

$$\text{Gasmenge / Tag} = 340.000 \text{ Nm}^3 = 15.000 \text{ Nm}^3/\text{h} \quad 21455$$

$$\text{Ruhe} = 2 \text{ Jahr Jahr} = 330 \text{ kg/h} = \frac{330}{0,05000} = 66 \text{ m}^3/\text{h} \text{ ungekühlt}$$

$$87 \text{ Flammen} = 1 \text{ m}^2 = 2 \text{ Jahr Ruhe} \quad \gamma = 0,95 \text{ kg/h}$$

$$\text{Bedarf an Brennfläche} = \frac{2700}{2 \cdot 0,9} = 1500 \text{ m}^2$$

$$\text{Brennfläche} = 25 \times 60 \text{ m} = 1500 \text{ m}^2$$

$$\text{Anzahl der Brenner} = 1500 \cdot 87 = 130.000 \text{ Stück}$$

$$\text{Kaminanzug} : w = 2 \text{ m/sec}$$

$$f = \frac{1500}{3600 \cdot 2} = 0,2 \text{ m}^2 = 1600 \text{ f}$$

$$\text{Brenneranzug} : w = 10 \text{ m/sec}$$

$$f = \frac{1500}{3600 \cdot 10} = 0,42 \text{ m}^2$$

$$= \frac{430000}{180000} = 2,4 \text{ m}^2 = 20 \text{ m}^2 \text{ f}$$

Lena Forke, 4. Januar 1945. H.

NotizÜber die gleichzeitige Ausnutzung der Verflüssigungswärme und Verdampfungskälte eines Kältemittels bei der rektifizierenden Destillation.

Für die Abtrennung von Äthan aus einem Gemisch von Äthan, Methan, Wasserstoff und Stickstoff wird das Gasgemisch unter einem Druck von 15 at tiefgekühlt, teilweise verflüssigt und die Flüssigkeit in einer Kolonne einer rektifizierenden Destillation unterworfen. Dabei fällt im Sumpf fast reines flüssiges Äthan an, während die übrigen Gasbestandteile am Kopf der Kolonne entweichen. Als Kältemittel für die Erzeugung flüssigen Methans als Rücklauf dient flüssiges Äthan, das unter geringem Druck verdampft wird. Hierfür wird sowohl das in der Kolonne gewonnene Äthan, das Produktions-Äthan, als auch eine davon getrennte zusätzliche Äthanmenge, die in einem geschlossenen Kreislauf benutzt wird, verwendet. Der Rücklauf-Kondensator am Kopf der Kolonne besteht daher aus zwei Teilen. Die Dämpfe des Kreislauf-Äthans werden wieder verdichtet und zwar auf einen höheren als denjenigen Druck, unter dem die rektifizierende Destillation in der Kolonne erfolgt. Dadurch kann die bei der Verflüssigung der Äthandämpfe freiwerdende Kondensationswärme zur Erwärmung des Sumpfs in der Kolonne benutzt werden. Das entstehende flüssige Äthan wird auf einen geringen Druck entspannt und dient erneut als Kältemittel zur Erzeugung des Rücklaufs. Bei diesem geschlossenen Kreislauf des Äthans wird also sowohl die Kondensationswärme als auch die Verdampfungskälte dieses Kältemittels für einen und denselben ^{technischen} Vorgang, nämlich den der rektifizierenden Destillation, ausgenutzt.

Die für dieses Verfahren benutzte Apparatur ist in der anliegenden Skizze schematisch gezeichnet. In ihr bedeutet A die Rektifizierkolonne, die am Kopf einen aus zwei übereinander befindlichen Teilen bestehenden Kondensator besitzt. B ist eine kleine Zusatzkolonne zur Abtrennung geringer Mengen Propan aus dem gewonnenen Äthan.

Das sorgfältig getrocknete Rohgas, bestehend aus Äthan, Methan, Wasserstoff und Stickstoff, das unter einem Druck von 15 at steht und eine Temperatur von -40° besitzt, wird in 4 Teilströme aufgeteilt, von denen zwei durch einen Gegenstrom-Kälteauswechsler C geleitet werden, während der dritte einem Kälteauswechsler D und der vierte der Rektifizierkolonne A unmittelbar zugeführt wird. In dem Austauscher C wird einmal die fühlbare Kälte des Abgases aus der Kolonne A ausgenutzt und zum anderen die fühlbare Kälte des aus dem unteren der beiden Kondensatoren entweichenden gasförmigen Äthans.

-/-

Dies entsteht durch flüssigen Produktionsator entspannt wird. Kälte des aus dem Kreislauf-Äthans abströme des Ausgangs vereinigen sich wieder Kolonne A.

Ganz getrennt Produktions-Äthan wird geschlossenen Kreislauf auf etwa 25 at verdichtet ein Kälteauswechsler gasförmigen, entspannt seit dem Verdichten dem Austauscher E den flüssigen Propan Äthans eintritt. Die Kolonne A. Hier, in verdichteten Äthans Temperatur von -25° in den lang der nichtverflüssigten Rücklauf-Kondensator gasförmiges Äthan, vereinigt wird. Durch in der Kolonne B Entlüfter F und wird einen Druck von etwa 25 at. Äthan wird nun verdampft. Die Äthandämpfe fühlbare Kälte zur Verfügung wird. Die Kreislauf-Äthans Austauscher E diesen auf etwa 25 at passieren einen kleinen Wärme, werden durch zu dem Austauscher C. In der Skizze leicht erkennbar, wird unter 25 at, der gasförmigen Äthan bezogen. Das beschriebene Kohlenwasserstoff-Trennung in einer von Linde

POOR
COPY 48

PO
CO

Dies entsteht durch Verdampfung des im Sumpf der Kolonne anfallenden flüssigen Produktions-Äthans, das von 15 at auf 0,5 ata in den Kondensator entspannt wird. Im Gegenstromaustauscher D wird die fühlbare Kälte des aus dem oberen Teilkondensator entweichenden gasförmigen Kreislauf-Äthans zur Vorkühlung des Rohgases ausgenutzt. Die vier Teilströme des Ausgangsgases, die mehr oder weniger weit vorgekühlt wurden, vereinigen sich wieder vor dem Eintritt in den mittleren Teil der Kolonne A.

Ganz getrennt von dem im Sumpf der Kolonne A anfallenden Produktions-Äthan wird eine besondere Äthansenge als Kältemittel in einem geschlossenen Kreislauf verwendet. Dieses Äthan gelangt in gasförmigen, auf etwa 25 at verdichteten, Zustand zu einem Austauscher E, in dem ein Kalteaustausch zwischen diesem Kreislauf-Äthan unter Druck und dem gasförmigen, entspannten Kreislauf-Äthan vor seinem Eintritt in die Saugseite des Verdichters stattfindet. Das verdichtete Äthan gelangt hinter dem Austauscher E in einen Vorkühler G, in dem mittels verdampfenden flüssigen Propans bereits eine teilweise Kondensation des Kreislauf-Äthans eintritt. Diese richtet sich nach dem Wärmebedarf im Sumpf der Kolonne A. Hier, in dem Verdampfer, findet die Hauptverflüssigung des verdichteten Äthans statt. Das flüssige Äthan tritt dann mit einer Temperatur von -25° in den Verdampfer der Zusatzkolonne B. In diese gelangt der nichtverflüssigte Anteil des Produktions-Äthans aus dem unteren Rücklauf-Kondensator und wird hier zerlegt in flüssiges Propan und gasförmiges Äthan, das mit den Äthandämpfen aus dem unteren Kondensator vereinigt wird. Durch die Verdampfung wird das flüssige Kreislauf-Äthan in der Kolonne B von -25° auf -40° abgekühlt. Es strömt durch den Entlüfter F und wird dann mittels des Entspannungsventils V auf einen Druck von etwa 0,53 ata entspannt. Dieses entspannte, noch flüssige Äthan wird nun dem oberen Teil-Kondensator zugeführt, in dem es verdampft. Die Äthandämpfe gelangen zu dem Austauscher D, in dem ihre fühlbare Kälte zur Vorkühlung eines Teils des Ausgangsgases benutzt wird. Die Kreislauf-Äthandämpfe strömen dann durch den bereits erwähnten Austauscher E zur Saugseite des Kompressors H und werden von diesem auf etwa 25 at verdichtet. Die auf Druck gebrachten Äthan-Dämpfe passieren einen kleinen Wasserkühler J zur Entfernung der fühlbaren Wärme, werden durch einen Ülscheider K geleitet und gelangen wieder zu dem Austauscher E, womit der Kreislauf geschlossen ist.

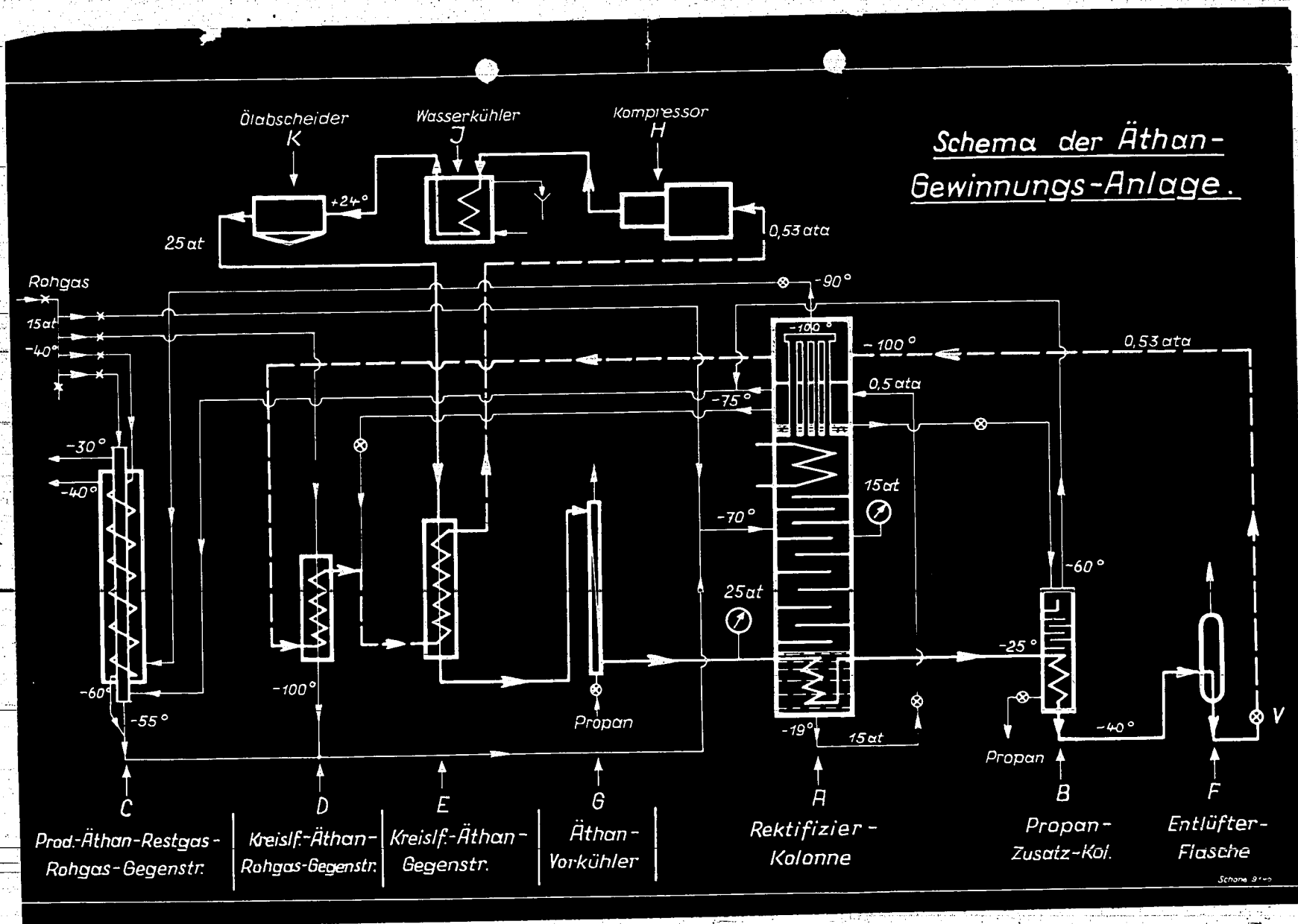
In der Skizze ist dieser Äthan-Kreislauf durch die starke Linie leicht erkennbar, wobei der ausgezogene Teil sich auf das Kreislauf-Äthan unter 25 at, der gestrichelte Teil auf das unter geringem Druck (0,53 ata) stehende Äthan bezieht.

Das beschriebene Verfahren stammt von der Firma Linde und wird zur Kohlenwasserstoff-Trennung aus Abgasen der Hydrierung seit der Jahre 1937 in einer von Linde gelieferten und aufgestellten Apparatur angewendet.

L. H.

Rohg
15at
-40°

Prod
Roh



2152 65-8 73

Hauber

Zerlegung eines ca-63% Athylen
enthaltenden Gasgemisches durch
Kupferlaugewäsche.

21458

Stic
Ve
Kohl

B
d
c
G
V
E
A
C
u
C
I
A
I

73

Stickstoff-Abteilung Oppau
Versuche Dr. Fr. Winkler
Kohlenwasserstoff-Versuche Op 198/339
(Dr. Häuber)

Oppau, den 1. Dezember 1941.e.

Ammoniakwerk Merseburg
G.m.b.H.
Haupt-Gerichts-Sammlung
Referats-Büro

21459

Mo Nr. 2152 Ib

Aktennotiz

(Nr. 73)

Zerlegung eines ca. 63 % Aethylen enthaltenden Gasgemisches
durch Kupferlaugewäsche.

Bei der Herstellung von Aethylen durch Hydrirung von Acetylen erhält man nach den üblichen Verfahren ein ca. 60 % Aethylen enthaltendes Gasgemisch, aus welchem z. Zt. das Aethylen nach dem Lindeverfahren abgetrennt wird. Es lag nun der Gedanke nahe, anstelle des Lindeverfahrens das in Op 198/339 (Kohlenwasserstoff-Vers. Dr. Häuber) entwickelte Waschverfahren mit Kupferlauge einzusetzen ¹⁾. Hierbei werden Aethylen und gegebenenfalls noch anwesende höhere Olefine wie Propylen u. s. w. unter Druck mit einer Aethanolamin-Cupronitratlösung aus dem Gasgemisch herausgelöst. Durch Erwärmen der Lösung im Vakuum werden die Olefine wieder in Freiheit gesetzt, wobei sie in einer Reinheit von mindestens 98 % anfallen.

Da bisher nur Versuche mit ca. 30 %igen Olefingasen vorliegen, wonach mit einem Raumteil Lauge bei 15 Atm. Überdruck ca. 30 Raumteile Gas olefinfrei gewaschen werden können, war noch festzustellen, welches Lauge-Gasverhältnis mit einem 60-65 %igen Aethylengas erzielt werden kann. Die Versuche ergaben, dass bei 15 Atm. Überdruck mit einem Raumteil Lauge ca. 56 Raumteile eines ca. 63 % Aethylen enthaltenden Gasgemisches so gewaschen werden können, dass der Aethylengehalt im anfallenden Restgas weniger als 0,2 % beträgt. Die im Gasgemisch in geringer Menge enthaltenen höheren Olefine werden dabei zum größten Teil mit herausgewaschen. Ebenso wird in dem Eingangsgas vorhandenes Kohlenoxyd infolge der hohen Absorptionsfähigkeit der Lauge für dieses Gas mit herausgewaschen, sodass es zusammen mit den Olefinen anfällt.

1) Vergl. Aktennotiz (Nr. 67) vom 25.3.41: „Die Löslichkeit niederer Monoolefine in einer Aethanolamin-Cupronitratlauge.“

Das wiedergewonnene Olefingas („Vollgas“) ist nach Abrechnung des CO ca. 98 %ig. Durch Änderung der Absorptionsbedingungen kann es leicht auf über 99 % erhöht werden.

Unter Verzicht auf einen hohen Wascherdurchsatz lässt sich die Wäsche auch bei niedrigerem Druck, z.B. 5 Atm., durchführen.

Schlussfolgerungen:

Es wurde gezeigt, dass das in Op 198/339 entwickelte Kupferlaugewaschverfahren mit einem sehr guten Lauge-Gasverhältnis auf das Aufkonzentrieren von hochprozentigen aethylenhaltigen Gasen unter gewissen Voraussetzungen anwendbar ist.

Hierbei ist zu beachten, dass

- 1.) im Eingangsgas vorhandenes Kohlenoxyd im konzentrierten Aethylengas mit anfällt, so dass die Kupferlaugewäsche nur dort anwendbar ist, wo von einem kohlenoxydfreien Olefin ausgegangen wird oder kein kohlenoxydfreies Aethylen verlangt wird.
- 2.) um aus einem höhere Olefine enthaltenden Gase ein nur aus Aethylen bestehendes Konzentrat zu gewinnen, die höheren Olefine entweder vor der Wäsche oder nachher vom Aethylen getrennt werden müssen.
- 3.) im Eingangsgas u.U. vorhandene Inertgase, wie Methan, dessen Homologe oder Stickstoff zusammen mit dem Wasserstoff angereichert werden. Falls der Wasserstoff wieder in den Hydrierungsprozess zurückgeschickt werden soll, müssen die Inertgase durch besondere Verfahren abgetrennt werden.

Gasanalysen und Bilanz.

Gasbestandteil	Frischgas		Eingangsgas (= Frischgas + Zwischen- gas)		Restgas		Vollgas		Zwischengas	
	Vol.-%	m ³ /Std.	Vol.-%	m ³ /Std.	Vol.-%	m ³ /Std.	Vol.-%	m ³ /Std.	Vol.-%	m ³ /Std.
CO	1,20	0,043	1,10	0,043	0,18	0,002	0,80	0,020	0,00	0,000
N ₂	3,36	0,121	3,18	0,125	10,69	0,119	0,10	0,002	1,19	0,004
H ₂	21,69	0,780	20,26	0,796	69,37	0,770	0,40	0,010	4,78	0,016
C ₂ H ₄	62,98	2,264	64,36	2,529	0,20	0,002	91,59	2,262	79,10	0,265
C ₃ H ₆	3,75	0,135	3,43	0,135	0,20	0,002	5,38	0,133	0,00	0,000
Ungek. KW. > C ₃	0,22	0,007	0,20	0,008	0,00	0,000	0,28	0,007	0,30	0,001
CH ₄	0,58	0,021	0,65	0,026	1,81	0,020	0,05	0,001	1,49	0,005
C ₂ H ₆	4,03	0,145	4,78	0,188	10,60	0,117	1,25	0,031	12,84	0,043
C ₃ H ₈	2,06	0,074	1,89	0,074	6,55	0,072	0,10	0,002	0,00	0,000
Ges. KW. > C ₃	0,13	0,005	0,15	0,006	0,40	0,004	0,05	0,001	0,30	0,001
	100,00	3,595	100,00	3,930	100,00	1,108	100,00	2,469	100,00	0,335

Die Differenz in der CO-Analyse erklärt sich unschwer durch die in der Lauge stattfindende teilweise Oxydation des CO zu CO₂, das von der Lauge unter den Versuchsbedingungen gelöst wird.

21462

/Std.

00

04

16

55

00

01

05

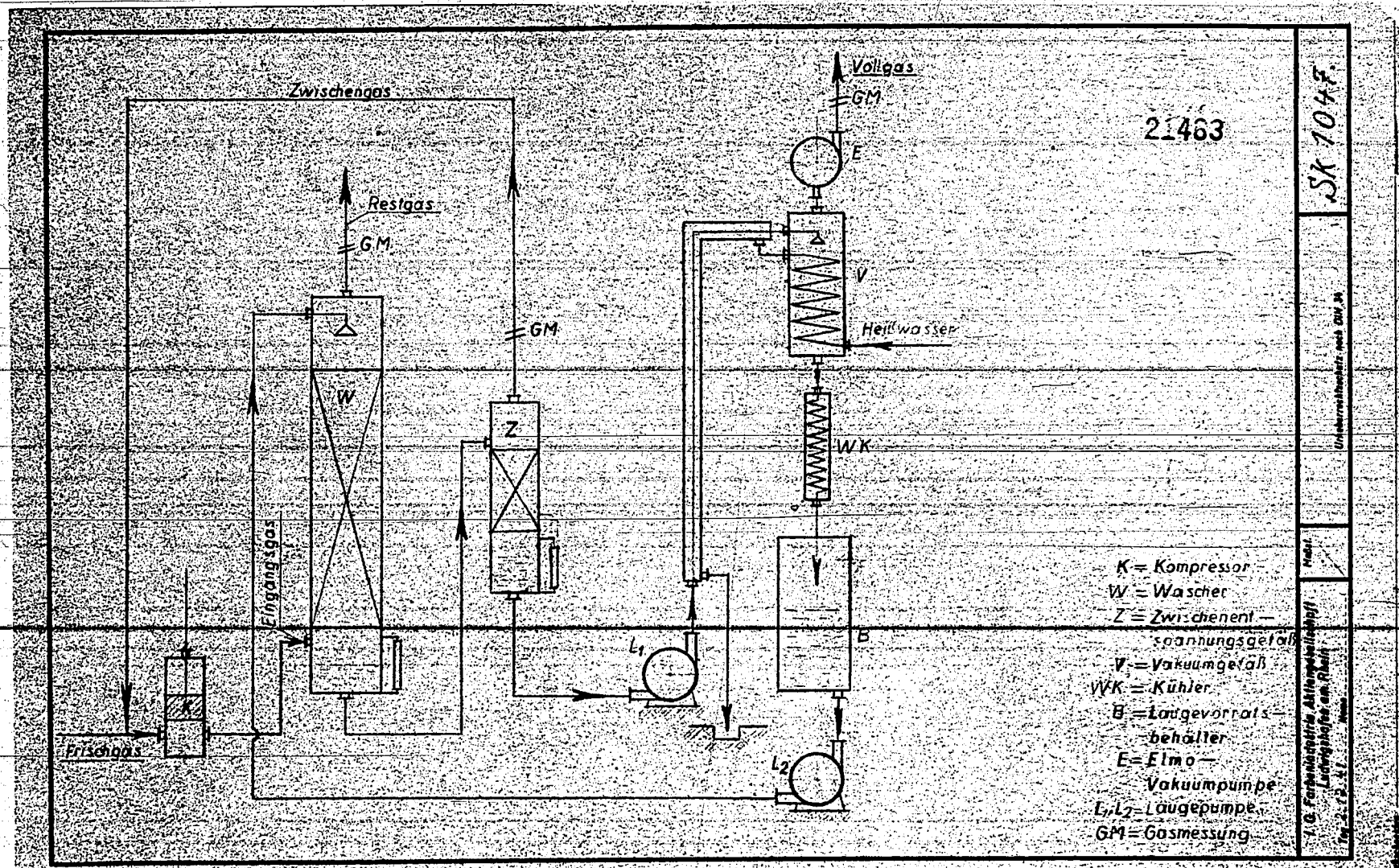
13

00

01

35

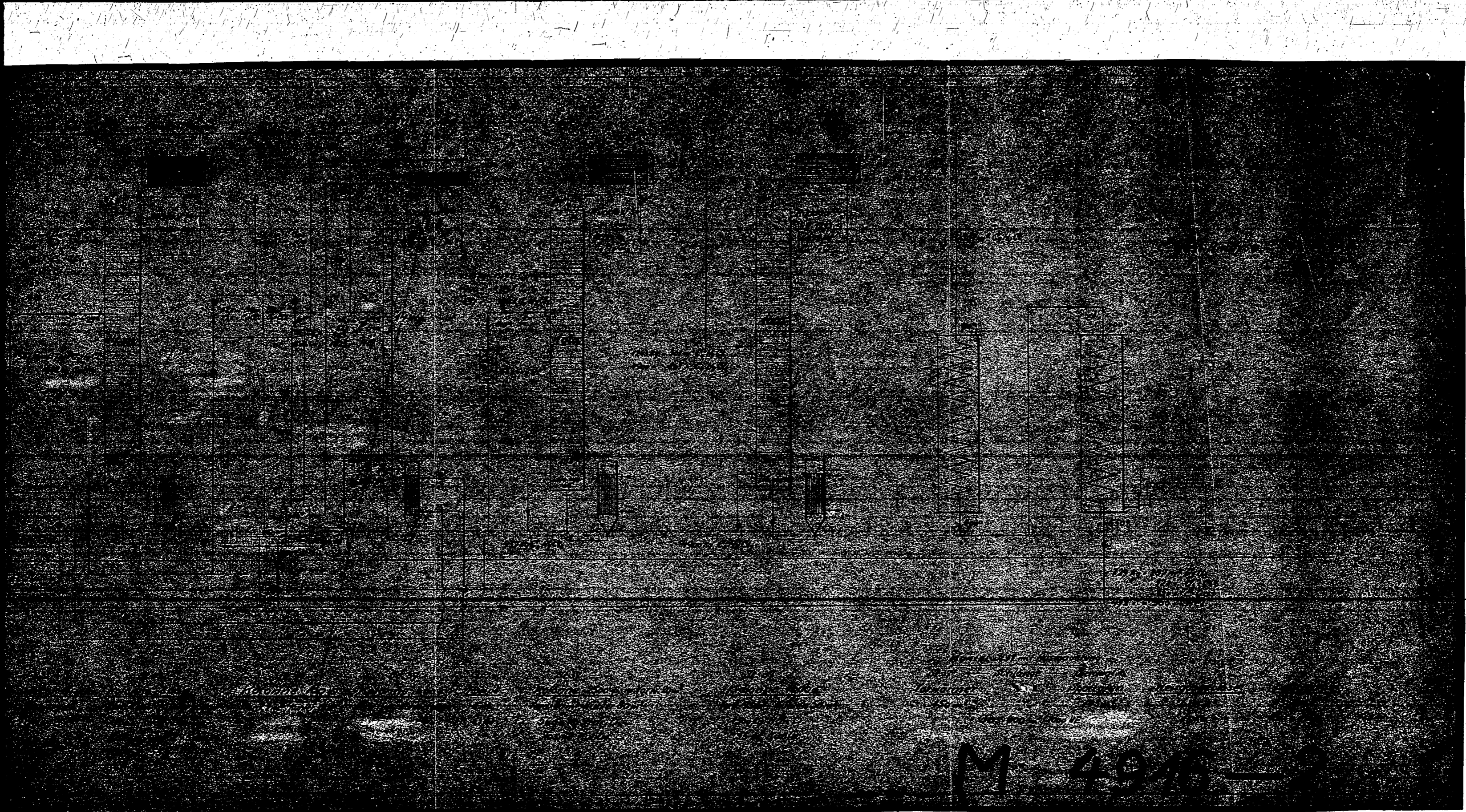
21462



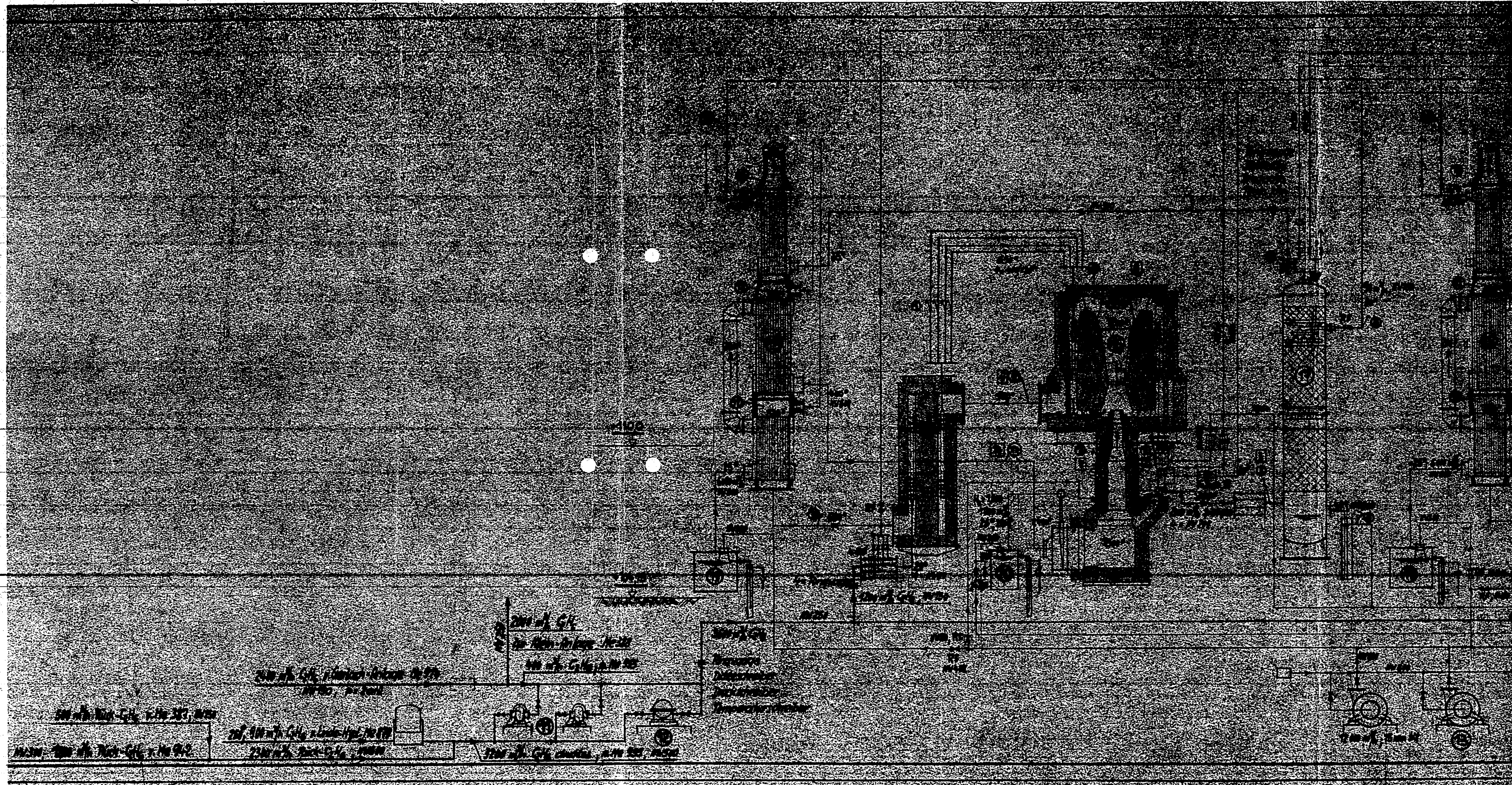
Anlage II: Schema der Versuchsanordnung

POOR COPY 48

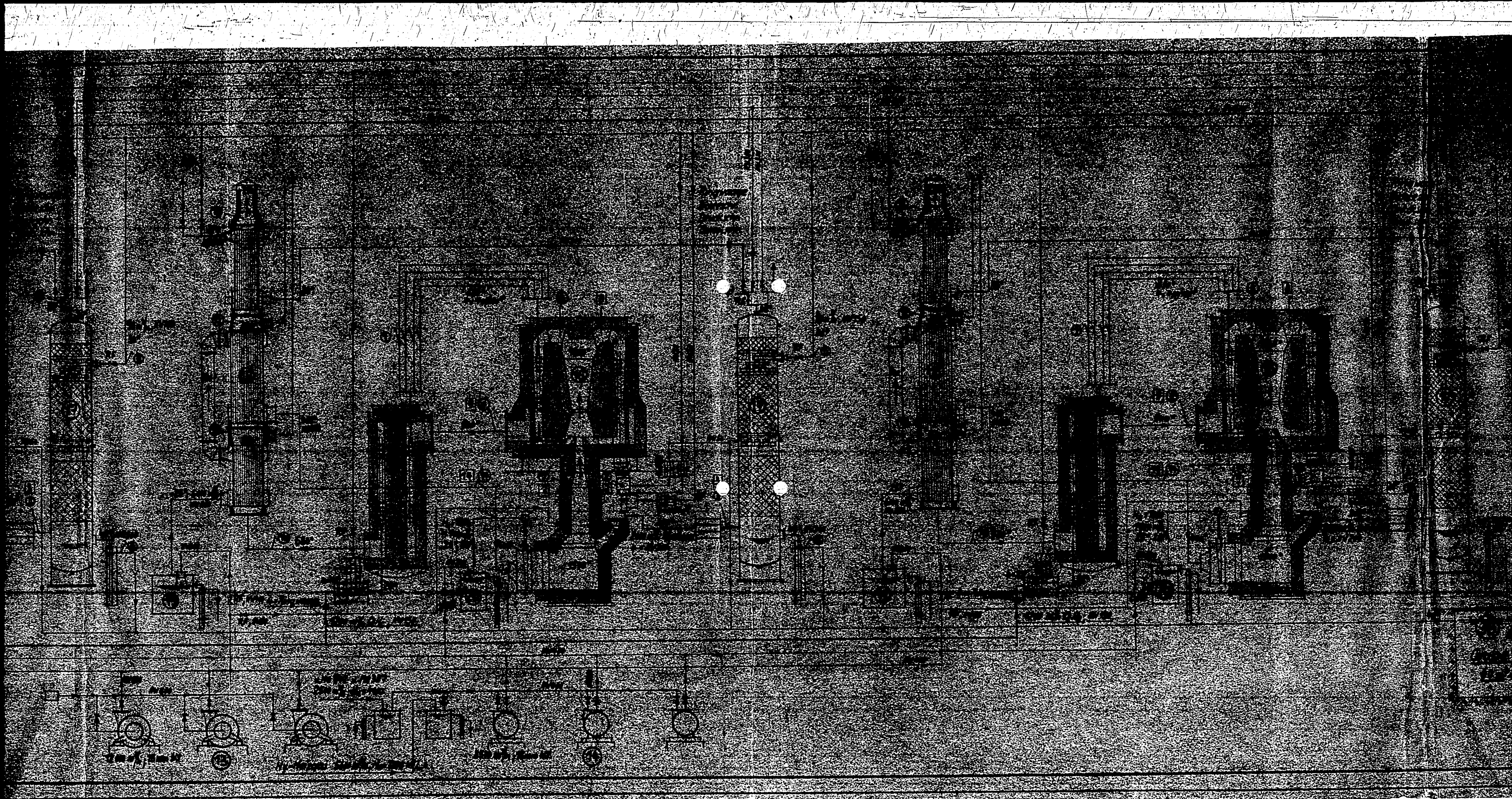
Table with illegible handwritten text and a grid structure.



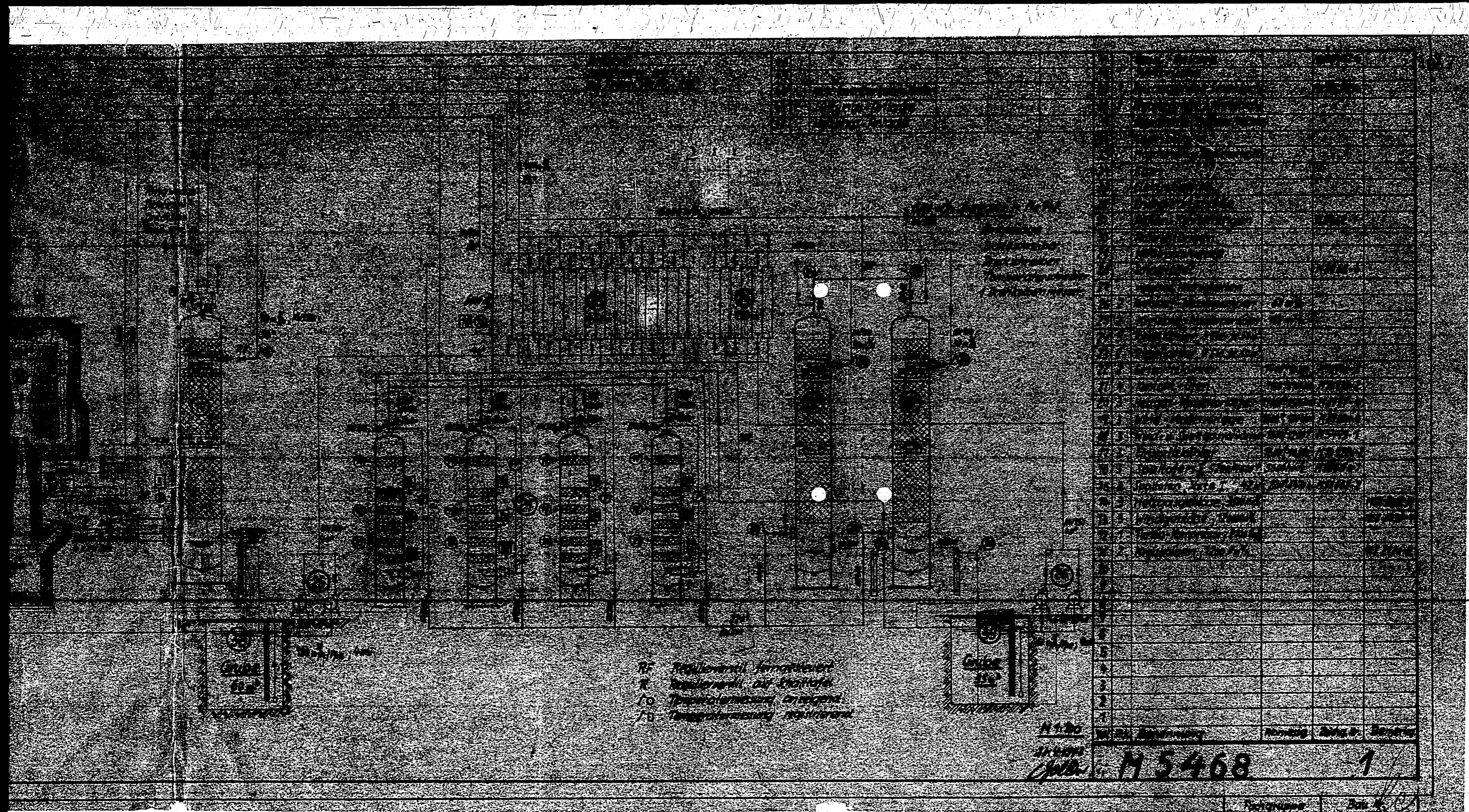
POOR
COPY 48



POOR COPY 48



POOR
COPY 48



RF Radial Force
 R Resistance
 Lo Load
 F Force

Part No.	Name	Qty	Remarks
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			

POOR
 COPY 48

Opau, den 10. April 1943.

Acetylenhydrierung Hs 684.

21466

Abmessungen:

1 Spaltfen = 1 Hydrierbehälter 2000 mm l.V. ($\Phi = 3,14 \text{ m}^2$)
2500 mm Kontakthöhe
 $= 3,14 \text{ m}^2 = 1,88 \text{ t Kontakt.}$

Normalbelastung = 2000 m^3/h Spaltgas:

Geschwindigkeit = $\frac{2000}{3600 \cdot 3,14} = 0,177 \text{ m/sek.}$

Verweilzeit... = $\frac{3,14 \cdot 3600}{2000} = 5,66 \text{ sek.}$

Normalbelastung = 4000 m^3/h Spaltgas:

Geschwindigkeit = 0,354 m/sek.

Verweilzeit ... = 2,85 sek.

Vergleichsversuche Op. 339 (Härs):

Hydrierbehälter 150 mm l.V. ($\Phi = 176,7 \text{ cm}^2$)
42 cm Kontakthöhe
 $= 7 \text{ ltr.} = 4,5 \text{ kg Kontakt.}$

Belastung = 15 m^3/h
Geschwindigkeit = 2,36 cm/sek.
Verweilzeit ... = 1,68 sek.

oder: wenn für 15 m^3/h Spaltgas = 4,5 kg Kontakt benötigt werden.

so	"	2000	"	= 600,0 "
"	"	4000	"	= 200,0 "

Vergleich mit Leuna-Versuchsergebnissen: (70 ltr. Kontakt für 250 m^3/h)

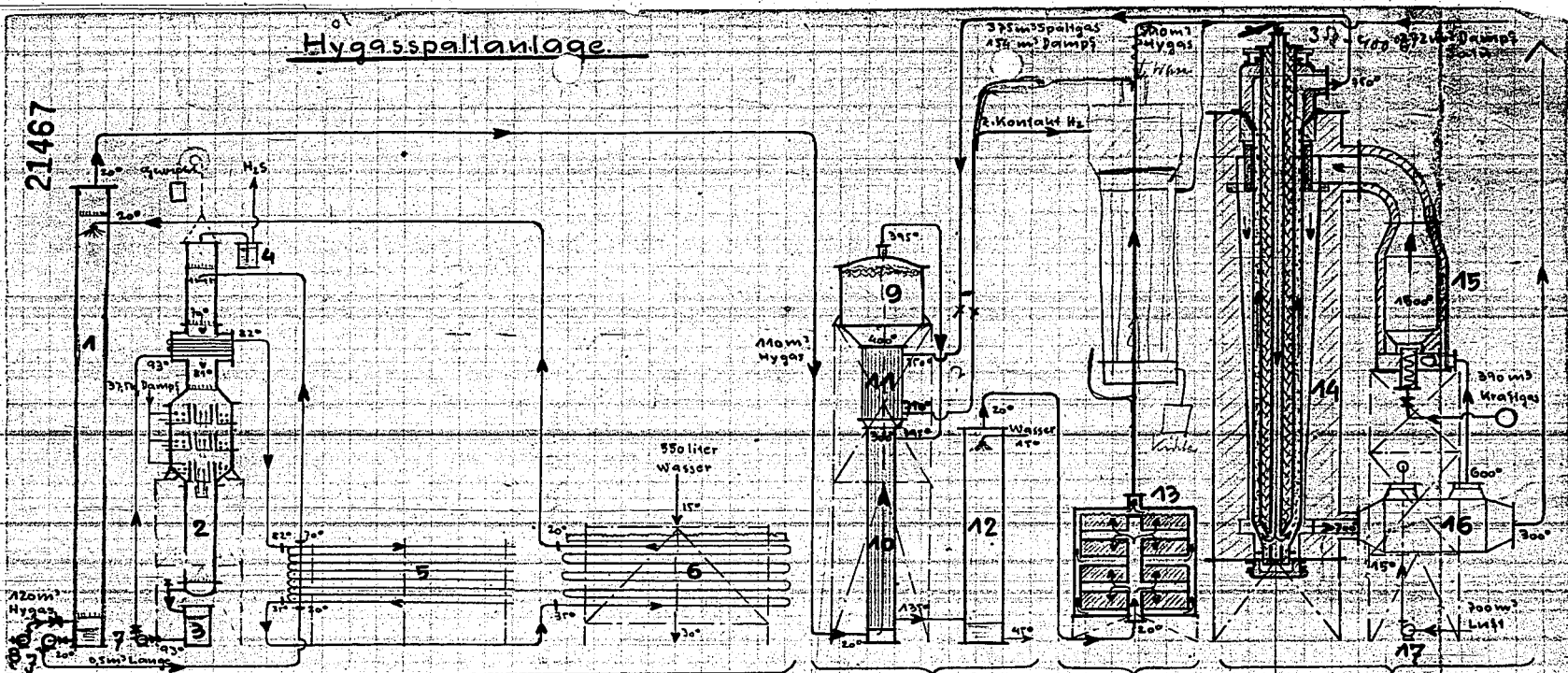
wenn für	250 m^3/h Spaltgas =	45 kg Kontakt benötigt werden		
so	"	2000 "	"	= 360 "
"	"	4000 "	"	= 720 "

Dennach sind die Hydrierbehälter Hs 684 mengen- u. verweilzeitmäßig reichlich überdimensioniert.

Alte

POOR
COPY 48

Hygasspaltanlage



- | | | | |
|--|---|---|---|
| <p>Alkalid wäsche</p> <ul style="list-style-type: none"> 1) 1 Absorptionsturm aus Al. 250 l. 15 m hoch. 2) 1 Entgasungsturm aus Al. 250 l. 5 m. 3 Kochern 500 l. 5 m. Vorwärmer H = 1,3 m². Gesamthöhe ca. 9,500 m. 3) 1 Absauggefäß aus Al. 250 l. 5, 1 m hoch. 4) 1 H₂S-Vorlage aus Al. 250 l. 5, 600 hoch. 5) 1 Laugevorwärmer H = 6,5 m² nach M 87-4 6) 1 Laugerieselkühler H = 2,2 m² nach M 94-4 7) 2 Pumpen aus Sil. für 0,5 m³/h. h = 40 und h = 20 m WS. 8) 1 Gasblase für 120 m³/h. L = 250 + 750 + 100 + 3500 = 4600 m WS. | <p>H₂S-Kontaktöfen</p> <ul style="list-style-type: none"> 9) 1 Kontaktöfen 700 l. 5 m. 1000 Koch aus Eisen 10) 1 Vorwärmer H = 14 m² aus Eisen 11) 1 Spitzenvorwärmer H = 2,5 m² aus NCT₃ 12) 1 Gaskühler 300 l. 5 m. 4,5 m hoch aus Eisen | <p>Luzmasserieg.</p> <ul style="list-style-type: none"> 13) 1 Reinigungs Kasten mit 4 Bin. satzen aus Eisen | <p>Röhrenöfen</p> <ul style="list-style-type: none"> 14) 1 Röhrenöfen 600 l. 5 m. Verdreher 330 l. 5 m. Nutlänge aus NCT₃. Kppg aus Eisen 15) 1 Brenner 300 l. 5 m. Moolang 16) 1 Nadellösigvorwärmer H = 18 m² 17) 1 Windgeblase für 700 m³/h. L = 200 m WS. |
|--|---|---|---|

Miygasanpaltanlage

mittels Rohrreaktor einsch. Brennerluft-
vorwärmung mittels Rauchgasen.
Der Rohrreaktor veranschaltet ist eine
Miygasenschwefelungsanlage mittels Alkalid,
inorganischer S. Reinigung durch H₂S-Kontakt-
ofen und Linuarse.

Zu Grunde gelegt ist eine Reaktor 600 auf. Φ
mit Verdänger 370 auf. Φ sozial Kontakt-
schichtstärke = $\sim \frac{600-370}{2} = 125 \text{ mm}$.

Bei einer Belastung des Reaktor mit $600 \text{ m}^3/\text{m}^2$
ergibt sich ein Miygasbedarf von:
 $600 \cdot \left(\frac{0.6 \cdot 10^{-3}}{4} + \frac{0.35 \cdot 10^{-3}}{4} \right) = 600 \cdot 0.186 = 110 \text{ m}^3/\text{Miygas}$

analyse des einbreitenden Gases:

- 12% CH₄
- 10% C₂H₆
- 9% C₃H₈
- 3% C₄H₁₀
- 14.5% CO₂
- 34% CO
- 39.4% H₂
- 7.3% H₂S
- 1.4% N₂

1) Alkalidwäscher bei auf $500 \text{ mg S} / \text{m}^3 \text{ Miygas}$

Miygaswäscher werden somit $\sim 7.3\% = \sim 8 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{S}$.

Längerebedarf bei $1 \text{ m}^3 / 15 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{S} = \frac{8}{15} = \sim 0.5 \text{ m}^3/\text{m}^3$

a) Absorptionsbereich aus Minimum

Gasgeschwindigkeit $v = 0.9 \text{ m/s}$

Reaktorhöhe = 20 m

Größe des Trümmers:

$F = \frac{110}{3600 \cdot 0.9} = 0.044 \text{ m}^2$; $D = 250 \text{ mm}$ ($v = 0.63 \text{ m/s}$)

Flutzhöhe = $20 \cdot 0.63 = \sim 12.5 \text{ m}$

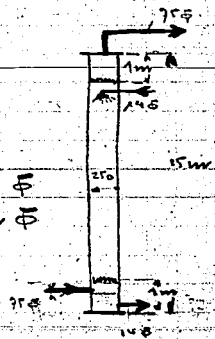
+ Längereinstuf = 1 m

+ Rohrreifer = 1 m

Gesamthöhe = $\sim 15 \text{ m}$

Gasleistung = $\frac{110}{3600 \cdot 9} = 0.0044 \text{ m}^2 = 75 \text{ mm } \Phi$

Längereitung = $\frac{0.5}{3600 \cdot 1} = 0.00014 \text{ m}^2 = 14 \text{ mm } \Phi$



b) Kerzenarmkolonne aus Aluminium

Für Rechnung zur Spitze gelegt wird die ausgeführte Kolonne 800 L.W mit 5 m³ Länge.

Größe der Kolonne:

$$F = \frac{V_{\text{Kolonne}}}{L} = \frac{5 \text{ m}^3}{20} = 0,25 \text{ m}^2; \quad D = 250 \text{ mm}$$

Verdampfer:

$$F = 4 \cdot 0,05 = 0,2 \text{ m}^2; \quad D = 500 \text{ mm}$$

1 m³ Länge erfordert 95 kg N-Dampf
Mitteln werden benötigt 95 · 0,5 = 37,5 kg N-Dampf / Stk.
Die Länge wird in 3 Kochern verdampft.

Größe der Heizflächen:

$$F = \frac{37,5 \cdot 0,47}{3 \cdot 0,016 \cdot \pi} = 0,00108 \text{ m}^2; \quad D = 214 \text{ mm} \quad (18 \text{ mm auf } \Phi)$$

1 m³ Länge erfordert 1,5 m² Heizfläche

Mitteln werden in 3 Kochern benötigt:

$$\frac{1,5 \cdot 0,5}{3 \cdot 0,016 \cdot \pi} = 5,0 \text{ m Heizlänge}$$

Für jeden Kocher gewählt:

$$2 \text{ Heizlängen } 320 \Phi \text{ mit } L = 0,32 \cdot \pi \cdot 2 = 2 \text{ m}$$

$$2 \quad 420 \Phi \quad L = 0,42 \cdot \pi \cdot 2 = 2,6 \text{ m}$$

$$\text{je 1 } 3 \text{ in } 1 \text{ Abgang} \quad 0,4 \text{ m}$$

$$5,0 \text{ m}$$

Insferhalb d. d. Länge = 25 Minuten

Mitteln Längeerforderung eines Kochers:

$$\frac{0,5 \cdot 2,5}{3 \cdot 60} = 0,07 \text{ m}^3$$

$$\text{Durch Längeerford. d. 2 oberen Kocher } = \frac{0,07}{0,025} = 350 \text{ mm}$$

$$\text{unteren Kocher} = 400 \text{ mm}$$

$$\text{Mitte der Kocher } \text{unten} = 80 + 400 + 250 = 730 \text{ mm}$$

$$\text{Mitte} = 400 + 250 = 650 \text{ mm}$$

$$\text{oben} = 400 + 250 + 80 = 730 \text{ mm}$$

In jedem Kocherboden 3 Agar durchgänge je 30 mm Φ

In d. oberen " 3 Längserbestärke je 33 mm Φ

" unten " 1 " " 70 mm Φ

Wärmer:

$$\frac{80^\circ}{90^\circ} \quad 20^\circ \quad \text{Wärmemenge } Q = 500 \cdot (93 - 82) = 5500 \text{ W/g}$$

$$\text{Bei } \Delta T_m = 12^\circ \text{ in } K = 350 \text{ wird}$$

$$F = \frac{5500}{12 \cdot 350} = 13 \text{ m}^2$$

Bei einem Längeerford. v. 0,5 m³ / Stk ergibt sich

$$\text{ein Rohrleitungsquerschnitt } F = \frac{0,5}{3 \cdot 0,09} = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{Gewählt werden Rohre } 6/10 \Phi \text{ mit } F = 0,00002827 \text{ m}^2$$

$$\text{Anzahl d. Rohre in jeder Lage} = \frac{0,0002}{0,00002827} = 7 \text{ Rohre}$$

$$\text{Anzahl d. Lagen} = \frac{1,3}{0,008 \cdot \pi \cdot 7} = 7$$

Länge d. Wärmer = 1 m (7 Rohre in jeder Lage parallel geschaltet)

c) Längenvorwärmer mittels Länge $\rho = 1,1$

$20^\circ \xrightarrow{0,7 \text{ m}} 70^\circ$
 $35^\circ \xrightarrow{0,7 \text{ m}} 82^\circ$
 Bei einem $\rho_{\text{mit}} = 135^\circ$ in $K = 350$ wird
 $F = \frac{1000 \cdot 1,1 \cdot 50}{135 \cdot 350} = \sim 5,8 \text{ m}^2$ Heizfläche

gewählt Vorwärmer nach M87-4 m. H. = 6,5 m²

d) Plattenwärmer f. Länge mittels Wasser

$35^\circ \text{ Länge } 20^\circ$
 $30^\circ \text{ Wasser } 15^\circ$
 Bei einem $\rho_{\text{mit}} = 5^\circ$ in $K = 950$ wird
 $F = \frac{1000 \cdot 1,1 \cdot 15}{5 \cdot 950} = 2,2 \text{ m}^2$ Heizfläche

gewählt Plattenwärmer nach M91-4 m. H. = 2,2 m²

2) Kontaktkufen einschli. Vorwärmer zur Luft-
Wandlung des mit H₂ gas enthaltenen org.
Schwefels in H₂ S. in Rückbildung d. Gases

Mit der Abscheidanlage fallen an 110 m³ H₂ gas
Bei einer Kontaktbelastung von 300 m³ Gas
pro m² Kontakt ist erforderlich $\frac{110}{300} = \sim 0,4 \text{ m}^2$
Gewählt 90/1720 Φ , 1 m Durchmesser

Die Umwandlung des org. Schwefels in H₂ S
erfolgt ohne W. ausbeziehung.

Die Temp. im Kontaktkufen beträgt $\sim 400^\circ \text{C}$.

Die mittl. spez. Wärme d. H₂ gas beträgt 0,5 bei 400°
Mitteln ist der Wärmebedarf

$Q = 110 \cdot 0,5 \cdot 300 = 22500 \text{ W} / \text{h}$

Das ankommende H₂ gas wird von 15° auf 300°
vorw. erwärmt mittels der aus dem Kontakt -
kufen kommenden Gases von 395°

$15^\circ \xrightarrow{c_p = 0,5} 300^\circ$
 $135^\circ \xrightarrow{c_p = 0,51} 395^\circ$
 Bei einem $c_p = 0,5$ des ankommenden
Gases wird der Wärmeverbrauch
 $Q_1 = 110 \cdot 0,5 \cdot (300 - 15) = \sim 14900 \text{ W} / \text{h}$

Bei einem $c_p = 0,51$ des aus dem Kontaktkufen
kommenden Gases in einer Kontakttemp. 395°
wird die Luft erwärmt.

$F = 395 = \frac{14900}{110 \cdot 0,51} = 395 - 260 = 135^\circ$

Bei einem $\rho_{\text{mit}} = 0,872 \cdot 120 = 105^\circ$ in $K = 10 \text{ kcal} / \text{m}^2 / \text{h}$ wird
Heizfläche H. = $\frac{14900}{105 \cdot 10} = 14 \text{ m}^2$

Bei einer mittleren Geschwindigkeit d. H₂ gas
in den Röhren $v = 15 \text{ m} / \text{sek}$ wird der erforderliche
Rohrquerschnitt $F = \frac{110 \cdot 538}{273 \cdot 3600 \cdot 15} = 0,004 \text{ m}^2$

Gewählt Rohre 9/12 Φ

erforderliche Stückzahl = $\frac{0,004}{0,0006362} = \sim 60$ Stück

Länge d. Rohre: $\frac{14}{60 \cdot 0,0105 \cdot \pi} = 9 \text{ m}$

21471 4)

Fiere 60 Rohre sind bei 60° Teilung und
 18 mm Rohrwand in einem Rohr 170/179.5
 niedrigeren.
 Mittelwert für das aufsteigende Gas
 ein Querschnitt von:

$$\frac{170^2 \pi}{4} - 60 \cdot \frac{12^2 \pi}{4} = 0,010885 \text{ m}^2$$

Dadurch wird die mittlere Geschwindigkeit des
 aufsteigenden Gases

$$v_{\text{m}} = \frac{110 \cdot 431}{273 \cdot 3600 \cdot 0,011} \approx 4,5 \text{ m/sek.}$$

Misdrüsch ist ein k von 10 kcal/m²° möglich.

Gas des Vorwärmers verlassende H_2 gas $\text{d. } 300^\circ$
 wird in einem Gaskontakvorwärmer mittels
 des aus dem Myeler austretenden H_2 gas
 + Dampfstrom (750° C) auf 400° vorgewärmt.
 Misdrüsch sind notwendig

$$22500 - 14700 = 7800 \text{ W/6/rt.}$$

Nach einer früheren Rechnung (siehe 9 vom m³ H₂)
 entstehen aus 1 m³ H_2 gas = 3,41 m³ H_2 gas
 der Dampfstrom trägt 1,4 m³ | m³ H_2 gas

Mitteln gehen in vorliegenden Fall 2 Verfügungen

$$3,41 \cdot 110 = 375 \text{ m}^3 \text{ H}_2 \text{ gas } \text{d. } 750^\circ, c_p = 0,36 \text{ kcal/}^\circ\text{C}$$

$$1,4 \cdot 110 = 154 \text{ m}^3 \text{ Dampf } \text{d. } 750^\circ, c_p = 0,395 \text{ kcal/}^\circ\text{C}$$

Maximal ist die Temp. d. austretenden H_2 gas -
 Dampfstrom

$$t = 750 - \frac{7800}{375 \cdot 0,36 + 154 \cdot 0,395} = 750 - 40^\circ = 710^\circ$$

300° $\xrightarrow{t=350^\circ}$ 400°

$$S_{\text{m}} = 0,99 \cdot 410 = 405^\circ$$

gewählt werden 60 Rohre $9/12 \Phi$ in einem
 Rohr 203/216 Φ .

$$\text{Mischdrüsch wird } F_2 = 60 \cdot \frac{9^2 \pi}{4} = 0,00382 \text{ m}^2$$

$$F_a = \frac{203^2 \pi}{4} - 60 \cdot \frac{12^2 \pi}{4} = 0,0256 \text{ m}^2$$

$$\text{Laut ist } v_{\text{m}} = \frac{110 \cdot 0,23}{273 \cdot 3600 \cdot 0,00382} = 18 \text{ m/sek.}$$

$$v_{\text{m}} = \frac{529 \cdot 823}{273 \cdot 3600 \cdot 0,0256} = 19 \text{ m/sek.}$$

Überschlägich ergibt sich

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \alpha_1 = 2 + 10 \sqrt{v_1} = 2 + 10 \sqrt{18} = 44,5$$

$$\alpha_2 = 2 + 10 \sqrt{v_2} = 2 + 10 \sqrt{19} = 43,5$$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{44,5} + \frac{1}{43,5}} \approx 22 \text{ kcal/m}^2 \text{ }^\circ, \text{ gewähltes } k = 20$$

$$\text{Mischfläche } H = \frac{7800}{155 \cdot 20} = 2,5 \text{ m}^2$$

$$\text{Länge d. Rohre} = \frac{2,5}{60 \cdot 0,0105 \pi} = 1,25 \text{ m}$$

POOR
 COPY 48

Für aus dem Vorwärmer austretende 21472 5)

My gas wird in einem Kühltur von 135°

auf 20° mittels Wasser durch Besprühschicht

Bei $v = 0,4 \text{ m/s}$ ist $F = \frac{110}{3600 \cdot 0,4} = 0,077 \text{ m}^2$

Mittlerer $D = 310 / 318 \text{ } \Phi$

Möge der Kühltur $\rightarrow 15 D = v \cdot 4,5 \text{ m}$

Benötigter Kühlturwassersbedarf:

$$\frac{110 \cdot (135 - 20) \cdot 0,5}{45 - 15} = 0,2 \text{ m}^3/\text{st.}$$

3.) Luftwasserreinigung d. restlichen
 $F_{\text{ow}} \text{ My gas } | \text{ m}^3 \text{ My gas}$

Bei einer Gasgeschwindigkeit in der
Reinigungsbox von $0,5 \text{ m/s}$ ist
erforderlich an Querschnitt:

$$F = \frac{110}{3600 \cdot 0,5} = 0,06 \text{ m}^2$$

Gewählt 1 Reinigungsboxen mit 4 Einlässen
1400 Φ mit $F = 4 \cdot 1,5 \cdot 6 \text{ m}^2$ Querschnitt.

Erfüllung = $6 \cdot 0,4 \cdot 0,7 = 1,7 \text{ t}$

Bei einer t -Nutzung $v = 70\%$ d. Feigenerwärmungs
beizung die $t = 1,7 \cdot 0,7 = 1,2 \text{ m}^3 \text{ My gas}$

Da der Schneefall $0,0005 \cdot 110 = 0,055 \text{ My gas}$ beträgt,
ergibt sich ein Überschuß von

$$\frac{1,2 - 0,055}{1,2} = 22000 \text{ t} = v \cdot 2,5 \text{ Jahre}$$

Mittler ist eine Reserve nicht notwendig.

4.) Röhrofen bestehend aus 1 Reaktor
aus $\text{a} \cdot \text{b} \cdot \text{c}$ mit Verdampfer $3,5 \text{ m} \cdot \text{a} \cdot \text{b} \cdot \text{c}$, 5 m
mittlere Länge, einchl. Feuerrohr und
Luftvorwärmer.

Nach einer früheren Rechnung (siehe $9000 \text{ m}^3 \text{ t}_2$)

erfolgt an $1 \text{ m}^3 \text{ My gas} = 3,41 \text{ m}^3 \text{ Spaltgas}$

Wasser sind notwendig = $0,964 \text{ m}^3 \text{ Wasser}$

= $1,4 \text{ m}^3 \text{ Dampf}$

Mittlerer Dampfverbrauch = $2,364 \text{ m}^3 / \text{m}^3 \text{ My gas}$

In den Ofen hinein gehen somit:

$110 \text{ m}^3 \text{ My gas}$ bei 20°

+ $2,364 \cdot 110 = 272 \text{ m}^3 \text{ Dampf}$ d. 3 at bei 143°

aus dem Ofen heraus kommen:

$3,41 \cdot 110 = 375 \text{ m}^3 \text{ Spaltgas}$ von 750°

+ $1,4 \cdot 110 = 154 \text{ m}^3 \text{ Dampf}$ v. 750°

Wärmebedarf im Ofen:

Reaktionswärme:

Bei einem mittl. niederen Heizwert d. Mg-gases von $9290 \frac{\text{W}}{\text{m}^3}$ ist der Heizwert von 110 m^3 Mg-gas

$$= 110 \cdot 9290 = 800000 \text{ W/6}$$

Bei einem mittl. niederen Heizwert d. Spaltgases von $2460 \frac{\text{W}}{\text{m}^3}$ ist der Heizwert von 375 m^3 Spaltgas

$$= 375 \cdot 2460 = 920000 \text{ W/6}$$

Mitteln zuzurechnende Reaktionswärme

$$= 920000 - 800000 = 120000 \text{ W/6}$$

Fühlbare Wärme:

Bei einer mittl. Gasestemp. d. Spaltgases von 950° in einem $c_p = 0,344$ sind enthalten

$$375 \cdot 0,344 \cdot 950 = 96500 \text{ W/6}$$

Insbesondere werden für das Aufheizen des Gaseinleiterschleifers von 143° auf 950° benötigt bei einem $c_p = 0,388$

$$154 \cdot 0,388 \cdot (950 - 143) = 36000 \text{ W/6}$$

Mitteln ist der Gesamtwärmeaufwand:

$$\begin{array}{r} 120000 \\ + 96500 \\ + 36000 \\ \hline 252500 \text{ W/6} \\ + 27500 \text{ W/6 d. Neutralisierung} \\ \hline 280000 \text{ W/6} \end{array}$$

Bei $500000 \text{ W/6} / \text{m}^3$ Brennraum ergibt sich ein Brennraum von $\frac{280000}{500000} = 0,56 \text{ m}^3$

Gewählt 800 s und $1160 \text{ kg} = 0,56 \text{ m}^3$

Beheizt wird mit Kraftgas von 1000 W/6
 Luftbedarf = $1,8 \text{ fach } \text{Gas}^\circ = 1,8 \cdot 600 \cdot 0,315 = 340 \text{ W/6}$
 1340 W/6

Mitteln entstehen $2,625 \text{ m}^3$ Rauchgas
 Brenntemperatur = $\frac{1540}{2,625 \cdot 0,34} = 1500$

Abkühlung erfolgt auf 700°

Zur Verfügung stehen somit $(1500 - 700) \cdot 0,34 = 272 \text{ W/6} / \text{m}^3$ Rauchgas.
 In Rauchgas werden benötigt:
 $\frac{280000}{272} = 1030 \text{ m}^3$ Rauchgas

Mitteln werden benötigt:

$$\frac{1030}{2,625} = 390 \text{ m}^3 \text{ Kraftgas v. } 1000 \text{ W/6}$$

Luftbedarf $390 \cdot 1,8 = 700 \text{ m}^3$ Luft v. Gas°

Wirkungsgrad d. Ofens
 $\frac{252 \text{ cal} \cdot 100}{390 \text{ cal}} = 65\%$

Luftwärmewärmer

Das gesamte Rauchgas geht durch einen
Nadelluftwärmer, wo die Verbrennungsluft
um 15° auf 600° vorgewärmt wird.

Mischgas werden benötigt

$700 \cdot (600 - 15) \cdot 0,315 = 130000 \text{ W/h}$

Bei einem c_p des Rauchgases = 0,32 sind eine
Kombi-temperatur von 700° wird die Luft-temperatur

$F = 700 \cdot \frac{130000}{1030 \cdot 0,32} = 700 = 400 = 300^\circ$

$700 \cdot q_{an} \rightarrow 300$

$\Delta T_m = 0,624 \cdot 285 = 180^\circ \quad K = 40$

$600 \cdot q_{ab} \leftarrow 15^\circ$

Mittlere Heizfläche $H = \frac{130000}{180 \cdot 40} = 18 \text{ m}^2$

Bei 10 m² Heizfläche (m³ Raum) wird gewählt
Nadelluftwärmer 1 m², 2 m hoch.

21475

Herstellung von

Äthylen aus Alkohol.

Leuna, den 10. Juli 1940.

Herstellung von Äthylen aus Äthanol
zur SS-erzeugung.

Das Verfahren, Äthanol über Tonerdekontakt zu Äthylen zu dehydratisieren, ist an sich bekannt. Es wurde in Oppau und Ludwigshafen ausgearbeitet, wo das Äthylen durch eine Tieftemperaturdestillation nach Linde gereinigt wurde. Die Analyse des so erzeugten Äthylens deutete auf keine Verunreinigungen hin, die seine Verwendbarkeit zur Polymerisation zu SS-Ölen hätte beeinträchtigen können. Trotzdem stieß die Verwendung des so erzeugten Äthylens bei Oppauer Versuchen auf erhebliche Schwierigkeiten. Das Gas war wie bei den Parallelversuchen mit Gas aus Äthan durch Griesogen, durch Natronlauge und Calciumchlorid gewaschen worden, doch ließ sich die Polymerisation nicht zu Ende führen, sie kam vorzeitig zum Stillstand; dementsprechend waren die Ausbeuten schlecht, das Öl zeigte bei einer Viskosität von 2,5 - 3,5 E₉₀ einen V_f von 90 - 95. Auch in Mischung mit Äthylen aus Äthan war es ungeeignet. Zur Beseitigung dieser Unklarheit und aus Gründen der Erweiterung der Rohstoffbasis für SS-Öl wurde es jedoch notwendig, die Versuche erneut aufzunehmen. In Verbindung damit sollte auch die Möglichkeit untersucht werden, das durch Alkoholspaltung erzeugte Rohäthylen ohne Tieftemperaturdestillation, nur durch Waschung für seine Verwendbarkeit genügend rein zu erhalten. Als störende Verunreinigungen des Äthylens waren zu erwarten: Alkohol, Äther, Aldehyde und andere sauerstoffhaltige Produkte, ferner CO und CO₂. Dementsprechend wurde eine Waschung mit Wasser, Natronlauge und zur Aufnahme der sauerstoffhaltigen organischen Verbindungen Palatinol HS vorgesehen.

Beschreibung der Apparatur.

Zur Spaltung des Äthanol diente eine bereits vorhandene Apparatur in No 125 x, die vorher zur thermischen Crackung von Äthan gedient hatte. Sie konnte mit geringen Änderungen übernommen werden. Die Anordnung der Apparatur ist aus der Skizze zu ersehen. Die Ausführung des Ofens entspricht nicht den Erfahrungen, die in Schkopau beim Bau einer in technischen Maßstab arbeitenden Spaltanlage verwertet wurden. Dort ist der Reaktionsraum zur besseren Wärmeübertragung in eine Reihe enger Rohre unterteilt. Es war daher bei den Versuchen nicht mit der maximalen Ausbeute zu rechnen.

Das Äthanol wurde aus einem Sammelbehälter durch Stickstoff über eine mit Hochdruckdampf geheizte Verdampferschleife geführt und der Dampf durch einen gasbeheizten Spitzenvorwärmer auf 250° gebracht. Der Spaltofen bestand aus einem FF 30 Rohr, 80 x 7000 mm, gefüllt mit 35 ltr. Tonerdekontakt K 695a von 4-6mm Korngröße. Er war von außen mit Gas beheizt. Ein Wälgasgebläse sorgte für gleichmäßige Temperaturverteilung. Gemessen wurde die Temperatur nur im Heizgasraum, nicht aber im Reaktionsraum. Eine Überhitzung war bei dem Endothermen Charakter der Reaktion nicht zu befürchten. Nach Verlassen des Ofens wurde das Rohäthylen durch Kühlung von Reaktionswasser und unverändertem Alkohol befreit und gelangte über eine Gasuhr zum Gasometer.

Der Waschanlage wurde das Rohäthylen durch einen Kompressor unter 2 Atm zugeführt. Auch die Waschanlage war bereits vorhanden und hatte zur Äthylen-Konzentrierung aus Äthan-crackgas mittels Kupferlauge gedient. Die Dimensionierung der Waschtürme war allerdings für den Gasdurchsatz von 3 $\frac{m^3}{Std}$ etwas reichlich, doch erfüllte sie nach den entsprechenden Leitungsänderungen voll ihren Zweck. Die Waschung wurde unter 2 Atm vorgenommen. Versuche, sie drucklos durchzuführen, wurden nicht unternommen, sie hätten einen erheblichen Umbau der Anlage erforderlich gemacht.

Als Waschmittel dienten:

- 1.) Wasser zur Entfernung von Äthanoldämpfen,
- 2.) Lauge zur Entfernung von eventuell gebildetem CO,
- 3.) Palatinol zur Entfernung der O-haltigen Produkte.

Das bei der Entspannung des Wassers und des Palatinols freiwerdende Äthylens wurde ins Rohäthylens zurückgeführt. Das Palatinol wurde nach dem Entgasen auf 130° erwärmt und durch Durchblasen von Stickstoff von den aufgenommenen Dämpfen befreit. Von der Verwendung von Wasserdampf für diesen Zweck wurde wegen der leichten Emulsionsbildung und der Gefahr einer allmählichen Verseifung abgesehen. Das so gereinigte Äthylens verließ, über einen Kompressor auf maximal 200 Atü komprimiert, die Anlage und wurde zur Entfernung von eventuell mitgeführten Lösungsmitteldämpfen über eine Hochdruckflasche mit T-Kohle, zur Entfernung von Wasserdämpfen über eine solche mit Calciumchlorid geführt. Es folgten noch zwei Hochdruckflaschen, die mit wechselnden Materialien gefüllt waren. Die Dimensionierung der Hochdruckflaschen (200 x 2000) war derart, dass sie einer Verweilzeit des Gases von zwei Stunden entsprach. Diese Bedingungen sind natürlich bei einer technischen Anlage untragbar, doch kam es bei dem Versuch lediglich darauf an, die prinzipielle Möglichkeit des Weges zu studieren.

Ausbeute.

Bei verlustfreier Überführung von absolutem Äthanol sind aus 100 kg Äthanol 60,8 kg Äthylens entsprechend 52,6 m³ (15°, 735 mm) erhältlich. Die praktisch erreichbare Ausbeute ist abhängig vom Durchsatz, und von der zur Spaltung angelegten Temperatur. Bei einer Kontaktbelastung von 0,3, entsprechend 10 - 12 Ltr. Durchsatz pro Std. an Alkohol ist die Ausbeute in Prozenten a) der theoretischen Ausbeute und b) in Gewichtsprozentem des eingesetzten Alkohols aus der Aufstellung ersichtlich.

310°	a) 25%	b) 15,2%
325°	36	22,0
360°	73	44,5
380°	77	47,0

Bei 380° wird noch rund 1% des eingesetzten Alkohols im Reaktionswasser zurückgehalten, sodass die Ausbeute 78% der theoretischen, bezogen auf den Umsatz erreicht, entsprechend 47,4 kg Äthylens aus 100 kg Äthanol. Bei einer Erhöhung des Durchsatzes auf die 0,5 fache Kontaktbelastung ließ sich die auf den einfachen Durchgang bezogene Ausbeute nicht mehr erhöhen. Dagegen wurde mehr Alkohol zurückgehalten und es konnte so die auf den Umsatz bezogene Ausbeute noch erhöht werden. Diese Verhältnisse wurden einer eingehenden Untersuchung nicht unterzogen, da anzunehmen ist, dass sie bei den Versuchen in Ludwigshafen schon geklärt wurden.

Gasverluste in der Waschanlage ^{treten} drehten durch die Löslichkeit des Äthylens im Wasser und im Palatinol auf. Auch darüber wurden keine ausgedehnten Versuche unternommen, doch sind die Verluste nach den Erfahrungen bei der Waschanlage in Me 387 sehr gering einzusetzen, wenn das bei der Entspannung der Waschlösungen freiwerdende Äthylens wieder zurückgeführt wird.

Reinheit des Äthylens.

Um eine Verunreinigung des Äthylens durch stickstoffhaltige Verbindungen von vornherein auszuschließen, wurde der von der Monopolverwaltung bezogene Sprit anfangs mit Thäol, nach dessen Verwendungsverbot mit Benzol vergällt. Das den Spaltöfen verlassende Äthylens enthält eine beträchtliche Menge durch Tiefkühlung kondensierbarer Bestandteile, wie Alkohol, Äther, Acetaldehyd in Höhe von 30 - 50 cm³ hoch- Kondensat pro m³ Gas, die durch die Waschung vollkommen entfernt werden können. Außer Wasserdampf enthält das Äthylens nach der Waschung keine kondensierbaren Bestandteile mehr. Bei der folgenden Kompression auf 150 - 200 Atü wurde der größte Teil des Wassers ausgeschieden. Um die letzten Spuren von Palatinoldämpfen und Wasserdampf zurückzuhalten, wurde das komprimierte Äthylens durch einen Turm mit A-Kohle und einen solchen mit Calciumchlorid geführt. Noch weitere Reinigungsversuche durch Kontaktmassen werden bei der Polymerisation angeführt. Die analytische Zusammensetzung des gereinigten Gases geht aus zwei Stockanalysen hervor, die bei Verwendung von Monopolsprit gemacht wurden.

O ₂	0,12	0,00
H ₂	0,09	0,17
H ₂	1,00	0,64
C ₂ H ₆	0,90	0,16
C ₂ H ₄	97,89	98,98
C ₃ H ₈	0,00	0,05

Stickstoff und Sauerstoff wurden durch Spülungen und Probenahme eingeschleppt. Für die Polymerisation besonders gefährlich sind an gasförmigen Verunreinigungen CO₂ und CO. Die Bildung von CO₂ ist nie beobachtet worden. Trotzdem wurde zur Sicherheit ein Laugewaschturm in die Waschanlage aufgenommen. Die Vermeidung der Kohlenoxydbildung ist bei geeigneten Fahrbedingungen gut möglich. Dazu gehört die Temperatur des Kontaktraumes, die 380°, höchstens 390° nicht überschreiten darf. Bei Erreichung von 400° kann bereits 0,01 bis 0,02% CO mit Hämoglobin nachgewiesen werden. Außerdem scheint es zur Vermeidung der CO-Bildung notwendig zu sein, dass während der ganzen Fahrt dauernd Wasserdampf mit dem Alkohol eingefahren wird. Auch scheint vom Wasserdampfsatz die Lebensdauer des Kontaktes günstig beeinflusst zu werden. Während bei der Einhaltung der oben genannten Vorsichtsmaßregeln Äthylen aus Monopolsprit CO-frei erhalten wird, müssen bei Verwendung von Methylschlaf die Bedingungen verschärft werden. Vor allem ist die Einhaltung einer Spalttemperatur von 360° und darunter nötig; Außerdem muß mehr Wasserdampf zugefahren werden, und zwar bis zu 40% der Alkoholmenge, was grössere Verluste an Alkohol bedingt. Der Verdacht, dass dafür geringe, schwer zu entfernende Methanolreste verantwortlich sind, hat sich als unrichtig erwiesen. Während ein sorgfältig destillierter Methylschlaf, indem Methanol nur mehr in Spuren nachzuweisen war, bei 360° noch 0,007% CO lieferte, ergab ein Monopolsprit, dem 1% Methanol zugesetzt war bei 365° keine Anzeichen von CO. Erst bei 10% Methanolsatz waren bei 375° 0,007% CO im Gas nachzuweisen. Bei 410° ergibt der Zusatz von 1% Methanol zu Monopolsprit eine Erhöhung des CO-Gehaltes von 0,01 auf 0,03%. Bei Zusatz von 0,1% Propionaldehyd zu Monopolsprit bei 375° Spalttemperatur und von 0,2% Isobutyraldehyd bei 385° war CO nicht nachzuweisen.

Polymerisation.

Zu den Polymerisationsversuchen wurde grundsätzlich nur CO-freies Gas verwendet. Außerdem T-Kohle- und dem Calciumchloridurm wurden noch andere Reinigungsmittel angewandt, die aus der folgenden Zusammenstellung hervorgehen. Parallel zu diesen Versuchen wurde zwischendurch unter gleichen Bedingungen Äthylen aus Äthan aus der Lindeanlage Me 387 zum Vergleich gefahren.

(Siehe Tabelle 1.)

Vergleicht man die Öle, die zu gleicher Zeit mit demselben Gas aus Me 387 in 50 Ltr. - Versuchsofen und in der Produktion erhalten wurden, so ergibt sich folgendes Bild:

Versuchsofen	6,55 ⁰ E ₉₉	VI = 106,8
Produktion	5,86	109,7

Das Öl wird im Versuchsofen etwas viskoser, dementsprechend ist mit einem Absinken des VI um ca. eine Einheit zu rechnen. Das tatsächlich beobachtete stärkere Absinken um drei Einheiten hat seinen Grund in der anderen Dimension des Reaktionsraumes.

Tabelle 2.

Vers.	Herkunft des Äthylens	Reinigung	Ausbeute im Ofen kg.	°E ₉₉	VI	m ³ Abgas aus Ofen	Vergleich mit Me 126	
							°E ₉₉	VI
262	Äthan	ohne	38,6	6,73	109,4	1,5	8,51	105,1
263	Monopolsprit	T - Kohle, Ätznatron	33,3	5,33	100,2	1,1	5,57	108,4
264	Äthan	" " "	35,7	6,36	108,2	1,1	5,10	105,4
265	Äthan	" " "	35,0	7,00	108,7	1,4	4,44	109,6
266	Monopolsprit	" " "	34,6	5,86	103,7	0,5		
267	"	" " "	33,1	5,74	97,4	0,7		
275	Äthan	NaAlCl ₄	35,8	5,77	108,7	1,2	6,52	113,5
							7,77	112,3
280	"	Ätznatron	28,7	6,13	93,0	2,1	4,60	112,9
281	Monopolsprit	NaAlCl ₄	22,7	3,72	85,5	2,3		
282	"	" "	19,3 ?	NaAlCl ₄	- Turm völlig verölt.			
283	"	Ätznatron	32,0	4,86	98,2	1,6		
284	Äthan	ohne	32,0	5,25	103,3	1,4	6,65	112,7
285	"	"	36,0	7,74	105,4	1,1	6,14	111,7
286	Monopolsprit	neue Ätznatronfüllung	35,2	7,22	104,2	0,7		
287	Methylnachlauf	"	28,5	5,49	96,6	1,9		
288	"	"	29,8	5,89	99,5	1,3		
289	Monopolsprit	Pattenhausengrube, Ätznatron	31,7	5,31	104,3	2,0		
290	"	" "	33,8	5,62	105,1	1,5		
291	Gemisch aus Äthan u. Monopolsprit	Ätznatron	29,2	5,59	100,4	1,0	5,41	111,8
292	"	"	38,5	8,68	109,0	0,7	6,68	111,9
294	Äthan	ohne	30,9	5,95	109,8	1,8	4,47	109,6
296	Monopolsprit	Ätznatron, T - Kohle (-80°)	38,0	7,49	103,1	0,5		
297	"	" "	37,3	7,25	102,3	0,6		
298	"	" "	37,1	7,98	101,0	0,5		

21479

Alle Arten der angewandten Vorbehandlung des Gases vor der Polymerisation haben sich bei beiden Arten des Äthylens als unwirksam erwiesen. Der Durchschnitt aus sieben Versuchen der Reihe N 263 bis N290, die mit Spritäthylen gefahren waren, ist

$$5,71^{\circ} E_{99} \quad VI = 101,9$$

Bei den Versuchen N296 bis N298 war das Gas unter Druck durch eine auf -80° gehaltene TDJ - Kohle gereinigt worden. Das machte sich dadurch bemerkbar, dass das Gas besonders lebhaft reagierte, lebhafter als bei allen anderen Ansätzen, dass die Autoklavenfüllung höher und die unumgesetzte Restgasmenge niedriger lag als normal. Das gewonnene Öl war in der Viskosität höher, doch der VI blieb unverändert. Der Durchschnitt aus den drei Versuchen ist

$$7,57^{\circ} E_{99} \quad VI = 102,1$$

Zusammenfassung.

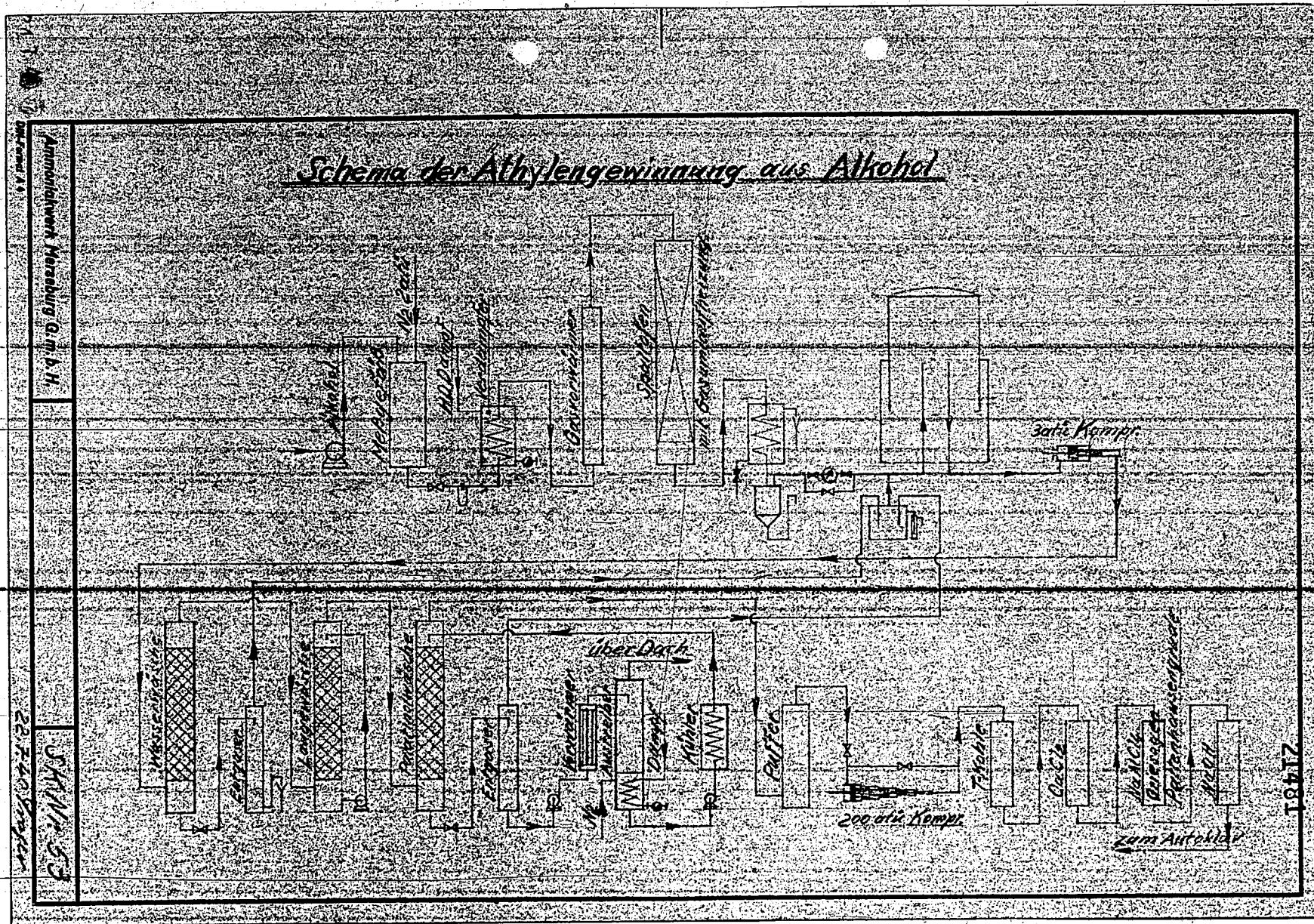
Das durch Äthanolspaltung erhaltene Äthylene ist in seiner Reaktionsfähigkeit dem Gas aus Äthan gleichwertig, sowohl hinsichtlich der Reaktionsgeschwindigkeit als auch in Bezug auf die Ausbeute. Mit Ausnahme des Viskositätsindex, der um rund fünf Einheiten gegenüber dem Öl aus Äthangas abfällt, sind die übrigen Konstanten, wie Stockpunkt, Flammpunkt usw. die gleichen. Daran ändert sich auch nichts bei allen bisher angewandten Reinigungsversuchen. Ein Versuch, Spritäthylene und Äthan-äthylene im Gemisch anzuwenden, ergab

$$8,68^{\circ} E_{99} \quad VI = 109,0$$

Eine Zumischung von Spritäthylen zum Gas aus Äthan scheint also ohne VI - Erniedrigung möglich zu sein.

Einen Grund für den schlechten VI aus reinem Sprit-Äthylen anzugeben, ist zur Zeit nicht möglich. Die Zeit für die Durchführung ausführlicher Versuche fehlte, da die Apparatur für andere Zwecke wieder frei gemacht werden musste und ein baldiges Ende solcher Versuche nicht abzusehen war. Die Abhängigkeit der Polymerisation von sehr geringen Beimengungen im Gase ist bekannt, es fehlt aber in diesem Falle bisher jede Andeutung, die einen Fingerzeig geben könnte. Auch die Möglichkeit des Fehlens von geringen Mengen einer günstig wirkenden Beimischung ist durchaus nicht auszuschließen.

L. W. Meyer



POOR
COPY 48

Tabelle - 2 -

Nachbehandlung von Äthylen aus Me 387

Vers.	Reinigung	Kontakt	Ausbeute im Ofen kg.	$^{\circ}\text{E}_{99}$	VI
300 ^g	Ätznatron	Eisenhaltig	35,4	7,81	107,7
301	Pattenhausengrude 20 $^{\circ}$ Ätznatron	"	36,8	7,59	105,5
302	"	"	30,0	6,55	109,2
303	"	"	36,7	7,70	108,7
304	Ätznatron T - Kohle (-80 $^{\circ}$)	"	36,6	7,46	106,6
306	"	"	29,0	7,02	104,3
307	"	"	31,8	4,77	109,3
308	"	"	33,7	8,01	111,2
309	"	"	35,9	7,45	112,4
310	"	"	38,0	6,94	110,8
311	Pattenhausengrude 20 $^{\circ}$ Ätznatron	Eisenfrei	31,6	7,95	112,0
312	"	"	33,0	7,11	104,7
313	"	"	29,0	6,73	104,2
314	"	"	33,8	9,29	107,7
315	"	"	30,4	6,95	111,3
316	Ätznatron T - Kohle (-80 $^{\circ}$)	"	28,9	5,31	108,7
317	"	"	34,5	7,00	111,4
318	"	"	32,3	7,29	113,5
319	"	"	32,1	6,92	111,7
320	Pattenhausengrude 80 $^{\circ}$ Ätznatron	Eisenhaltig	35,9	6,49	102,6
321	"	"	31,1	7,29	109,7
322	"	"	31,4	7,71	109,8
323	"	Eisenfrei	30,0	6,76	109,6
324	"	"	34,0	7,17	113,7

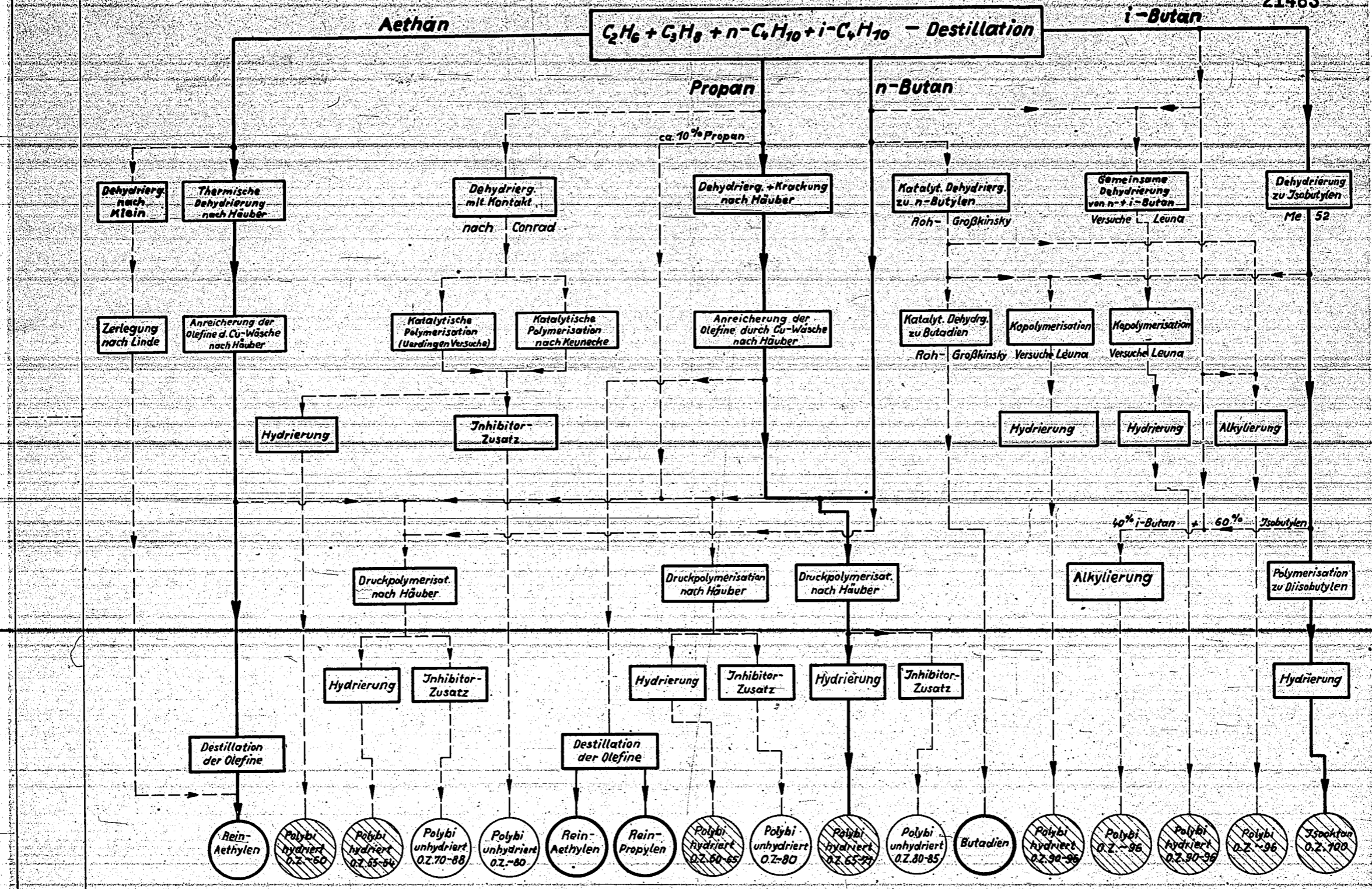
Im Anschluß

Im Anschluß an die vorhergehenden Versuche zeigt die Tabelle 2 Versuche, durch verschiedene Reinigungsmethoden, vor allem mit Hilfe der schwefelentfernenden Pattenhausengrude und durch tiefgekühlte T-Kohle das Äthylen aus Äthan (Me 387) so zu reinigen, dass eine VI - Steigerung des daraus hergestellten SS-Öls eintritt. Die Schwankungen, die im VI zwischen 104 u. 112 betragen, können jedoch nicht auf diese Einwirkungen zurückgeführt werden. Die Versuche verteilen sich vielmehr auf einen längeren Zeitraum, indem das Äthylen schon von vornherein Schwankungen aufweist, die für die VI - Schwankungen verantwortlich gemacht werden können. Auch die Polymerisationsansätze sind nicht immer genau reproduzierbar. Auch bei früheren Versuchen, bei denen eine Nachbehandlung des Äthylens mit Natrium-Aluminiumchlorid (NaAlCl_4), mit Griesogen, mit Zinkchloridkohle durchgeführt wurde, ist eine Verbesserung des VI bisher nicht zu erzielen gewesen. Alle bisher in dieser Richtung unternommenen Versuche haben noch keinen Erfolg gehabt.

J. Metzger

J.G.-Verfahren zur Aufarbeitung von C₂-C₄-Kohlenwasserstoffen (gesättigt) in Hydrierwerken.

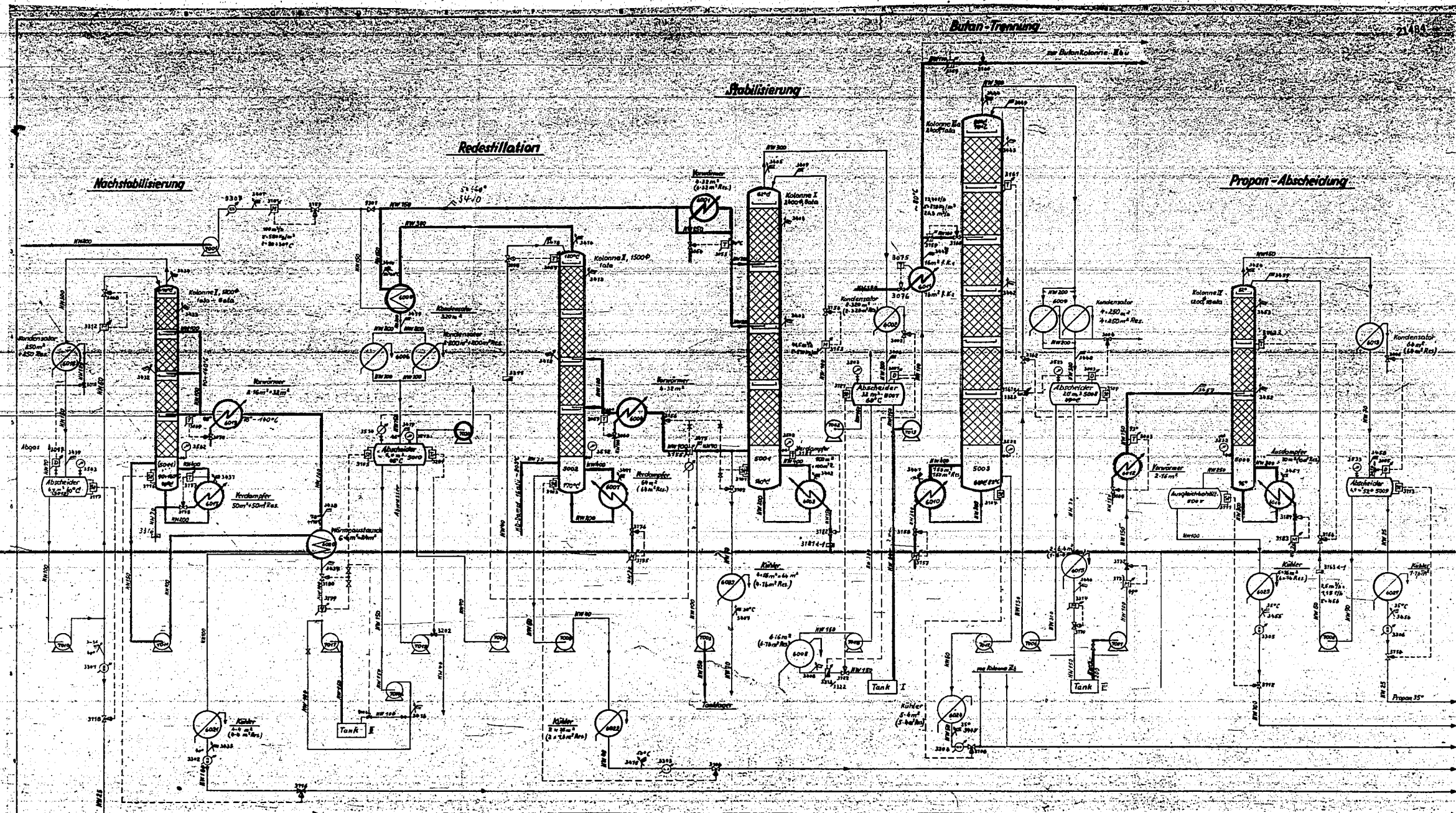
21483



Lichtbogenverfahren ist nicht eingezeichnet.

O.Z. = Researchzahlen

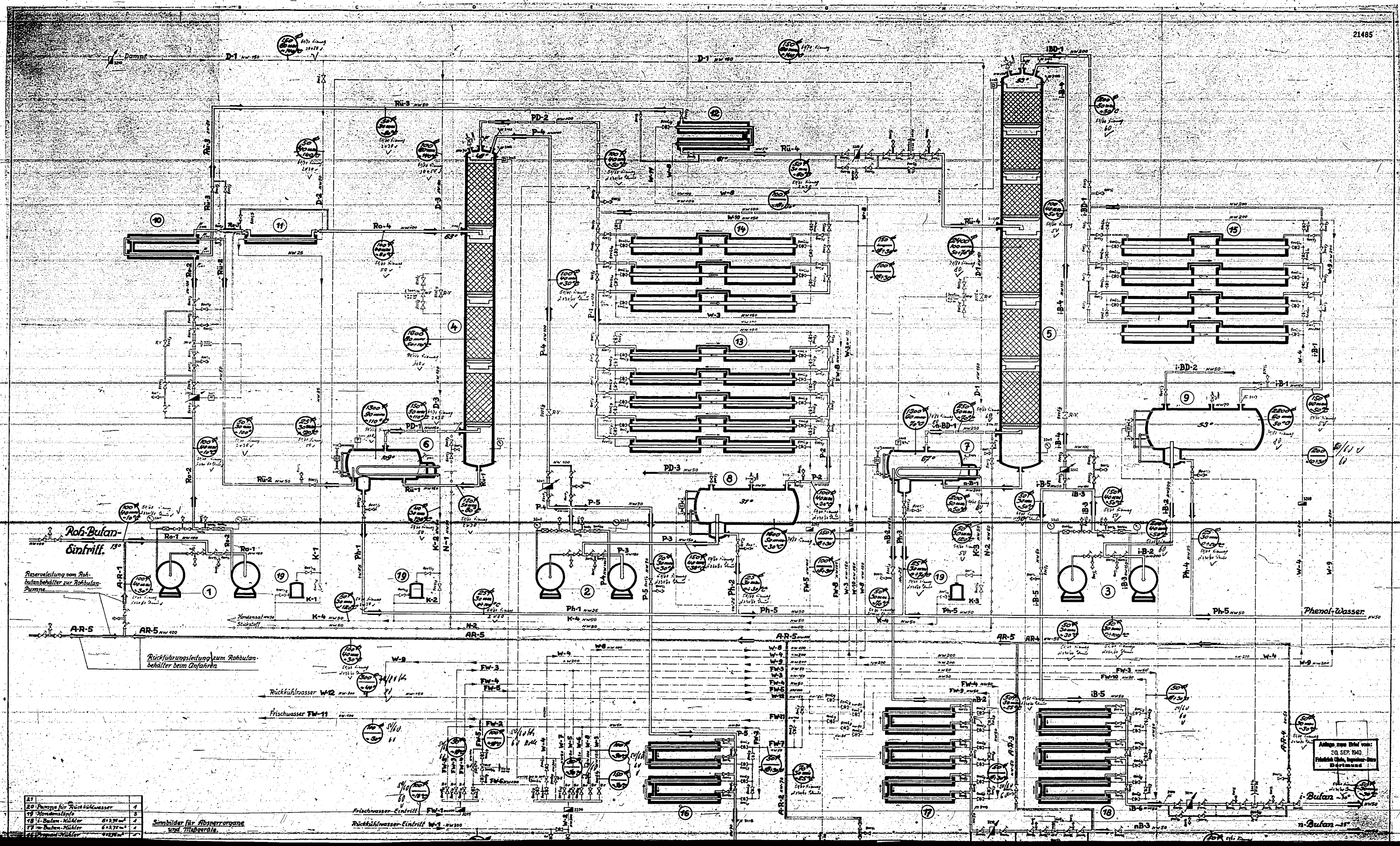
16. II. 39 Schö. M 2433 - 8



Standbilder für Regel- und Meßgeräte:

- ⊠ automatische Regelventil
- ⊠ Meßschleife mit U-Mannometer
- ⊠ Fernthermometer, anzeigend
- ⊠ Fernthermometer, schreibend
- ⊠ Drückregler, schreibend
- ⊠ Drückregler, anzeigend
- ⊠ Temperaturregler, schreibend
- ⊠ Temperaturregler, anzeigend
- ⊠ Zähler

Benennung und Bemerk.		Zeichn.-nr.	
Datum:	22.11.57	Arbeitsplan:	22.11.57
Entworfen:	FL 2 47	Gezeichnet:	FL 2 47
Geprüft:	FL 2 47	Gezeichnet:	FL 2 47
<p>Friedrich Udo Ingenieur-Büro und Projekt-Büro für chem., petrochem., mechanische, elektrische, pneumatische, hydraulische, thermische, und sonstige Anlagen und Maschinen</p>		<p>ATL 1010-57</p>	
<p>Friedrich Udo Regel- u. Meßgeräte</p>		<p>ATL 1010-57</p>	

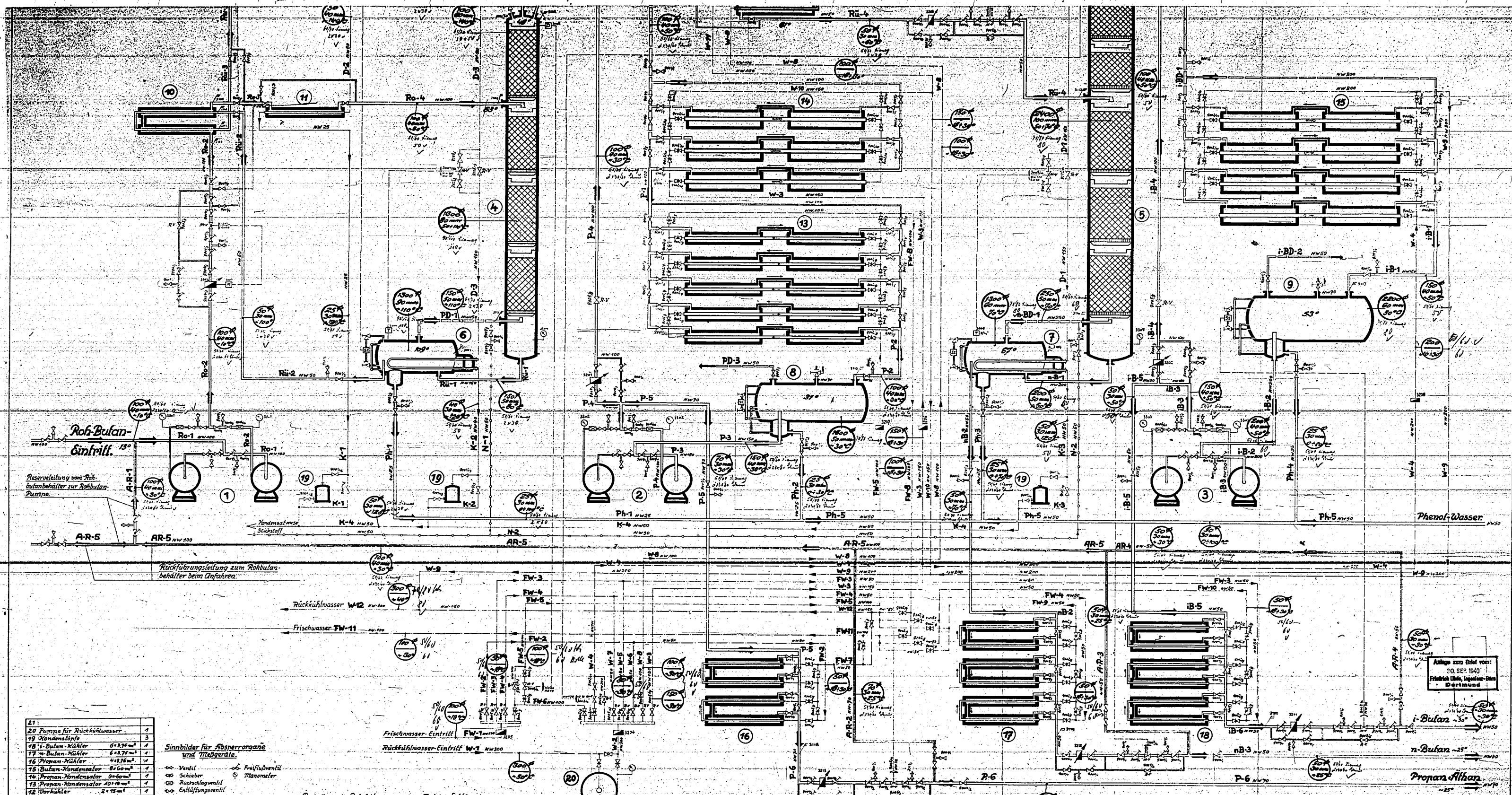


20	Pumpe für Rückführwasser	1
19	Kondensierblech	3
18	n-Butan-Kühler	2
17	n-Butan-Kühler	2
16	Propan-Kühler	2
15	Propan-Kühler	2
14	Propan-Kühler	2
13	Propan-Kühler	2
12	Propan-Kühler	2
11	Propan-Kühler	2
10	Propan-Kühler	2
9	Propan-Kühler	2
8	Propan-Kühler	2
7	Propan-Kühler	2
6	Propan-Kühler	2
5	Propan-Kühler	2
4	Propan-Kühler	2
3	Propan-Kühler	2
2	Propan-Kühler	2
1	Propan-Kühler	2

Simbilder für Absperrorgane und Meßgeräte

21	Pumpe	1
20	Kondensierblech	3
19	n-Butan-Kühler	2
18	n-Butan-Kühler	2
17	Propan-Kühler	2
16	Propan-Kühler	2
15	Propan-Kühler	2
14	Propan-Kühler	2
13	Propan-Kühler	2
12	Propan-Kühler	2
11	Propan-Kühler	2
10	Propan-Kühler	2
9	Propan-Kühler	2
8	Propan-Kühler	2
7	Propan-Kühler	2
6	Propan-Kühler	2
5	Propan-Kühler	2
4	Propan-Kühler	2
3	Propan-Kühler	2
2	Propan-Kühler	2
1	Propan-Kühler	2

Anlage nach Blatt vom: 30. SEP. 1940
 Pflanzl. Inst. Ing.-Büro
 Dr. Ing. H. Schmitt



21	20	Pumpe für Rückkühlwasser	1
	19	Kondensator	3
	18	i-Butan-Kühler	6-33 m ²
	17	n-Butan-Kühler	6-33 m ²
	16	Propan-Kühler	4-12 m ²
	15	Butan-Kondensator	8-60 m ²
	14	Propan-Kondensator	8-60 m ²
	13	Propan-Kondensator	8-60 m ²
	12	Überkühler	2-18 m ²
	11	Verdämper	2-175 m ²
	10	Regenerator	2-175 m ²
	9	Abscheider I	1
	8	Abscheider II	1
	7	Ausdampfer I	1
	6	Ausdampfer II	1
	5	Kolonne I	2-175 m ²
	4	Kolonne II	2-175 m ²
	3	Butan-Pumpen (i-Butan)	2
	2	Propan-Pumpen	2
	1	Roh-Butan-Pumpe	1
	Bl	Benennung	Stk

Sinnbilder für Absperrorgane und Meßgeräte

- ∞ Ventil
- ∞ Freilaufventil
- ∞ Manometer
- ∞ Schieber
- ∞ Ruckschlagventil
- ∞ Entlüftungventil
- ∞ Sicherheitsventil
- ∞ Meßscheibe u. Ringverschlus (steuertend)
- ∞ Meßscheibe u. Manometer (steuertend)
- ∞ Standregler
- ∞ Druckregler
- ∞ Temperaturregler
- ∞ Mengenregler
- ∞ Widerstandsthermometer (steuertend)
- ∞ Repetierventil
- ∞ Membranventil
- ∞ Standanzeiger

Bedeutung der Rohrleitungen:

- Produktflüssig
- Produkt gasförmig
- Umgehungsleitungen
- Frischwasser
- Kühlwasser
- Mischleitungen
- Kondensat
- Stützflüssigkeit
- Rückführungsleitung zum Rohbutan-Behälter beim Anfahren

Farben-Erklärung:

- Roh-Butan
- i-Butan
- n-Butan
- Propan-Äthan
- Rücklauf
- gasförmig Produkt

Führung der Isolierung. Schichtweise Isolierung hinter Schutzblech mit feuerbeständiger Beschichtung nach Anfahrungsbedingungen für Isolierarbeiten.

Benennung und Bemerk.		Teil	Werkstoff	Zeichn.-Nr.	Stückzahl
Gezeichnet: K. E. G.		Angegeben:		Friedrich Uhde	
Geprüft:				Ingenieurbüro	
Montiert:				Dortmund	
Makler:				Code:	
Mitarbeiter:				Datei:	
Mitarbeiter:				Technische Zeichnung	

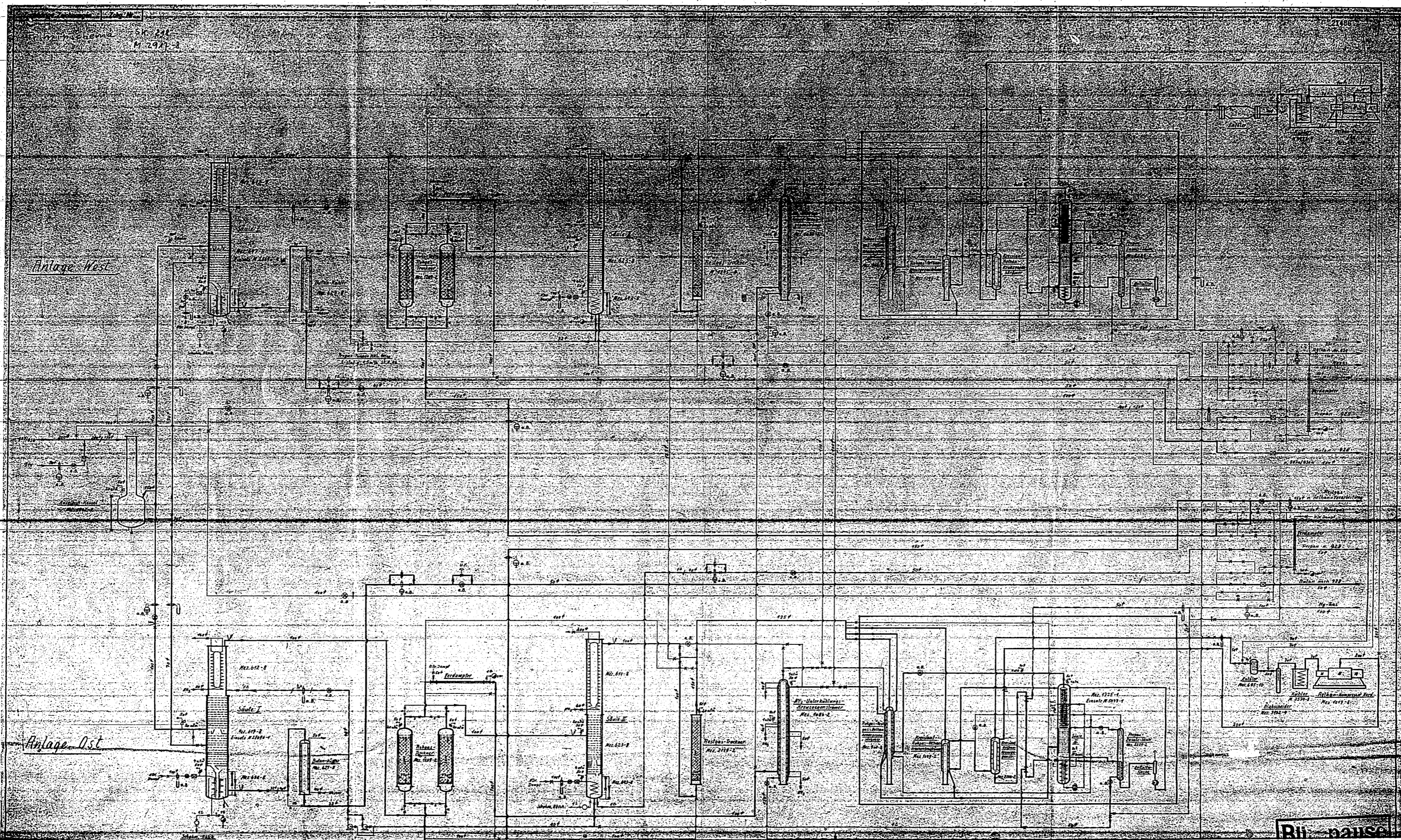
Butan-Trennung
Schleber
Trotter-Verfahren

BUS-EX-22

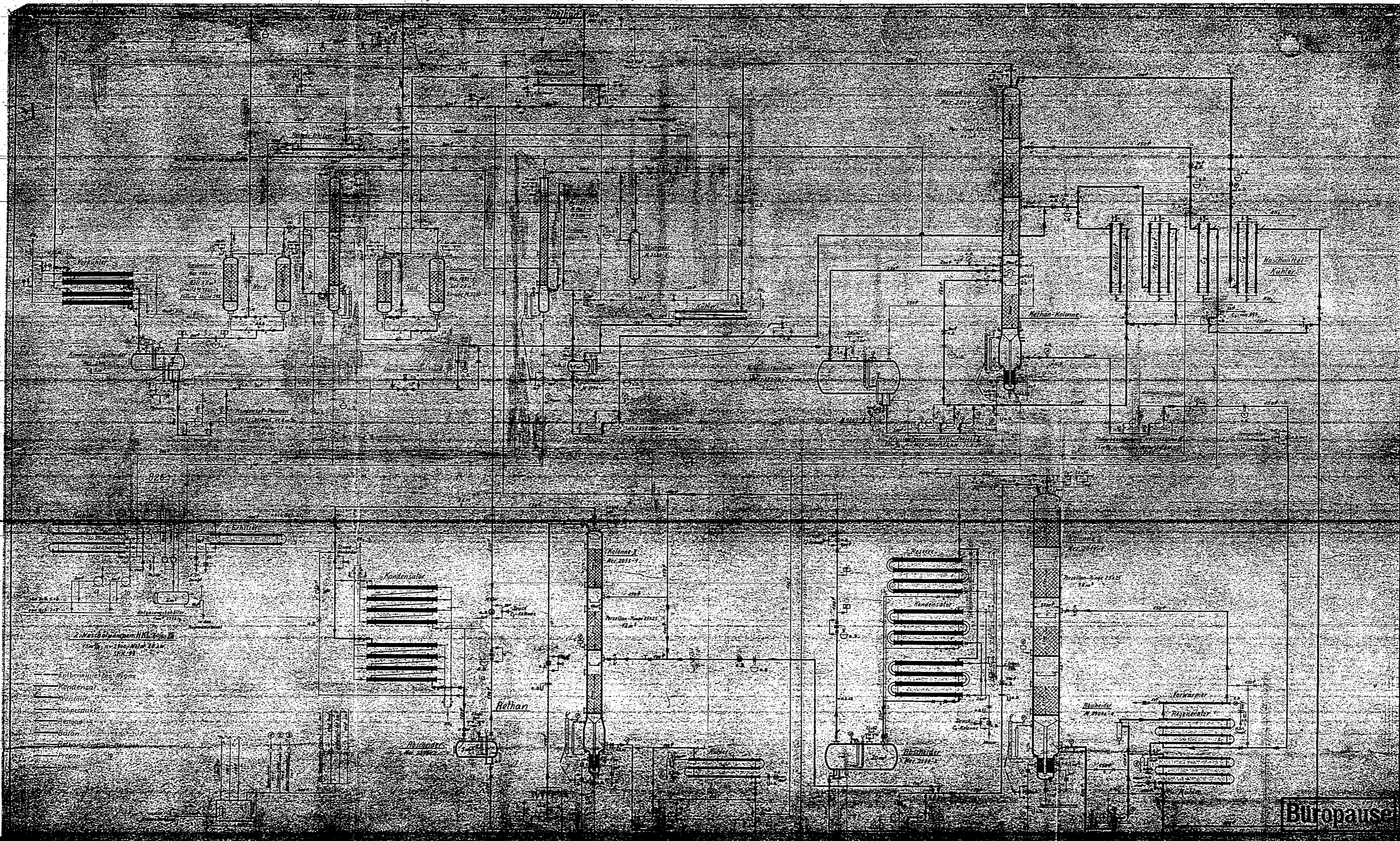
SK 211
M 297-3

Anlage West

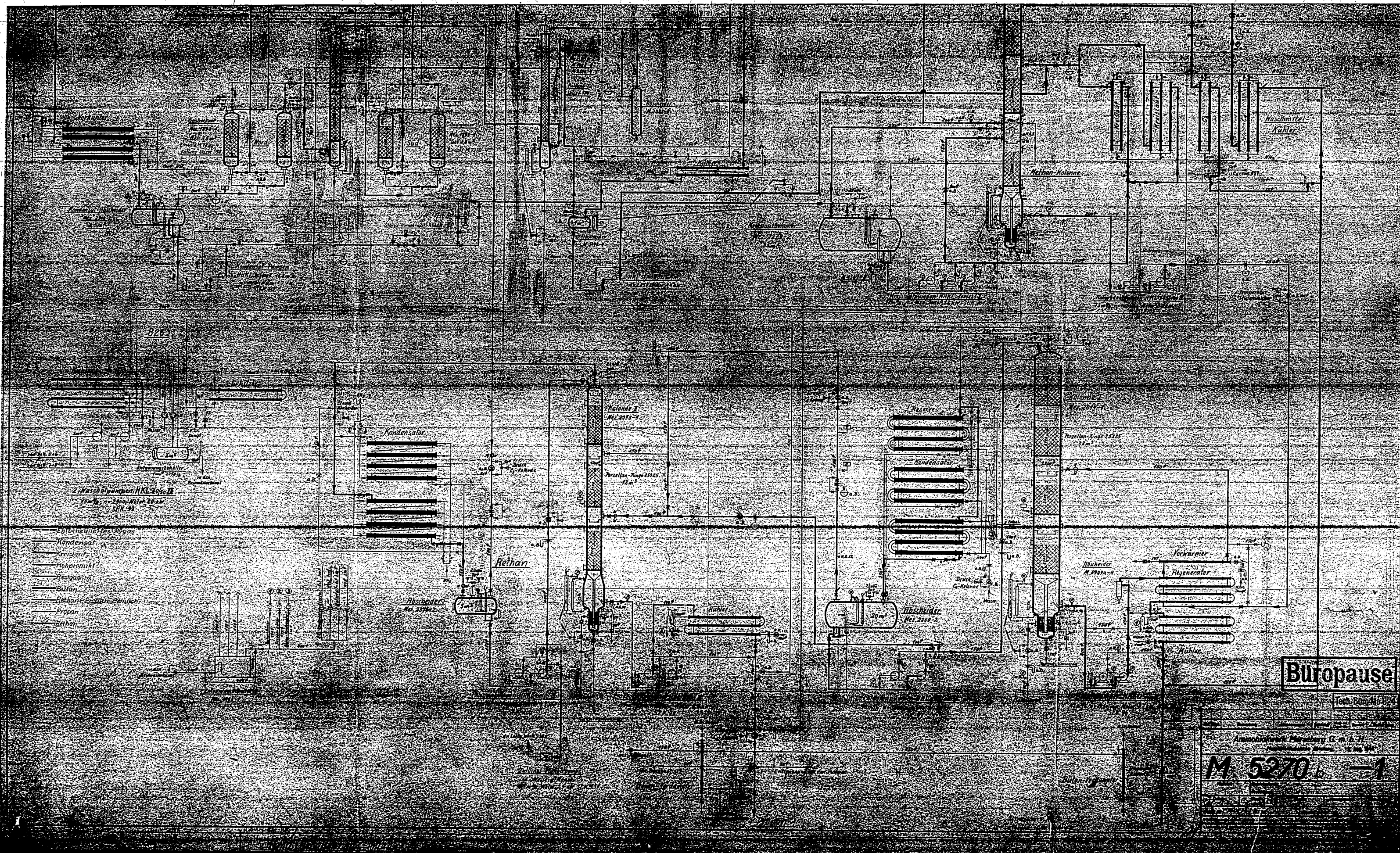
Anlage Ost



Ru-nause



Blutpause



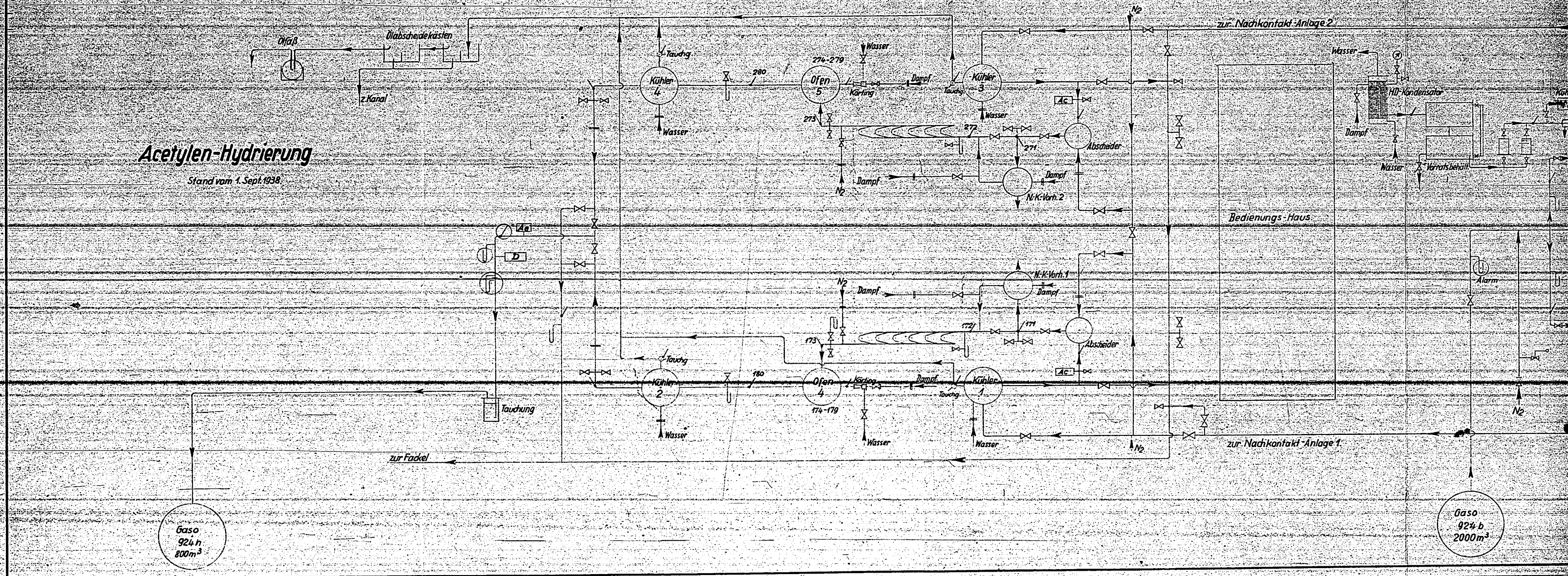
- Epibrennlinie
- Kondensator
- Widerstand
- Hauptkathode
- Relais
- Kathodenstrahlröhre
- Mikrofon
- Lautsprecher

Büropause

Am... ..
M. 5270 -1

Acetylen-Hydrierung

Stand vom 1. Sept. 1938



Gasol
924 b
2000 m³

Gasol
924 b
2000 m³

21488

- Absperrorgane
- Maßscheibe mit U-Manometer
- Druckwaage
- Thermometer
- " " ,registrierend
- U-Manometer
- Druckschreiber
- Blindscheibe
- Sicherheitsventil
- Acetylen-Schreiber
- Aethylen- " "
- Dichte- " "
- Manometer

Kontakt-Anlage 2

Gas-Haus

Kontakt-Anlage 1

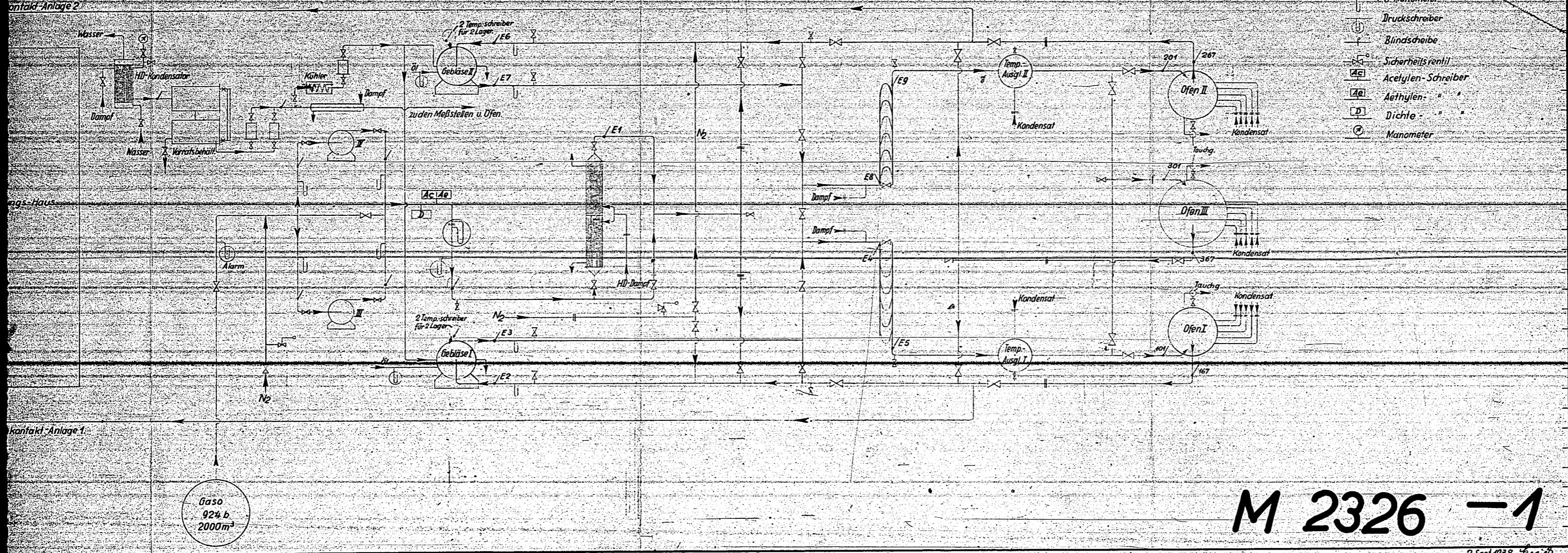
Gas
92% b
2000m³

M 2326 -1

2. Sept. 1938. *Handwritten signature*

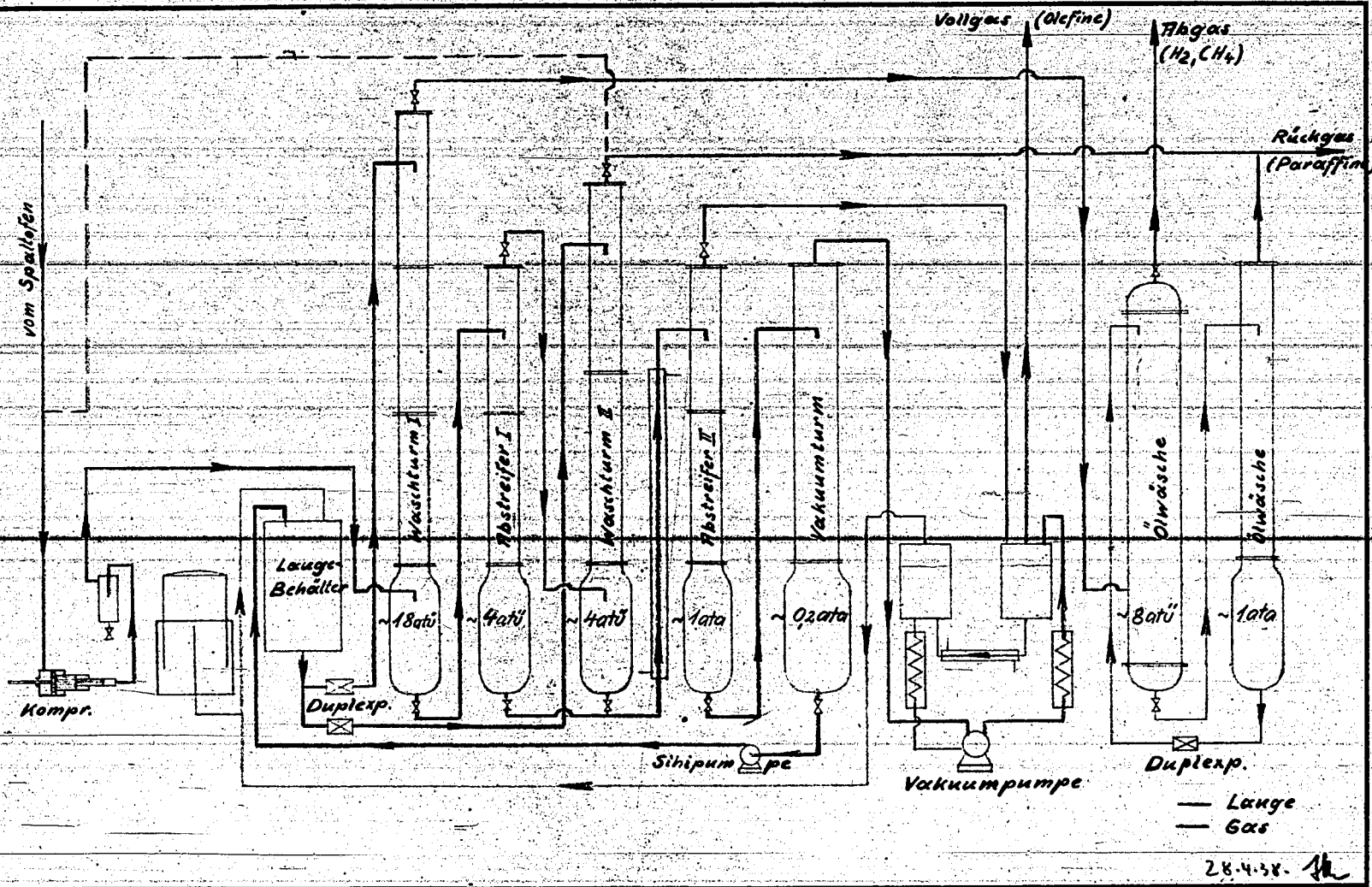
030

POOR COPY 48



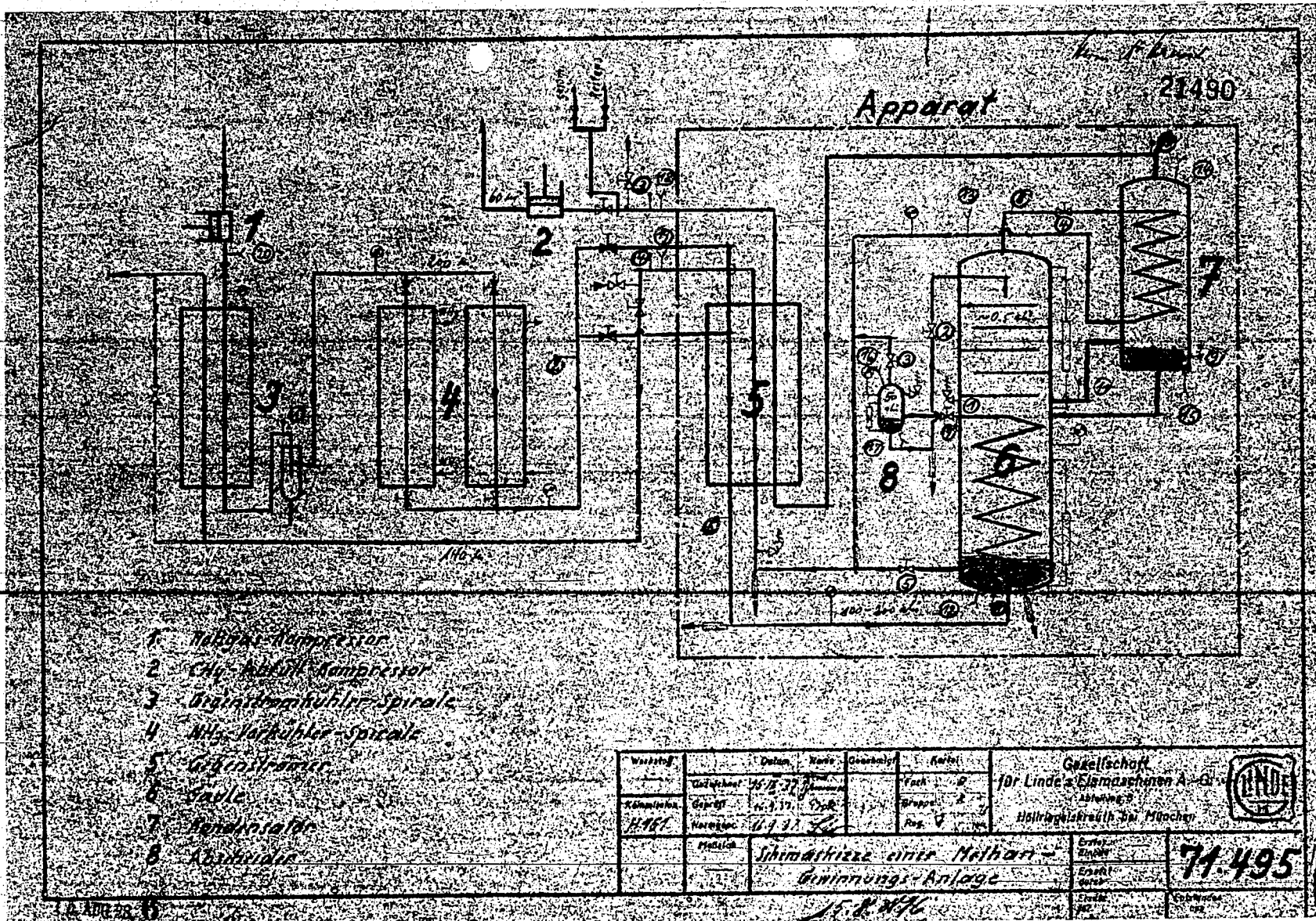
21489

Ammoniakwerk Mersburg G.m.b.H.
Dik-Format A 4

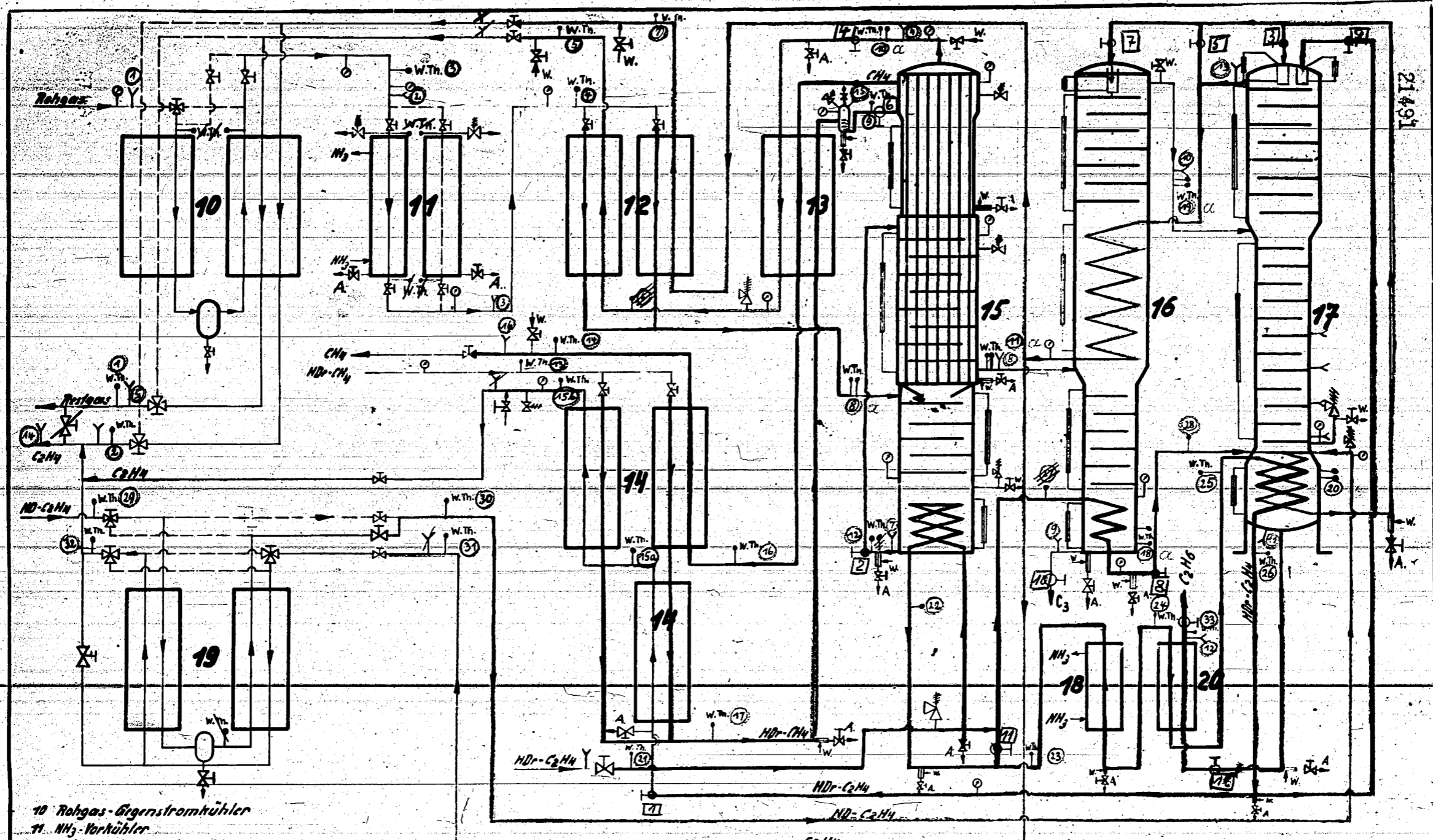


SK Nr. 21

POOR COPY 48



POOR COPY 48

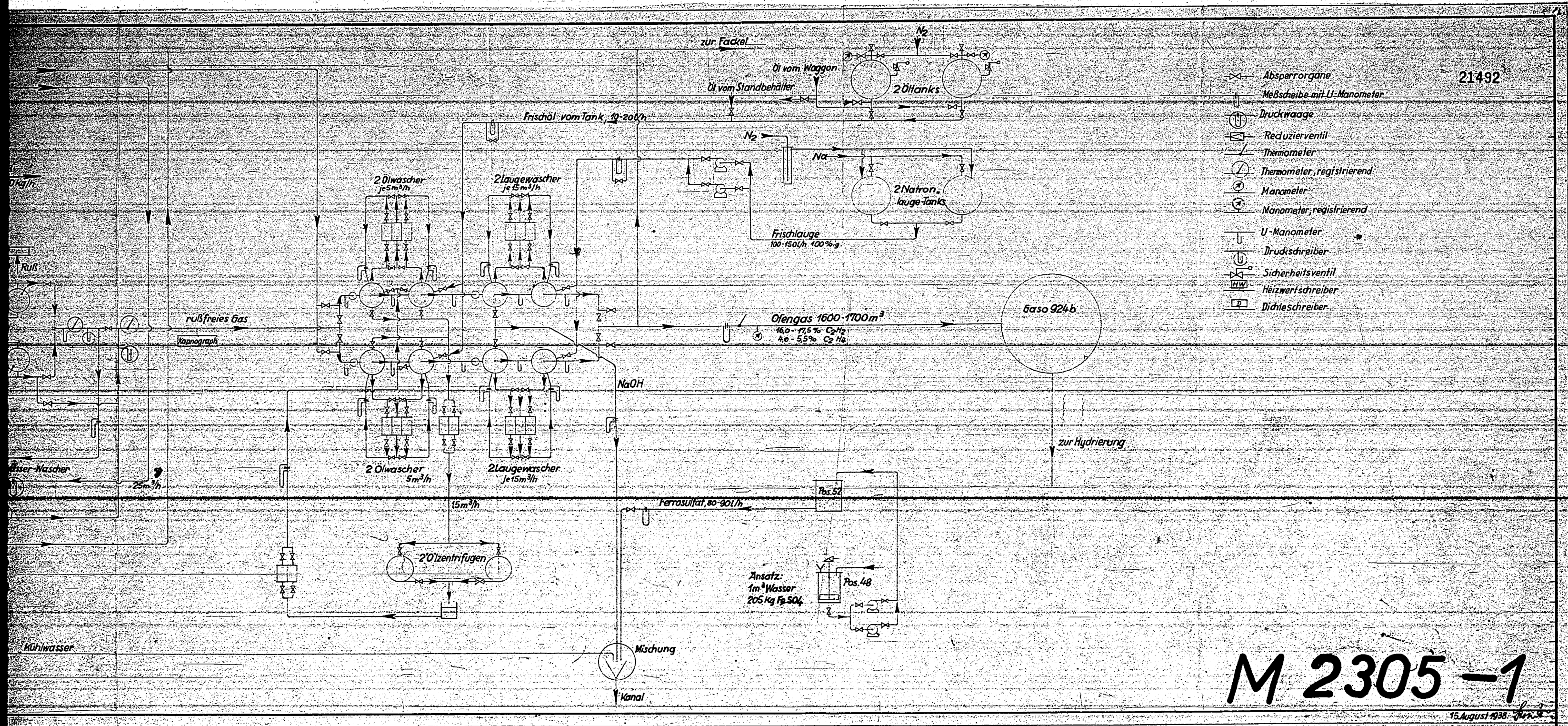


21491

- 10 Rohgas-Gegenstromkühler
- 11 NH₃-Vorkühler
- 12 Rohgas-Gegenströmer
- 13 CH₄-Unterh-Gegenströmer
- 14 CH₄-Verflüssiger
- 15 CH₄-Säule
- 16 C₂-Säule
- 17 C₂H₂-Säule
- 18 NH₃-Nühler
- 19 C₂H₂-Gegenstromkühler
- 20 C₂H₆-Verdampfer

Kartei	Werktag	Abt.-Meld.	Datum	Mo.	Genehmigt	Gesellschaft
Fach 8						für Linde's Eismaschinen A.-G.
Grupp. 8	Erster Einbau	Modell Nr.	Gas	1.1.1906		Abteilung: 8
Reg. 12			Druck	9,6		Hüllriegelstruth b. München
Numer.	Maßstab:	Schemaskizze einer Acetylenanlage				Erstellt durch
HSS/156		Leuna				45.675

POOR COPY 48

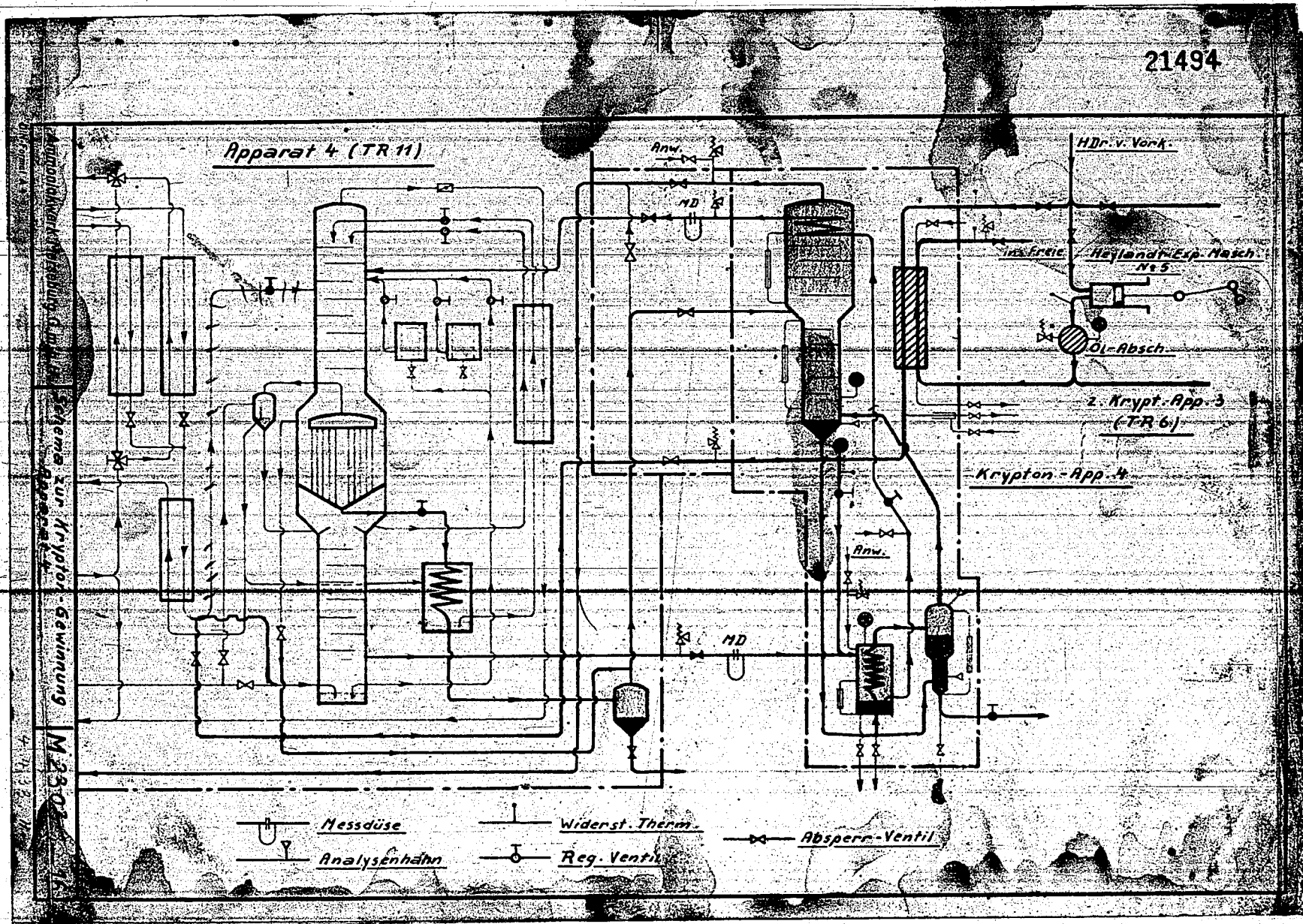


M 2305 -1

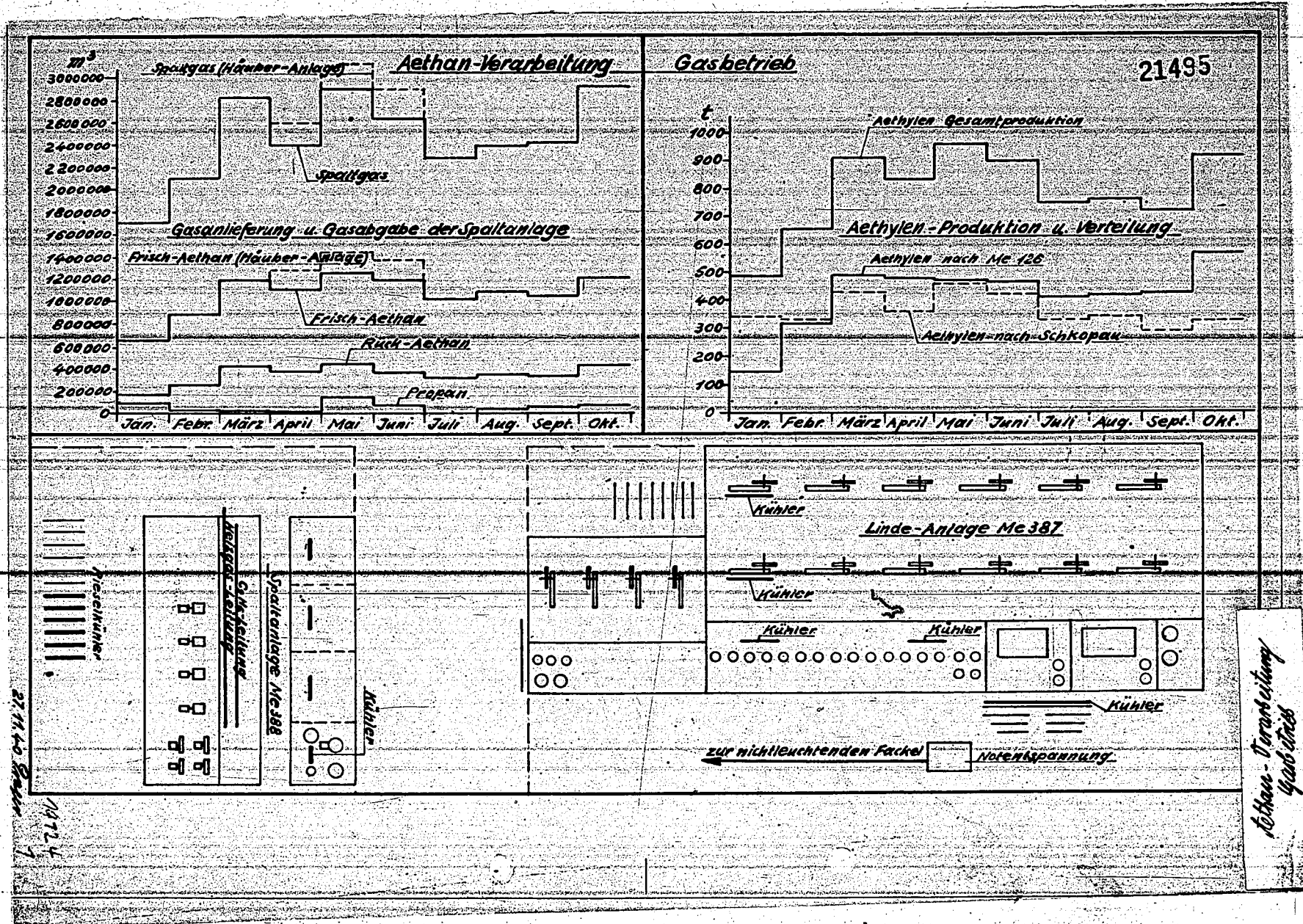
15. August 1938

POOR COPY 48

21494

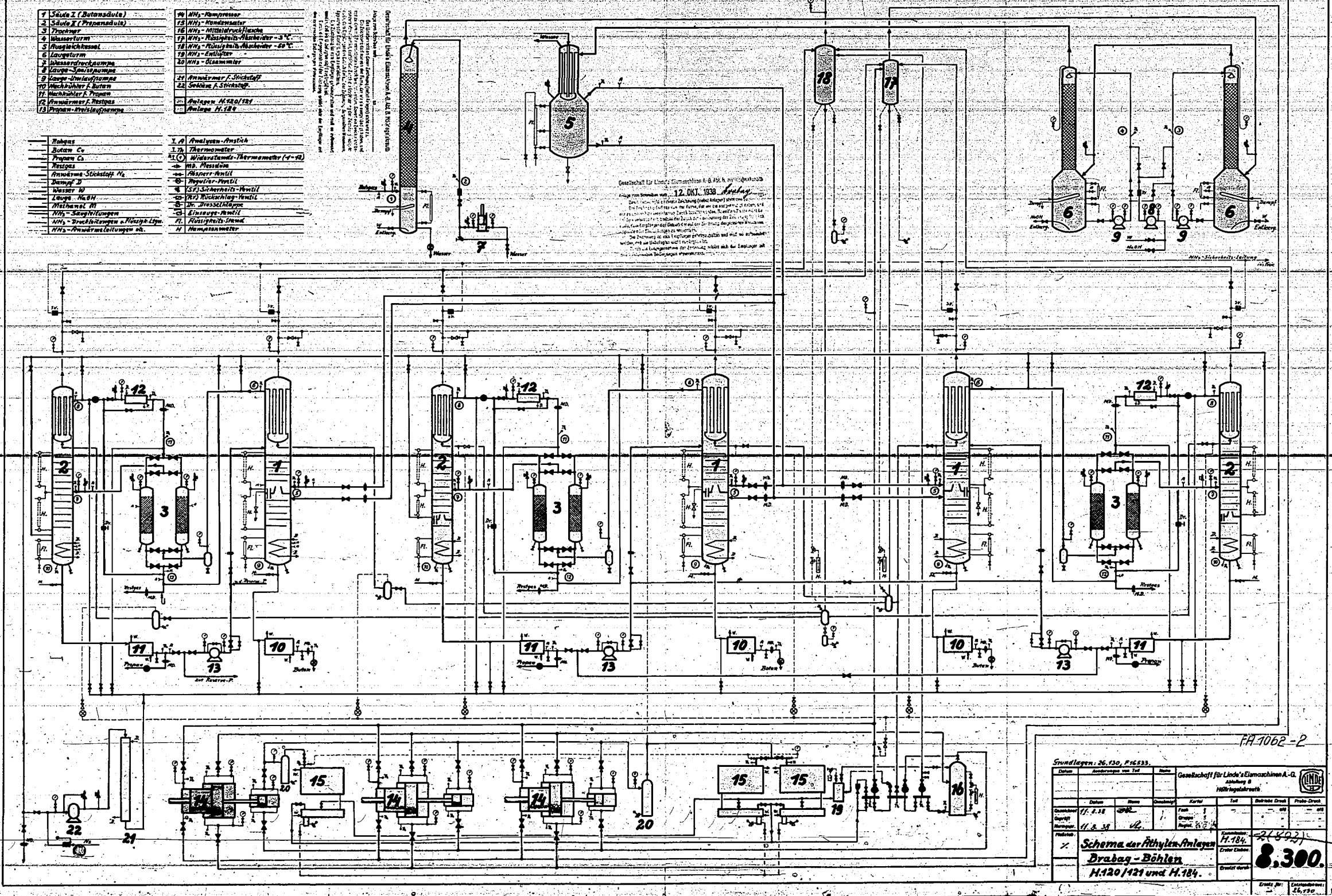


POOR COPY 48



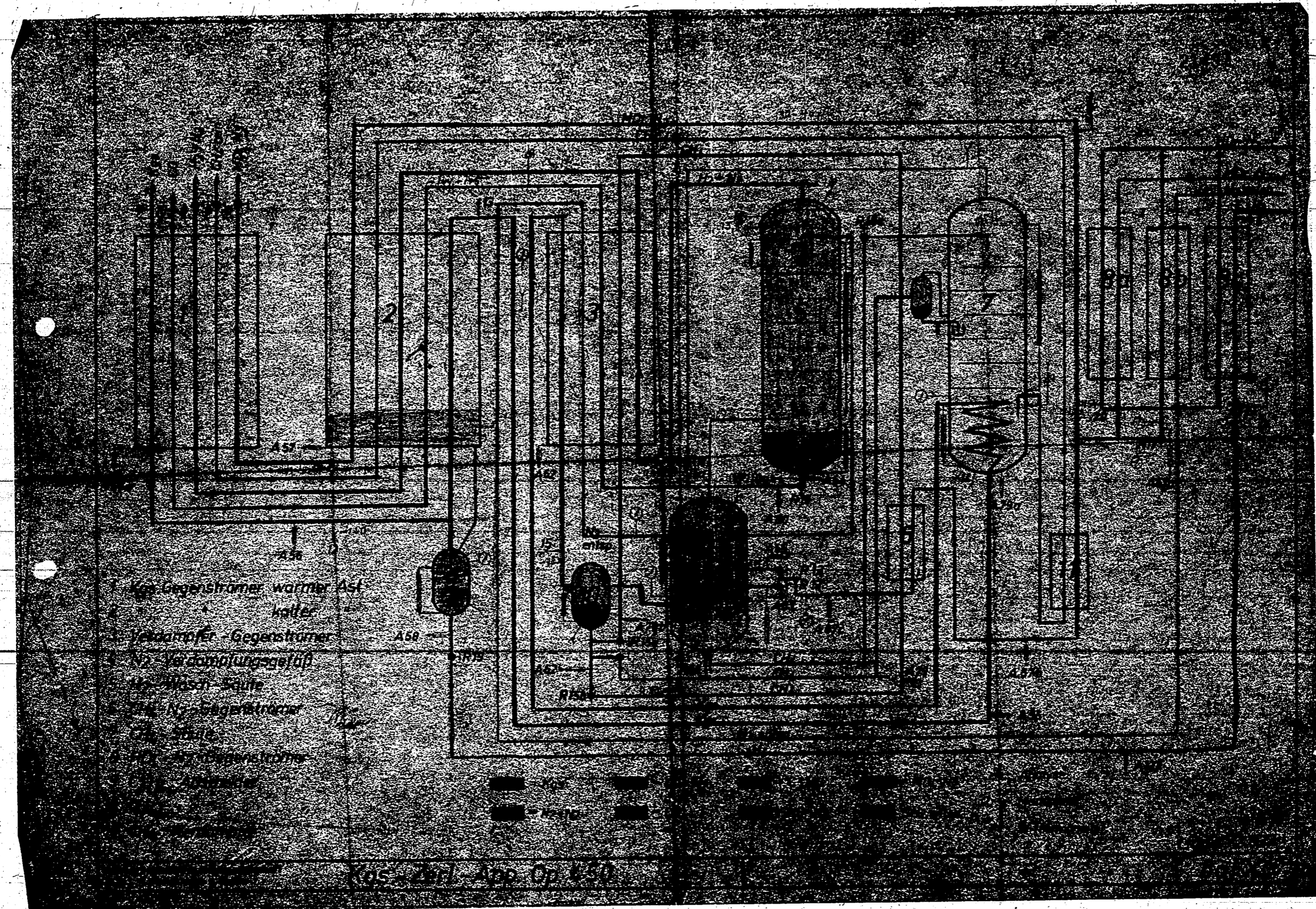
POOR COPY 48

- | | |
|--------------------------|---|
| 1 Saule I (Butanadole) | 20 NH ₃ -Kompressor |
| 2 Saule II (Propandole) | 21 NH ₃ -Kompressor |
| 3 Druckpumpe | 22 NH ₃ -Mittelstreckflache |
| 4 Messerturm | 23 NH ₃ -Mittelstreckflache - 3°C |
| 5 Ausgleichsbehälter | 24 NH ₃ -Mittelstreckflache - 20°C |
| 6 Gaswägeturm | 25 NH ₃ -Gasflache |
| 7 Gasdruckpumpe | 26 NH ₃ -Gasflache |
| 8 Saugpumpe | 27 Anwärmer f. Stickstoff |
| 9 Saugpumpe | 28 Saugpumpe f. Stickstoff |
| 10 Saugpumpe f. Butan | 29 Saugpumpe f. Stickstoff |
| 11 Hochdruck f. Propen | 30 Saugpumpe f. Stickstoff |
| 12 Anwärmer f. Propen | 31 Saugpumpe f. Stickstoff |
| 13 Propen-Stücklaufpumpe | 32 Saugpumpe f. Stickstoff |
-
- | |
|----------------------------------|
| 1.0. Analysen-Ansicht |
| 1.1. Thermometer |
| 1.2. Wägeturm-Thermometer (-4-2) |
| 1.3. Messzylinder |
| 1.4. Messzylinder |
| 1.5. Messzylinder |
| 1.6. Messzylinder |
| 1.7. Messzylinder |
| 1.8. Messzylinder |
| 1.9. Messzylinder |
| 1.10. Messzylinder |
| 1.11. Messzylinder |
| 1.12. Messzylinder |
| 1.13. Messzylinder |
| 1.14. Messzylinder |
| 1.15. Messzylinder |
| 1.16. Messzylinder |
| 1.17. Messzylinder |
| 1.18. Messzylinder |
| 1.19. Messzylinder |
| 1.20. Messzylinder |
| 1.21. Messzylinder |
| 1.22. Messzylinder |
| 1.23. Messzylinder |
| 1.24. Messzylinder |
| 1.25. Messzylinder |
| 1.26. Messzylinder |
| 1.27. Messzylinder |
| 1.28. Messzylinder |
| 1.29. Messzylinder |
| 1.30. Messzylinder |
| 1.31. Messzylinder |
| 1.32. Messzylinder |
| 1.33. Messzylinder |
| 1.34. Messzylinder |
| 1.35. Messzylinder |
| 1.36. Messzylinder |
| 1.37. Messzylinder |
| 1.38. Messzylinder |
| 1.39. Messzylinder |
| 1.40. Messzylinder |
| 1.41. Messzylinder |
| 1.42. Messzylinder |
| 1.43. Messzylinder |
| 1.44. Messzylinder |
| 1.45. Messzylinder |
| 1.46. Messzylinder |
| 1.47. Messzylinder |
| 1.48. Messzylinder |
| 1.49. Messzylinder |
| 1.50. Messzylinder |



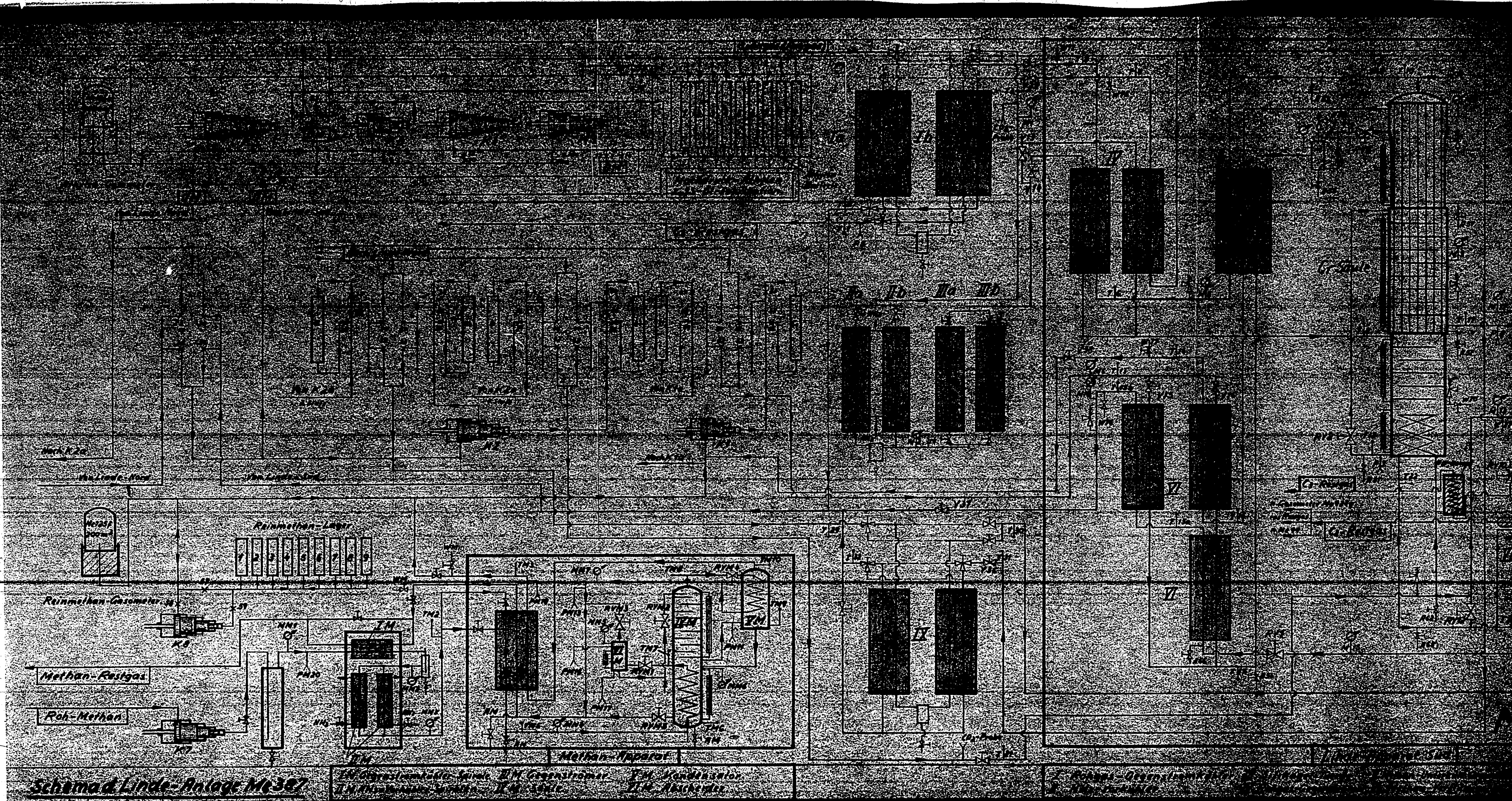
Grundlagen 26.130, P.15533

Objekt	Abbau von Ethyl	Titel	Gesellschaft für Linde's Eismaschinen A.-G.
Datum	11. 8. 34	Verfasser	Abteilung 8
Gezeichnet	11. 8. 34	Korrigiert	Müllers
Geprüft		Gezeichnet	H.184
Freigegeben		Geprüft	21.8.34
Schema der Äthylen-Anlagen		Erster Entwurf	8.300
Drabag - Böhlen		Erweitert	
H.120/121 und H.184		Gezeichnet	26.7.30



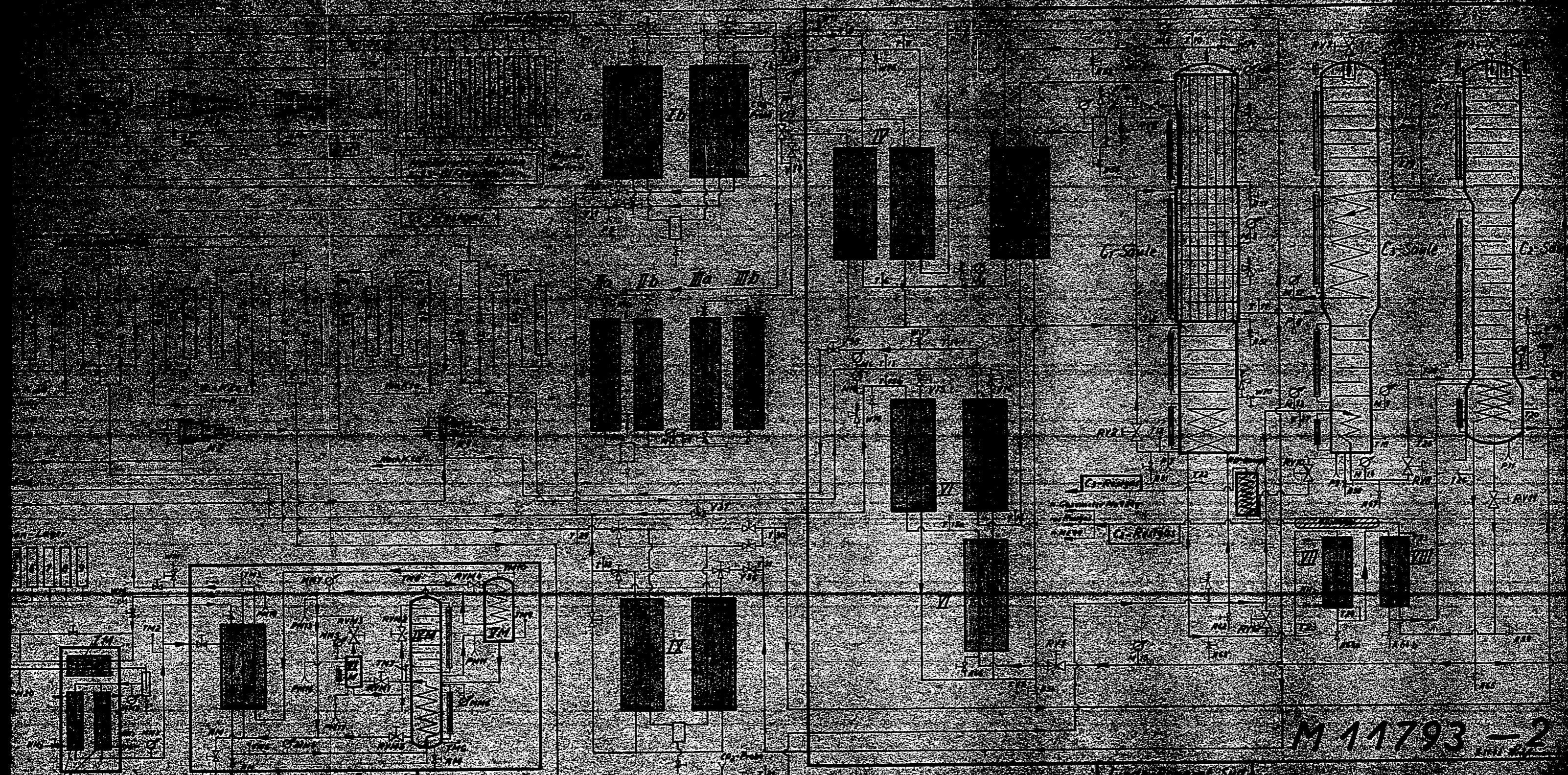
POOR
COPY

48

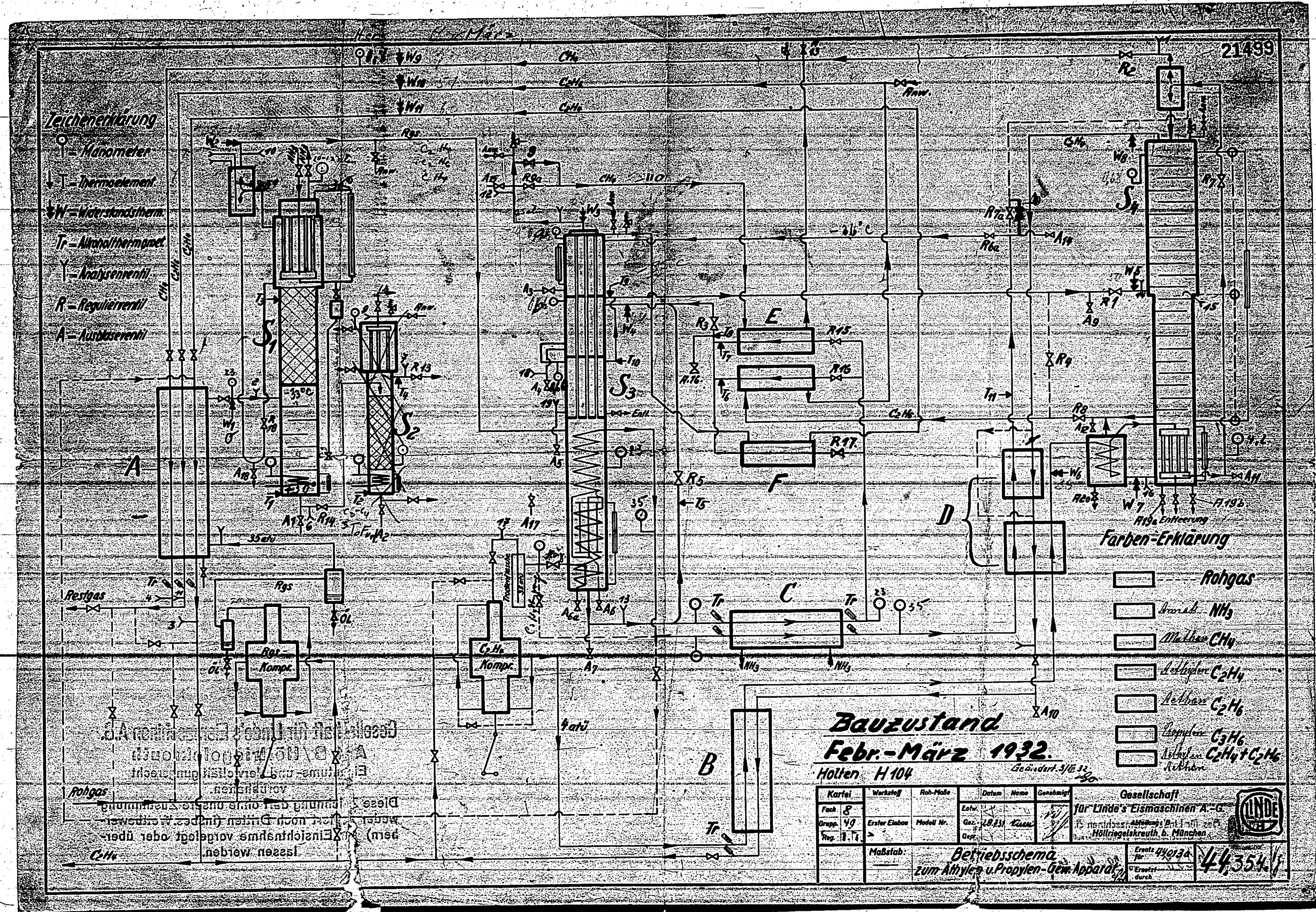


Schema d. Linde-Anlage No 387

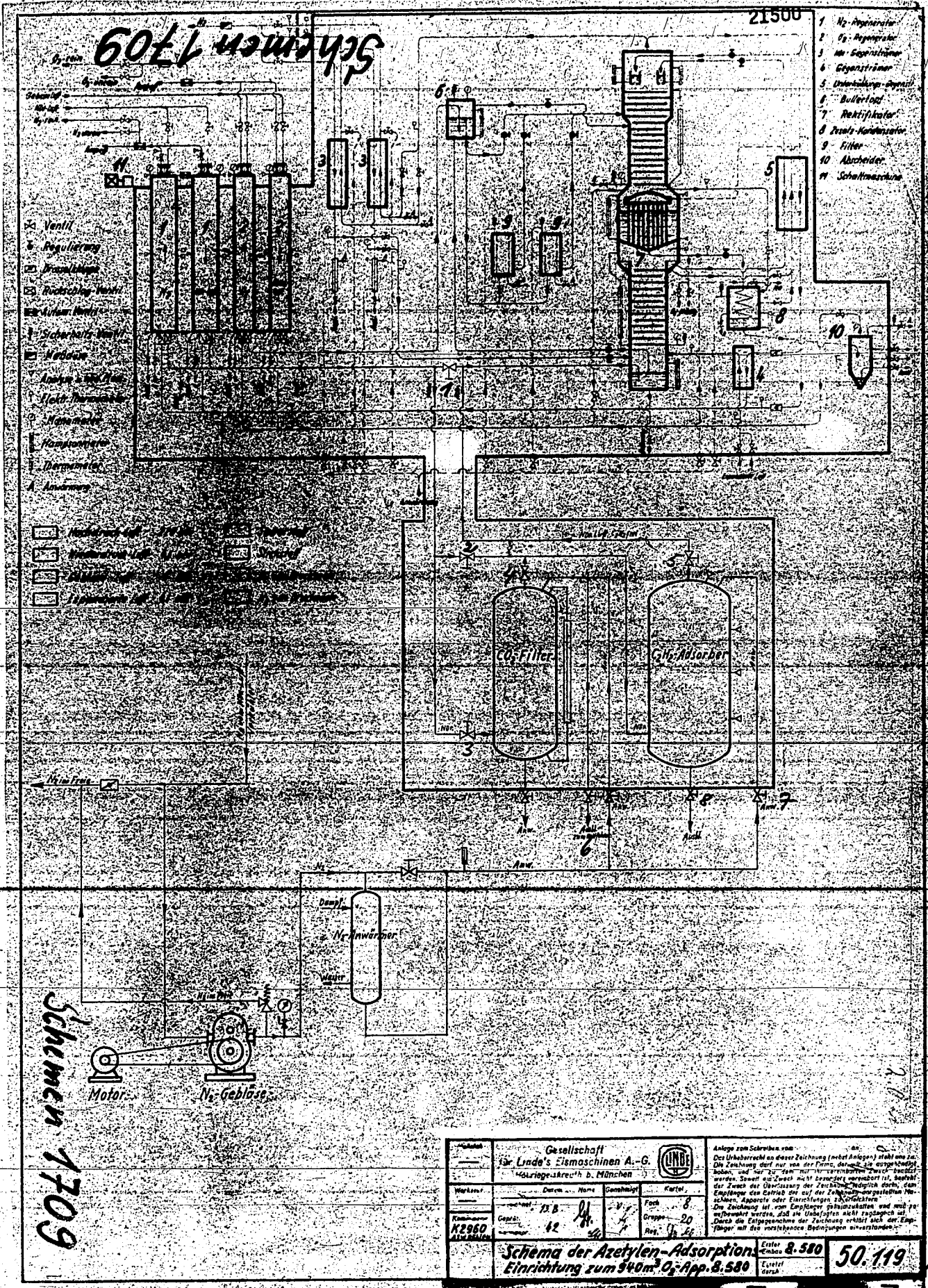
I. Compressor, II. Compressor, III. Condenser, IV. Condenser, V. Absorber, VI. Absorber, VII. Absorber, VIII. Absorber, IX. Absorber, X. Absorber



M 11793 - 2

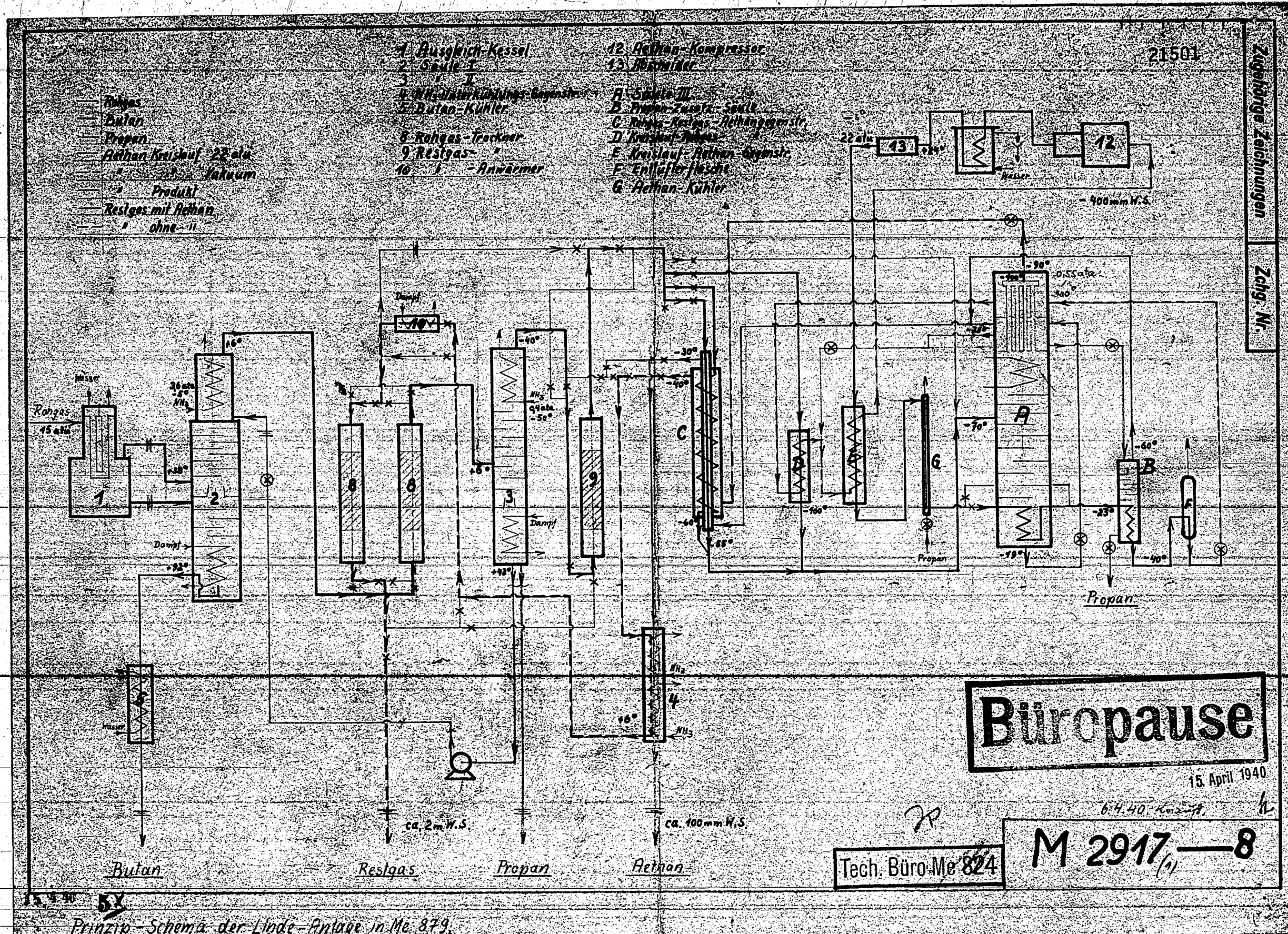


POOR COPY 48



- 1 N₂-Apparat
- 2 O₂-Apparat
- 3 Hoch-Druckmeter
- 4 Gegenström
- 5 Umwälzungs-Apparat
- 6 Ballventil
- 7 Rektifikator
- 8 Zusatz-Kondensator
- 9 Filter
- 10 Abscheider
- 11 Schaltmaschine

Gesellschaft für Lude's Eismaschinen A.-G. Maschinenfabrik d. München					Anlage zum Schreiben von... Das Urheberrecht an dieser Zeichnung (mit der Anlage) steht im... Die Zeichnung darf nur von der Firma, die sie angefertigt... haben, und nur für den Zweck, den sie angefertigt... werden. Soweit ein Zweck nicht spezifiziert ist, behält... der Zeichner die Überlassung der Zeichnung... Empfänger des Entschlusses auf der Zeichnung... schenken, Apparate oder Einrichtungen... Die Zeichnung ist von Empfänger... aufbewahrt werden, daß sie... Durch die... Träger mit...	
Werkst.	Datum	Name	Geschlecht	Karte	Fach	Gruppe
K2960	13.8	J. H.	M.	8	20	26
Schema der Acetylen-Adsorption Einrichtung zum 540m ³ O ₂ -App. 8.580					Eintr. 8.580	50.119



Rohgas
 Butan
 Propan
 Athan Kreislauf 22 atü
 Vakuum
 Produkt
 Restgas mit Athan
 ohne II

- 1 Ausgleich-Kessel
- 2 Säule I
- 3 " II
- 4 NH₃-Kühlungs-Gegenstr.
- 5 Butan-Kühler
- 6 Rohgas-Trockner
- 7 Restgas
- 8 " - Anwärmer
- 9 " " " " " " " "
- 10 " " " " " " " "
- 11 " " " " " " " "
- 12 Athan-Kompressor
- 13 Rückwärmer
- A Säule III
- B Propan-Zwisch.-Säule
- C Rohgas-Residualgas-Abhängenstr.
- D Kreislauf-Flüssig.
- E Kreislauf-Athan-Gegenstr.
- F Entlüfterflasche
- G Athan-Kühler

21501

Zugehörige Zeichnungen
 Zeich. N.

Büropause

15. April 1940

64.40. K... h

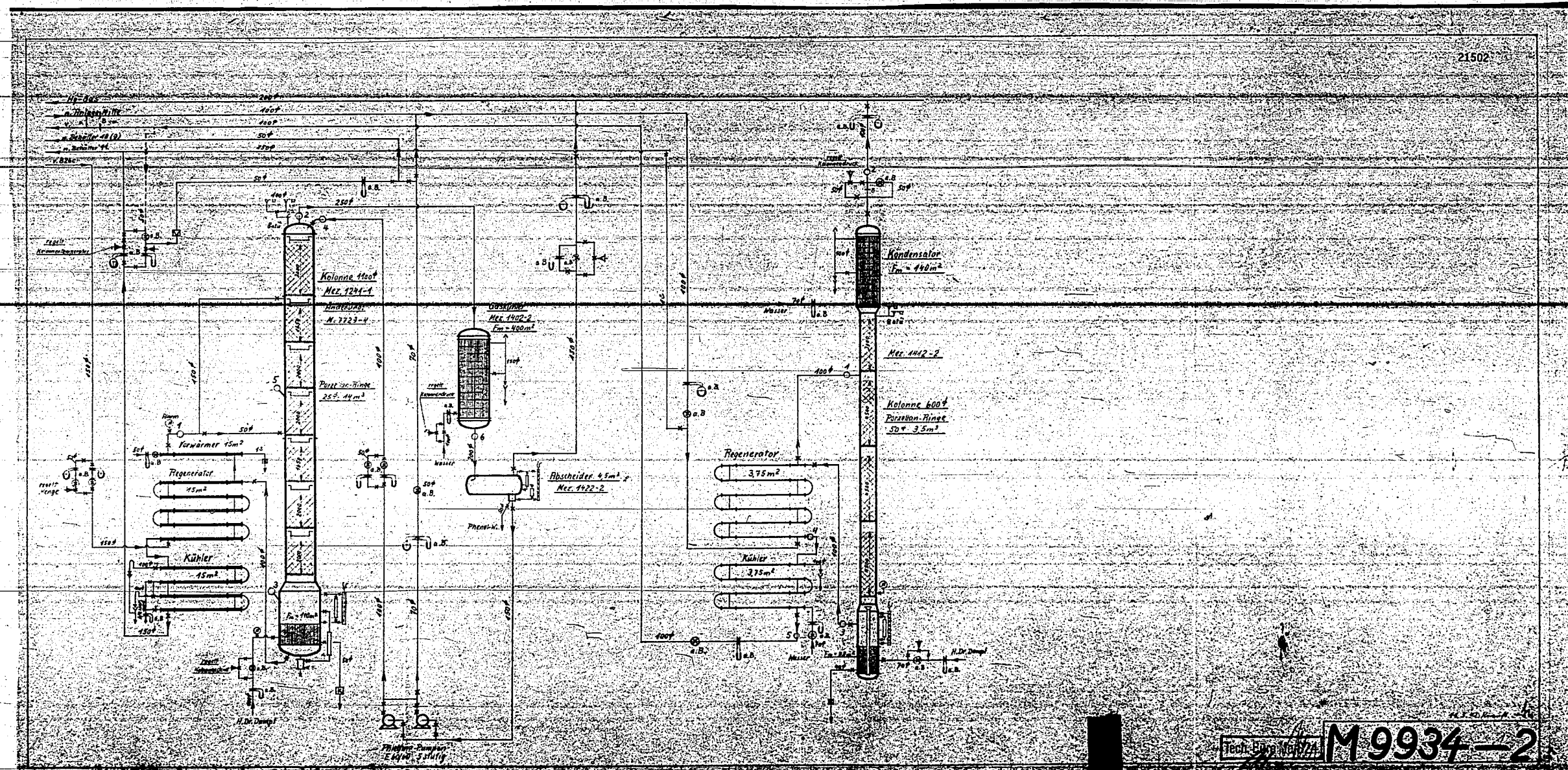
Tech. Büro Me 824

M 2917 (1) — 8

Prinzip-Schema der Lhde-Anlage in Me 879.

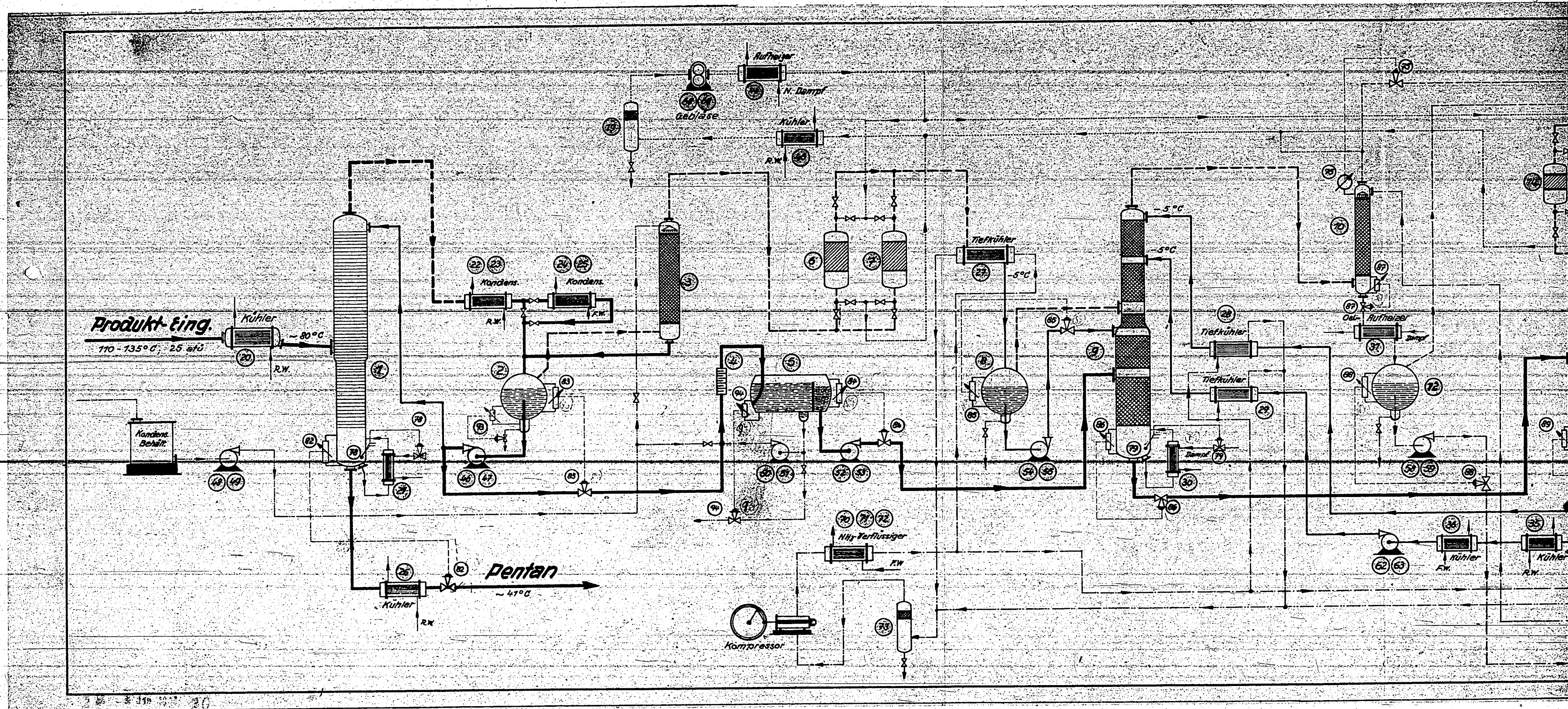
POOR COPY 48

21502



Scheina der Gasabtrennung (Phosgen-Wasser) in Recto

Techn. Büro Nr. 724 M 9934-2

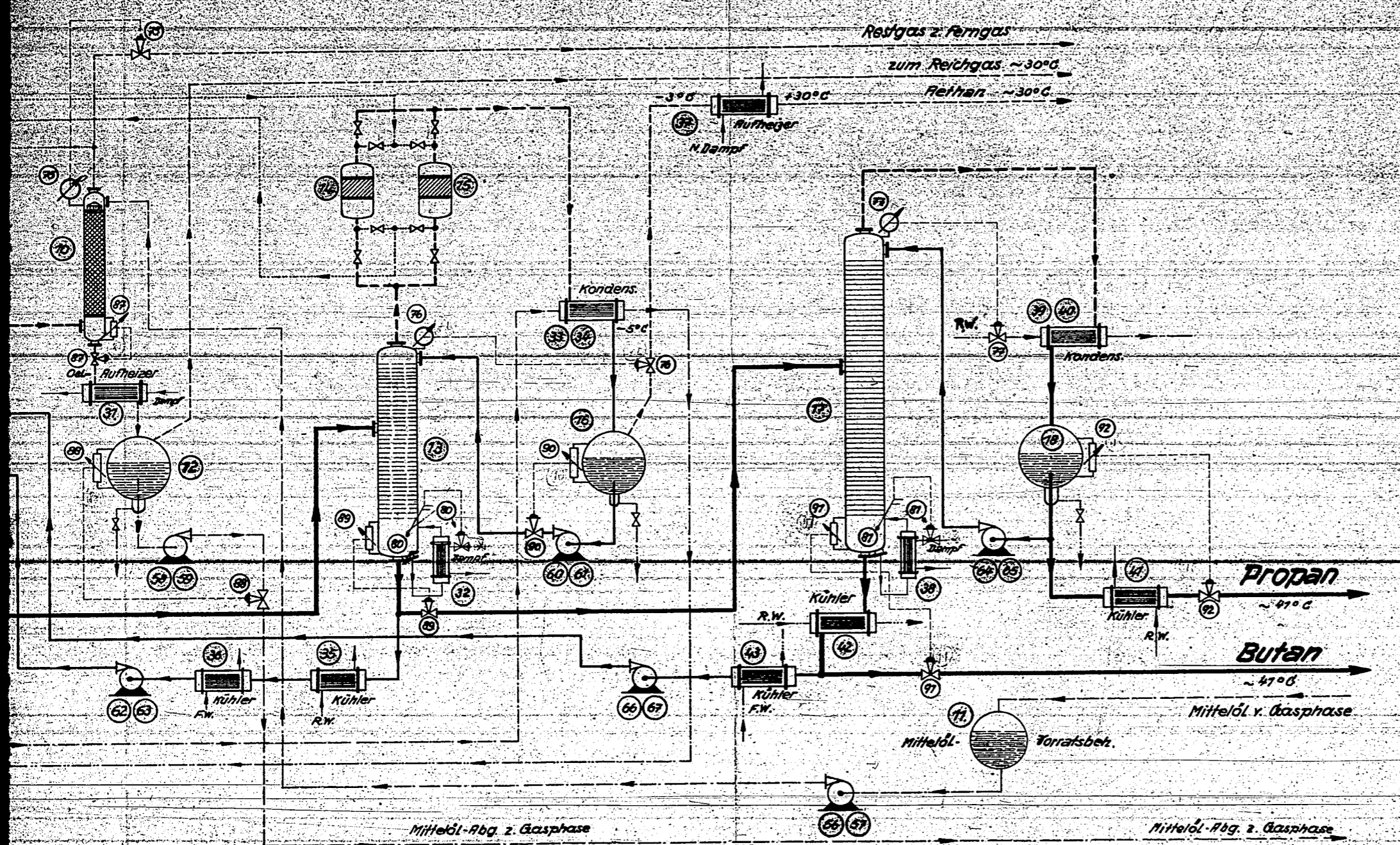


Bemerkung: Sämtliche Kühler u. Kondensatoren mit Wasserkühlung sind so konstruiert, daß das Wasser durch die Rohre tritt, während die Produkte um die Rohre laufen.

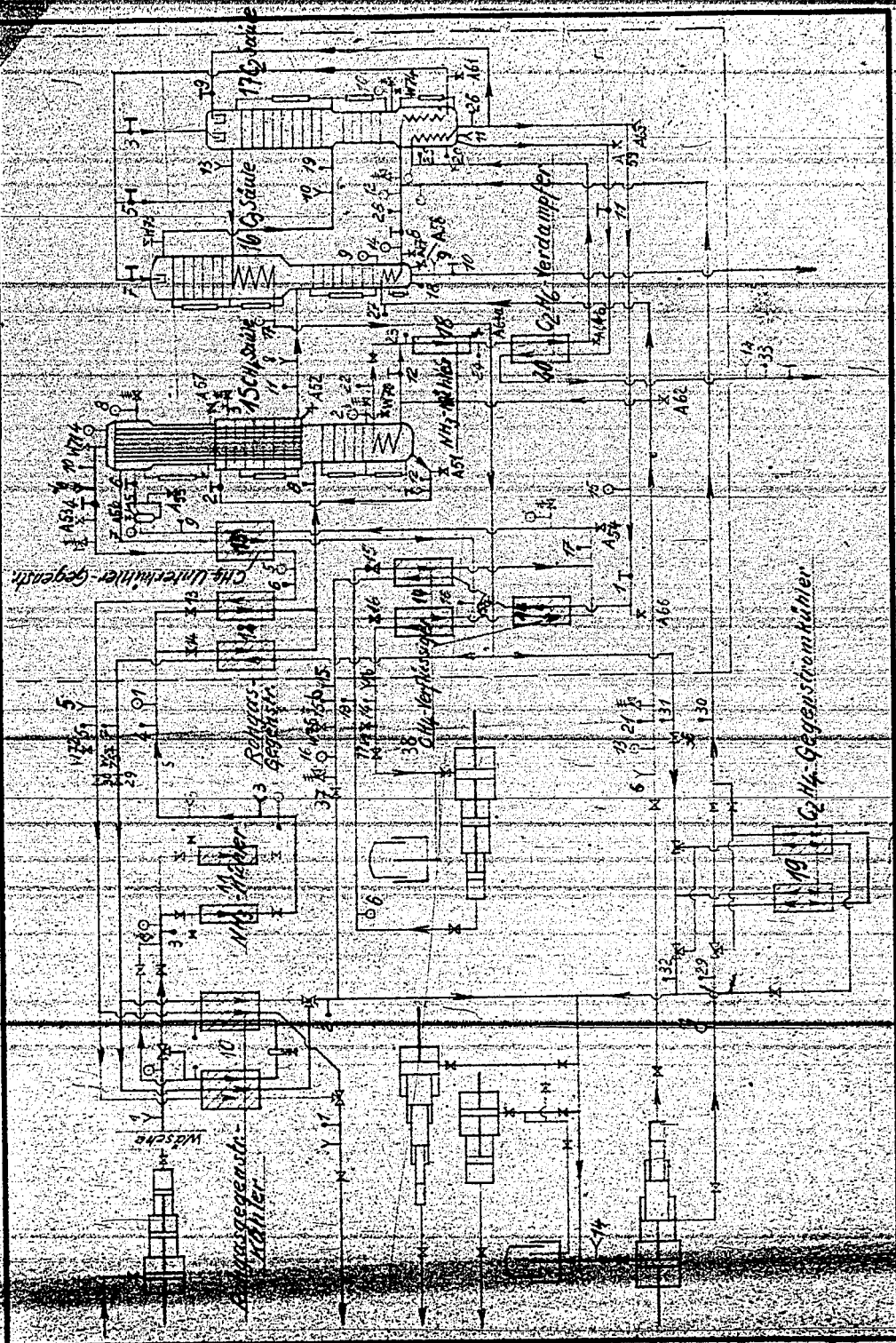
21503

Zur Lieferung gehören nur die Apparate u. Maschinen, die durch Pos.-Nummern gekennzeichnet sind.

Stückzahl	Benennung und Bemerkungen		Mtl.	Werkstoff	Zeichnungs-Nr.	Modell-Nr.	Gezeichnet
	Datum	Name					
	Friedrich Uhde K.-G.						
	Leuna						
Entworfen:							
Gezeichnet:	30-12-42	40-1-45					
Geprüft:	5-1-47	5-1-47					
PG-Abst.: Aufschrift:	Reichgas-zerlegungsanlage nach dem Leuna-Stufenwäscherfahren		Benennung:		Blatt-Nr.		
			U 7699-1		Zustig durch:		



21504



Anwendwerk Pörschburg G.m.b.H.

M4201-16

Betrieb: ME387 Schema der Linde-Anlage

POOR COPY 48

Oppau, den 23. September 1936. a.

21505

Herstellung von Aethylen

aus „Aethangas Leuna“ durch thermische Dehydrierung

nach dem Verfahren Dr. Fr. Winkler - Dr. Häuber.

Abnahme - Versuch.

Inhaltsübersicht.

Seite 1) Arbeitsbedingungen

2) Stoffbilanz

3) Heizwert - Bilanz

4) C - Bilanz

5) Flüssige Produkte

6) Schaukurven

7) Schematische Zeichnung.

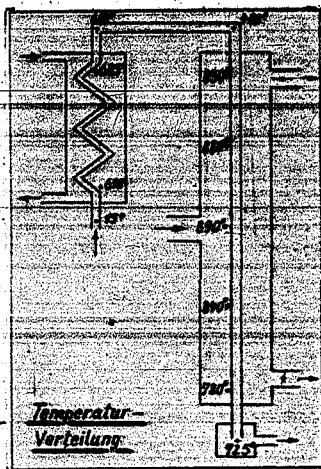
Wt

POOR
COPY

48

21506

Arbeitsbedingungen.



Material für Vorheizer und Ofen = FF30
 (Analyse siehe Bericht über Propankracking vom 17. Juli 1936.)

Apparateanordnung: siehe Zeichnung S. K. 370 vom 18.5.1936.

Rohrabmessungen: siehe Bericht über Propankracking.

Versuchdauer: 50 Tage = 1200 Std (14.7.-3.9.36)
 Abnahmeperiode: 23.7.-1.9.1936.

Durchsatz " 25480 ltr Aethangas Leuna in 24 Std
 15°/735 mm = 1060 ltr /Std 15°/735mm
 = 31584 g in 24 Std
 = 1315 g/Std.

Erhaltene Produkte: 1.) 44-100 ltr. Crackgas in 24 Std. 15°/735 mm
 = 1837 ltr /Std
 = 31337 g in 24 Std
 = 1306 g/Std

Gehalt an Äthylen = 34.21 Vol % = 55.7 Gew%

an Ungesättigten = 35.10 " = 60.08 "

= 61.0 Gew % der eingeführten Methanhomologe

= 79.5 " ungesättzten Methanhomologen
 (entsprechend 86% des theor. Wertes)

2.) 123 g Aethanol II (Mittelöl) in 24 Stunden
 = 5 g/Std

Luftverdichtung : 1 : 1.73

Fließgeschwindigkeit : bei 15°/735 mm = 0.935 m/sec. bei 650°/735
 = 4.05 m/sec.

Verweilzeit : T = 5 · 4.05 = 1.23 sec

Stoffbilanz.

	Litergewicht 15°/735 mm	Eingangsgas 1 ltr. = 1,240 g 15°/735 mm				Krackgas 1 ltr. = 711 g 15°/735 mm				
		Vol.%	ltr.	g	Gew.%	Vol.%	ltr.	g	Gew.%	Gew.%
H ₂	0,08243	0,17	43	3,5	0,01	38,53	16970	1398	4,45	4,43
C ₂ H ₂	1,074	-	-	-	-	0,44	194	209	0,67	0,66
C ₂ H ₄	1,1565	1,97	502	580,0	1,83	34,21	15100	17470	55,71	55,40
C ₃ H ₆	1,777	0,08	20	35,5	0,11	0,61	269	478	1,52	1,51
C ₄ H ₈	2,373	-	-	-	-	0,52	229	544	1,73	1,72
C ₅ H ₁₀	2,963	-	-	-	-	0,27	119	353	1,12	1,11
H ₂ unges. K.W.	3,200	-	-	-	-	0,05	22	71	0,22	0,22
CH ₄	0,6575	4,10	1045	687,0	2,17	13,05	5760	3790	12,10	11,98
C ₂ H ₆	1,244	89,70	22855	28400,0	89,94	11,35	5010	6240	19,90	19,70
C ₃ H ₈	1,852	3,98	1015	1878,0	5,94	0,93	410	760	2,43	2,40
C ₄ H ₁₀	2,452	-	-	-	-	0,03	13	32	0,10	0,10
C ₅ H ₁₂	2,958	-	-	-	-	0,01	4	12	0,04	0,04
H ₂ ges. K.W.	-	-	-	-	-	Sp.	-	-	-	-
Öel		100,0	25480			100,0	44100	31357	100,0	99,27
Fehler								123		0,40
								104		0,33
				31584,0	100,0			31584		100,00

21507

POOR COPY 48

21508

	ρ	ρ_{sw}	
H_2	1.7	4.0	1712.5
ΣH_2	-	-	103.4
C_2H_4	13.9	252.0	8480
C_2H_6	0.8	16.8	223.1
C_4H_8			244
C_5H_{10}			177.6
C_6H_{12}	4.10	85.7, 0	1430, 0
ΣH_2	397.0	13789, 0	3018
ΣH_2	39.8	880, 0	360
C_4H_{10}			75
C_5H_{12}			6
		<u>15338, 8</u>	<u>16286, 6</u>
			<u>15338, 8</u>
			947, 8

POOR COPY 48

21509

Heizwert - Bilanz.

	Hu Kcal/m ³	Eingangsgas		Krackgas		Heizwert 1 m ³ Eing. Gas
		Vol. %	Heizwert 1 m ³	Vol. %	1	
H ₂	2353,0	0,17	4,0	38,53	666,3	1570,0
C ₂ H ₂	12449,0	-	-	0,44	7,6	9,5
C ₂ H ₄	13370,0	1,97	263,4	34,21	592,0	7920,0
C ₃ H ₆	19750,0	0,08	15,8	0,61	10,6	209,4
C ₄ H ₈	25720,0	-	-	0,52	9,6	231,6
C ₅ H ₁₀	31720,0	-	-	0,27	4,7	149,2
H. unges. K.W.	31100,0	-	-	0,05	0,9	27,9
CH ₄	7845,0	4,10	32,2	13,05	225,7	1770,0
C ₂ H ₆	14100,0	89,70	12650,0	11,35	196,4	2769,0
C ₃ H ₈	20430,0	3,98	81,4	0,93	16,1	32,9
C ₄ H ₁₀	26680,0	-	-	0,03	0,5	13,3
C ₅ H ₁₂	31920,0	-	-	0,01	0,2	6,4
H. ges. K.W.	-	-	-	Sp.	-	-
Aerthanöl II	9343	-	-	-	-	44,9
Fehler	-	-	-	-	-	47,7
Reaktionsw.	-	-	1755,0	-	-	-
		100,0	14801,8	100,0	1730,0	14801,8

Werte bis 1872 nachgerechnet

Reaktorwärme = 947,8 kcal

C-Bilanz.

	C-Gew. %	Eingangsgas		Krackprodukt	
		Gew. %	C-Gehalt g/kg	Gew. %	C-Gehalt g/kg B.
H ₂	92,3	0,01	-	4,43	-
C ₂ H ₂	92,3	-	-	0,66	6,09
C ₂ H ₄	85,7	1,83	15,69	55,40	475,00
C ₃ H ₆	85,7	0,11	0,94	1,51	12,94
C ₄ H ₈	85,7	-	-	1,72	14,74
C ₅ H ₁₀	85,7	-	-	1,11	9,52
Hö.h. unges. Koh.	85,7	-	-	0,22	1,88
CH ₄	75,0	2,17	16,50	11,98	89,85
C ₂ H ₆	80,0	89,94	719,50	19,70	157,60
C ₃ H ₈	81,8	5,94	48,50	2,40	19,63
C ₄ H ₁₀	82,75	-	-	0,10	0,83
C ₅ H ₁₂	83,5	-	-	0,04	0,30
Hö.h. ges. Koh.	-	-	-	-	-
Aethanol II	92,18	-	-	0,40	3,59
Fehler	-	-	-	0,55	6,85
		100,0	800,92	100,0	800,92

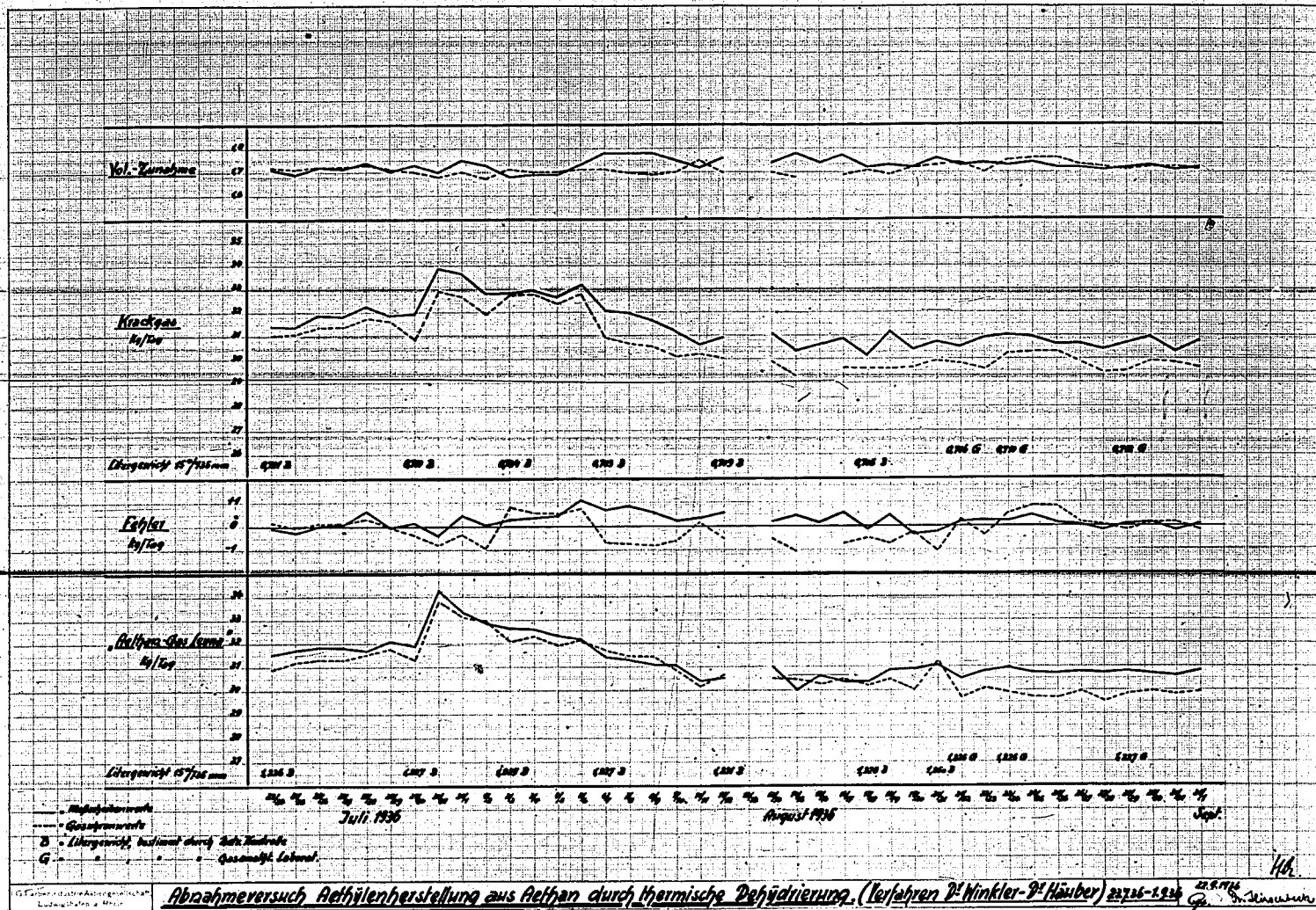
g/m³ Aet.
Spez. Gew.
Jodzahl
Siedebeg.
Siedever.

Rückstan.
C-Gehalt
Heizwert
Kupferso.
Bombente.
Harzgeha.

Gehalt a
Ortanzah
Mischwer
+ 0,1%

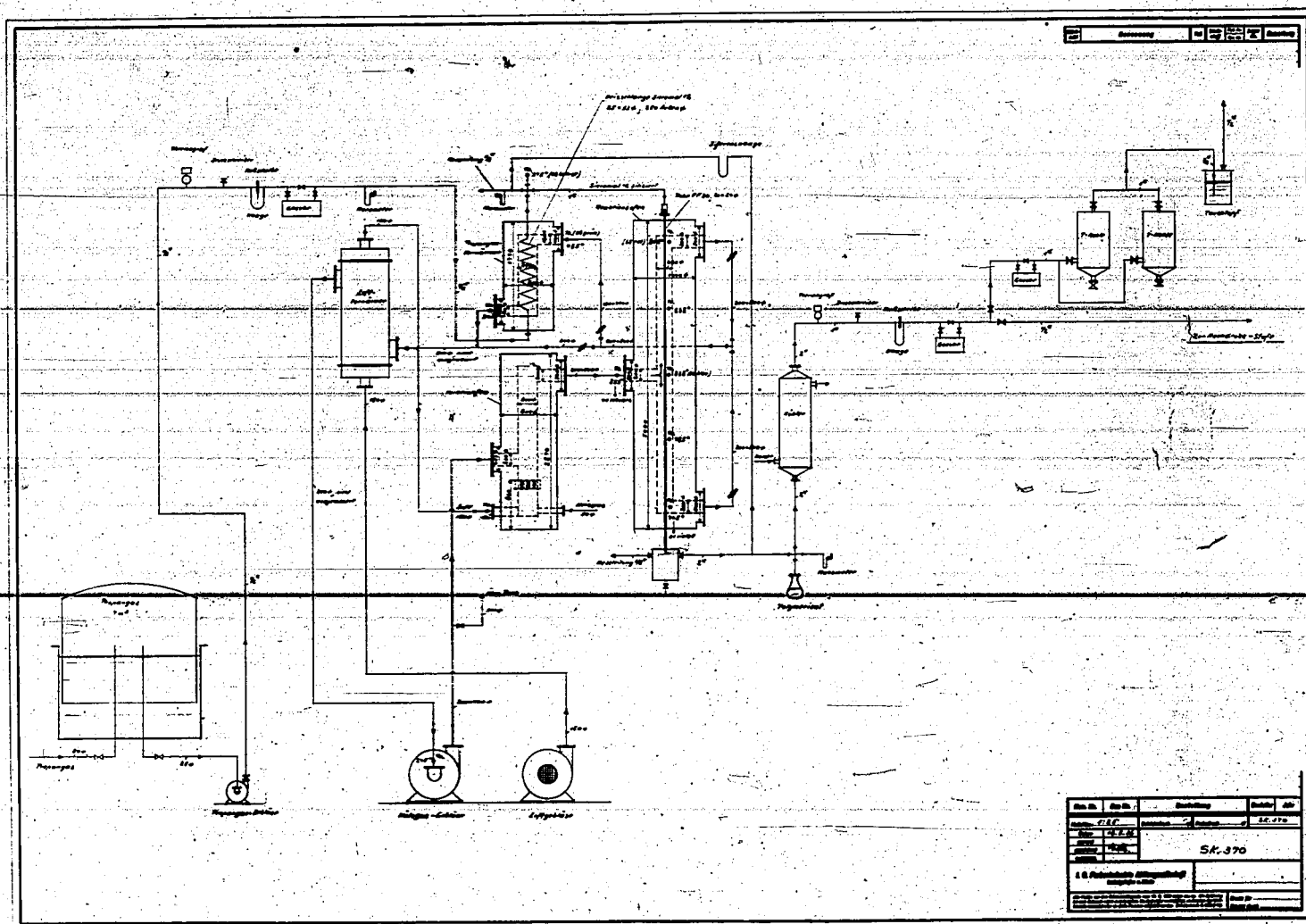
Flüssige - Produkte.

	Aethanol I (N ₂ O ₅ -Benzin) aus T-Kohle		Aethanol II (Mittelöl)
	unhydriert	hydriert	
g/m ³ Aethergas	= 30 g		4,7 g
Spez.Gew. 15%	0,870	0,848	1,038
Jodzahl	66	0	4,1
Siedebeginn	55°	35°	73°
Siedeverlauf:			
- 60°	-	-	-
- 100°	69,1 Gew.	71,2 Gew.%	-
- 150°	90,2 "	92,4 "	4,0 Gew.%
- 200°	99,1 "	99,5 "	10,8 "
- 250°	-	-	-
- 300°	-	-	} fest z.z. Naphtalin
- 350°	-	-	
Rückstand (Koks)	-	-	-
C-Gehalt	91,56	-	92,38
Heizwert	9669 cal.	-	9726 cal.
Kupferschalentest	0,8600	0,0000	-
Bombentest	Abfall sofort	Kein Abfall	-
Harzgehalt nach dem Bombentest	6,8500	0,0000	-
Gehalt an Aromaten	25 %	7 %	} Nicht ausführ- bar. Verharzung.
Olefinen	75 %	1 %	
Naphtenen	-	92 %	
Paraffinen	-	-	
Oktanzahl (C.F.R.M.)	94	90	-
Motor-Meth.	-	-	-
Mischwert mit 5058 Bl.	97	-	-
+ 0,1% Pb.	-	94	-



21512

I. G. G. 60977.



21513

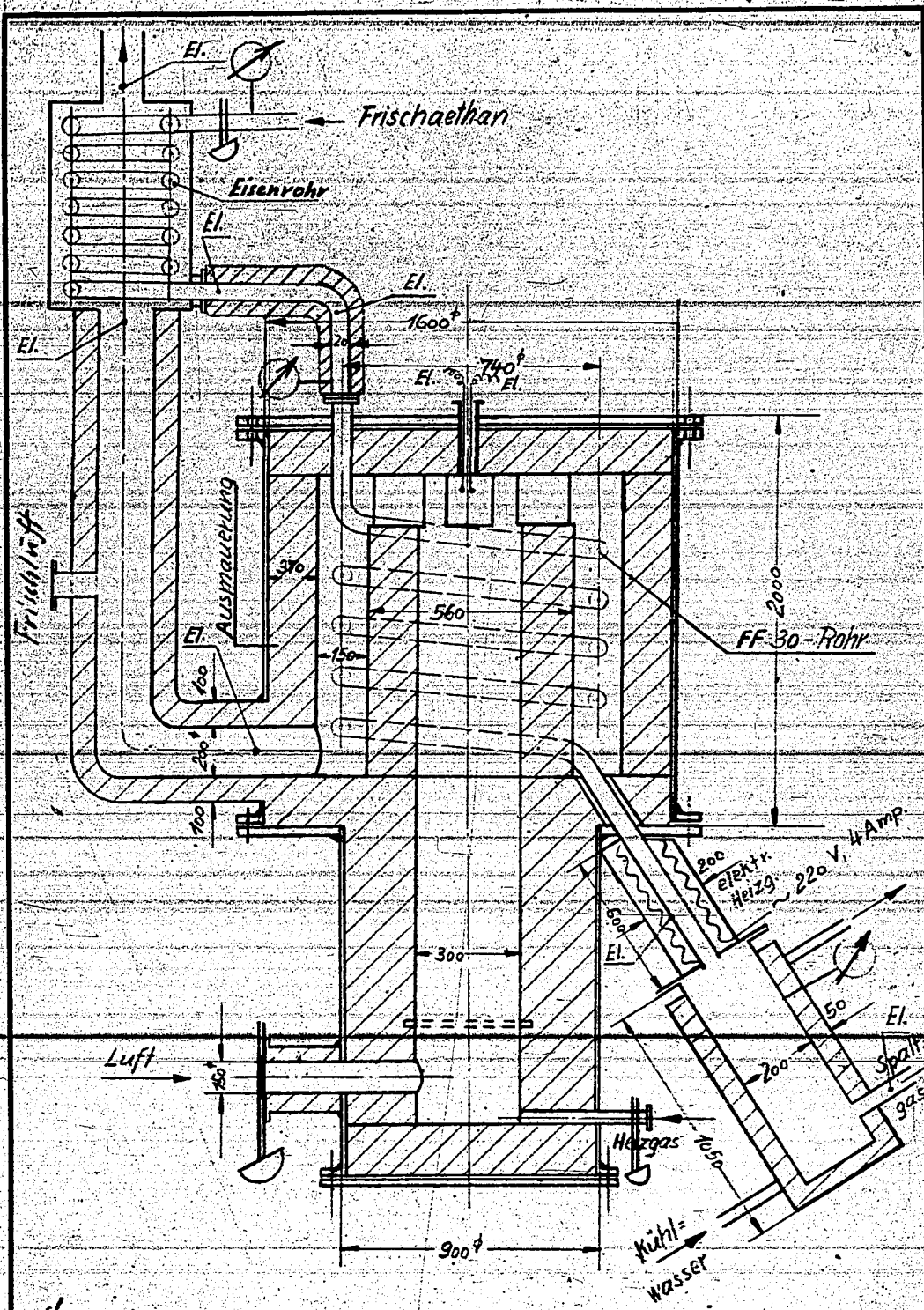
21512

Bl. Nr. 21 117 | Blatt: 1/1 | Anlagenschema zur Gewinnung von ... (Pflanzenextrakt) ...

I. G. Leibniz Universität Hannover

POOR COPY 48

21514



10118 7250 A 02

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Lederofen am Berg
Tel. 18.7.42. Name: Keller

Modell: Spaltofen Op 339
Urheberrechtsschutz nach DIN 99

Skizze 1058

POOR COPY 48

Item
incorp
No. 11

21515

Item 49 Box 1 Entitled "Acetylene Herstellung" has been incorporated into the Appendix of the Navy Technical Report No. 115-45 on "The Arc Process for Acetylene Production".

21516

B e r i c h t

50

über die Abnahme- und Leistungsversuche der

Sauerstoff-Apparate VIII u. IX in Me 247.

L

W

POOR
COPY 50

21517

B e r i c h tüber die Abnahme- und Leistungsversucheder Sauerstoff-Apparate VIII u. IX/Me 247.Teilnehmer:

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

Von Leuna : Herr Dr. Holm,
Herr Lössl.

Die Sauerstoff-Apparate VIII u. IX wurden vom 18. bis einschl. 25.9., also 8 Tage, einem Abnahme- und Leistungsversuch unter Zugrundelegung unseres Bestellschreibens vom 26.5.36 und der Zusatzbestätigung von Linde vom 15.7.37 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 in Sauerstoff nicht mehr als 1 % betragen.

Die Zusatzgarantien laut Schreiben vom 15.7.37 lauten:

"Wir übernehmen die Gewähr, dass nach dem Umbau der beiden Apparate bei einer Reinheit des gewonnenen Stickstoffs von maximal 0,5 % Sauerstoffgehalt in jedem Apparat die gleiche Sauerstoffmenge gewonnen wird, wie es in den Gewährleistungsbedingungen Ihres Bestellschreibens vom 26.6.36 vorgeschrieben ist".

Bei Beginn des Versuchs war der Apparat VIII nur 20 Tage und der Apparat IX nur 10 Tage in Betrieb.

Die beigelegten Versuchsprotokolle enthalten sowohl die Mittelwerte der stündlichen Aufschreibungen als auch die Werte der von der Betriebskontrolle ausgewerteten Diagramme.

Der Apparat VIII war vor dem angesetzten Versuch bereits 26 Tage in Betrieb

POOR
COPY 50

gewesen, wurde aber, da er nicht zufriedenstellend arbeitete, abgestellt und einer 3-tägigen Taunung unterworfen. Am Apparat IX wurde der Versuch anschließend an das erstmalige Anfahren des Apparats vorgenommen.

In der Arbeitsweise der beiden Apparate VIII u. IX gegenüber den anderen vorhandenen Apparaten ist insofern ein Unterschied, als die beiden letzten Apparate sowohl auf reinen Stickstoff (Reinheit mindestens 99,5 %) als auch auf reinen Sauerstoff (Reinheit 98,0 %) arbeiten sollen. Wie die Gegenüberstellung der Garantiewerte und der erreichten Werte zeigt, sind die von der Firma Linde abgegebenen Garantien in bezug auf die Sauerstoffmengen und -Reinheiten erfüllt und zum Teil überschritten. (Bei dem Apparat VIII entspricht die erreichte Sauerstoffmenge den Garantiewerten und beim Apparat IX liegt sie 3,8 % darüber.) Dabei ist jedoch der Luftdurchsatz pro Apparat 13,7 bzw. 9,6 % geringer als vorgesehen. Dies hat seinen Grund in der außergewöhnlich hohen Ausbeute (94 % gegenüber 81,7 %) der Apparate.

Über die Reinheit des gewonnenen Stickstoffs kann nichts Endgültiges gesagt werden, weil die Handanalysen von den Daueranalysen des registrierenden Sauerstoffschreibers wesentlich abweichen. Die Handanalysen haben zwar Sauerstoffgehalte in dem abziehenden Stickstoff zwischen 0,2 - 0,7 % (Mittel 0,35 %) ergeben, dagegen hat der registrierende Sauerstoffschreiber Spitzen bis 1,4 % (Mittel 0,3 %) angezeigt. Ausserdem war aus technischen Gründen nur möglich, den einen Apparat und zwar den Apparat IX registrierend zu analysieren.

Auffällig ist bei den beiden Apparaten, dass sie, wie es auch bei den ersten beiden Apparaten VI und VII der Fall war, nicht einen höheren Luftdurchsatz zuließen, wie der in dem Protokoll angegebene, d.h. Apparat VIII im Durchschnitt 14100 cbm statt 16340 cbm und der Apparat IX 14790 cbm statt 16340 cbm.

Es muß darauf hingewiesen werden, dass der vorliegende Abnahmeversuch unter sehr günstigen Betriebsbedingungen vorgenommen wurde.

- 1) Nach sehr geringer Betriebsdauer (10 bzw. 20 Tage).
- 2) Bei verhältnismässig niedrigen Lufttritttemperaturen in die Regeneratoren (22 °C).
- 3) Bei außerordentlich günstigen Witterungsverhältnissen.
- 4) Bei einem Druck vor den Regeneratoren, der über dem garantierten von 4,4 atü liegt.

Die Abnahme der Apparate kann deshalb nur unter Vorbehalt ausgesprochen werden nämlich dahingehend, dass die Garantien auch bei folgenden Bedingungen erfüllt sind:

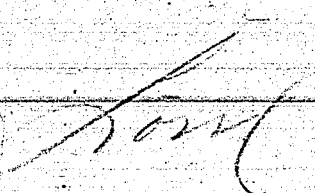
POOR
COPY 50

- 1) Druck vor den Regeneratoren nicht über 4,4 atü.
- 2) Temperaturen vor den Regeneratoren bei etwa 30 °C.
- 3) Betriebsdauer der Apparate mindestens 30 Tage.
- 4) Stickstoffreinheit hinter den Regeneratoren für die Dauer der Versuchszeit, von einem registrierenden Sauerstoffschreiber aufgezeichnet, maximal nicht über 0,5 %.

Um zu prüfen, ob die vorgenannten Bedingungen erfüllt werden können, soll ein weiterer Versuch vorgenommen werden.

Es ist beabsichtigt, den Apparat IX in etwa 8 Tagen zu untersuchen, da er dann die Laufzeit von 30 Tagen hinter sich hat. Bei Apparat VIII sind die Widerstände der Regeneratoren infolge verschiedener Versuche mit der Belastung der Hochdruckluft abnormal hoch gestiegen, so daß zu befürchten ist, daß selbst unter Inanspruchnahme der Toleranz von 3 % die garantierte Sauerstoffmenge nicht erreicht werden wird. Der Apparat VIII soll deshalb zu einem späteren Zeitpunkt, nach vorgenommener Tausung, ebenfalls untersucht werden.

Die Versuche werden in Anwesenheit eines Vertreters der Fa. Linde durchgeführt.



Abnahmeversuch

21520

an dem Fränkl-Linde-Apparat Nr. VIII vom 18.-25.9.37 einschl.

Bezeichnung		Garantie	18.	19.	20.	21.	22.	23.	24.	25.	Mittel
Gesamtluftmenge		15000									
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	16340	13914	14675	14390	14355	13805	13830	13990	13845	14100
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h										
Druck der N.Dr.Luft	atü	4,4	4,45	4,5	4,5	4,51	4,45	4,45	4,42	4,45	4,466
Zusatzluftmenge	%	6	5,3	5,0	5,0	5,1	4,8	5,1	5,0	5,1	5
(Hochdruckluft)											
Druck der Zusatzluft	cbm/h	900	734	733	725	737	666	704	696	713	713
hierfür errechneter Kraftverbrauch	atü	150-200	159	160	162	162	160	161	159	160	
Sauerstoffmenge	PS	217	158	158	156	158	143	151	150	153	
bei 0° 760 m/m Hg	cbm/h	2600									2836
bei 15° 735 m/m Hg	cbm/h	2835	2850	2930	2858	2866	2792	2800	2788	2808	2836
Sauerstoffgehalt	%	98	98,1	98,1	98,0	98,4	97,8	97,2	98,1	98,0	98,0
Abs.O ₂ -Menge 100 %ig											
bei 0° 760 m/m Hg	cbm/h	2548									2778
bei 15° 735 m/m Hg	cbm/h	2775	2796	2873	2801	2820	2730	2720	2735	2752	2778
Ausbeute	%	81,4	96,1	93,7	93,1	94,0	94,5	94,1	93,5	95,1	94,2
Flüssigkeitsablaß	l tr./h	10									10
Flüssigkeitsablaß	cbm/h	8,8	10	12	10	10	7	8	11	10	
Gesamtmenge O ₂ 100 %ig											
bei 0° 760 m/m Hg	cbm/h	2557									2788
bei 15° 735 m/m Hg	cbm/h	2704	2806	2885	2811	2830	2737	2728	2746	2762	2788
Ausbeute (einschl. flüssiger Sauerstoff)	%	81,1	96,5	94,1	93,5	94,3	94,8	94,4	93,9	95,4	94,6
Argon-Gehalt	%	1				1,1	1,2	0,92	1,12	0,91	1,05

POOR COPY 50

Frankfurt-Lindlar - Sp. 50 - Nr. 8

2. Eisenacht 25.9.1937

Änderungen gemessener Werte

Analysen															Temperaturdaten															Reg. W. d. Hg				Energie				Bemerkungen											
Stickstoff					Sauerstoff					CO ₂ C					Ndr. Luft					Regeneratoren					Turbine				HDr. Luft				N ₂ O ₂				Energie												
I II III IV					I II III IV					I II III IV					I II III IV					I II III IV					I II III IV				I II III IV				I II III IV																
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	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	
0,3	0,15	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,2	97,9	98,1	98,1	98,1	98,1	98,0	98,1	98,1	98,1	98,1	98,1	98,1	+36	+22	-28	-28	-36	-35	-157	-159	-160	-160	-120	-149	+10	-35	-82	-123	+16	92	94	70	72									
0,2	0,15	0,2	0,2	0,25	0,2	0,2	0,2	97,9	98,1	98,1	98,1	98,2	98,2	98,1	98,1	98,1	98,1	98,1	+36	+22	-28	-24	-32	-33	-155	-156	-159	-158	-121	-150	+9	-38	-84	-128	+17	86	90	66	64										
0,2	0,15	0,2	0,15	0,15	0,15	0,2	0,2	97,9	98,2	98,1	98,1	98,2	98,2	98,0	98,0	98,0	98,0	98,0	+34	+21	-27	-30	-30	-33	-154	-156	-157	-156	-122	-152	+7	-39	-85	-130	+16	92	94	74	72										
0,2	0,15	0,3	0,2	0,2	0,2	0,2	0,5	98,0	98,2	98,1	-	98,2	98,1	-	98,4	0,04	36	1,1	1,1	+32	+21	-32	-31	-33	-34	-155	-157	-160	-157	-122	-152	+7	-38	-83	-128	+15	92	88	62	64									
0,4	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,2	0,2	97,7	97,8	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	97,9	+33	+21	-20	-27	-27	-28	-155	-158	-156	-156	-125	-155	+8	-37	-88	-134	+16	94	92	66	68										
0,4	0,3	0,3	0,2	0,25	0,2	0,2	0,2	97,8	97,5	97,4	97,7	97,6	97,7	0,04	26	0,32	0,32	0,32	+32	+20	-28	-27	-26	-28	-156	-157	-157	-157	-122	-152	+9	-35	-87	-130	+15	88	88	72	76										
0,3	0,2	0,3	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	97,4	97,5	97,4	97,9	97,9	98,1	0,03	60	1,12	1,12	1,12	+33	+23	-21	-23	-21	-22	-155	-157	-156	-156	-123	-152	+8	-40	-86	-131	+18	82	80	68	72										
0,3	0,15	0,2	1,3	1,1	0,9	1,3	1,2	98,1	98,2	98,2	98,2	98,2	98,2	98,0	0,07	58	0,91	0,91	+34	+22	-24	-25	-24	-28	-155	-156	-157	-158	-123	-152	+9	-40	-87	-130	+17	88	88	72	78										
								98,0	0,06	43	1,05	1,05	1,05	1,05						+34	+21	-26	-27	-29	-30	-155	-157	-157	-157	-122	-152	+8	-38	-85	-130	+16	89	89	69	71									

Spalte 41-55: Die Werte sind Mittelwerte

aus 12 stündl. Handanalysen.

Spalte 56: Die Analysen sind dem Aspirator entnommen

und stellen Mittelwerte über 24 Stunden dar.

Sie sind dem Abnahmeversuch zu Grunde gelegt.

Die Gasmengen beziehen sich auf 15°C und 735 mm Hg.

POOR COPY 50

Abnahmeversuch

21522

an dem Fränkl-Linde-Apparat Nr. IX vom 18.-25.9.37 einschl.

Bezeichnung		Garantie	18.	19.	20.	21.	22.	23.	24.	25.	Mittel
Gesamtluftmenge											
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	15000									
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	16340	14430	14915	14785	14655	14800	14980	15180	14570	14790
Druck der N.Dr.Luft	atü	4,4	4,45	4,50	4,50	4,51	4,45	4,45	4,42	4,45	4,47
Zusatzluftmenge	%	6	5,0	4,75	4,9	4,8	4,6	4,6	4,5	4,3	4,68
(Hochdruckluft)	cbm/h	900	721	708	721	704	679	688	683	629	690
Druck der Zusatzluft	atü	150-200	159	160	162	162	160	161	159	160	
hierfür errechneter Kraftverbrauch	P S	217	155	152	155	152	146	148	147	135	
Sauerstoffmenge											
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2600									
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2835	2883	2983	2950	2958	2908	2958	2958	2871	2933
Sauerstoffgehalt	%	98	98,3	98,3	98,2	98,5	98,3	98,7	98,0	98,1	98,3
Abs.O ₂ -Menge 100 %ig											
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2548									
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2775	2834	2932	2897	2910	2855	2920	2898	2817	2883
Ausbeute	%	81,4	94,0	94,1	93,8	95,0	92,3	93,2	91,4	92,5	93,3
Flüssigkeitsablaß	Ltr./h	10									
Flüssigkeitsablaß	cbm/h	8,8	12	15	12	12	10	10	12	10	12
Gesamtmenge O ₂ 100 %ig											
bei 0° 760 m/m Hg.	cbm/h	2557									
bei 15° 735 m/m Hg.	cbm/h	2784	2846	2947	2909	2922	2865	2930	2910	2827	2895
Ausbeute (Einschl. flüssiger Sauerstoff)	%	81,7	94,4	94,5	94,2	95,3	92,6	93,6	91,7	92,9	93,7
Argon-Gehalt	%	1			1,0	1,0	1,27	1,17	0,94	1,11	1,09

POOR COPY 50

Abnahme-Versuch an der Frachtmühle
 vom 18. 9. bis einschließlich 25. 9. 1912
 Zusammenstellung der mittleren gemessenen Werte

Datum	Druck in Atm.										Turbine		Mengen										Flüssigkeitsstände						Ameisen													
	Baro. m. Hg		Aus. Temp.		Ndr.-Luft		Turbine		Hdr.-Luft		Über-Sch.	Ab-Reg.	Nr.	KVl.	Wir.	Abg.	Nr.	Ndr.	Hdr.	Ges.	Sauerst.	Sauerst.	Ausheute	N ₂ gegen	Le-flüssig	Kühl.	m ³ Luft	Druck	Zus.	Nr.	Widerstand	Stickstoff										
	vor	nach	Druck	Nr.	Nr.	vor	vor	vor	vor	vor	Säule	der	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46
18. 9.			4,45	2,9	0,14	159	159	159	159	159	0,30	0,21	5	7		1600	13709	721	14430	2883	2846	94,4	500	14		5075	30	125	17	17	20	66	120	1,2	0,15	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,25	
19. 9.			4,50	2,9	0,14	160	160	160	160	160	0,33	0,21	4	7		1600	14207	708	14915	2983	2947	94,6	500	17		5070	30	121	17	17	20	66	120	1,2	0,1	0,4	0,3	0,3	-	0,45		
20. 9.			4,50	2,9	0,14	162	162	162	162	162	0,32	0,21	5	7		1600	14064	721	14785	2950	2909	94,2	500	14		5080	30	124	17	17	20	66	120	0,8	0,2	0,4	0,3	0,3	-	0,3		
21. 9.			4,51	2,8	0,14	162	162	162	162	162	0,32	0,21	4	7		1600	13951	704	14653	2958	2922	95,3	500	14		5010	30	127	17	17	20	66	121	0,8	0,2	0,4	0,25	0,3	0,25	0,25		
22. 9.			4,45	2,8	0,14	160	160	160	160	160	0,32	0,23	4	7		1600	14121	679	14800	2908	2865	92,6	500	11		5170	30	128	17	17	20	67	121	1,1	0,2	0,3	0,25	0,3	-	0,25		
23. 9.			4,45	2,8	0,14	161	161	161	161	161	0,32	0,22	4	7		1600	14292	688	14980	2958	2930	93,6	500	11		5110	30	127	17	17	20	67	121	0,9	0,1	0,4	0,3	0,3	-	0,3		
24. 9.			4,42	2,8	0,14	159	159	159	159	159	0,31	0,22	4	7		1600	14497	683	15180	2958	2910	94,7	500	14		5220	30	113	17	17	20	67	121	1,2	0,2	0,6	0,7	0,7	-	0,7		
25. 9.			4,45	2,8	0,14	160	160	160	160	160	0,32	0,21	4	7		1500	13941	629	14570	2871	2827	92,9	500	11		5160	30	114	17	17	20	66	120	1,0	0,2	0,3	0,3	0,3	-	0,3		
Mittelwerte:			4,47	2,8	0,14	160	160	160	160	160	0,32	0,21	4	7		1600	14100	690	14790	2953	2895	93,7	500	13		5112	30	122	17	17	20	66	120									

Spalte 22: Von den angegebenen Mengen sind
 1000 m³ N₂ durch die Turbine, der
 Rest durch den Umgang gegangen.

Spalte 41-55: Die Werte
 aus 1/2 Stunden
 Der registr. O₂ Schreiber
 Stickstoff zeigte Werte z.

Spalte 41-55:
 Der registr. O₂
 Stickstoff zeigt

Frankl-Linde-Apparat Nr. 9

Prüfungsb. 25.9.1937

Illeren gemessenen Werte

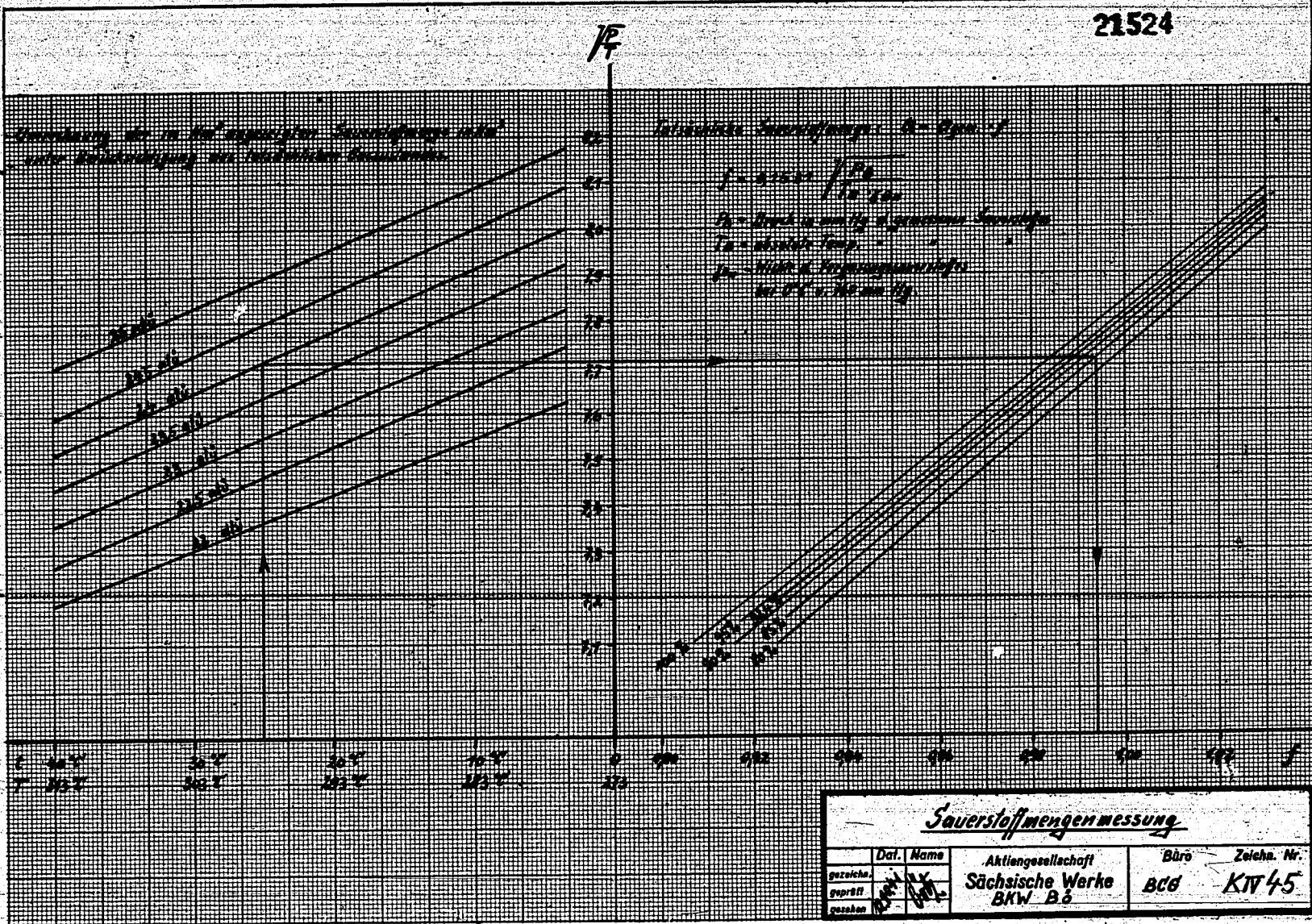
Analysen															Temperaturverlauf										Reg. Widerst. mm Hg				Energien					Bemerkungen																									
Stickstoff								Sauerstoff							CaH ₂	C	Argon	Nr. Luft		Regeneratoren				Turbine		Dr. Luft		N ₂	O ₂	Reg. Widerst.				Energien					Bemerkungen																				
Stickstoff								Sauerstoff							mg/l	mg/l	Vol. %	Kühler	Kühler	Mittel				Eintr.	Austr.	vor	nach	vor	nach	hint.	Austr.	Reg. Widerst.				Energien																							
Stickstoff								Sauerstoff							5%	5%	%	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.	Eintr.	Austr.																								
42	43	44	45	46	47	48	49	40	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	81	82	83	84	85	86	87	88												
0,3	0,25							98,3	98,3	98,3	98,3	98,5	98,4	98,4	98,3	0,09	47	-	-	36	21	-27	-24	-35	-30	-158	-156	-158	-160	-139	-154	+10	-37	-86	-129	+17	72	64	74	72																			
-	0,45							98,1	98,3	98,3	98,2	98,4	98,3	98,2	98,3	0,09	34	-	-	36	22	-21	-21	-25	-25	-157	-155	-156	-160	-140	-155	+10	-35	-86	-130	+17	72	64	74	88																			
-	0,3							98,1	98,3	98,3	98,2	98,4	98,3	98,3	98,2	0,06	44	1,0	-	34	20	-25	-21	-27	-26	-158	-156	-158	-161	-140	-156	+8	-41	-87	-130	+17	76	74	72	70																			
0,25	0,25							98,2	98,3	98,2	-	98,4	98,3	-	98,5	0,04	51	1,0	-	33	20	-22	-24	-25	-25	-157	-156	-159	-160	-140	-156	+7	-40	-87	-131	+16	72	70	76	72																			
-	0,25							98,2	98,3	98,3	-	98,5	98,4	-	98,3	0,07	45	1,27	-	33	20	-27	-30	-30	-28	-158	-158	-161	-161	-140	-154	+9	-39	-85	-129	+16	68	64	70	66																			
-	0,3							98,2	98,4	98,4	-	98,6	98,4	-	98,7	0,05	30	1,17	-	33	20	-29	-34	-30	-28	-159	-159	-161	-161	-139	-154	+10	-39	-85	-129	+16	72	68	76	78																			
-	0,7							98,0	98,2	98,2	-	98,2	98,2	-	98,0	0,05	61	0,94	-	30	20	-24	-24	-21	-20	-160	-157	-159	-158	-141	-155	+8	-38	-85	-130	+18	72	76	76	78																			
-	0,3							98,1	98,2	98,2	-	98,3	98,2	-	98,1	0,07	50	1,11	-	34	21	-19	-18	-27	-28	-161	-160	-160	-160	-138	-153	+6	-42	-87	-131	+17	76	78	78	80																			
								98,3	0,06	45	1,09	-	-	-	-	33	20	-25	-24	-27	-26	-158	-157	-159	-161	-139	-154	+8	-39	-86	-129	+17	72	70	77	75																							

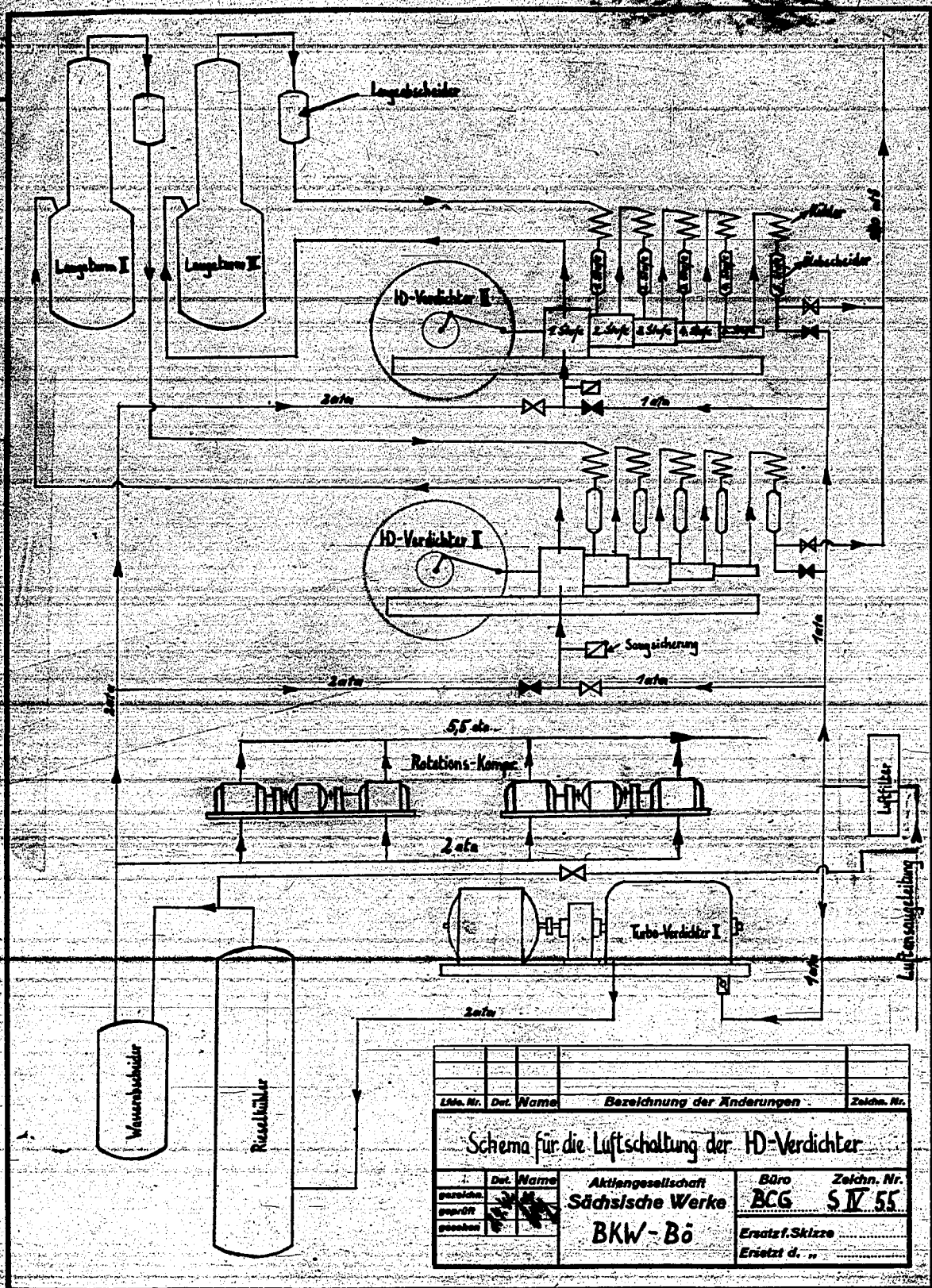
Spalte 41-56: Die Werte sind Mittelwerte aus 1/2 stündl. Handanalysen. Den registri. O₂ Schreiber im abziehenden Stickstoff zeigte Werte zwischen 0,2 - 1,4%.

Spalte 56: Die Handanalysen sind dem Aspirator entnommen und stellen die Mittelwerte über 24 Stunden dar. Sie sind dem Abnahmeversuch zu Grunde gelegt.

Die Gasmengen beziehen sich auf 15°C und 735 mm Hg.

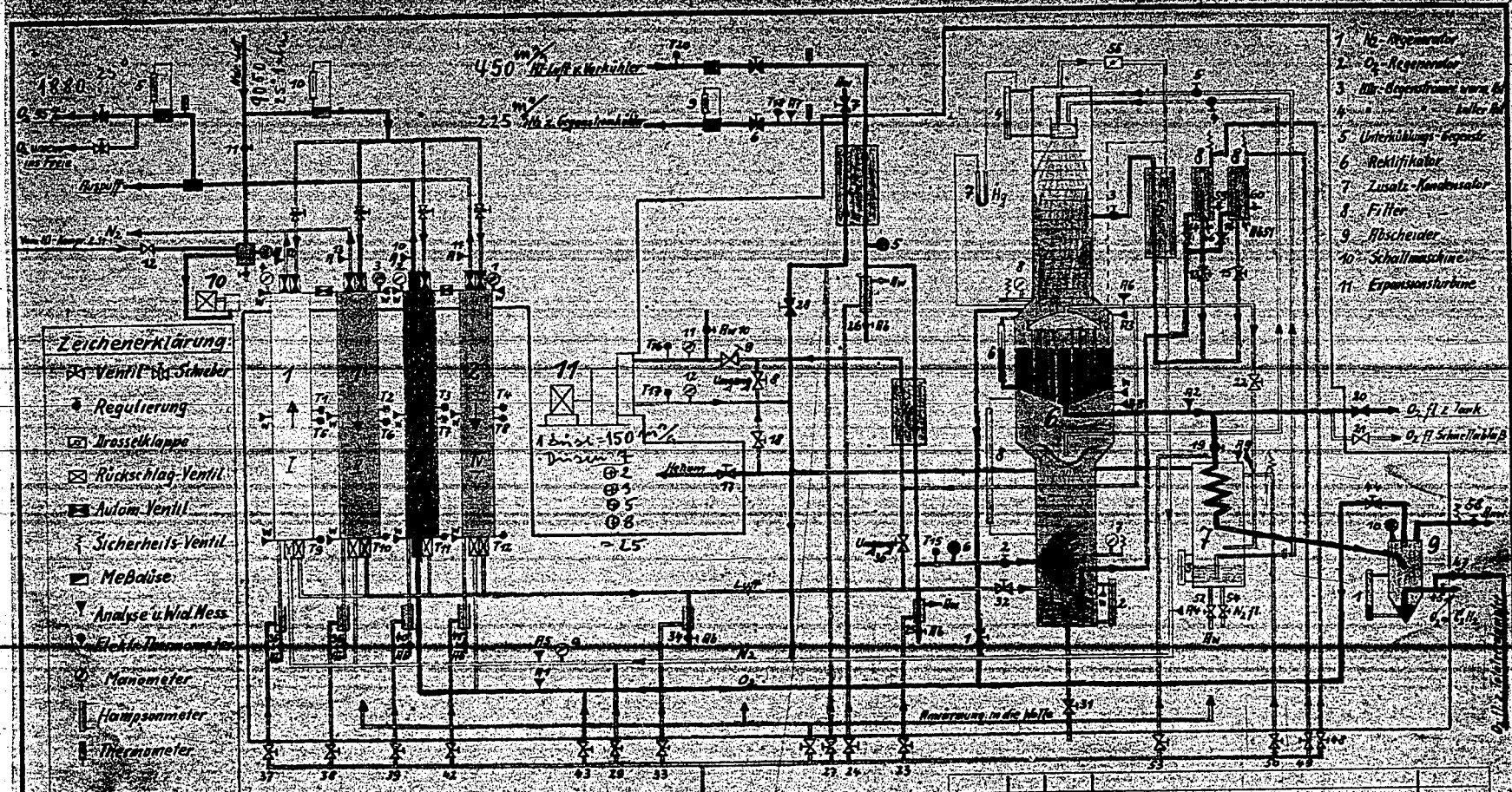
21524





POOR
COPY 50

21526



Zeichenerklärung:

- ⊗ Ventil-Schwerer
- ⊕ Regulierung
- ⊞ Brasseklappe
- ⊠ Rückschlag-Ventil
- ⊡ Autom.-Ventil
- ⊞ Sicherheits-Ventil
- ⊞ Meßhülse
- ⊞ Analyse u. Wld. Mess.
- ⊞ Elektr. Thermometer
- ⊞ Manometer
- ⊞ Hampfmanometer
- ⊞ Thermometer

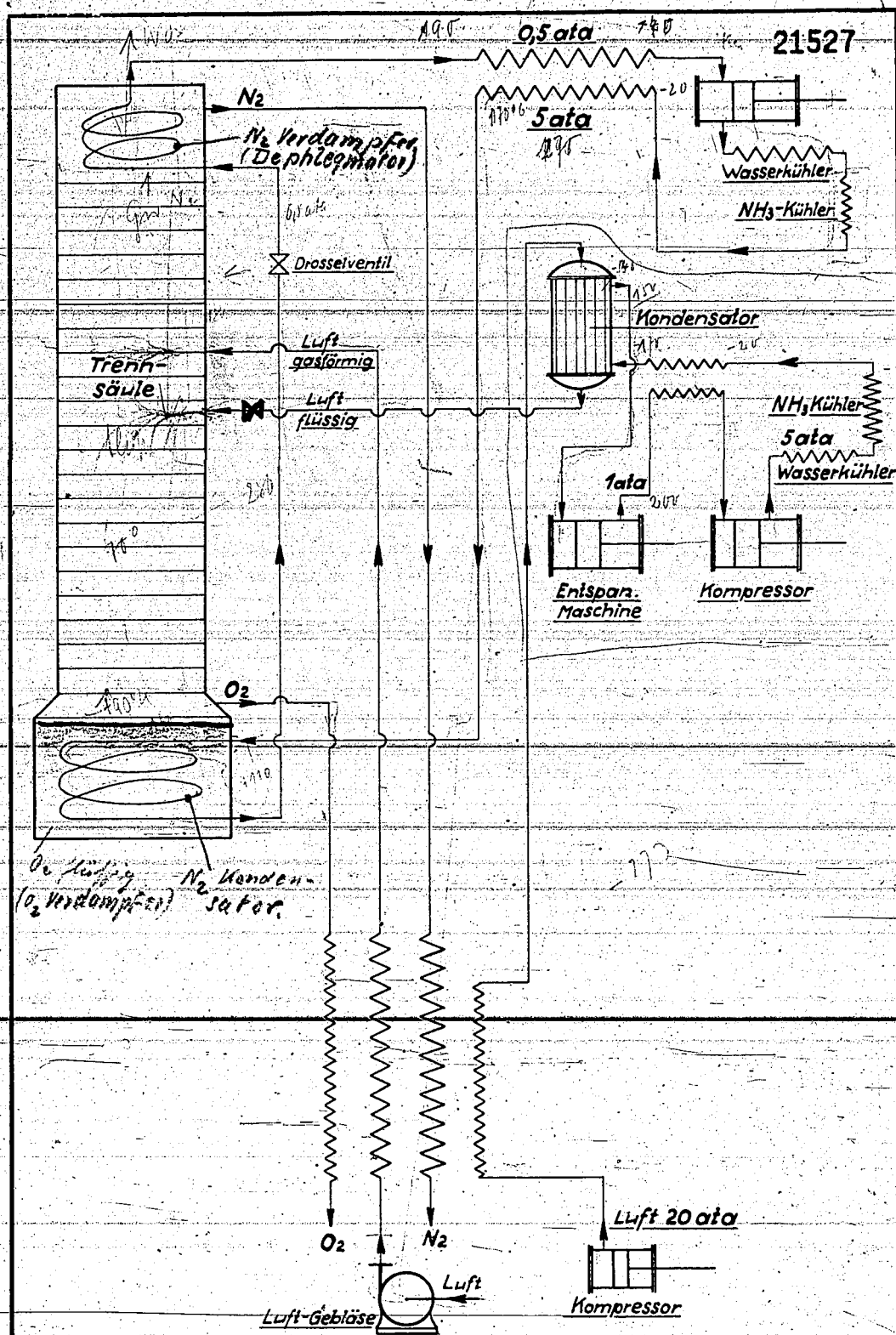
Farbenerklärung:

- ⬤ Hochdruck-Luft 200 atü
- ⬤ Niederdruck-Luft 4,5 atü
- ⬤ Sauerstoff
- ⬤ Sauerstoff von Drucksäule
- ⬤ Stickstoff
- ⬤ Stickstoff rein
- ⬤ Stickstoff v. Drucksäule
- ⬤ Helium

1. O₂-Apparatur
2. O₂-Regenerator
3. Exp.-Stromtriebwerk
4. ...
5. Unterkühlungs-Apparat
6. Rektifizator
7. Zusatz-Kondensator
8. Filter
9. Abscheider
10. Schallmaschine
11. Expansionsmaschine

Uds. Nr.	Dat.	Name	Bezeichnung der Änderungen	Zelchn. Nr.
Schema eines O₂-Apparates mit Regeneratoren u. Exp.-Turbine				
gezeichnet		Name	Aktiengesellschaft Sächsische Werke	Büro Bdg. Zeichn. Nr. SW 63
geprüft			BKW-Bö	Ersatzf. Skizze
gesehen				Ersetzt d. "

POOR COPY 50



Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.

Sauerstoff-Gewinnung mittels Stickstoff-Kältemaschine.

MSk.8627

DIN-Format A 4

7.11.33. Hii

POOR COPY 50

Farbenerklärung:

- Luft 4,5 atü
- " 20 atü
- Sauerstoff, gasförmig
- " " flüssig
- Stickstoff, gasförmig
- " " flüssig
- Ammoniak

Überdruckventile

Luft Eintritt 10000 m³ 4,5 atü
15°, 235 Hg

500 m³ Luft 20 atü -40°C

1600 m³ O₂ 96%ig
8320 m³ N₂ mit 6% O₂
9920 m³
80 = Differenz = Vorauslaß
10000 m³

-194°C
0,2 atü
49°
-194°C
4910 m³ N₂ mit
0,2 atü

-194°C
22°
O₂ flüssig 4,1%ig

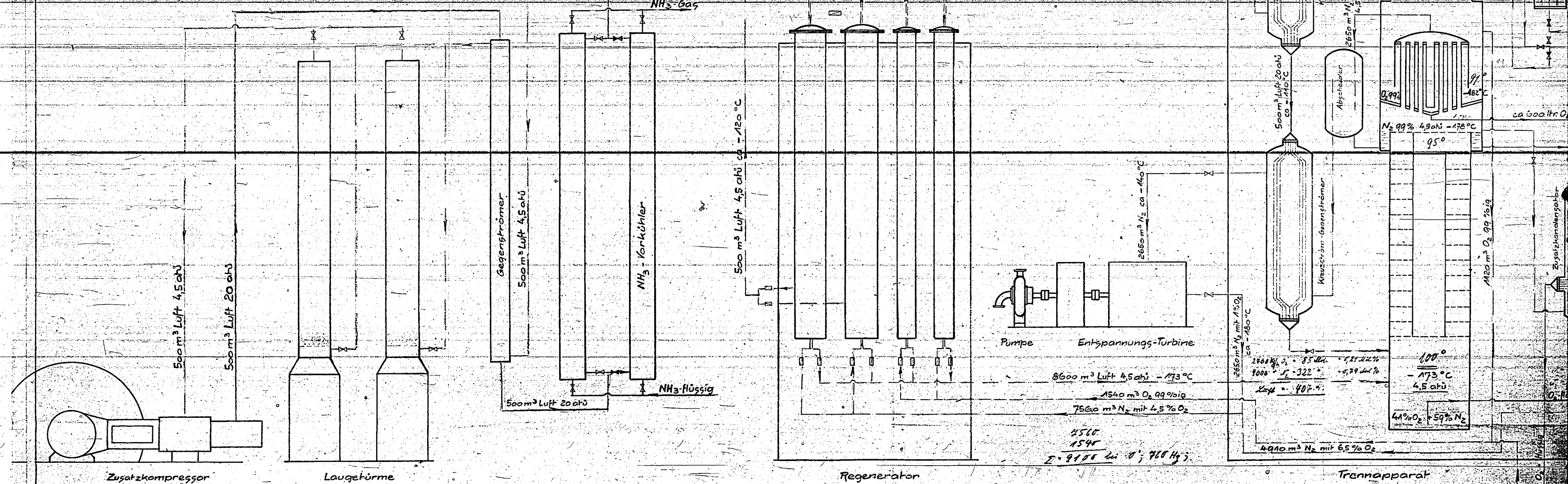
99°
-182°C
ca 600 ltr O₂

N₂ 99% 4,5 atü -178°C
95°

1200 m³ O₂ 99%ig

100°
-173°C
4,5 atü

44% O₂ + 59% N₂



Zusatzkompressor

Laugeturme

Regenerator

Trennapparat

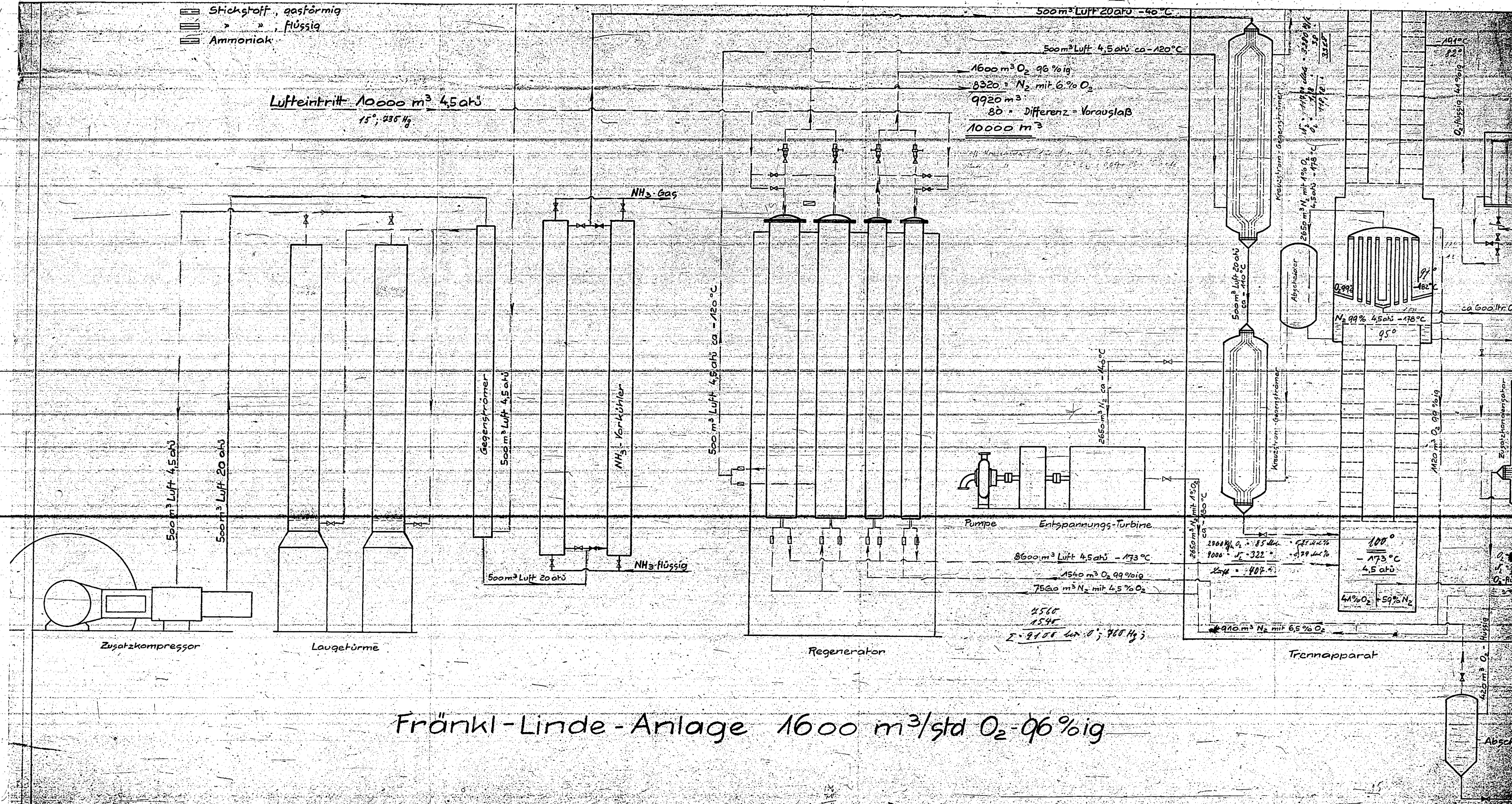
▨ Stickstoff, gasförmig
 ▨ " " flüssig
 ▨ Ammoniak

Lufteintritt 10000 m³ 4,5 atü
 15°, 836 kg

500 m³ Luft 20 atü - 40 °C

500 m³ Luft 4,5 atü ca -120 °C

1600 m³ O₂ 96 % ig
 8320 m³ N₂ mit 6 % O₂
 9920 m³
 80 · Differenz = Vorauslaß
 10000 m³



Fränkl-Linde-Anlage 1600 m³/std O₂-96%ig

Luft 4,5 atü
 20 atü
 Sauerstoff, gasförmig
 " " flüssig
 Stickstoff, gasförmig
 " " flüssig
 Ammoniak

Luft Eintritt 10000 m³ 4,5 atü
 15°; 935 kg

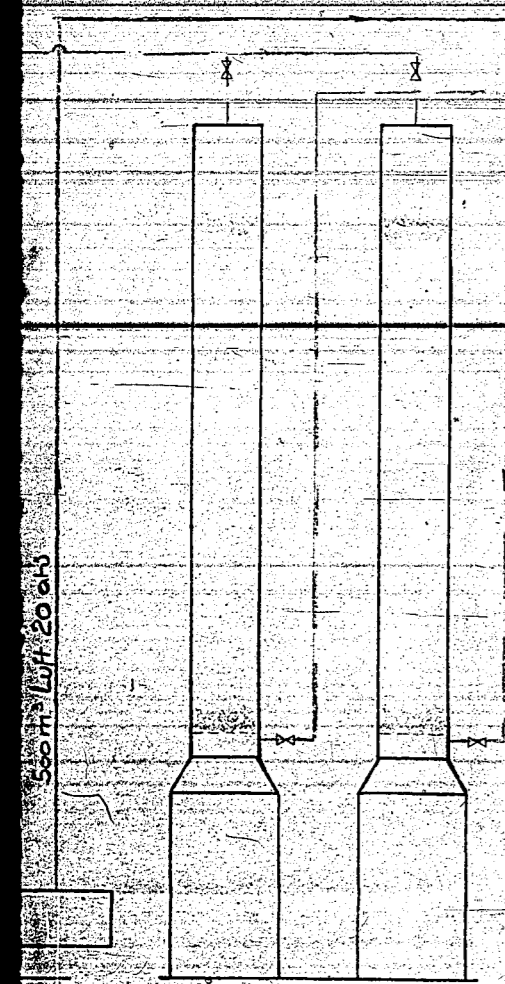
Überdruckventile

500 m³ Luft 20 atü -40°C

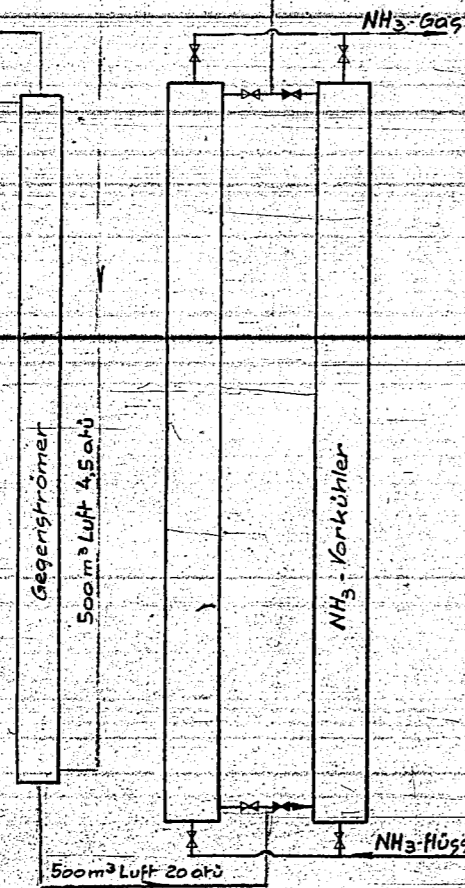
500 m³ Luft 4,5 atü ca -120°C

1600 m³ O₂ 96% ig
 8320 m³ N₂ mit 6% O₂
 9920 m³
 80 → Differenz = Vorauslaß
 10000 m³

$N_2 = 540 \text{ kg} = 205 \text{ dm}^3$
 $O_2 = 456 = 19,2$
 $\frac{205 + 19,2}{6,156} = 33,3$
 $\frac{205}{2387} = 8,6$
 $\frac{19,2}{2387} = 0,8$

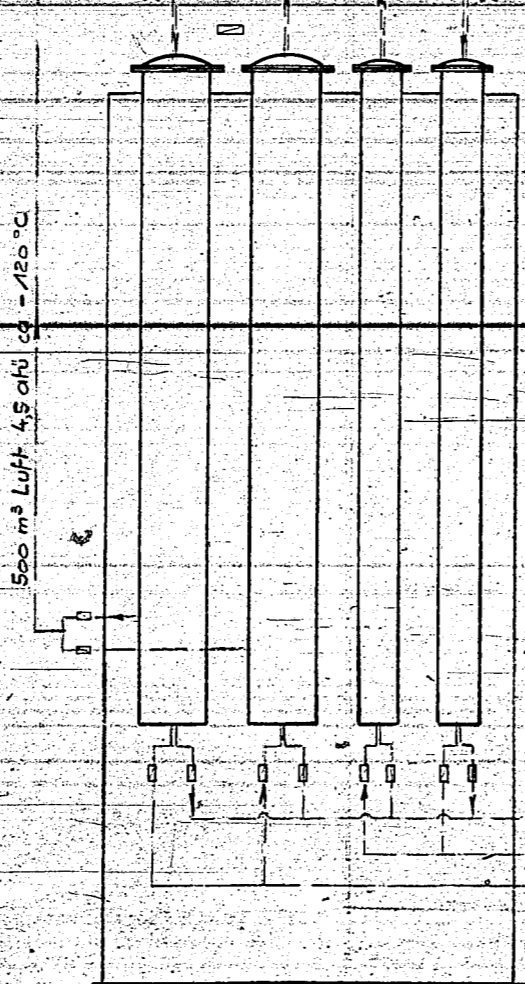


Laugetürme

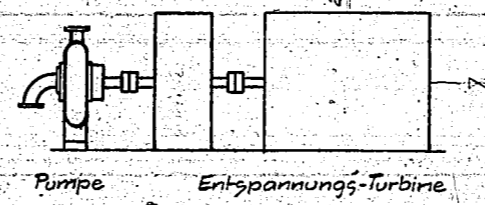


NH₃-Gaskühler

NH₃-Flüssigkühler



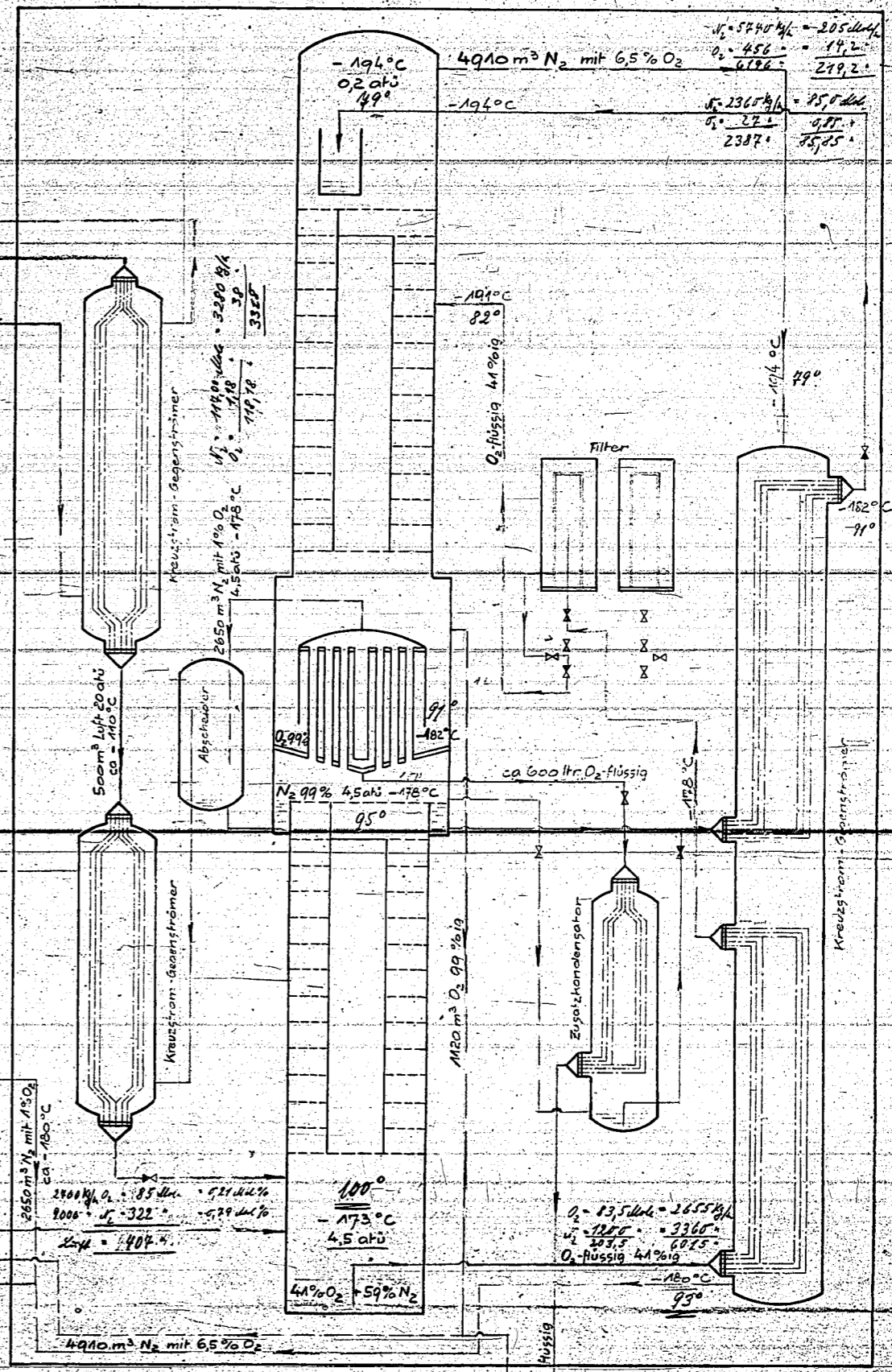
Regenerator



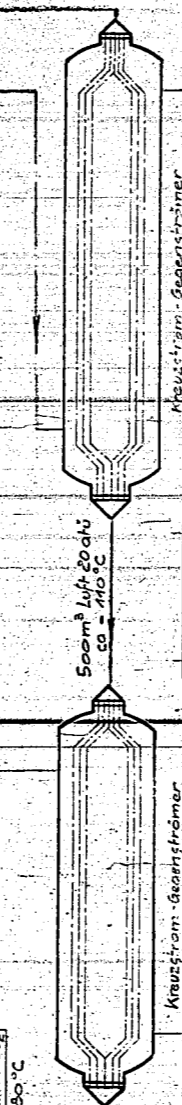
Pumpe

Entspannungsturbine

8600 m³ Luft 4,5 atü -173°C
 1540 m³ O₂ 99% ig
 7860 m³ N₂ mit 4,5% O₂
 4510
 1540
 Σ = 9400 m³; 960 kg



Trennapparat



Gegenschwämm

Gegenschwämm

-194°C
 0,2 atü
 49°

4910 m³ N₂ mit 6,5% O₂

-194°C

107°C

82°

O₂ flüssig 44% ig

182°C

71°

178°C

95°

1120 m³ O₂ 99% ig

100°

-173°C

4,5 atü

44% O₂ - 59% N₂

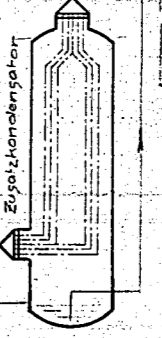
180°C

95°

O₂ flüssig



Filter

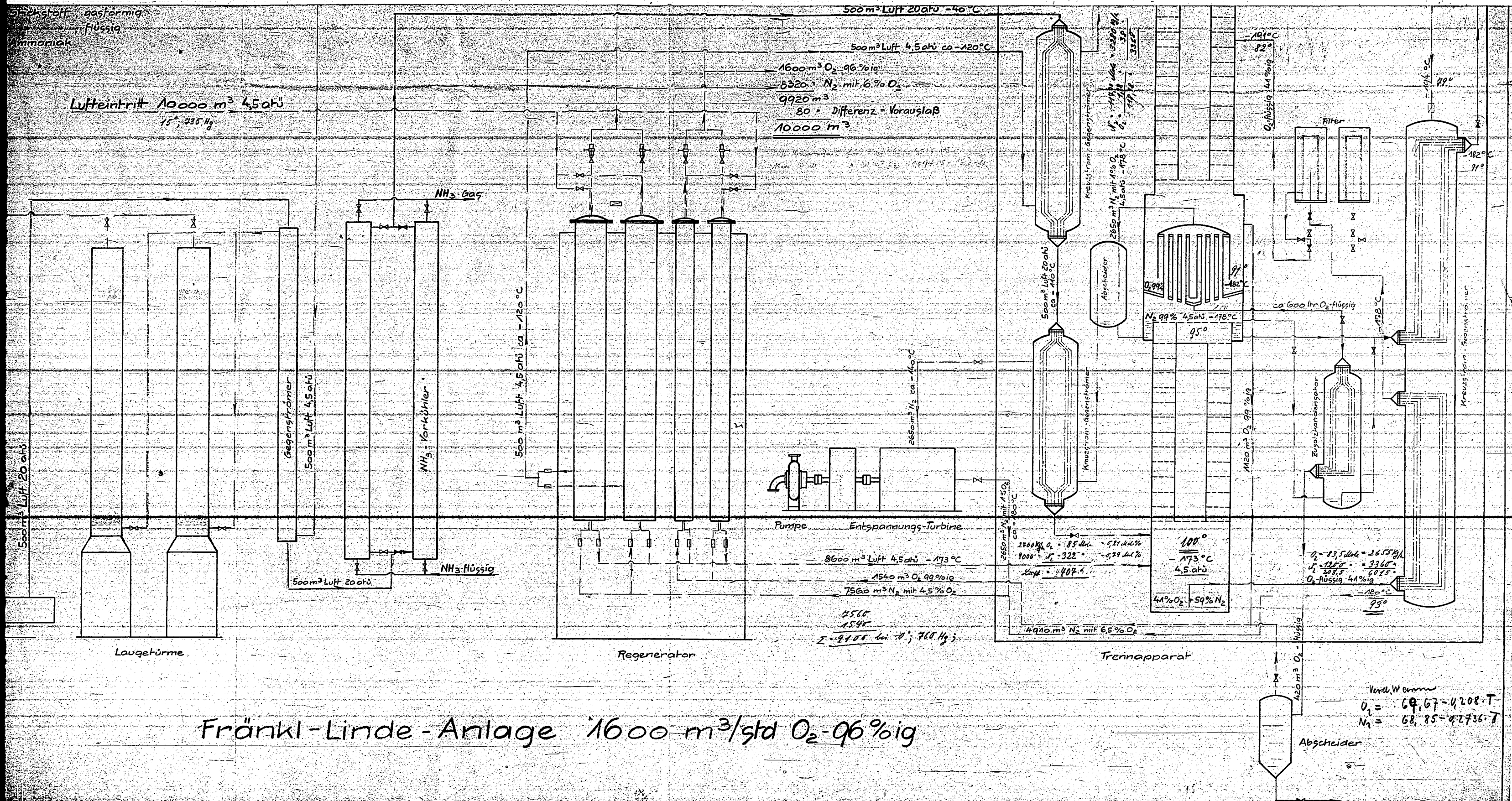


Ammoniak-Kondensator

Stickstoff, gasförmig
 Ammoniak

Luft

500 m³ Luft 20 atü



Fränkl-Linde-Anlage 1600 m³/std O₂-96%ig

D u r c h s c h l a g .

Die Beschreibung der F.L. Anlage wäre unvollständig und könnte nicht verstanden werden, wenn nur über die Gasführung, die Gaszusammensetzung, die Drücke und Temperaturen gesprochen würde. Es sollen deshalb, ohne dass Sonderkenntnisse auf dem abseits liegenden Gebiet der Kältetechnik vorausgesetzt werden, die Grundgedanken aus der früheren Entwicklung herausgegriffen werden, auf denen auch unsere Anlage beruht. Es ist dabei unvermeidlich, dass auch manches Ihnen schon Bekannte erwähnt werden muss.

Die F. L. Anlage soll uns im Ammoniakwerk Merseburg von der Notwendigkeit befreien, den Koks für das Fabrikationsgas auf weitem Wege heranzufahren zu müssen. Sie soll uns die Mischgaserzeugung aus der in unserer Nähe lagernden Braunkohle ermöglichen.

Das Verfahren der Mischgasherstellung in den Winklergeneratoren gestaltet sich sehr einfach, wenn Gemische von 50 bis 55 % Sauerstoff mit Stickstoff zur Verfügung stehen.

Es gibt eine Reihe von Möglichkeiten, reinen Sauerstoff zu erzeugen und diesen mit Luft zu dem gewünschten Gemisch zusammenzusetzen. Das wirtschaftlichste Verfahren ist zur Zeit das nach F.L.

~~Der Grundgedanke ist der, Luft zu verflüssigen und aus der verdampfenden Flüssigkeit durch Rektifikation Sauerstoff und Stickstoff zu trennen.~~ Es ist dabei nicht nötig, durch Aufwand äusserer Energie die zu zulegenden Luftmengen zu verflüssigen. Der Prozess erfordert lediglich zu seiner Unterhaltung die Deckung von Verlusten und Leistung einer Zerlegungsarbeit. (Verlust 10 bis 15 Cal., Zerlegungsarbeit 60 Cal für 1 m³ Sauerstoff) Ein Beispiel, das uns allen bekannt ist, soll uns das klar machen.

Bild 1.

zum Verstärken
Methoden w
erniedrigt
dichteter

Kühl
Ev.

Zwis
Verw
flüs
Verk

bessere Me
Tiefste Te
1) d
Arbeitsabg
2) 1
Leistung

Es sollen nun die einzelnen Vorgänge betrachtet werden, die zum Verständnis der Lufttrennungsanlage notwendig sind. Zuerst: welche Methoden werden bei ~~uns angewandt~~ unserer Anlage angewandt, um Temperaturerniedrigungen zu erzeugen? Dieses geschieht einmal durch Verflüssigung verdichteter Gase und deren Entspannung.

Bild 2.

Kühlwasser von 15 °

Ev. Vakuumentspannung, dadurch mehrstufige Kompression.

Bild 2 a.

Zwischen - Kühlung von N_2 , tiefste Temp. - 60 °

Verwendung mehrerer Kältemittel z.B. Äthan und Methan erreicht Luftverflüssigung unter Druck.

Verhältnismässig hoher Arbeitsverbrauch, da Kompressionswärme verloren.

Bild 3.

Zur Erreichung der Luftverflüssigung gibt es wesentlich bessere Methoden, als die Verwendung mehrerer Kältemittel hintereinander.

Tiefste Temperaturen werden erreicht

- 1) durch Entspannung verdichteter Gase in einer Arbeitsmaschine unter Arbeitsabgabe (Eintritt ins Flüssigkeitsgebiet muss dabei vermieden werden.)
- 2) Durch Th. Joule - Effekt bei Entspannung verdichteter Gase, ohne Leistung äusserer Arbeit. (Eintritt ins Flüssigkeitsgebiet, dabei unschädlich).

Bild 4.

Bild 5.

Der Th.Joule Effekt ist abhängig von der Natur der Gase, er tritt nur in den Punkten auf, in denen das Gas nicht dem Mariotteschen Gesetz folgt.

Bild 6 und Bild 6 a.

Graphische Bestimmung der Temperatur- Erniedrigungen ~~von~~ durch Expansion mit Arbeitsleistung und Th.Joule - Effekt.

Bild 7.

Vergleich zwischen Expansion und Drosselung.

Bild 8.

Als Prof. Linde im Jahre 1895 zum ersten Mal die Verflüssigung der Luft in der eben beschriebenen Weise gelungen war, erhoffte er sich ein grösseres Absatzgebiet für flüssige Luft z.B. für Sprengzwecke. Er musste sich bald davon überzeugen, dass der Bedarf für reine Gase aus flüssiger Luft z.B. Stickstoff oder Sauerstoff grösser war. Die Trennung der Gase durch fraktionierte Verdampfung gelang nicht, da die Siedepunkte der Gase zu dicht beieinander lagen. Es musste die Rektifikation angewandt werden. Zu Ihrem Verständnis wollen wir

Bild 9.

betrachten.

Bild 10.

Bild 11 und Bild 11 a.

Hiernach können wir zur Betrachtung des Schema's unserer F.L. Anlage übergehen. Vorerst soll noch erwähnt werden, was Linde veranlasste, in diesem Falle von der Verwendung der Gegenströmer abzusehen und Regeneratoren (Kältespeicher) zu verwenden.

1) die Wärmeübergangsverhältnisse bei geringen Drücken sind wesentlich ungünstiger als bei Hochdruck. Man muss also bei Niederdruck in Gegenströmern grosse und teure Heizflächen anwenden. Dadurch sind wiederum grosse Strömungswiderstände und Druckerhöhungen notwendig.

2) Es ist bei Regeneratoren leicht, störende Beimengungen der Luft, wie Wasserdampf, Kohlensäure und evtl. Azetylen zu entfernen.

Es ist das Verdienst F's, gezeigt zu haben, dass sich geeignete Regeneratoren billig mit geringem Widerstand und mit Wirkungsgraden bis zu 99 % bauen lassen.

Der Nachteil der Regeneratoren ist nur,

1) Verlust einer gewissen Menge der verdichteten Luft durch Entspannung.

2) Verunreinigung eines gewissen Teiles der gewonnenen reinen Gase durch Vermischung mit der bei Umschaltungen im Regenerator befindlichen Luft.

Bild 12.

Bild 12 a.

Verunreinigungen der Luft.

Bild 13

Konstruktive Einzelheiten.

Mit der Herstellung reinen Sauerstoffs in unserer Anlage ist der Vorteil verbunden, dass eine Trennung des Sauerstoffs vom Argon erreicht wird. Wenn man sich dazu entschliessen kann, das Argon später aus dem chemischen Prozess, z.B. aus dem Kreislaufgas bei der Stickstoffherstellung herauszuholen, so könnte man an die Herstellung mit Sauerstoff angereicherter Gemische denken. Diese erfordern grundsätzlich weniger Arbeit als die Herstellung vom reinen Sauerstoff. Ausserdem wird die Anlage erheblich einfacher und billiger.

Bild 14c

Unsere F.L. Anlage soll Mitte November in den Versuchsbetrieb eintreten. Es ist die grösste Anlage in ihrer Art, die bisher von Linde gebaut worden ist. Weiter enthält sie, wie Sie gesehen haben, eine Reihe neuer Gedanken und Konstruktionen. Es ist deshalb anzunehmen, dass anfängliche Schwierigkeiten überwunden werden müssen. Auch scheint es möglich, dass bei Bestellung weiterer Anlagen Verbesserungen angebracht werden können.

Wir wollen hoffen, dass die Schwierigkeiten nur gering sind, und dass die F. L. Anlage einen Fortschritt im Betriebe des Ammoniakwerkes bedeuten möge!

21534

Porzellanmüge 25 x 25
 Schmelzfähigkeit von 700 bis 800 Grad
 Zerstörte Porzellanmüge 25 x 25

40 mm / 10 mm / 20 mm / 20 mm / 10 mm / 0 mm

50 mm / 15 mm / 50 mm / 50 mm / 50 mm / 50 mm

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

Herrsch Merseburg

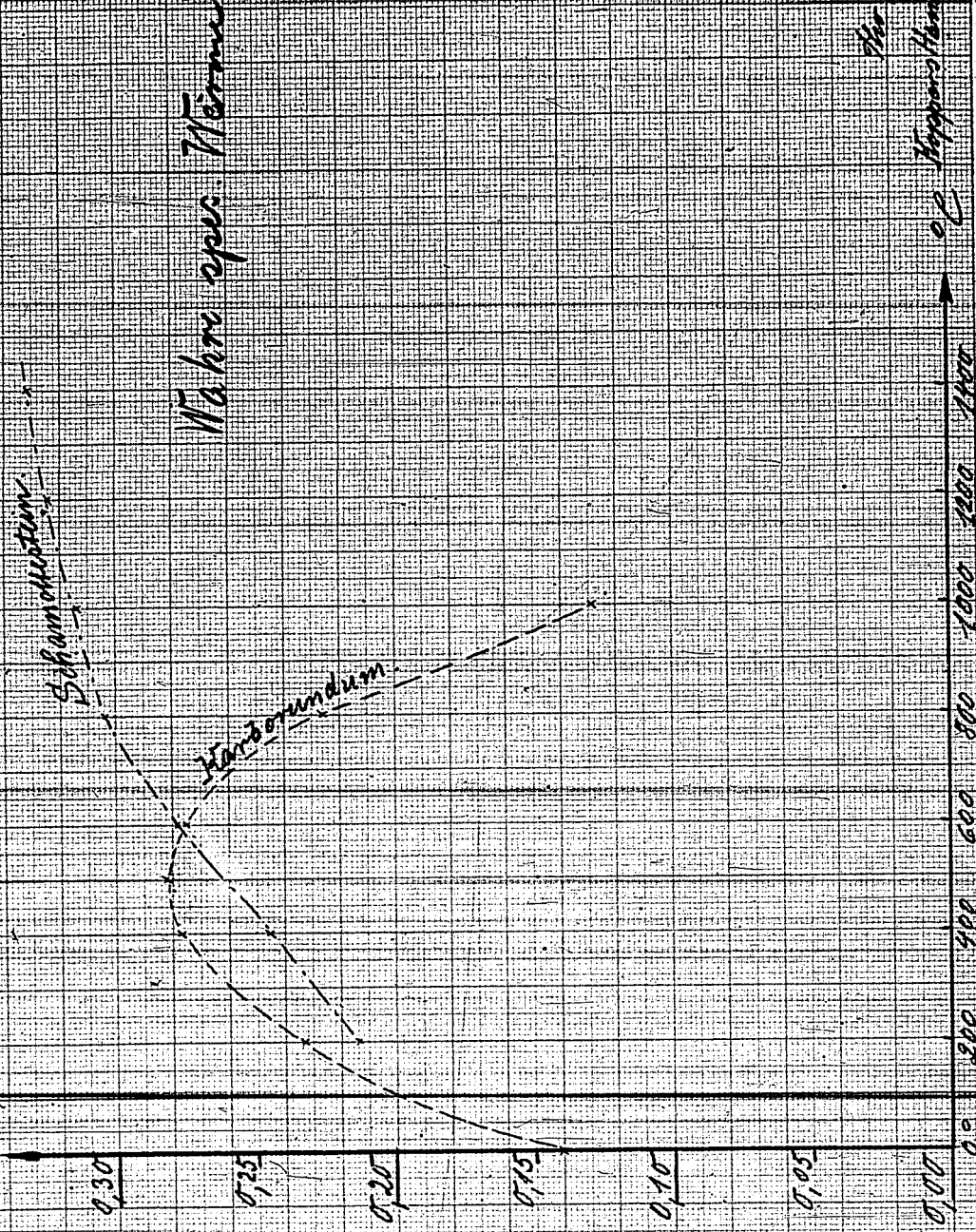
22/8/32

300%, A4 (210 x 297 mm)

21535

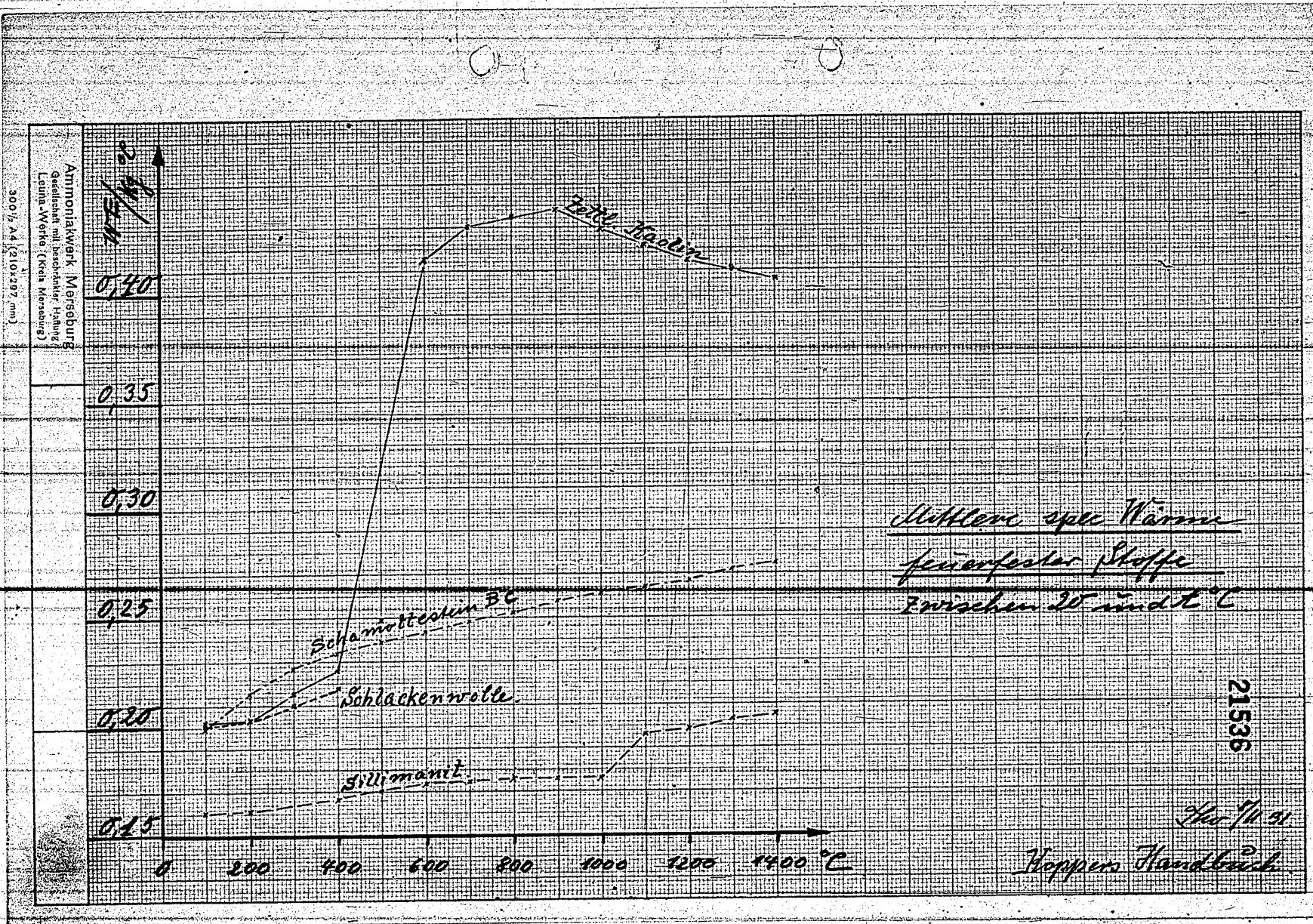
10/11/33

o.c. Messung



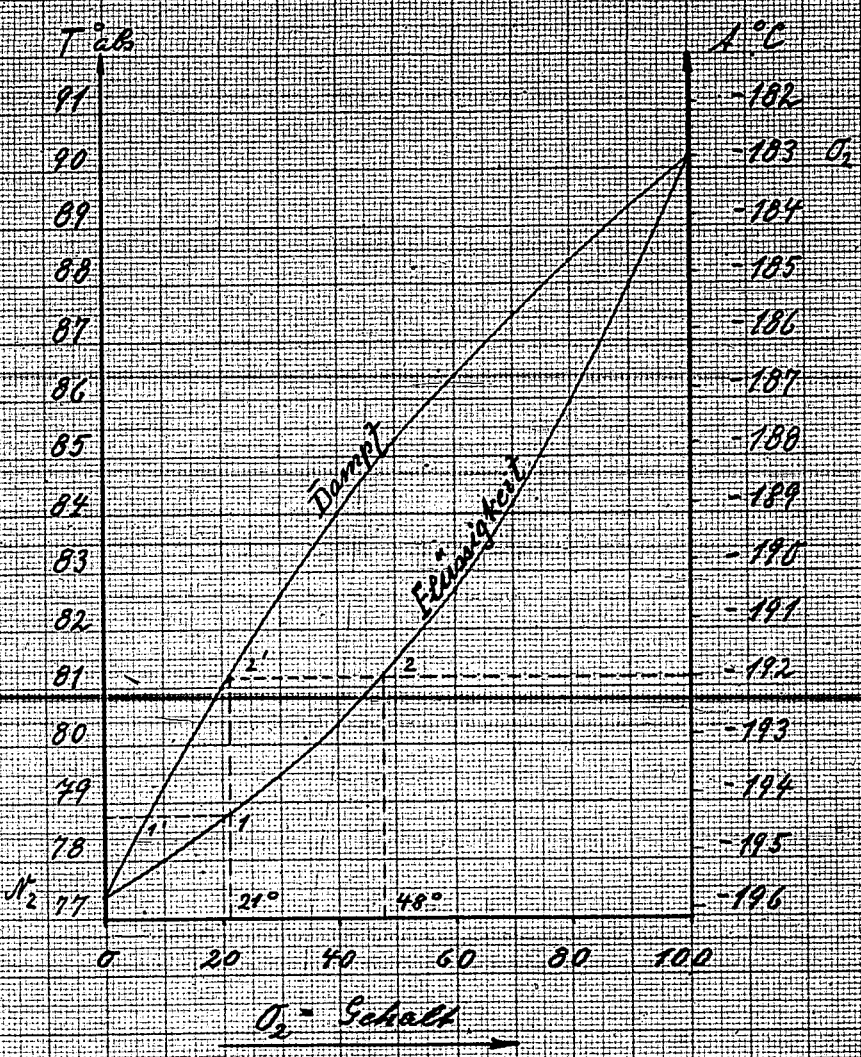
Ammoniakwerk Mersburg
 Gesellschaft mit beschränkter Haftung
 Leuna-Werke (Kreis Mersburg)

300^{1/2} A4 (210x297 mm)



21537

Gleichgewichtszusammensetzung
siedender Sauerstoff-Stickstoff-Gemische
bei 760 mm Hg.



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

300 1/2 A4 (210x297 mm)

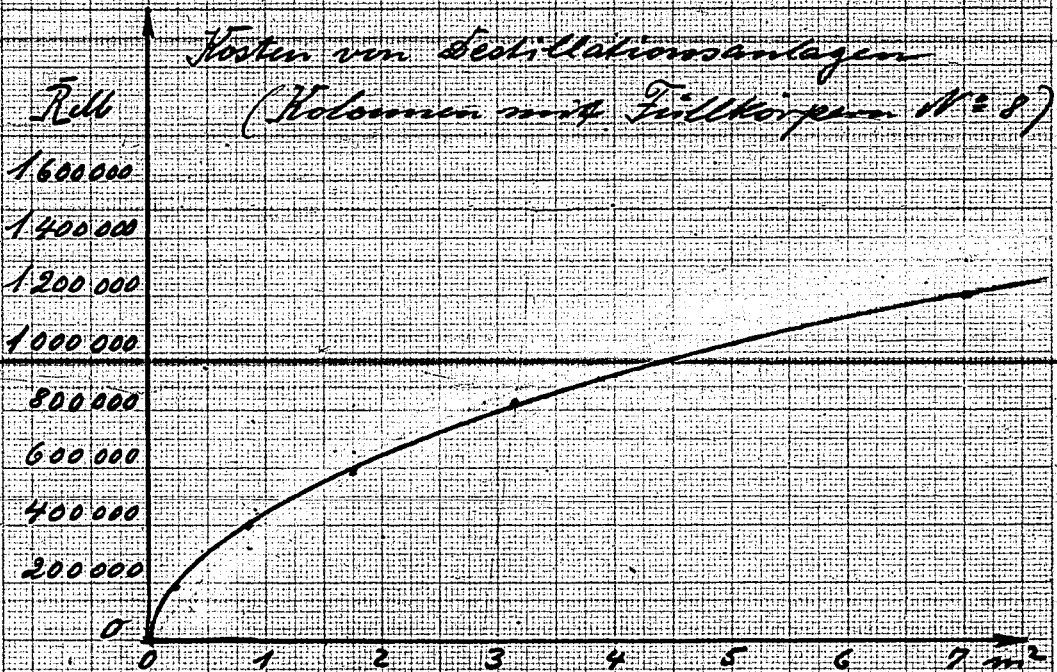
Partial pressure scale on the right side of the grid, ranging from 2000 to 400.

21538

*Kosten von Vorlagern
Basist Hydrierung*



*Kosten von Sedillationsanlagen
(Kolonnen mit Füllkörper N° 8)*



Wolmungsverschnitt

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

3001, A4 (210x297 mm)