0-2308
Mullwassergas	3,6	4,0	5,0	1,0	0,4	95,0	3,5-2468
••• (Opf.)	22,4	35,4	40,8	0,9	0,5	76,2	7,4-1990
Kraftiges (CO)	13,4	37,5	7,8	53,3	—	33,3	4,3-549
••• (Opf.)	7,3	27,1	17,6	54,0	—	36,7	7,5-1029
Mullwassergas	9,5	66,8	22,3	7,4	—	89,1	4,5-2388
Kraftiges	0,5	34,8	2,7	62,0	—	37,5	4,5-1032

	Wasser	Asche	Reinkoks	C-Gehalt	S-Gehalt
Mohsanalyse	0,9	8,3	90,8	88-89	1-1,5
Schlackenanalyse	—	—	—	50-55	—

	Generatoren	Leistung pro Gen.	Gesamt-Leistung	Koksbedarf	Wassergas	Schlackenfall	Dampfverbrauch	O <sub>2</sub> -Bedarf
	Anzahl	m <sup>3</sup> /h CO+H <sub>2</sub>	m <sup>3</sup> /h CO+H <sub>2</sub>	kg/m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	kg/m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	kg/m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	kg/m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>
Me 1 Drehrost-Gen.	50	4850	242.500	0,480	0,539	0,082	0,650	—
Me 2 Drehrost-Gen.	10	4850	48.500	0,480	0,535	0,098	0,780	—
240 Abstich-Gen.	6	10.000	20.000	0,460	0,495	—	0,185	0,325
Gesamt CO+H <sub>2</sub> -Leistung		ohne Reserve	311.000					
		mit 20% Reserve	250.000					

unter Zugrundelegung von 7500 m<sup>3</sup>/h O<sub>2</sub>

Mullwassergas-Leistung.

	Ausschnitt in %	Me 1	Me 2	Gesamt
H-Gehalt in %	62	67	74	74
Drehrostgen. m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	0,95	10	105	105
Abstichgen. m <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	150.400	162.500	179.500	179.500
ohne Reserve	20.000	20.000	20.000	20.000
mit 20% Reserve	170.400	182.500	199.500	199.500
Gesamt	136.300	146.000	159.600	159.600

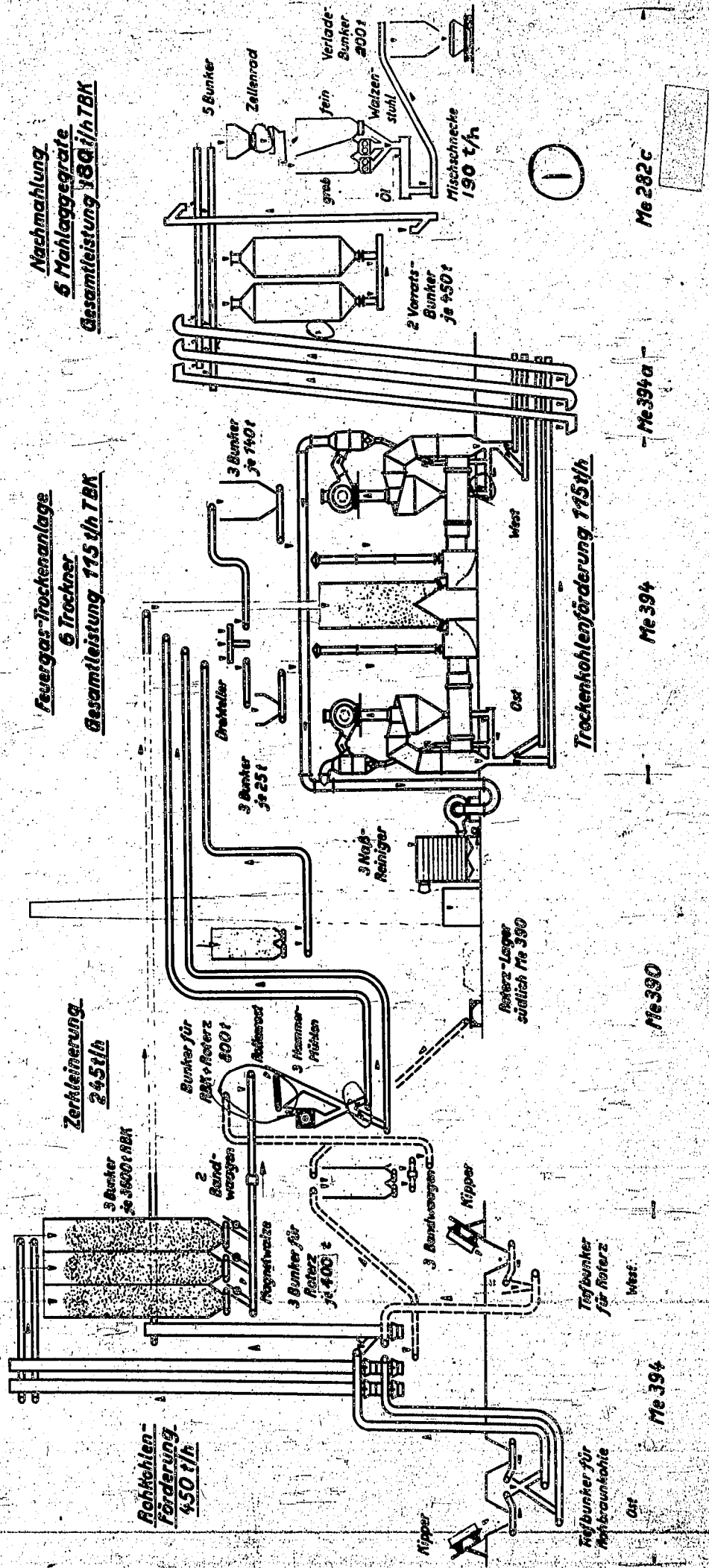
B. Sch. Nr. 106 29.7.39

1-1-247

W 32

MD-56

# Kohle-Mahl- und -Trockenanlage. - 240



**Nachmahlung**  
**6 Mahlaggegrate**  
**Gesamtleistung 180 t/h TBK**

**Feuertrockenanlage**  
**6 Trockner**  
**Gesamtleistung 115 t/h TBK**

**Zerkleinerung**  
**245 t/h**

**Rohkohlen-**  
**Förderung**  
**450 t/h**

**Trockenkohlenförderung 115 t/h**

**Teigbunker für Kohlbraunkohle**

Me 282 c

Me 394 a

Me 394

Me 390

Me 394

19''

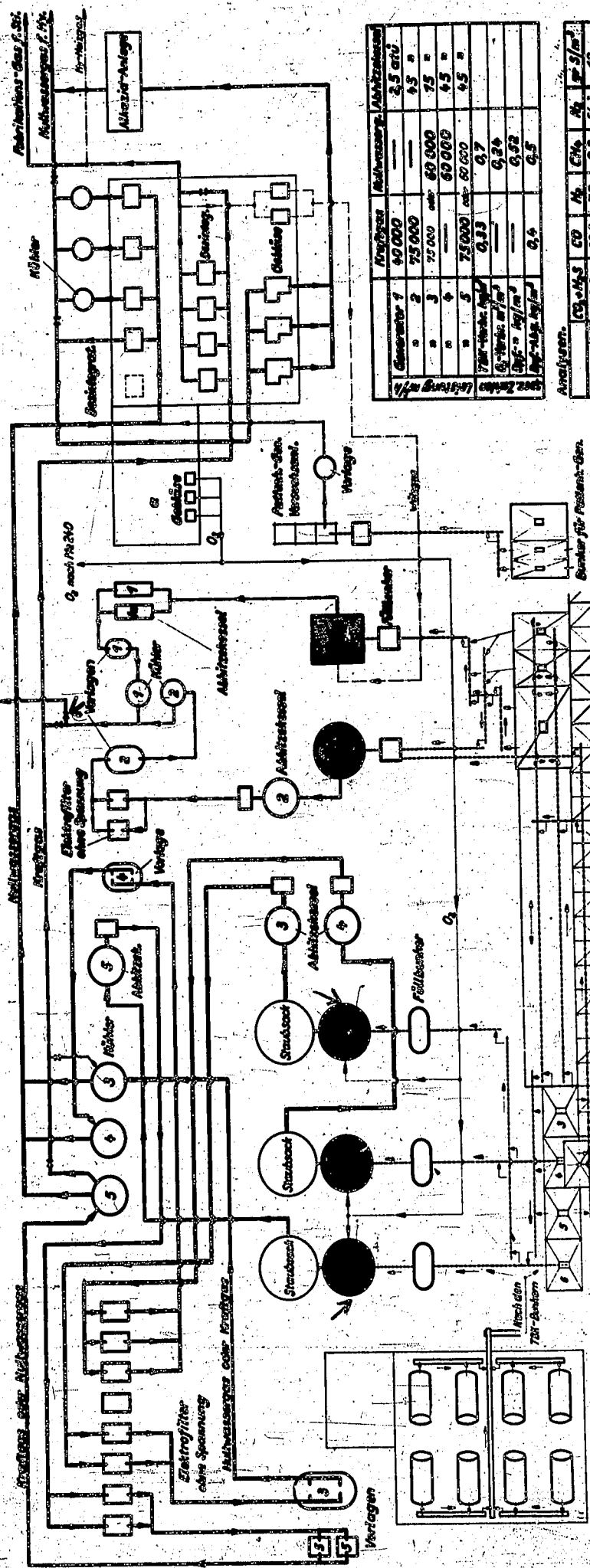


# Braunkohlen-Vergasung.

Me 279

Me 278

Me 282



Generator	1	2	3	4	5
Produktion m <sup>3</sup> /h	50 000	75 000	75 000	60 000	60 000
Abgasmenge m <sup>3</sup> /h	2,5	4,5	4,5	4,5	4,5
Wärmeleistung kW	0,33	0,7	0,7	0,52	0,5
Abgasdruck kg/cm <sup>2</sup>	0,4				

Abgasdruck	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	Asche
10,0	26,5	2,0	0,2	56,3	1,0	13,0	0
23,5	37,0	3,0	0,2	55,0	1,0	13,8	0

2

TBK-Dunker  
500 t TBK

TBK-Dunker  
2400 t TBK

TBK-Dunker  
2400 t TBK

Dampf-Trocknung  
6,5 t/h TBK

19

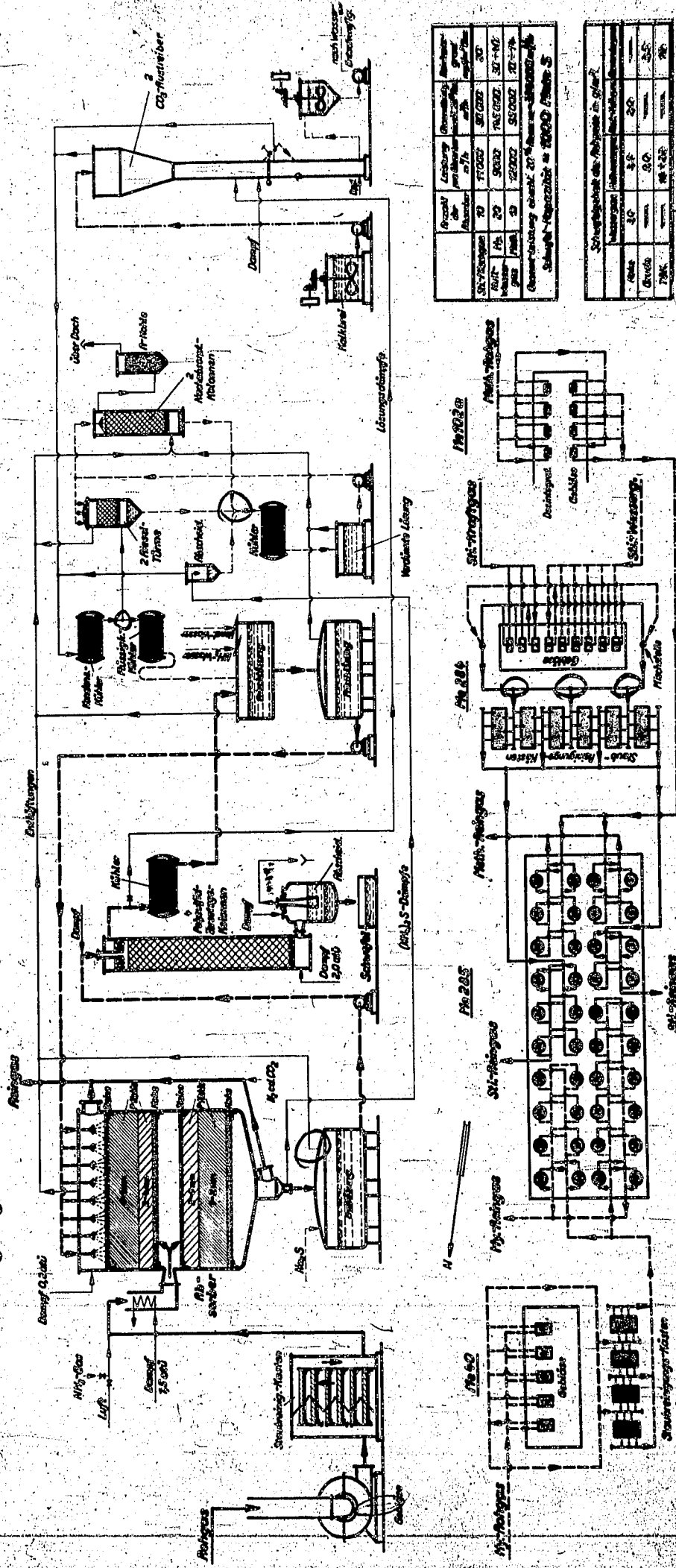
2

2

A K S A B A F E T Y A F L M A A

# Schwefel-Reinigung. — 240

Gas-Reinigung — Schwefel-Gewinnung — Ausdampfung und Nachabsorption — CO<sub>2</sub>-Entfernung



Prozess	Produkt	Leistung	Reinheit	Verbrauch
1	20	17.000	97,00%	30
2	20	9.000	94,50%	37-40
3	20	22.000	93,00%	37-39
4	20	22.000	93,00%	37-39

Gasleistung ca. 27%  
Schwefel-Reinheit ca. 93,00%

Parameter	Wert
Reinheit	93,00%
Verbrauch	30-40
Temperatur	30-40°C

Dr. Sch. 10. 26 22-4-37

19''

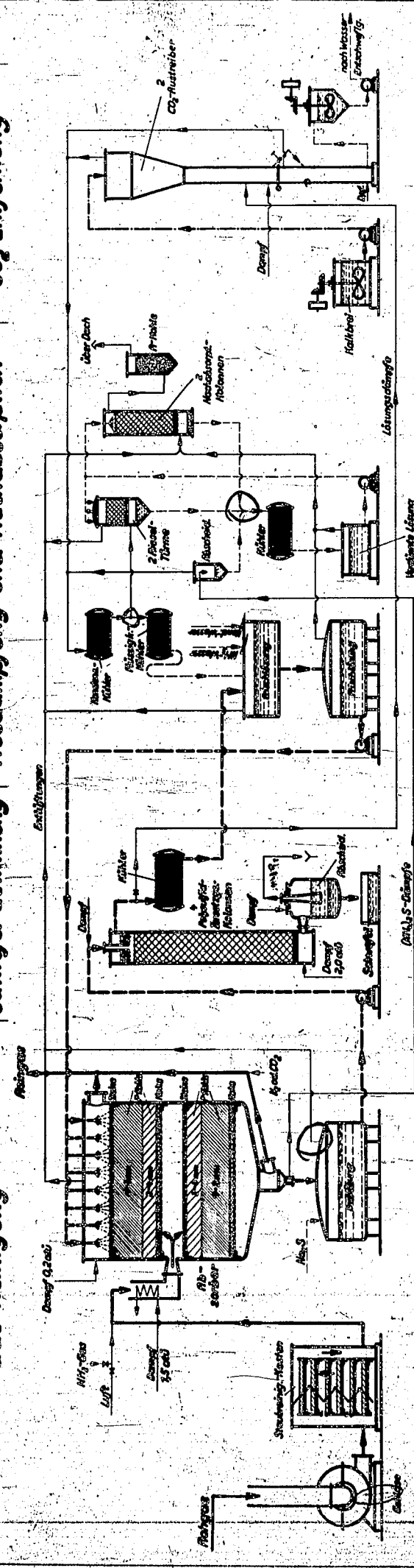
4



191

# Schwefel-Reinigung. — 240

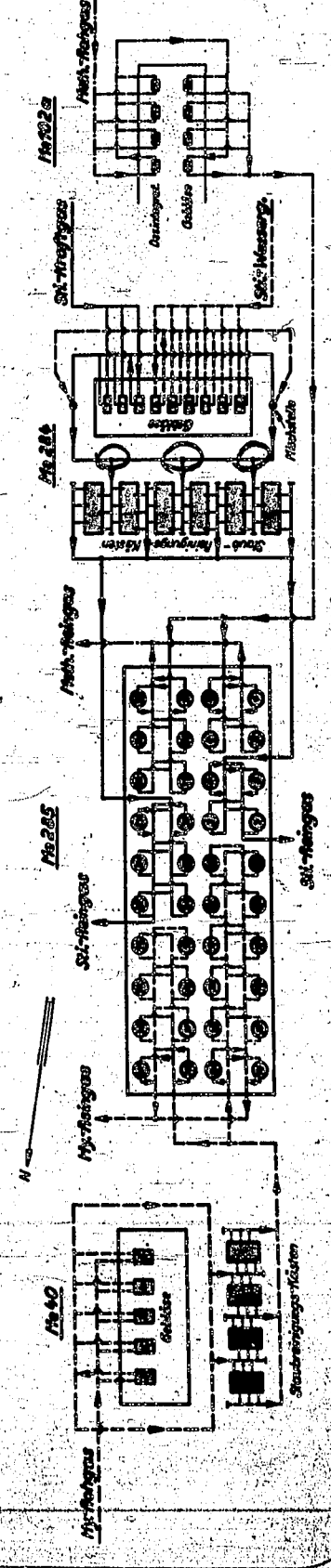
Gas-Reinigung — Schwefel-Gewinnung — Ausdampfung und Nachabsorption — CO<sub>2</sub>-Entfernung



Arbeitsleistung (t/h)	Leistung (kW)	Dampfverbrauch (kg/h)	Wasserverbrauch (m <sup>3</sup> /h)
70	71000	97000	20
100	90000	115000	30+40
120	102000	131000	40+50

Gesamtleistung max. 20 t/h Schwefel = 380000 m<sup>3</sup>/h  
 Schwefel-Kapazität = 1000 t/h

Schwefelgehalt der Abgase in g/cm <sup>3</sup>	
Nachabsorption	3,5
Ausdampfung	2,0
Gas	—
Gründ.	18+22
Zahl.	—



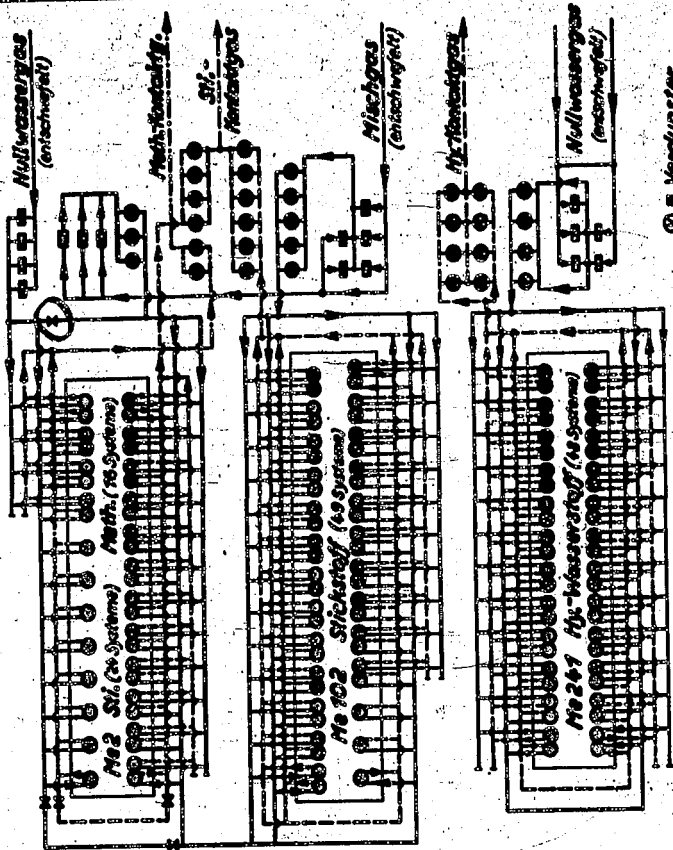
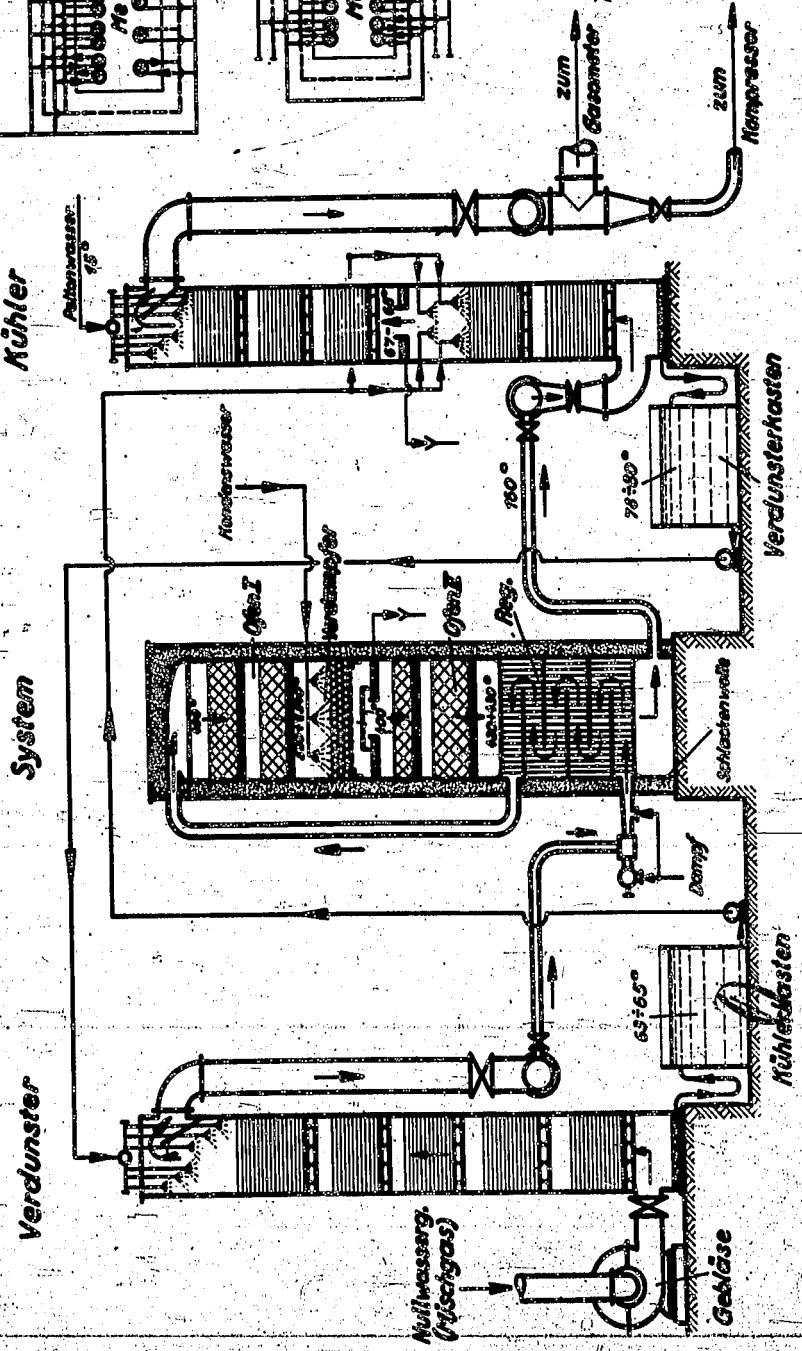
8. Sch. Nr. 26 27+37

19"

25

240

# Kontaktwasserstoff-Fabrikation.



○ = Verdunster  
 ⊙ = Kühler  
 □ = Gehäuse

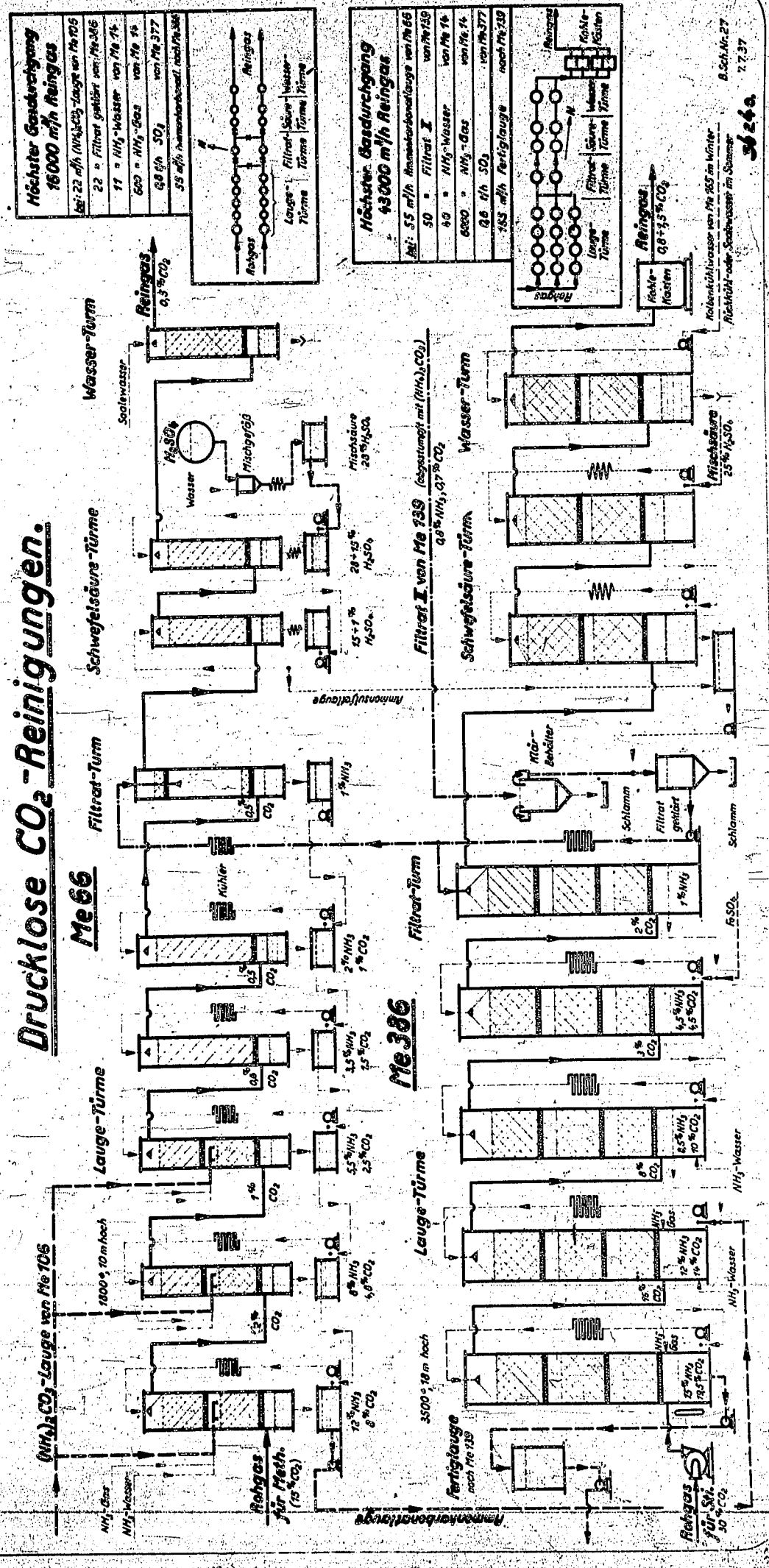
	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Stickstoff	System-Leistung	Dampfdruck (hohes) Norm-S
Si-Wassergas	6,4	37,2	56,9	19,5	15+25	ca. 0,30
Si-Wassergas	3,0	2,9	59,2	25,9	7610 H	
H <sub>2</sub> -Wassergas	37,2	3,0	56,8	2,2	1000+4500 m <sup>3</sup> /h	ca. 0,35
Misch-Wassergas	70,5	22,1	59,5	9,9	4500 m <sup>3</sup> /h	ca. 0,74

B. Sch. No. 1776 78.3.39

19''

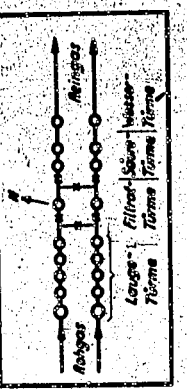
6

# Drucklose CO<sub>2</sub>-Reinigungen.



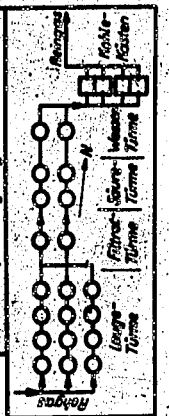
**Höchster Gasdurchgang 16000 m<sup>3</sup>/h Reingas**

Bei 22 m <sup>3</sup> /h (NH <sub>3</sub> , CO <sub>2</sub> )-Lauge von Nr. 106	22 = Filtrat geteilt von Nr. 346
17 = NH <sub>3</sub> -Wasser von Nr. 74	600 = NH <sub>3</sub> -Gas von Nr. 74
90 t/h SO <sub>2</sub> von Nr. 377	55 m <sup>3</sup> /h Ammoniaklösung nach Nr. 386



**Höchster Gasdurchgang 43000 m<sup>3</sup>/h Reingas**

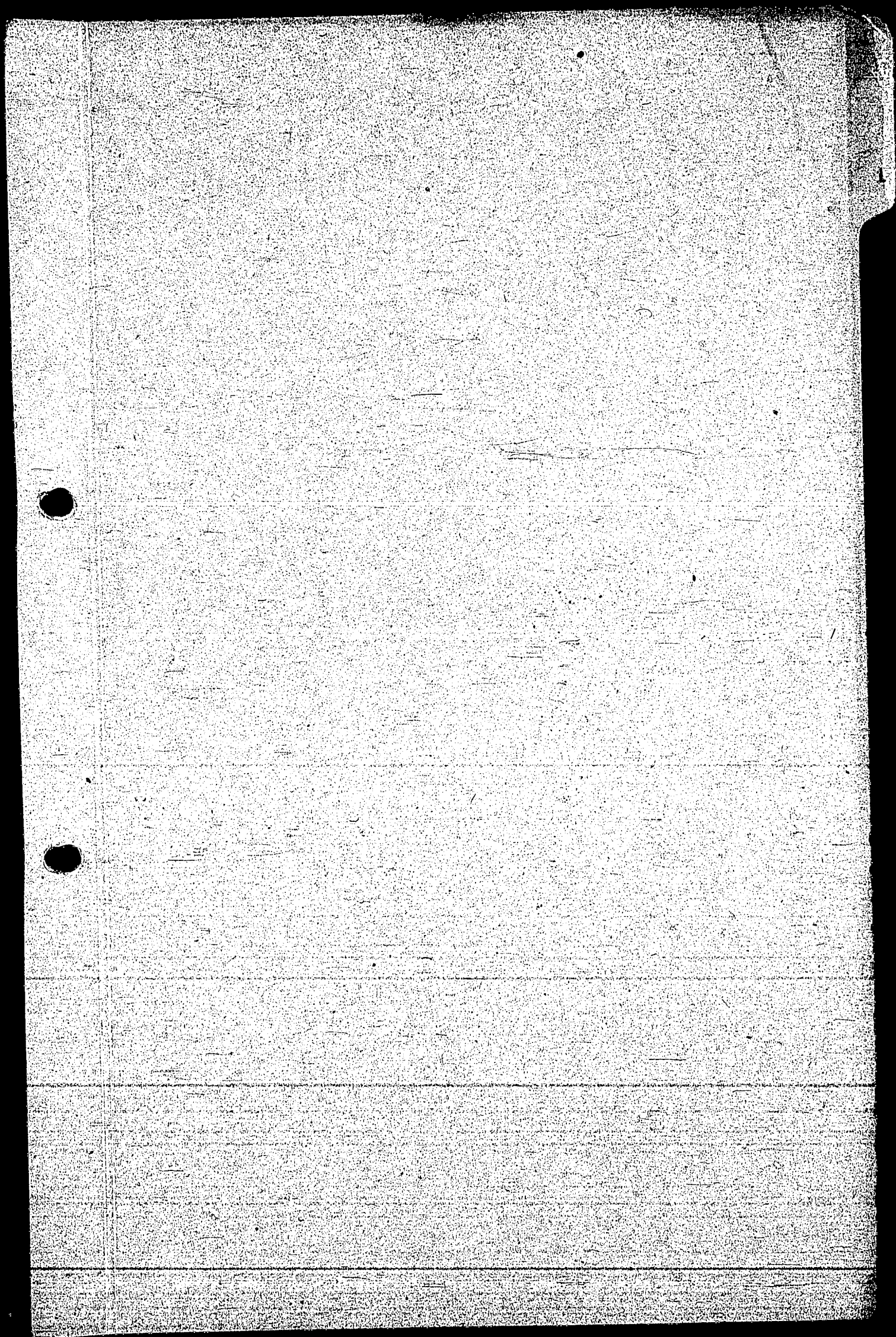
Bei 55 m <sup>3</sup> /h Ammoniaklösung von Nr. 66	50 = Filtrat I von Nr. 159
40 = NH <sub>3</sub> -Wasser von Nr. 74	6000 = NH <sub>3</sub> -Gas von Nr. 74
90 t/h SO <sub>2</sub> von Nr. 377	283 m <sup>3</sup> /h Fertiglauge nach Nr. 349



8. Sch. Nr. 27  
7.7.37

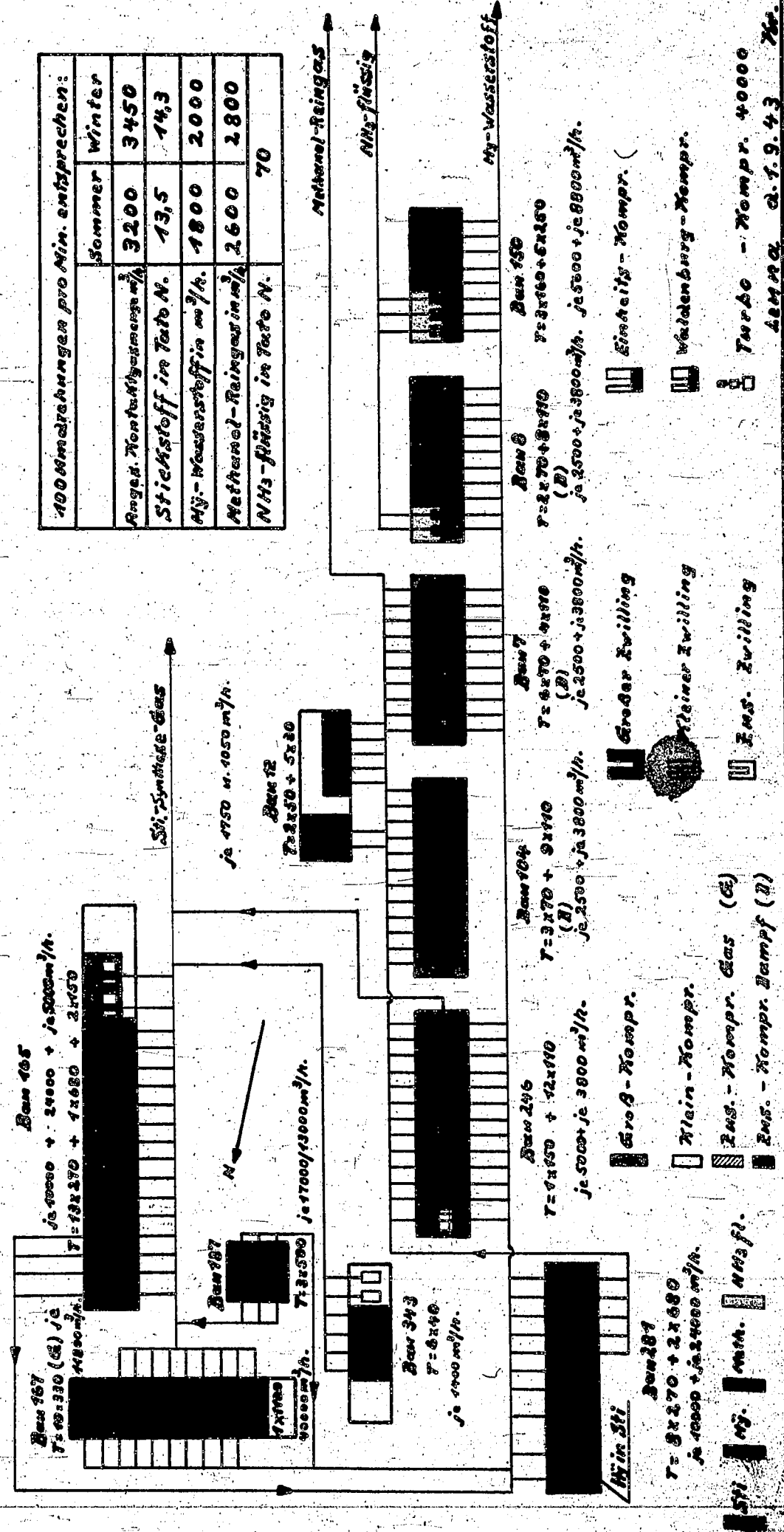
50266

Kohlensäurewasser von Nr. 265 im Winter  
Reichhaltiger Sauerwasser im Sommer



# Kompressoren-Anlage für Sti. Meth. H<sub>2</sub>. n. NH<sub>3</sub>-flüssig. — 240

T<sub>e</sub> umgerechnete Umdrehungen pro Min.



100 Umdrehungen pro Min. entsprechen:

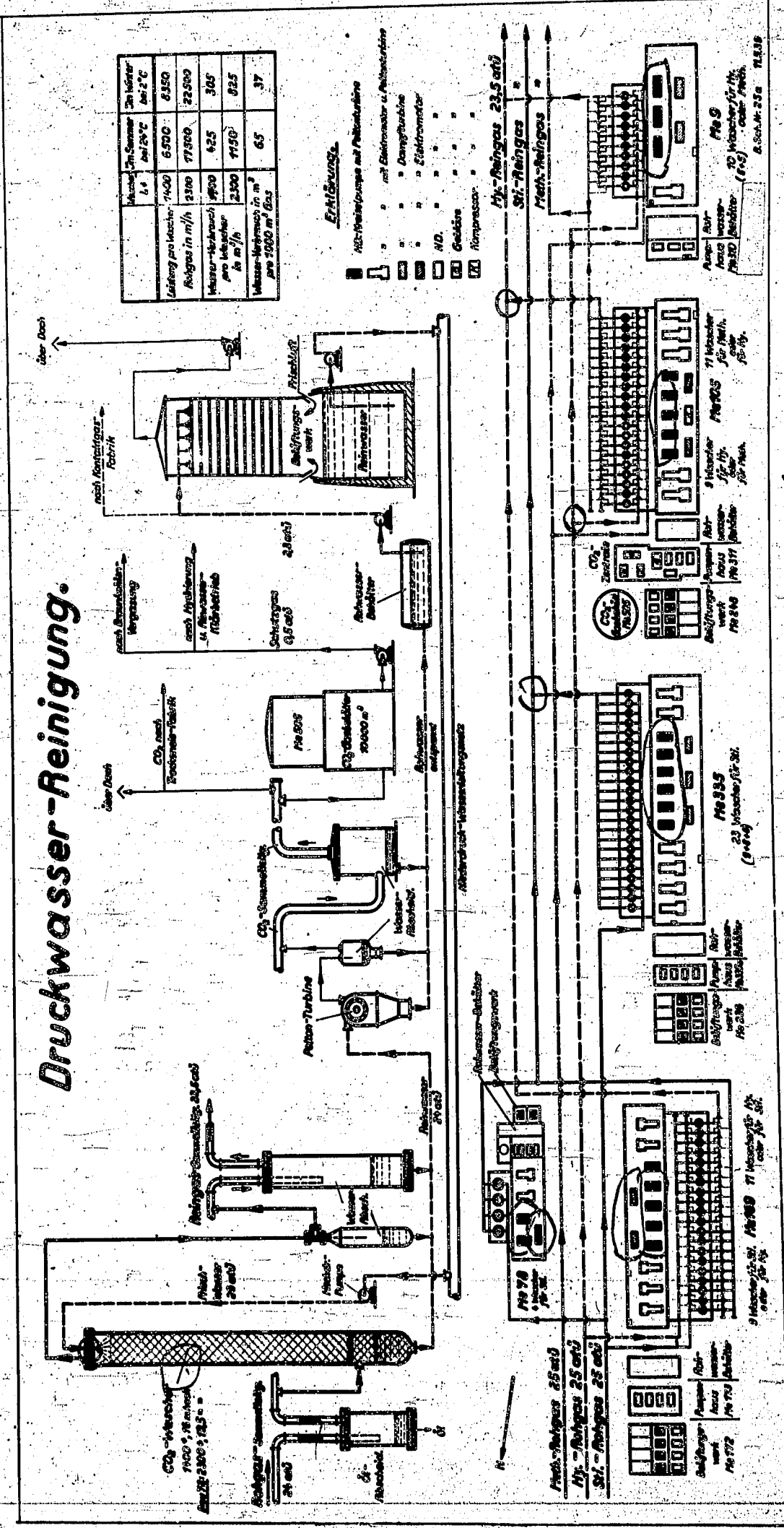
	Sommer	Winter
Ringed. Kopf-Nitrogenmenge m <sup>3</sup> /h	3200	3450
Stickstoff in Terte N.	13,5	14,3
N <sub>2</sub> -Wasserstoff in m <sup>3</sup> /h.	1800	2000
Methanol-Reiniger in m <sup>3</sup> /h.	2600	2800
NH <sub>3</sub> -flüssig in Terte N.		70

- Sti
- NH<sub>3</sub>
- NH<sub>3</sub> fl.
- Groß-Kompr.
- Klein-Kompr.
- N<sub>2</sub>-Kompr. Gas (G)
- N<sub>2</sub>-Kompr. Dampf (D)

- Einkaufs-Kompr. (E)
- Waldenburg-Kompr.
- Turbo-Kompr. 4000
- 24 M 101 d. 1.9.43

19''

# Druckwasser-Reinigung.



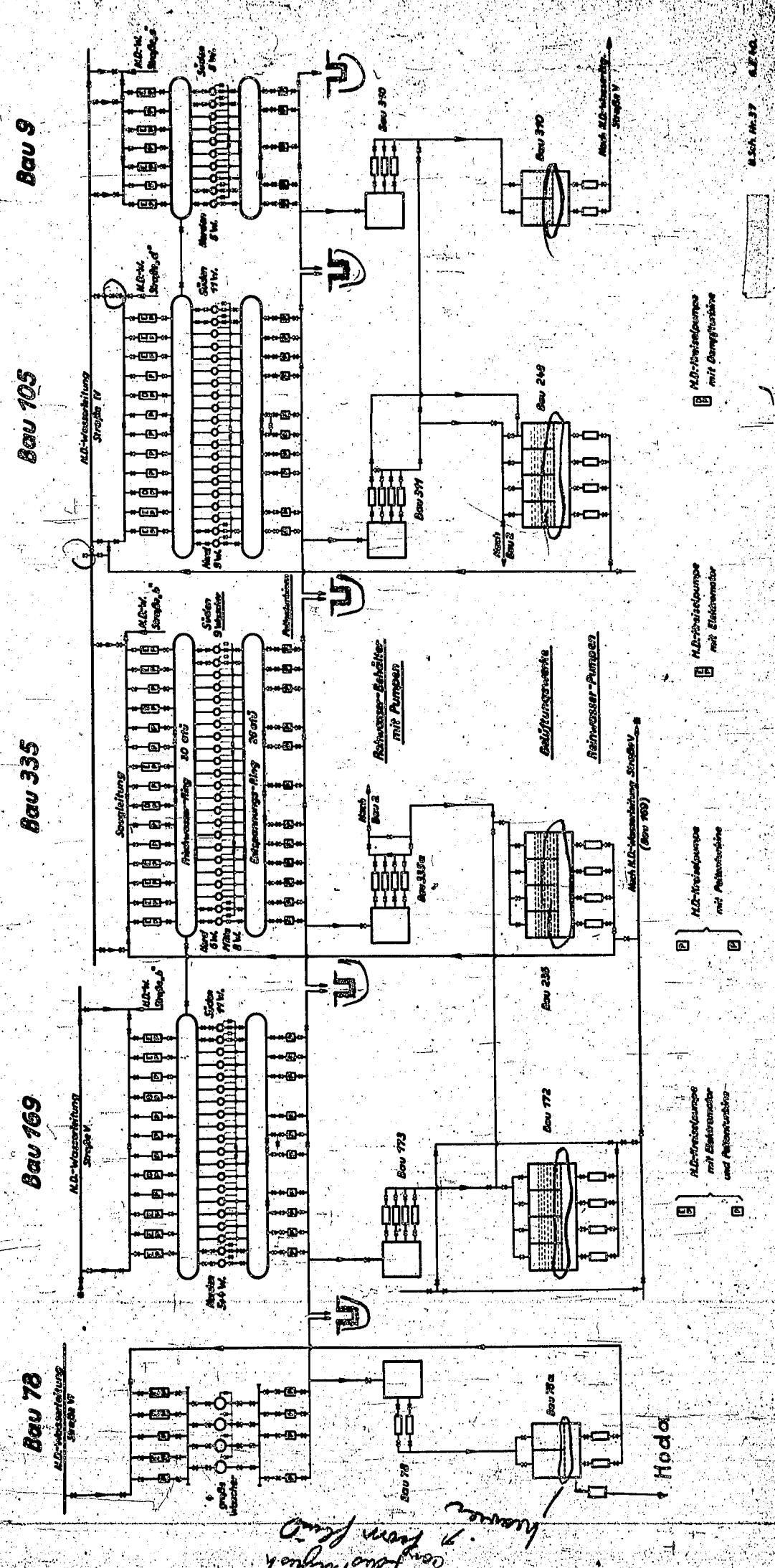
Leistung pro Maschine	1400	2100	1400	2100	1400	2100
Reinigung in m <sup>3</sup> /h	6500	9750	6500	9750	6500	9750
Wasser-Verbrauch pro Maschine in m <sup>3</sup> /h	625	937	625	937	625	937
Wasser-Verbrauch pro 1000 m <sup>3</sup> Gas	65	97	65	97	65	97

- Erklärung.**
- 12-Wechselpumpe mit Filterkammer
  - mit Elektromotor u. Filterkammer
  - Dampfmaschine
  - Elektromotor
  - A.D.
  - Gehäuse
  - Kompressor

8. Sch. Nr. 236 T. 236

19''

**Druckwasser-Reinigung.**  
Schema der Wasserleitungen.



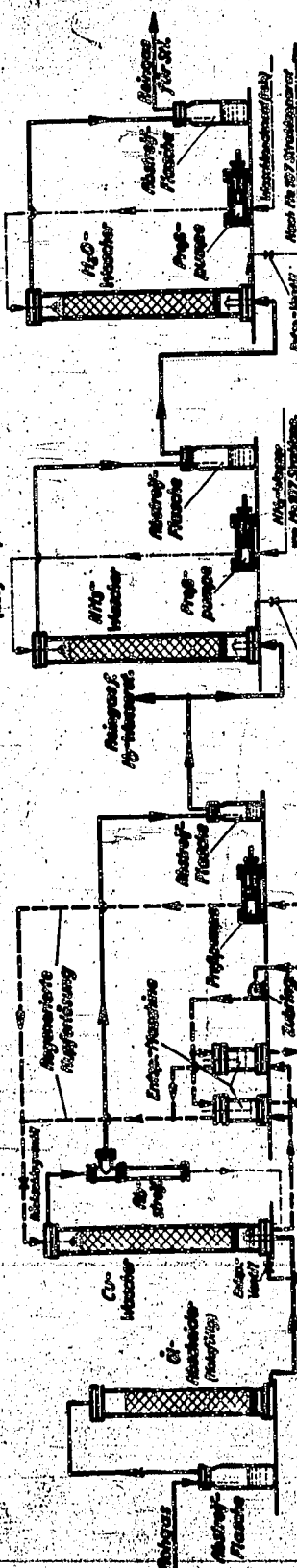
Bl. 37 6.1.40

# Wasserstoff-Reinigung. - 240

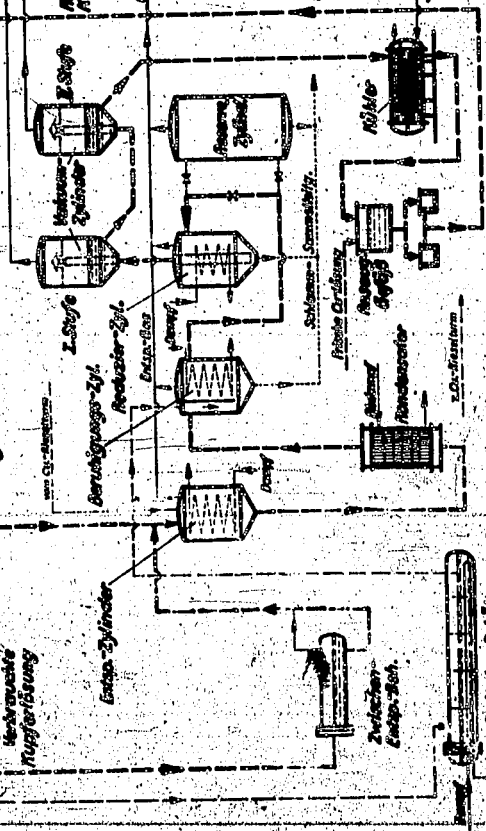
## Nachwaschung (auf 99,3%)

## CO<sub>2</sub>-Auswaschung (auf 99,3%)

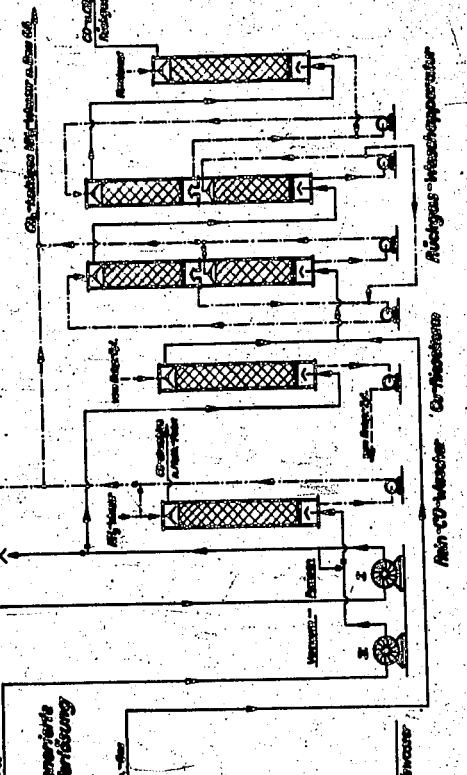
## CO-Auswaschung



## Regeneration der Cu-Lösung.



## Rückgas-Auswaschung.



**Analysen.**

	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
Gasart	37	46	69,5	26,2
Rückgas	22,02	20,02	75	25
Stk.	78,4	64,4	14,2	2,0
Ausgas	53,0	45,0	-	2,0
Ausgas	16	6,2	90,8	16
Ausgas	0,2	0,2	99,8	1,0
Endgas	6,7	78,0	14,5	0,8
Ausgas	53,0	45,0	-	2,0

**Verbrauchszahlen.**

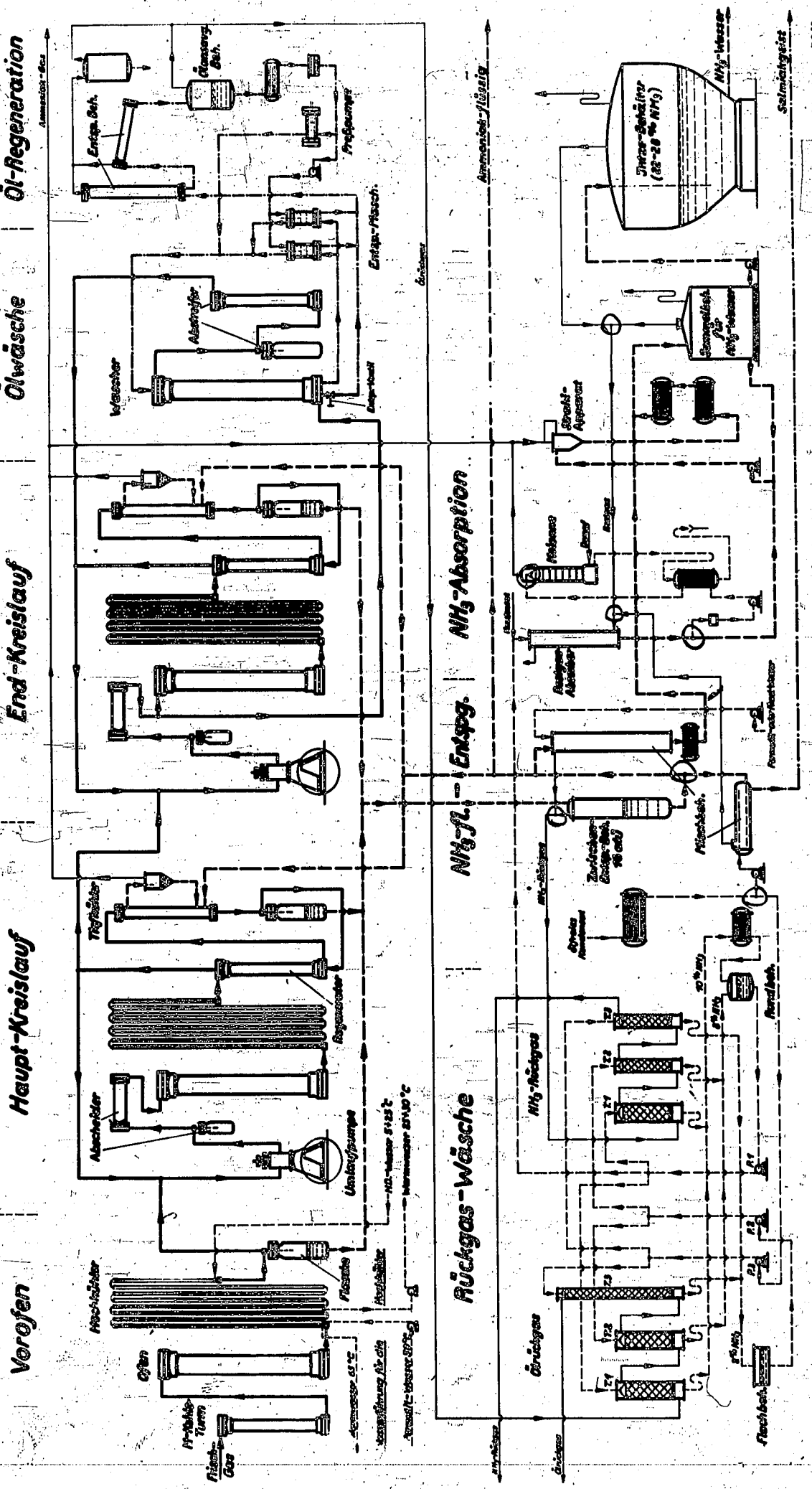
	Stk.	M <sup>3</sup>
Endgas	240	65
Ausgas	60	15
Verbleibende	18 + 22	4 + 5

S.S.A. No. 160 71.5.39





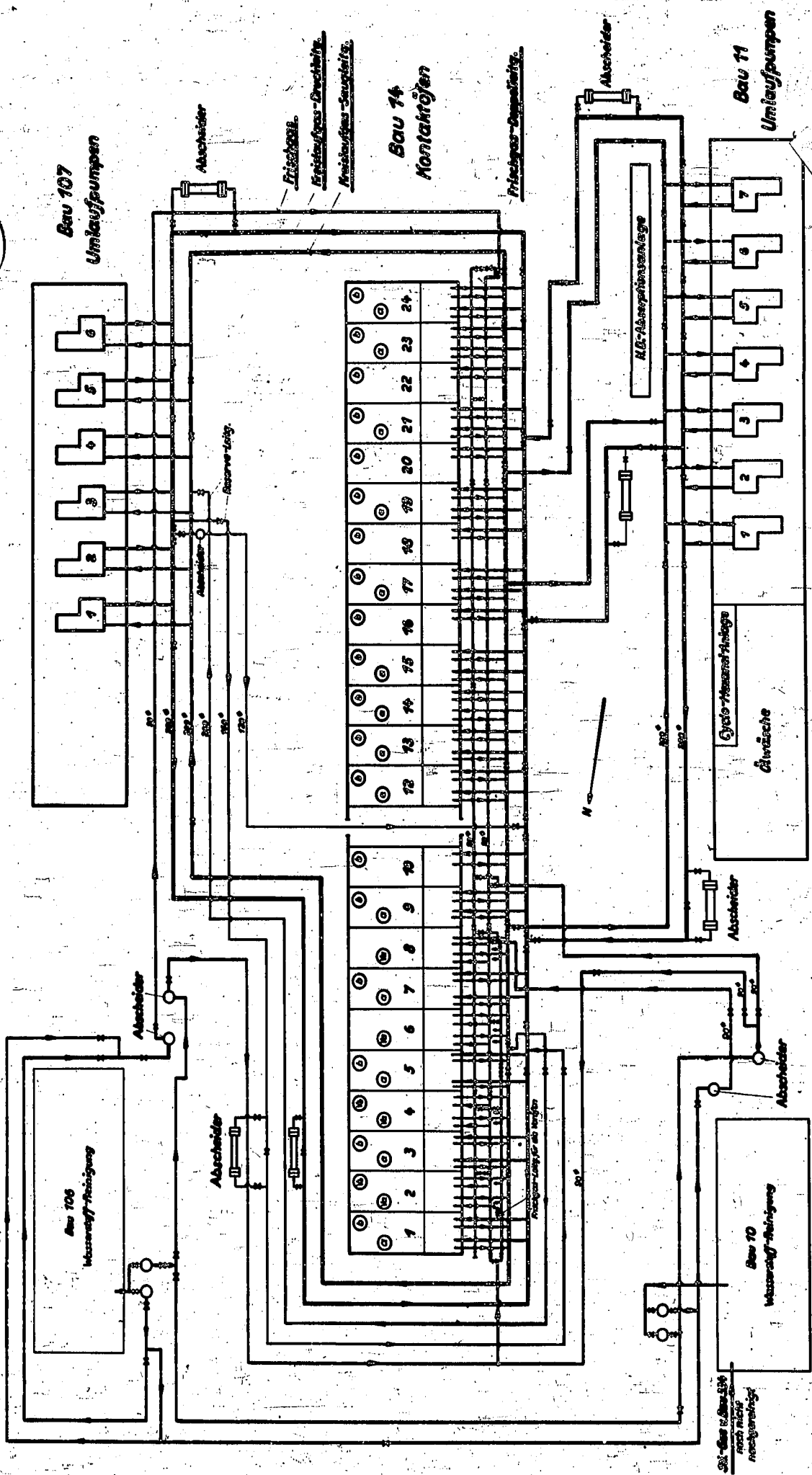
# Schema der Ammoniakfabrik.



# Gasleitungen der Ammoniakfabrik.

14

19"



8. Sch. Nr. 534 27.6.39

444

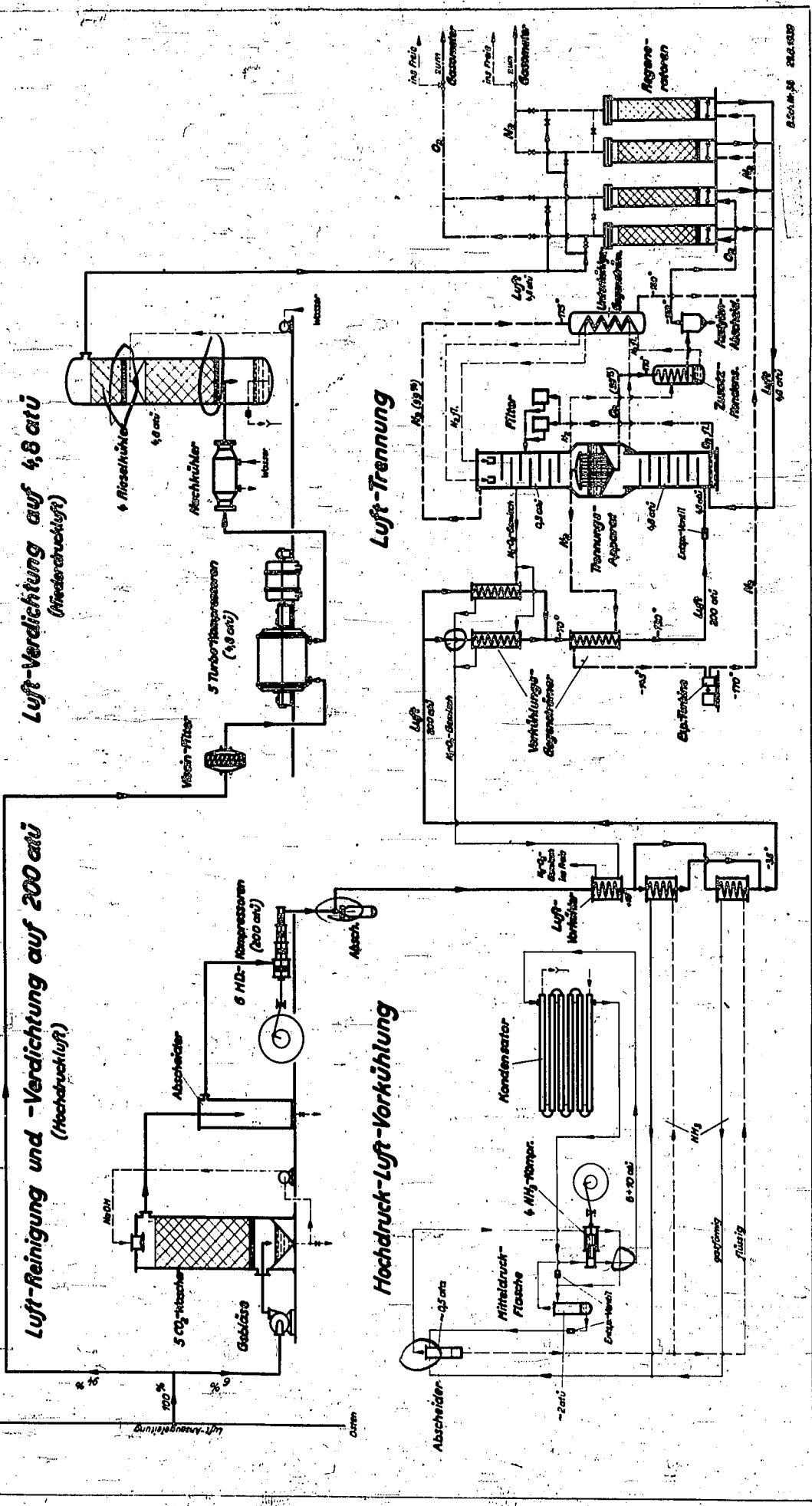
32. - Bau 106 107  
nicht  
rechnerisch

D A A T E Y L M

19"

15

# Schema der Sauerstoff- und Stickstoff-Gewinnung.



Luft-Verdichtung auf 4,8 atü (Niederdruckluft)

Luft-Reinigung und -Verdichtung auf 200 atü (Hochdruckluft)

Luft-Trennung

Hochdruck-Luft-Vorkühlung

8.04.48 24.2.53

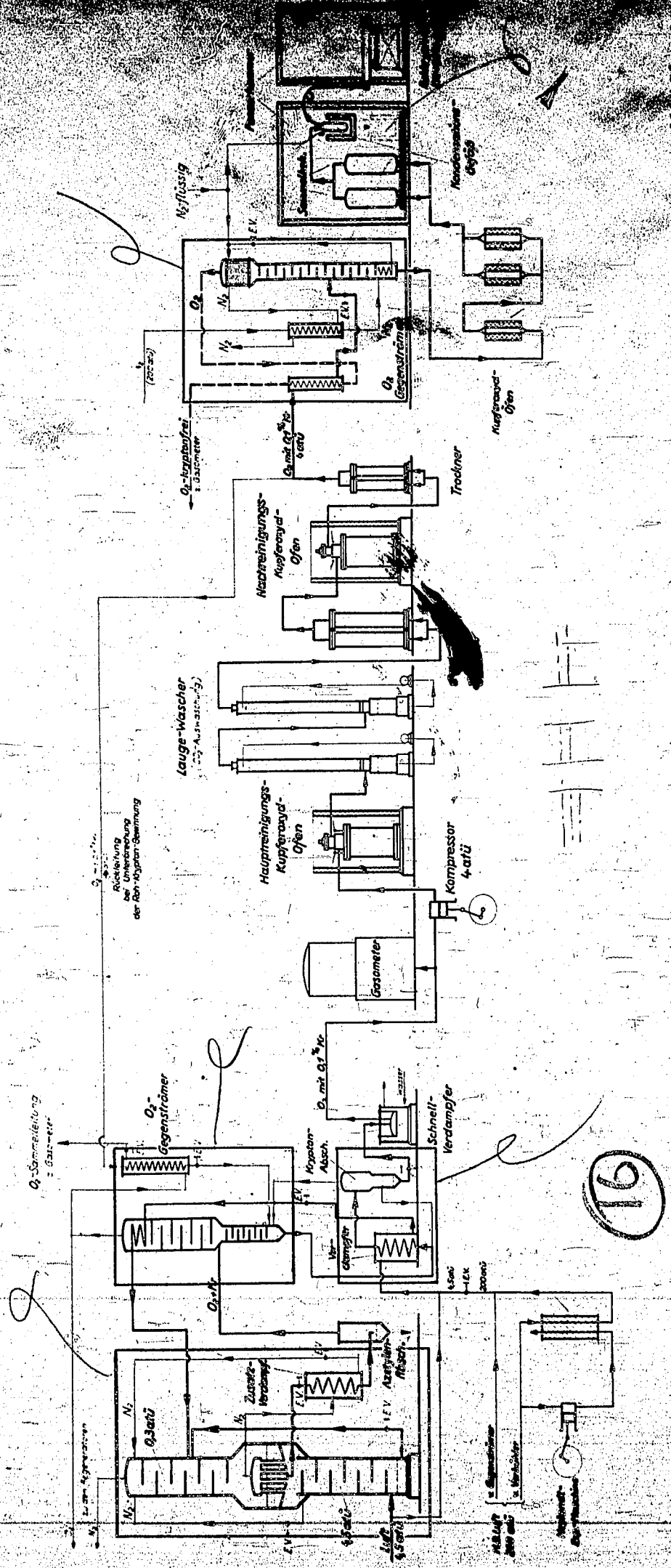
# Krypton-Gewinnung.

Luftzerlegung Krypton-Anreichg. Verrichtung der Kohlenstoff-Verbindungen

Roh-Krypton-Gewinnung

Bau 247

Bau 337C



19

17

# Entphenolungsanlage. Maximale Leistung der Apparate = 120 m<sup>3</sup>/h.

## Phenolwasseraufbereitung

Phenolwasser von th. 120 m<sup>3</sup>/h max.  
~ 3-6 g/l Phenole

## Phenolabsorption

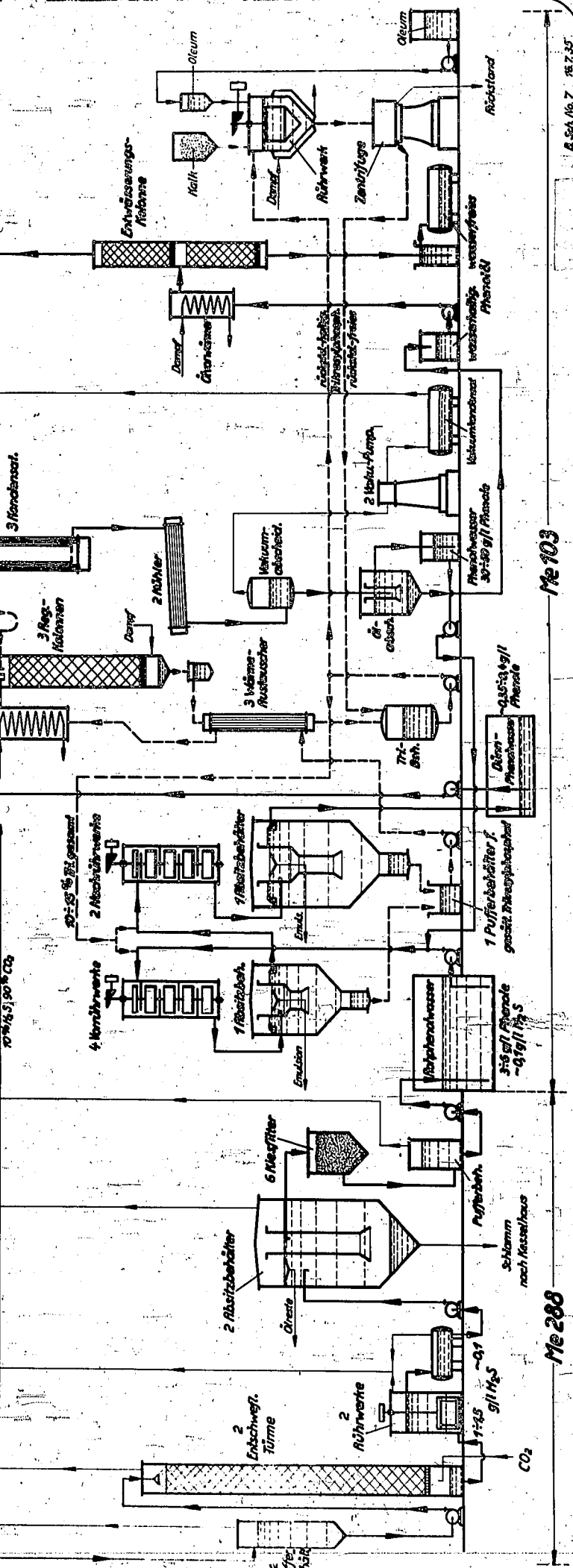
Dünnwasser nach  
Bleichanlage No 284 bzw. nach Resinabsorbern  
Apparat nach Hesselhaus No 4 bzw. nach Schwefelwasser-Filter  
10% H<sub>2</sub>S, 90% CO<sub>2</sub>

## Tri.-Regeneration

3 Tri.-Vorwärmer  
3 Reg.-Kolonnen  
3 Kondensat.  
2 WJ-Maler  
3 Wärme-Austauscher  
3 Tri.-Beh.

## Phenolentwässerung Tri.-Reinigung

3 Tri.-Vorwärmer  
3 Reg.-Kolonnen  
3 Kondensat.  
2 WJ-Maler  
3 Wärme-Austauscher  
3 Tri.-Beh.



Me 288

Me 103

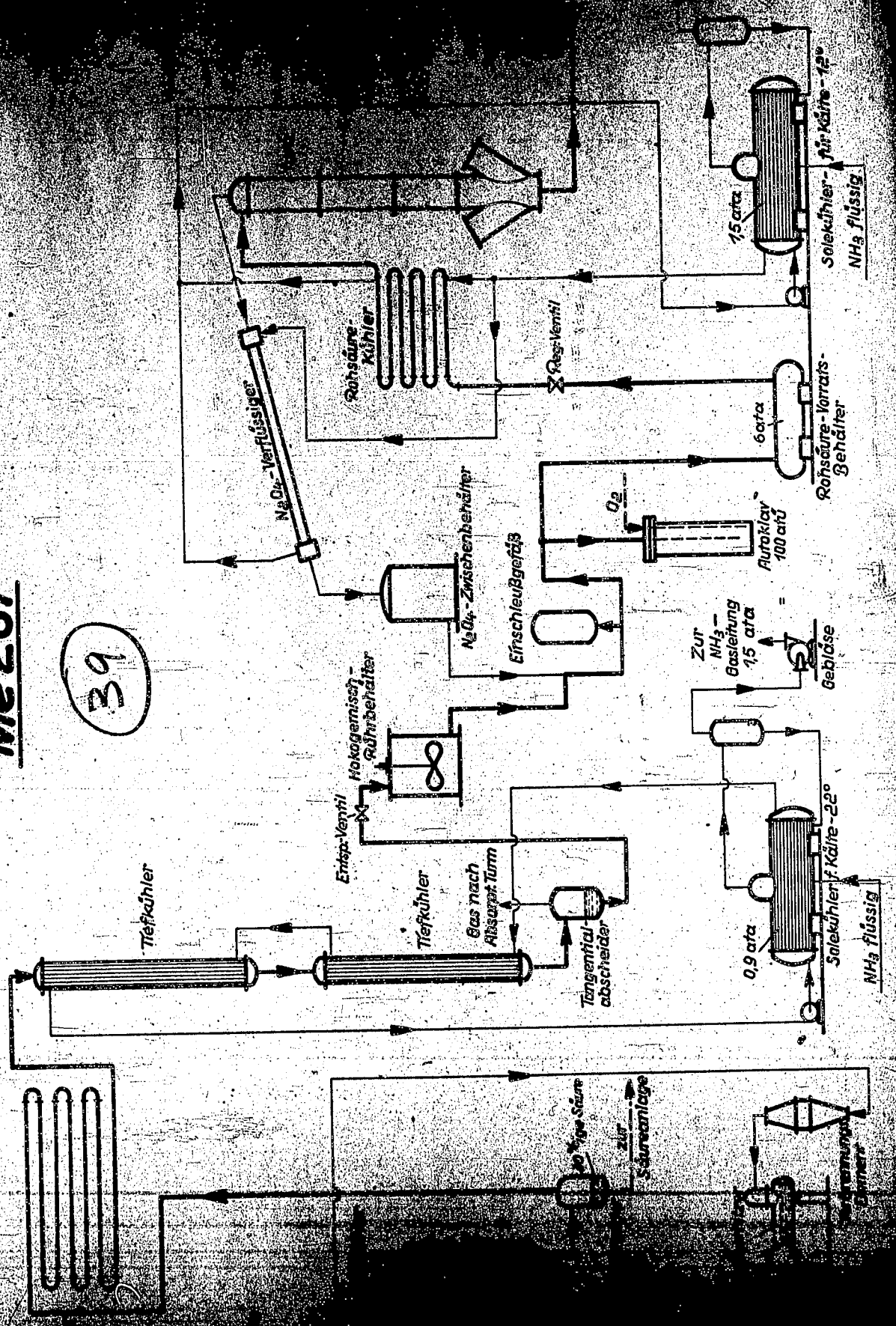
B. S.A. No. 7 18.7.35

17

# Schem. der Hoksäurefabrikation.

Me 267

39



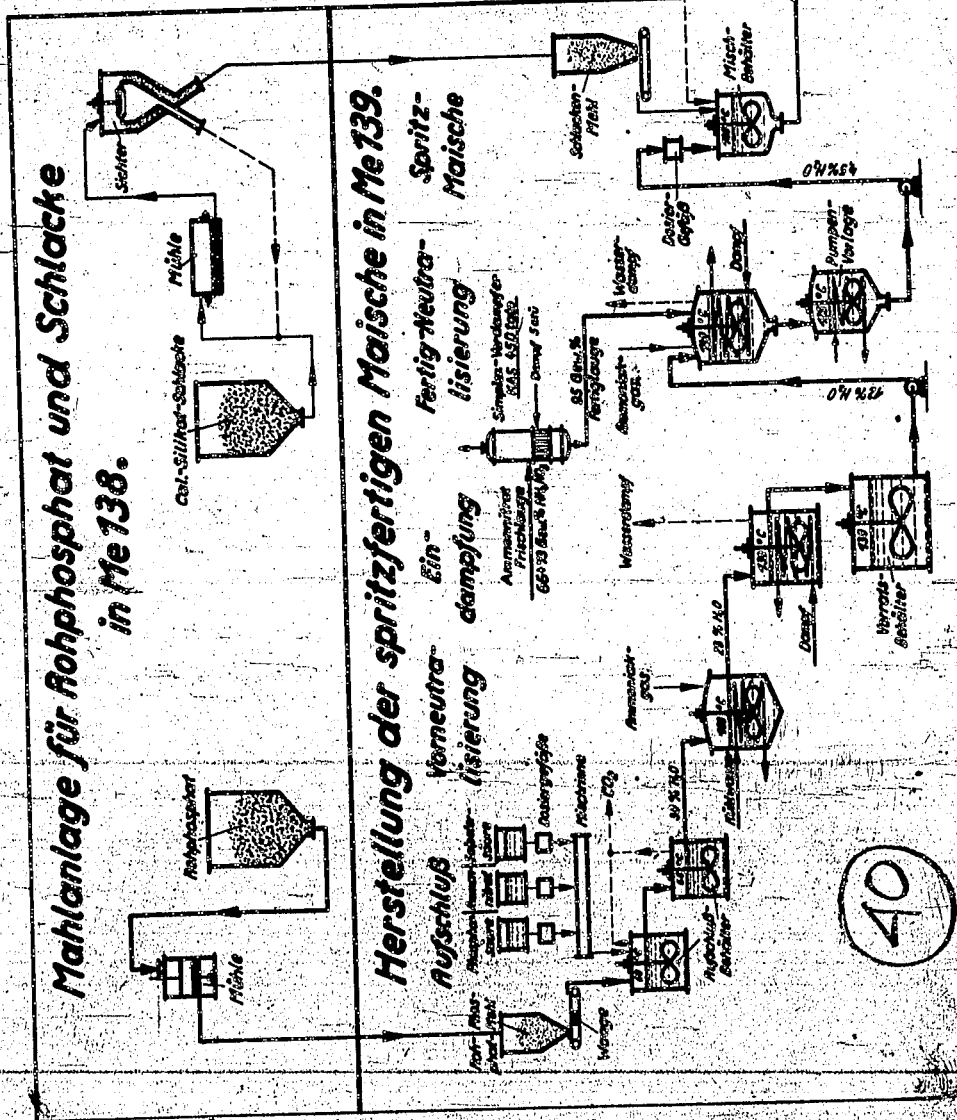
19"

# K.A.S.- oder Stickstoffkalkphosphat-Gewinnung.

Verarbeitung der Spritzmaische zu Fertigprodukt.

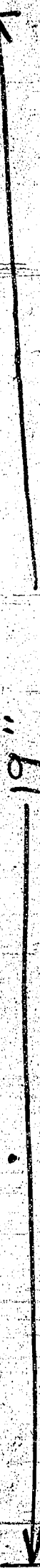
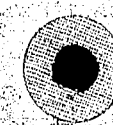
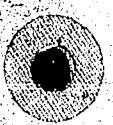
Me 139

Me 141



40

110



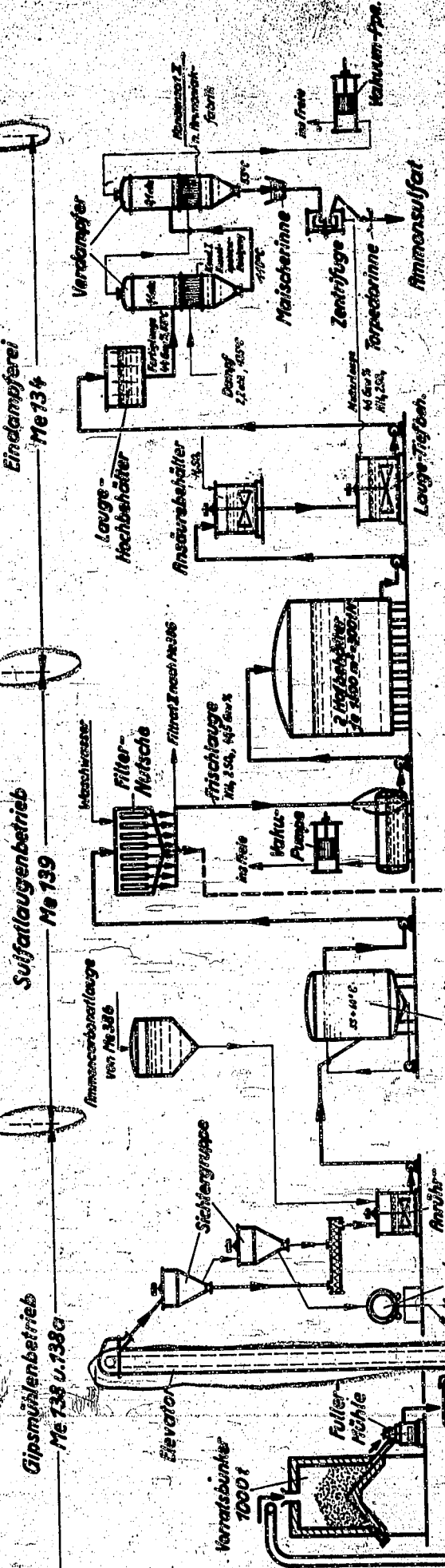
O D A K A F E T Y A L M



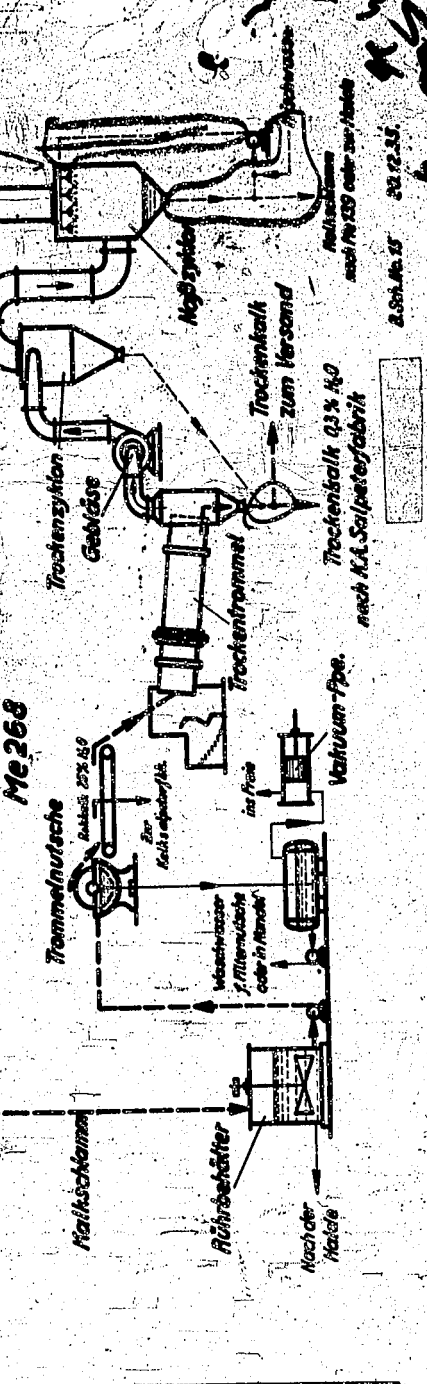
41



**Ammoniumsulfat-Gewinnung.**



**Trockenkalk-Gewinnung.**



Einrichtung	Anzahl der Apparate	Leistung/Std. t/h	Gesamtleistung t/Tag
Gipsmühlbetrieb Me 138	10	10 + 10	2400 + 2400
Füllrührmühlen	6	30 + 25	2800 + 3600
Sulfatlaugebetrieb Me 139	7	8 + 10	~3000 Sulfat
Mangelmühle	1	8	3000 + 3600
Zentrifuge Me 134	16	8	~3000
Ammoniumbehälter	2	8	~4800

3.36 Reichen etwa halbes Leistung.

2.364 Me. 27 22.12.35

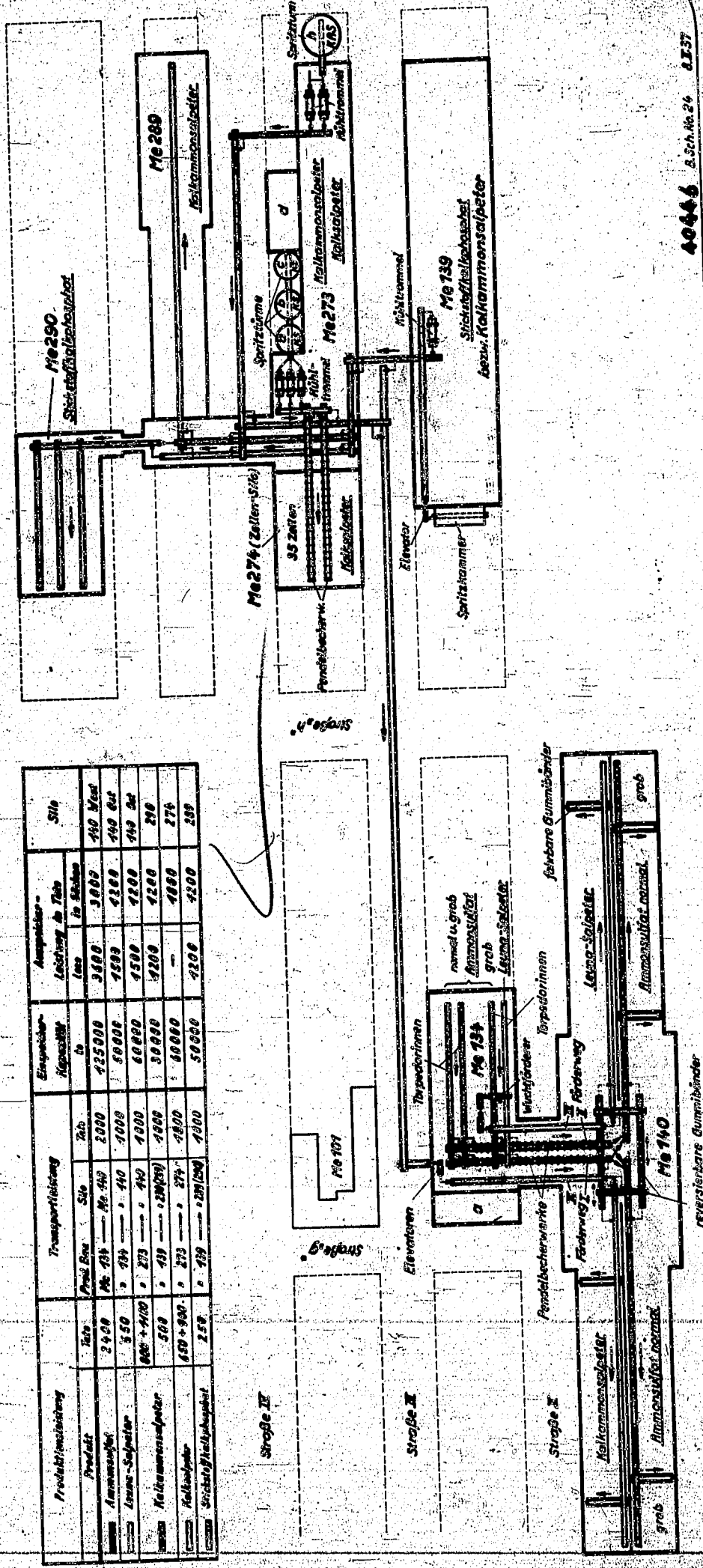
Trockenkalk 93% AS nach K.A. Salpetersäurefabrik

41

*Handwritten notes and signatures in the right margin.*

# Einspeicherwege der Salzbetriebe.

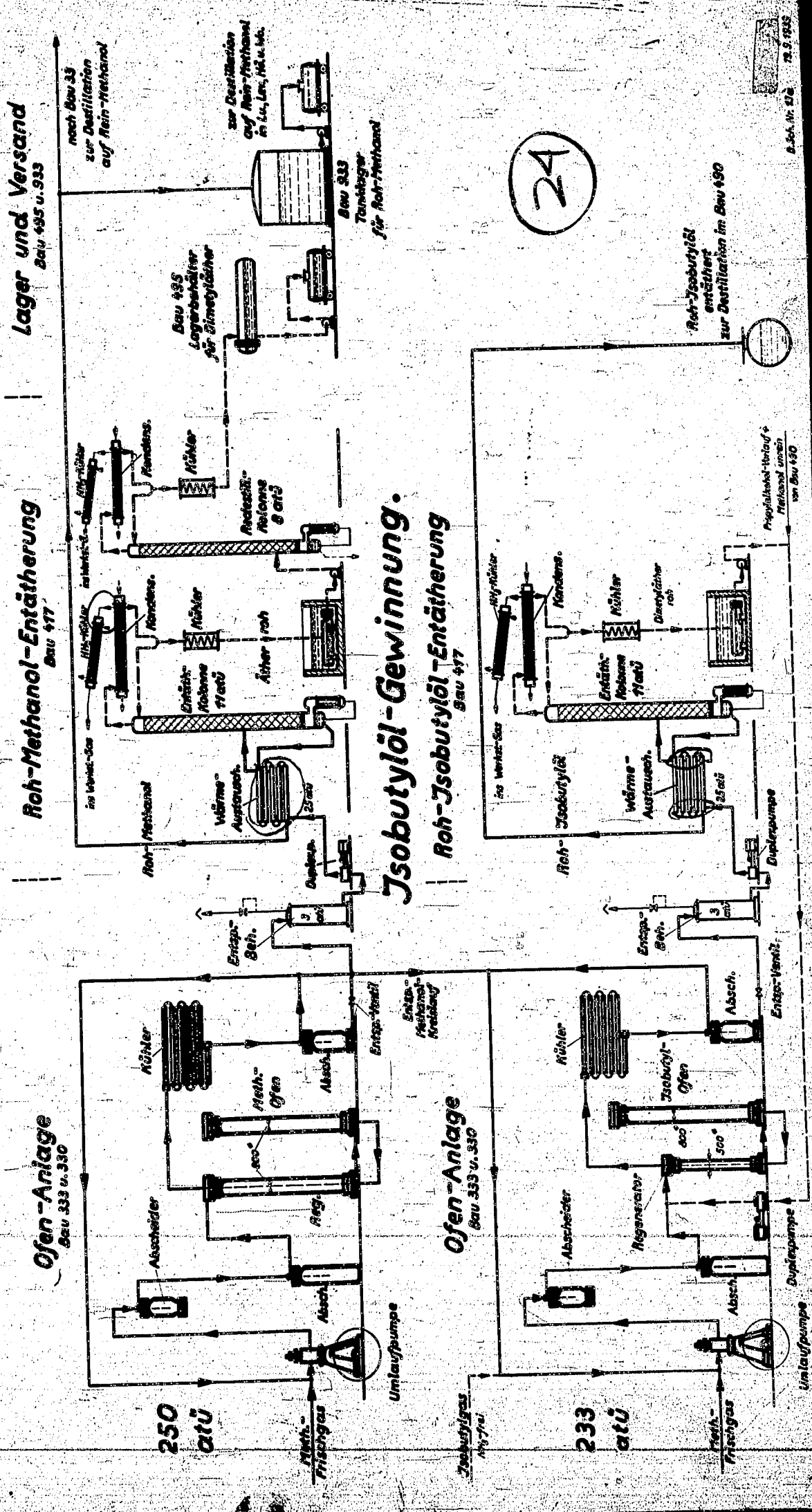
Produktionsart	Transportleistung		Einspeicher-Kapazität	Anspeicher-Leistung in Tonn		Sto
	Produkt	Sto		Leistung in Tonn	Leistung in Tonn	
Produkt	2400	2000	225000	3000	3000	140 Mio
Ammoniumsulfat	2400	2000	225000	3000	3000	140 Mio
Leuzin-Sulfat	500	1000	60000	1500	1500	140 Mio
Kalkammoniumsulfat	500	1000	60000	1500	1500	140 Mio
Kalksalpater	650	1000	60000	1500	1500	274
Stickstoffdüngemittel	250	1000	50000	1200	1200	289



40466 B. Sch. No. 26 8137

19"

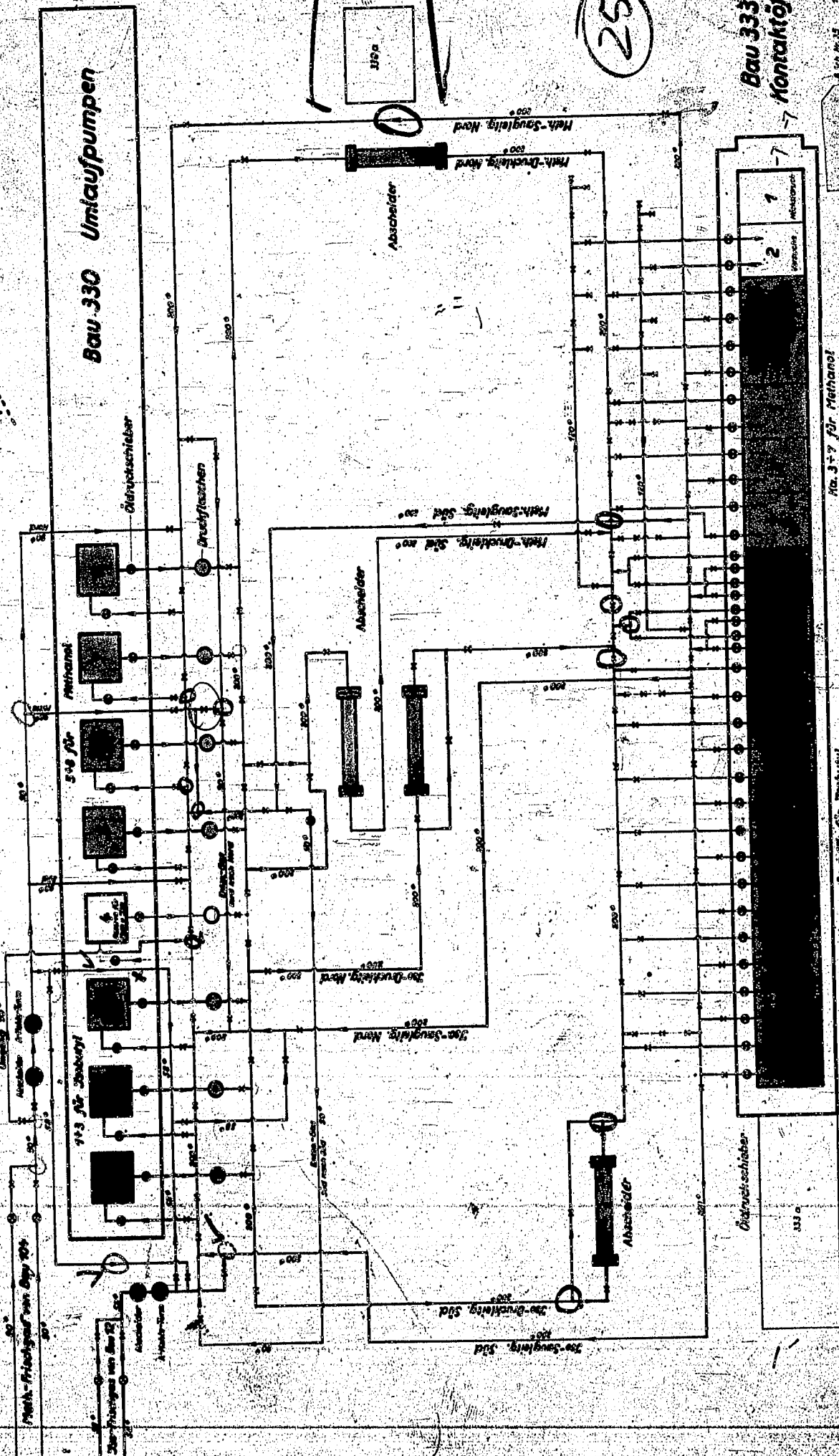
# Methanol-Gewinnung.



24

# Gasleitungen der Methanol- und Isobutylöl-Fabrik.

19"



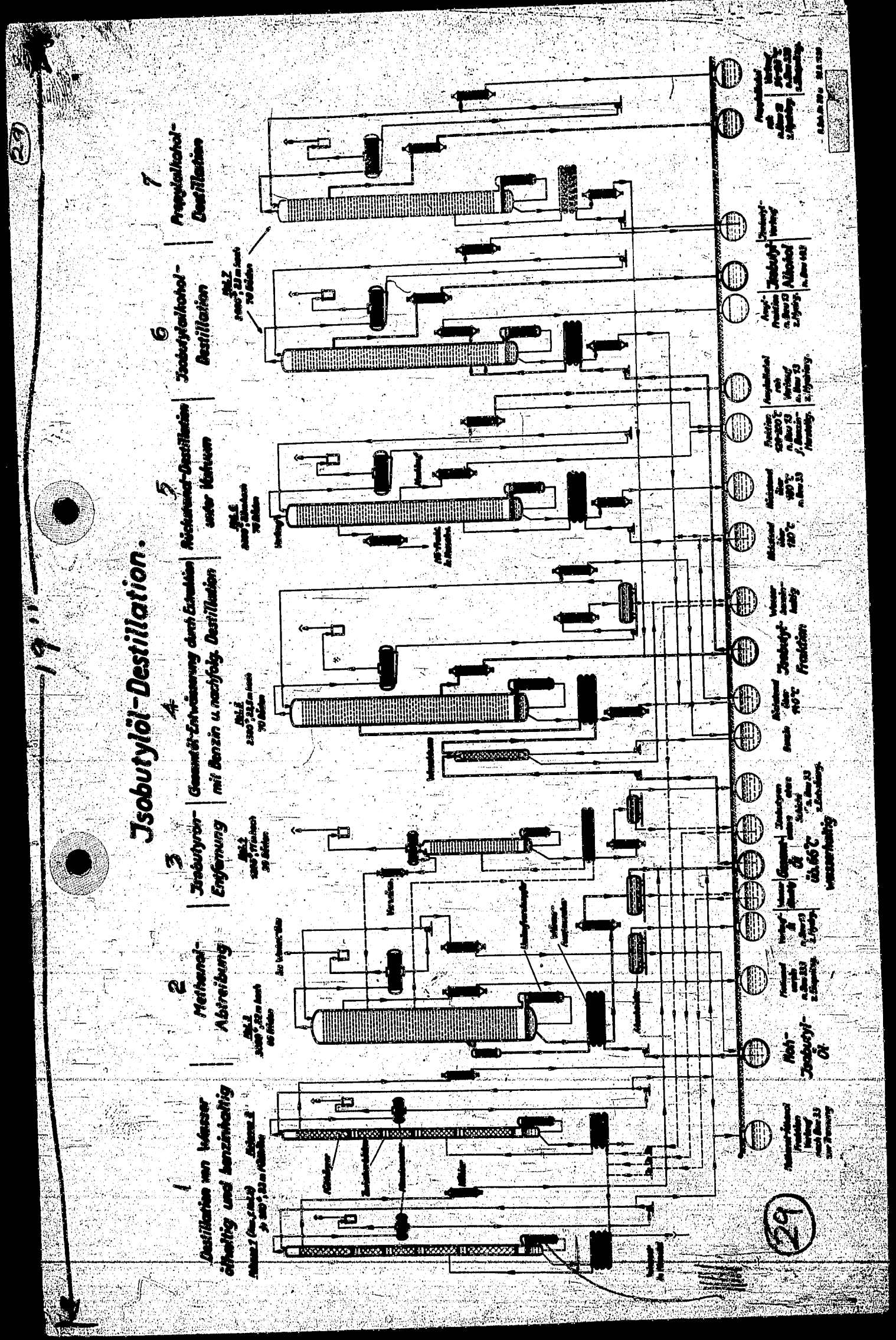
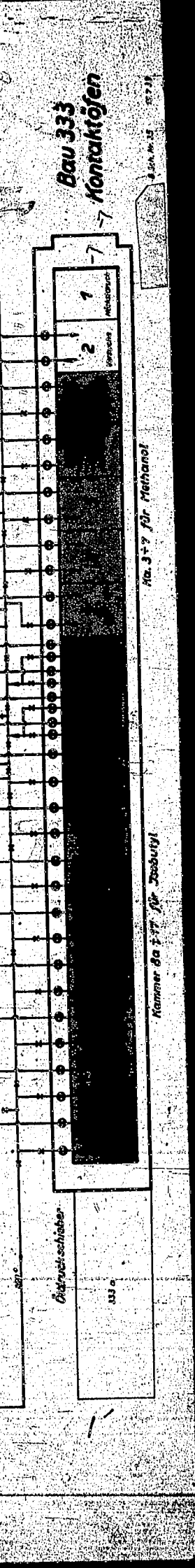
25

Bau 333  
Kontaktöfen



Kammer 8a 1-7 für Isobutyl  
Kammer 8b 1-7 für Methanol

3.50.44.33 27.31



K O D A M S A F E L Y A F I L M

19

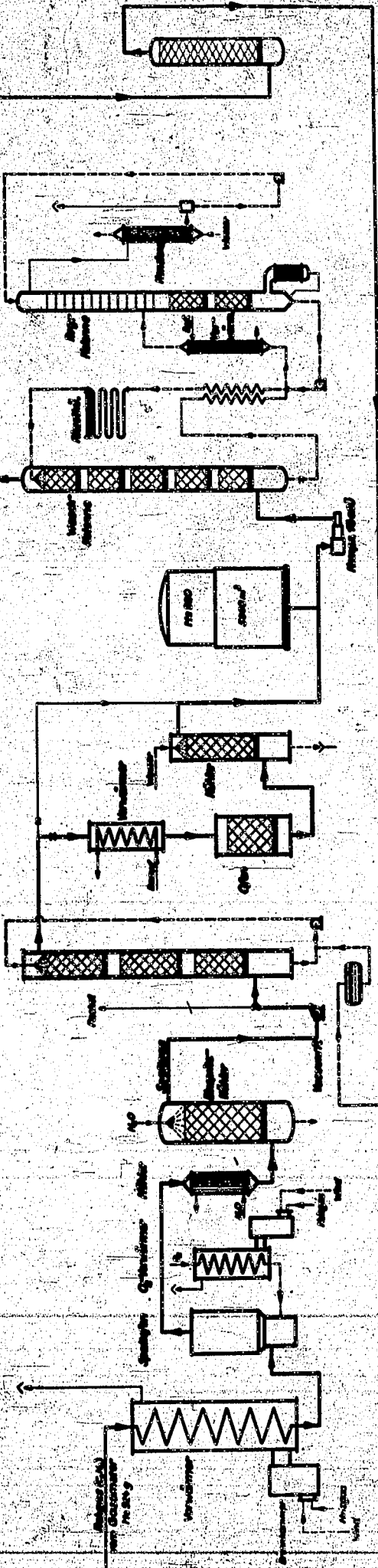
# Aethan-Verarbeitung.

## Spezialanlage

## Soda-Wäsche $C_2H_2$ -Nachhydrog.

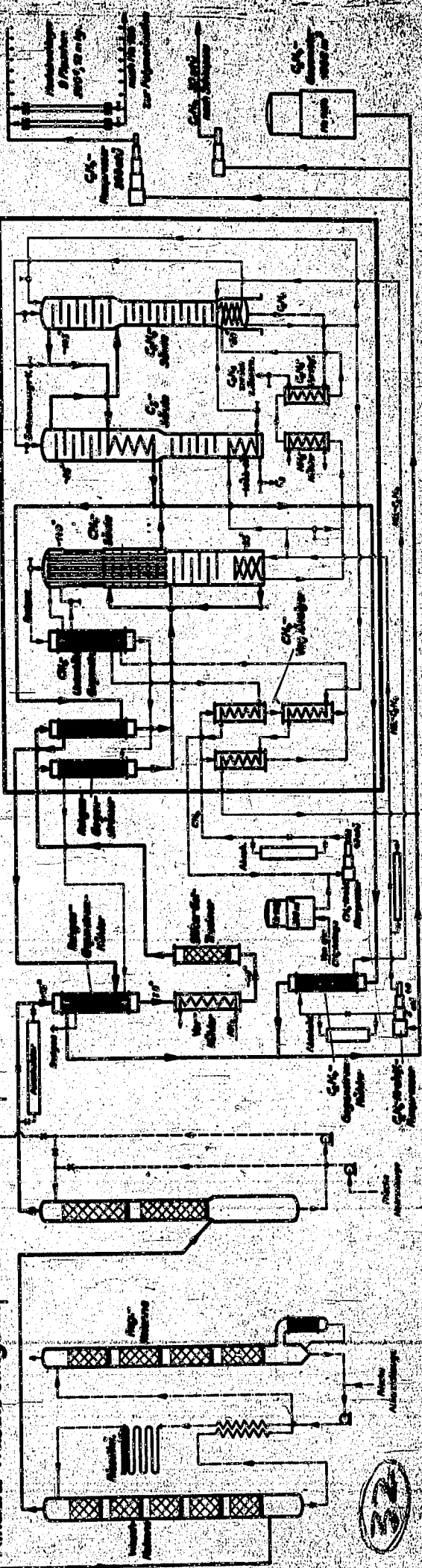
## Öl-Wäsche und Regeneration

## A-Kohle-Reinigung



## Alkalid-Wäsche u. Regener.

## Linde-Anlage

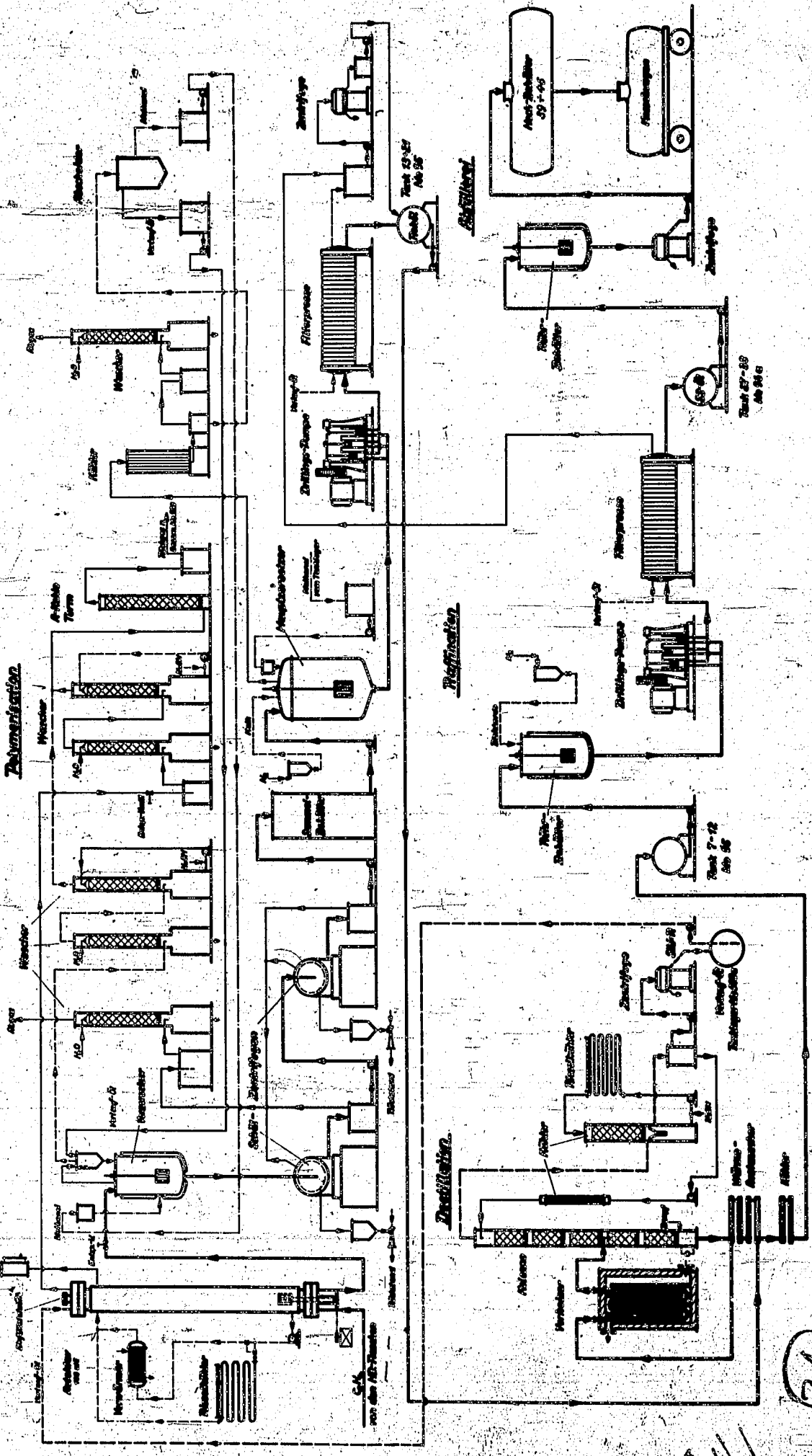


32

19"

### Schemata der SS-Öl-Herstellung

34



34

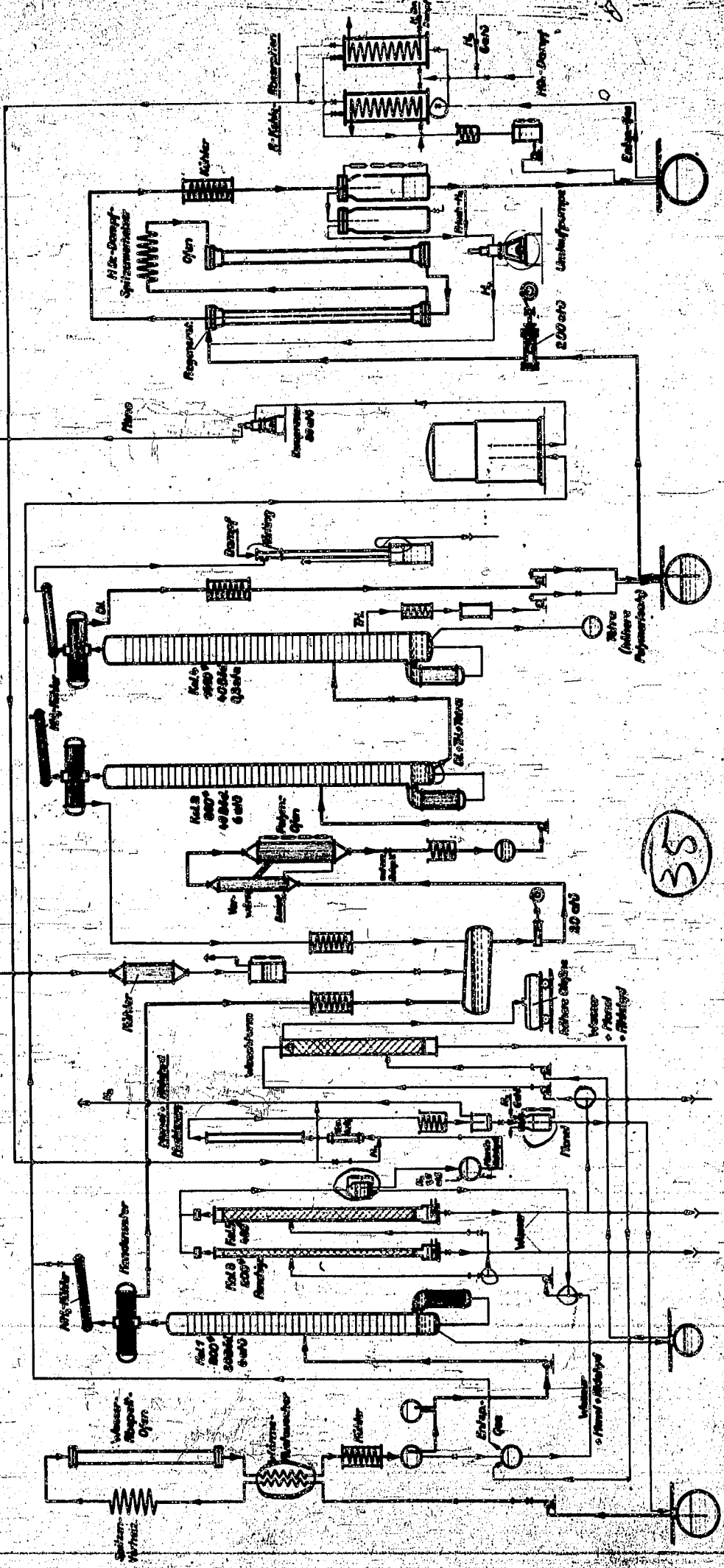
35

# Herstellung von Di. 1000.

Wasser-Abspaltung

Polymerisation

Hydrierung



35

Mord

Mord

Mono

Di. + Tri.

Di. 1000

19



19"

# Schema der Kohlehydrierung.

70% von der  
Feuergasströmung Nr. 304

**Kohlengasreinigung Nr. 307**  
 2 Bunker je 25 t  
 2 Filter je 40 l  
 2 Wäscher je 2,5 t

**Dampfpressen**  
 Nr. 308: 10 Pressen je 25 t  
 Nr. 309: 5 Pressen je 25 t  
 Nr. 310: 5 Pressen je 25 t  
 Nr. 311: 5 Pressen je 25 t  
 Nr. 312: 5 Pressen je 25 t

**Gasreinigung Nr. 307**  
 3 Umwälzpumpen je 30000 m<sup>3</sup>/h  
 3 Umwälzpumpen für beide Phasen

**Krebstück-Wäsche Nr. 309**  
 3 Wäscher je 40000 m<sup>3</sup>/h  
 und je 100 m<sup>3</sup>/h G

**Zwischenkühler Nr. 301/2**

**Offenkammer Nr. 303/55**  
 3 Offenkammern  
 3 Verflüchtungs-Kammern  
 3 Verflüchtungs-Kammern

**Offenkammer Nr. 304/55**  
 3 Offenkammern  
 3 Verflüchtungs-Kammern

**Offenkammer Nr. 305/55**  
 3 Offenkammern  
 3 Verflüchtungs-Kammern

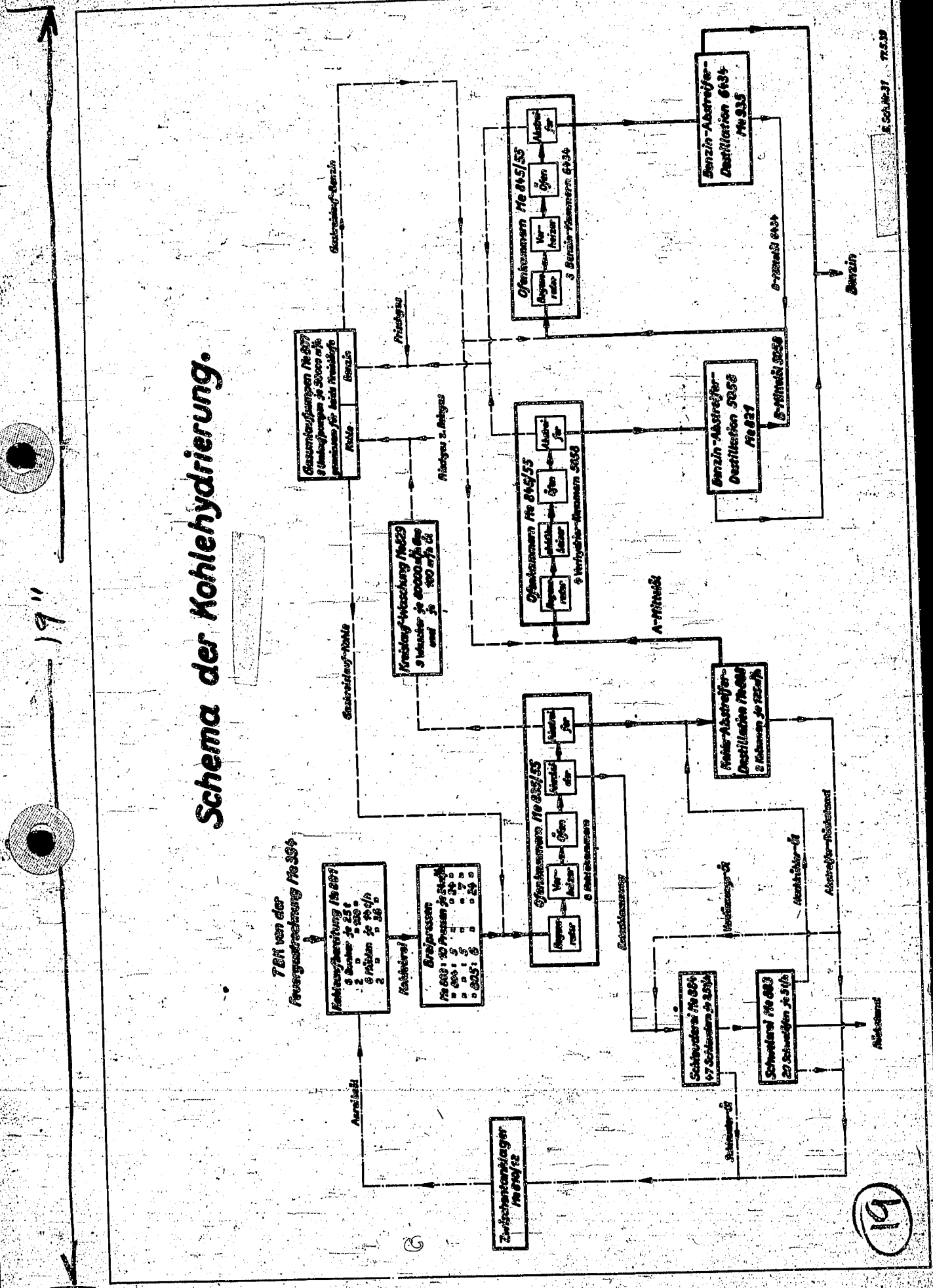
**Schwefel Nr. 304**  
 67 Schwefel je 2,5 t

**Schwefel Nr. 303**  
 27 Schwefel je 5 t

**Kohl-Abstreifer-  
Destillation Nr. 306**  
 2 Kolonnen je 250 t/h

**Benzin-Abstreifer-  
Destillation Nr. 308**  
 2 Kolonnen je 250 t/h

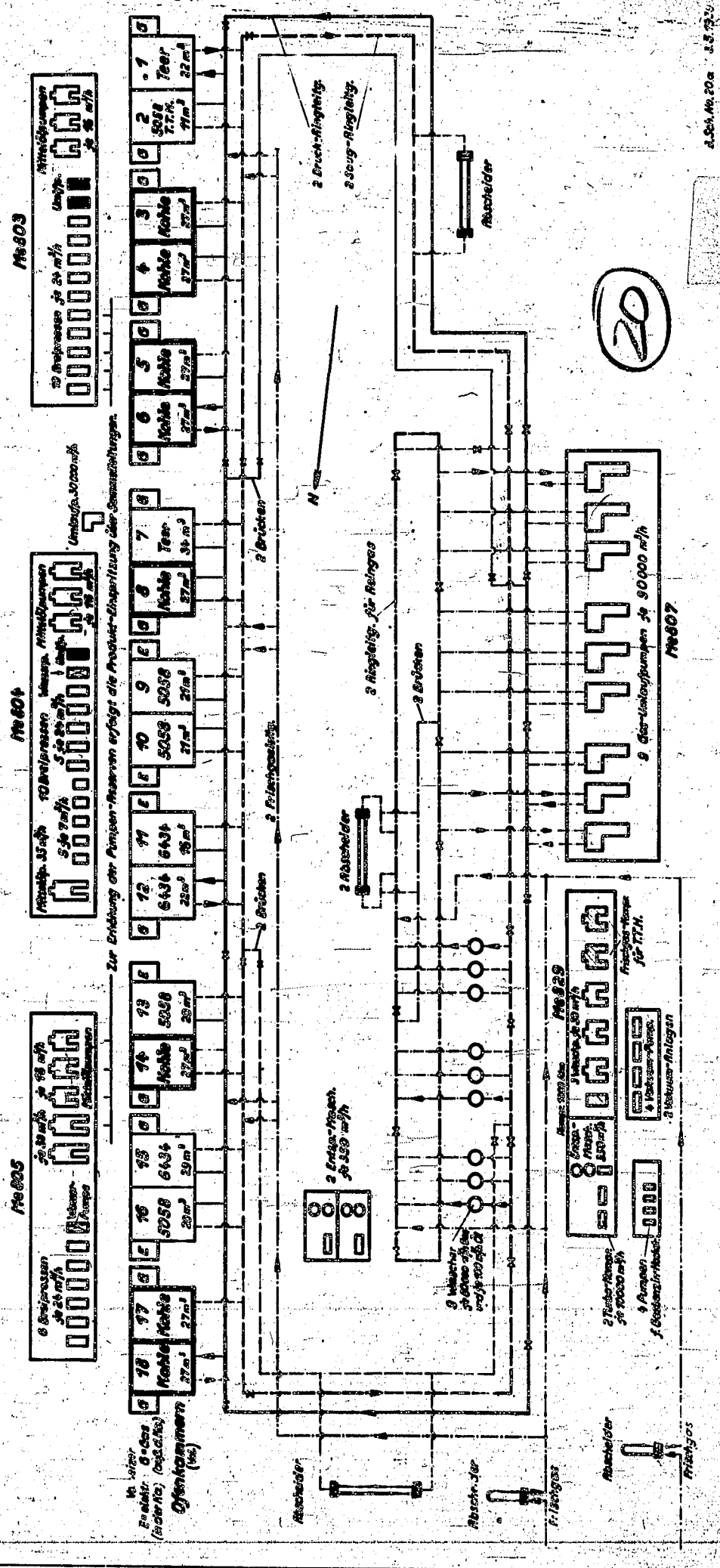
**Benzin-Abstreifer-  
Destillation Nr. 305**  
 2 Kolonnen je 250 t/h



19''

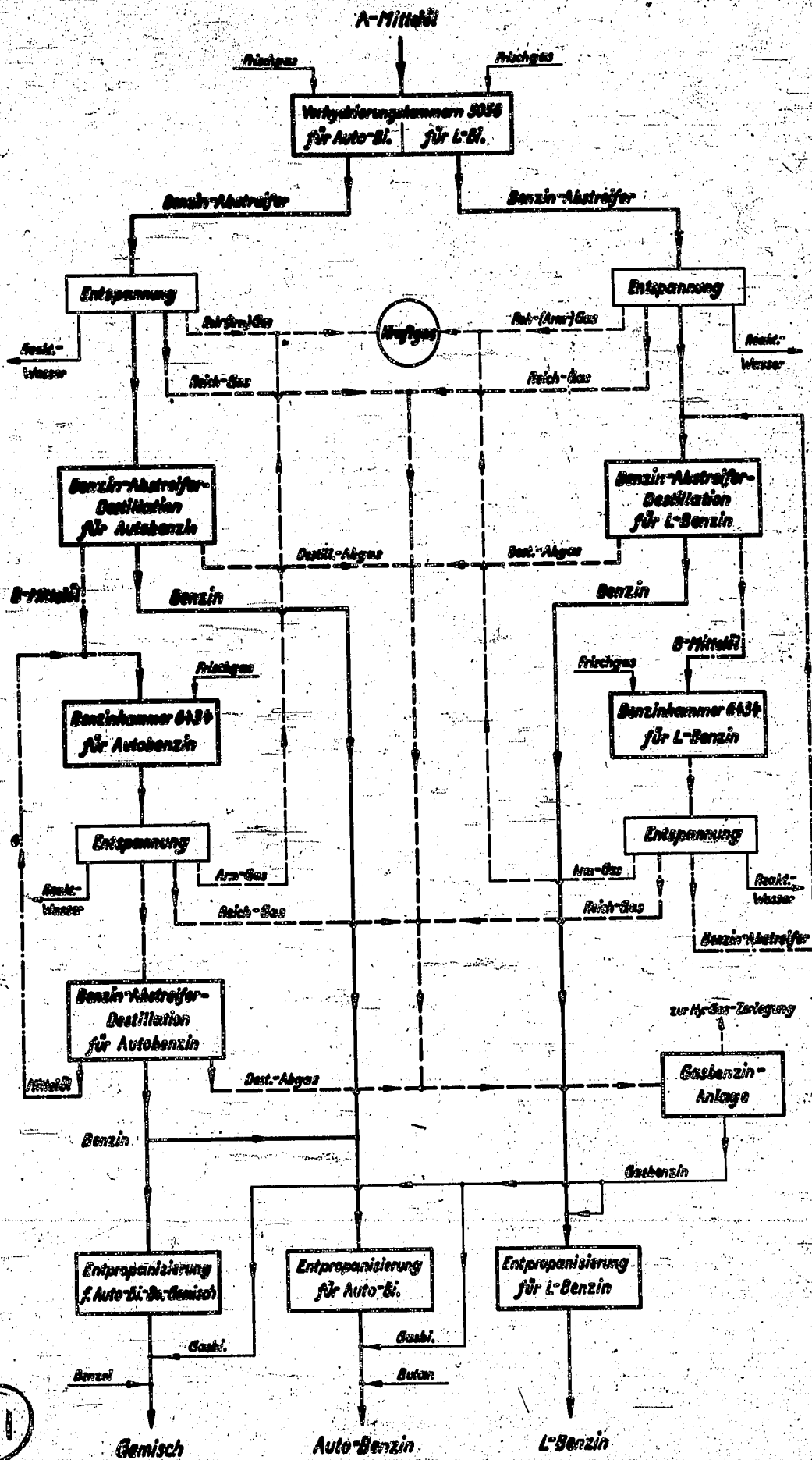
20''

# Hochdruckanlage der Hydrierung. (Stand April 1939)



d.Sch.Nr. 20 a. 3.9.39

# Gasphase der Hydrierung.



(21)

# Gasbenzinaanlage u. Hy-Gas-Zerlegung.

(22)

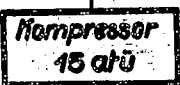
von der COG-Anlage

v.d. Benzinabstr. Entsp. 4at  
v.d. Benzinabstr. Tanks

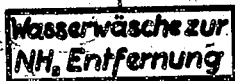
v.d. 3 Entpropanisierungen  
v.d. 3 Benzinabstr. - Destill.



22

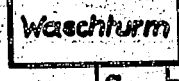
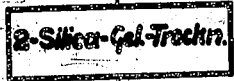


Gasbenzin →



Linde-Anlage

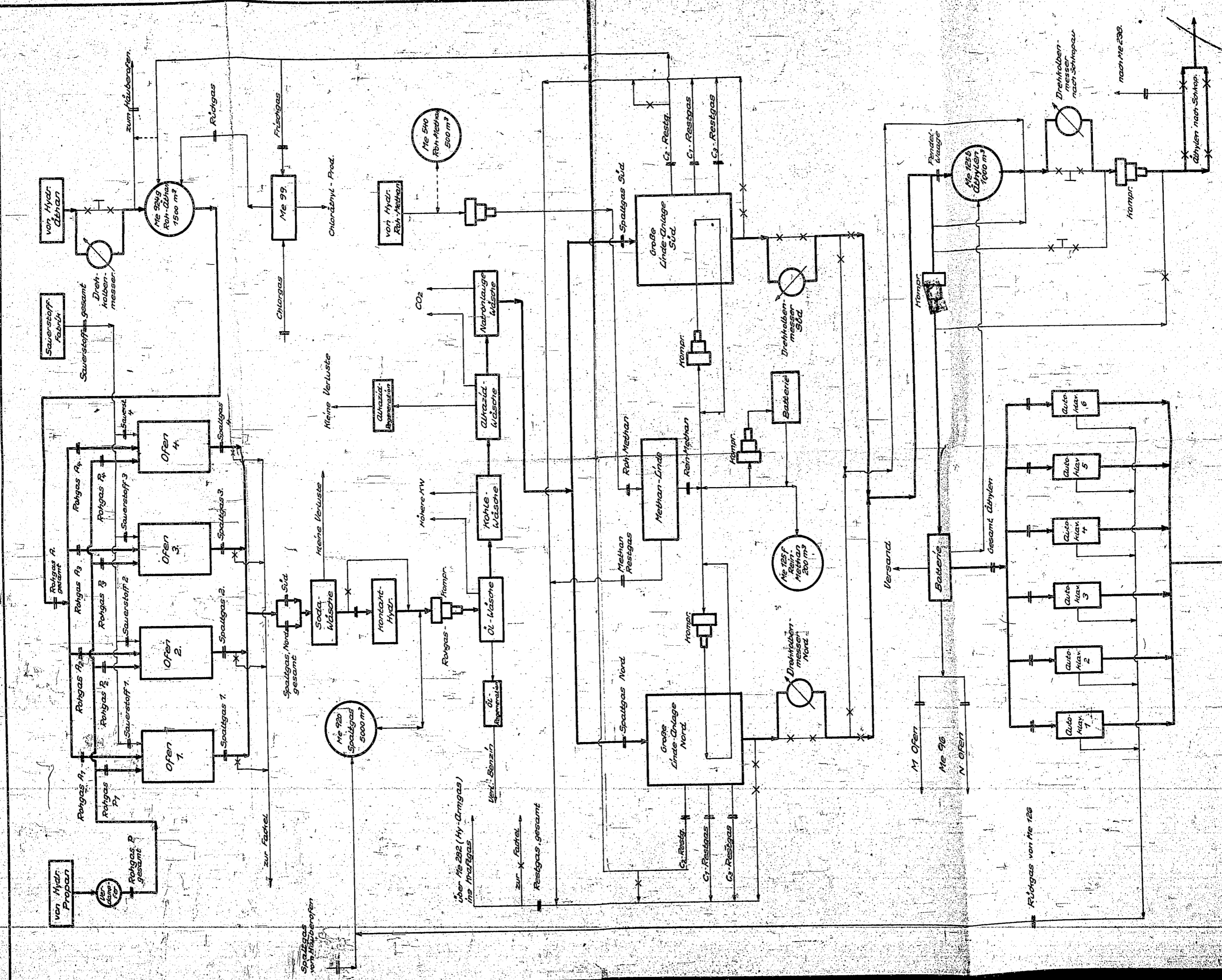
Gerlach-Anlage



Restgas ins Kraftgas    Äthan    Propan    Butan

Butan    Äthan    Propan    Restgas ins Kraftgas

# Produktionsschema von Äthan-Verarbeitung und Äthylen-Zerlegung.



13.3.47. Betriebskontrolle Me 201. Dr. Schröder/2507.8. Kaffner

K O C U A K S A F E T

18" x 24" neg stat only

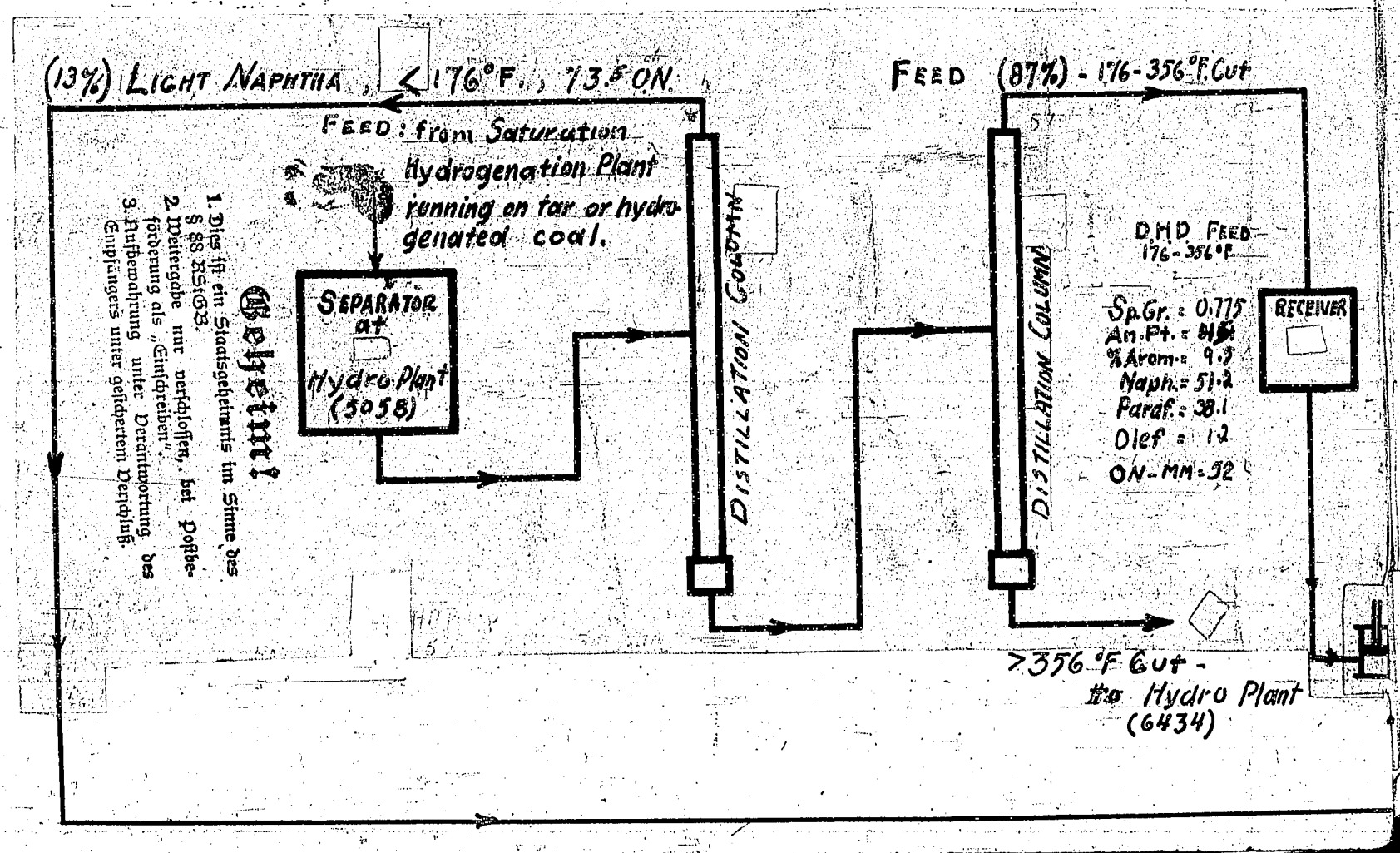
240

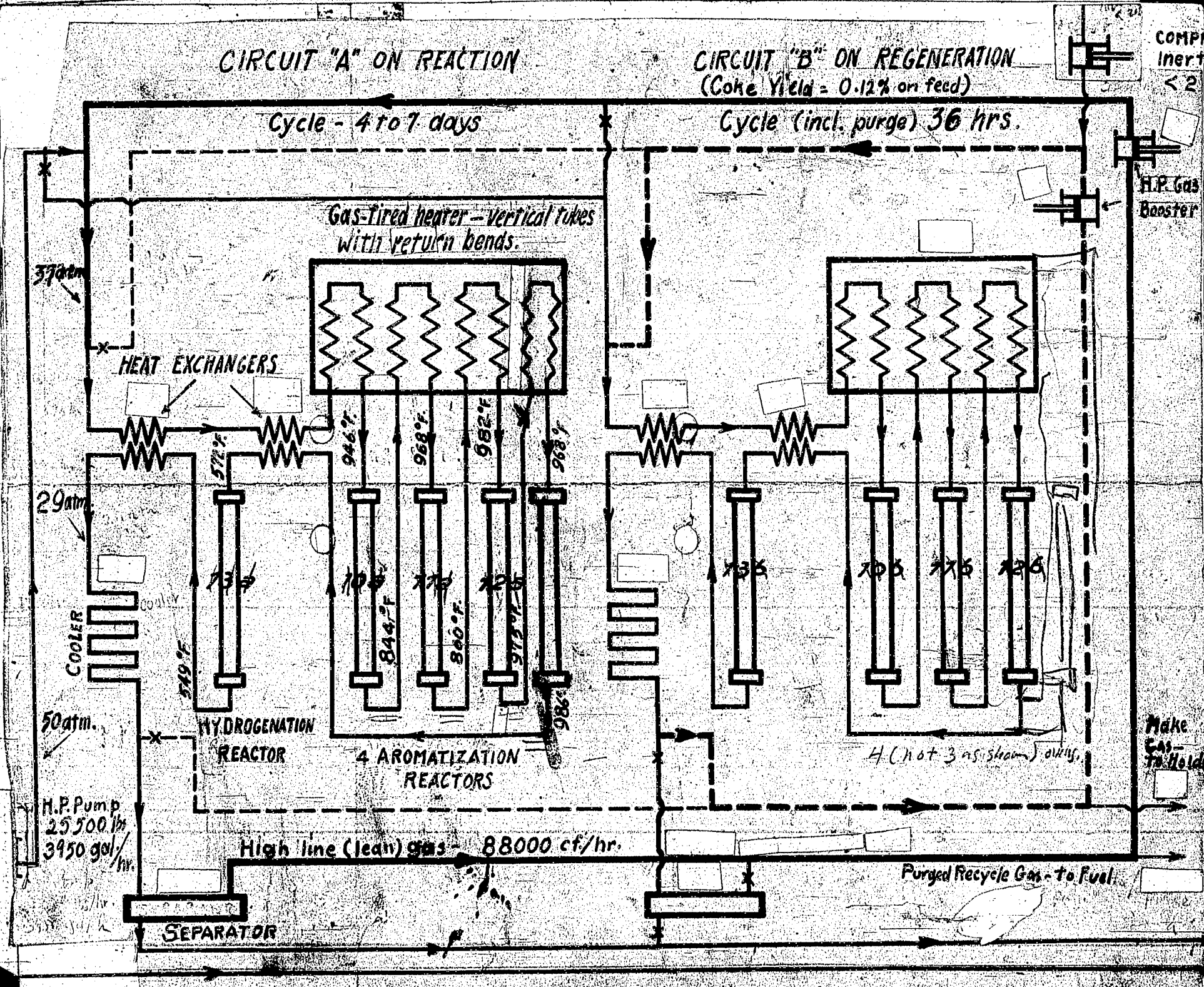
# FLOW SHEET OF AROMATIZATION PLANT (D.H.D. UNIT)

LEUNA WORKS

18" x 24" neg stat only

One of four units (three were still under construction) having a total rated capacity of tons 175





SSOR  
air  
O<sub>2</sub>

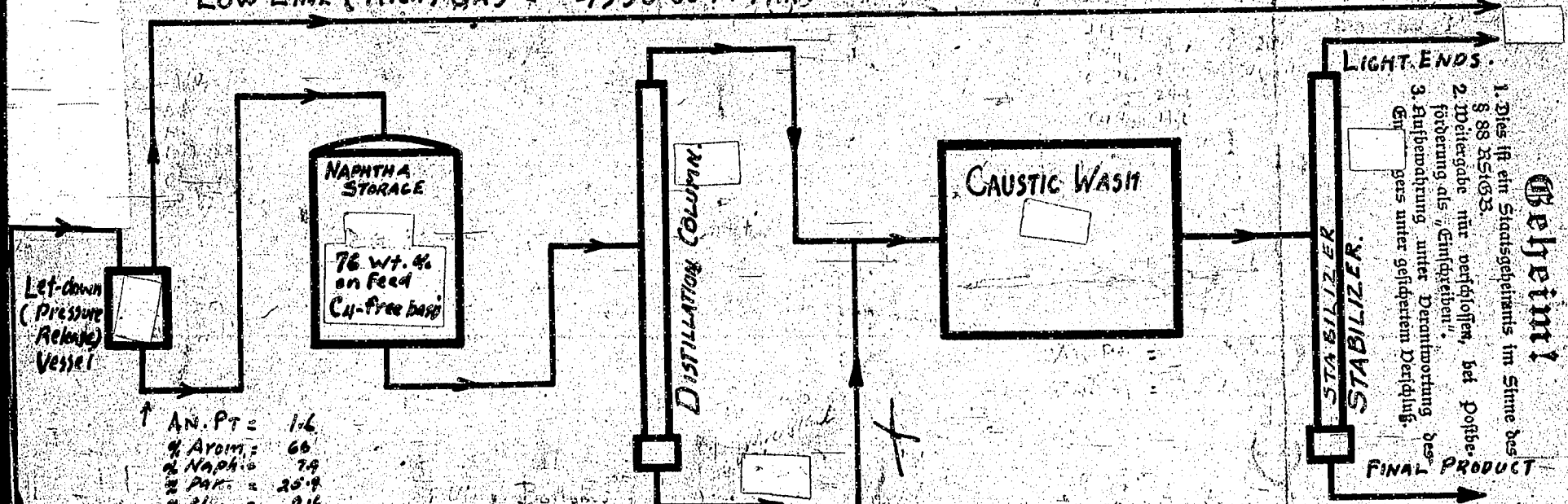
Reflow 19

2 2 4 2 5 2 2 2 2

38

H<sub>2</sub> = 14  
C<sub>1</sub>H<sub>4</sub> = 20.7  
C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> = 27.0  
C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> = 24.2  
C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> = 19.2  
C<sub>5</sub>+ = 2.8  
N<sub>2</sub>+CO<sub>2</sub> = 5.1

LOW LINE (RICH) GAS - 4550 CU.FT./HR.



An. Pt = 1.6  
% Arom = 66  
% Naph = 7.9  
% Par = 25.9  
% Olef = 0.6  
O.N.-MM = 82.5

Lean Gas  
H<sub>2</sub> = 57.4  
C<sub>1</sub>H<sub>4</sub> = 28.0  
C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> = 29.5  
C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> = 24.0  
C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> = 18.8  
C<sub>5</sub>+ = 0.1

LIGHT NAPHTHA  
An. Pt = 52  
% Arom = 58.5  
% Naph = 46.2  
% Par = 48.7  
Olef = 0.6  
O.N.-MM = 73.5

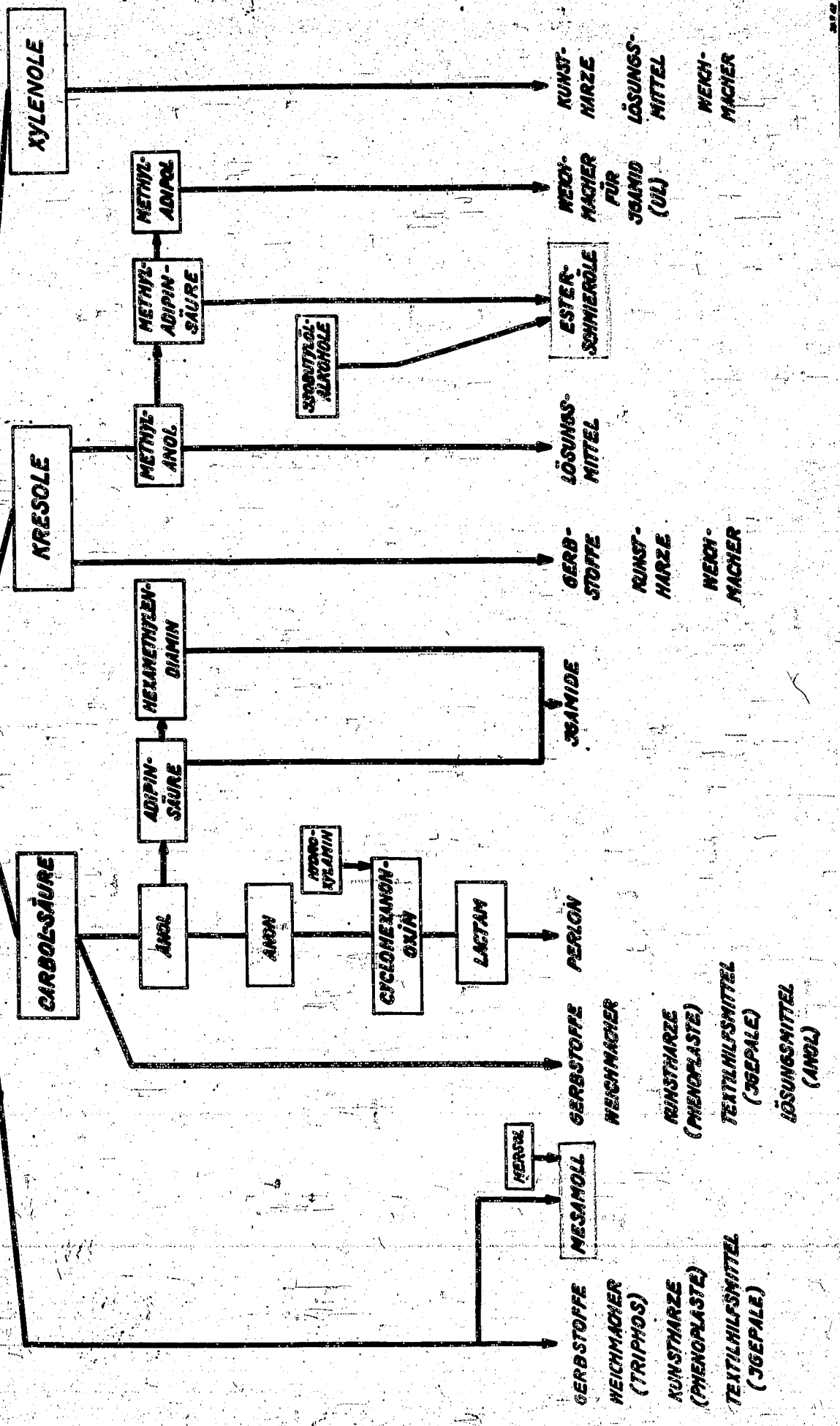
Light Naphtha - 176°F. FOP, 73.5°N.

An. Pt = 6.9  
% Arom = 52  
% Naph = 14.4  
% Par = 33.0  
% Olef = 0.6  
O.N.-MM = 80.5  
" " " " = 91.5  
RVP = 6.6



171a

# PHENOLÖLE

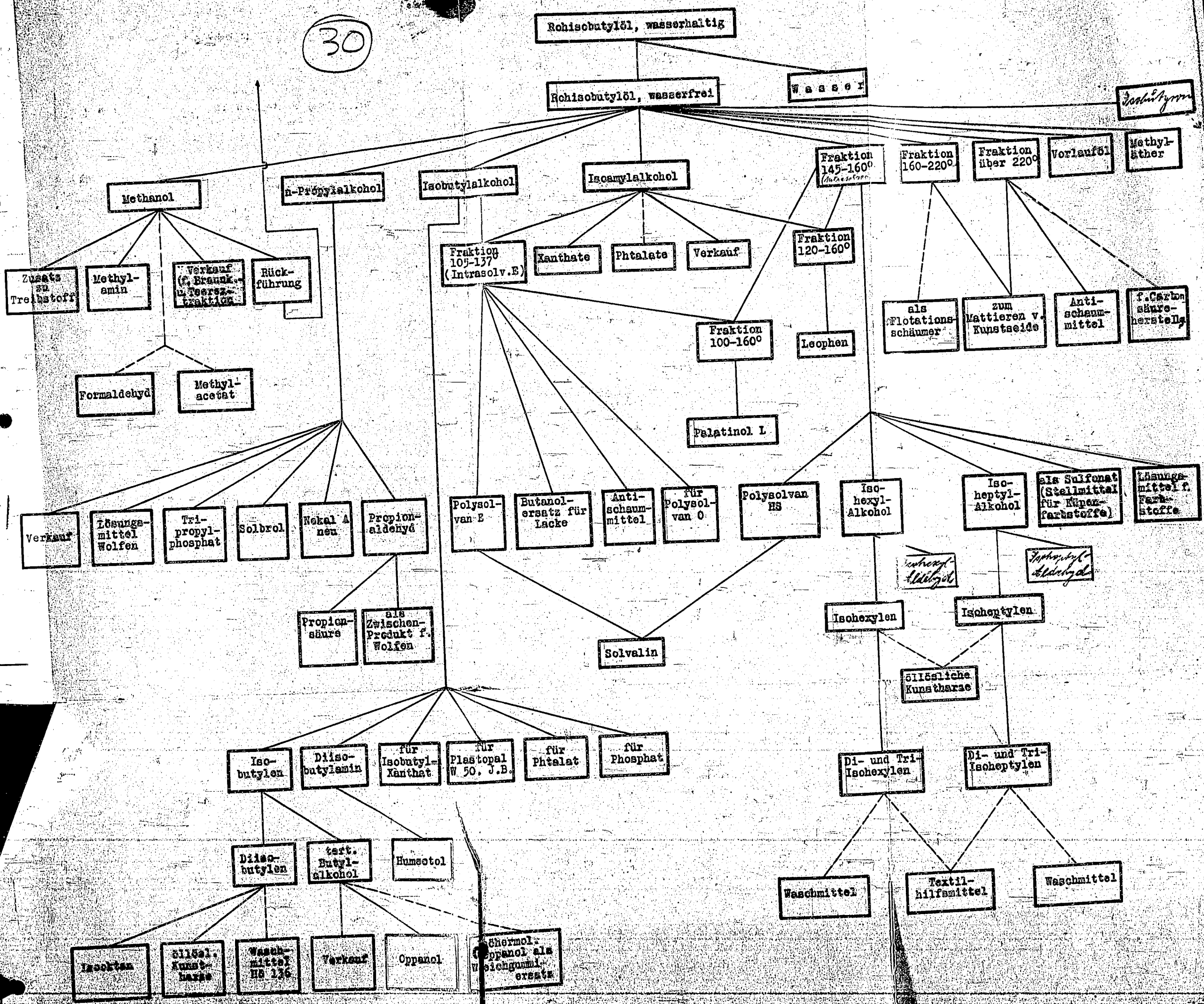


55699

212  
DU-1047

240

# Verwertung der Isobutylöl-Produkte



30

13

Isobutan  
 51861 Kunstharze  
 Waschmittel HB 136  
 Verkauf  
 Oppanol  
 Schermol Oppanol als Weichgummierersatz

USSRS V-20

Kompressibilität von sehr hohen  
technisch wichtigen reinen Stoffen  
sowie Gemischen

Micro film

etriebskontrolle Me 201  
Physik. Laboratorium

Leuna-Werke, am 13. Januar 1941.



Kompressibilität von Betriebsgasen, technisch wichtigen  
reinen Gasen sowie Gemischen.

Von Dr. Roeber.

Verteilung:

- 1 x Dr. Seiferheld
- 1 x Schaps
- 1 x Dr. Zschiesche
- 2 x Dr. Holm
- 1 x Dr. Grenacher
- 1 x Dr. Roeber
- 1 x Dr. Hörold
- 1 x Dr. Koppe
- 1 x Dr. Dürrfeld
- 1 x OI. Sabel
- 1 x OI. Göppinger
- 1 x Dr. Schunk
- 1 x OI. Cron
- 2 x Betriebskontrolle Oppau
- 3 x Hauptbibliothek Me 24
- 6 x Reserve

$T, T_0$  - Absolute Temperaturen

Berücksichtigt man die von Amagat eingeführte Definition für die Kompressibilität ( $p \cdot v$  Wert):  $(p \cdot v)_A = \frac{p \cdot v}{p_0 \cdot v_0}$ , so gilt:

$$k = (p \cdot v)_A \cdot \frac{T_0}{T}$$

Die wirkliche Gasmenge im entspannten Zustand ist gegeben durch:

$$v_0 = \frac{p \cdot v}{p_0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{1}{k}$$

$\frac{1}{k}$  ist somit der Korrektionsfaktor, mit dem man die nach dem idealen Gasgesetz errechnete Gasmenge multiplizieren muß, um die wirkliche Gasmenge im entspannten Zustande zu erhalten.

Mit Hilfe dieser Kompressibilitätszahlen  $k$  läßt sich ferner das spezifische Volumen eines Gases berechnen. Durch Umformen der letzten Gleichung ergibt sich:

$$v = \frac{p_0 \cdot v_0}{p} \cdot \frac{T}{T_0} \cdot k$$

darin bedeuten:

$v$  = spezifisches Volumen ( $m^3/kg$ ) bei dem Druck  $p$  und abs.Temp.  $T$

$v_0$  = spezifisches Volumen ( $m^3/kg$ ) bei dem Druck  $p_0$  und abs.Temp.  $T_0$

$p, p_0$  = Druck in ata

$T, T_0$  = absoluten Temperaturen.

## 2. Versuchsordnung:

Das in einer Bombe unter Druck stehende Gasgemisch wurde in geeichte Glaskolben auf Atmosphärendruck entspannt und so die reale Gasmenge gemessen. Die Glaskolben standen in einem Wasserbade. Da die größte Ungenauigkeit bei der Druckmessung auftritt, erfolgte die Druckbestimmung in der Bombe mit einer Druckwaage (Hochdruck-Kolbenpresse). Eine schematische Darstellung der gesamten Versuchsanordnung ist in Anlage 1 wiedergegeben.

### a. Die Hochdruckapparatur.

Die Betriebsgase wurden im Betriebe in Druckbomben abgefüllt, wobei zur Verhinderung des Mitreißen von Wasserspuren oder Schmutz aus den Leitungen das Gas durch einen Abstreifer und ein Trockenrohr strömte. Das Trockenrohr enthielt neben Glaswolle eine dünne Schicht von wenigen Körnern Chlorkalzium. Eine Absorption von Gasanteilen durch das Chlorkalzium konnte unberücksichtigt bleiben, da vor dem Füllen der Bomben einige Zeit lang Betriebsgas durch das Trockenrohr hindurch ging und so eine Sättigung des Chlorkalziums mit den in Frage kommenden Gasbestandteilen

ten erfolgte. Die gefüllten Druckbomben und Flaschen wurden im Meßraum einzeln nacheinander oder gleichzeitig an das vorgesehene Hochdruckrohr angeschlossen und konnten nun zur Füllung der Versuchsdruckbombe verwendet werden. Da eine Kompression des Betriebsgases auf den für den Versuch vorgeschriebenen Druck im Labor nicht durchführbar war und der Druckabfall des Betriebsabfülldruckes beim Anschließen der Abfülldruckflaschen an die Versuchsbombe und beim späteren Spülen der Verbindungsleitungen möglichst klein zu halten war, mußten praktisch stets mehrere Abfüllgefäße an das Anschlußrohr gelegt werden. Die Spülung der Verbindungsrohre und der Druckbombe mit dem zu messenden Gase schloß sich an. Nach der Füllung auf den jeweils erforderlichen Druck wurde die Versuchsbombe zur genauen Druckmessung über ein Hochdruckkapillar und einen Abstreifer an eine mit Glycerin gefüllte Druckwaage, die mit einem Kontrollmanometer ausgerüstet war, angeschlossen. Unter Verwendung der vorgesehenen Füllpreßpumpe konnte der mit den entsprechenden Gewichten belastete Kolben der Druckwaage zum Einspielen gebracht werden. Der vor der Druckwaage liegende Abstreifer verhinderte dabei ein Übertreten des Glycerins in die zur Druckbombe führende Kapillare. Hatte die Bombe eine gewisse Zeit in einem Wasserbade auf der vorgeschriebenen Temperatur gestanden, so war der Druck ( $p$ ) in der Druckbombe mittels der Druckwaage eingestellt. In Verbindung mit dem Werte des Volumens ( $v$ ) der Bombe (Bestimmung siehe unter c) lagen damit die Größen von Temperatur ( $T$ ) und Druck ( $p$ ) des komprimierten Gases fest.

b. Die Niederdruckapparatur.

Das im Druckzustande gemessene Gas wurde nach Öffnen eines Regulierventils durch eine enge Kapillare in geeichte Glaskolben verschiedener Größe, die sich in einem Wasserbade befanden, auf Atmosphärendruck entspannt. Auf dem Wege in die Kolben strömte das Gas durch eine im Wasserbad liegende Kihlschlange und nahm so nahezu die Wasserbadtemperatur an. Die Glaskolben sowie die Zuleitungen waren vor Gaseintritt auf 0,5 mm Quecksilbersäule gepumpt. Das Vakuum wurde mit einem an die Zuleitung angeschlossenen Quecksilbermanometer gemessen. Die Füllung der Kolben erfolgte einzeln und langsam, so daß der Füllvorgang laufend am Quecksilber-Manometer beobachtet werden konnte. War das Gas bis auf wenige mm Quecksilber-Überdruck aus der Druckbombe abgelassen, so stand zur Messung der restlichen Gasmenge ein veränderliches Volumen von maximal 500 cm<sup>3</sup> in einer Quecksilber-Bürette mit Heßgefäß zur Verfügung. Die gefüllten Glaskolben, die Bürette mit Zuleitungen sowie die Druckbombe mit den Kapillaren wurden nun durch Ausgleich der Wasserbäder auf dieselbe Temperatur gebracht und gleichzeitig an das Quecksilber-Manometer

angeschlossen. Durch Heben und Senken der Quecksilberoberfläche in der Bürette konnte das Gesamtvolumen des entspannten Gases auf Atmosphärendruck ausgeglichen werden. Damit lag das Niederdruckvolumen bei der Wasserbadtemperatur und dem Barometerstand fest. Die Reduktion dieser Gasmenge auf  $0^{\circ}\text{C}$  ( $T_0$ ) und 760 mm Quecksilber ( $p_0$ ), wobei das ideale Gasgesetz zu Grunde gelegt und das Gas als trocken angesehen wurde, führte zu dem für die Rechnung erforderlichen Volumenwert ( $v_0$ ).

c. Die Messung von Druck, Temperatur und Volumen.

Bei den Hochdruckmessungen fanden die für die verschiedenen Druckbereiche (20, 50, 100, 200, 500  $\text{kg}/\text{cm}^2$ ) vorgesehenen Einsatzzylinder und Kolben der Druckwaage jeweils Anwendung. Innerhalb dieser Druckgebiete steigt somit der prozentuelle Fehler der Einzelmessung mit abnehmenden Drucken an. Der Fehler bleibt jedoch bei allen Messungen ebenso wie bei den Druckbestimmungen mittels Quecksilber-Manometer in der Niederdruck-Apparatur unterhalb 1 ‰.

Da zu Beginn der vorliegenden Versuche noch keine Druckwaage zur Verfügung stand, wurden die ersten Messungen bei niedrigen Drucken mittels geeichter Kontroll-Manometer durchgeführt. Die hiermit erzielte Genauigkeit ist geringer.

Die Temperaturmessungen wurden mit geeichten Quecksilber-Thermometern während der Versuchsdauer laufend durchgeführt. Zur Vermeidung von größeren Temperaturschwankungen in den Wasserbädern waren Umlaufpumpen eingebaut. Die über Zimmertemperatur liegenden Bäder regulierte ein Kontakt-Thermometer mittels elektrischen Heizkörpern. Es war dadurch eine Temperaturkonstanz der Bäder von  $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$  während der Versuchsdauer gewährleistet.

Die Volumenbestimmung der Versuchs-Druckbomben und der Glaskolben der Entspannungsapparatur erfolgte durch Auswägen mittels Wasser von  $15^{\circ}\text{C}$  mit einem Fehler von etwa 1 ‰. Die spezifische Ausdehnung des Durchmesser der Druckbomben bei starken Innendruck konnte vernachlässigt werden, da der dadurch verursachte Fehler bei den hier verwendeten Drucken (maximal 220 ata) weit unterhalb der Meßgenauigkeit bleibt.

Einige Schwierigkeit bereitete die Volumenbestimmung der Zuleitungen.

Die volumetrische Meßmethode nach dem Boyle-Mariotte'schen Gesetze mittels Stickstoff und das Einfüllen von abgewogenen Wassermengen führte schließlich zu Werten, die gemittelt zu Grunde gelegt wurden.

Für die Versuche bis 30 ata standen Versuchs-Druckbomben mit  $352\text{ cm}^3$ , für den Druckbereich von 30 bis 210 ata solche mit ca  $100\text{ cm}^3$  Inhalt zur Verfügung. Da hierbei mit steigendem Druck größere Gasmen-

Anwendung kamen, blieb die Empfindlichkeit der Messungen weitgehend konstant (volumetrisches Verfahren). Es war aber erforderlich, Niederdruckapparaturen mit verschiedenen großen Fassungsvermögen zu bauen.

### 3. Eichversuche und Meßergebnisse.

Die Versuche begannen mit Messungen der Kompressibilität von Stickstoff bei den Temperaturen von 25 und 50 °C. Sie wurden, da sie als Eichversuche angesehen werden sollten, mit den Kompressibilitätszahlen von Bartlett, Cupples und Tremearne nach Nitsche (1931) verglichen und mit diesen als Funktion des Druckes in Anlage 2 zusammengestellt. Aus den Kurven ist ein relativer Fehler von 0,5 % für die Einzelmessung der Kompressibilitätszahl zu entnehmen. Zur Kontrolle der Messungen wurden Stickstoff-Eichversuche regelmäßig zwischen die Betriebsuntersuchungen eingelegt.

Die gemessenen Betriebsgase sind in der Übersicht I aufgezählt und in der Anlage 3 - 29 in Abhängigkeit von Druck und Temperatur in Kurven dargestellt. Neben den Hy-, Sti- und Methanol-Gasen kamen Aethylen, Schäfergas, Spaltgas und verschiedene Gasgemische, die im Laboratorium zu Vergleichszwecken hergestellt wurden, zur Untersuchung. Eine Gegenüberstellung der gemessenen Hy-Gase und Labor-Gemische (Anlage 17) zeigt die Abhängigkeit der Kompressibilitätszahl von der Gaszusammensetzung. Die Übersicht II (S. 6/7) enthält die für den technischen Gebrauch ausgewerteten reinen Gase und Gasgemische; in der Anlage 30 - 57 sind sie in Kurven dargestellt.

#### I. Zusammenstellung der gemessenen Betriebsgase.

Anlage	Betriebsgas - Art	Betrieb Me	Temp.-Bereich °C	Druckbereich ata
3	Spaltgas vor der Lindeanlage	125 C	10 bis 50	6 bis 20
4	Schäfergas vor der Lindeanlage	387	15	9 bis 17
5	Aethylen hinter der Lindeanlage	126	10 bis 50	1 bis 32
6	Aethylen hinter der Lindeanlage	126	10 bis 50	1 bis 210
7	Restgas, Eingang Ölwäscher (Meßstelle 6)	914	0	10 bis 13
8	Hy-Rohgas vor der Druckwasserreinigung	167	25 bis 85	9 bis 30
9	Hy-Rohgas vor der Druckwasserreinigung	169	10 bis 50	9 bis 30
10	Gasgemisch ähnlich Hy-Rohgas	201 Labor	25 bis 50	9 bis 30
11	Gasgemisch 1 ähnlich Hy-Rohgas	201 Labor	25 bis 85	9 bis 30



Anlage	Betriebsgas - Art	Betrieb Me	Temp.-Bereich °C	Druckbereich ata
12	Hy-Reingas hinter der Druckwasserreinigung	169	10 bis 50	9 bis 30
13	Gasgemisch, ähnlich Hy-Reingas	201 Labor.	25 bis 50	9 bis 28
14	Hy-Rohgas vor der Wasserstoffreinigung	334	10 bis 50	35 bis 200
15	Hy-Reingas hinter der Wasserstoffreinigung	334	10 bis 50	30 bis 210
16	Hy-Frischgas (I) Hydrierung	829	10 bis 50	30 bis 210
17	Gegenüberstellung, Hy-Gase	-	25	10 bis 30
18	Kohlekreislaufgas (I) Hydrierung	835	10 bis 50	30 bis 210
19	Benzinkreislaufgas (II) Hydr.	835	10 bis 50	30 bis 210
20	Sti-Rohgas vor der Druckwasserreinigung	335	10 bis 50	10 bis 30
21	Sti-Rohgas vor der Druckwasserreinigung	167	25 bis 85	10 bis 30
22	Sti-Reingas hinter der Druckwasserreinigung	335	10 bis 50	10 bis 30
23	Sti-Rohgas vor der Wasserstoffreinigung	334	10 bis 50	35 bis 200
24	Sti-Rohgas vor der Wasserstoffreinigung	106	10 bis 50	35 bis 200
25	Sti-Reingas hinter der Wasserstoffreinigung	14	10 bis 50	35 bis 200
26	Methanol-Rohgas vor der Druckwasserreinigung	9	10 bis 50	10 bis 30
27	Methanol-Reingas hinter der Druckwasserreinigung	9	10 bis 50	9 bis 30
28	Methanol-Kreislaufgas	333	10 bis 50	35 bis 200
29	Methanol-Frischgas	333	10 bis 50	35 bis 200

II. Zusammenstellung der für den technischen Gebrauch

ausgewerteten Gase und Gasgemische.

Anlage	Gasart	Temp.-Bereich °C	Druckbereich ata
<u>Reine Gase:</u>			
30	Acetylen	0 bis 25	1 bis 13
31	Äthylen	0 bis 200	1 bis 1000
32	Argon	0 bis 200	1 bis 200
33	Helium	-70 bis +200	1 bis 1250
34	Kohlendioxid	0 bis 260	1 bis 400

Anlage	Gasart	Temp. Bereich °C	Druckbereich ata
35	Kohlendioxyd	0 bis 260	1 bis 1000
36	Kohlenoxyd	-70 bis +200	1 bis 300
37	Kohlenoxyd	-70 bis +200	1 bis 1000
38	Krypton	11 und 237	30 bis 100
39	Methan	-70 bis +200	1 bis 300
40	Methan	-70 bis +200	1 bis 1000
41	Methylchlorid	70 bis 115	1 bis 40
42	Sauerstoff	0 bis 100	1 bis 250
43	Stickstoff	0 bis 300	1 bis 400
44	Stickstoff	0 bis 300	1 bis 1000
45	Wasserstoff	0 bis 300	1 bis 400
46	Wasserstoff	0 bis 300	1 bis 1000
47	Xenon	11 und 237	30 bis 120
<u>Gasgemische:</u>			
48	Luft	-79 bis +200	1 bis 250
49	Luft	0 bis 200	250 bis 1250
50	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 87,44:12,56	0 bis 300	1 bis 400
51	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 87,44:12,56	0 bis 300	1 bis 1000
52	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 75,56:24,44	0 bis 300	1 bis 400
53	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 75,56:24,44	0 bis 300	1 bis 1000
54	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 51,74:48,26	0 bis 300	1 bis 400
55	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 51,74:48,26	0 bis 300	1 bis 1000
56	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 26,12:73,88	0 bis 300	1 bis 400
57	H <sub>2</sub> :N <sub>2</sub> -Gemisch= 26,12:73,88	0 bis 300	1 bis 1000

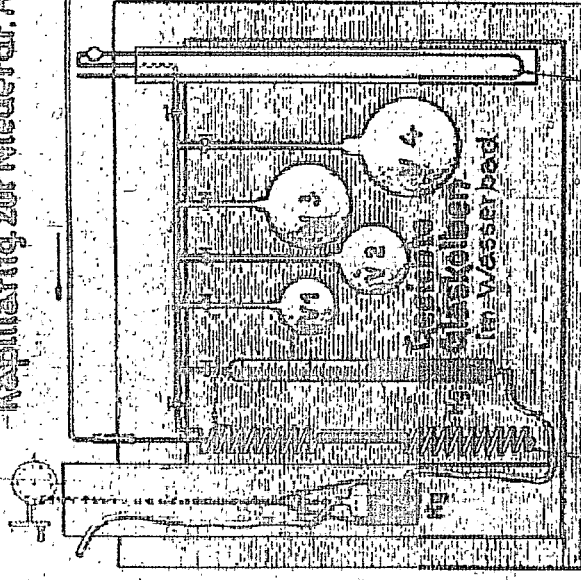
Zusammenfassung:

Für die Hochdruckmeßtechnik und die Berechnung von Hochdruckaggregaten sind die Abweichungen der realen Gase von den idealen Gasgesetzen für die wichtigsten Betriebsgase im Druckbereich von 1 - 210 ata bei 0 bis 50 (85) °C experimentell bestimmt worden. Die gefundenen Kompressibilitätszahlen wurden in Abhängigkeit von Druck und Temperatur in Kurven dargestellt. Zur Ergänzung der gemessenen Werte sind neuere Bestimmungen an reinen Gasen und Gasgemischen, teilweise bis zu Drucken von 1000 ata, aus dem Schrifttum zusammengetragen und in gleicher Weise wiedergegeben.

Anlagen:

- Anlage 1: Versuchsanordnung  
 Anlage 2: Eichversuche mit Stickstoff,  
 Anlage 3-57: Kurvenblätter.

Kapillartig zur Niederdr. App.



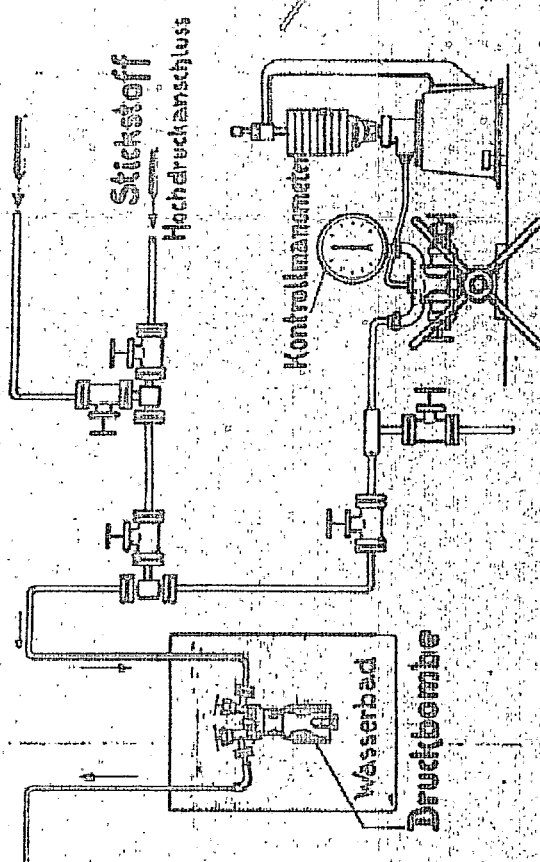
Kühlschlange

Hg-Manometer

Niederdruck - App.

zur Messung der Gasmenge im entspannten Zustand.

Betriebsgas  
Anschluss für Druckbomben  
und Flaschen



Druckwaage  
mit Glycerinfüllung

Hochdruck - App.

zur Messung des Gases im Druckzustand.

Versuchsordnung zur Bestimmung  
der Kompressibilitätszahlen von Gasen.

Anlage 1

Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.  
Betriebskontrolle Me 201

Leitungs-Nr. 12 201 Br. 5k. 201/24-90

*Preder*



Kühlwickelröhre

Hg. Manometer

### Niederdruck-App.

zur Messung der Gasmenge im entspannten Zustand

### Versuchsordnung zur Bestimmung

der Kompressibilitätszahlen von Gasen.

Ammoniakwerk Merseburg GmbH  
Betriebskontrolle Nr. 201

Br. Sk. 201/2490

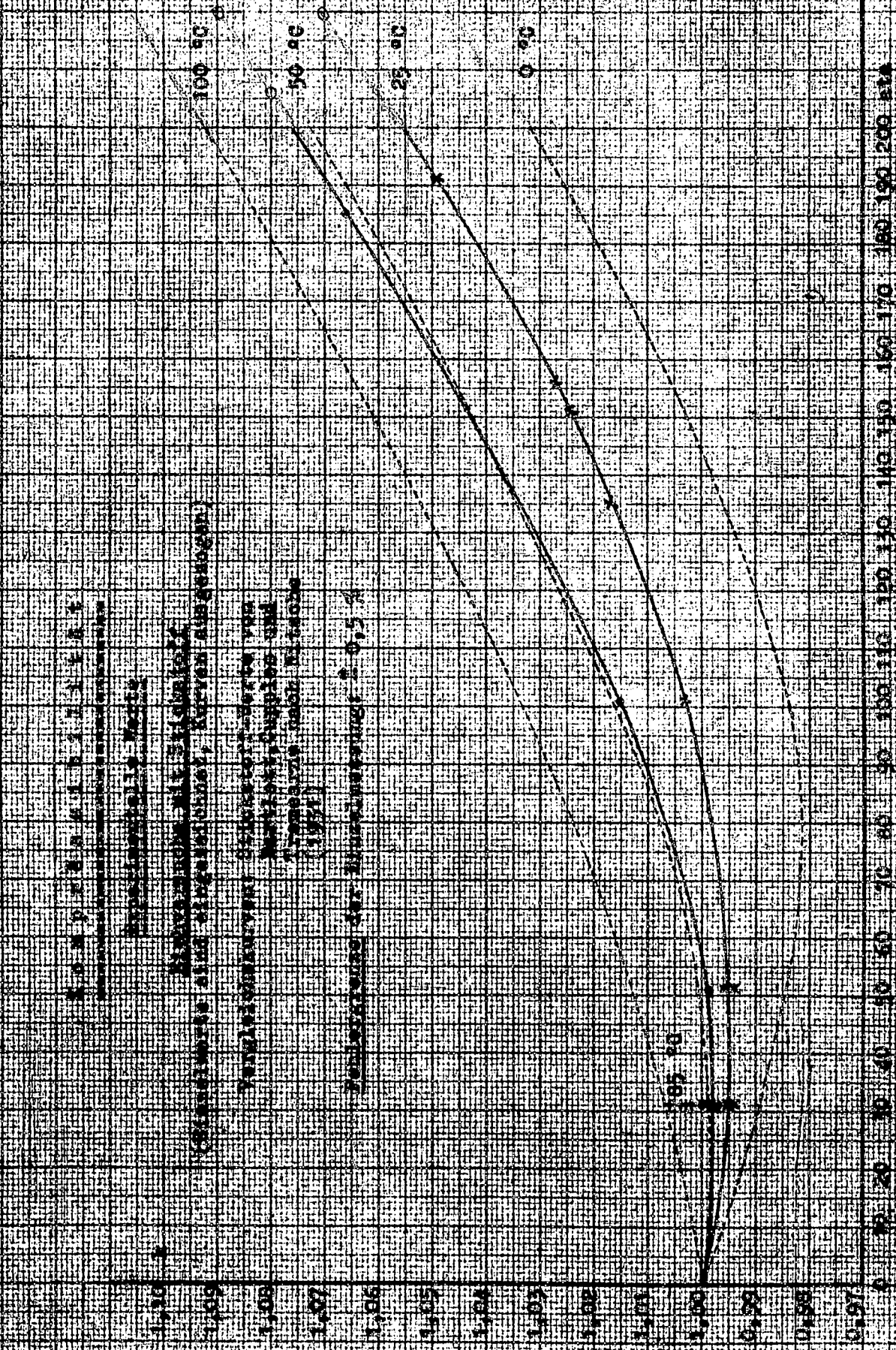
*Prüfer*

### Hochdruck-App.

zur Messung des Gases im Druckzustand

Druckwaage  
mit Glycerinfüllung

### Anlage 2



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

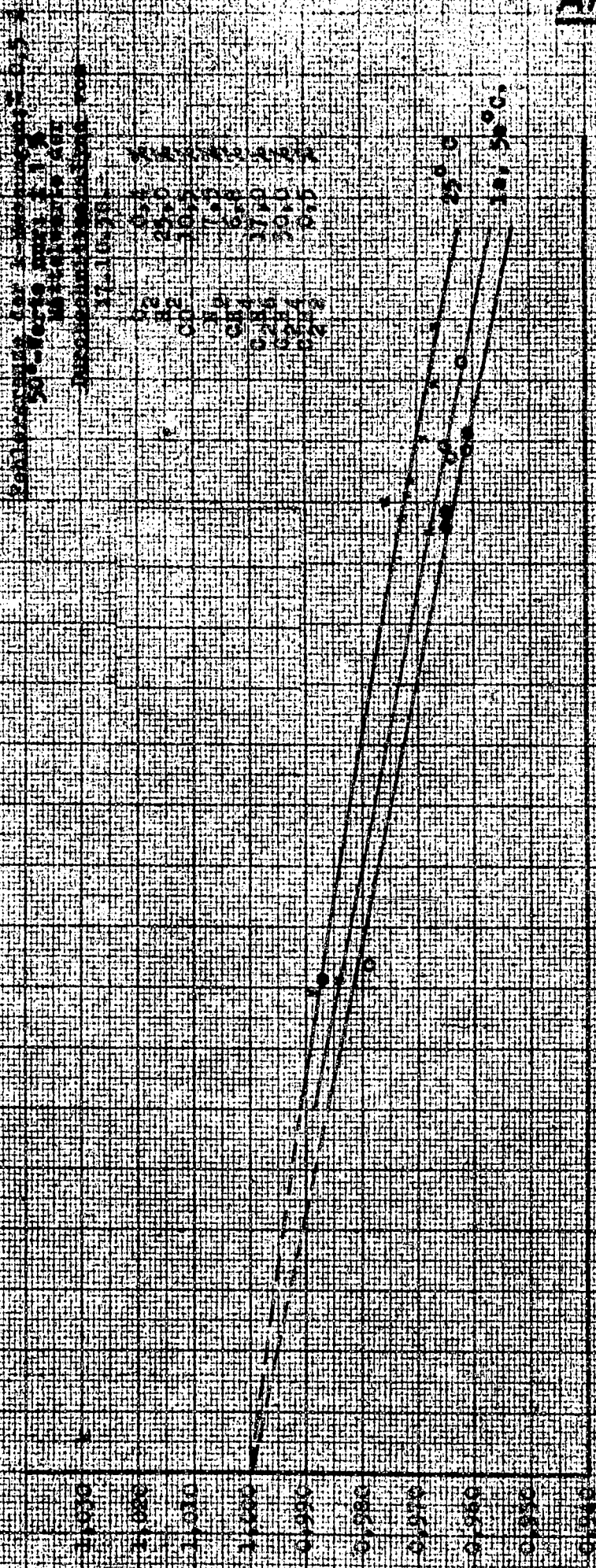
15. 3. 30.

Betriebskontrolle No 201  
Physik. Lab. *Prüfer*

Anlage 3

Ammoniakwerk Merseburg  
Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

Stations V. d. Wasseranlage No. 123 a

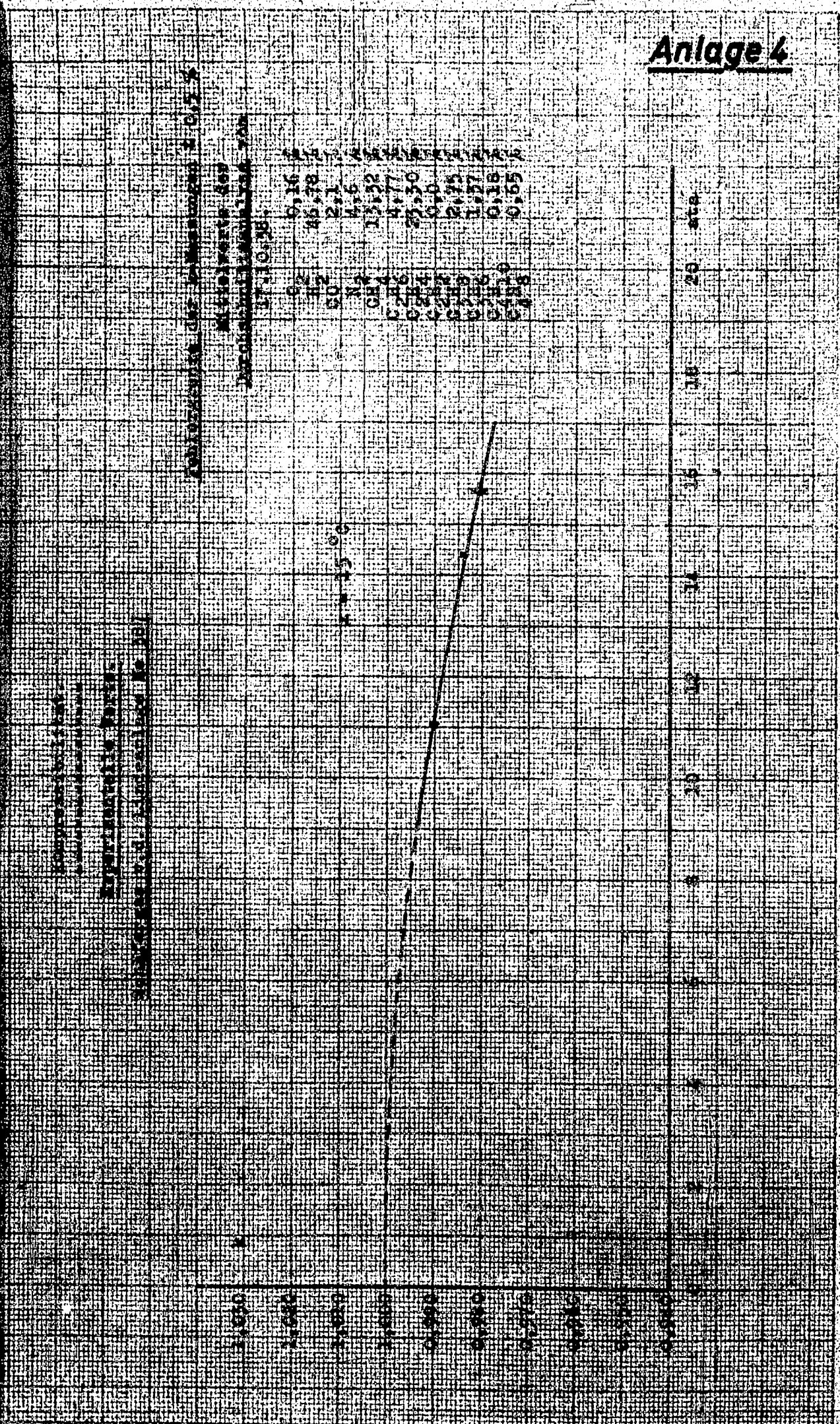


Ammoniakwerk Merseburg  
Gründungsamt mit Beschränkter Haftung  
Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

27. 10. 38.

Kontrolle No. 20  
*Reich*  
No. 20, 21, 22

Anlage 4



Lichtausbeute (%)  
 Temperatur (°C)  
 15 20 25 30  
 0.16 0.38 0.52 0.65

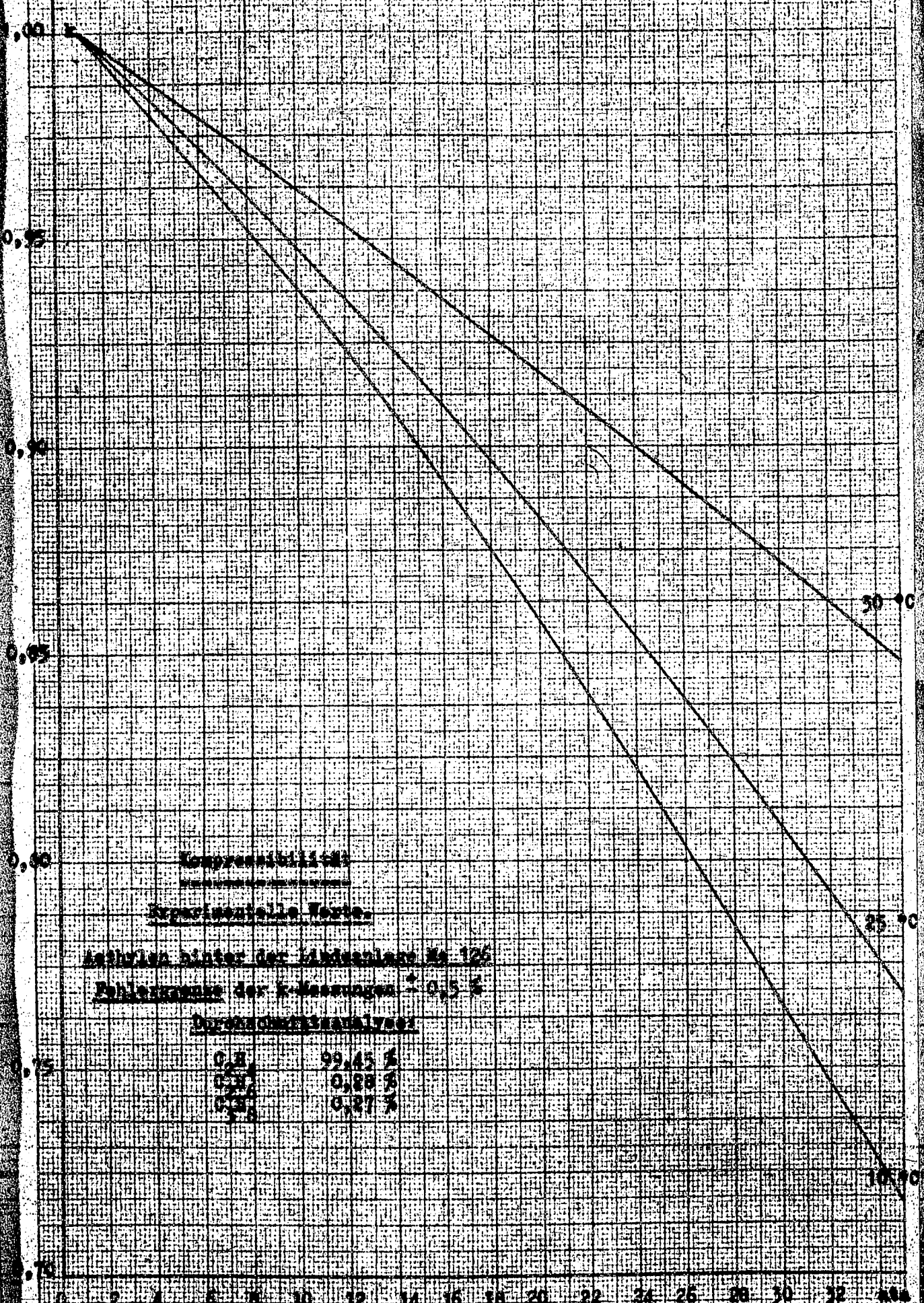
Ammoniakwerk Merseburg  
 Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
 Leuna-Werke (Köln, Merseburg)

26. 10. 39.

*Handwritten signature*  
 21.5.2014

44/316/287 cm

# Anlage 5



Aktiviert unter der Abtastanlage Nr. 125  
 Zählkammer der K-Messungen 20,5 Z  
 Durchdringungsanalyse

0,2	99,45 %
0,3	0,88 %
0,4	0,27 %

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

17. 3. 39.

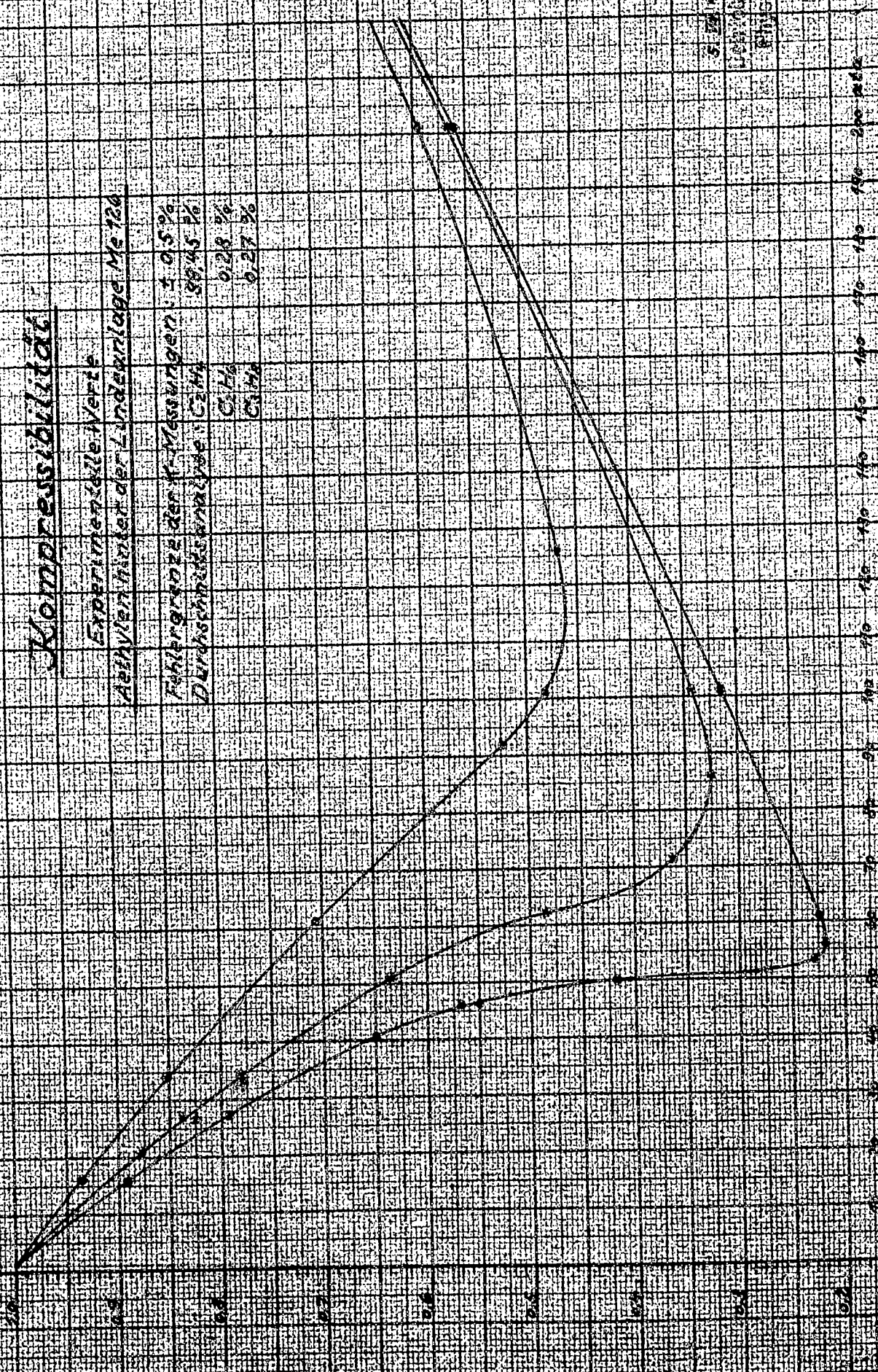
Betriebsleit. Nr. 20  
 P. 20510  
*Richter*

# Anlage 6

## Kompressibilität

Experimentelle Werte  
Aethylenhydrate der L. oder Anlage Me 120

Fehlergrenze der p-Messungen:  $\pm 0,5\%$   
Durchschnittswerte Analyse:  $C_{2}H_4$   
 $C_{2}H_6$  0,28 %  
 $C_{2}H_{10}$  0,27 %



5. 2. 1914  
L. 120  
L. 120  
L. 120

*Handwritten signature*



Anlage 7

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

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

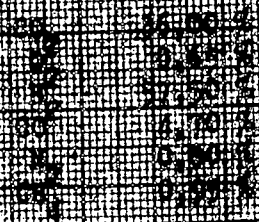
Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Köln - Werke (Kreis Merseburg)  
A 4 (210x297 mm)

5. Juli 1939

Handwritten signature and date

**Anlage 8**

*[Faint, illegible text, possibly a title or header for a technical drawing or report.]*



0 5 10 15 20 25 30 ata

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

5. 7. 40.

Betriebskontrolle Ma 20  
Physik. Laboratorium

300 1/2 A4 (210x297 mm)

3112483

# Anlage 9

Wasserdruckmessung

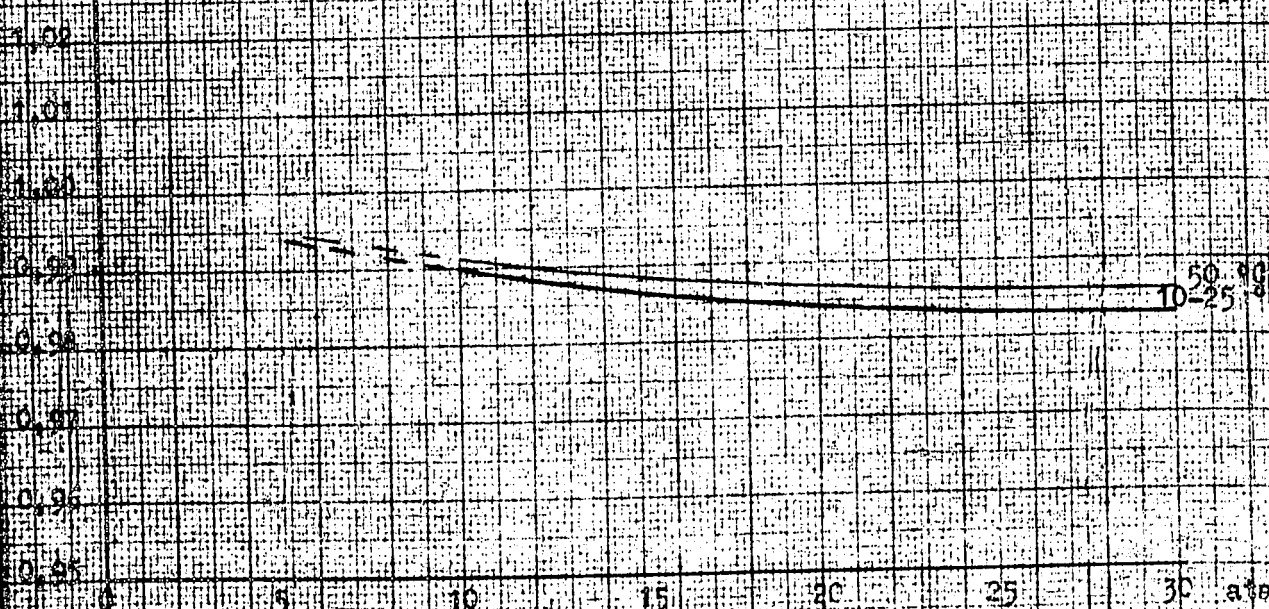
Druckmessung

Anlage vor der Druckmessung

Druckmessung der Anlage

Druckmessung

0	0
1	0
2	0
3	0
4	0
5	0
6	0
7	0
8	0
9	0
10	0
11	0
12	0
13	0
14	0
15	0
16	0
17	0
18	0
19	0
20	0
21	0
22	0
23	0
24	0
25	0
26	0
27	0
28	0
29	0
30	0

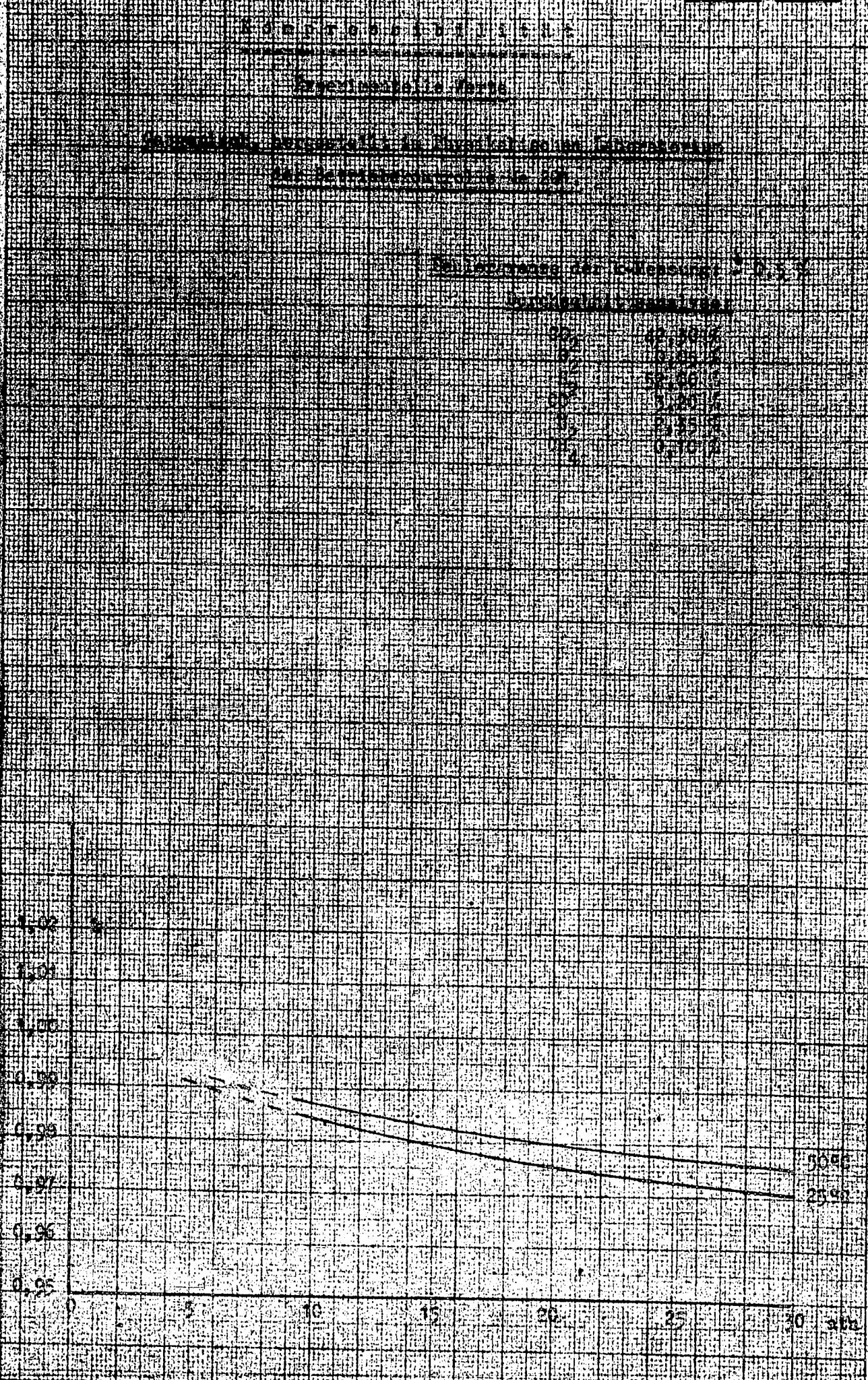


Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Laua-Werke (Kreis Merseburg)

6.7.10.

Betriebskontrolle Me 20  
Physik. Laboratorium  
31140

Anlage 10



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

Betriebskontrolle Nr. 20

Physikalisches Institut  
*Richter*

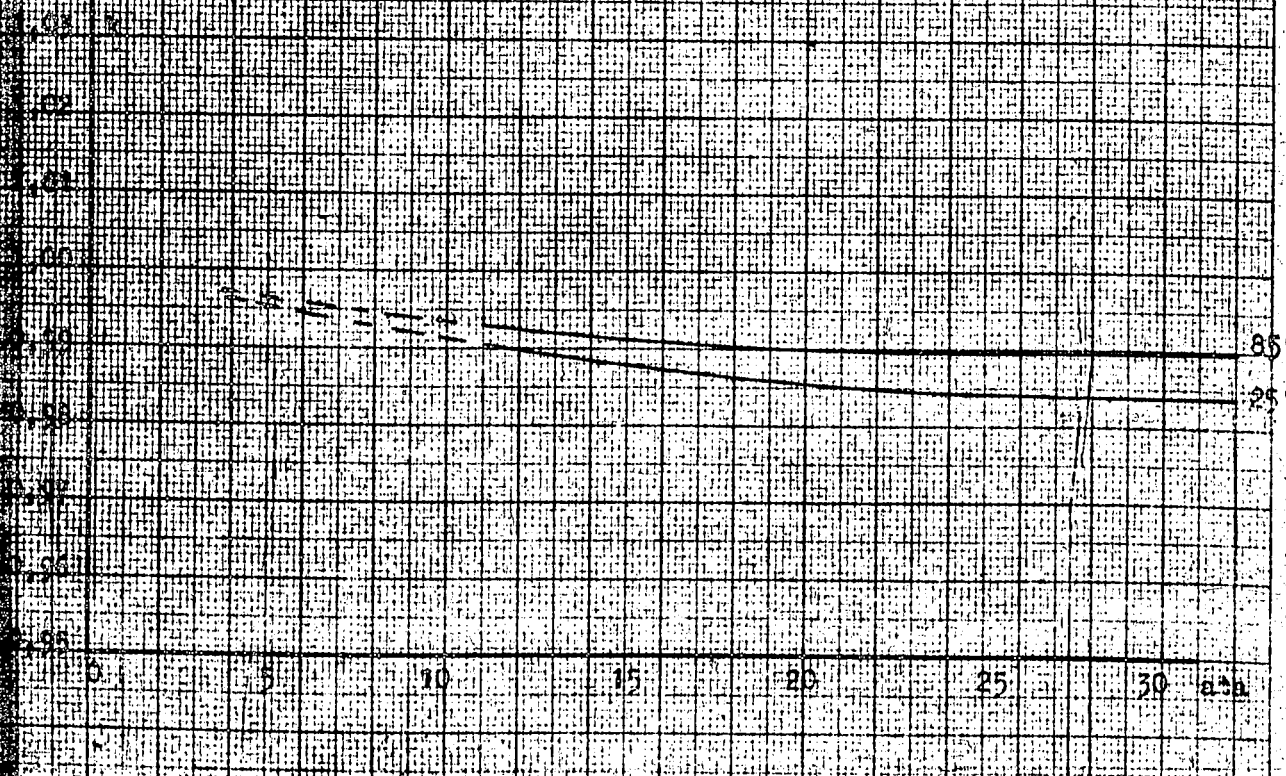
Anlage 11

Ammoniakwerk Merseburg  
Lohn- und Gehaltsbuch  
Lohnempfänger: *[Name]*  
Lohnklasse: *[Klasse]*

Arbeitsort: Merseburg

Arbeitsart: *[Arbeitsart]*

Wochenlohn: 32,00  
Tageslohn: 4,00  
Sonntagslohn: 8,00  
Überstundenlohn: 0,00  
Sonstige: 0,00

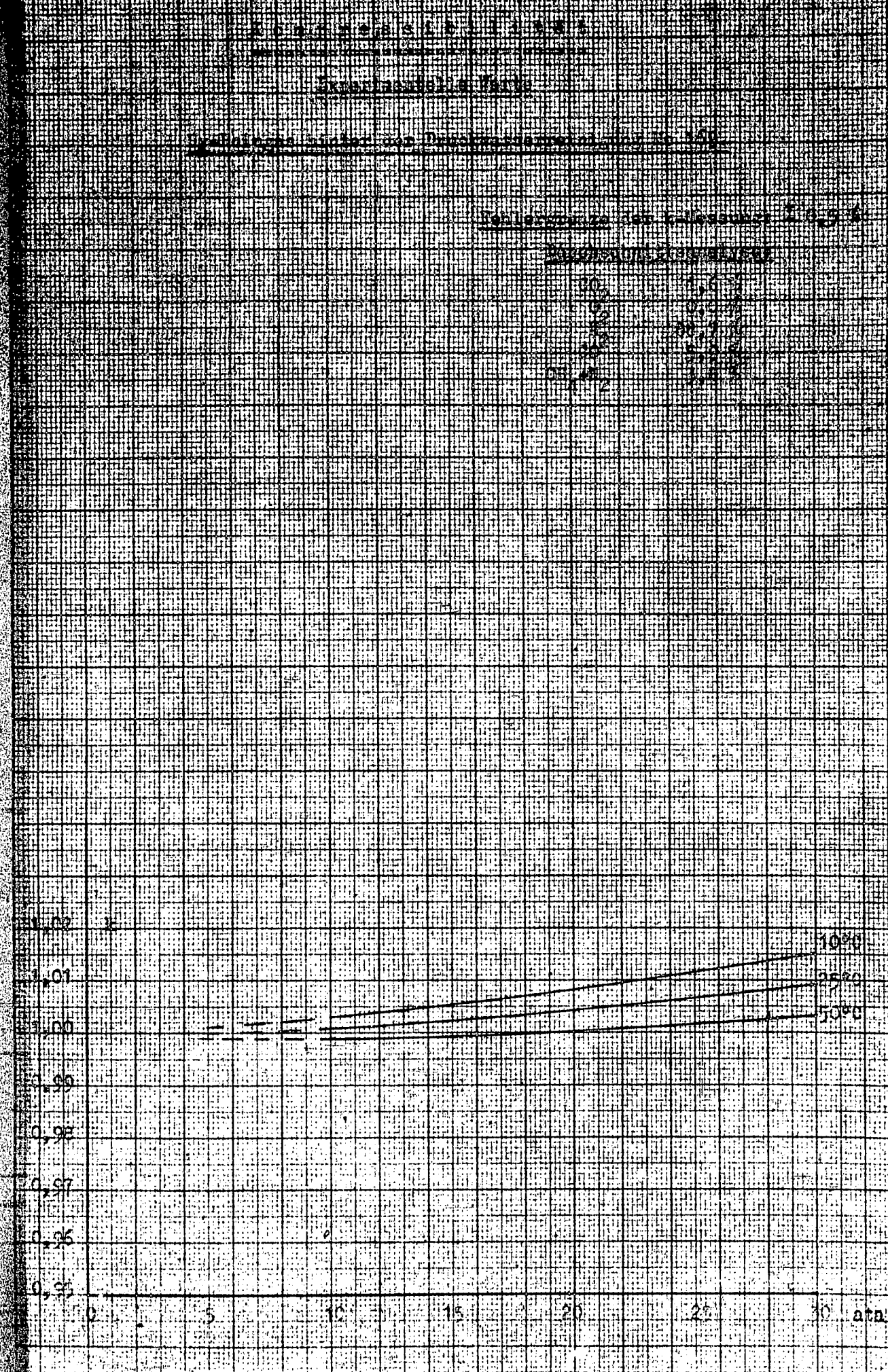


Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Lohn- und Gehaltsbuch  
Lohnempfänger: *[Name]*  
Lohnklasse: *[Klasse]*

6. 7. 20.

Rechnungskontrolle Nr. 20  
Physik. *[Signature]*

ANLAGE 2



Amtshauswerk Merseburg  
 Bauhofstraße 11, Postfach 11  
 Leuna-Waldau (Merseburg)

6. 7. 40.

betriebsmäßig Nr. 20  
 Physikalisches Institut  
*Rohr*

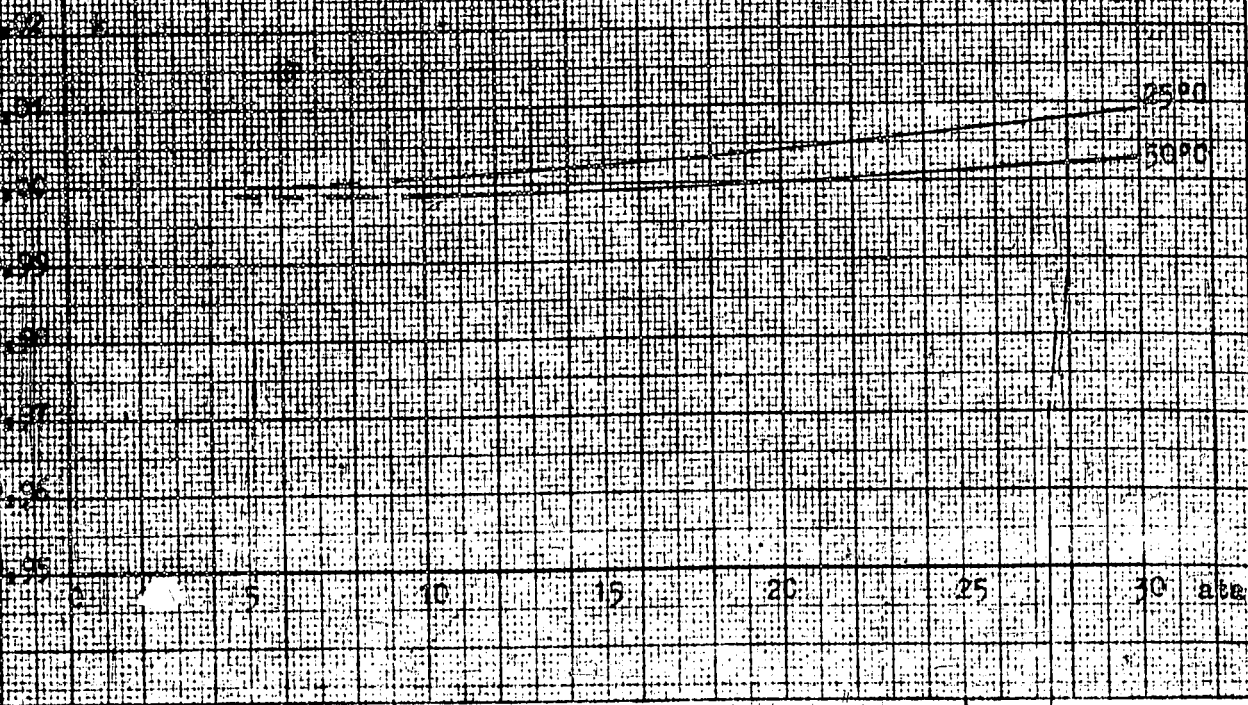
311240 g

Anlage 11

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

Ammoniakwerk Merseburg  
Louna-Werke

1952  
1953  
1954  
1955  
1956  
1957  
1958  
1959  
1960



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

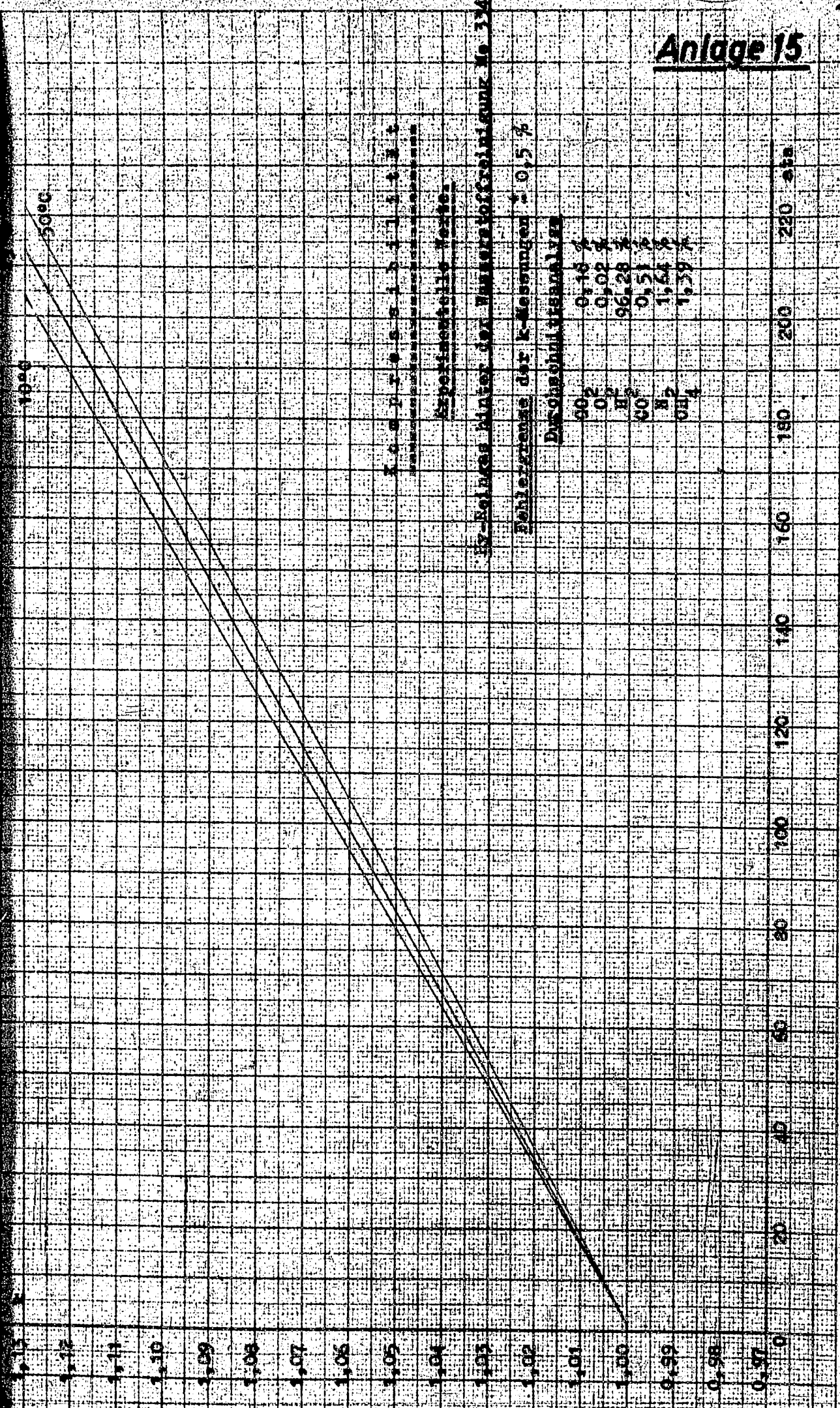
6. 7. 60.

Betrieb Kontrolle Nr. 20  
Phys. *Rosen* Institut  
311240 h





# Anlage 15



K. O. P. T. 4 5 5 1 3 1 1 1 0 3 1 1

Experimentelle Werte

Er-Reinnes hinter der Wasserstoffreinigung No 174

Fehlergrenze der k-Messungen: ± 0,5 %

Durchschnittsanalyse

CO <sub>2</sub>	0,16 %
O <sub>2</sub>	0,02 %
H <sub>2</sub>	96,28 %
CO	0,51 %
N <sub>2</sub>	1,64 %
OH <sub>4</sub>	1,39 %

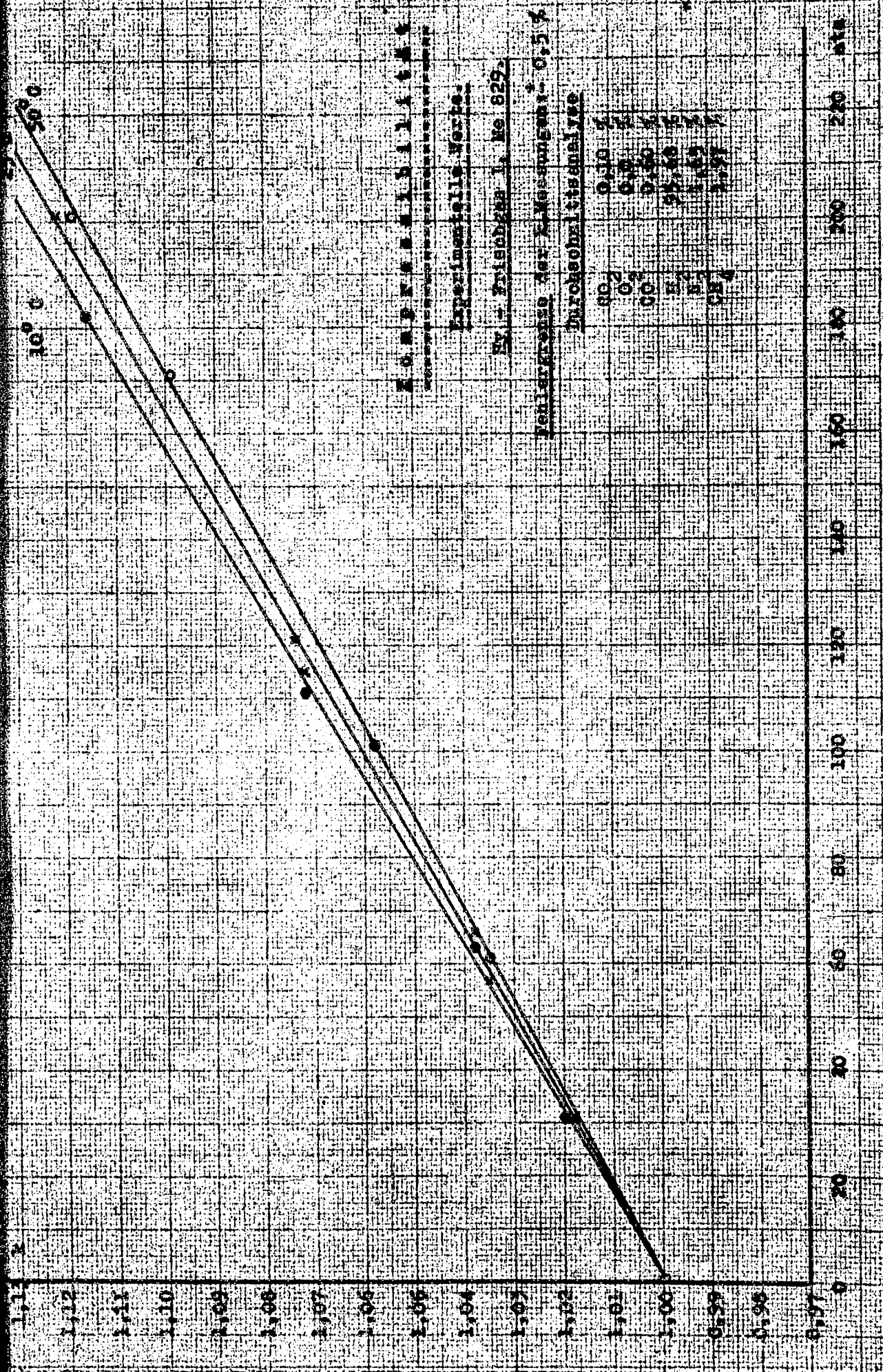
Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

29. 3. 40.

Betriebskontrolle Nr 20

*Rechner*

# Anlage 16



Kompensabilität  
 Experimentelle Werte  
 Nr. - Frisbogen I, No 829.  
 Fehlergrenze der Messungen: 0,5 %  
 Durchschnittszahl

80,2  
 0,10  
 0,2  
 0,1  
 0,05  
 0,02

Apparatewerk Merseburg  
 10. 1. 39.

**ANLAGE 15**

*Handwritten signature*  
 Br. SK 201, 2238

Kontrollnummer 16111859

Experimentelle Werte:

Mischungen mit Wasserstoff: CO<sub>2</sub> - 100 - Schmelz

Temperatur 25 °C

1,05 K

1,04

1,03

1,02

1,01

1,00

0,99

0,98

0,97

0,96

0,95

0,94

0

5

10

15

20

25

30

ATA

Durchschnittsanalyse:

g H <sub>2</sub>	g CO <sub>2</sub>	g H <sub>2</sub> O	Wasserstoff
100,00	---	---	---
89,70	1,60	5,90	H <sub>2</sub> -Mischung Nr. 169
86,50	1,65	6,90	Mischung Labor. Nr. 201
57,50	36,00	4,70	H <sub>2</sub> -Mischung Nr. 167
57,50	39,05	2,95	Mischung Labor. Nr. 201
54,00	36,20	3,90	H <sub>2</sub> -Mischung Nr. 169
52,00	42,50	3,20	Mischung Labor. Nr. 201
49,90	50,10	---	Mischung Berichte B.I. Oppen, Mittache 1931

Anlage 17

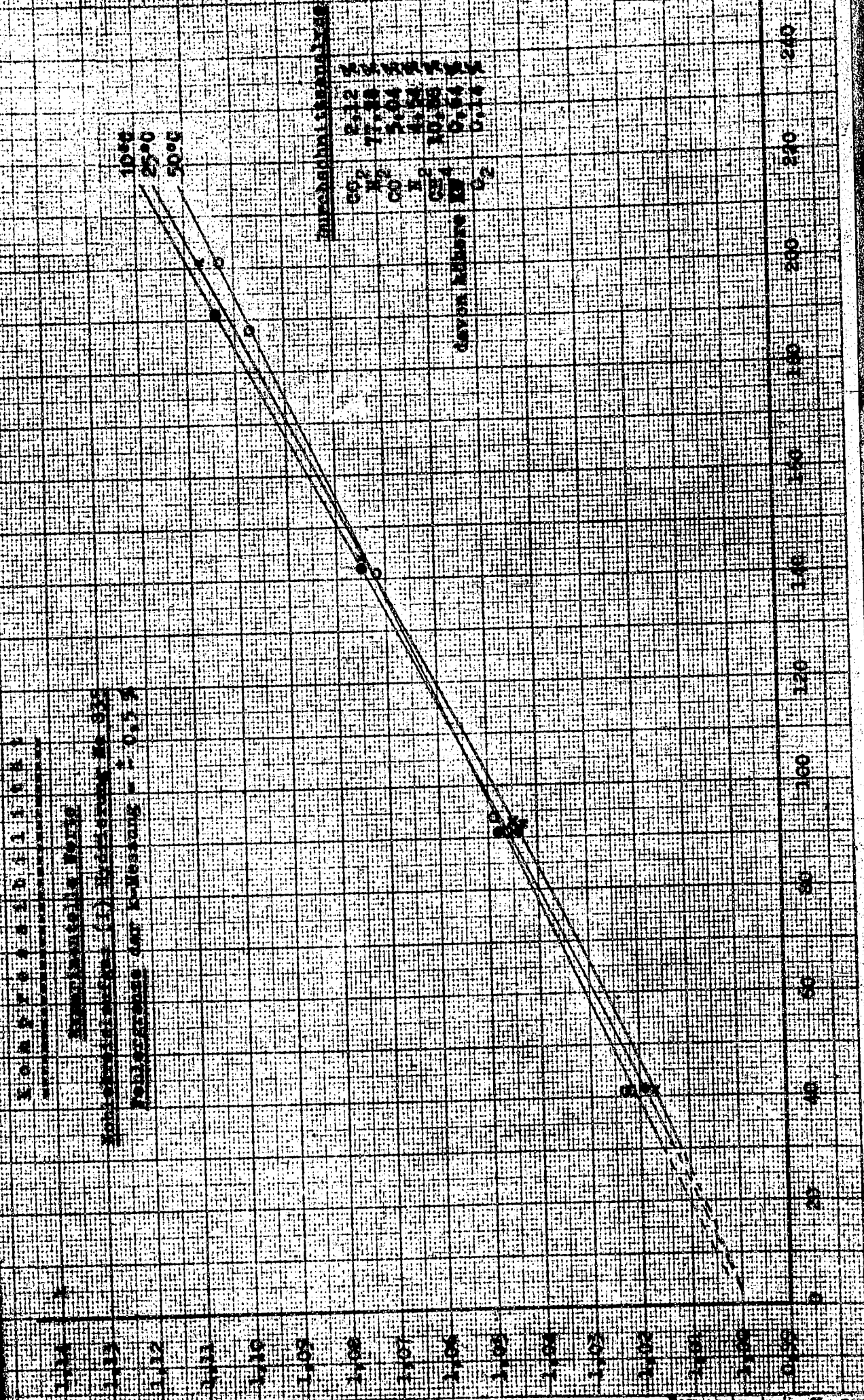
Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

13. 7. 40.

Reiter

311240 K

# Anlage 18



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

21. 1. 39.

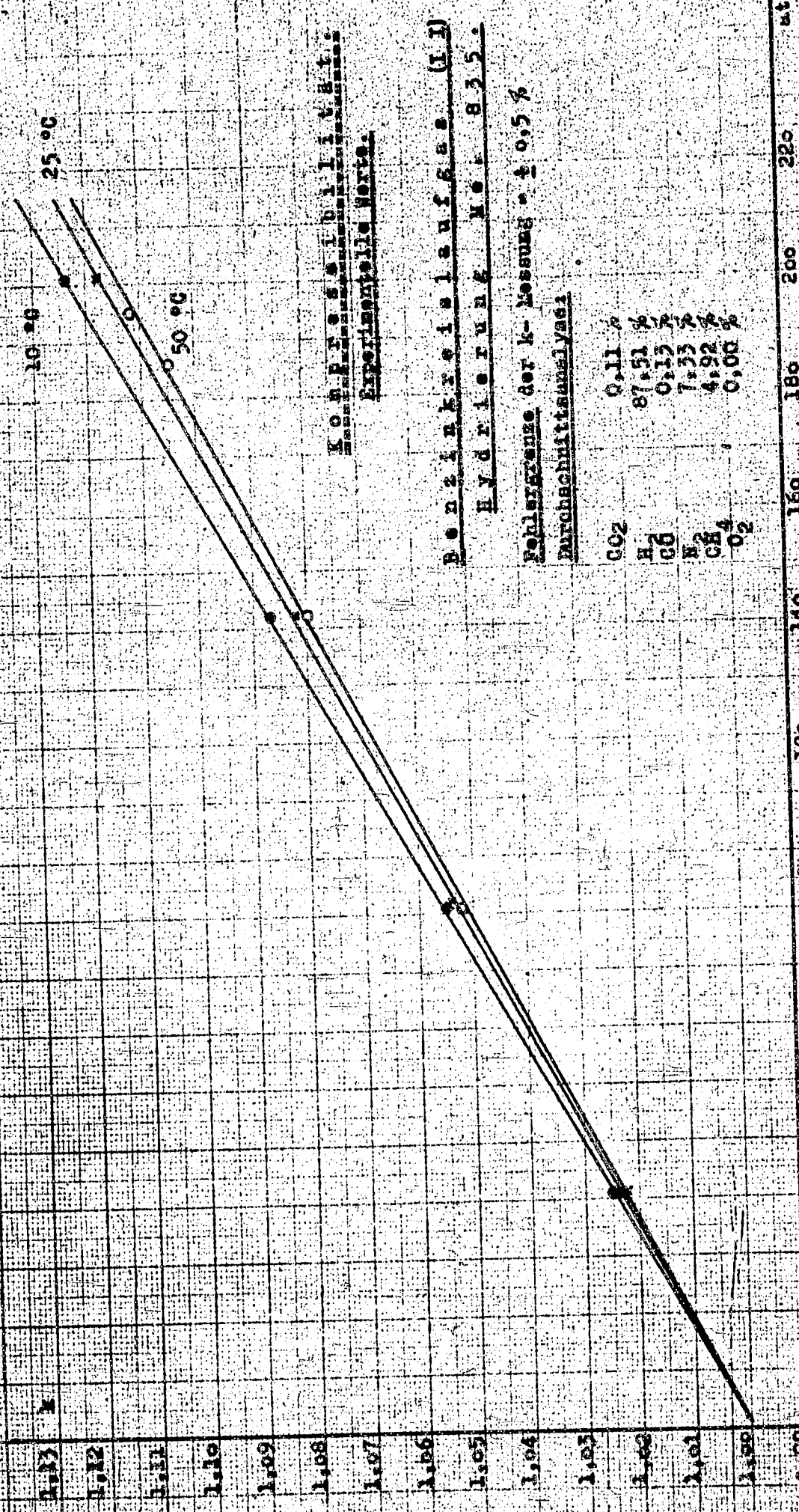
Betriebsprotokoll Nr. 28

Physik  
*Richter*

Br. Sk. 201, 2248

5 (210x297 mm)

# Anlage 19



Kohlensäure  
 Experimentelle Werte

Benzoldampfdruckkurve (I.I.)  
 Hydrierung Nr. 835.

Fehlergrenze der k-Messung = ± 0,5 %  
 Durchschnittsanalyse

CO <sub>2</sub>	0,11 %
H <sub>2</sub>	87,51 %
CO	0,13 %
N <sub>2</sub>	7,33 %
CH <sub>4</sub>	4,92 %
O <sub>2</sub>	0,00 %

Ammoniakwerk Mersburg  
 Gesellschaft für Industriehilfen  
 Louis-Werke, Louis-Mersburg

23. 1. 39.

Physiklabor  
 Nr. 34, 200, 2267

# Anlage 20

## Kompressibilität

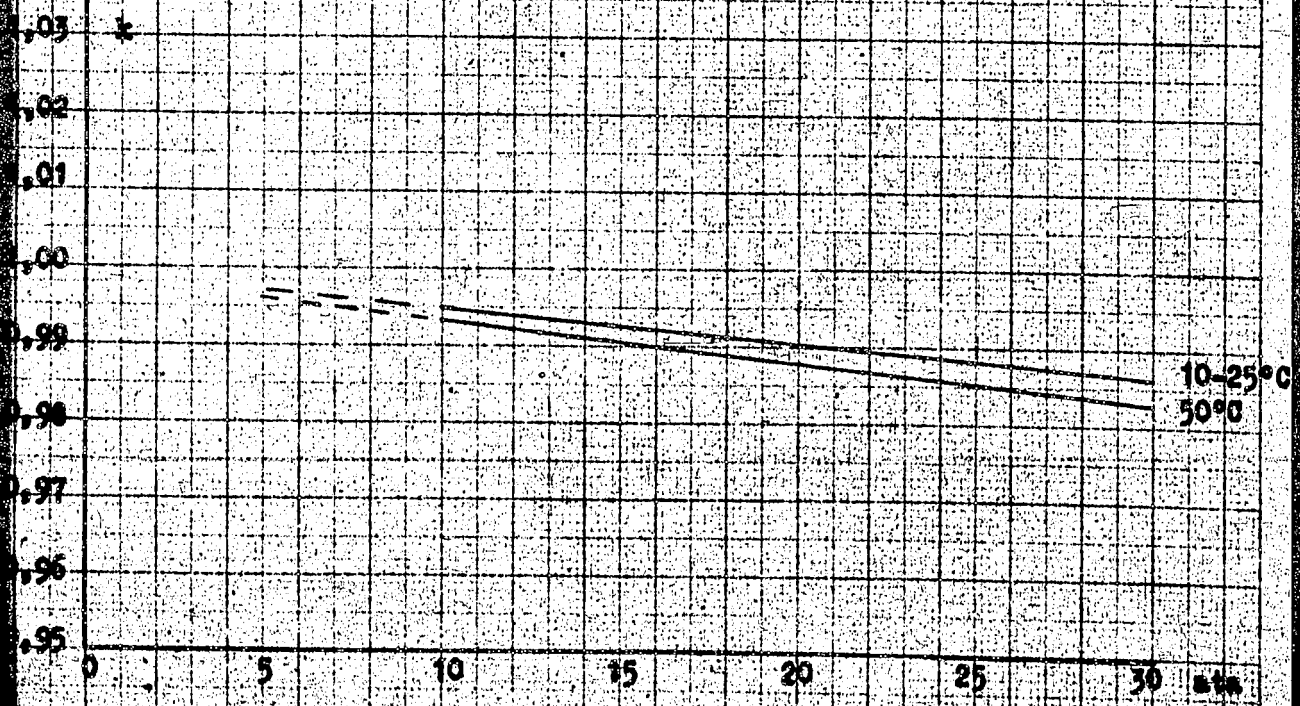
### Experimentelle Werte

Stf - Rohgas vor der Druckwasserreinigung Nr 335.

Fehlergrenze der k-Messung:  $\pm 0,5\%$   
 50°-Werte nur  $\pm 1,0\%$

### Durchschnittsanalyse

CO	31,7 %
H <sub>2</sub>	0,0 %
CO <sub>2</sub>	49,8 %
CH <sub>4</sub>	3,1 %
N <sub>2</sub>	15,5 %



# Anlage 21

## Kompressibilität

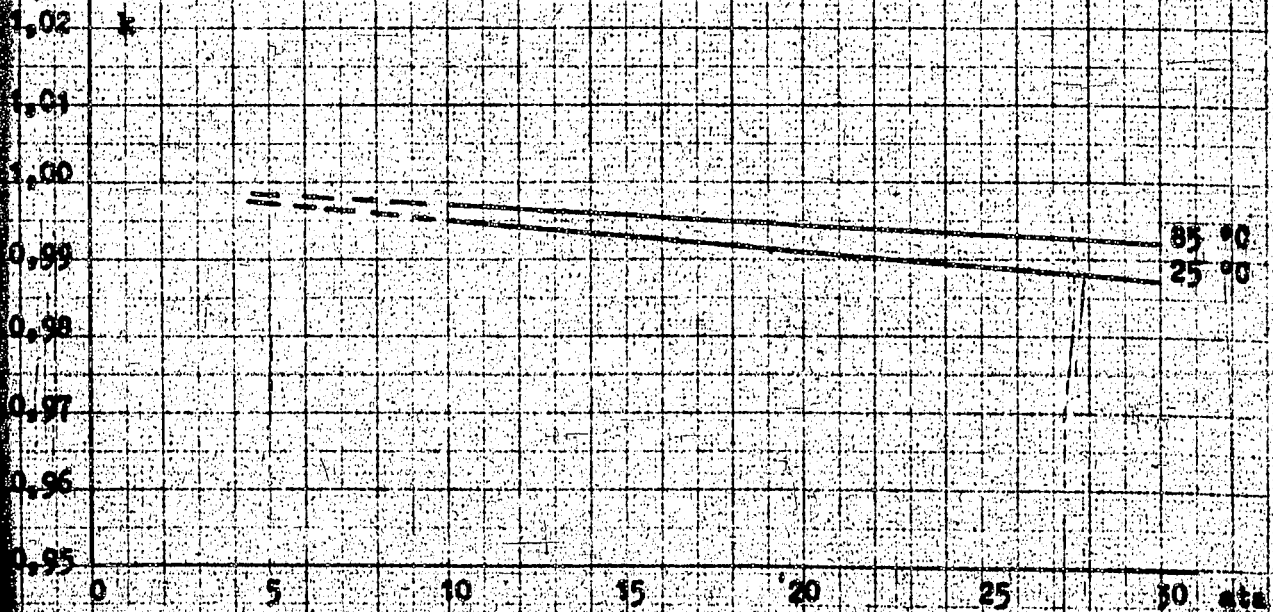
### Experimentelle Werte.

Stl. - Bohrer vor der Druckwasserreinigung Nr. 167.

Fehlergrenze der k-Messungen:  $\pm 0,5\%$

### Durchschnittsanalyse:

CO <sub>2</sub>	31,10 %
H <sub>2</sub> O	0,00 %
CH <sub>4</sub>	48,15 %
N <sub>2</sub>	3,05 %
CH <sub>2</sub>	17,10 %
H <sub>2</sub>	0,60 %



# Anlage 22

## Kompressibilität

### Experimentelle Werte

Sti - Reingas hinter der Druckwasserreinigung No 335.

Fehlergrenze der k-Messungen:  $\pm 0,5\%$   
 50°-Werte nur:  $\pm 1\%$

### Durchschnittsanalyse:

CO <sub>2</sub>	1,6 %
O <sub>2</sub>	0,0 %
N <sub>2</sub>	72,7 %
CO	4,1 %
H <sub>2</sub>	21,6 %

