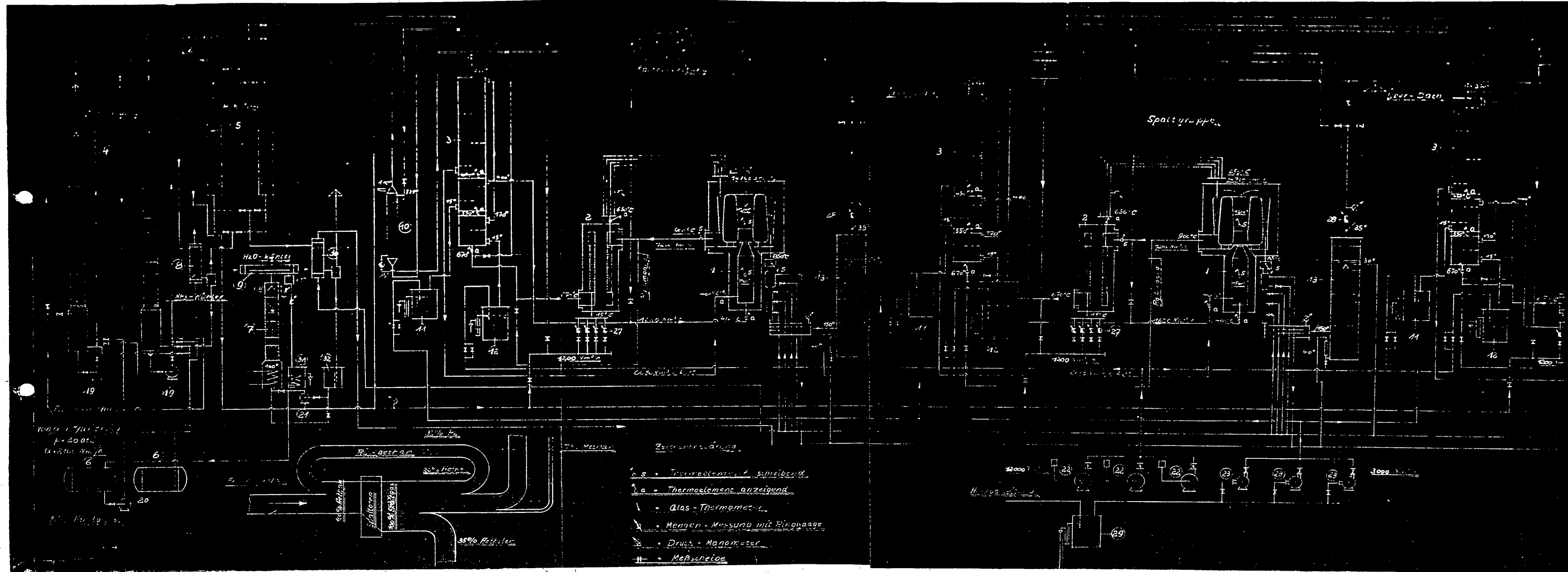


Meß- stelle	Meßaufgabe	angegebene Betriebswerte	Stück.	Meßgerät	Meßbereich
42	Temp. Spaltgas n. Vorw.	NW 500, 260°C	1	Widerstandsthermomet.	0 - 500°C
43	Temp. Hydrierbehe	220°-260°C	2	Thermoelemente	0 - 500°C
44	Temp. n. Hydr. Beh.	260° NW 500	1	Widerstandstherm.	0 - 500°C
45	Tem. n. Spaltgas Nachkühl.	40° (Gas)	1	Hg. Thermometer	0 - 100°C
45a	Temp. n. Spaltgas Nachkühl.	40° (Wasser)	2	Hg. Thermometer	
46	Dampfdruckmessung	5 - 1,5 atü			
47	Stickstoffdruckmessung	5 - 1,5 atü			
48	Druckmessung H ₂	5 atü			0 - 10 atü
48a	Druckmessung H ₂	1,5 atü			0 - 5 atü
49	Druckmessung Luft	3 atü			0 - 5 atü
50	Rückkühlwasser	4 atü			0 - 10 atü
51	Temp. Rückkühlwasser	40°			0 - 100°C
52	Menge	200 m ³ /h	1	Meßblende	0 - 300 m ³ /h
			1	Ringwaage	NW 200

23378

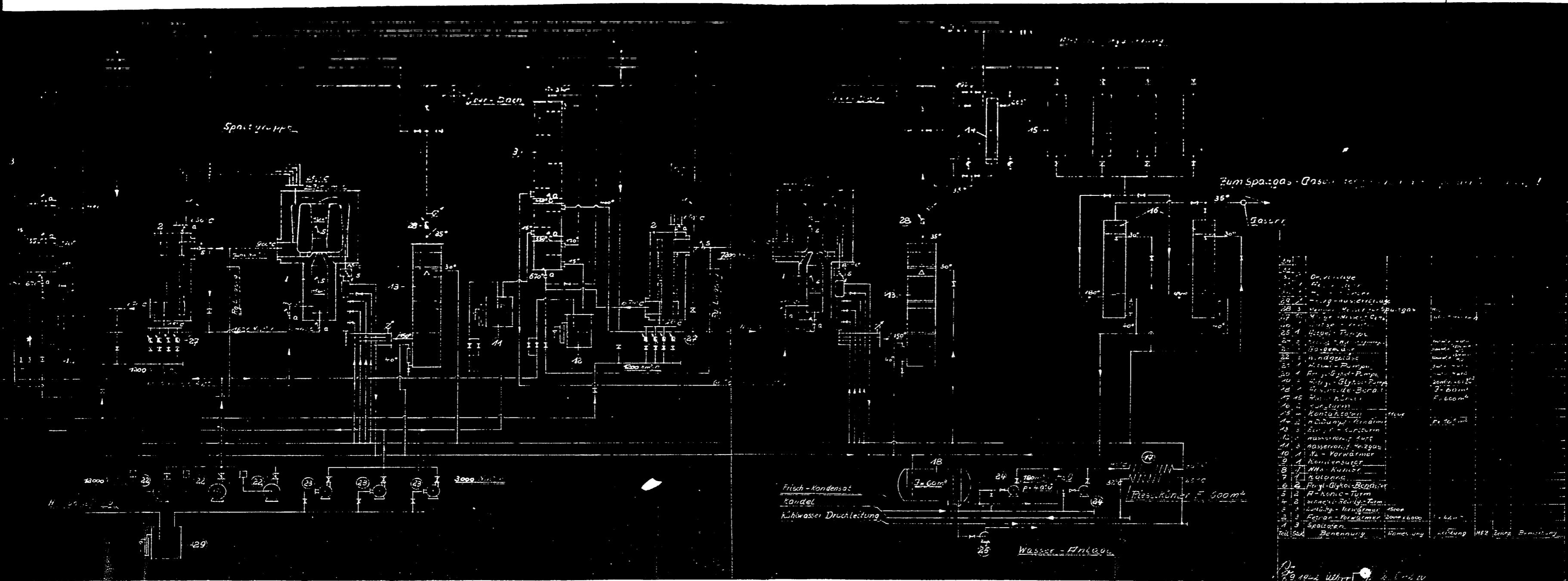
POOR
COPY

72

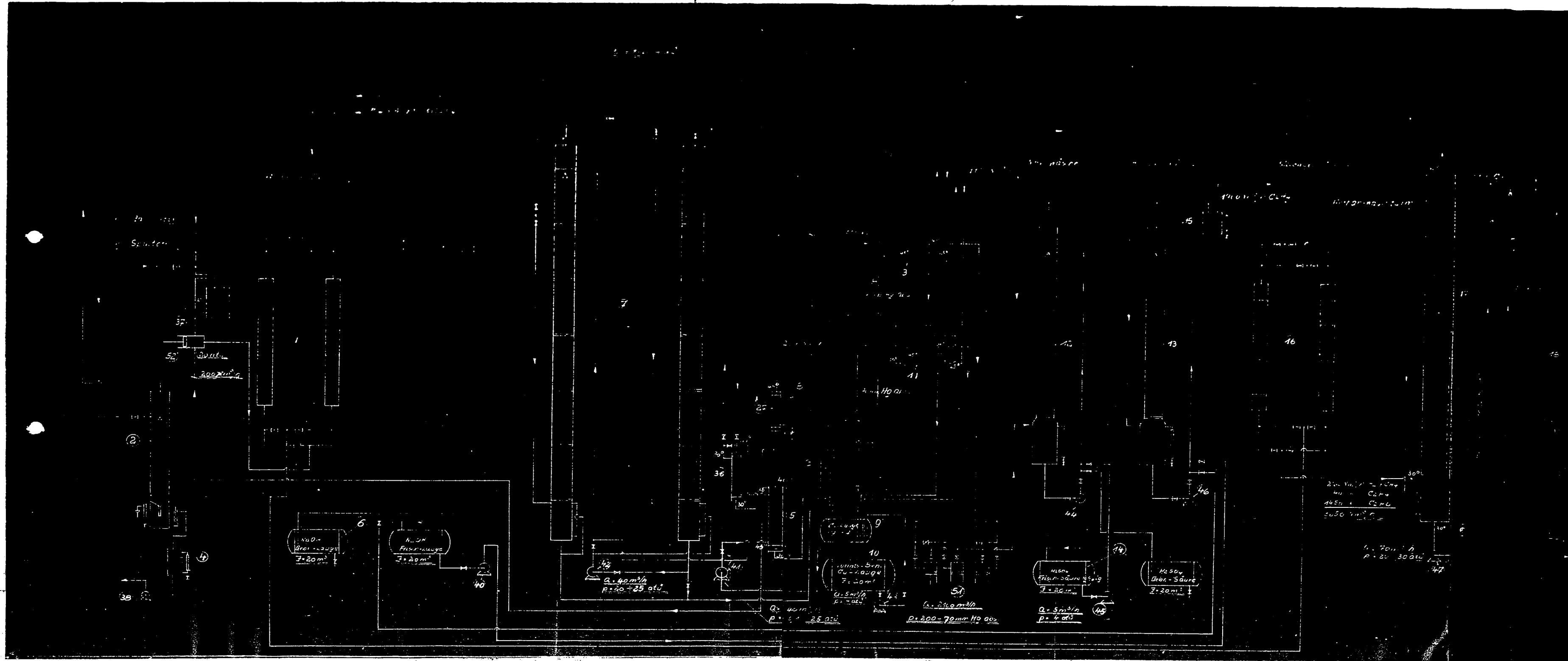


POOR
COPY

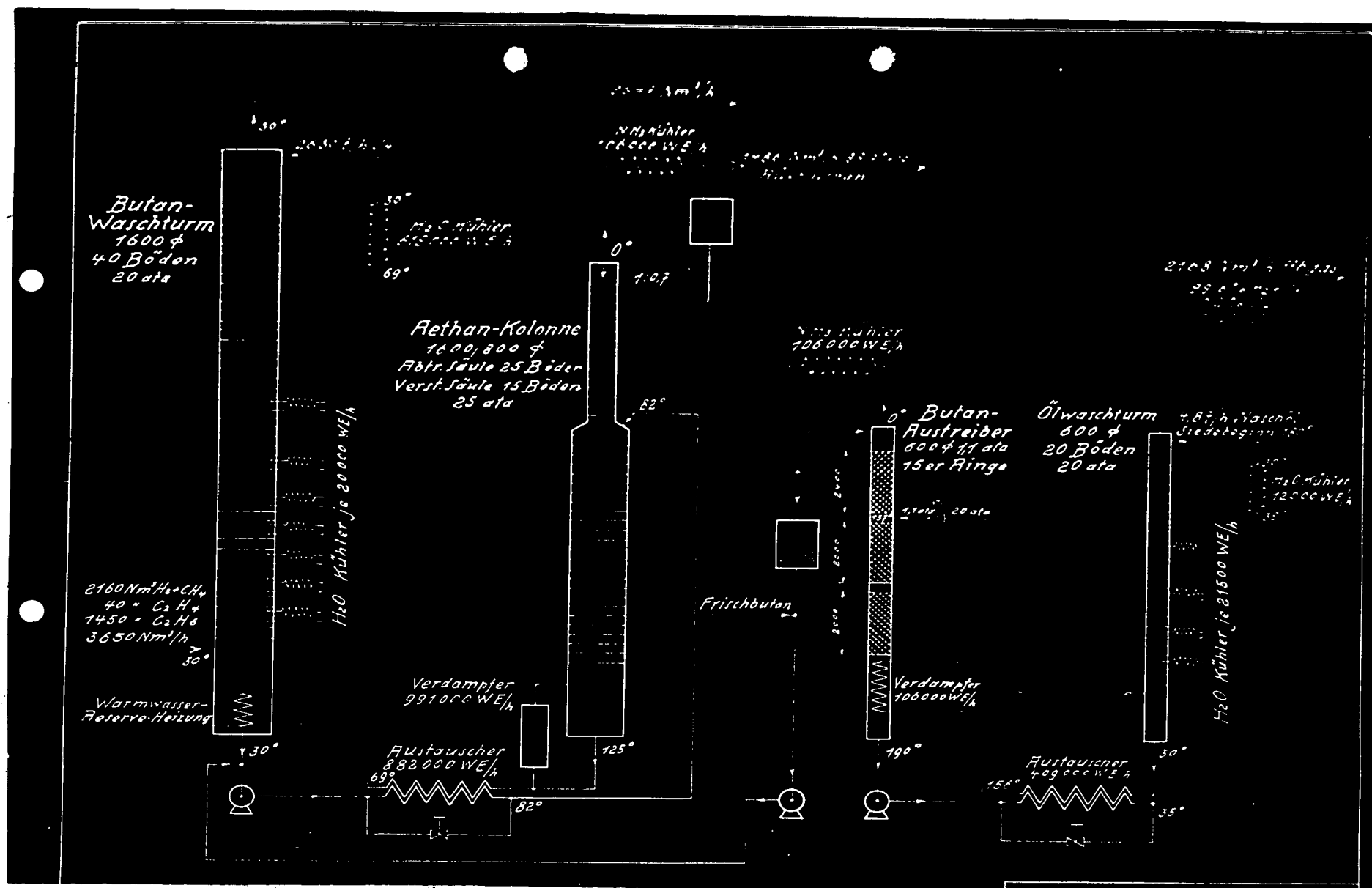
72



POOR COPY 72

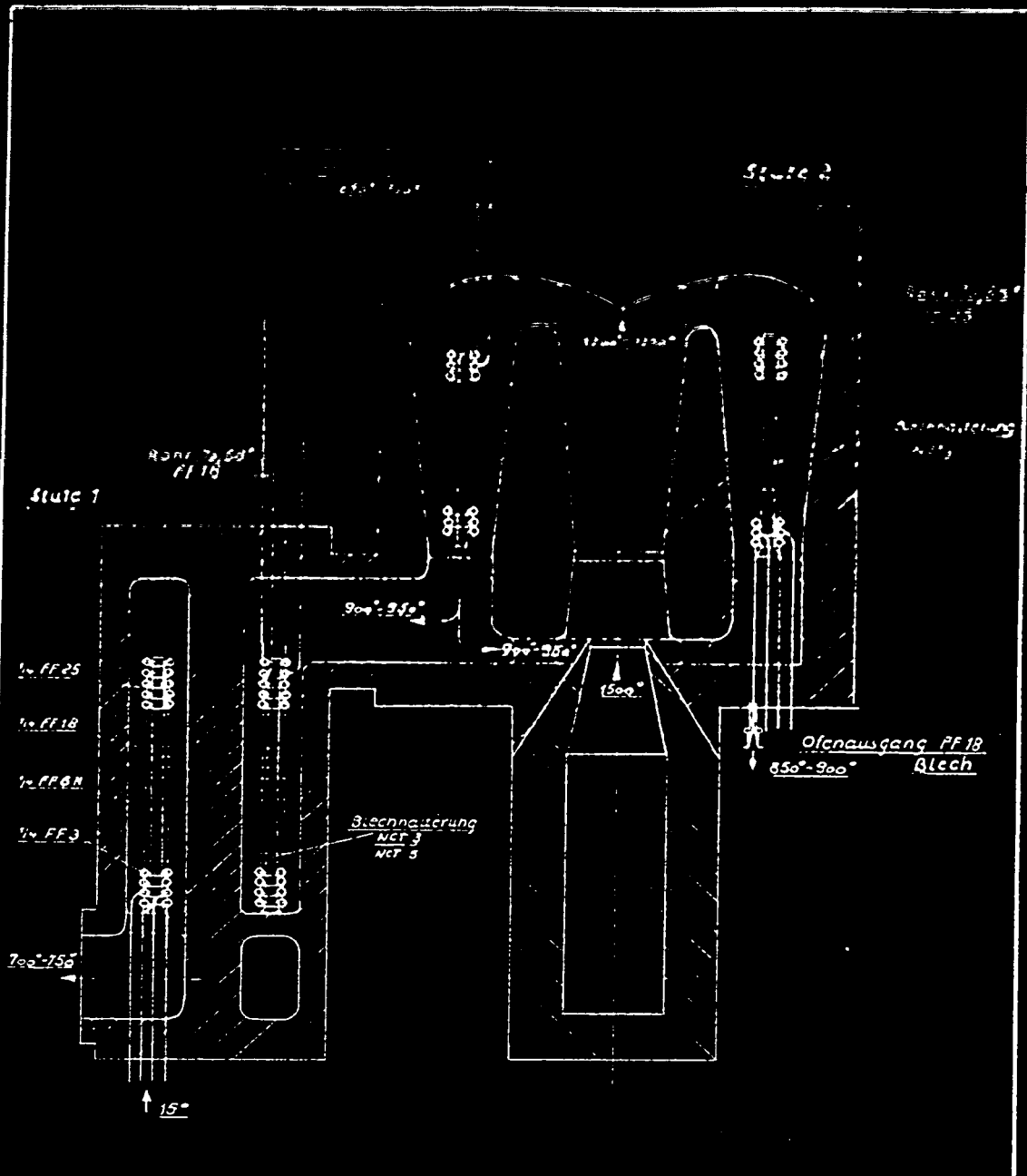


POOR COPY 72



POOR
COPY

72



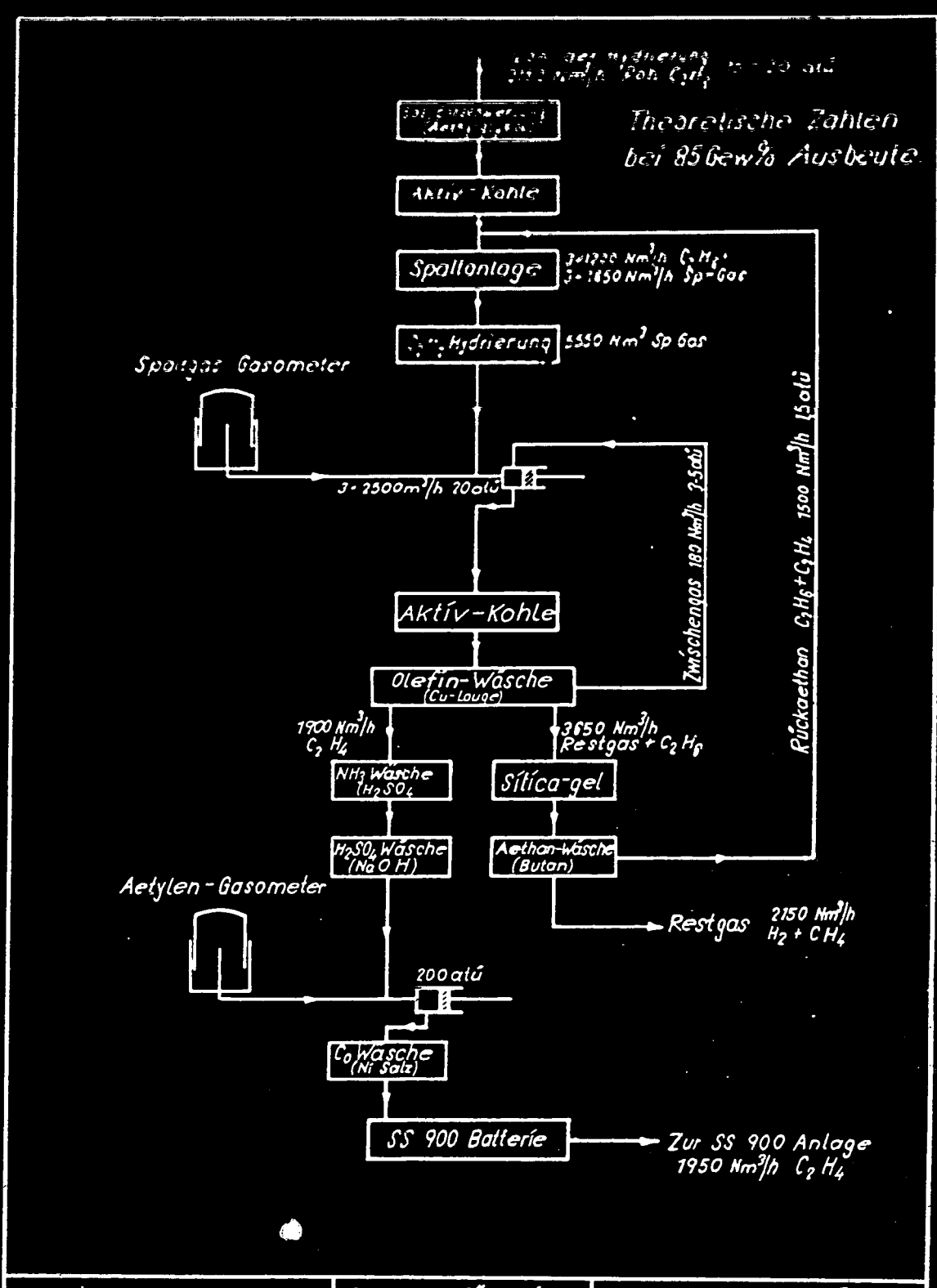
Rohr 76/88°:

FF 25	= 1600m = 11400 Kg
FF 18	= 300m = 1620 Kg
FF 6N	= 300m = 1620 Kg
FF 3	= 300m = 1620 Kg

<u>Blechhalterung</u>	<u>Ofenausgang Blech</u>
NCT 3 = 1500 Kg	FF 18 40m ² × 2,5
NCT 5 = 1500 Kg	800 Kg

M: 1:50

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.	Rohrschema zum Spaltofen.	M 4833a-16
DIN-Format A 4	geänd. 1.10.42 Kerling	7.3.42 Kerling



Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. Schema für die Häuber-Anlage **M4-857^a-16**

Ers. für M 4819-16 16.9.42

DIN-Format A 4



Schriftstücke dürfen aus dem Heft
nicht entnommen werden.

Verwahrungsmappe Nr.:	
1 vom	bis
2 "	"
3 "	"
4 "	"
5 "	"
6 "	"
7 "	"
8 "	"
9 "	"
10 "	"

73

Oppau, den 29. Mai 1942.e.

A k t e n n o t i z
(Nr. 66)

Aethylenherstellung aus Saergas-Aethan durch thermische Spaltung und
Aethylenabtrennung mittels Kupferlauge (Häuber-Verfahren).

Nachdem in Oppau nach Inbetriebnahme der Saergaserlegungsanlage (Op 451, Dr. Speyerer) seit Oktober 1941 Aethan zur Verfügung stand, wurde im Versuchsbetrieb Dr. Häuber die mit Propan- und Butangas bereits im Dauer Versuch erprobte Spalt- und Waschanlage mit Aethangas in Betrieb genommen, um das für die Anlage Heydebrock vorgesehene Betriebschema im Dauer Versuch zu erproben. Gleichzeitig sollte die aus den Ergebnissen der einzelnen Arbeitsvorgänge errechnete und der Voraus-Kalkulation zu Grunde gelegte Aethylen-Ausbeute experimentell erhärtet werden, da bei den Großversuchen in Leuna die Kreislaufführung des bei einmaligem Durchgang nicht umgesetzten Aethans nicht durchgeführt werden kann. Ausserdem sollten die Versuche einige neu hinzugekommene Probleme der Gasreinigung, wie die Entfernung von Schwefelverbindungen oder das Auftreten von CO und dessen Entfernung aus dem Prozess klären.

Kurze Beschreibung der Versuchsanlage in Op 339. (Siehe die Skizzen

Sk 1049 = Stoff-Fluß

Sk 1050 = Apparate-Anordnung

Sk 1058 = Spaltofen.)

Das von Op 451 drucklos angelieferte Aethangas wird nach Zugabe des anfallenden Rückaethans auf 3-4 atü verdichtet und in der Schwefelentfernungsanlage mit alkoholischer Kalk- oder Natronlauge gewaschen ¹⁾ und anschließend in den Blaugel-Türmen, die abwechslungsweise regeneriert werden, getrocknet, um die bei hohem Feuchtigkeitsgehalt eintretende CO-Bildung zu vermeiden. Nach Entspannung auf ca. 0,5 atü wird das Gas in eine mit Abgas beheizte Rohrschlange aus gewöhnlichem Eisen auf ca. 450°C vorgewärmt und anschließend in einer FF50-Schlange (25 mm ϕ u. 15 m Länge) gespalten.

1) Einzelheiten dieses von Dr. Häuber u. Dr. Winter entwickelten Schwefelentfernungsverfahrens werden demnächst in einer besonderen Aktennotiz mitgeteilt.

Die Temperatur in Spaltöfen beträgt 965°C an der Aethan Eintrittsstelle (Bl. 22, 23) bis 800°C an der Spaltgasaustrittsstelle (Bl. 30, Messungen im Heizraum; siehe Skizze 1038). Das Spaltgas wird nach dem in Op. II 9 entwickelten Verfahren von Acetylen befreit und nach Zumischung des in geringer Menge bei der Olefinabtrennung durch Kupferlauge anfallenden Frischgases auf 21 atü komprimiert. Aus dem verdichteten Gas werden durch Aktivkohle (M-Kohle) die bei der Spaltung in geringer Menge entstehenden flüssigen Kohlenwasserstoffe abgeschieden. Die Olefinabtrennung erfolgt anschließend in der Olefinwäsche (Kupferlaugewäsche) die mit Rücksicht auf die für die Aethanabtrennung nachgeschaltete Aethanwäsche (Oelwäsche) bei 20 atü gefahren wird (für die Olefinwäsche an sich würden bereits 15 atü genügen). Die Aethanwäsche musste aus technischen Gründen in einer Glockenboden-Kolonne durchgeführt werden. Die Entgasung des mit Aethan beladenen Waschlös erfolgt durch Entspannung auf Atmosphärendruck, also ohne Evakuierung, und ohne Erwärmung. Das hierbei freierdende Ethan wird nach Zumischung des Frischgases der Spaltanlage zugeführt. Die für die Anlage Heydebreck vorgesehene Abtrennung des Wasserstoffs aus dem Restgas wurde bereits für sich erprobt ²⁾.

Das die Kupferlaugewäsche verlassende Olefingas (Olefingehalt nach Betriebsanalysen = 98-99 Vol.%, C_2H_4 = 96-97 Vol.%) wird in Waschtürmen mit Schwefelsäure und Kalilauge gewaschen zur Entfernung von Ammoniak und andere Verunreinigungen. Das anfallende Äthylen wird entweder an andere Betriebe abgegeben oder in Druckgefäßen für eigene Versuche gespeichert.

Versuchseinzelheiten und Versuchsergebnisse:

Die programmgemäße Durchführung der Versuche war, abgesehen von Störungen durch Alarmlösungen und Reparaturen, sehr beeinträchtigt durch starke Schwankungen der Zusammensetzung und Reinheit des Aethangases.

Über längere Zeit enthielt das Aethangas mehr als 40 % Olefine ($\text{C}_2\text{H}_4 + \text{C}_3\text{H}_6$), sodass das „Frischäthan“ zur Olefinabtrennung zuerst durch die Kupferlauge-Wäsche gefahren werden musste.

Nach Überwindung der Anfahrschwierigkeiten in der Saargas-Zerlegungsanlage ist das gelieferte Aethan in seiner Hauptmenge praktisch olefinfrei, sodass jetzt die Äthylenherstellung nach beiliegendem Betriebschema (Sk 1049 u. 1050) erfolgt. Mitunter enthält das Aethangas jedoch für kürzere oder längere Zeit bis über 50 Vol. % Olefine, welche bei aufmerksamer Betriebsüberwachung (Analysen) und dementsprechender Temperaturregelung vom Spalt-

²⁾ Siehe Aktennotiz (Nr. 77) vom 16.12.41. Dr. Häuber-Dr. Hirschbeck.

ofen ohne Gefahr (O-Überladung) ertragen werden.

Größere Mengen an Propen und anderen hochsiedenden Kohlenwasserstoffen wurden im Aethangas noch nicht festgestellt, dagegen Methan und Wasserstoff, die sich im Spaltofen und in den nachgeschalteten Apparaturen wie Inertgase verhalten und lediglich vorübergehend die Leistung der Anlage verschlechtern. Starke Schwankungen treten im Schwefelgehalt (organ. S) des Aethangases auf, der nach Untersuchungen des analyt. Laboratoriums zwischen 1 und 800 mg S/m³ Aethan lag. Nach den analyt. Untersuchungen liegt der Schwefel hauptsächlich als Kohlenoxydsulfid (COS) vor. Da die Entfernung des Schwefels nicht nur im Interesse der Aethylen-Qualität, sondern auch wegen seiner Einwirkung auf FT30, Hydrierungskontakt und Kupferlauge erforderlich ist, wurden die für die organ. Gasentschwefelung bekannten Verfahren geprüft und teilweise erprobt. In längeren Versuchen wurde die von Dr. Giller entwickelte COS-Entfernung und ferner die Entschwefelung mittels Natronkalk gefahren. Die unbefriedigenden Ergebnisse führten dann schließlich zur Entwicklung des zur Zeit im Dauerbetrieb befindlichen Entschwefelungsverfahrens mit alkoholischer Alkalilauge. Da bei störungsfreiem Betrieb der Saargaserlegungsanlage Op 451 der Schwefelgehalt im Frisch-aethan sehr gering war, wurde dem Aethan Kohlenoxydsulfid bis zu einer Menge von 200 mg S/m³ Aethan zugesetzt, um die Entschwefelungsanlage laufend erproben zu können.

Als weitere Verunreinigung enthält das Saargas-Aethan mitunter stoßweise Kohlenoxyd, das durch einen CO-Schreiber angezeigt wird. Eingehend erprobt wurde die CO-Entfernung aus dem entschwefelten Aethangas mittels Kupferlauge, welche eine eigene Kupferlauge-Wäsche erfordert und gleichzeitig die im Aethangas vorhandenen Olefine herausnimmt. Unbefriedigende Ergebnisse wurden erhalten bei der CO-Entfernung mittels Natronkalk aus dem anfallenden Aethylengas bei 200-300°C und 200 atü. Zur Zeit wird in Kleinversuchen eine ein Nickelsalz enthaltende Lauge für die Entfernung des CO aus dem Olefingas erprobt ⁵⁾.

Spaltofen, Acetylenhydrierung, Olefin- und Aethan-Wäschen

laufen einwandfrei unter Bestätigung der in früheren Versuchen erzielten Ergebnisse und Leistungen.

Ein wertvoller Fortschritt in der Weiterentwicklung des Spaltverfahrens wurde durch den Einbau eines Vorwärmers aus gewöhnlichem ^{Eisen} erzielt, der die Aufheizung des zu spaltenden Aethangases auf Temperaturen bis zu 450°C gestattet, ohne dass dabei Zersetzung unter Kohlenstoffabscheidung eintritt.

⁵⁾ Einzelheiten dieses von Dr. Hübler u. Dr. Hagen entwickelten Verfahrens werden zur gegebenen Zeit bekannt gegeben werden.

Abgesehen von der durch die Verbesserung erzielten Leistungssteigerung des Spaltofens, bringt diese hier erstmalig im Dauerbetrieb durchgeführte Verwendung nichtlegierten Eisenmaterials gerade bei der derzeitigen beschränkten Verwendungsmöglichkeit chromhaltiger Stähle wesentliche konstruktive Vorteile für die Heianlagen in Heydebreck und Korbierbaum.

Gelegentliche Abscheidungen am Spaltrohrausgang (meist nach dem Anfahren nach Fliegeralarmen) treten nicht mehr auf, nachdem der ausserhalb des Spaltofens sich befindliche Spaltrohrteil beheizt wurde. Diese Maßnahme wurde im Anschluss an die letzte Versuchsperiode in Leuna (Oktober 1941) vorgenommen und bewährt sich auch dort bei dem derzeitigen Großversuch.

Nachdem in monatelangen Versuchen die bei milder Spaltung (Olefingehalt des Spaltgases = 29-30 Vol.%) erzielbar hohe Äthylenausbeute bewiesen werden ist, wurde auch auf eine stärkere Aufspaltung (Olefingehalt des Spaltgases = 30-32 Vol.%) übergegangen und im Dauerbetrieb durchgeführt.

Die Acetylenhydrierung ist seit Oktober 1941 ohne Kontaktwechsel in Betrieb. In Übereinstimmung mit den Betriebserfahrungen in Leuna verläuft nach längerer Betriebsdauer die Acetylenentfernung bei tieferen Temperaturen (180° statt 230°C) als wie nach Inbetriebnahme. Die derzeitigen Oppauer Versuchen ergaben aber bereits bei Temperaturen unter 100°C eine einwandfreie Entfernung des Acetylen aus dem Spaltgas. Diese auffallende Leistungssteigerung des Hydrierkontaktes dürfte wohl darauf zurückzuführen sein, dass das Spaltgas der rein thermischen Kohlenwasserstoffspaltung praktisch nur Kohlenwasserstoffe und Wasserstoff enthält.

Auch die Olefinwäsche (Kupferlaugewäsche) ist seit Oktober 1941 ohne Laugenwechsel in Betrieb. Lediglich die geringen Undichtigkeitsverluste wurden durch Frischlauge ersetzt. Nach diesen nun fast 3/4-jährigen Betriebserfahrungen kann der in den bisherigen Vorkalkulationen angenommene Verlust von 50 % der eingesetzten Kupferlauge pro Jahr als zu hoch bezeichnet werden.

Übereinstimmend mit den Ergebnissen unserer Versuchsanlage in Leuna kann das Lauge : Gas-Verhältnis bei quantitativer Olefinauswaschung auf 1 : 50 (in m³) gehalten werden ⁴⁾. Die Laugenentgasung wurde zunächst nach Erwärmung der Lauge auf ca. 35°C im Vakuum (Druck ca. 150 mm Hg abs). Erwärmt man jedoch die Lauge auf ca. 40-45°C, so kann man bereits bei 1 ata Druck 40 % der Olefine ausgasen und somit die Vakuumausgasung um diesen Betrag reduzieren.

⁴⁾ Kupferlauge auf Äthanolaminbasis mit ca. 18 g Cu/100 cm³ Lauge.

Einige mit dem so erhaltenen Äthylengas (höhere Olefine enthaltend) durchgeführten Versuchsversuche ergaben bereits über 100 liegende V.I. Werte.

Die Äthanolleuchte (Al-Höcker) musste mangels eines geeigneten Waschturmes zunächst in einer Glockenbodenkolonne durchgeführt werden, die bei ähnlichen Versuchen bereits unbefriedigende Resultate ergab. Ausserdem zeigte das in vorliegender Versuchsperiode benützte Waschöl nicht die mit anderen Ölen bereits erzielte Selektivität für Äthan. So musste zunächst mit einer ungenügenden Äthan-Auswaschung verlied genommen werden, auf die auch die auffallenden Unterschiede in den Ausbeuten, bezogen auf C_2H_6 im Frischäthan⁴ und , bezogen auf ungesättigtes Äthan⁴ zurückzuführen sind.

Die Äthanolleuchte wird ohne Vakuumentgasung und ohne Oelwärmmung gefahren. Es gelingt bereits durch partielle Entspannung des beladenen Waschöles auf 2 atü ca. 70-80 % des gelöststen Äthans auszugasen, wodurch nur mehr 30-20 % des anfallenden Rückäthans - wie es bei der Äthylenanlage Heydebreck durchgeführt werden wird - auf den vor der Spaltanlage notwendigen geringen Überdruck verdichtet werden müssen.

Die Versuchsüberwachung und -Auswertung erfolgte einerseits durch Betriebsanalysen, Stookanalysen und registrierende Messungen der wichtigsten Gasdichten (Pollux-Dichteschreiber), andererseits durch Messung der Gasmengen in geeichten Gasuhren, die mit den notwendigen Druck- und Temperaturmessungen versehen waren. Meßscheiben mit Ringwaagen dienten lediglich für die erforderlichen Mengenregulierungen. Auf eine Auswertung dieser Messungen wurde verzichtet, da bei den hier in Frage kommenden Meßbereichen eine einwandfreie Gasuhr-Messung schneller und sicherer durchgeführt werden kann. Ferner konnte bei der Auswertung die Bildung flüssiger Spaltprodukte nicht berücksichtigt werden, da dieselbe in so geringer Menge eintritt, dass die Gasanalysenwerte innerhalb der Genauigkeitsgrenzen hierdurch nicht berührt werden.

Anlage 1 enthält eine Zusammenstellung der wichtigsten Gasmengen und Gasdichten aus der Zeit von Mitte April bis Mitte Mai⁴⁾.

Anlage 2 die sich aus den Messungen und Analysen errechnenden Ausbeuten aus dem gleichen Zeitabschnitt.

⁴⁾ In der vorausgehenden Zeit war eine einwandfreie Bilanz über mehrere Tage wegen der wechselnden Zusammensetzung des Frischäthans nicht möglich. - Nicht verzeichnet sind in den Tabellen jene Versuche, die infolge Fliegeralarme oder Maschinenstörungen unterbrochen werden mußten.

In Anlage 1 ist eine Reihe von Stickstoffanalysen zusammengestellt. Da die Analysen keine wesentlichen Abweichungen von den bei früheren Versuchen in Oppau und Leuna durchgeführten ergaben, wurde die Abnahme von Stickstoffanalysen zugunsten einzelner Spezialbestimmungen (Schwefelbestimmungen) stark eingeschränkt. Die unter Zugrundelegung der Stickstoffanalysen (Momentan-Analysen) sich errechnenden Ausbeuten bestätigen die aus den Betriebsanalysen (Tagesdurchschnittswerte; Anlagen 1 u. 2) erhaltenen Werte.

Die vorliegenden Resultate zusammenfassend ergeben sich folgende Ausbeuten:

<u>Aethylen</u>	bezogen auf eingesetztes Frischäthan	= 75 - 80 Gew.-%
" "	C ₂ H ₆ im "	= 76 - 85 " "
" "	umgesetztes C ₂ H ₆	= 79 - 88 " "
<u>Gesamtolefine</u>		
	bezogen auf eingesetztes Frischäthan	= 75 - 84 Gew.-%
" "	C ₂ H ₆ im "	= 76 - 86 " "
" "	umgesetztes C ₂ H ₆	= 80 - 90 " "

Die den bisherigen Kalkulationen zugrundegelegte Äthylenausbeute (62,5 Gew.-%) ist somit nicht nur erreicht, sondern weit überschritten.

Obige Zahlenspannen umfassen auch die betrieblichen Gasverluste und somit Ausbeuteverluste, da diese bei einer Großanlage (4000 m³/h Frischäthan) den Betrag von 1 % (40 m³/h l) wohl nicht übersteigen werden.

Programm für die weiteren Arbeiten:

Die Versuchsanlage bleibt weiter in Betrieb. Ausser der Weiterentwicklung der in vorliegender Aktennotiz nur kurz gestreiften S- und CO-Entfernungsverfahren (Herstellung und Erprobung verschiedener Laugen im Dauerbetrieb, Einfluss des Wassergehaltes der zu entschwefelnden Gase auf den Waschprozess u.a.m.) sind für die nächste Zeit verschiedene Änderungen in den Waschanlagen vorgesehen, die sich zum Teil aus den Konstruktions- und Planungsarbeiten der Anlage Heydebreck ergeben haben. So wird beispielsweise geprüft werden, ob der Einbau eines Pelton-Rades (Voith, Heidenheim) zur Ausnützung der bei der Lauge- bzw. Ölentspannung freiwerdenden Energie möglich ist.

-/-

Der derzeitige Glockenboden-Bauchtum der Aethanmische wird - entsprechend den Projektierungen für Heydebrech - durch einen Bauchig-Bauchtum ersetzt werden, mit welchem bereits in früheren Versuchen bei der derzeitigen Fahrbedingungen die völlige Ausmischung des nicht ungesetzten Aethans erreicht worden ist. Ausserdem werden u.a. in der Aethanmische noch verschiedene Bauchhöle auf ihre Selektivität geprüft werden.

Anschließend wird die bereits für sich erprobte H₂-Abtrennung aus dem Restgas noch in das derzeitige Betriebeschema aufgenommen werden.

Die in vorliegender Aktennotiz geschilderten Versuchseinzelheiten und Ergebnisse wurden bereits am 5./6. ds.Mts. anlässlich ihres Besuches mit den Herren Dr.Geriaks, Dr.Küding und Dipl.-Ing. Mayer aus Leuna besprochen, damit die erzielten Fortschritte bei den in Leuna vorgesehenen weiteren Arbeiten unverzüglich berücksichtigt werden konnten.

H. A. K. K. K. Kirschbeck

Anlage 3

Aethylen aus Acetylen - Gasen durch therm. Spaltung und Aethylenabtrennung mittels Kupferlauge.

Gesamten und Gasdichten (0° C, 760 mm Hg)

Datum 1942	Vers.Nr.	Frischschmelze		Eing.Spaltofen		Nach C ₂ H ₂ -Hydr.		Olefingas		Ethen		Restgas	
		m ³ /h	kg/m ³	m ³ /h	kg/m ³	m ³ /h	kg/m ³	m ³ /h	kg/m ³	m ³ /h	kg/m ³	m ³ /h	kg/m ³
7./8.4.	5067	6,850	1,240	14,250	1,190	19,395	0,876	5,520	1,267	7,400	1,150	6,475	0,225
9./10.4.	5069	6,465	1,313	14,053	1,256	19,454	0,910	5,494	1,271	7,588	1,213	6,372	0,245
13./14.4.	5073	5,220	1,310	12,363	1,258	16,853	0,923	4,430	1,206	7,143	1,220	5,280	0,235
18./19.4.	5078	5,078	1,271	11,798	1,227	15,899	0,905	4,057	1,267	6,720	1,193	5,142	0,261
19./20.4.	5079	5,046	1,313	11,867	1,250	15,906	0,932	4,327	1,268	6,821	1,203	4,758	0,239
20./21.4.	5080	6,037	1,313	12,196	1,271	17,515	0,885	5,140	1,277	6,159	1,229	6,216	0,219
22./23.4.	5082	4,857	1,266	12,042	1,233	16,409	0,905	4,044	1,264	7,185	1,210	5,180	0,201
23./24.4.	5083	5,582	1,292	11,493	1,245	15,729	0,909	4,823	1,243	5,911	1,201	4,995	0,243
24./25.4.	5084	5,319	1,291	11,455	1,255	15,357	0,926	4,600	1,268	6,136	1,198	4,621	0,224
26./27.4.	5086	5,827	1,282	12,490	1,250	17,084	0,914	4,995	1,230	6,663	1,250	5,426	0,218
28./29.4.	5088	5,397	1,319	12,202	1,312	16,916	0,947	4,571	1,256	6,805	1,307	5,540	0,248
29./30.4.	5089	5,195	1,284	12,723	1,262	16,734	0,959	4,444	1,265	7,528	1,246	4,762	0,220
30./ 1.5.	5090	5,109	1,280	12,842	1,240	15,914	1,000	4,495	1,268	7,733	1,213	3,686	0,228
3./ 4.5.	5093	5,538	1,275	13,166	1,235	17,390	0,934	4,600	1,278	7,628	1,204	5,162	0,229
8./ 9.5.	5097	6,298	1,280	11,556	1,216	16,628	0,845	5,355	1,263	5,258	1,140	6,015	0,216
9./10.5.	5098	6,180	1,282	12,509	1,195	16,826	0,888	5,276	1,246	6,329	1,110	5,221	0,243
10./11.5.	5099	6,276	1,250	12,421	1,206	16,672	0,898	5,333	1,262	6,145	1,161	5,195	0,215
11./12.5.	5100	4,663	1,276	10,974	1,257	14,752	0,914	3,949	1,265	6,311	1,194	4,492	0,213
Mittelwerte:		5,608	1,285	12,356	1,233	16,746	0,915	4,746	1,259	6,748	1,202	5,252	0,229

Eingang Spaltofen: Spaltgas = 1 : 12,356

23392

Anlage 2

Aethylen aus Saergas-Aethan durch therm. Spaltung u. Aethylenabtrennung mittels Kupferlauge.

Ausbeuten.

Datum 1942	Vers. Nr.	Frischäthan-Petr.-Analysen (Vol.%)					Gew.% C ₂ H ₄ bezog. auf			Gew.% Olefine bezog. auf			Gew.% CH ₄ bezogen auf		
		Höhere Olefine	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	CH ₄	H ₂	Frisch- Aethan- gas	C ₂ H ₆ in Frisch- Aethan	unges. C ₂ H ₆	Frisch- Aethan- gas	C ₂ H ₆ in Frisch- Aethan	unges. C ₂ H ₆	Frisch- Aethan- gas	C ₂ H ₆ in Frisch- Aethan	unges. C ₂ H ₆
7./8.4.	5067	0,0	0,0	94,0	2,6	3,4	78,9	81,6	85,5	78,9	81,6	85,8	7,5	4,4	4,4
9./10.4.	5069	1,2	1,0	94,1	0,0	3,7	78,7	80,2	84,8	80,7	80,4	85,0	8,6	8,8	9,3
13./14.4.	5073	0,0	1,0	93,5	3,9	1,6	77,2	78,6	83,9	80,9	82,4	88,0	7,3	5,3	5,7
18./19.4.	5078	2,1	1,0	84,0	10,8	2,1	76,6	82,6	87,7	79,7	82,6	87,7	10,8	5,6	5,8
19./20.4.	5079	0,4	0,4	94,0	3,2	2,0	79,5	81,4	85,5	82,4	83,8	88,0	7,7	6,1	6,5
20./21.4.	5080	0,0	0,0	96,0	1,3	2,7	77,6	78,3	83,5	81,4	82,1	87,1	6,4	5,7	6,1
22./23.4.	5082	0,3	2,2	87,6	5,7	4,2	79,9	82,8	88,3	81,8	84,3	89,9	5,3	2,1	2,3
23./24.4.	5083	0,0	1,3	92,0	3,5	3,2	80,0	81,5	85,7	82,5	84,1	88,5	7,9	6,2	6,5
24./25.4.	5084	0,6	0,7	90,3	6,1	2,3	80,0	83,6	88,3	83,6	87,3	91,9	6,3	3,1	3,3
26./27.4.	5086	0,0	6,2	87,0	3,0	3,8	80,9	81,3	86,4	83,0	83,5	88,8	6,2	4,8	5,1
28./29.4.	5088	1,2	0,4	94,0	2,0	2,4	78,2	80,2	85,2	80,3	80,6	85,7	8,6	7,9	8,3
29./30.4.	5089	0,0	3,3	88,2	6,1	2,4	80,6	83,0	87,7	83,5	86,2	91,0	6,1	2,8	3,0
30./1.5.	5090	0,0	5,6	87,6	2,4	4,4	83,3	84,0	89,5	85,2	86,0	91,6	4,3	3,1	3,3
3./4.5.	5093	0,0	0,0	91,8	3,6	4,6	78,0	80,0	85,2	81,7	83,8	89,3	6,8	4,9	5,3
8./9.5.	5097	3,6	2,1	85,0	3,7	5,6	80,7	x)	x)	83,1	84,0	88,9	6,4	4,7	5,0
9./10.5.	5098	0,0	6,8	84,8	6,8	1,6	79,5	81,5	86,1	82,6	84,9	89,7	7,8	4,5	4,8
10./11.5.	5099	0,0	0,0	87,4	8,6	4,0	81,4	85,8	89,5	84,5	89,1	92,9	6,6	1,8	1,9
11./12.5.	5100	0,0	0,0	91,1	5,3	3,6	80,6	83,3	88,2	83,1	85,9	91,0	5,8	2,8	3,0
Mittelwerte:		0,5	1,8	90,1	4,4	3,2	79,5	81,7	86,5	82,2	84,0	88,9	7,0	4,7	5,0

x) Diese Ausbeuten können nicht berechnet werden, da das Frischäthan mehr höhere Olefine enthält als das Olefingas und die Auswertung eine Aethylenbildung aus den höheren Olefinen ergeben würde.

23393

Aethylen aus Seargas-Aethan durch thermische Spaltung und Aethylenabtrennung mittels Kupferlauge.

Anlage 3.

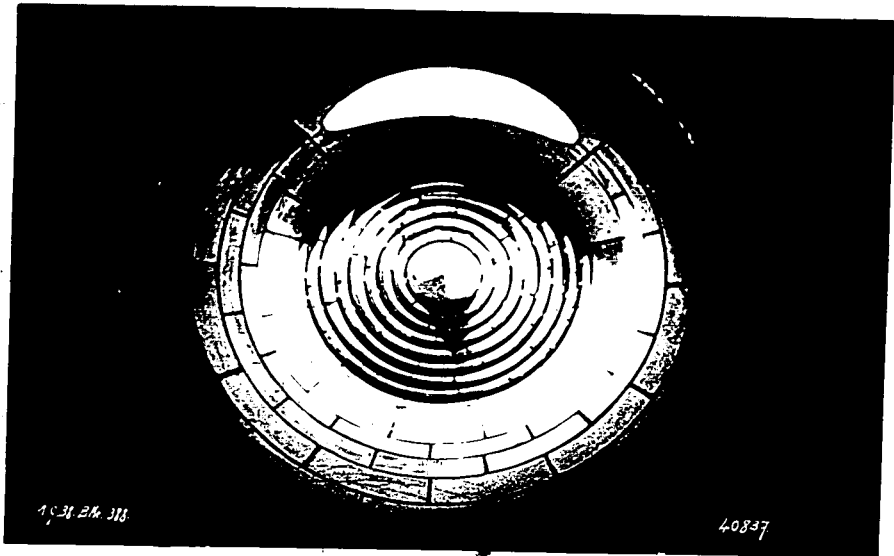
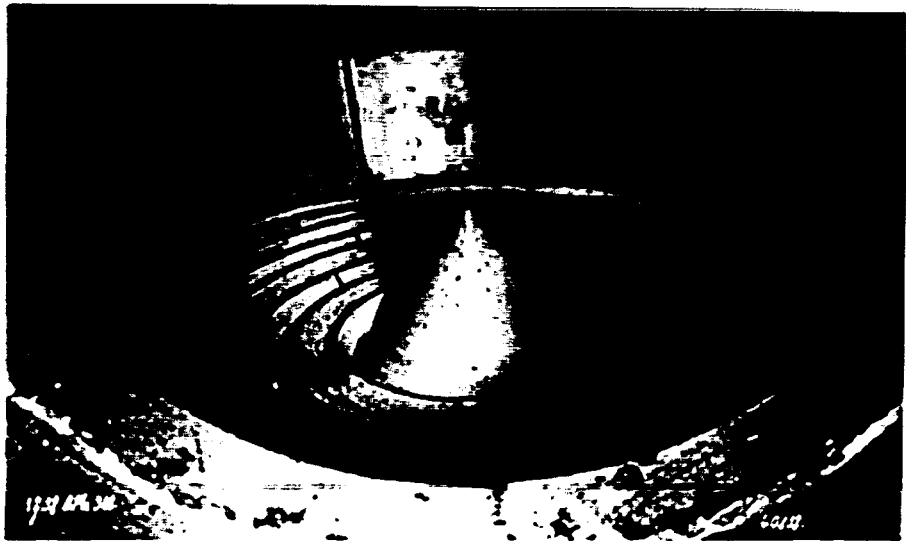
Stockanalysen.

Datum	4.12.41			10.12.41.			25.12.41.					31.3.42.		7.4.42.		22.4.42.		6.5.42.			27.5.42										
	Aethan		Aethan		Nach Spalt- ofen		Aethan		Vor Spalt- ofen		Nach C ₂ H ₂ - Hydratierung		Olefin- gas		Eingang Öl-Wäsche		Nach- Aethan		Restgas		Vor Spalt- ofen		Nach C ₂ H ₂ - Hydratierung		Aethan		Olefin- gas		Restgas		Olefin- gas
Analysen No.	Hbr 4087	Hbr 4088	Hbr 4089	Hbr 4094	Hbr 4095	Hbr 4097	Hbr 4098	Hbr 4099	Hbr 5001	Hbr 5002	Hbr 5057	Hbr 5058	Hbr 5059	Hbr 5060	Hbr 5061	Hbr 5069	Hbr 5073	Hbr 5074	Hbr 5086												
H ₂	0,00	0,10	25,65		0,25	22,25	0,25	31,05	0,50	78,60	1,7	29,8	1,9	27,0		0,2	0,1	85,4	Spuren												
CO	0,05	Spuren	0,25			0,15	Spuren	0,10	Spuren	0,20						0,3	0,1	0,2	Spuren												
C ₂ H ₂	0,00	0,50	0,50			0,00							0,0																		
C ₂ H ₄	11,95	18,00	36,25	9,85	6,58	28,85	93,75	5,75	5,85	0,40	1,8	29,9	7,5	52,7	5,5	1,2	95,3	0,2	95,9												
C ₂ H ₆	0,50	0,20	0,95	0,15	0,40	0,55	2,50	0,05	0,15	Spuren	Spuren	0,2	0,1	0,5	0,0	Spuren	1,5	0,2	5,6												
C ₂ H ₈	0,00	0,00	Spuren			0,05	0,75	0,00	0,00	0,00		Spuren			0,4		0,7		0,5												
C ₂ H ₁₀	0,00	0,00	0,00			Spuren	0,05	0,00	0,00	0,00					Spuren		0,2		0,2												
CH ₄	0,00	Spuren	5,50		2,96	6,85	0,10	9,55	5,10	14,15	5,0	5,5	3,5	7,2	94,0	6,2	0,1	10,9	Spuren												
C ₂ H ₆	86,45	80,65	51,25	88,70	85,65	59,70	2,50	53,90	85,10	6,55	91,6	35,2	84,6	52,3	0,0	90,4	5,9	5,2	1,9												
C ₂ H ₈	0,65	0,75	2,05	1,50	4,16	1,45	0,05	1,75	5,50	0,30	1,9	2,8	2,6	1,5	0,1	1,7	0,1	0,1	0,1												
C ₂ H ₁₀	0,00	0,00	Spuren			0,10	0,05	0,05		0,00		Spuren				Spuren															
C ₂ H ₁₂	0,00	0,00	0,00			0,05				0,00																					
	100,00	100,0	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0												

Aus den-Stockanalysen vor und nach Spalt-ofen ergeben sich - ohne Verlust gerechnet - folgende Ausbeuten:

	25.12.41	31.3.42	7.4.42.
Aethylen bezogen auf eingesetztes Frisch-aethan Gew. %	76,6	83,8	82,6
" " " ungesetztes C ₂ H ₆	79,6	86,4	85,1

Anmerkung: Aus meStechnischen Gründen wurde die Olefinwäsche bis zum 26.5.42. ohne Zwischenentspannung gefahren.
Hieraus ergab sich zwangweise der verhältnismäßig hohe Aethangehalt des Olefingases.



23395

Leuna-Werke, den 14.9.42 W/7a.

Berechnung zur Aethanwäsche (Ethylen-Aethan).

Schem. v. Zeichg. 28K 33.

Eingangs-gas:	2160 M ³ /h	H ₂ + C ₂ H ₄	= 99,1 %
	40 " "	CO ₂	= 1,9 %
	1450 " "	C ₂ H ₆	= 99,0 %
	3650 M ³ /h		= 100,0 %

Das darin enthaltene Aethan und Aethylen soll in einer Wäsche mit anschließender Destillation gewonnen werden. Als Waschmittel dient n-Butan.

Die Betriebstemperatur wird mit 30° C gewählt, damit die Kondensationswärme noch mit Wasser abgeführt werden kann.

1.) Wäscheturm. p = 20 ata t = 30° C

Gaseingang =	3650 M ³	= 163 Mole	Molanteil von C ₂	= 40,9 %
Gasaustrag =	2547 M ³	= 113,7 "	" " " "	= 0,2 %
Flüssigkeitseingang:			" " " "	= 0,05 %

Dampfdruckverhältnis $\frac{C_2\text{-Dampfdruck}}{\text{Gesamtdruck}} = 2,4$

Wäscheturmhöhe mit 40 Böden angenommen

ergibt mit $\frac{0,409-0,002}{0,409-0,0005}$ eine Waschflüssigkeitsmenge von $1,16 \cdot 2,4 \cdot 163 = 470 \text{ Mol/h} = 26,3 \text{ t/h}$

An Kondensationswärme sind abzuführen:

$$\frac{1490}{22,4} \cdot 30 \cdot 70 = 140 \text{ 000 WE/h}$$

bei der Abführung in 7 Kühlern je 20 000 WE/h.

Flüssigkeitsmenge am unteren Boden

$$= \frac{454 \cdot 58 + \frac{1490}{22,4} \cdot 30}{300} = 56,5 \text{ t/h}$$

Kolonnenquerschnitt = $\frac{56,5}{30} = 1,88 \text{ m}^2$

Kolonnen Durchmesser = 1600 mm

max. Gasgeschwindigkeit = $\frac{3650 \cdot 303 \cdot 1,03}{273 \cdot 3600 \cdot 20 \cdot 2} = 0,029 \text{ m/sek.}$

zul. Gasgeschwindigkeit = $0,16 \sqrt{\frac{0,5 \cdot 303}{14,3 \cdot 20}} = 0,116 \text{ m/sek.}$

2.) Aethan-Kolonne. p = 25 ata

Es werden 521 Mol/h eingespritzt.

Zusammensetzung: C₂ = 454 Mol. = 87 %
C₂ = 67 " = 13 %

Einspritztemperatur 82° C angenommen, ergibt einen

Gesamtdruck von $0,87 \times 11,15 = 9,7$
 $0,130 \times 119 = 15,45$
25,15 ata

- Bl. 2 -

Durchschlag für:

Durchschlag

Der Wärmeinhalt des Einspritzproduktes = $454 \cdot 58 \cdot 49 = 1\,269\,000 \text{ WE/h}$
 $67 \cdot 30 \cdot 58 = 117\,000 \text{ WE/h}$
 = $1\,406\,000 \text{ WE/h}$

Wärmeinhalt des Sumpfyproduktes = $454 \cdot 58 \cdot 80 = 2\,100\,000 \text{ WE/h}$

Wärmeinhalt des Kopfproduktes = $67 \cdot 30 \cdot 75 = 151\,000 \text{ WE/h}$

Verdampfungswärme d. Rücklaufes = $0,7 \cdot 151\,000 = 106\,000 \text{ WE/h}$

Für Abstrahlung werden eingesetzt = $40\,000 \text{ WE/h}$

$2\,397\,000 \text{ WE/h}$

Verdampferleistung:

$2\,397\,000 - 1\,406\,000 = 991\,000 \text{ WE/h}$

Flüssigkeitsmenge am Einlauf = $56,5 + \frac{54 \cdot 30}{500} = 59,7 \text{ m}^3/\text{h}$

Kolonnenquerschnitt = $\frac{59,7}{30} = 1,99 \text{ m}^2$

Kolonnen Durchmesser unterhalb der Aufgabe = 1600 mm gewählt.

max. Gasgeschwindigkeit = $\frac{1,8 \cdot 1490 \cdot 1,033 \cdot 398}{273 \cdot 3600 \cdot 25 \cdot 2} = 0,022 \text{ m/sek.}$

zul. Gasgeschwindigkeit = $0,16 \sqrt{\frac{0,5 \cdot 398}{30 \cdot 25}} = 0,08 \text{ m/sek.}$

Dampfmenge am Kolonnenkopf = $\frac{1,8 \cdot 1490 \cdot 1,03}{25} = 111 \text{ m}^3/\text{h}$

Zulässige Dampfgeschwindigkeit = $0,16 \sqrt{\frac{0,5 \cdot 273}{30 \cdot 25}} = 0,068 \text{ m/sek.}$

erforderlicher Querschnitt = $\frac{111}{2600 \cdot 0,068} = 0,45 \text{ m}^2$

$d = 800 \text{ mm}$

Bodenzahlen: Abtriebssäule 25
Verstärkersäule 15

Vorwärmer für Einspritzprodukt, $t = 82^\circ \text{ C}$

Wärmebedarf: $(454 \cdot 58 + \frac{1490}{22,4} \cdot 30) \cdot 0,6 \cdot 52 = 882\,000 \text{ WE/h}$

Im Austausch mit dem Sumpf wird dieser auf

$125 - \frac{882\,000}{454 \cdot 58 \cdot 0,6} = 69^\circ \text{ C}$ abgekühlt.

In einem nachfolgenden

Wasserkühler wird der Sumpf auf 30° C abgekühlt.

abzuführende Wärmemenge

$Q = 454 \cdot 58 \cdot 0,6 \cdot 39 = 615\,000 \text{ WE/h.}$

3.) Oelwaschturm, $p = 20 \text{ ata}$, $t = 30^\circ \text{ C}$

Gaseingang: $2547 \text{ Nm}^3 = 113,7 \text{ Mole}$, Molanteil von $C_4 = 15\%$
 $C_2 = 0,2\%$

Durchschlag für:

Durchschlag

Das Ausgangsgas soll max. 0,2 % O_2 enthalten; wobei angenommen wird, daß das Waschoel am Eingang 0,1 % Butan enthält.

Die Waschturmhöhe wird mit 20 Böden angenommen.

$$\text{Waschflüssigkeitsmenge} = \frac{0,15 - 0,002}{0,15 - 0,001} = 0,99355$$

Dampfdruckverhältnis 0,15

$$= 1,4 \cdot 0,15 \cdot 115,7 = 24 \text{ Mole} = 4,8 \text{ t/h} = 5,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Der Molanteil von O_2 im Ausgangsgas beträgt:

$$0,002 = \frac{24}{2,4 \cdot 115,7} \cdot 0,02 = 0,0018 = 0,18 \%$$

wenn in Waschoel kein O_2 enthalten ist.

Das Abgas hat also folgende Zusammensetzung:

$$\begin{array}{r} H_2 + O_1 = 2160 \text{ M}^3 = 99,62 \% \\ O_2 = 3,9 \text{ " } = 0,18 \% \\ O_4 = 4,3 \text{ " } = 0,20 \% \\ \hline 2168,2 \text{ M}^3 = 100,00 \% \end{array}$$

$$\text{Es werden gelöst} \frac{2547 - 2168,2}{21,73} = 17,4 \text{ Mole}$$

An Lösungswärme sind abzuführen $17,4 \cdot 58 \cdot 85 = 86 \text{ 000 WE/h}$

Diese Wärmemenge ist in 4 Kühlern (wie beim Butan-Waschturm) abzuführen.

Flüssigkeitsmenge am unteren Boden = $7,5 \text{ m}^3/\text{h}$

$$\text{Kolonnenquerschnitt} = \frac{7,5}{30} = 0,25 \text{ m}^2 \quad d = 600 \text{ mm}$$

$$\text{max. Gasgeschwindigkeit} = \frac{2547 \cdot 303 \cdot 1,03}{273 \cdot 3600 \cdot 20 \cdot 0,28} = 0,145 \text{ m/sek.}$$

$$\text{zul. Gasgeschwindigkeit} = 0,16 \sqrt{\frac{0,85 \cdot 303}{11,7 \cdot 20}} = 0,17 \text{ m/sek.}$$

4.) Butan - Austreiber, $p = 1,1 \text{ ata}$

$$\begin{array}{r} \text{Einspritzprodukt: } 24 \text{ Mole Waschoel} = 58 \% \\ 17,4 \text{ " Butan} = 42 \% \\ \hline 41,4 \text{ Mole} = 100 \% \end{array}$$

Sumpftemperatur 190° C

Kopftemperatur 0° C

Durch Austausch mit dem Sumpf (Abkühlung von $190 - 35^\circ \text{ C}$)

werden $4800 (0,55 \cdot 155) = 409 \text{ 000 WE/h}$ frei ($c_m = 0,55$)

Das Einspritzprodukt wird hierbei auf

$$30 + \frac{409 \text{ 000}}{4800 \cdot 0,55 + 1010 \cdot 0,6} = 156^\circ \text{ C vorgewärmt.}$$

Durchschlag für:

Durchschlag

AMMONIAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Maschinenbautechnische Abteilung

23399

- 4 -

Die Restwärme des Sumpfes (bis 30° C) wird in einem Kühler durch Wasser abgeführt

$$Q = 4800 \cdot 2,5 = 12\ 000\ \text{WE/h}$$

Durch Entspannen von 20 auf 1,1 ata werden 16,7 Mole O_2 freigesetzt. Dabei kühlt sich das Produkt auf 137° C ab (s. beiliegendes I.T. - Diagramm).

Die Flüssigkeit setzt sich dann zusammen aus 2,7 % O_2 + 97,3 % Waschoel. N_2 = 300 und einen Rücklaufverhältnis von 1 : 0,15 ergibt dies für die

Verstärkerstufe 3 theoret. Stufen = 2,4 m 15er Ringe
Abtriebsstufe 5 " " = 4,0 " " "

In Kondensator sind $1,15 \cdot 1010 \cdot 91 = 106\ 000\ \text{WE/h}$ abzuführen.

Wärmebilanz:

a) eingebrachte Wärme durch Einspritzprodukt

$$Q = 409\ 000 \cdot \frac{126}{126} = 506\ 000\ \text{WE/h}$$

b) abgeführte Wärme

durch Kondensator = 106 000 WE/h

" Abstrahlg. = 4 000 WE/h

" Sumpf = $4800 \cdot 0,55 \cdot 190 = 502\ 000\ \text{WE/h}$

612 000 WE/h

In Verdampfer sind $612\ 000 - 506\ 000 = 106\ 000\ \text{WE/h}$ zuzuführen.

Kältebedarf = 212 000 koal/h

Kolonnenquerschnitt:

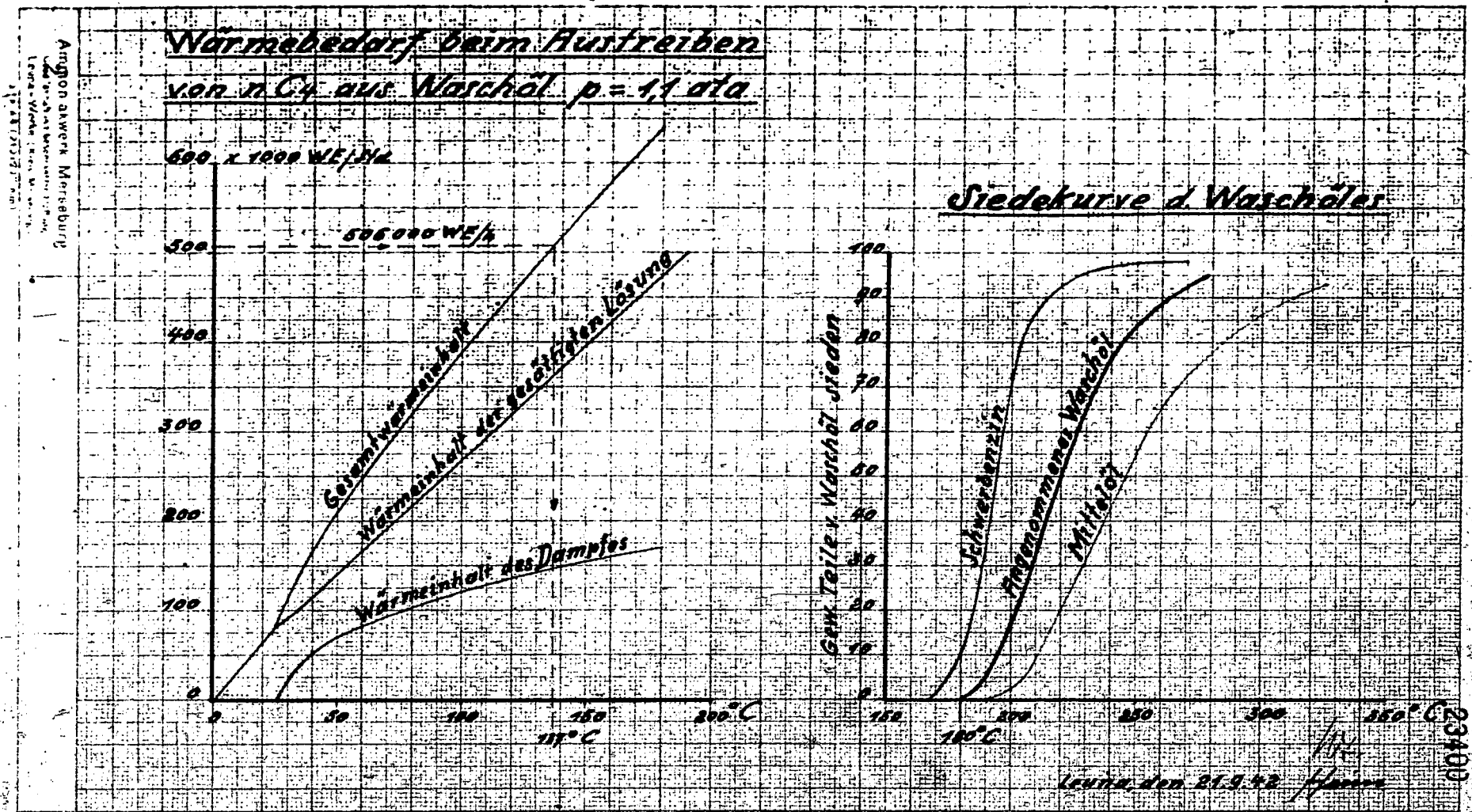
Aufsteigende Dampfmenge = $1010 \cdot 1,15 = 1160\ \text{kg/h}$ $\beta = 2,75$

Flüssigkeitsmenge am Kopf = $0,19\ \text{m}^3/\text{h}$ $\beta = 575$

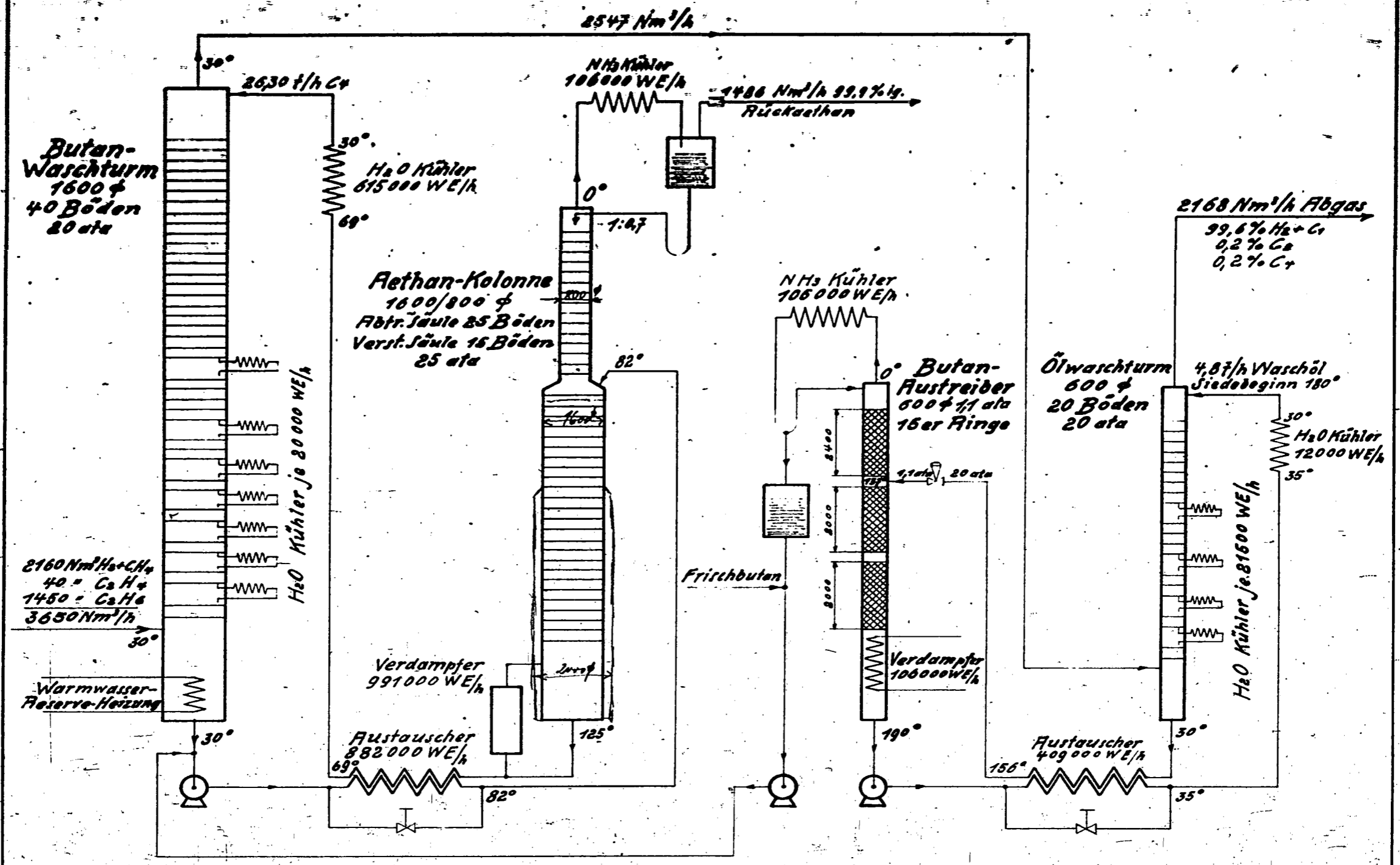
$$k = \frac{1160}{0,27 \sqrt{2,75 \cdot 575}} = 108 \quad q = 1,0\ \text{m}^3/\text{m}^2\ \text{h}; \quad F = \frac{0,27}{1,0} = 0,27\ \text{m}^2; \quad d = 600\ \text{mm}$$

Durchschlag für:

Durchschlag



23401

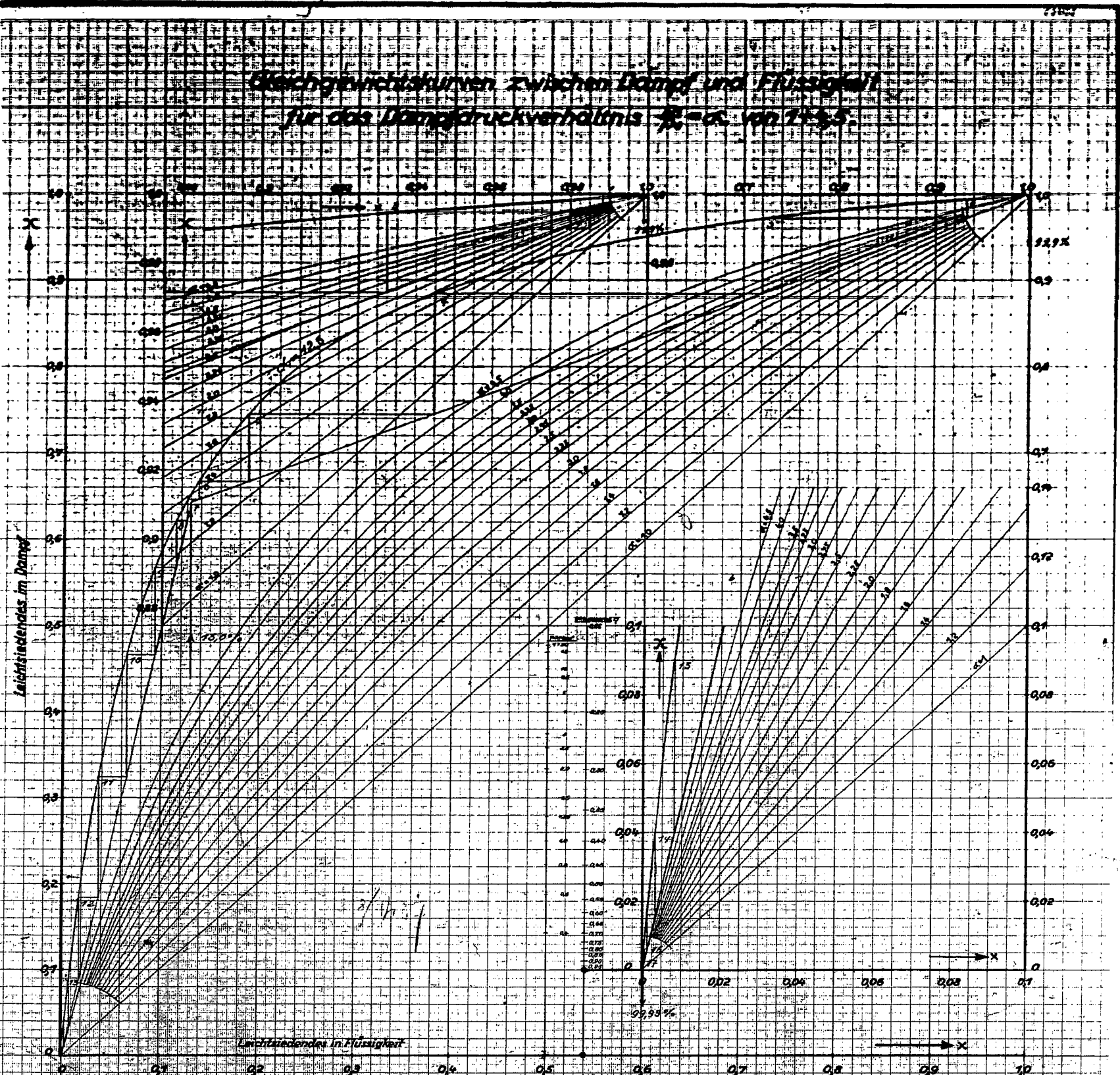


Ethanwäsche z. Ethan-Trenn-Anlage

17.9.42. Heim

B Sk. 33

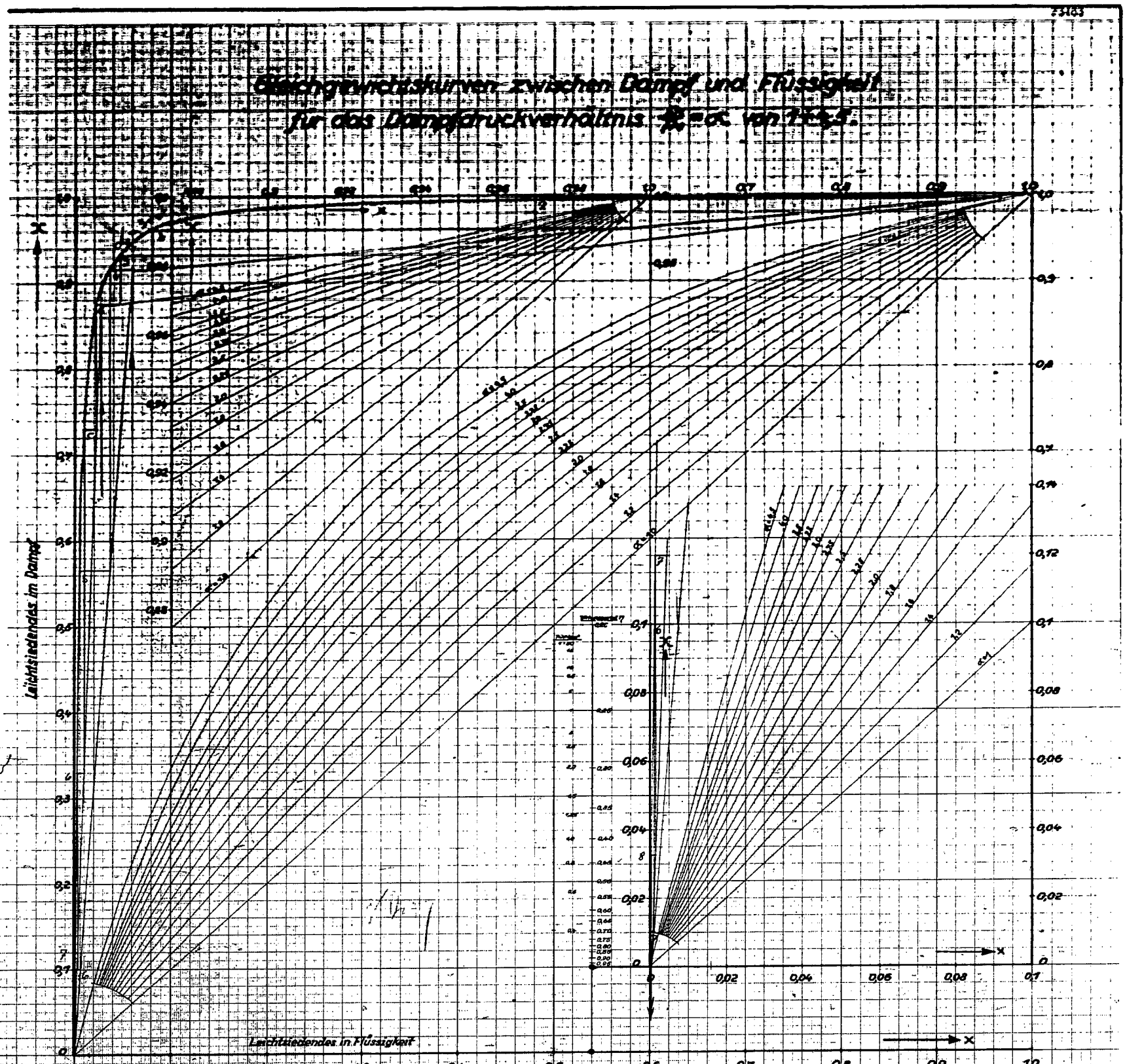
Gleichgewichtskurven zwischen Dampf und Flüssigkeit
für das Dampfdruckverhältnis $\beta = \alpha$ von 1:1,5



Kopfprodukt	Kg %	Mol %	Ersatz	Kg %	Mol %	Summprodukt	Kg %	Mol %
1. Methan	87,045		Methan	87,72				
2.			Ethan	12,27				
3.								
4.								
5.								
Summe								

Rektifizierkolonne..... für Methan
 Temp. Verdampfer (Innen).....
 Temp. Verdampfer (Äußen)..... 12,5°C
 Druck..... 25 mm.
 12.7.53
 Dr. Ing. Sch.

Gleichgewichtskurven zwischen Dampf und Flüssigkeit
für das Dampfdruckverhältnis $\frac{p}{p_0}$ von 1 bis 1



Kopfprodukt	Kg %	Mole %	Eintrag	Kg %	Mole %	Summprodukt	Kg %	Mole %
1.2	0.10	0.02		1.0	0.0			
2	0.10	0.02		1.0	0.0			
3	0.10	0.02		1.0	0.0			
4.2	0.10	0.02		1.0	0.0			
5	0.10	0.02		1.0	0.0			
Summe								

Rektifiziertanne für
 Temp. Kondensator (inner)
 Temp. Verdampfer (inner)
 Druck
 Dr. H. Z. Sch.

Lösungsfrage, am 17.8.1942 W/70

Berechnung des Arbeit - Transports - Anlage
Schema - siehe Zeichng. BK 26a -

(Lehmann - Wäsche)
Wärmer - Anlage

Gegeben: 4 000 Nm³/h Gas enthalten:

a.) 30 Vol.-% C₂H₆

8 " " CH₄

42 " " H₂

b.) 40 " " C₂H₆

8 " " CH₄

32 " " H₂

Das darin enthaltene Butan soll in möglichst reiner Form in einer Wäsche mit anschließender Destillation gewonnen werden. Als Waschmittel soll n-Butan genommen werden. Die Betriebstemperatur in der Wäsche sei 0° C.

Gesucht: Abmessungen der Kolonnen,
Angabe der Energiemengen.

Auf beiliegendem Schema BK 26 sind die errechneten Werte eingetragen. Für die einzelnen Apparate ergab sich folgendes:

1.) Wärmeaustauscher Zwischen Waschturm-Eingang und Waschturm-Ausgang.

Frischgas - Temperatur = + 33° C

Abgas " " = ± 0° C wird bis 30° C aufgewärmt.

Verlorene Wärme je °C in Frischgas: a) C₂ = 2000 Nm³ x 0,51 = 1020 Wt/h

O₁ = 330 " x 0,40 = 132 "

H₂ = 1680 " x 0,30 = 504 " 1656 Wt

b) C₂ = 1600 " x 0,51 = 816 "

O₁ = 320 " x 0,40 = 128 "

H₂ = 2000 " x 0,30 = 600 " 1572 Wt

AMMONIAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung
LEUNA WERKE (Kreis Merseburg)
Maschinentechnische Abteilung

23405

Zusammensetzung des Abgases:

Anzahl Mole

a)

Stoff	Te/p	l. l. Frischgas	in Gas	Summe
H ₂	0,30	-	75	75
O ₁	14	1,69	13	14,69
O ₂	1,25	0,73	0,5	1,23
O ₄	0,055	167,0	5,05	172,05
Σ		169,42	93,55	262,97

b)

Stoff	Te/p	l. l. Frischgas	in Gas	Summe
H ₂	0,30	-	75,0	75,00
O ₁	14	1,86	13,0	14,86
O ₂	1,25	0,64	0,4	1,04
O ₄	0,055	185,00	5,1	190,10
Σ		187,50	93,5	281,00

Fühlbare Wärme im Abgas je °C

a) H₂ = 1680 Nm³ x 0,30 = 504 WE/h b) = 744 wie Fall a)
 O₁ = 292 " x 0,40 = 117 "
 O₂ = 105 " x 0,51 = 6 "
 O₄ = 113 " x 1,09 = 117 "
 744 WE/h

Zu übertragende Wärmemenge in Fall a) u. b) = 744 · 30 ≈ 23 000 WE/h

Abkühlung des Frischgases um $\Delta t = \frac{23000}{1656} \approx 13^\circ \text{C}$

Also Temperatur-Verhältnisse: $\frac{35^\circ}{30^\circ} - \frac{22^\circ}{0^\circ}$

2.) NH₃ - Kühler vor dem Waschturm

$Q = 1656 [+ 22^\circ - (-10^\circ)] = 1656 \cdot 32 \approx 53000 \text{ WE/h}$

Temp. Verhältnisse $\frac{+22^\circ}{-15^\circ} - \frac{-10^\circ}{-15^\circ}$

NH₃ Verbrauch = $\frac{53000}{314} \approx 170 \text{ kg/h}$

3.) Stufenkühler am Waschturm (NH₃ - Kühler)

Aus dem Stufendiagramm ist zu entnehmen, daß in den unteren Stufen, je Stufe etwa 14% des eingesetzten O₂ gelöst werden, also etwa 280 Nm³ je Stufe.

Abszuführende Wärmemenge = $\frac{280}{22,4} \cdot 30 \cdot 90 \approx 34000 \text{ WE/h}$

- Bl. 3 -

POOR COPY 73

AMMONIAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung
LEUNA-WERKE (Kraus Merseburg)
Maschinentechnische Abteilung

23406

- 3 -

$$t_1 = \frac{34000}{744 + 9100 \cdot 0,5} = \frac{34000}{5600} \approx 6^{\circ} \text{C}$$

Temperatur-Verhältnisse $\frac{+25^{\circ}}{-15^{\circ}} \text{ --- } \frac{+35^{\circ}}{-15^{\circ}}$

Mittlere Betriebstemperatur $\pm 0^{\circ} \text{C}$

Die Kühler sind entsprechend der jeweils gelieferten G_2 Menge verteilt.

4.) Reaktion

max. Gangeschwindigkeit = $0,16 \sqrt{\frac{2,5}{16} \cdot \frac{373}{20}} = 0,083 \text{ m/sec.}$

Querschnitt = $\frac{4000}{20 \cdot 3600 \cdot 0,083} = 0,67 \text{ m}^2$

Flüssigkeitsbelastung a.) $\approx 25 \text{ t/h}$
b.) $\approx 25,5 \text{ t/h}$

Ausführung $F \approx 1 \text{ m} \cdot 1100 \text{ } \phi$

Freierwirdende Kondensationswärme = $3000 \cdot 90 = 270000 \text{ WE/h}$
Einstrahlung $\frac{10000 \text{ WE/h}}{280000 \text{ WE/h}}$

Hingebrachte Kälte durch Gas = $3656 \cdot 10 = 36560$
" $\text{G}_2 = 10011 \cdot 0,6 \cdot 3 = 18000$
34560 $\frac{-34560 \text{ WE/h}}{245440 \text{ WE/h}}$

In den Stufenkühlern abzuführen

NH_3 - Verbrauch = $\frac{245440}{314} = 780 \text{ kg/h}$

5.) H_2O - Kühler für Butan

Temp. Verhältnisse $\frac{81^{\circ}}{35^{\circ}} \text{ --- } \frac{35^{\circ}}{25^{\circ}}$

Ausführende Wärmemenge a) $10000 \cdot 0,6 \cdot 46 \approx 276000 \text{ WE/h}$
Kühlwasserbedarf $28 \text{ m}^3/\text{h}$

b) $11000 \cdot 0,6 \cdot 50 \approx 330000 \text{ WE/h}$

Temp. Verhältnisse $\frac{85^{\circ}}{35^{\circ}} \text{ --- } \frac{35^{\circ}}{25^{\circ}}$

Kühlwasserbedarf $33 \text{ m}^3/\text{h}$

6.) NH_3 - Kühler für Butan

Temperatur Verhältnisse $\frac{+35^{\circ}}{-15^{\circ}} \text{ --- } \frac{-5^{\circ}}{-15^{\circ}}$

Ausführende Wärme a) $10000 \cdot 0,6 \cdot 38 = 228000 \text{ WE/h}$
b) $11000 \cdot 0,6 \cdot 38 = 251000 \text{ WE/h}$

- Bl. 4 -

POOR COPY 73

AMMONTAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung
LEUNA WERKE (Kreis Merseburg)
Maschinen-technische Abteilung

23407

M_3 - Bedarf a) = $\frac{228\ 000}{314} = 725$ kg

b) = $\frac{251\ 000}{314} = 800$ kg

7.) Wärmeaustauscher I für Einspritzprodukt

Einspritzprodukt = 12 730 kg/h

Waschoel = 3 400 kg/h

Wärmeabgabe = 12 730 · 0,6 · 7 = 54 000 WE/h

Abkühlung des Waschoels = $\frac{54\ 000}{3400 \cdot 0,5} = 32^\circ \text{C}$

Temperatur Verhältnisse $\frac{7^\circ}{10^\circ} - \frac{10^\circ}{42^\circ}$

8.) Wärmeaustauscher II für Einspritzprodukt

Q = 12 730 · 0,6 · 34 = 260 000 WE/h

Abkühlung des Waschbutans = $\frac{260\ 000}{10\ 000 \cdot 0,6} \approx 44^\circ \text{C}$

Temperatur Verhältnisse $\frac{125^\circ}{44^\circ} - \frac{81^\circ}{10^\circ}$

9.) Oelwaschturm

max. Gasmenge 2100 m³/h $\bar{v} = 6,2$

max. Flüssigkeitsmenge 4,6 m³/h $\bar{v} = 0,84$

$K = \frac{2100 \cdot 6,2}{4,6 \cdot 20 \sqrt{6,2 \cdot 840 - 62}} = 1,97$ 25er Ringe

15er Ringe am Rand

$g = 42 \text{ m}^2/\text{h}$ $F = \frac{4,6}{42} = 0,11 \text{ m}^2$

Ausführung 400 ϕ , 4 Schüsse je 2 m Schüttung

Kondensationswärme $\approx 300 \cdot 90 = 27\ 000$ WE/h

Gaswärme = 2 000 · 0,3 · 18 = 11 000 "

$\approx 38\ 000$ WE/h

Oelablauftemperatur = $10 + \frac{38\ 000}{3400 \cdot 0,5} = 32^\circ \text{C}$

In Gleichgewichtszustand können bei 32° C $\frac{5,4 \cdot 20}{3,8} = 55,8$ Mol.% C₄ aufgenommen werden. Nach Feiler bei 20° C etwa 54 Mol.%

Bei 5 m³ Oel beträgt die Austrittstemperatur 38° C. Die Phasen sind dann im Gleichgewicht.

POOR COPY 73

10.) Abkühlung für Einspritzprodukt

$$\begin{aligned} \text{Wärmeabgabe} &= 3400 \cdot 0,5 \cdot 170 = 287\ 000 \text{ W/h} \\ &+ 300 \cdot 0,6 \cdot 170 = 30\ 600 \text{ W/h} \\ &= 317\ 600 \text{ W/h} \approx 320\ 000 \text{ W/h} \end{aligned}$$

Abkühlung des
 Waschoels um $\Delta\theta = \frac{320\ 000}{3400 \cdot 0,5} = \sim 188^\circ\text{C}$

Temperaturverhältnisse $\frac{22^\circ}{21^\circ} \rightarrow \frac{202^\circ}{230^\circ}$

11.) Butan-Antrieber

$p = 1,1 \text{ ata} = 0^\circ\text{C}$ am Kopf

Durch Entspannung von 20 auf 1,1 ata verbleiben in Waschoel bei 202°C

$$\frac{1,1}{72} \cdot 100 = 1,53 \text{ Mol.} \% \approx \frac{3400 \cdot 0,015}{200 \cdot 0,985} = 0,26 \text{ Mol.} \approx 15 \text{ kg/h } \text{O}_4$$

Diese sind über einen Dünnschichtverdampfer (45 atü Dampf) auszutreiben.
 Das Waschoel siedet bei $\sim 230^\circ\text{C}$. Als Rücklauf werden 100 kg/h O_4 angenommen.

Turmquerschnitt am Einlauf: Gasmenge	115 kg/h	$\bar{v} = 2,90$
Waschölmenge	4 m ³ /h	
Butan	0,03 m ³ /h	
Rücklauf	0,20 m ³ /h	
<hr/> ges. Flüssigk. Menge	4,23 m ³ /h	$\bar{v}_f = 0,825$

$$K = \frac{115}{4,23 \sqrt{2,9 \cdot 822}} = 0,56$$

$q = 80 \text{ m}^3/\text{h}$ bei 15er Ringen

$$F = \frac{4,23}{80} = 0,053 \text{ m}^2, \text{ entsprechend } d = 300 \text{ mm}$$

Turmquerschnitt am Kopf: Gasmenge	400 kg/h	$\bar{v} = 2,90$
Flüssigkeitsm.	0,2 m ³ /h	$\bar{v}_f = 0,5$

$$K = \frac{400}{0,2 \sqrt{2,9 \cdot 497}} = 53$$

$q = 2 \text{ m}^3/\text{h}$

$$F = \frac{0,2}{2} = 0,10 \text{ m}^2, \text{ entsprechend } d = 400 \text{ mm}$$

Ausführung 400 mm ϕ , 2 Schüsse je 1 m 15er Ringe.

AMMONIAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung
LEUNA WERKE (Kreis Merseburg)
 Maschinenbau-Abteilung

23403

12.) Wasserkühlerleistung

$$\begin{aligned} \text{Wassermenge} &= (300 + 100) \cdot 90 &= 36\ 000 \text{ WE/h} \\ &300 \cdot 0,5 \cdot 28 &= 42\ 000 \text{ WE/h} \\ \text{Abstrahlung} &\dots\dots\dots &\sim 2\ 400 \text{ WE/h} \\ &&85\ 000 \text{ WE/h} \end{aligned}$$

$$\text{Temperaturverhältnisse} \quad \frac{25^{\circ}}{15^{\circ}} \quad \frac{23^{\circ}}{15^{\circ}}$$

$$\text{Kühlmittelverbrauch} = \frac{85\ 000}{336} = 216 \text{ kg/h}$$

13.) Rückluftkühler

$$\begin{aligned} Q &= 100 \cdot 90 = 9\ 000 \text{ WE/h} \\ \text{Temperatur-Verhältnisse} &\frac{0^{\circ}}{-15^{\circ}} \quad \frac{0^{\circ}}{-15^{\circ}} \end{aligned}$$

$$\text{NH}_3 - \text{Verbrauch} = 29 \text{ kg/h}$$

14.) NH₃ - Kühler für Butan

$$\begin{aligned} Q &\approx 300 \cdot 90 = 27\ 000 \text{ WE/h} \\ &+ 300 \cdot 0,5 = 150 \text{ WE/h} \\ &27\ 900 \text{ WE/h} \sim 28\ 000 \text{ WE/h} \end{aligned}$$

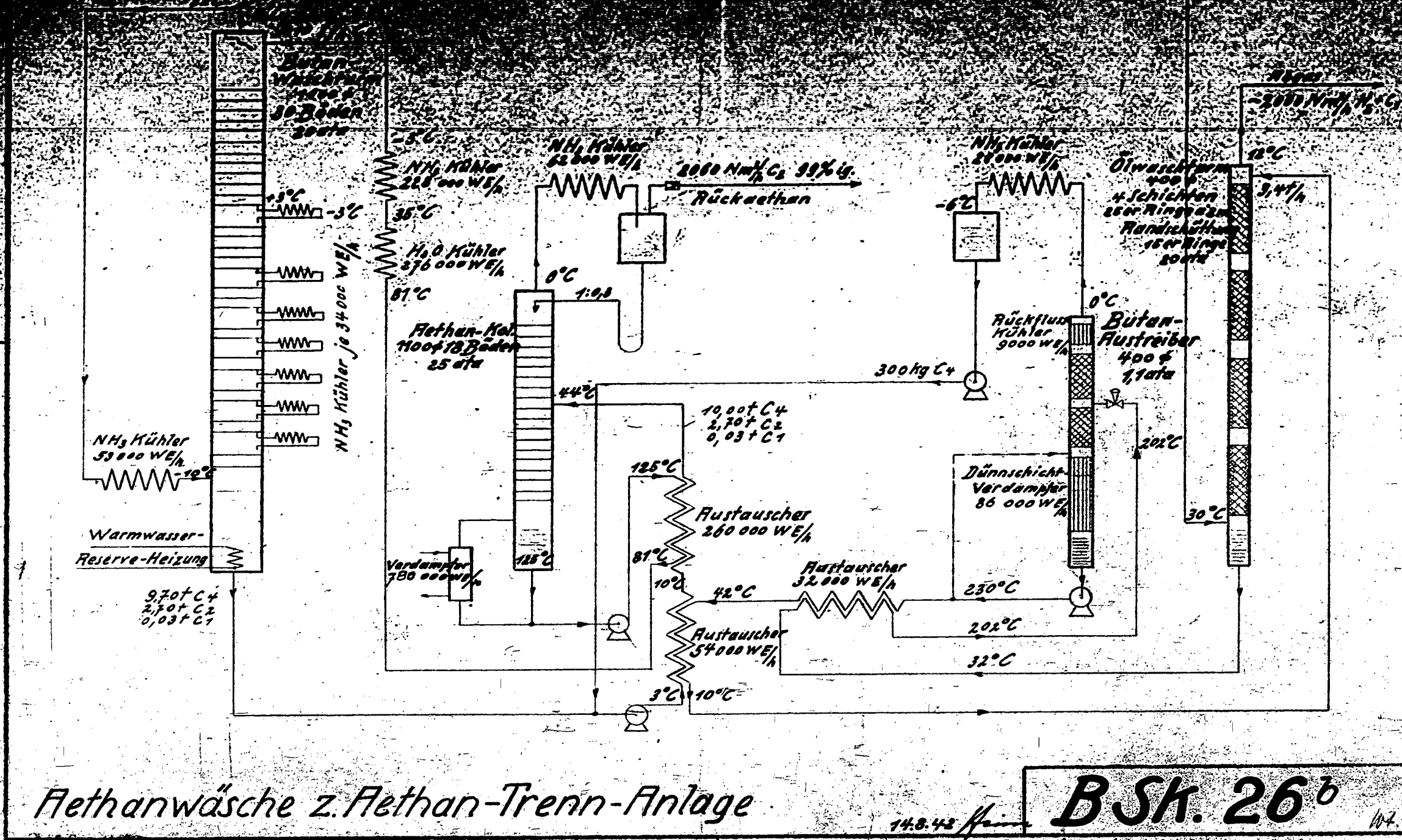
$$\text{Temperatur-Verhältnisse} \quad \frac{0^{\circ}}{-15^{\circ}} \quad \frac{0^{\circ}}{-15^{\circ}} \quad \text{bei Kondensation}$$

$$\frac{0^{\circ}}{-15^{\circ}} \quad \frac{-5^{\circ}}{-15^{\circ}} \quad \text{für Kühltteil}$$

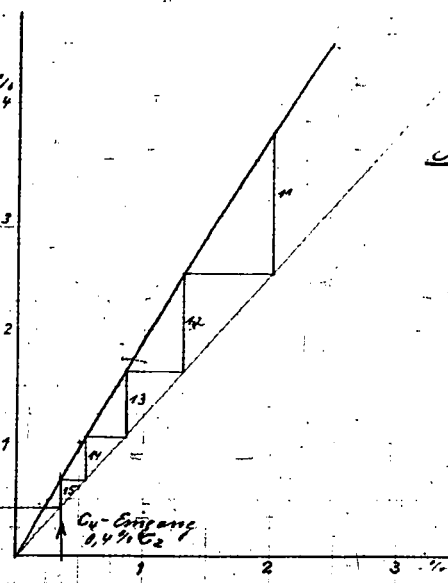
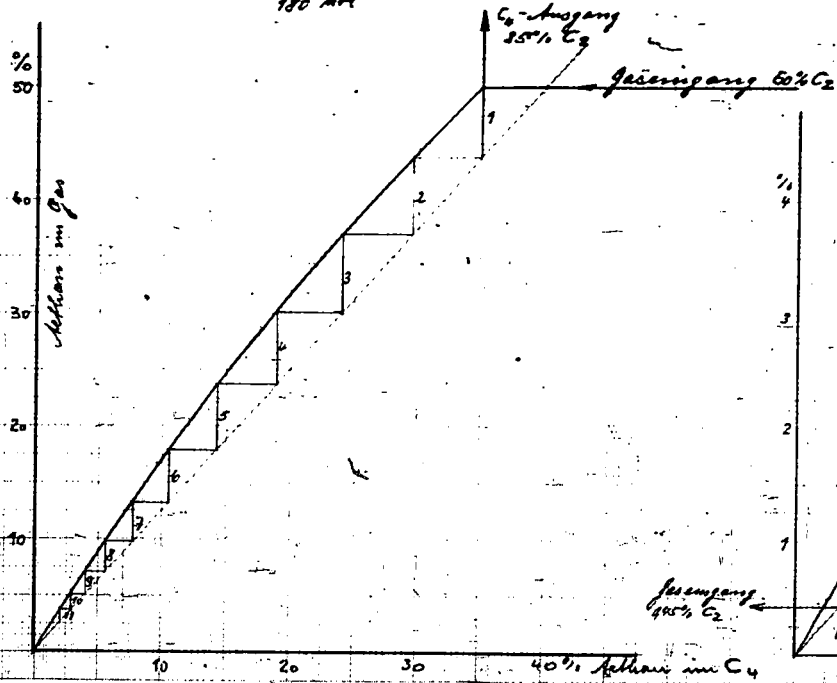
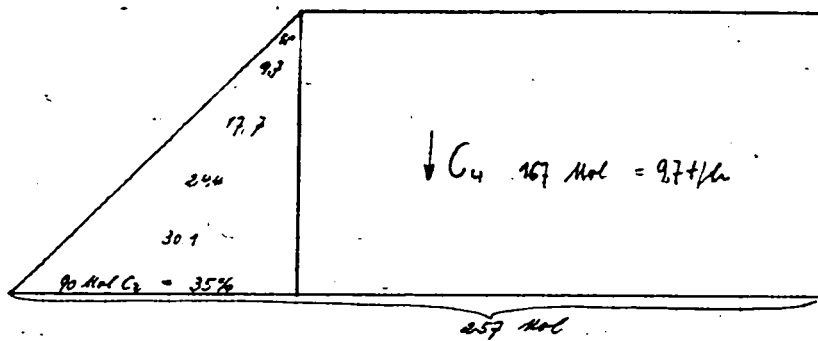
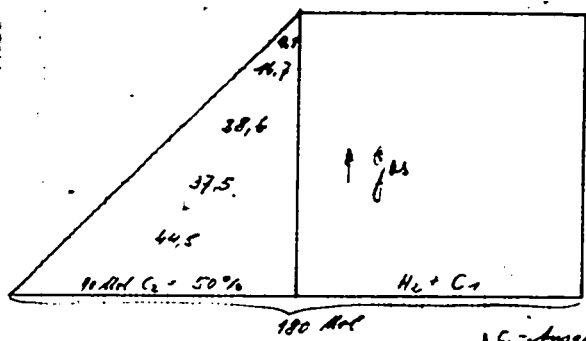
$$\text{NH}_3 - \text{Verbrauch} \quad \frac{28\ 000}{344} \approx 90 \text{ kg.}$$

Weiter

POOR COPY 73



POOR COPY 73



①

Alkoholverdichtung mit $n-C_4H_{10}$ $p = 20$ atm

Betriebstemperatur $0^\circ C$

Gasmenge $4000 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Analysen $50 \text{ Vol}\% \text{ C}_2$

$8 \text{ " } \text{C}_1$

$42 \text{ " } \text{H}_2$

Waschmittel 9.7 l/h

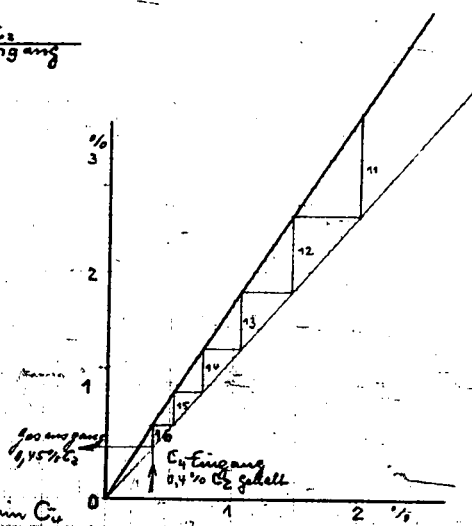
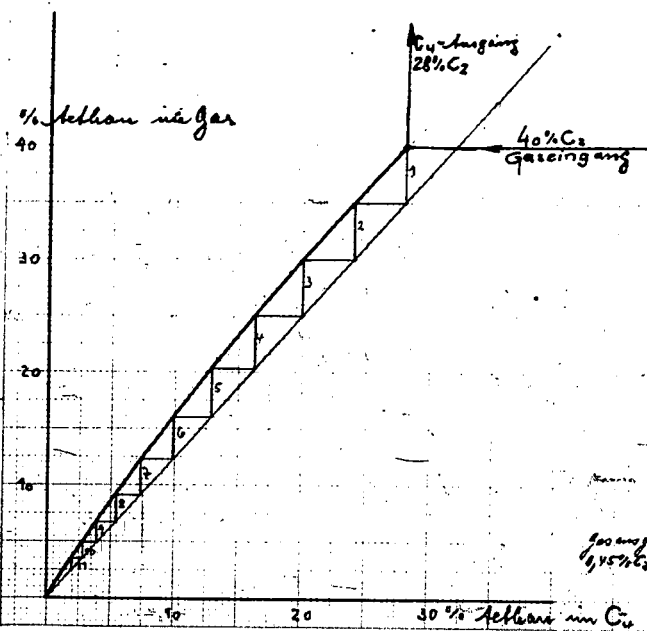
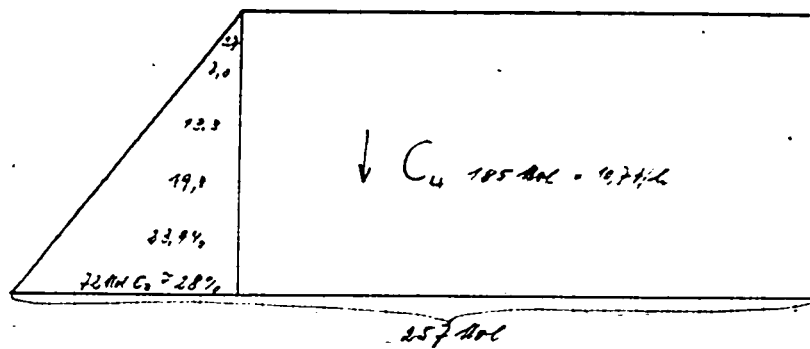
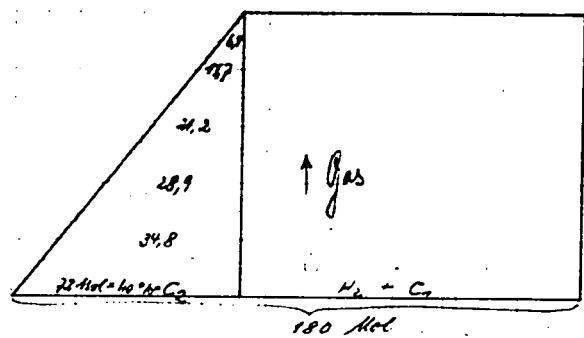
15 theor. Stufen

Ausführung 30 Stufen

23411

6.8.42

POOR COPY 73



②

Reihenwäsche mit $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ $p = 20 \text{ bar}$

Reinigungsgerät 0°C

Gasmenge = $4000 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Analyse = $40 \text{ mol}\%$ C_2

$8 \text{ mol}\%$ C_1

$52 \text{ mol}\%$ H_2

Verweilzeit = $10,7 \text{ h}$ Butan

16 Mol. Stufen

Ausführung 30 Stufen

234127

6.8.12

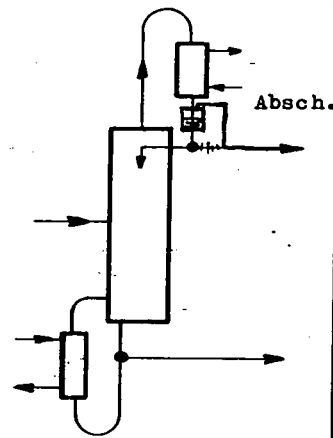
POOR COPY 73

Berechnung der Rektifizierkolonne ① für Asthamische

23413

		lh	Gew. %	km ³ /h	Vol. %	Mol/h	Q _W kcal/h	Q _{WR} /h
Kopf- produkt <input type="checkbox"/> 35 atm <input type="checkbox"/> 0 °C <input type="checkbox"/> 125	Methan				2,2	2	1200	2400
	Aethan				97,8	90	2250	202000
	Summe:					92		~ 205000
Einsatz- produkt 37° <input type="checkbox"/> 44 °C	1 Methan				0,8	2		
	2 Aethan				34,1	90		
	3 Butan				65,1	172		
	4							
	5							
	6							
	Summe:				100,0	264		
Sumpf- produkt <input type="checkbox"/> 125 °C								
	Butan					172		
	Summe:							

	Mindest- Rücklauf	Rück- lauf	Bodenzahl theor.	prakt.
Verstärkersäule	<input type="checkbox"/> 1,0,25	1: 0,3	4	8
Abtriebssäule			5	10
Kondensator:	Wärmeleistung <u>62 000</u> kcal/h			
0,3 x Kopfprodukt	Temp. Produkt <u>0 °C</u>			
	Temp. Kühlmittel <u>- 15 °C</u>			
	K = <input type="checkbox"/> m ²			
Verdampfer:	Wärmeleistung <u>780 000</u> kcal/h			
3,7 x Sumpfprodukt	Temp. Produkt <u>125 °C</u>			
0,26 x Sumpfprodukt	Temp. Heizmittel <u>200 °C</u>			
	K = <input type="checkbox"/> m ²			



Dampfvolumen: $1,3 \cdot 92 \frac{22,4 \cdot 1,033}{25} = 111 \text{ m}^3/\text{h}$

Geschwindigkeit: $0,16 \sqrt{\frac{0,5 \cdot 273}{30 \cdot 25}} = 0,068 \text{ m/sec.}$

Kolonnenquerschnitt = $\frac{111}{3600 \cdot 0,068} = 0,45 \text{ m}^2$

Ausführung: 800 Ø 18 Böden ohne Spritzschutz

Aufgabe auf den 10 Böden von unten.

Flüssigkeitsbelastung
 $25 \text{ m}^3/\text{m}^2$
 $F = 11 \text{ m}^2 = 11,00 \text{ m}^2$
werden

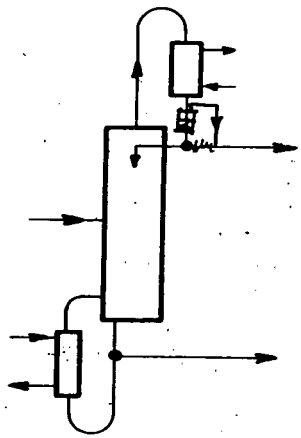
DIN-Format A4

Schöne

Berechnung der Rektifizierkolonne 23414 für Acetamolsäure

		lh	Gew. %	mm ³ /h	Vol. %	Mol/h	Mol. Verd. Wärme	Q = E/h
Kopf- produkt	Methan				2,8	2	1200	2400
	Acetan				97,2	72	2250	162000
	Summe:					74		~ 165000
Einsatz- Produkt	1 Methan				0,8	2		
	2 Acetan				27,2	72		
	3 Butan				72,0	190,1		
	4							
	5							
	6							
	Summe:				100,-	264,1		
Sumpf- produkt								
	Butan					190,1		
	Summe:							

	Mindest- Rücklauf	Rück- lauf	Bodenzahl	
			theor.	prakt.
Verstärkersäule	1: 0,3	1: 0,4	4	8
Abtriebsäule			5	10
Kondensator:	Wärmeleistung 66 000 kcal/h			
0,4 x Kopfprodukt	Temp. Produkt 0 °C			
	Temp. Kühlmittel -15 °C			
	K = _____ m ²			
Verdampfer:	Wärmeleistung 757 000 kcal/h			
1. 20	Temp. Produkt 125 °C			
0,45 x Sumpfprodukt	Temp. Heizmittel 200 °C			
	K = _____ m ²			



Dampfvolumen = $1,4 \cdot 74 \cdot \frac{22,4}{25} \cdot 1033 = 90 \text{ m}^3/\text{h}$
 Geschwindigkeit = 0,68 m/sek.
 Kolonnenquerschnitt = $\frac{90}{3600 \cdot 0,068} = 0,37 \text{ m}^2$ entspr. 700 ϕ
 Ausführung wie (1)

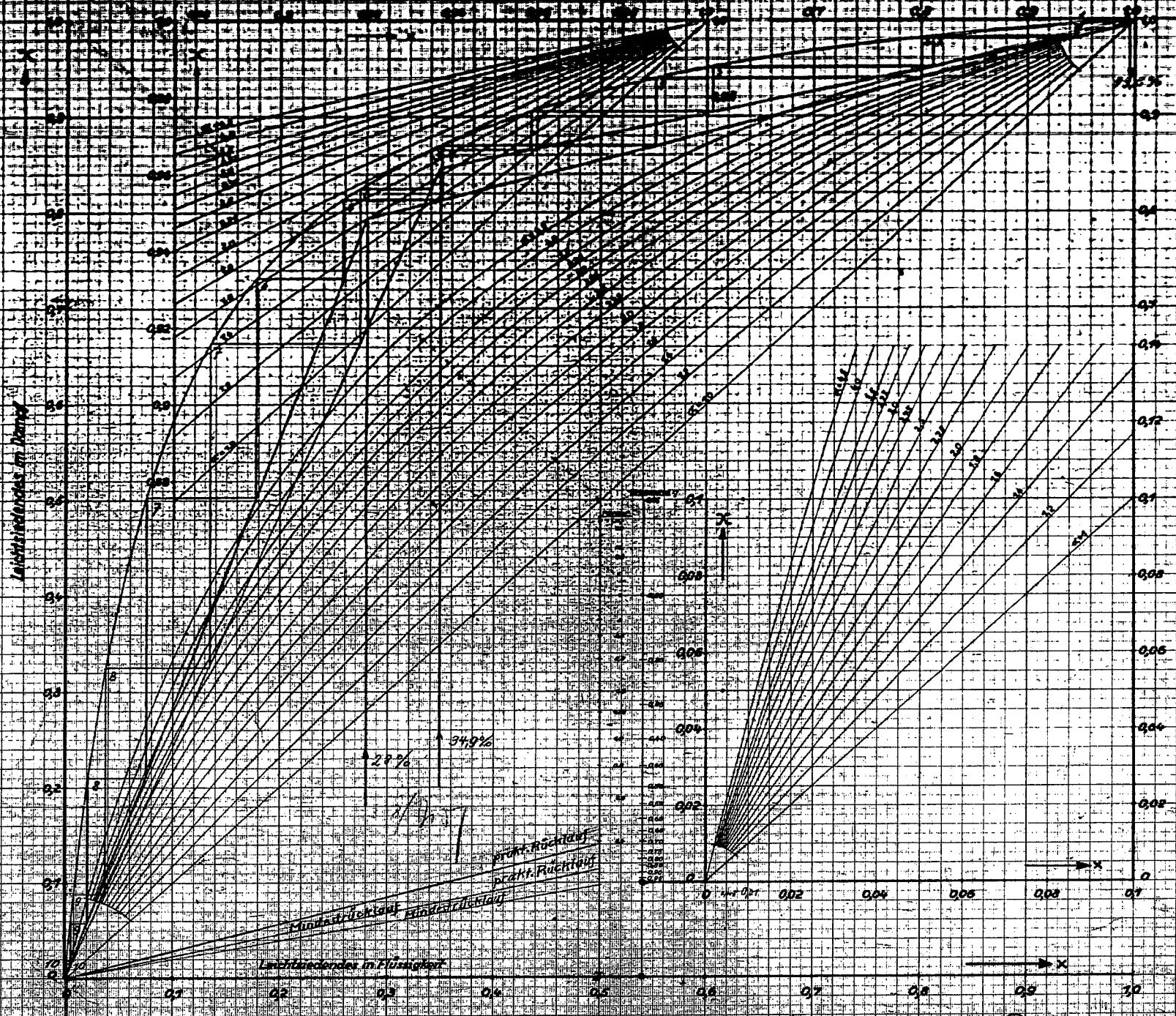
wende

Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H. **M** 7.8.42 Wt. -16

DIN-Format A4

Schäfer

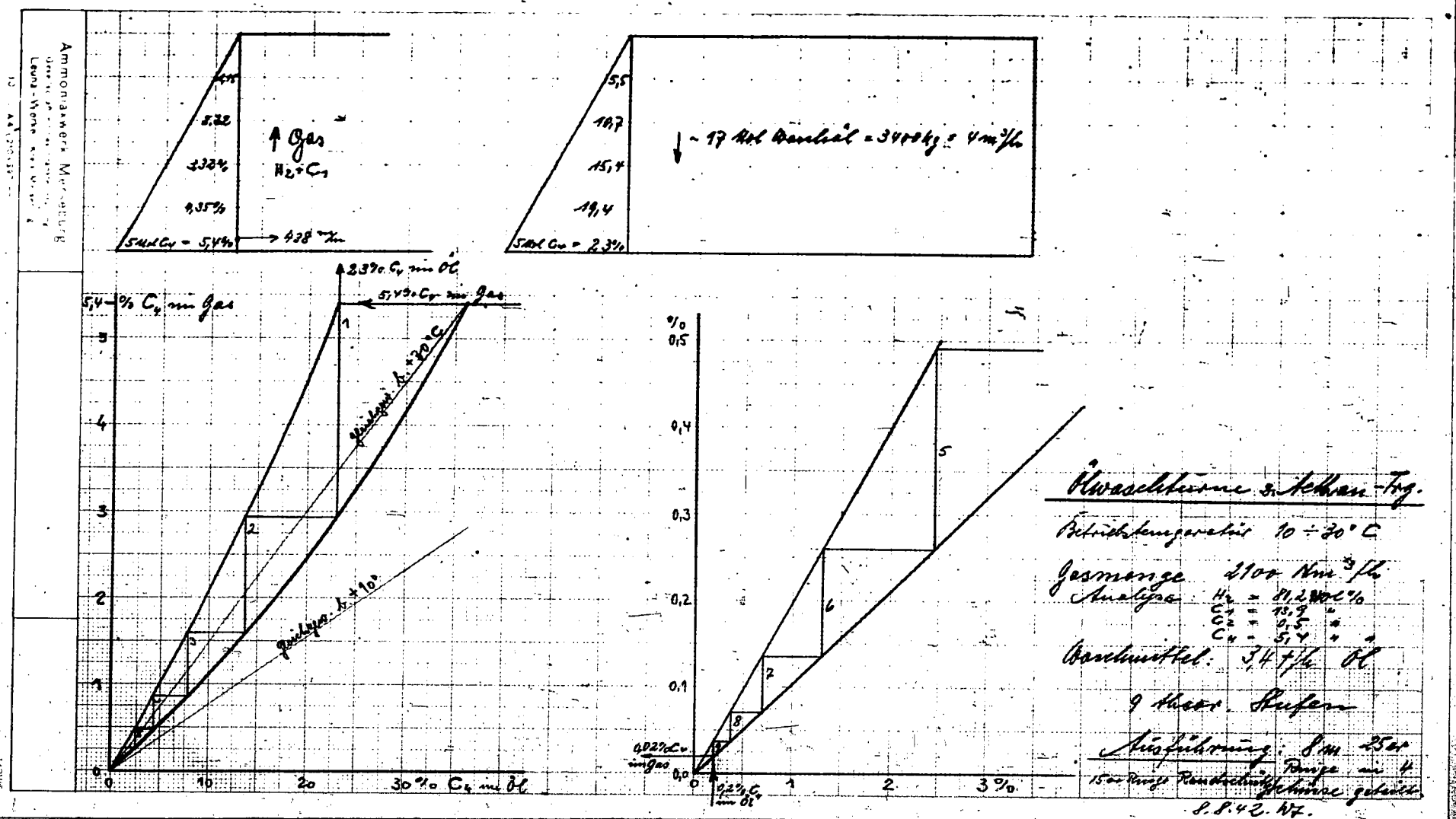
Verfahren zur Berechnung des Dampf- und Flüssigkeitszusammensatzes für das Umfrieren von Gasen



Komponente	Kg %	Mole %	Ersatz	Kg %	Mole %	Summe
1. Methan			Methan			
2. Ethan			Ethan			
3. Butan			Butan			
4.						
5.						
Summe						

Rektifizierkolonne für Wäsche
 Temp. Verdampfer (flüssig) 125°C
 Temp. Verdampfer (fest) 25°C
 Druck 25 atm

Dr. K. Z. H. S. S. S.

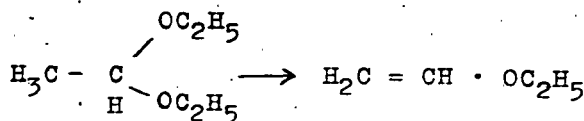


A

Auszug aus dem Bericht über „Acetylen-Chemie“. (Reppe)

Der Bericht erörtert zunächst die Bedingungen des pyrogenen Acetylen-Zerfalles, d.h. der Explosibilität und die Bedingungen, die sich aus diesem Studium für das Arbeiten mit Acetylen ergaben. Reaktionen, die mit Acetylen unter Druck ausgeführt werden, setzen die Verdünnung mit N_2 in größerem Überschuß voraus.

1. Vinyläther: Das einzig bis zum Beginn der Arbeiten des Hauptlabors bekannte brauchbare Verfahren zur Darstellung von Vinyläther bestand in der Alkohol-Abspaltung aus Acetylen, welches von der I.G. durch die Verwendung bestimmter Edelmetallkatalysatoren wesentlich verbessert wurde:



Von der I.G. wurde Vinyläther zuerst mittels Einwirkung von Vinylchlorid auf Alkohol in Gegenwart von Alkali hergestellt:

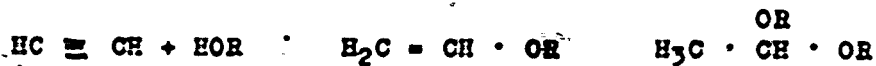


Statt Vinylchlorid kann bei Anwendung der doppelten Alkali-Menge auch Äthylenchlorid oder Äthylidenchlorid verwendet werden.

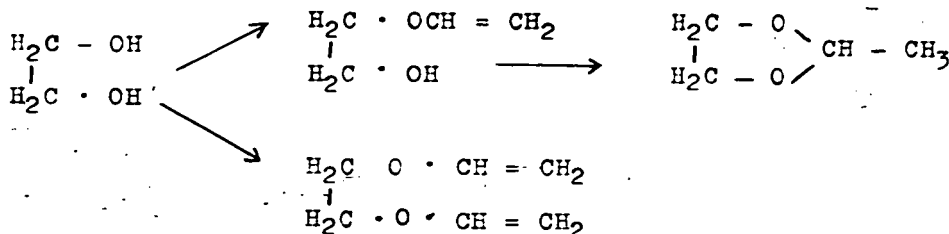
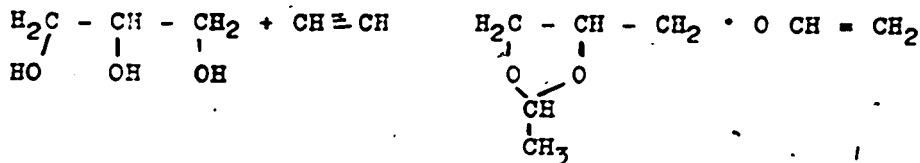
Von Dr. Reppe und seinen Mitarbeitern wurde erkannt, daß man Acetylen unter besonderen Bedingungen direkt mit Alkoholen in Gegenwart von Alkali oder Alkoholat als Katalysator bei Temperaturen von $120 - 160^\circ$ zu Vinyläthern umsetzen kann. Bei dieser Gelegenheit wurde ferner erkannt, daß sich die Vinyläther mit

M52

Alkohol und BF_3 als Katalysator in einfacher Weise in Acetale
Überführen lassen:

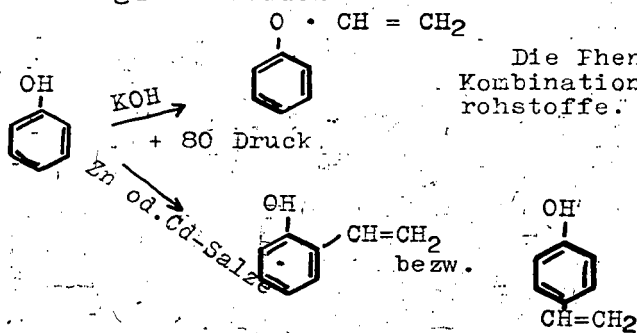


Mehrwertige Alkohole wie Glycerin, Glykol bzw. 1,3 Butylenglycol
bilden neben den Di- und Trivinyläthern cyclische Vinyläther -
Acetale, während 1,4 Butylenglycol ausschließlich Divinyläther
liefert:



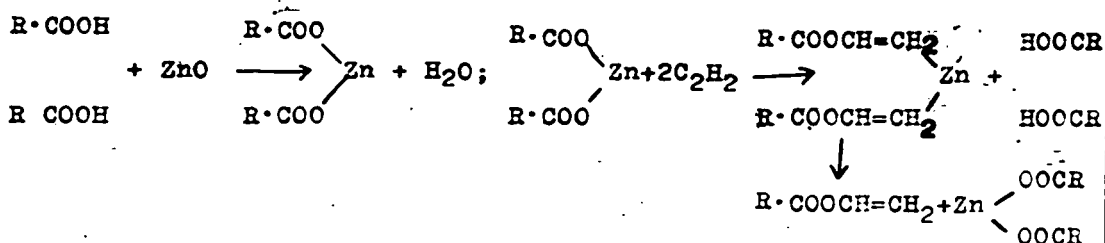
Die Vinyläther sind beständig gegenüber Alkali, werden aber
von Säuren wie Acetale quantitativ in Aldehyd und Alkohol hydroly-
siert.

Auch Phenole reagieren mit Acetylen in Gegenwart von Alkali
unter Bildung von Phenoläthern, während Zn- oder Cd-Salze o- oder
p-Cxystyrole entstehen lassen, die aber meist nicht im monomeren
Zustand gefaßt wurden.



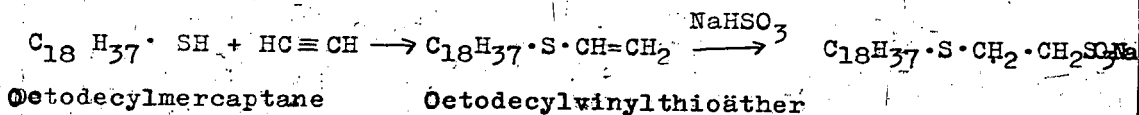
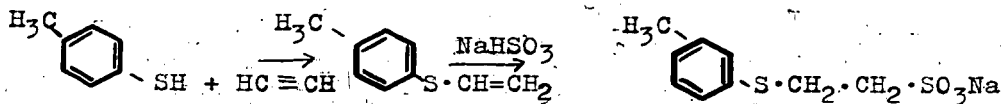
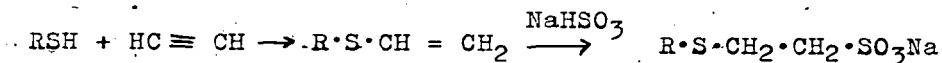
Die Phenolacetylen-Harze sind in
Kombination mit trocknenden Ölen Lack-
rohstoffe.

2. Vinylester: Die Herstellung der Vinyläther durch direkte Einwirkung von Acetylen auf Alkohole legte den Gedanken nahe, daß auch andere Verbindungen mit aktiven H-Atomen dieser Reaktion zugänglich seien. Zur Darstellung der Vinylester organischer Säuren wandte man als Katalysator die Zn-Salze der entsprechenden Säuren an. Man ließ Acetylen in der oben beschriebenen Weise auf organische Säuren in Gegenwart von ZnO einwirken. Der Reaktionsverlauf wird folgendermaßen gedeutet:

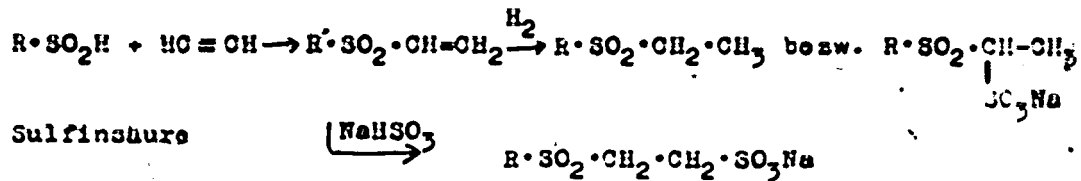


Unter den zahlreichen dargestellten Vinylestern zeichnete sich der Tallölfettsäurevinylester (Tallöl ist ein Nebenprodukt bei dem Sulfatzellstoffverfahren, ein Gemisch von 60 % Leinöl und Linolensäure und 34 % Harzsäure, vor allem Abietinsäure) durch besonders gute Eigenschaften von trocknenden Harzen aus.

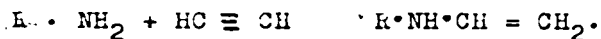
3. Vinylsulfide: Auch Mercaptane und Thiophenole lassen sich mit Acetylen in analoger Weise zu Vinylthioäthern umsetzen. H_2S bildet mit Acetylen nur Äthylmercaptan. Die Vinylsulfide haben eine besonders bemerkenswerte Additionsfähigkeit für Natriumbisulfid:



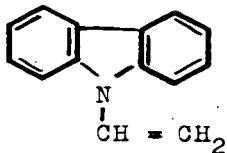
An Stelle von - S - kann auch S=O oder -SO₂, d.h. Sulfin- und Sulfone treten



Vinylamine: Auch auf Amine kann man Acetylen unter Druck und in Gegenwart von Alkalien, Zn- oder Cd-Oxyd als Katalysator evtl. unter Zusatz von Pyridin oder Chinolinbasen als Katalysator bei erhöhter Temperatur unter Bildung von Vinylaminen einwirken lassen



Die Vinylamine primärer und sekundärer aliphät. Amine sind aber so unbeständig, daß sie nicht zu isolieren sind; wohl aber die N-Vinyl-Derivate von Heterocyclen wie Pyrrol, Indol und Carbazol und von N-menosubstituierten aromatischen Aminen z.B. Diphenylamin.

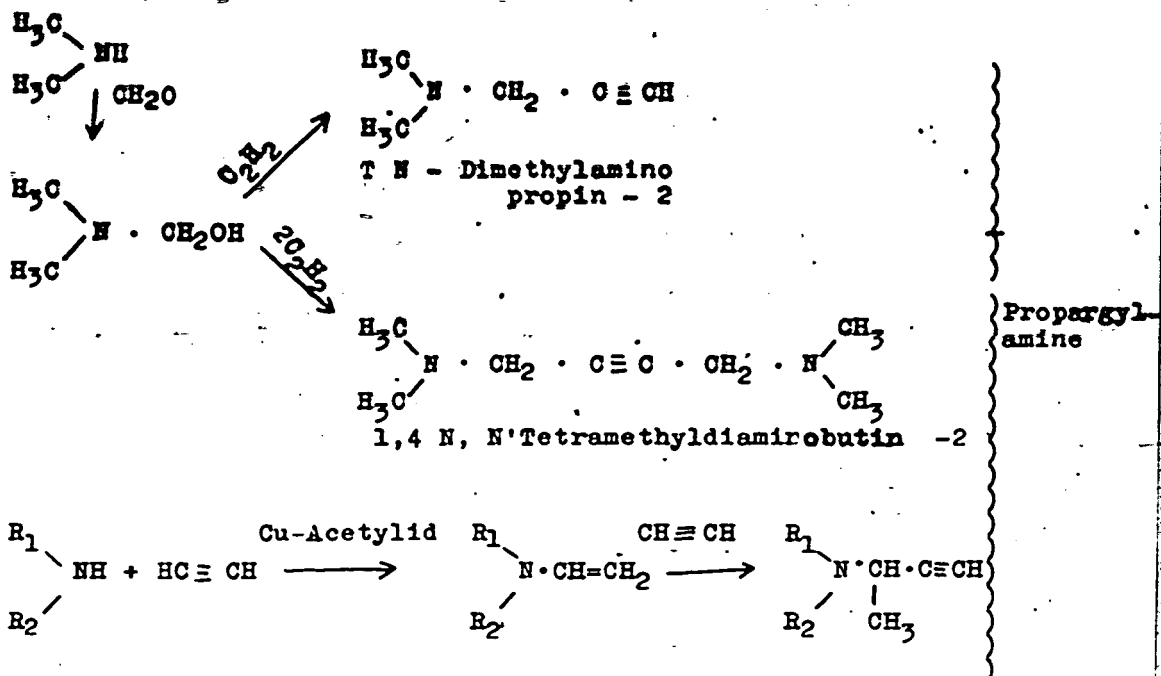


Vinylcarbazol wird in alkalischer Suspension oxydativ polymerisiert. Das Polymerisat zeichnet sich durch eine besonders hohe Martens-Zahl (thermische Stabilität bis zu 150°C) aus.

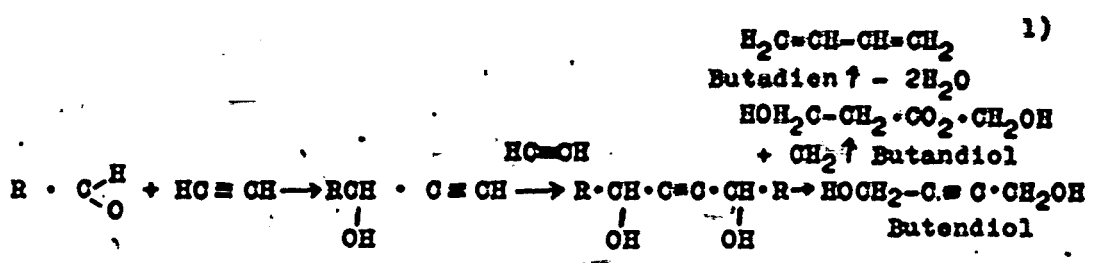
Vinylcarbazol (Smp. 64°C)

Auch andere Verbindungen mit aktiven H-Atomen, wie solche, die Keto-Enol-Tautomerie aufweisen, sind der Vinylierung zugänglich.

Äthynylverbindungen: Würden statt der bisher genannten Katalysatoren unter sonst gleichen Bedingungen Schwermetallacetylide wie Cu, Hg oder Au-Acetylid verwendet, so erhält man Äthynylverbindungen. Der Reaktionsverlauf wird folgendermaßen dargestellt:



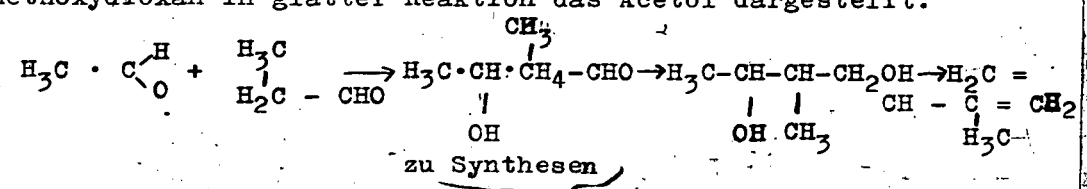
Alkinole. Die Verwendung von Schwermetallacetylid als Katalysator hat sich als besonders vorteilhaft bei der Einwirkung von Acetylen auf Aldehyde und Ketone erwiesen. Die Reaktion wird bei ca. 100° und etwa 3 atm oder höherem Druck, je nach dem Siedepunkt des angewendeten Aldehyds oder Ketons, unter strenger Einhaltung des p_H zwischen 2 - 7 je nach der angewandten Oxokompente ausgeführt. Ferner wird dem Katalysator noch eine die Polymerisation des Acetylen zu Cupren verhindernde Substanz zugesetzt. So wird durch Einwirkung von Acetylen auf Formaldehyd das 1,4 Butindiol - 2 als Grundstoff eines neuen schon technisch in großem Maßstab benutzten Butadien-Synthese in quantitativer Ausbeute erhalten.



R = H = Propargylalkohol R=H=Butendiol

Die Reaktion ist exotherm und entwickelt ca. 24 kcal/Mol Butendiol. Das letztere hat einen Smp. von 58 (farblose Kristalle) und einen Siedepunkt von 238. Völlig rein läßt es sich unzersetzt destillieren. Verunreinigungen von Halogeniden oder a. verursachen bei Destillation explosionsartige Verpuffungen. Wird mit Überschuß von Acetylen gegenüber Formaldehyd gearbeitet, so kann man auch den Propargylalkohol in guter Ausbeute erhalten.

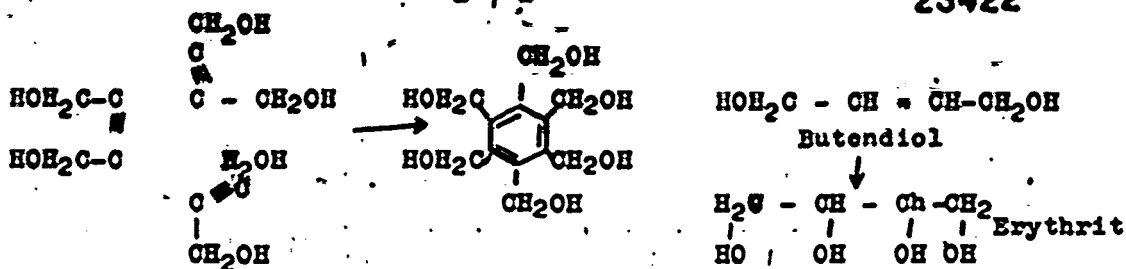
Der letztere ließ sich in schwach alkalischem oder neutralem Medium mit normalen Hydrierkatalysatoren (Ni, Cu u.s.w.) zu Propanol hydrieren, in saurem Medium in praktisch reinen Propionaldehyd überführen. Durch Aldolisierung von Acetaldehyd und Propionaldehyd wurden in einer Ausbeute von 80 % das 2-Äthylbutanol - 3al - 1 gewonnen, welches durch Hydrierung und H₂O-Abspaltung in das Isopren übergeführt wurde. Aus Propargylalkohol und Methanol wurde über das Dimethoxydioxan in glatter Reaktion das Acetol dargestellt.



Die mannigfaltige Verwendbarkeit wird noch an weiteren Beispielen erläutert. So können sich 3 Mol Butindiol zu Hexamethylolbenzol vereinigen.

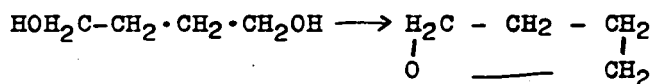
1) Bei der neuen Butadien-Synthese bereitet die letzte Stufe, nämlich die Wasserabspaltung aus Butandiol, sehr erhebliche Schwierigkeiten, die erst nach zahllosen Versuchen zur Auffindung geeigneter Katalysatoren behoben werden konnten.

23422

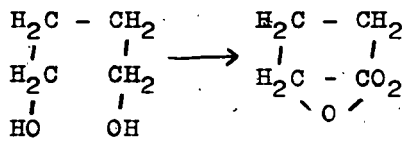


Die partielle Hydrierung von Butindiol führt zu Butandiol, welches durch Oxydation mit unterchloriger Säure oder H_2O_2 bzw. $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_6$ Erythrit, mit KNO_3 oder KClO_4 in Gegenwart von OsO_4 mezo-Erythrit liefert. Bei der Oxydation des Butendiols in der Gasphase entsteht Maleinsäure.

Lässt man Butandiol bei ca. 200° über einen Cu-Kontakt rieseln, so erhält man quantitativ Butyroläcton, welches zu den mannigfaltigsten Umsetzungen gedient hat:



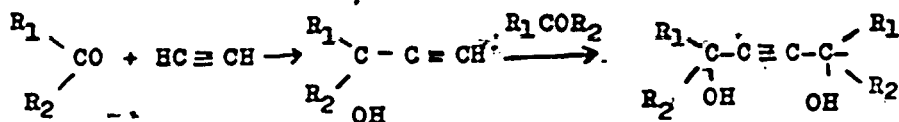
Durch Behandeln von Butandiol bei 165° mit 80%iger Phosphorsäure wird eine H_2O -Abspaltung herbeigeführt und man erhält quantitativ das als ausgezeichnetes Lösungsmittel auch für hochmolekulare Kunststoffe verwendete und bei 65°C siedende Tetrahydrofuran.



Dieses kann seinerseits wieder zu den verschiedensten Umsetzungen verwendet werden. So gibt es mit HCl 4 Chlorbutanol neben β -Dichlordibutyläther u. 1,4 Dichlorbutan, mit Säurechloriden β -Chlorbutanolester, bei der Chlorierung 2,3 Dichlortetrahydrofuran, Mit best. Katalysator lässt es sich ferner analog dem Äthylenoxyd in Jonen-Kettenreaktion zu hochmolekularen weichharzartigen bis festen

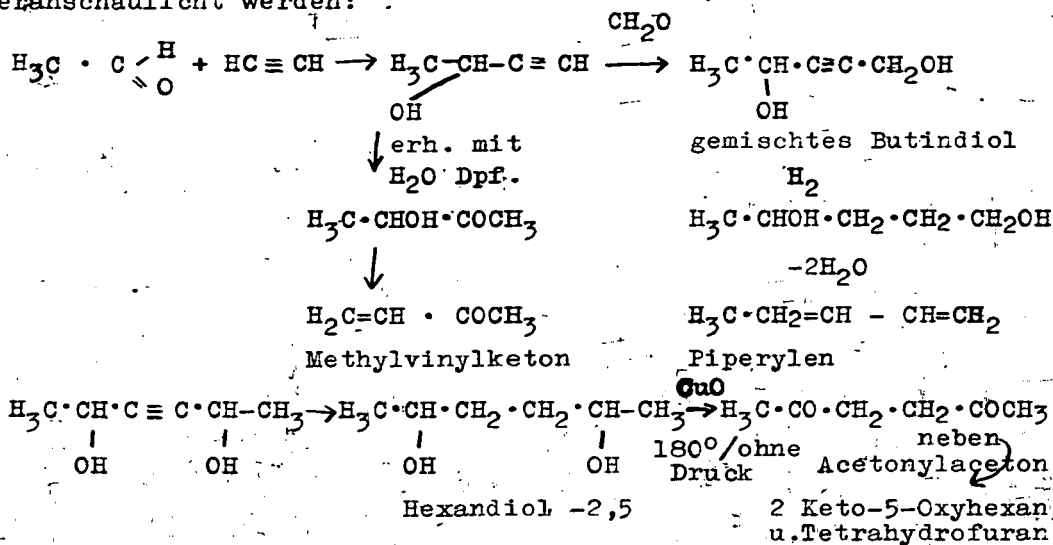
kautschukartigen plastischen Massen kondensieren.

Während fast alle Reaktionen, die Äthylen-Derivaten führten, an vorteilhaftesten bei Verwendung von Schwermetallacetyliden verliefen, konnten bei der Umsetzung von Ketonen mit Acetylen auch Alkalien, Erdalkalien und Alkoholate als brauchbare Katalysatoren dienen.



Bei völligem Wasserausschluß und Anwendung stöchiometrischer Mengen von Alkali verläuft die obige Reaktion auch unter Normaldruck. Unter erhöhtem Druck aber genügen schon katalytische Alkali-Mengen auch in wässriger Lösung.

Die Mannigfaltigkeit der Reaktion zu Synthesen wird auch noch durch weitere Umsetzung erläutert, die vom Hauptlaboratorium erfolgreich bearbeitet wurden und durch folgende Formelbilder veranschaulicht werden:



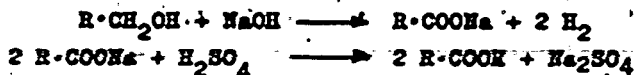
Lucy

Leuna - Carbonsäuren.

1. Die 10 die Steuergesetze im Sinne des § 28 Abs. 1.
2. Fertigung und Vertrieb, bei Patentierung als „Erfindung“.
3. Nachprüfung unter Voraussetzung des Copyrights nach geltendem Recht.

Leuna-Carbonsäuren werden aus in Leuna erhaltenen Alkoholfraktionen vom Siedepunkt 200° - 250° C bzw. 160° - 180° C durch alkalische Dehydrierung mit Natriumhydroxyd gewonnen. Es handelt sich vorzugsweise um Gemische von Alkoholen mit 8-12 bzw. 6-7 und gelegentlich mit 5 C-Atomen. Die Gemische enthalten etwa 50 - 60% primäre Alkohole, die sich in die entsprechenden Carbonsäuren umsetzen lassen; der Rest besteht aus sekundären Alkoholen und Kohlenwasserstoffen.

Die alkalische Dehydrierung wird sowohl im drucklosen Verfahren als auch unter Druck vorgenommen. Während das drucklose Verfahren in der Regel angewandt wird, dient das Druckverfahren besonders zur Umsetzung von niederen Alkoholen.

Herstellung von Leuna-Carbonsäuren:Druckloses Verfahren:

In einem mit Rührwerk versehenen Behälter wird eine Schmelze von kohlensaurem Natriumsalz vorgelegt und auf etwa 270° C gehalten. Während von oben eine 50%ige Natronlauge zufließt, werden die Alkohole in dampfförmigem Zustand am Boden des Behälters in die Schmelze eingeleitet. Unter Abspaltung von Wasserstoff, der über Dach entspannt wird, entstehen die Natriumsalze der den Alkoholen entsprechenden Carbonsäuren. Die zur Reaktion nötige Wärme wird von außen durch Gasbrenner zugeführt. Die Reaktionsdauer hängt von der Art der Alkohole ab und beträgt etwa 5 Stunden. Der nicht umgesetzte Neutralteil wird alsdann durch Wasserdampf abgetrieben und die Salzschnmelze in eine mit Wasser beschickte Vorlage gedrückt. Die so verdünnte Salzlösung gelangt anschließend in Ansäurebehälter, in denen durch Zusatz von Trinkwasser eine weitere Verdünnung stattfindet und gleichzeitig die Carbonsäuren durch 75%ige Schwefelsäure in Freiheit gesetzt werden. Schließlich wird die Rohsäure in einer emaillierten Vakuumkolonne bei 10 - 20 mm Hg destilliert und das Produkt als Reinsäure zum Versand gebracht.

Hochdruckverfahren:

Flüssige Alkohole und festes Atznatron werden in einen gasbeheizten Drehautoklaven gegeben und auf etwa 300° C erhitzt. Der bei der Reaktion entstehende Wasserstoff wird derart über Dach entspannt, daß im Autoklaven ein Druck von 90 atü aufrechterhalten bleibt. Nach Beendigung der Reaktion wird der Autoklav entspannt und die Schmelze abgelassen und wie beim drucklosen Verfahren weiter behandelt.

Zur Herstellung von 100 kg Leuna-Carbonsäure (Reinsäure von Kp. 200° - 250° C) werden benötigt:

180 kg Alkohole
20 kg NaOH in 50%iger Lösung
25 kg H₂SO₄ in 75%iger Lösung.

Nebenprodukt:

Als Nebenprodukt fällt 80 kg Neutralteil an, der als Zusatz zu Dieselöl Verwendung findet.

Eigenschaften:

Die Reinsäuren stellen farblose bis hellgelbe ölige Produkte vom charakteristischen Geruch der einbasischen Carbonsäuren dar; ihre Siedegrenzen entsprechen ungefähr denen der verwandten Alkohole.

Verwendung:

Leuna-Carbonsäuren werden verwendet:
zur Herstellung von Soligenen
Esterölen.

Fabrikationsanlage:

Leuna

130 moto.

Leuna, Juni 1942

23425
Geheim!

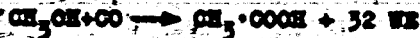
Essigsäure



1. Dies ist die Hauptformel im Sinne des § 22 HMGG.
2. Schutzpatent aus dem Jahre 1914, bei der Erfindung der „Gaskühler“.
3. Nachprüfung unter Voraussetzung des Einflusses einer geübten Person.

Essigsäure entsteht durch Umsetzen von Methanol mit Kohlenoxyd in Gegenwart von flüssiger Phosphorsäure, die 2% Kupferphosphat enthält, bei 250 atü und 320° - 340° C. Das Rohprodukt wird durch Extraktion und Destillation gereinigt.

Herstellung von Essigsäure:



Wässriges Rohmethanol (80%ig) wird verdampft, überhitzt und zusammen mit einem großen Überschuss von Kohlenoxyd, das ebenfalls auf die Reaktionstemperatur gebracht worden ist und im Kreislauf geführt wird, in einen Kontaktofen geleitet, der zur Hälfte mit dem flüssigen Kontakt gefüllt ist. Die Umsetzung findet bei 250 atü und 320° - 340° C statt. Die den Ofen verlassenden Gase gehen durch Wärmeaustauscher und Kühler und werden auf etwa 30° C abgekühlt; wobei das Rohprodukt anfällt. Das Rohprodukt enthält neben Wasser, nicht umgesetztem Methanol und Dimethyläther etwa 35 - 40% Essigsäure und 15 - 25% Methylacetat. Die leichter siedenden Anteile werden in einer Destillationskolonne abgetrieben und hierbei Methylacetat, Dimethyläther und Methanol gewonnen. Die beiden letzten Produkte gehen in die Fabrikation zurück. Die bei der Destillation als Sumpf anfallende wässrige Essigsäure wird in einem Extraktionsturm mit Propyläther in Gegenstrom extrahiert. Die so erhaltene Propyläther-Essigsäurelösung, die nur noch wenig Wasser enthält, wird schließlich in einer Destillationskolonne in Propyläther, Wasser und Eisessig getrennt.

Zur Herstellung von 100 Kg Essigsäure werden benötigt:

- 80 kg Methanol
- 100 cbm Kohlenoxyd.

Die Ausbeute an Essigsäure + Methylacetat, bezogen auf Methanol, beträgt etwa 65%.

Nebenprodukte:

Als Nebenprodukte entstehen Methan, Ruß und Ameisensäure.

Eigenschaften:

Die auf diesem Wege gewonnene Essigsäure unterscheidet sich von der über Acetaldehyd erhaltenen Essigsäure durch einen geringen Gehalt (ca. 0,5 - 1%) an Ameisensäure und Spuren von Propionsäure.

Verwendung:

Essigsäure wird verwendet

- zur Herstellung von Estern als Lacklösungsmittel
- Essigsäure-Anhydrid,
- Aceton.

Fabrikationsanlage:

Leuna 300 moto.

Leuna, Juni 1942.

23426

Nachdruckverwehrt
Lu 528.2. April 1948, Schu/La.
Zurück an
Vorzimmer Dir. Dr. Pler

Synthese von Essigsäure.

Berechnung des Gleichgewichtes $2 CO + 2 H_2 = CH_3COOH$
nach Entropieangaben und nach der Harnet'schen Näherungs-
formel.

A. Berechnung nach Entropieangaben:

Substanz	Entropie bei 298°K	Verbrennungswärme bei 298°	Landolt-Börnstein
Essigsäure flüssig	28,2	208 700	II b 1609; IIIe 2900 Verdampfungswärme: III c 2781
Essigsäure Dampf	106,7	229 000	
Essigsäure Dampf auf 1 at gerechnet	99,2	-	-
CO	47,28	67 625	III c 2339; (P.u.H ²)
H ₂	31,23	68 315	III c 2334; III c 2694
(2 CO + 2 H ₂)	157,0	371 870	-
Reaktion	Entropieab- nahme	Wärmetönung	
2 CO + 2 H ₂ = CH ₃ COOH	57,8	42 870	-

Die dem Landolt-Börnstein entnommenen Daten ergeben eine Entropieabnahme von 57,8 cal/Grad und eine Wärmetönung von 42 870 cal.

Die Entropieabnahme kann auch aus den von Parks und Hoffman¹⁾ angegebenen Daten über die freien Energien ermittelt werden:
$$2 CO + 2 H_2 + O_2 = CH_3CO_2H; \quad \Delta F_{298} = -91 230 \text{ (freie Bildungsenergie)}$$

$$2 CO + O_2 = 2 CO_2; \quad \Delta F_{298} = -65 480 \text{ (freie Bildungsenergie)}$$
 daraus ergibt sich die freie Energie der Essigsäuresynthese aus CO und H₂ zu

$$\Delta F_{298} = - 25 750$$

(Das negative Vorzeichen bedeutet Tendenz zur Bildung von Essigsäure)

Aus ΔF und der Wärmetönung ΔH° ergibt sich die Entropieänderung nach $\Delta H - \Delta F = T \cdot \Delta S$
zu $S_{298} = - 57,5 \frac{\text{cal}}{\text{grad}}$

1) Parks und Hoffman, Free energies of some organic compounds 1932.

2) = R in der Bezeichnung nach Schottky u. Ulich.

3) = W in der Bezeichnung nach Schottky u. Ulich.

20133N

POOR
COPY 76

Der Wert stimmt mit dem aus den Landolt-Börnstein-Daten ermittelten Wert $\approx 5,8$ überein.

Unter Annahme der I. Näherung nach Ulich (vergl. Zusst. Reits v. 20. 5. 1948) erhält man

$$4,575 \lg K_p = 42.870 \cdot 1/T - 57,5$$

$$\lg K_p = 9.280 \cdot 1/T - 12,8$$

Für die Temperaturen von 250°, 400° und 450° ergibt sich:

$t = 250^\circ$	400°	450°
$T = 523$	673	723

nach Ulich $\lg K_p = 5,8$ $1,5$ $0,5$

d.h. das Gleichgewicht liegt so, dass Acetaldehid bei 450° schon drucklos in ca. 20 %igen Gemisch mit dem Ausgangsgas stabil ist. Bei tieferen Temperaturen nimmt das Stabilitätsgebiet rasch zu.

Die Berücksichtigung der II. Näherung nach Ulich (Berücksichtigung eines mittleren Wertes der spez. Wärmen zwischen Zimmertemperatur und Reaktionstemperatur) bedeutet nur eine kleine Korrektur:

$t = 250^\circ$	400°	450°
nach Ulich II) $\lg K_p = 5,1$	$1,0$	$0,0$

B. Kernst'sche Näherungsformel.

Die Kernst'sche Näherungsformel erfordert ausser der Wärmetönung nur die konventionellen chemischen Konstanten. Es wurde eingesetzt:

für CO	3,8	} ergibt	für die Reaktion 6,7
für H ₂	1,0		
für CH ₃ COOH	3,5		

Da bei der Reaktion 3 Moleküle verschwinden lautet die Näherungsformel

$$\lg K_p = 42.870/4,575 \cdot 1/T - 3 \cdot 1,75 \lg T - 6,7$$

$$\lg K_p = 9.380 \cdot 1/T - 5,25 \lg T - 6,7$$

Für die Temperaturen von 250°, 400° und 450° ergibt sich

$t = 250^\circ$	400°	450°
$T = 523$	673	723

nach Kernst'scher Näherungsformel $\lg K_p = -2,1$ $-7,7$ $-8,8$

Die Kernst'sche Näherungsformel ergibt eine 10^3 bis 10^9 -mal kleinere Gleichgewichtskonstante. Ein entscheidender Beitrag zu diesem Ergebnis rührt von dem Glied $5,25 \lg T$ her. Anscheinend wirken sich die darin enthaltenen Vernachlässigungen viel zu stark aus.

Zusammenfassung.

Das Gleichgewicht der Reaktion $2 \text{CO} + 2 \text{H}_2 = \text{CH}_3\text{COOH}$ liegt so, dass bei 450° aus theoretischem Gasgemisch schon drucklos 20 %

23428

Reaktionsgeschwindigkeit sind. Bei tieferen Temperaturen wächst die Gleichgewichtskonzentration rasch. Da bei der Reaktion drei Moleküle verschwinden, wirkt auch Druck stark fördernd, sodass bei 450°C schon 10 st einem 90 fachen Umsatz entsprechen.

Die Harnet'sche Näherungsformel ergibt weit abweichende Werte. Sie ist wegen der grossen Änderung der Moleküllzahl offenbar nicht anwendbar.

Berechnungen zusammen
mit Dr. Reitz.

gez. Schneider
gez. Reitz.

POOR
COPY

76

Leuna - Werke, den 26. Januar 1942

23429

Herrn
Dr. H e r o l d.

77

Betreffend: Esther C₂₄ und Synol - Alkohole C₁₁ - C₁₄

Der von Herrn Dr. Mensel aus den Oxo - Aldehyden C₁₂ hergestellte Ester C₂₄ hat die folgenden Eigenschaften:

Viskosität in K bei 20°	=	2,53	Flusspunkt	=	200°
" 38°	=	1,70	Stockpunkt:	Der Ester beginnt bei	
" 50°	=	1,50		- 5° zu kristallisieren.	
" 99°	=	1,173			
V.J.	=	194			

Die Tatsache, dass der Ester bei -5° zu kristallisieren beginnt, macht seine Verwendung auf dem Schmierölgebiete unmöglich. Auch in Gemischen mit anderen Estern ist er nicht verwendbar. Ferner ist seine Viskositätszahl zu gering.

Die Synol - Alkohole C₁₁ - C₁₄ wurden verestert mit dem sauren Halbester aus Methyladipinsäure und den Alkoholen der Isobutylol - Fraktion 180 - 250. Es wurde ein Ester mit den folgenden Eigenschaften erhalten:

Spez. Gew.	=	0,919
Viskosität in K bei 20°	=	5,41
" 38°	=	2,86
" 50°	=	2,16
" 99°	=	1,34
V.J.	=	156
Stockpunkt	=	-30°

Dieser Ester ist in Gemisch mit anderen Estern für die motorische Schmierung brauchbar. Es wäre wünschenswert, die Synol-Fraktionen C₉ - C₁₃; C₉ - C₁₄ und C₉ - C₁₅ zu untersuchen, um die Breite des Synol - Ausschnittes, welcher für Schmierzwecke am günstigsten ist, genau zu kennen. Unter der Voraussetzung, dass die bisher motorisch erprobten Ester sich auch in den weiteren motorischen Entwicklungsarbeiten bewähren, würde man etwa 5 - 4000 Jato Synol-Alkohole der genannten Fraktion auf dem Schmierölgebiete verwenden können.

§ Herrn Dr. Giesen Herrn Dr. Metzger
 " Dr. Mensel
 " Dr. Wansel
 " Dr. Groger

1) Mit den Oxo-Alkoholen der gleichen Größe ist der gleiche Ester auch darstellbar.

M. Herold

POOR
COPY

77

11. Jan.
Lernzettel, Nr. 20. Januar 1942

23430

**Beschreibung des Verfahrens
zur Herstellung von synthetischen Schmierölen**
(Anlage zur Herstellung).

18

Das Lernzettel dient zur Erzeugung eines synthetischen Schmieröls. Dieses Schmieröl ist geeignet als Ersatz für Mineral- und andere fette Öle, die bei der Metallbearbeitung Verwendung finden.

Die verwendeten Rohstoffe sind: Adipinsäure, höhere Fraktion der Jäthyl-
Öl-Alkohole, Jäthylaldehyd und Formalin. Die Produktion zerfällt in zwei Teile: die Herstellung des Pentaglykols als Zwischenprodukt und die Erzeugung des eigentlichen Esters.

Das Pentaglykol wird durch Kondensation von 1 Mol Jäthylaldehyd und 2 Mol Formaldehyd in Gegenwart von Katalysator in Rührgefäßen durchgeführt. Die Reaktionsmischung wird mit Jäthyläther in Extraktionsflaschen extrahiert. Dabei zerfällt die Lösung in eine formaldehydhaltige Phase und die das Pentaglykol enthaltende Jäthylätherphase, die als solche zur Veresterung benutzt werden kann.

Die Veresterung geht in zwei Stufen vor sich und erfolgt jeweils in Rührgefäßen. In der ersten Stufe wird überschüssige Adipinsäure mit einem Alkohol des Jäthyläthers unter Kontaktgabe verestert. Das Veresterungsprodukt wird nach erfolgter Kühlung durch Zentrifugieren von nicht umgesetzter anhydrierter Säure befreit, die wieder als Einsatz zurückgeht. Der saure Ester wird nun mit Pentaglykol in der zweiten Veresterungsstufe vollständig verestert.

Das Produkt der Veresterung 2 wird einer Neutralisation mit Lauge und einer Wasserwäsche unterworfen. Die alkalische Wäsche wird in einer beschriebenen Wasseraufbereitungs-Apparatur durch Ansäuern auf sauren Ester aufgearbeitet, der bei der Veresterung 2 wieder eingesetzt wird.

Der gewaschene neutrale Ester wird in einem Destillationsverfahren geteilt, wobei ein Vorlauf und als Destillations-Rückstand der fertige Ester anfällt, der nach Schmelzung mit Gleicherte nur noch auf Viskosität eingestellt werden braucht.

Der bei der Destillation anfallende Vorlauf wird in Jäthyläther, das zur Extraktion des Pentaglykols wieder verwendet wird und in Abfallalkohol zerlegt.

Lernzettel

78

79

*Dr. Geib
Königsberg
D. 2. Masch. 11/11
1911*

*zur Kenntnis mit B. K.
im R. 11/11
Ha.*

Dr. Geib

Wärme-Betrachtungen zur Alkali-Dehydrirung primärer Alkohole

Et.

POOR COPY 79

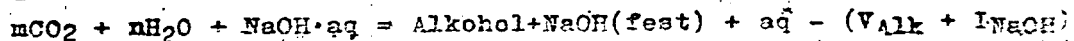
Für die verfahrensmäßige Angestaltung der Reaktion



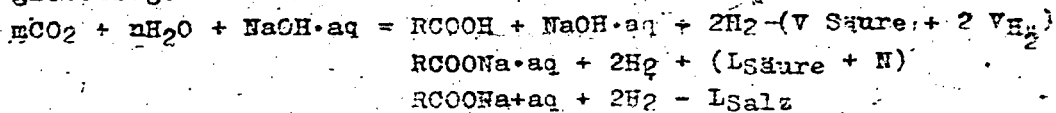
wie sie die Weiterverarbeitung der Oxo- und Synolalkohole auf Fettsäure Salze (Seifen) vorsieht, ist die Kenntnis ihrer Wärmetönung nötig. Diese läßt sich ermitteln, wenn folgende Daten bekannt sind:

- 1.) Die Verbrennungswärmen (V) des Alkohols, der Säure und des H₂
- 2.) Die Lösungswärmen (L) von NaOH, der Säure und des Salzes,
- 3.) Die Neutralisationswärme (N) der verdünnten Säure (falls die der reinen Säure mit verdünnter Lauge gemessen wird, ist natürlich die Lösungswärme der Säure darin mit enthalten)
- 4.) Die Verdünnungswärmen, falls die Endlösungen der Vorgänge unter 2.) und 3.) nicht von gleicher Konzentration sind; sie sind kaum größer als die Ungenauigkeiten der Verbrennungswärmen.

Um aus diesen Daten die Wärmetönung der Reaktion abzuleiten, ist es zweckmäßig, aus den Endprodukten der Verbrennung (CO₂ und H₂O flüssig) sowie verdünnter wässriger NaOH die linke und die rechte Seite der obigen Reaktionsgleichung schrittweise aufzubauen und die jeweils erforderlichen Energien in Rechnung zu stellen. Um die linke Seite zu erhalten, ist die Verbrennungswärme des Alkohols, V_{Alk}, und die Lösungswärme des NaOH, L_{NaOH}, aufzuwenden:



Die rechte Seite wird auf folgendem Wege und mit folgenden Energiebeträgen erreicht:



Die Differenz der für die Erreichung der linken und rechten Seite erforderlichen Energiebeträge ist die gesuchte Wärmetönung der Reaktion, diese ist exotherm, wenn der zur Herstellung der linken Seite erforderliche Energieaufwand größer ist als der für die rechte Seite, also

$$T = V_{\text{Alk}} - V_{\text{Säure}} - 2V_{\text{H}_2}$$

$$- L_{\text{NaOH}} + L_{\text{Säure}} + N - L_{\text{Salz}}$$

Die Verbrennungswärmen sowie die Lösungswärme des Ätznatrons können der Literatur entnommen werden; die übrigen Wärmetönungen sind in der Literatur nur für Essigsäure vorhanden; für Buttersäure wurden sie hier von Dr. Eckhardt bestimmt.

POOR COPY 79

23433

1. Lösungswärme + Neutralisationswärme der Säure = + 12,74 kcal/Mol. Dabei wurde reine Buttersäure mit 2,2 n NaOH in geringem Überschuß neutralisiert, so daß die Endlösung 1,7 molar an Butyrat war.
2. Lösungswärme des Na-Butyrats zu 0,7 m Lösung = + 3,45 kcal/Mol. Die Verdünnungswärme von 1,7 m Lösung (die bei der Neutralisation erhalten wurde) zu 0,7 m ist gering, für Na-Acetat ist sie in der Literatur zu + 0,12 kcal/Mol angegeben, in folgenden soll daher mit einem Wert für die Lösungswärme + Neutralisationswärme der Buttersäure zu 0,7 m Lösung von 12,85 kcal/Mol geschätzt werden. Es ergeben sich dann für Essigsäure und Buttersäure folgende Werte:

	Essigsäure	Buttersäure
Valk ==	+ 326,7	+ 638,1 kcal
-VSäure =	- 208,7	- 522,2
-2VH ₂ =	- 136,65	- 136,65
	- 18,65	- 20,75
+ LNACH =	+ 9,95 ¹⁾	+ 9,85 ¹⁾
+ LSäure =	+ 0,3	
+ N =	+ 13,35	+ 12,85
- LSalz =	- 3,87	- 3,45
	+ 19,63	+ 19,25

Da die Summen der Neutralisations- und Lösungswärmen für Essigsäure und Buttersäure nur wenig voneinander verschieden sind, wird man annehmen dürfen, daß auch für höhere Säuren dieser Unterschied nur minimal ist. Die Differenz der Verbrennungswärmen $V_{alk} - V_{Säure} - 2V_{H_2}$ ergibt folgenden Gang (nach Literaturwerten, alle Säuren und Alkohole flüssig) für verschieden lange Kohlenstoffketten:

C₁ C₂ C₃ C₄ C₁₀
 -25,9 ± 1; -18,7 ± 1; -20,25 ± 1; -20,75 ± 1; -16,0 ± 4 kcal

Der Fehler ist dabei nur geschätzt (von den Autoren nicht angegeben). Für Butanol wurde in der Berechnung der neueste Wert der Verbrennungswärme von Rossini eingesetzt, während man dagegen den älteren um 1,2 kcal höheren Wert von Verkafe und Coops, von denen auch der Wert für die Buttersäure stammt, so erhielte man für C₄ -19,55 kcal. Der keineswegs eindeutig hervortretende Gang in den Verbrennungswärmen läßt jedenfalls sicher erkennen, daß für höhere Homologe (C₁₀) der Unterschied nicht nach größer, sondern eher kleiner

¹⁾ Diese Werte der Neutralisations- und Lösungswärmen gelten für Essigsäure bei 0,275 m Lösungen, bei Buttersäure für 0,7 m

POOR COPY 79

23434

vor ist, so daß sich für die Reaktion



folgende Wärmetönung ergibt:

$$\Delta H = -6 \pm 3 \text{ kcal/Mol} \quad \text{C}_2 \quad \text{C}_3 \quad \text{C}_4 \quad \text{C}_5 \quad \text{C}_6 \quad \text{C}_7 \quad \text{C}_8 \quad \text{C}_9 \quad \text{C}_{10}$$

Diese Angaben beziehen sich auf 25°C, bei etwa 500°C dürfte die Reaktion ein wenig, etwa um 2 kcal/Mol endothermer sein, also für C₁₀ und höher 0 ± 2 kcal/Mol als Wärmetönung haben. Für einen technischen Prozeß ist also die Wärmetönung der Reaktion Alkohol (flüssig) + NaOH (fest) = Salz (fest) + 2H₂ gegenüber anderen Wärmequellen vernachlässigbar klein. Die technische Reaktion wird sicher nicht von ganz reinem insbesondere wasserfreiem Ätznatron ausgehen, außerdem ist das Salz auch flüssig, eventuell auch das Ätznatron, d.h. es sind die Verdampfung des in Ätznatron enthaltenen Wassers, die Schmelzwärme des Ätznatrons (1,6 kcal/Mol) und die Schmelzwärme des Salzes noch zu berücksichtigen. Über die Schmelzwärme des Salzes finden sich in der Literatur keine Angaben, man kann sie etwa zu 6 ± 4 kcal/Mol abschätzen.

ge

AWP 2 x
Organ.Abt. 2 x
HBS 3 x
Dr. Eckhardt
Versuchslabor.

POOR COPY 79

80

Aethylen-Anlage Heydebrück (Häuber-Verfahren)
Gasmengenplan nach dem Stande v. 15.7.42.

23435

berechnet für 6000 und 7000 Jahresbetriebsstunden in m^3/h (0°C, 760 mm Hg).

Ausbau I:
 38000 tate Aethan von Blechhammer

Ausbau II:
 Ausbau I +
 12500 tate Aethylen } aus Ferngas
 5000 " Aethan }

Ausbau IIIa:
 Ausbau II +
 5000 tate Aethan aus Hydriräthylen-
 Herstellung.

Ausbau IIIb:
 Ausbau II +
 5000 tate Aethan } aus Hydriräthylen-
 16000 " Aethylen } Herstellung

	Grund-Zahlen Aktennotiz No. 88 v. 29.5.42	Ausbau I:		Ausbau II:		Ausbau IIIa:		Ausbau IIIb:	
		8000 Stunden	7000 Stunden	8000 Stunden	7000 Stunden	8000 Stunden	7000 Stunden	8000 Stunden	7000 Stunden
Frischgas v. Blechhammer: Aus Linde-Anlage in Olefin-Wäsche: Aethan Aethylen		4,75 t= 3500 m^3/h	5,43 t=4000 m^3/h	4,75 t=3500 m^3/h	5,43 t=4000 m^3/h	4,75 t=3500 m^3/h	5,43 t=4000 m^3/h	4,75 t=3500 m^3/h	5,43 t=4000 m^3/h
		-	-	0,38 t= 280 m^3/h	0,43 t= 320 m^3/h	0,76 t= 560 m^3/h	0,86 t= 640 m^3/h	0,76 t= 560 m^3/h	0,86 t= 640 m^3/h
				1,56 t=1240 m^3/h	1,78 t=1410 m^3/h	1,56 t=1240 m^3/h	1,78 t=1410 m^3/h	1,56 t=1240 m^3/h	1,78 t=1410 m^3/h
Frischgas	m^3/h	1000	4000	3500	4000	3500	4000	3500	4000
Rückgas	"	1080	4320	4360	4980	4950	5660	4950	5660
Eingang Spaltanlage	"	2030	8130	7680	8780	8240	9420	8240	9420
Spaltgas	"	2970	11880	11230	12840	12070	13800	12070	13800
Zwischengas Olefin-Wäsche	"	140	560	530	610	570	660	570	660
Eingang Olefin-Wäsche	"	3110	12440	13280	15180	14440	16510	16030	18320
Olefin gas 1 (ata-Entsp.)	"	300	1200	1600	1830	1680	1920	2320	2650
Olefin gas 2 (vak.-Entsp.)	"	510	2040	2710	3100	2850	3260	3800	4340
Eingang Aethan-Wäsche	"	2160	8640	8440	9640	9340	10670	9340	10670
Rückaethan 2 (2 atü)	"	800	3200	3230	3690	3670	4190	3670	4190
Rückaethan 0 (0 atü)	"	280	1120	1130	1290	1280	1460	1280	1460
Restgas	"	1080	4320	4080	4660	4390	5020	4390	5020
Olefin gas-Produktion	m^3/h	2840	3240	4310	4930	4530	5180	6120	6990
	t/h	3,6	4,1	5,4	6,2	5,7	6,5	7,7	8,8
	tate	28600	33000	43300	49500	45500	51800	61500	69900
Olefin gehalt (Vol.%) " Eingang Olefin-Wäsche "		30 %	36 %	36 %	36 %	35 %	35 %	42 %	42 %

In obigen Zahlen sind 5 % Verluste (Undichtigkeiten u.s.w.) berücksichtigt durch Zuschlag zum Frischgas v. Blechhammer.
 Nicht berücksichtigt sind die Verluste der aus der Lindeanlage übernommenen Gase.
 Hydriräthylenherstellung: $CH_4 \rightarrow C_2H_2 \rightarrow C_2H_4$
 Vorliegende Zahlen wurden als Unterlagen für die Apparateauslegung und nicht für die Produktionsberechnung ermittelt.

POOR COPY 80

Lösungs- und Weichmachungsmittel.

Hydrierungs-
abgase
2176 t

Koks
146385 t

Brudekok
10809 t

Roh-
Braunkohle
53027 t

Acetylen¹⁾
[1734 t]

¹⁾ Acetylenzeugung ist in Ch. 15
nicht angeführt, da dieses Gas
nicht isoliert wird.

Rohmethanol
754 t
zugeschafft

Kohlenoxyd-
Wasserstoff
130964 t

Isobutylöl
519 t
zugeschafft

Ethylalkohol
77 t
zugeschafft

Rohmethanol
für Treibstoff:
59292 t
für Lösungsmittel:
43209 t
Reinmethanol:
1753 t

Roh-Isobutyl
Gas-Erzeugung:²⁾
29232 t
für Treibstoff-
erwärmung:
1262 t³⁾

²⁾ wasserhaltig und methanolhaltig, von der
Gesamtsumme sind jedoch 5987 t wieder
als Kreislaufprodukt in wasserfreier Form
in den Prozeß zurückgeführt worden.

³⁾ die 1262 t stellen den im Rohisobutyl
enthaltenen Methanolanteil dar, soweit
er in den Treibstoff gegangen ist.

4

Einwertige Alkohole
P 61175 t
A 85,5 t⁴⁾
K 200000 t

⁴⁾ Kapazität auf wasserfrei,
destillierte Ware bezogen.

6

Ketone u. Aldehyde
P 2093 t
A -
K 600 t

7

Äther
P 331 t
A -
K 2400 t

15

Aliphatische Amine
P 436 t
A 77 t
K 720 t

7

Kohlenwasserstoffe
P 13 t
A -
K 250 t

Methanol
Rohmethanol:
43209 t⁵⁾
Reinmethanol:
1753 t

Propylalkohol
360 t

Isobutylalkohol
4376 t

Amylalkohol
23 t

Sonstige Alkohole
1454 t

Acetaldehyd⁶⁾
2066 t

Sonstige Ketone
u. Aldehyde
27 t

Dimethyläther
331 t

Mono-
Methylamin
239 t

Di-
Methylamin
167 t

Sonstige Amine
20 t

Sonstige
Kohlenwasserstoffe
13 t

⁵⁾ für Lösungsmittel

⁶⁾ Betrieb Frühjahr 38
stillgelegt

K = Kapazität in Tonn

81-A
B.K.U.-Sch 281

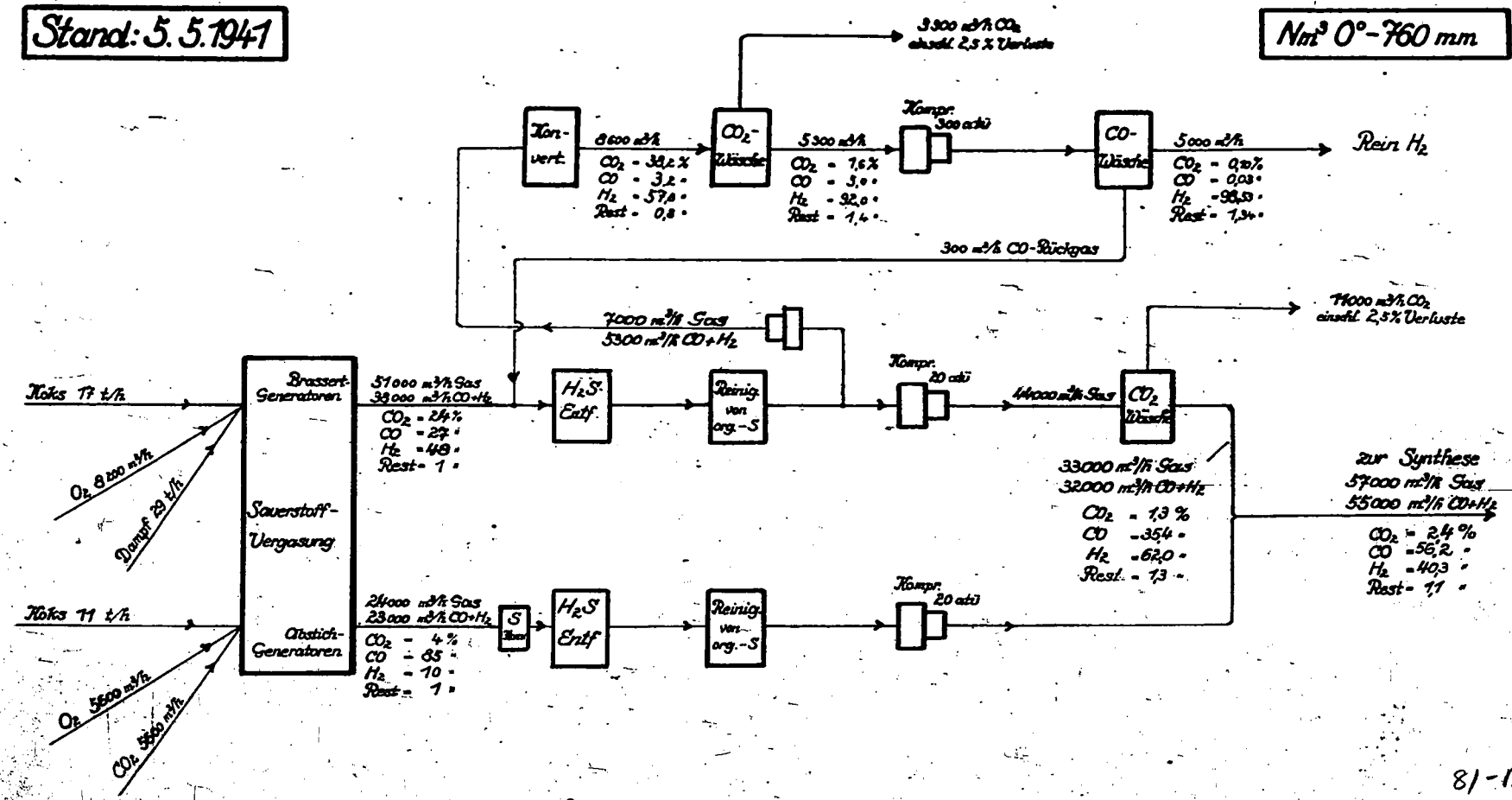
23437

Gasschema Auschwitz

Getrennte Gasführung bis hinter CO₂-Wäsche

Stand: 5.5.1941

Nm³ 0°-760 mm

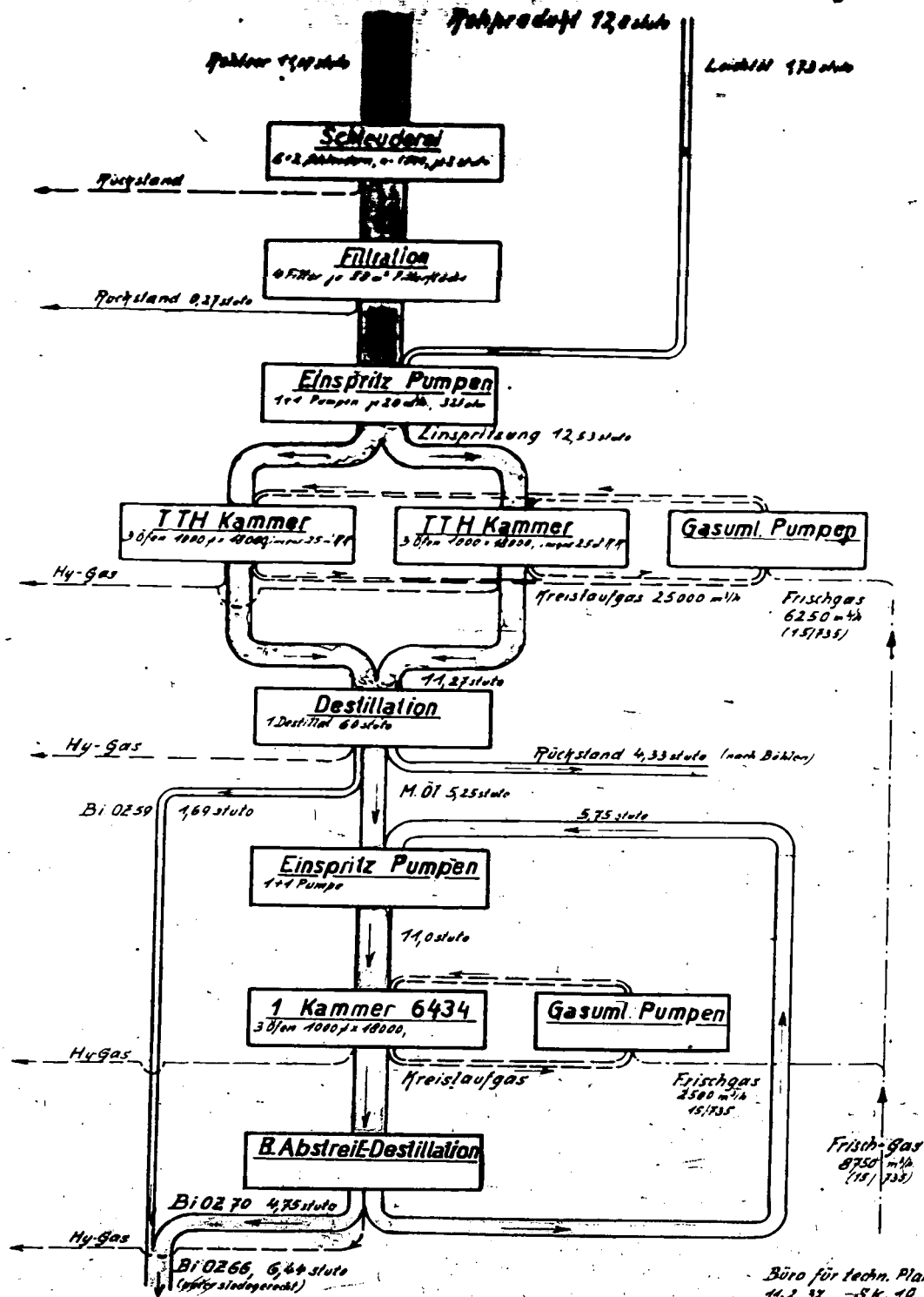


81-13

81 B

23438 91-6

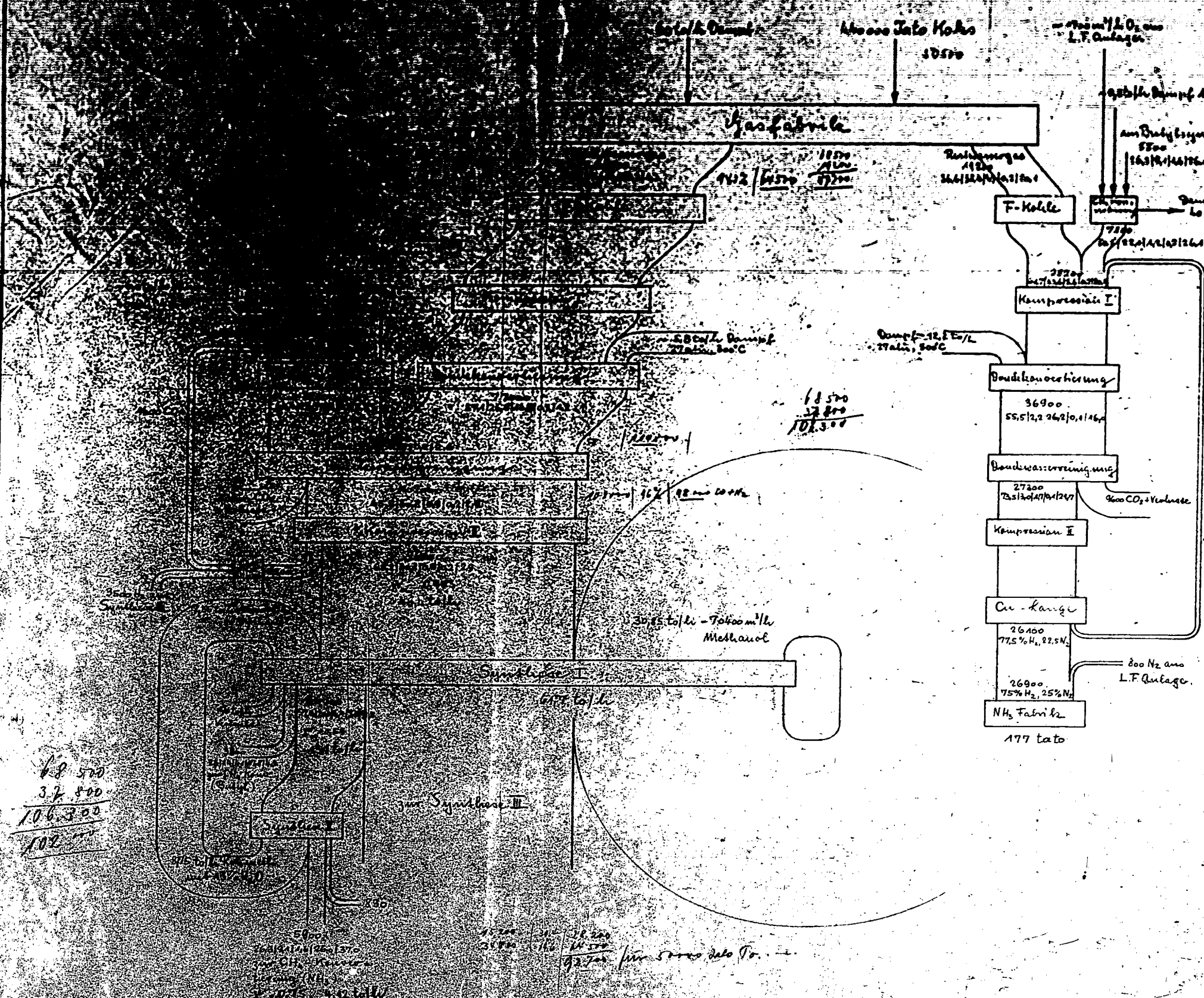
Schema zur Verarbeitung
von 100000 Tons Rohprodukt auf 50000 Tons Benzin Anfahrstufe



3/14/24

Büro für techn. Planung.
 11.2.37 - 54-19.

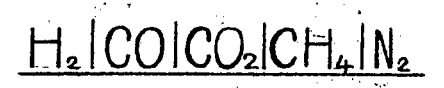
81 C



68 500
37 800
106 300
102

68 500
37 800
106 300

Zahlen ohne Berechnung bidirekt
m³/h bei 15°C in 735,5 mm Hg



Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr
Paßsystem Einheitsbohrung		Betriebsdruck	atü	Probdruck
Tag		Name		
gezeichnet		AFSchr 530a		
geprüft		M.A. 31 Vorz		
normgepr.				
Maßstab:		I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein		
		Scheina VII a		
Alle Rechte an dem Urheberrechtsgesetz vom 19. 6. 1901 stehen zu. Die Zeichnung ist nach Ge- brauch sofort zurückzugeben. Sie darf weder veröffentlicht, zu Zwecken des Wettbewerbs ver- wertet oder an dritte Personen offengelegt werden. (Gesetz vom 1. 6. 1909 § 162. Siehe auch DIN 54)				Ersatz für Ersatz durch

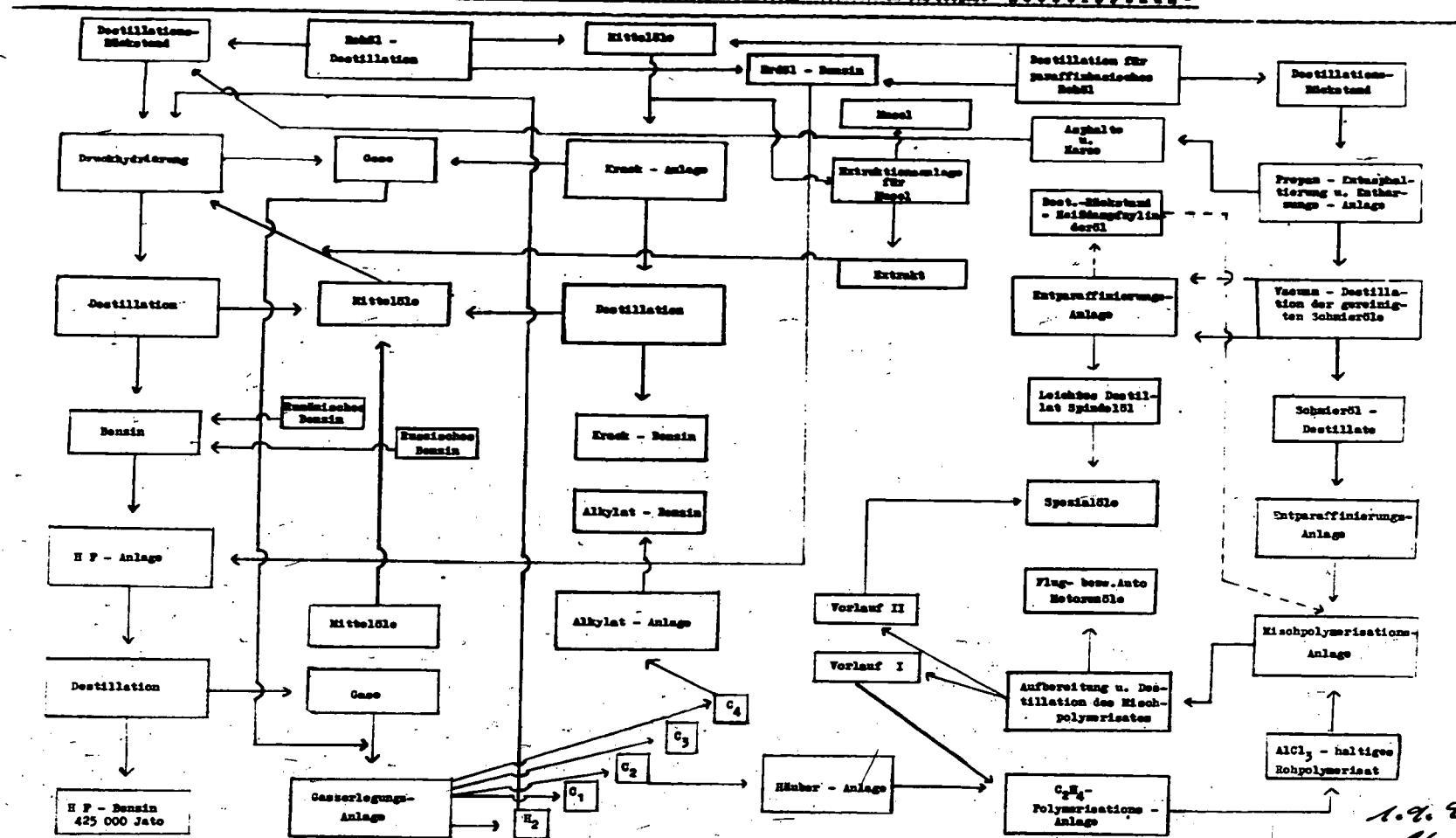
Bau Nr. Betrieb Gegenstand: *Gasfabrik der To-Anlage Ost*

81-D

POOR COPY 81 D

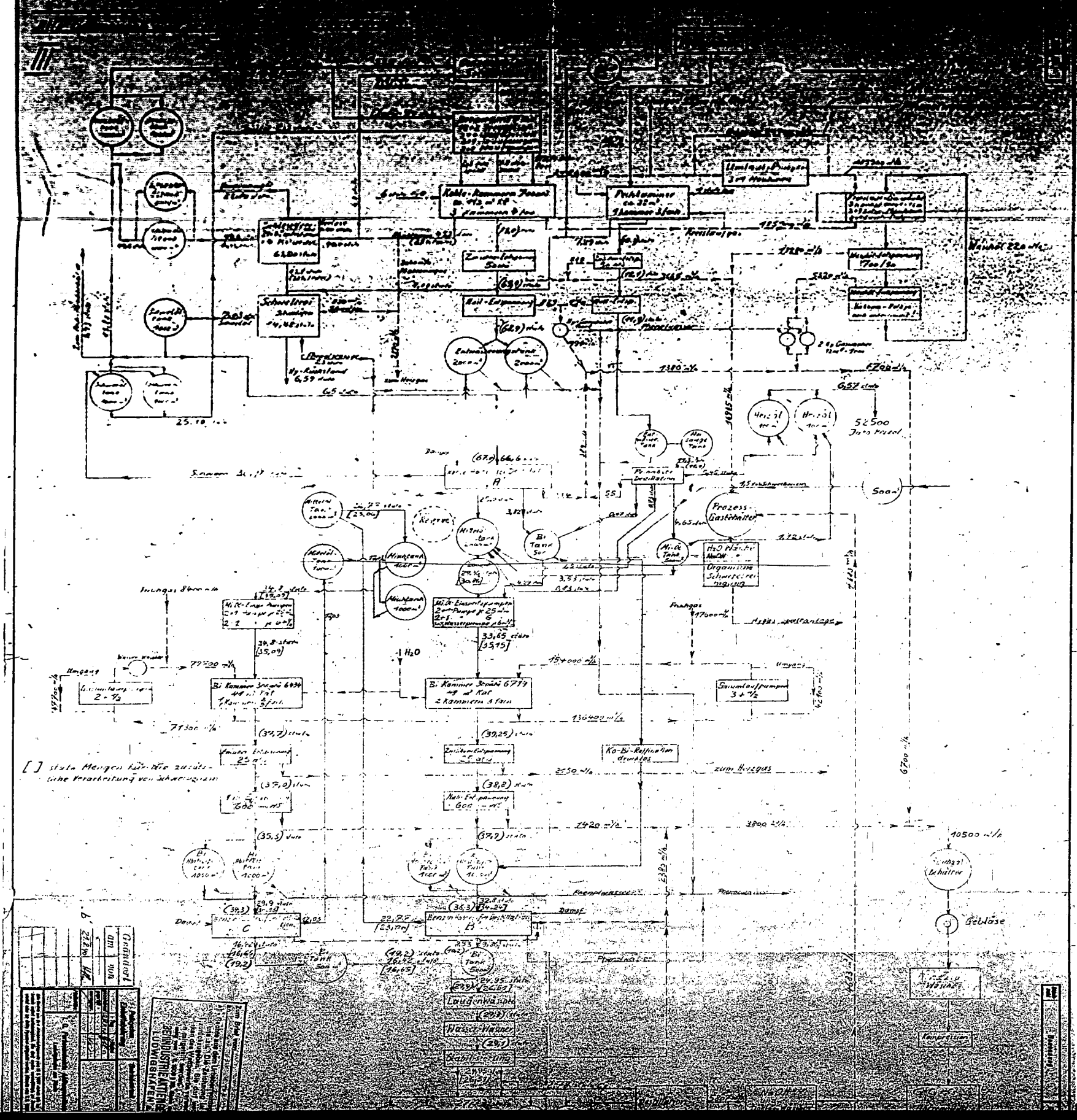
23440

Fließplan der Ausgangs-, Zwischen- und Fertig-Produkte in der Petrochemie - Hoesch-Verfahren



1.9.41
E 53325 Kaur

81 E

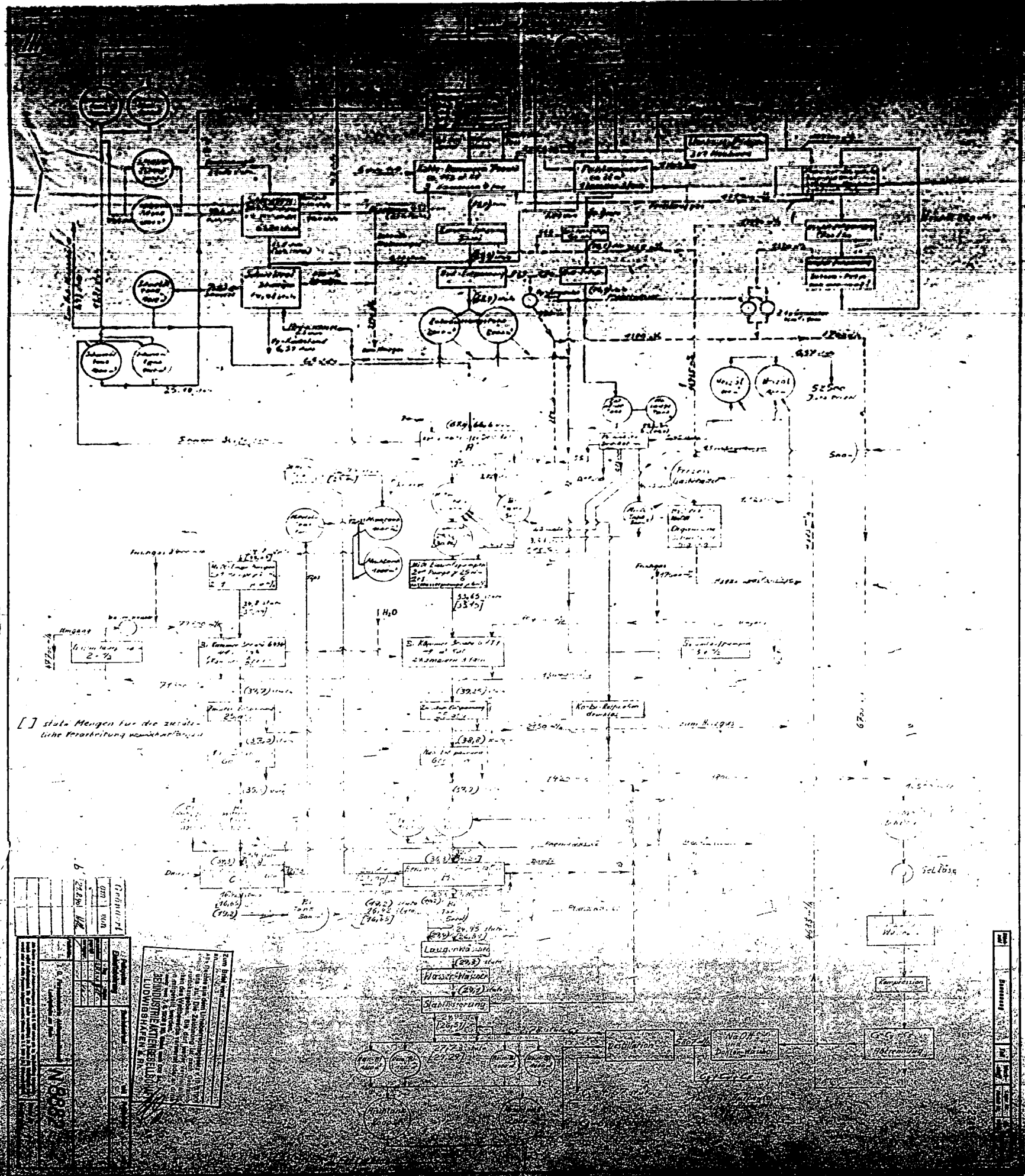


Größenart	Einheit	Wert
...
...
...

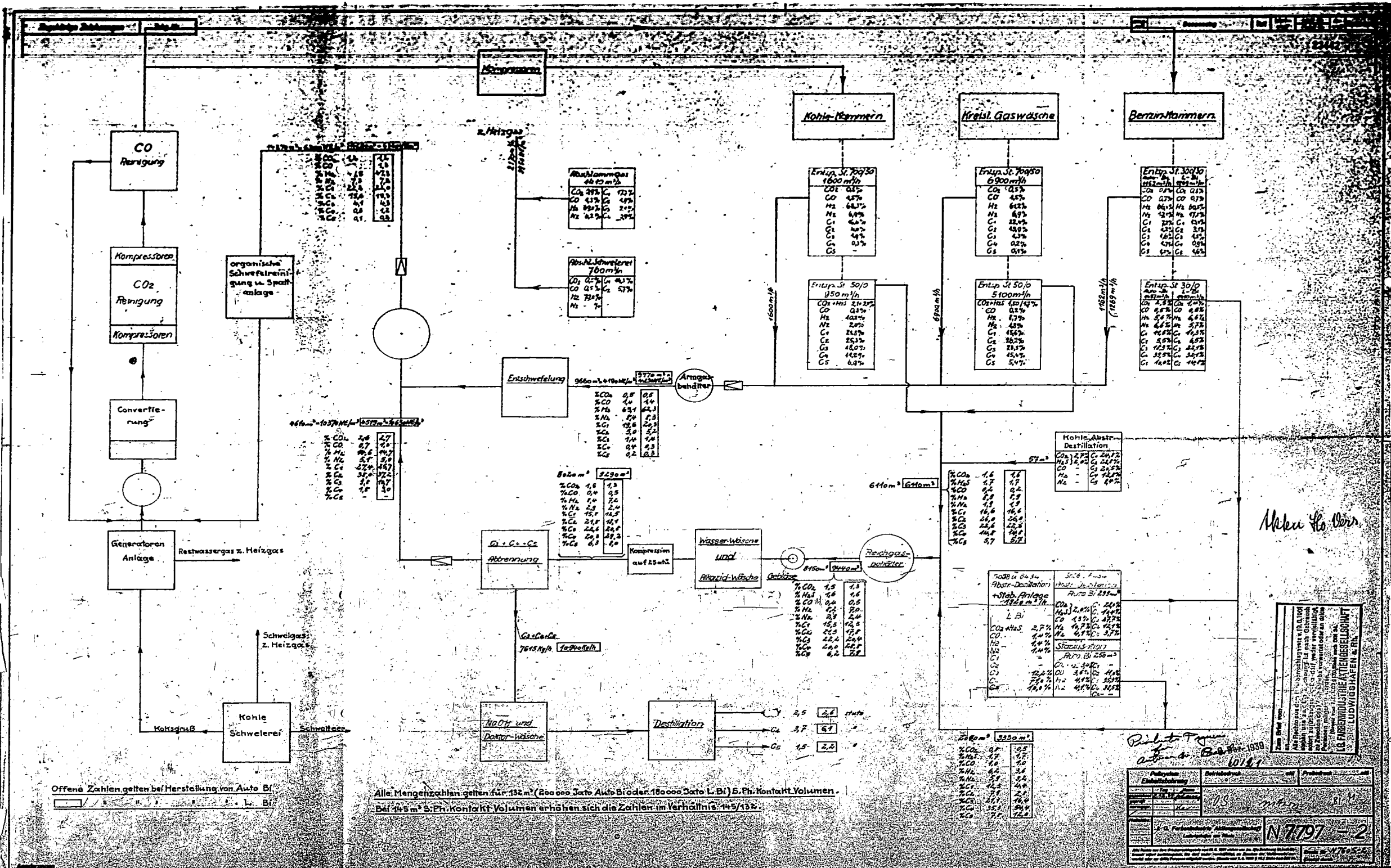
ZENTRALANSTALT FÜR
 TECHNISCHE ANFORDERUNGEN
 UND VERFAHREN
 DER
 CHEMISCHEN INDUSTRIE
 (D. 1000)

- Kohle-Waschmaschine
 Kohle-Extraktion
 Kohle-Extraktion
 Kohle-Extraktion
 Kohle-Extraktion

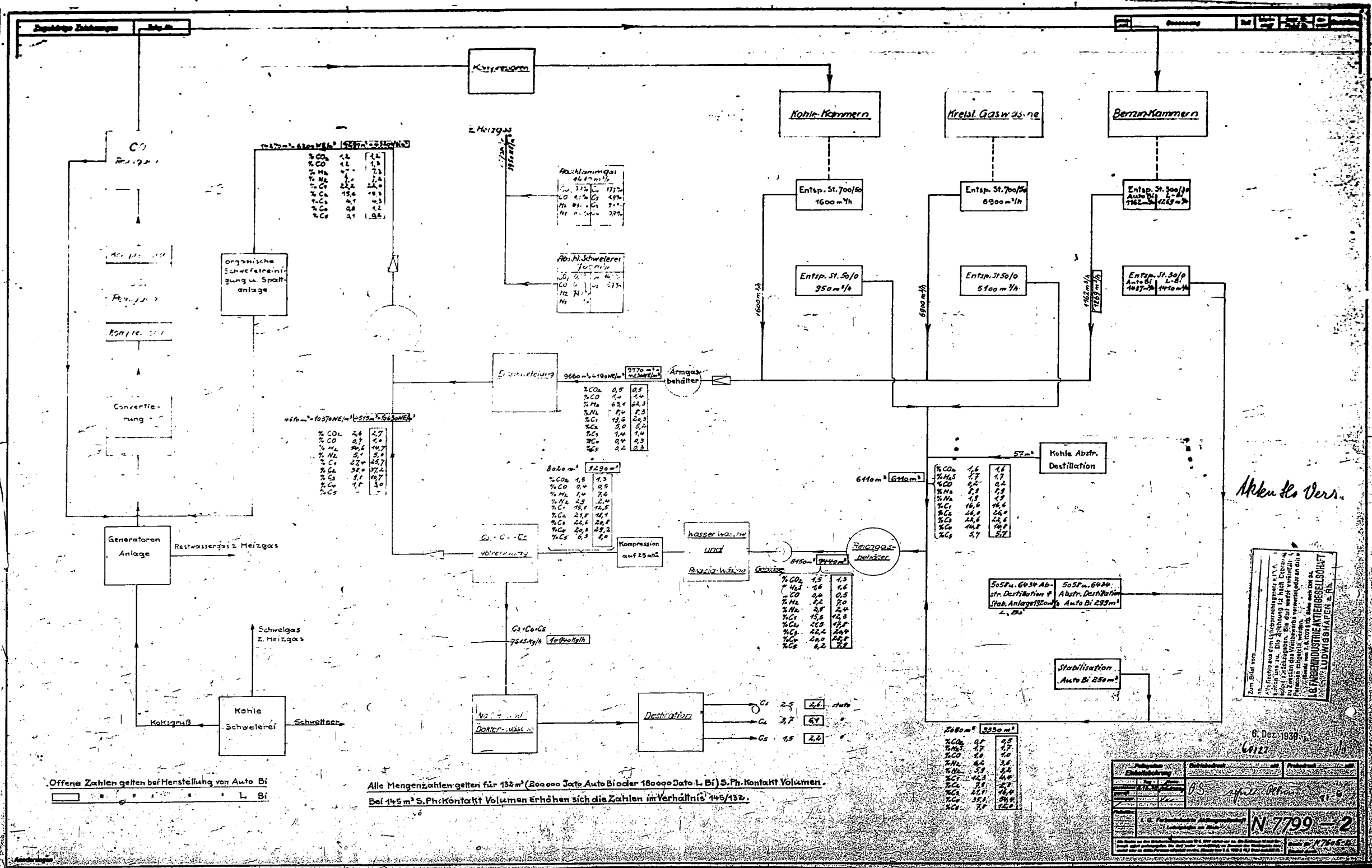
POOR COPY
 81 F



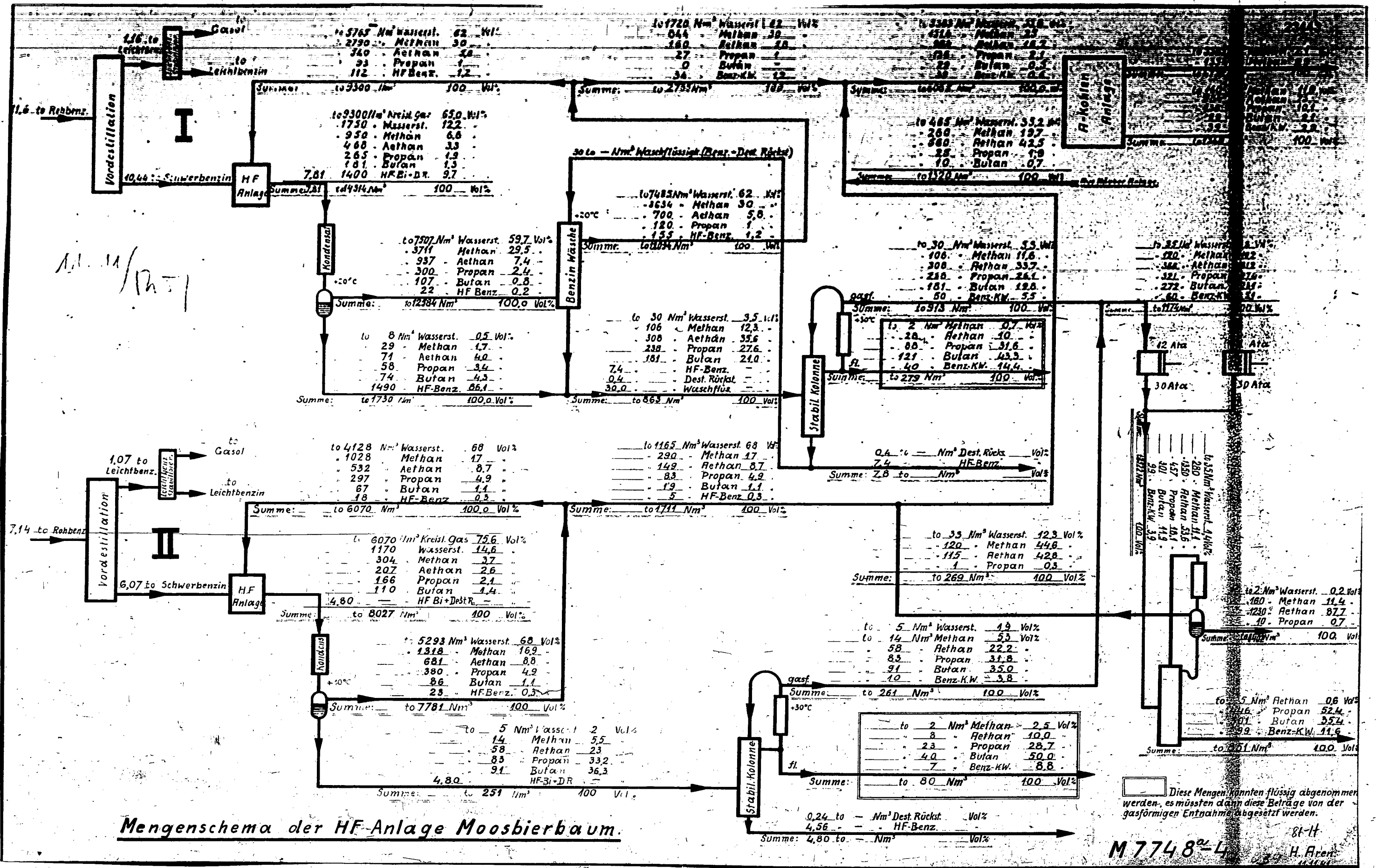
POOR COPY 81 F



POOR COPY 81 G



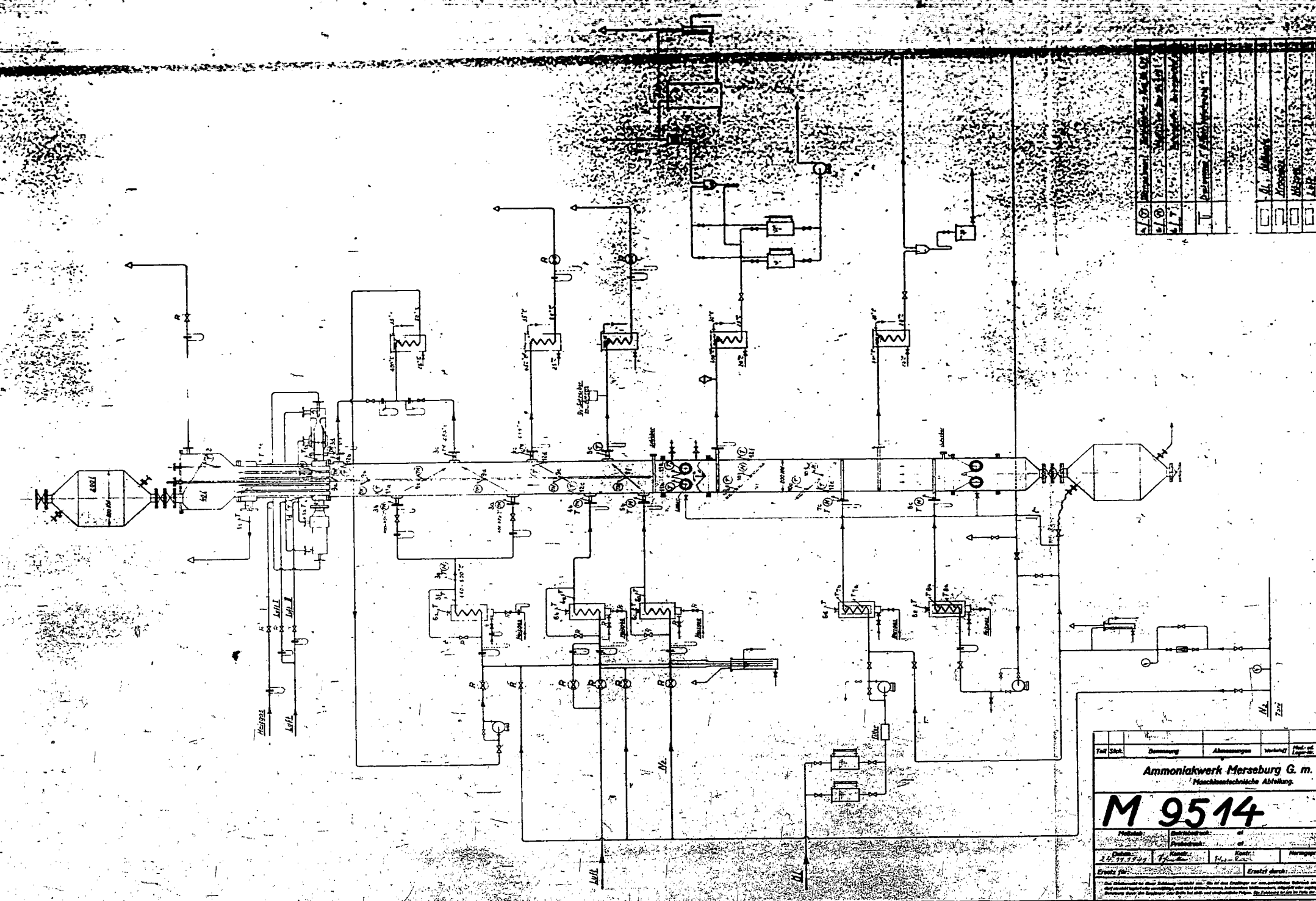
POOR COPY 81 G



Mengenschema der HF-Anlage Moosbierbaum.

Diese Mengen könnten flüssig abgenommen werden, es müssten dann diese Beträge von der gasförmigen Entnahme abgesetzt werden.

M 7748-4
81-H
H. Aren



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

Schwarz-Blau-Druck
 Zeichnung des Ammoniakanlagen
 Teil 1/100
 M 9514-2

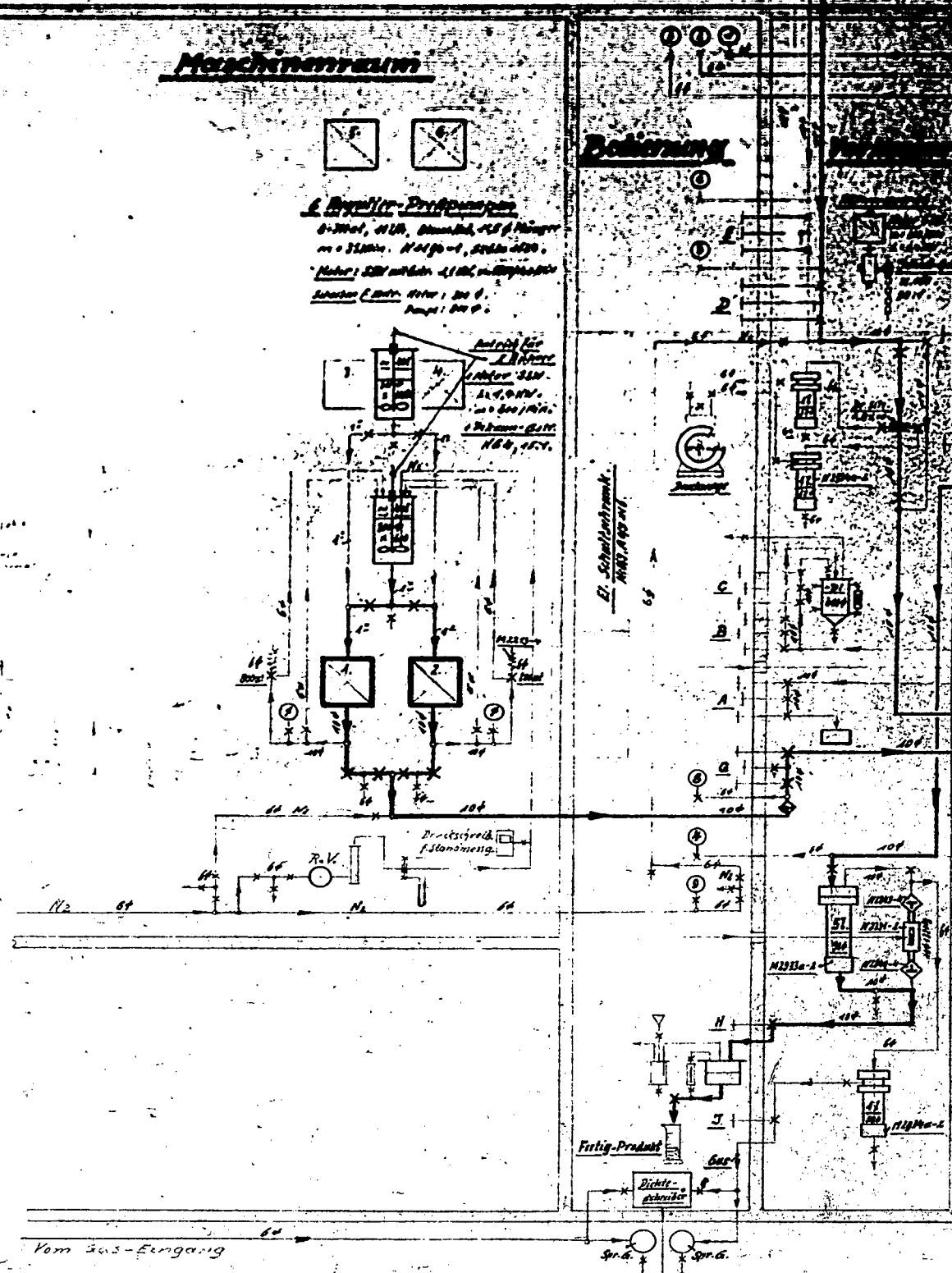
Teil (Stk.)	Demontage	Abmessungen	Verfahren	Prob.-an-gelegen.	Quadrat	Demontage
Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. Maschinen technische Abteilung						
M 9514 -2						
Feldzahl		Probefeldzahl		Probefeldzahl		Probefeldzahl
1/1		1/2		1/3		1/4
Erstellt durch:						
Geprüft durch:						
Abgezeichnet durch:						
Freigegeben durch:						
Datum:						

POOR COPY 81 I

Maschinenraum

1. Drucker-Druckpumpe

6-Wechsel, 11/16", 2000 U/min, 1/2" Nennweite
 Motor: 200 Watt, 230V, 50 Hz
 Schalter: 2 Wechsler, 10 A, 230V
 Pumpe: 100 l/min

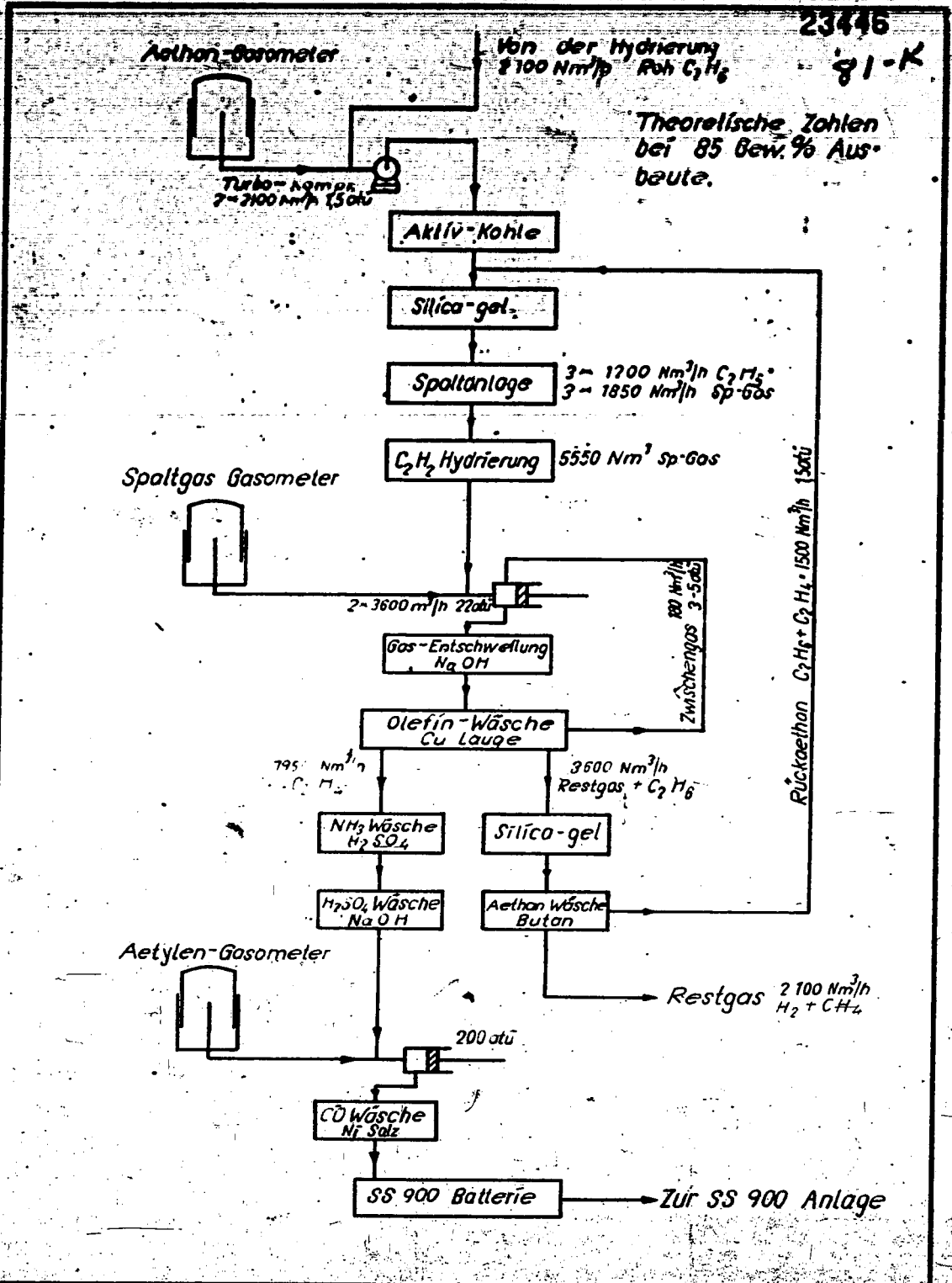


Teil	Stück	Benennung	Abmessungen	Werkstoff	Mat.-nr. Lager-Nr.	Gezeichnet	Genehmigt
Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. Maschinentechnische Abteilung							
M 5308 - 4							
Maßstab:	Betriebsdruck:	at	Fachgruppe:				
Datum:	Konstr.:	Kontroll:	Normgeprüft:				
Erstellt für:	Erstellt durch:						

Bel. W. P. B.
 Nr 869 Kleinversuche Schema zum 700 at-Versuch

1310 - M 869

POOR COPY 81 J



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.
1942

Schema für die Häuber-Anlage

M4819^a-16

Betrieb: M 955

10. Sep. 1942

3

2. Sep. 1942

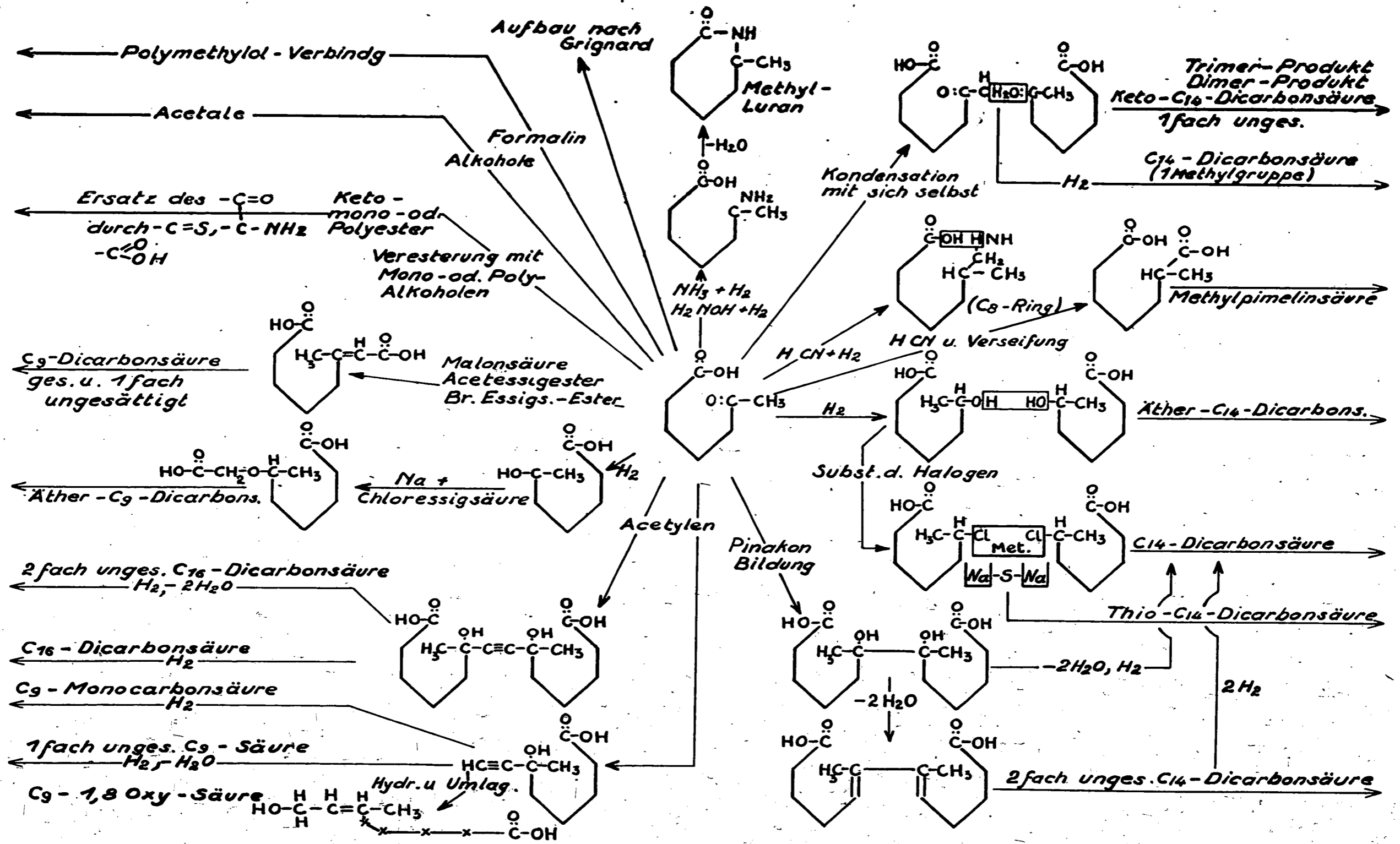
8

5000 g. 40 Carl Schenker & Sohn, Darm.

POOR COPY 81K

Die Ketosäure als Baustein für Synthesen

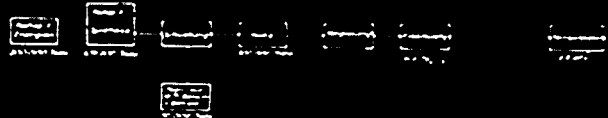
23447



81 L

Treibstoff-Synthese aus $CO+H_2$ und deren Umstellungsmöglichkeiten
auf Synol- oder Methanol- oder Isobutylöl-Synthese.

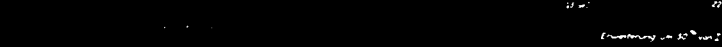
I. Drefinisches Benzol + Doppelöl



II. Synol

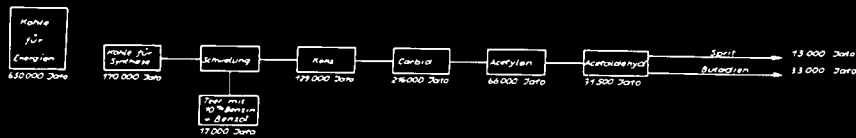
III. Methanol + Isobutylöl

230 000 Tonne

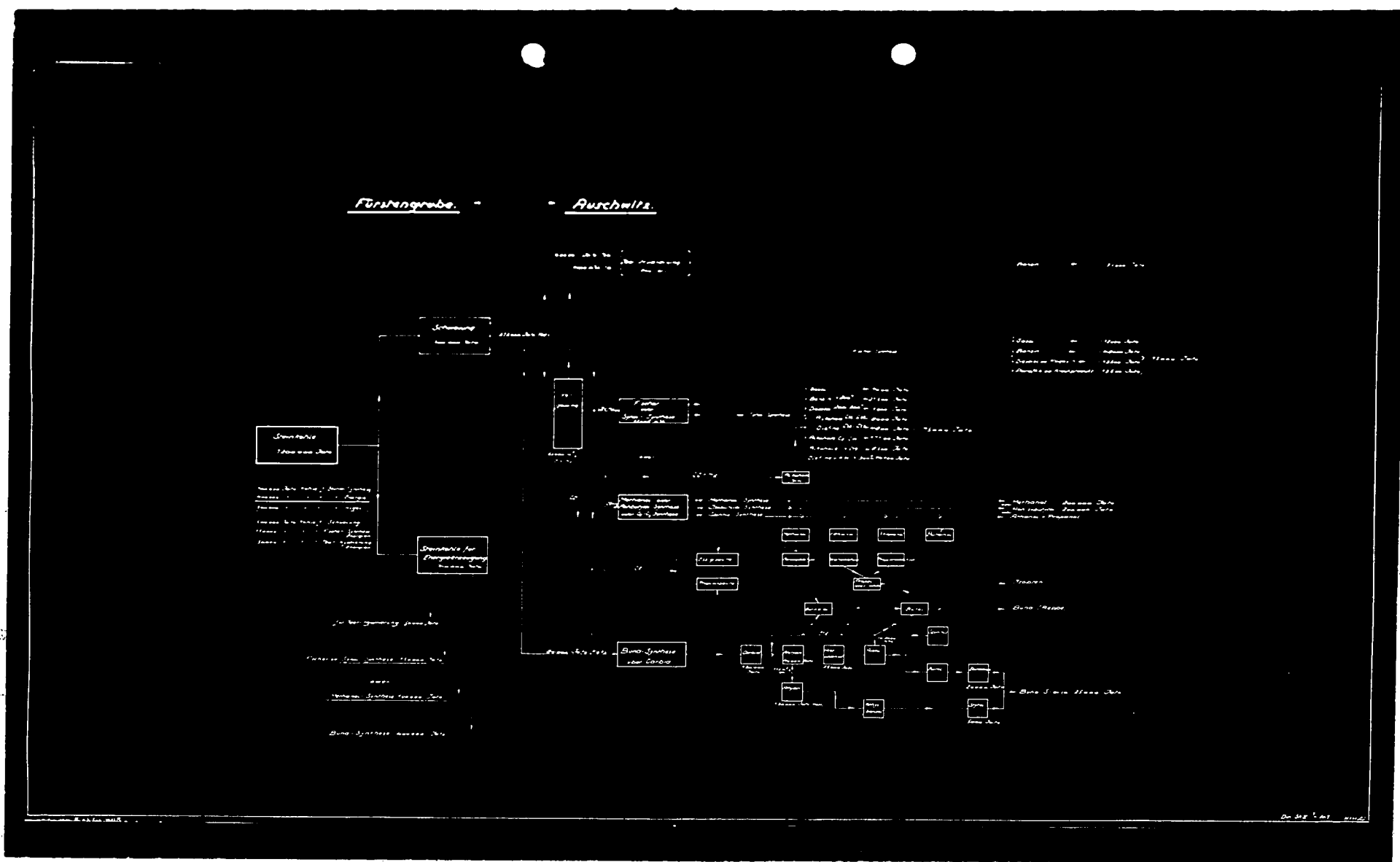


Erweiterung um 30% von I

Buna:



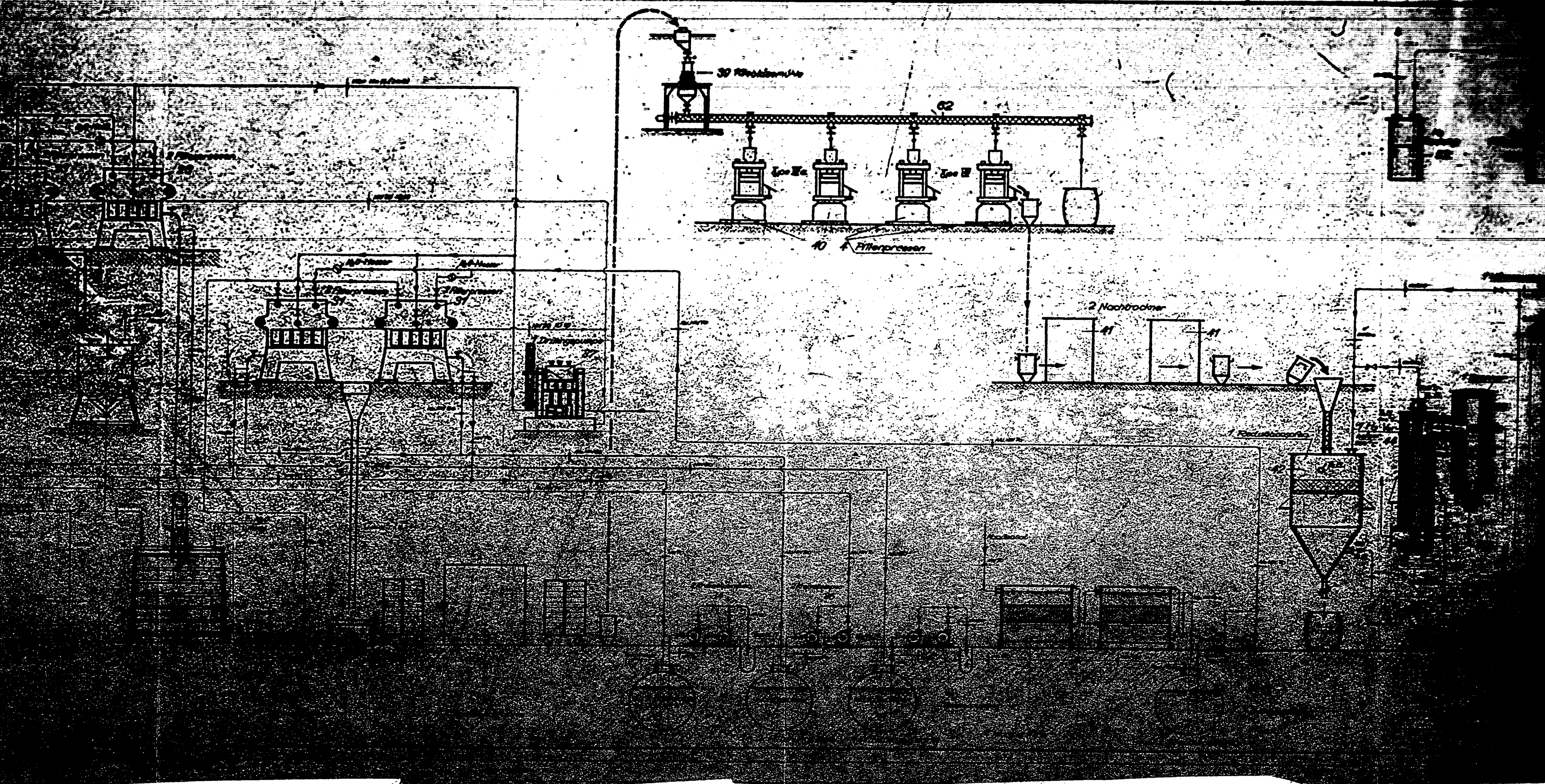
81 M



81 N

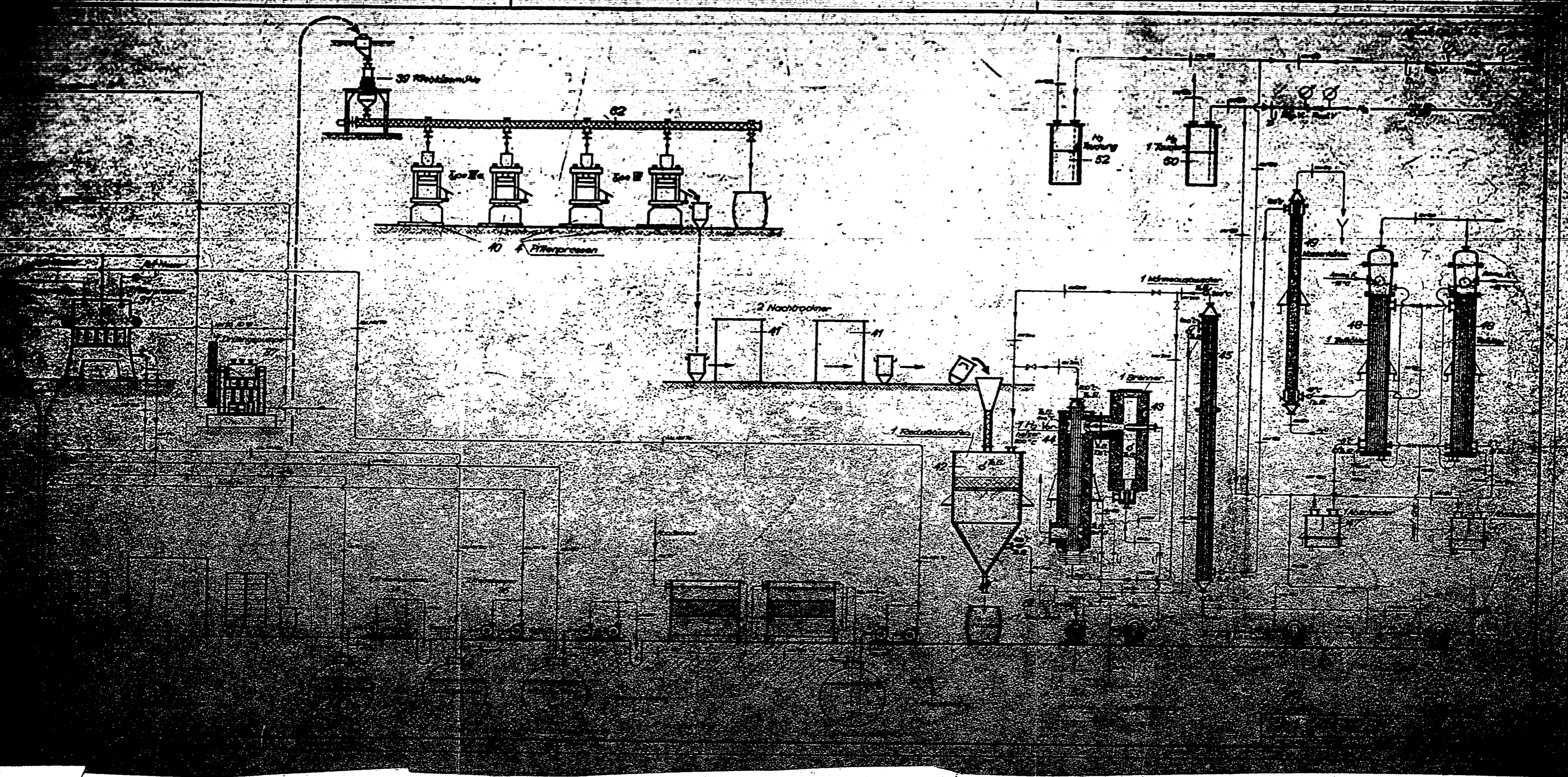
POOR
COPY

81 0



POOR
COPY

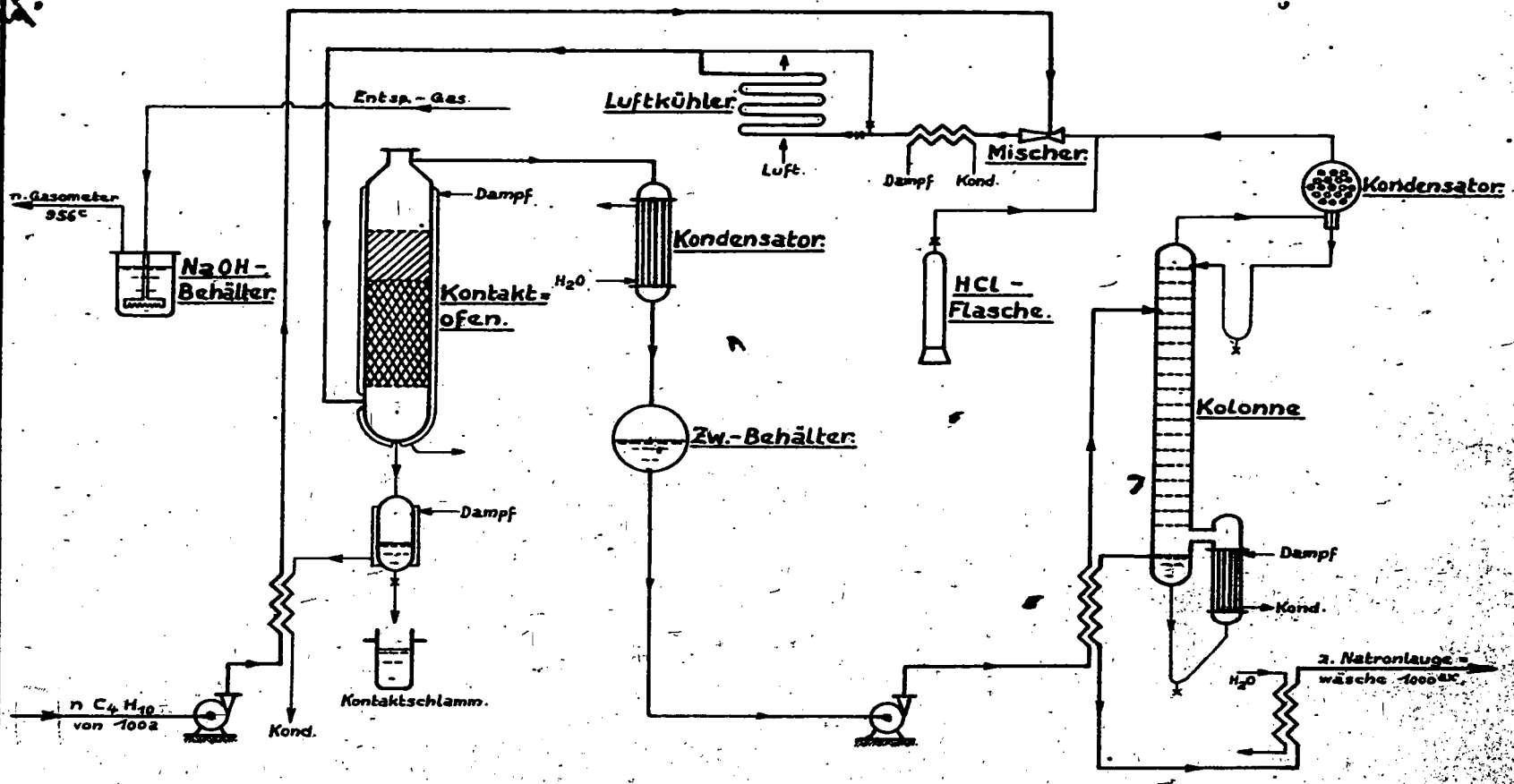
810



POOR COPY 810

-81-P

Schema der Isomerisationsanlage.



23. März 1944
 A. Ehrig
 Kammchemie Herstellung G.m.b.H.
 No. 973 B. 112.11

Schema der
 Isomerisierung
 No. 1005.

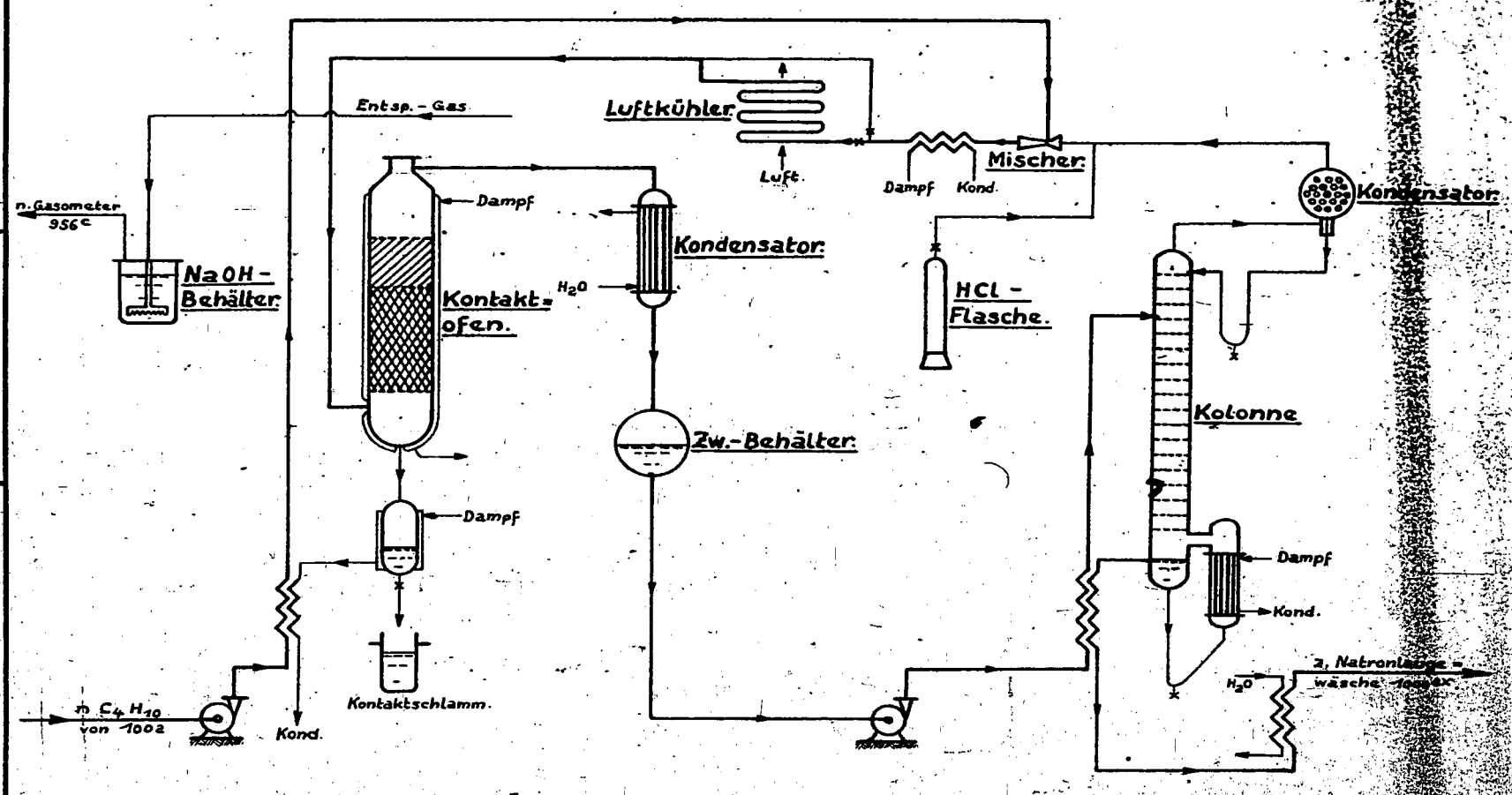
M5799-16

8.3.44. Preese.
 5002. 12. 41. Carl Schenker & Söhne, Dirm

81 P

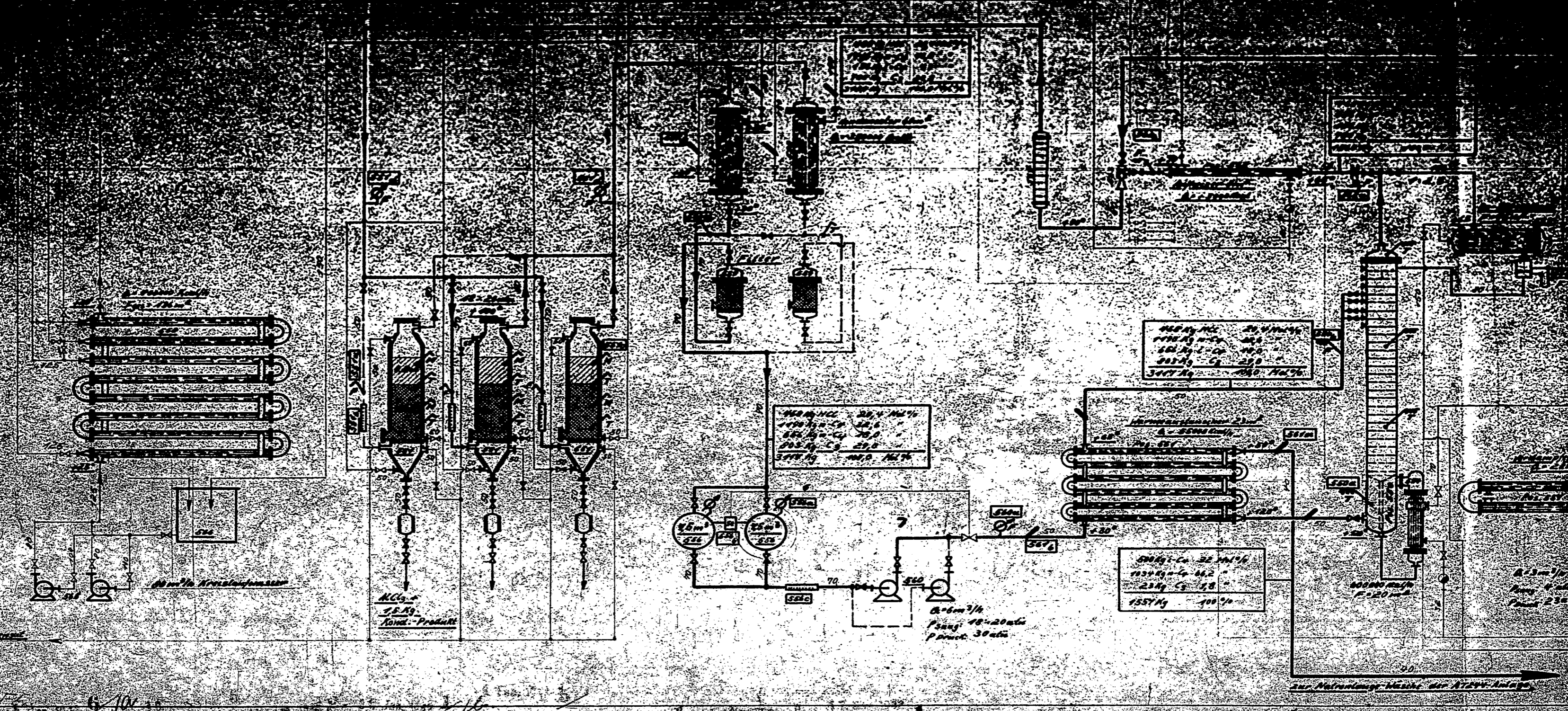
81 P

Schema der Isomerisationsanlage.



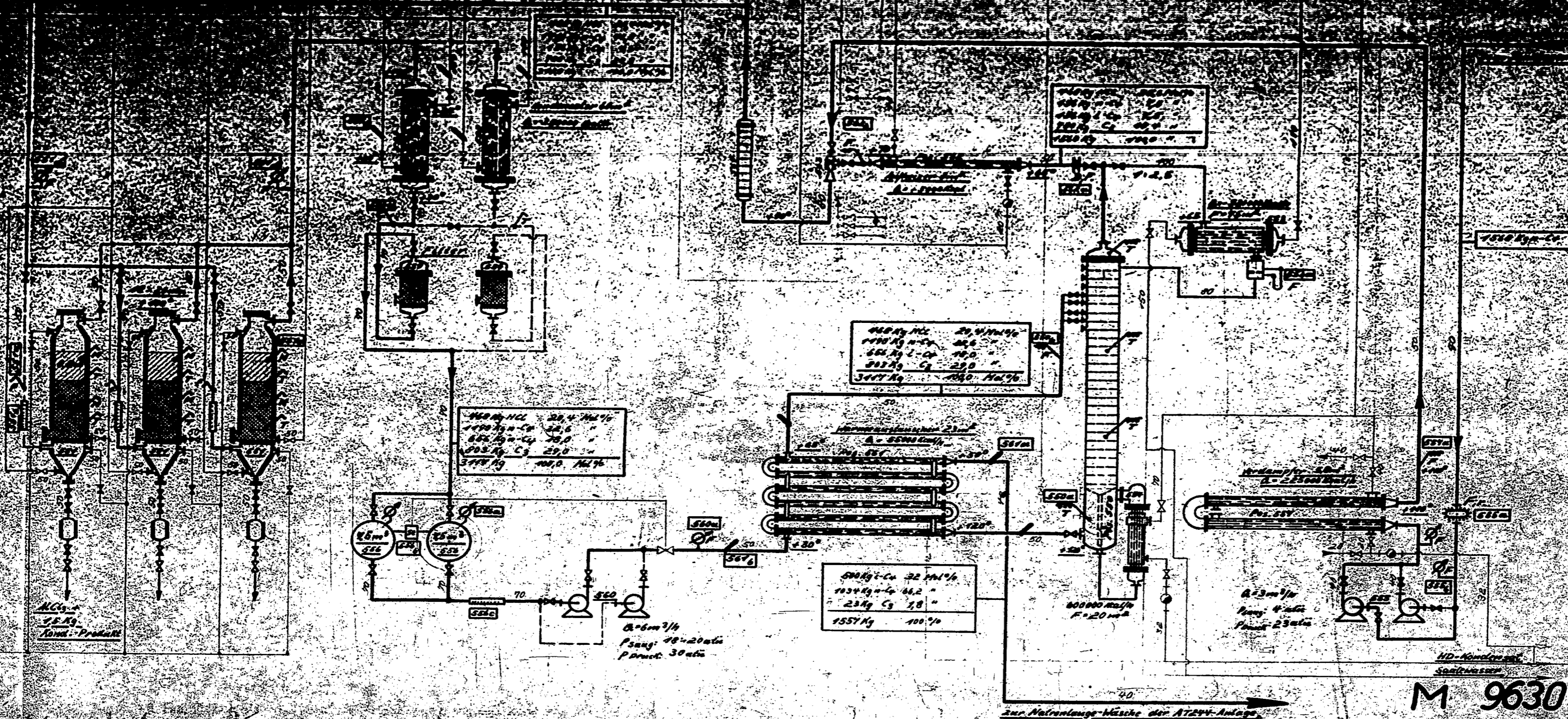
Anmoniakwerk Merseburg G.m.b.H.
Schwanz daz.
Isomerisations-
Nr. 1005
MS799-16
B. 3. 4. 7. 1928

81 P



POOR
COPY

81 P



M 9630^b—2

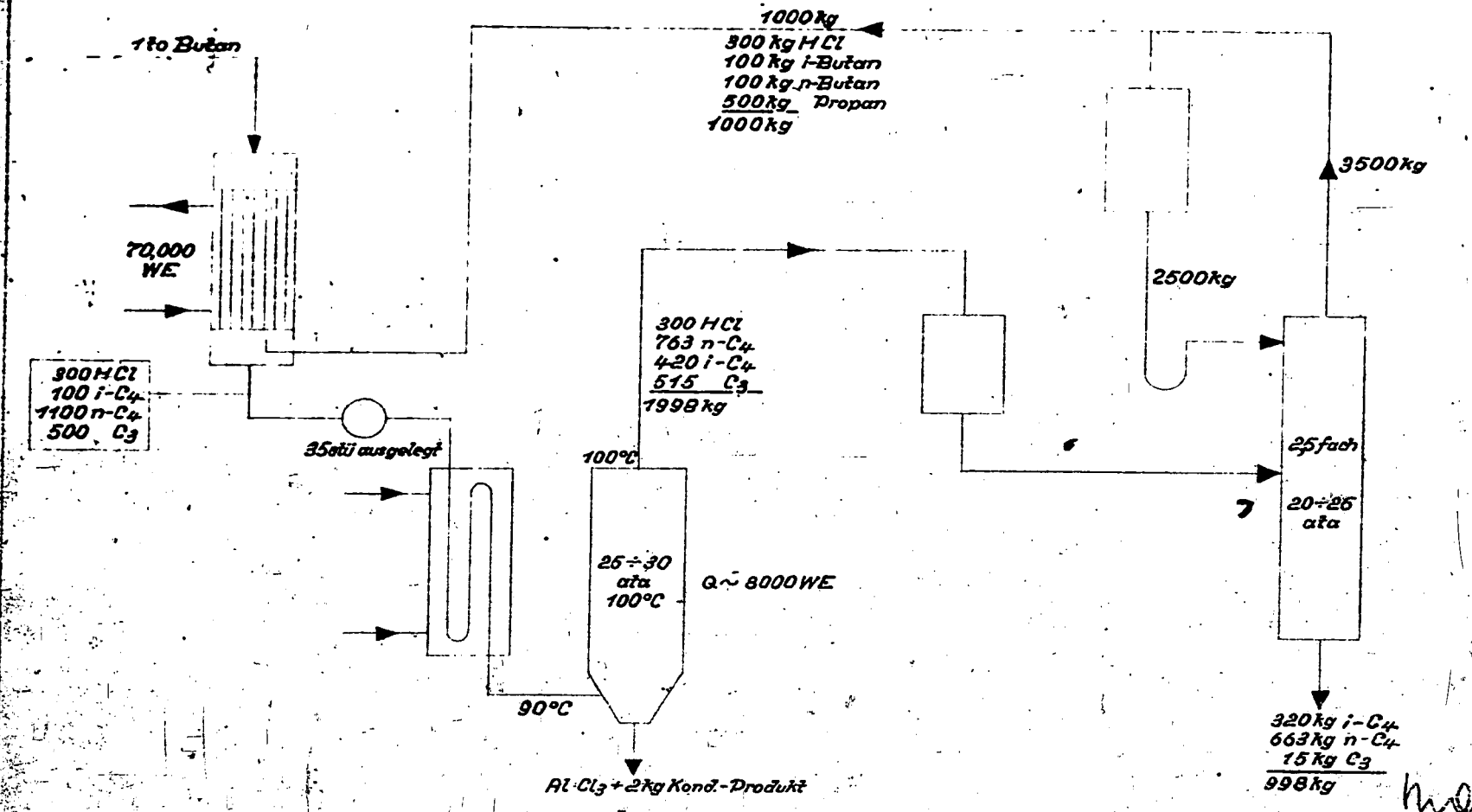
30.10.41 H. H. H.

POOR COPY 81 P

23452²

Schema der Isomerisierung.

für 1000 kg Einsatz



300 HCl
100 i-C₄
100 n-C₄
500 C₃

70,000 WE

100 Butan

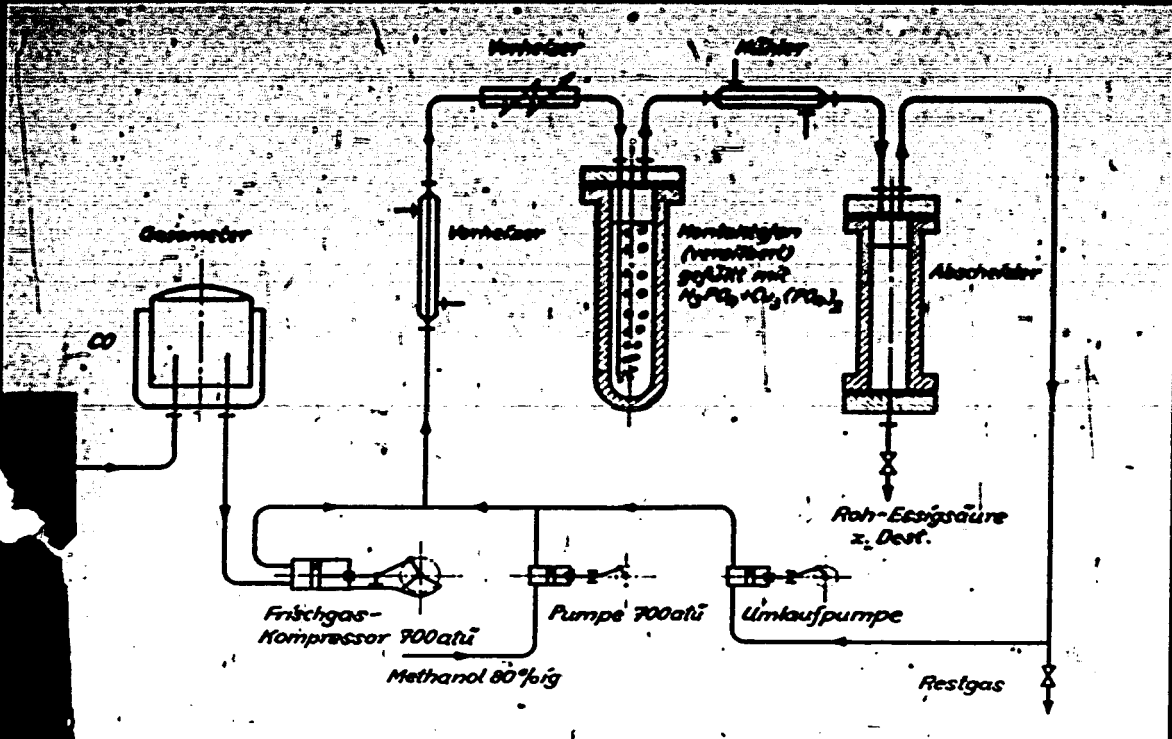
28. Aug. 1938

SK 28. B. 44. TRO.

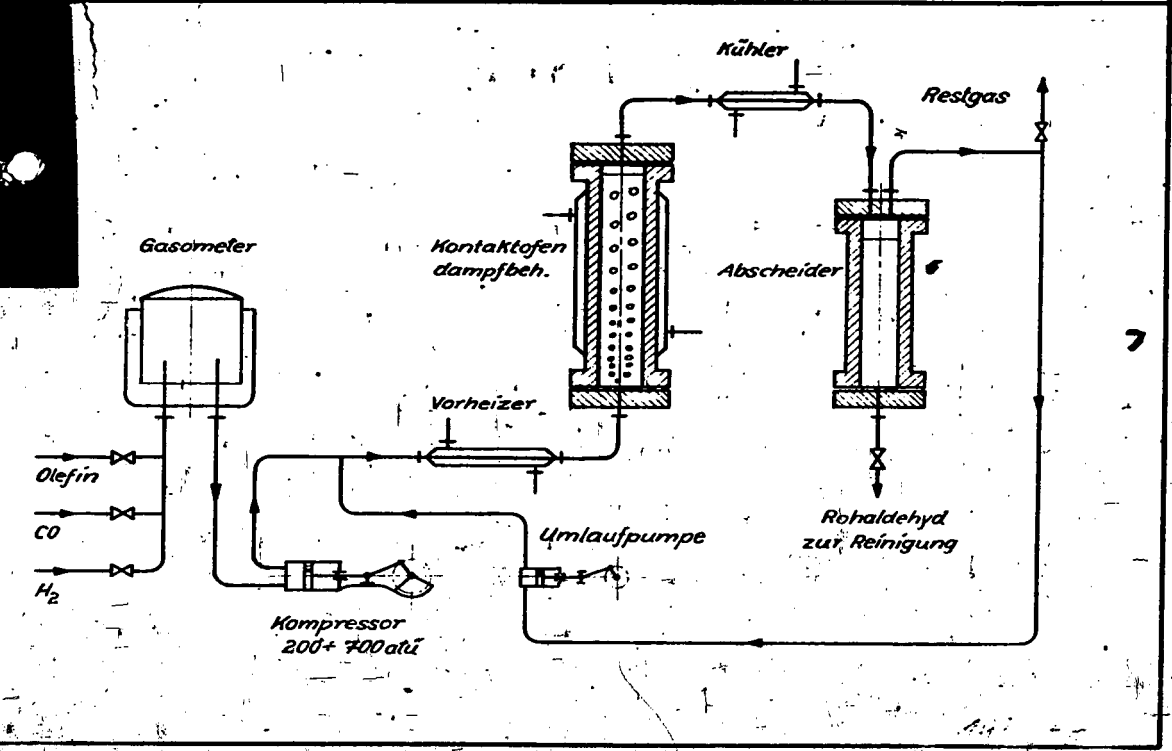
81-Q

Handwritten signature

81 Q

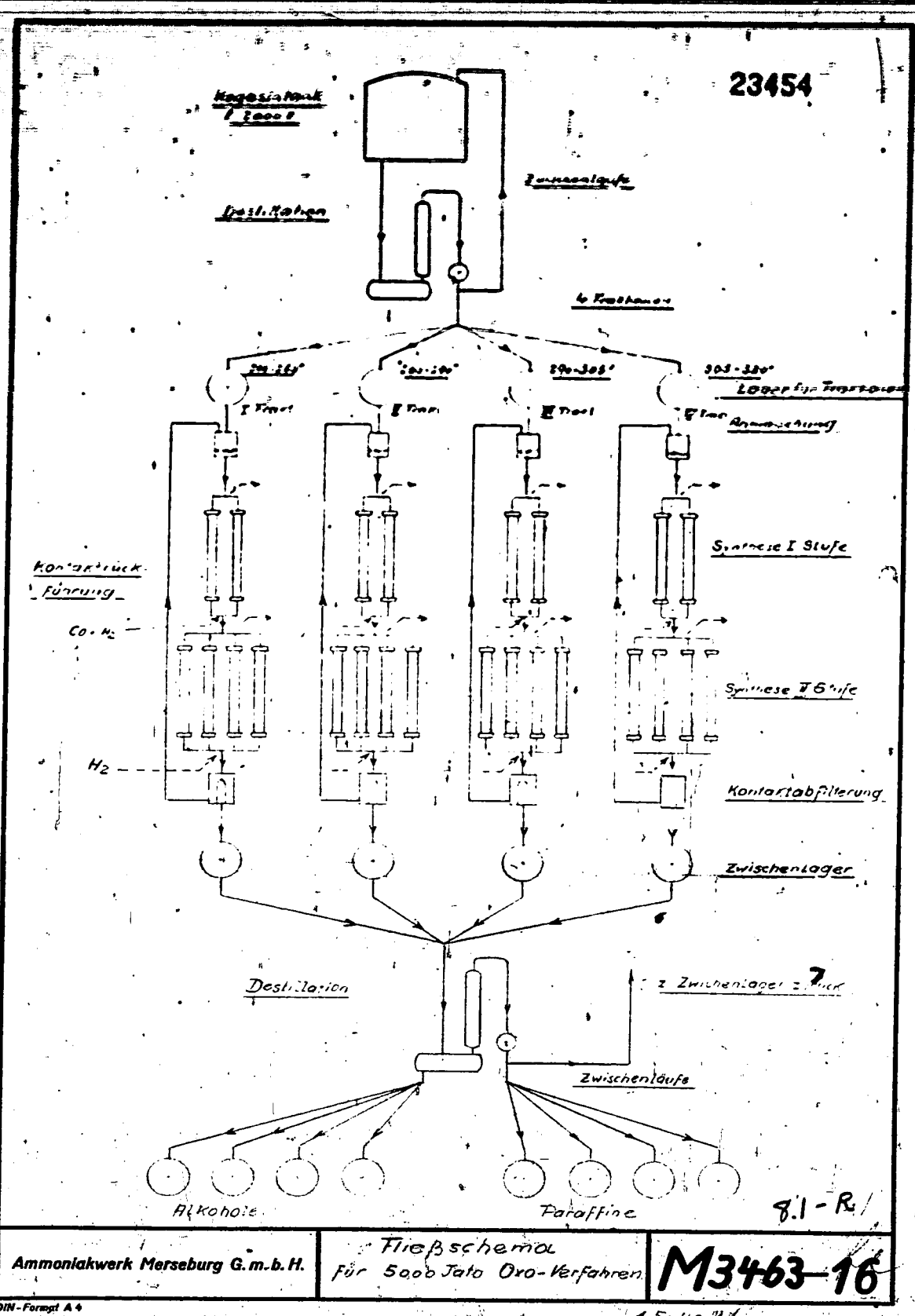


Schema der Oxo-Anlage zur Herstellung von Propionaldehyd und Isobutylaldehyd aus Äthylen bzw. Propylen



81 R.

81 R



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

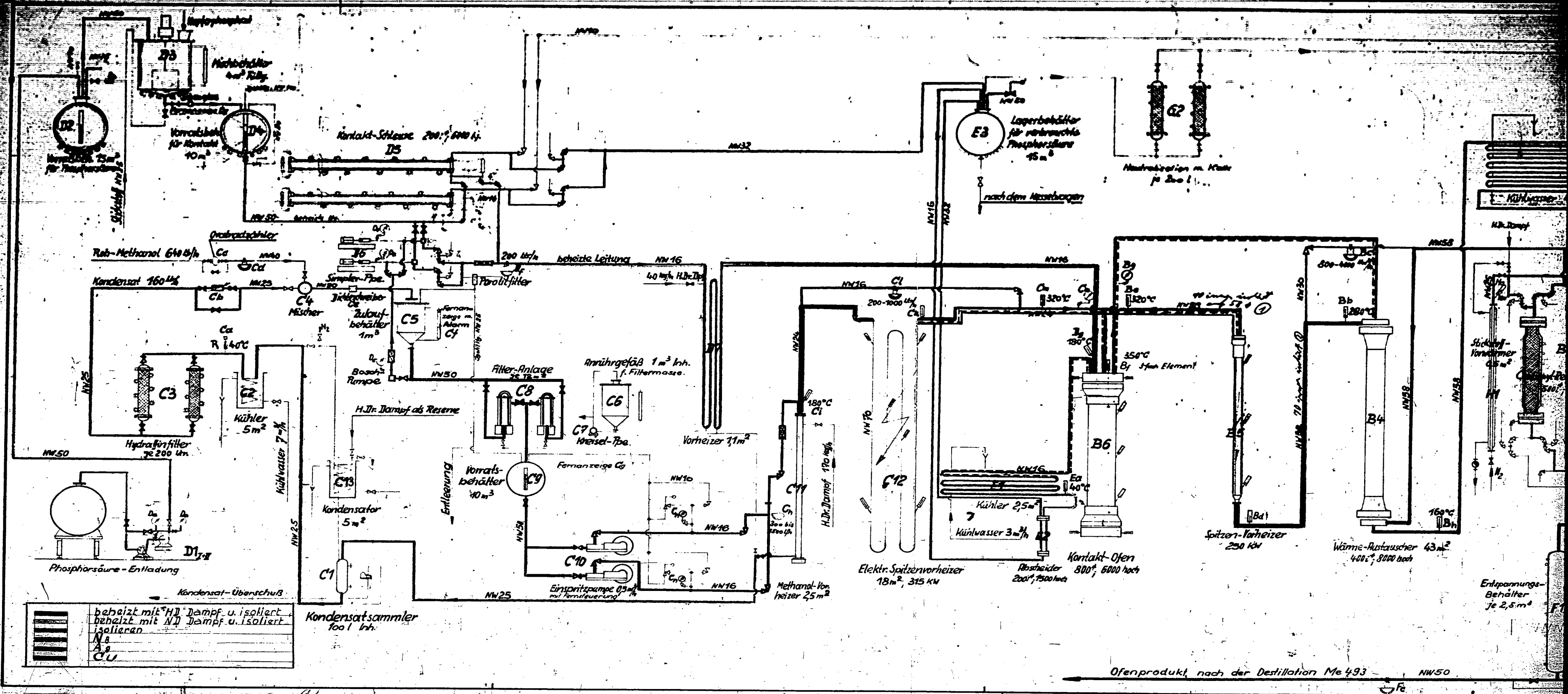
Fließschemal für 5000 Tonne Oxo-Verfahren

M3463-16

DIN-Format A4

A. S. 40 11.1.

POOR COPY 81R



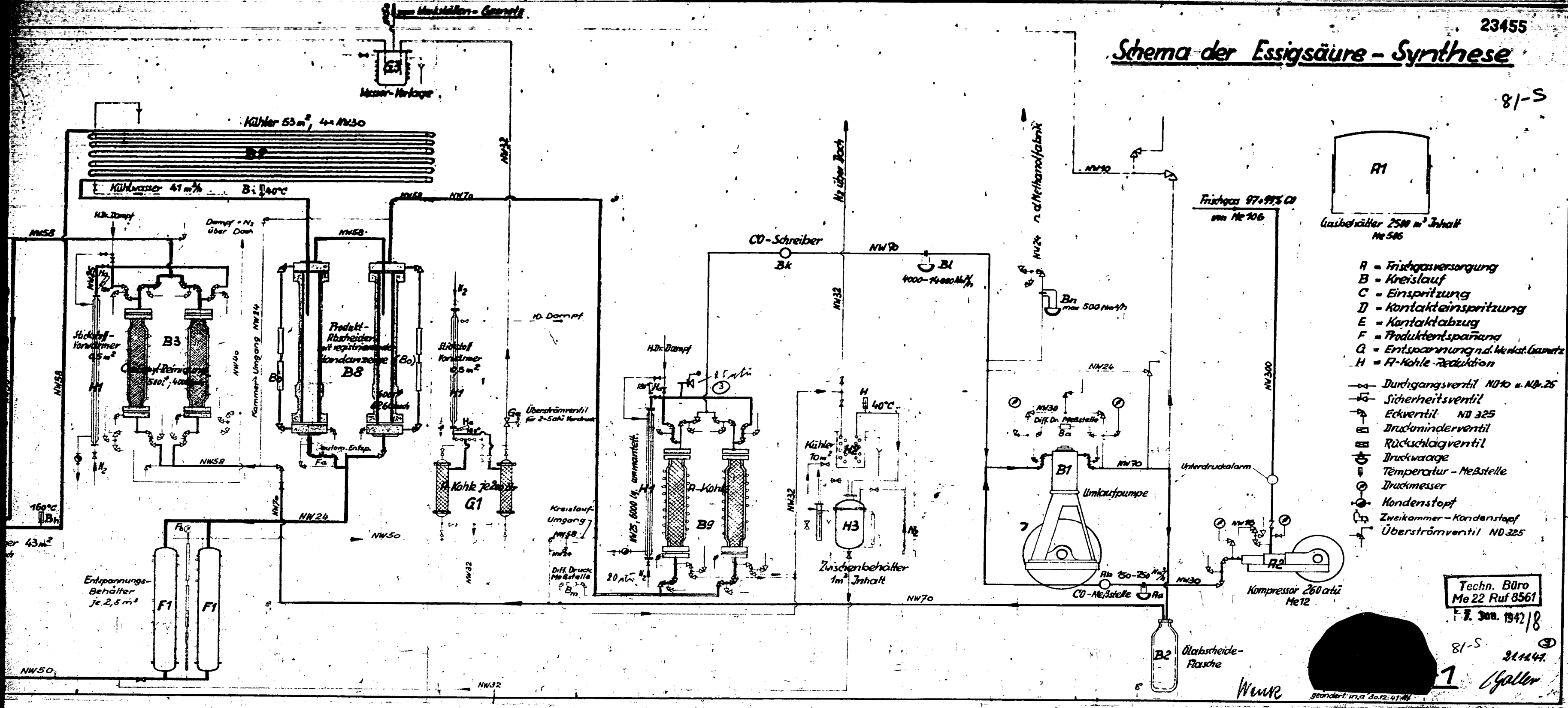
	beheizt mit H ₂ O Dampf u. isoliert
	beheizt mit N ₂ Dampf u. isoliert
	isolieren
	N ₂
	Cu

POOR COPY 81 S

23455

Schema der Essigsäure - Synthese

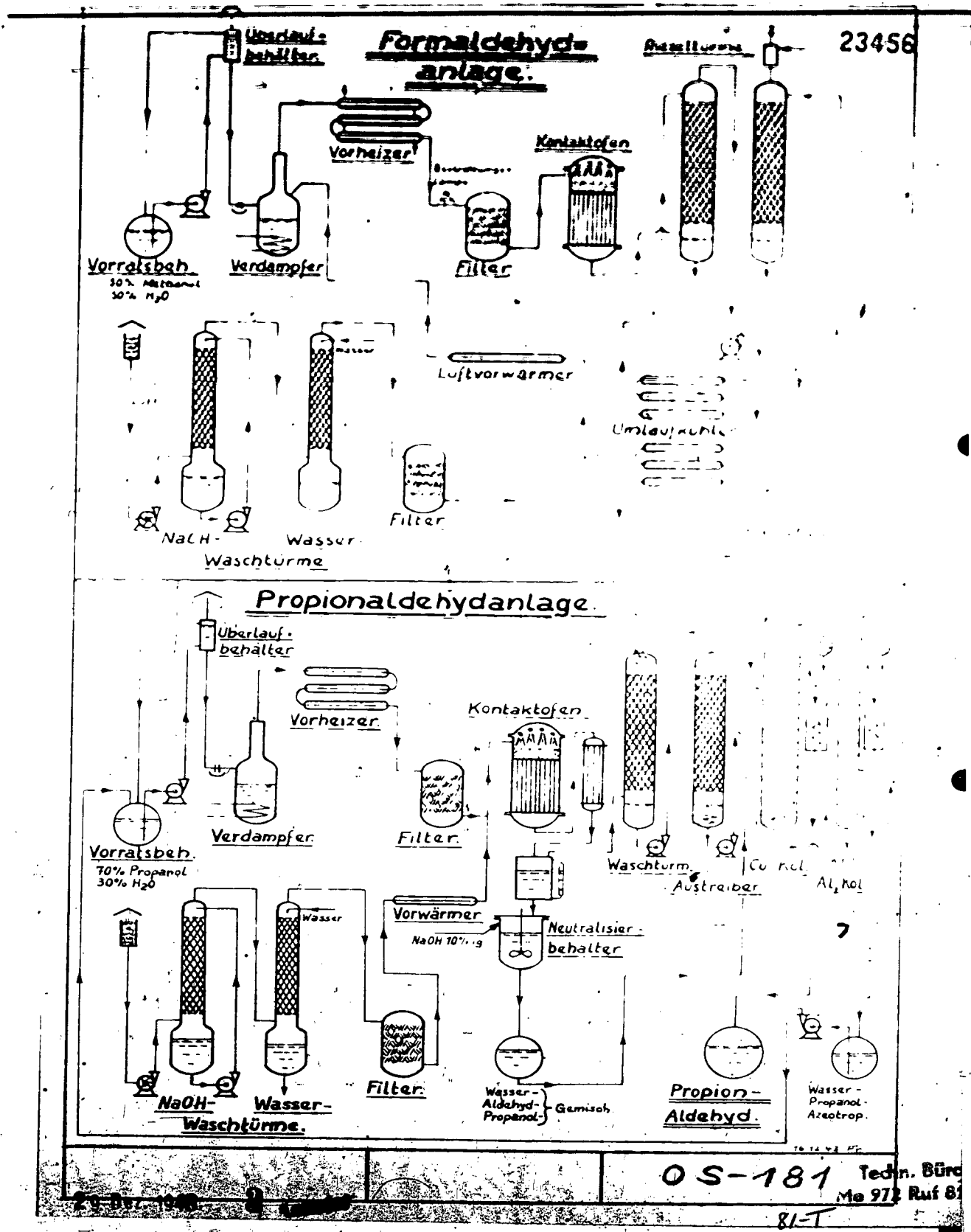
81-S



Techn. Büro
 Me 22 Ruf 8561
 7. Jan. 1942/8

81-S
 31.11.41.
 J. Joller

POOR COPY 81 S



POOR COPY 81T

J.H.C.

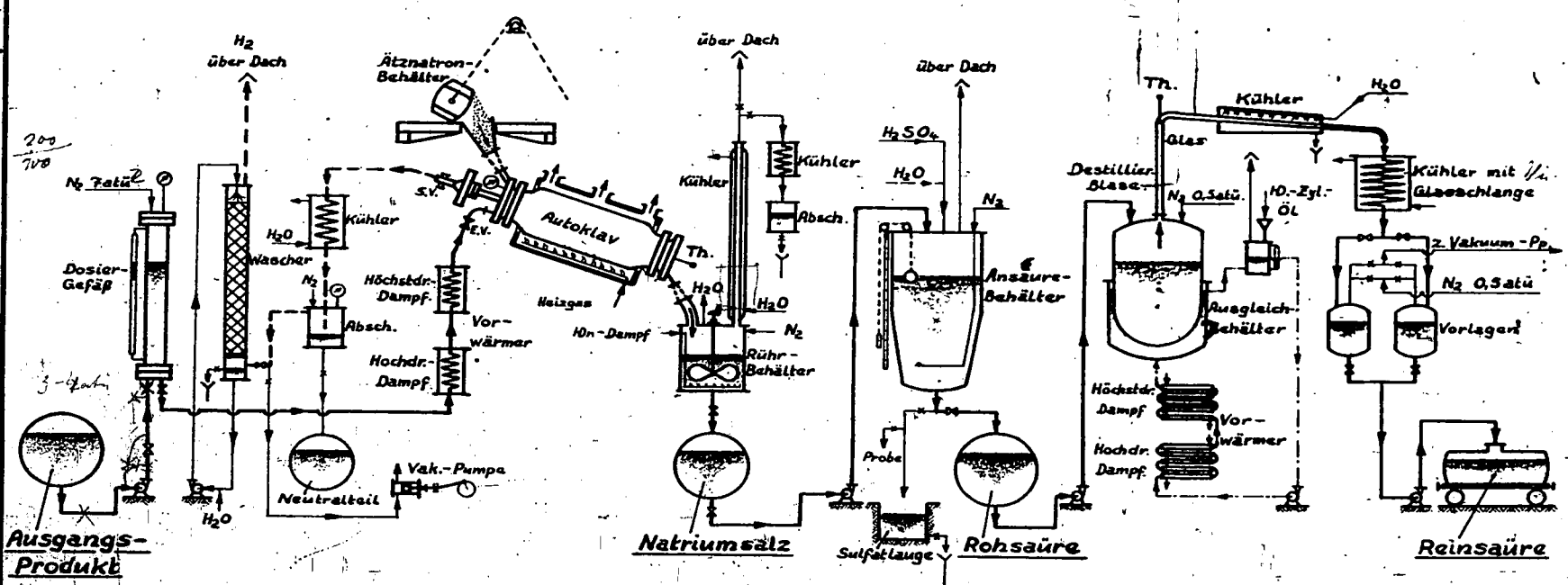
R-04

91-U 23/57

Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

Carbonsäure-Gewinnung.

Natriumsalz-Gewinnung Ansäuerung Destillation



Ausgangs-Produkt

Natriumsalz

Sulfatlauge Rohsäure

Reinsäure

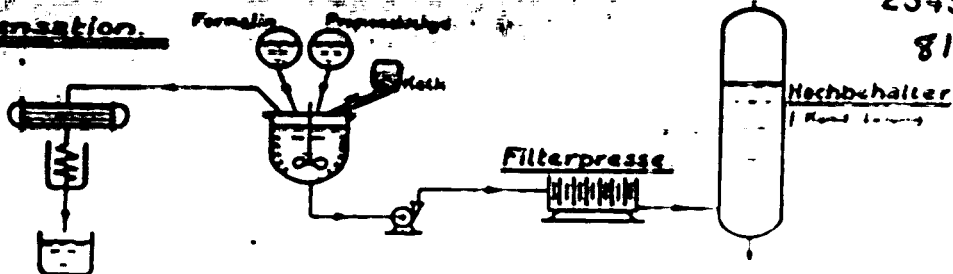
0/660

POOR COPY 81 U

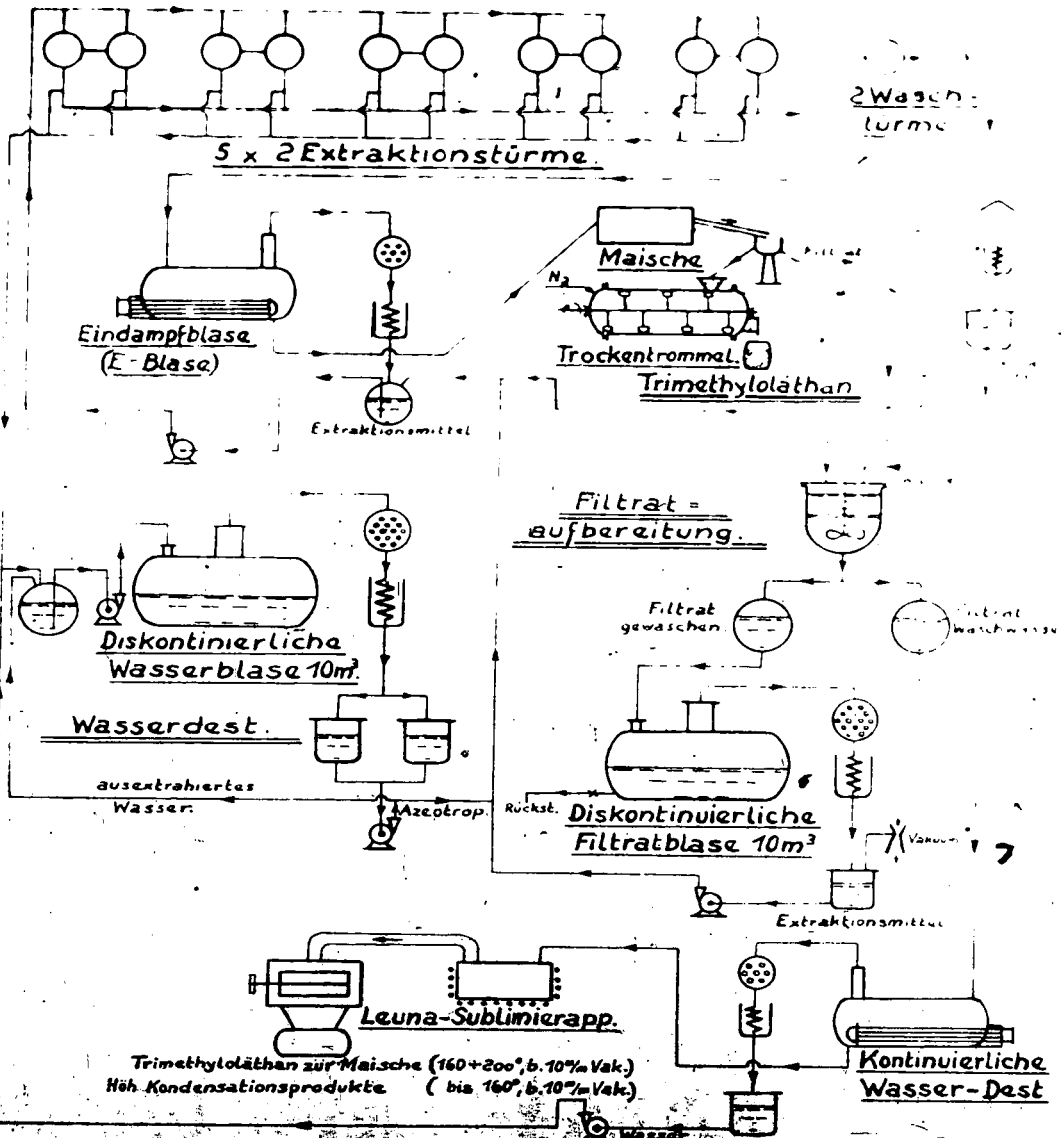
Trimethyloläthan-Anlage.

23458
81-V

Kondensation.



Extraktion (Füllung diskontinuierlich aus Hochbehälter)



29. Dez. 1943

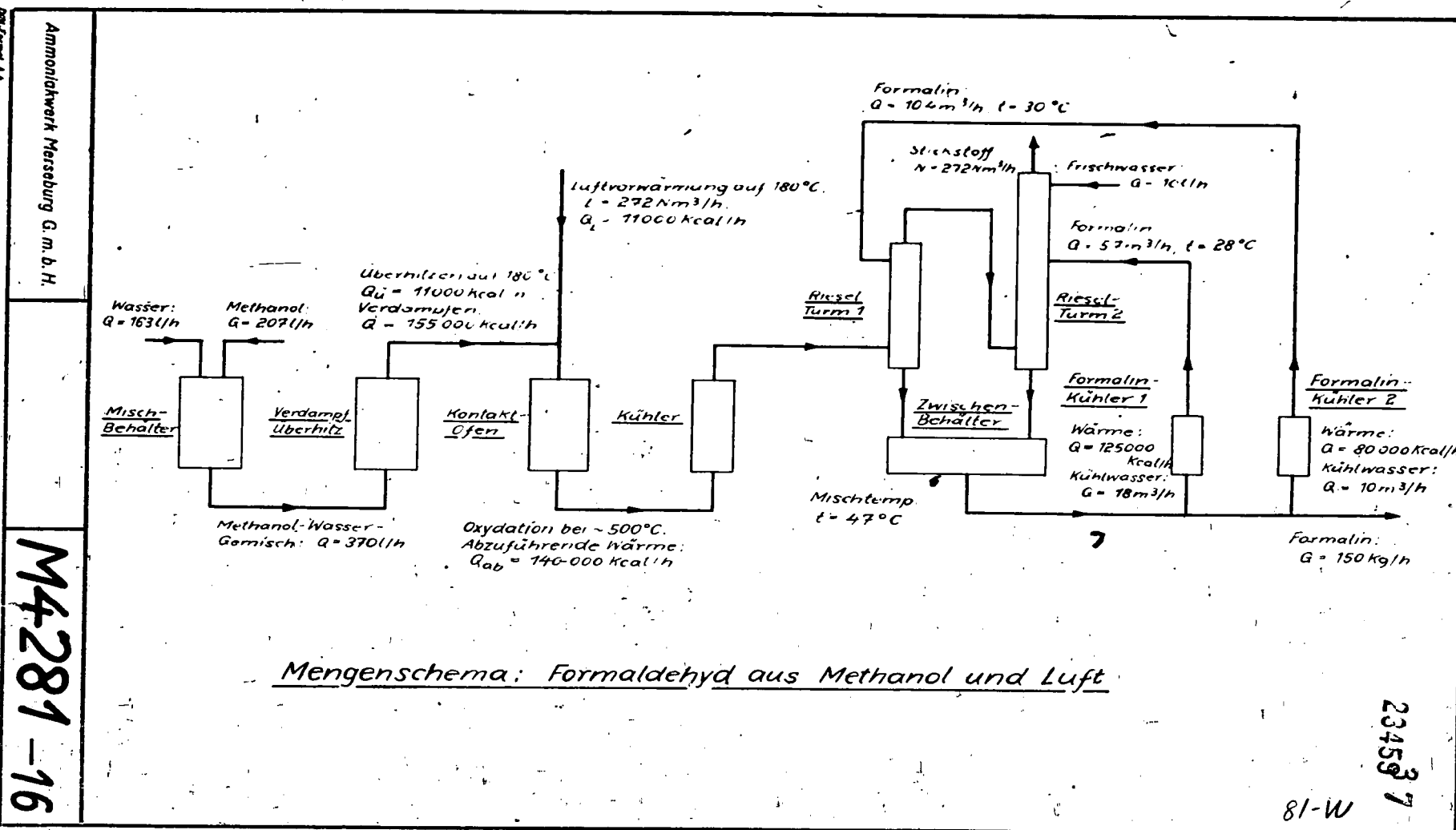
OS - 182

23. Dec 1943

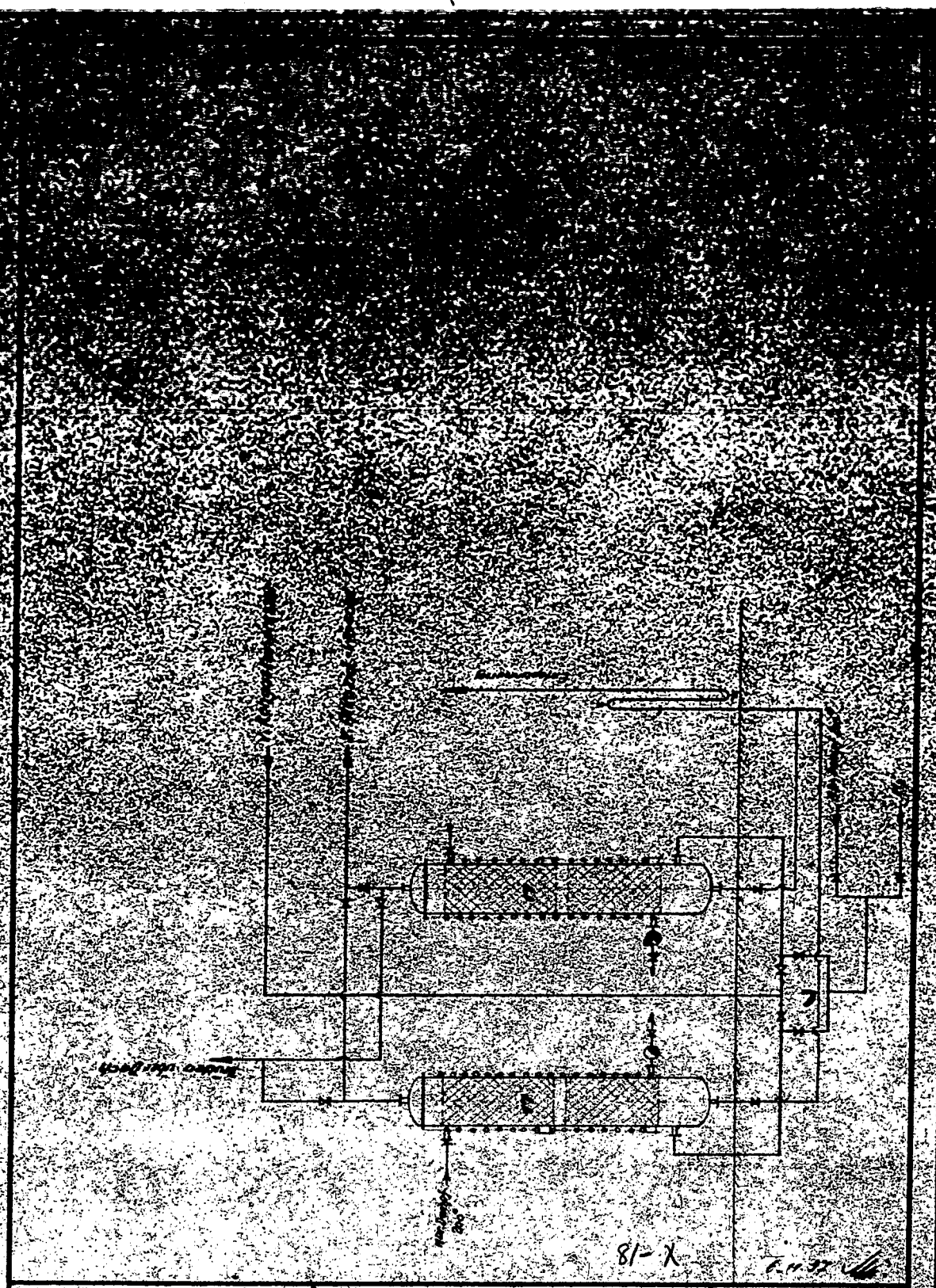
POOR COPY 81 V

Betrieb: Aldehyd-Fabrik Mengenschema für Formaldehyd

31.104-1 Lewin
5000 9 401 Carl Schenker & Sohn, Quedlinburg
Me 981-



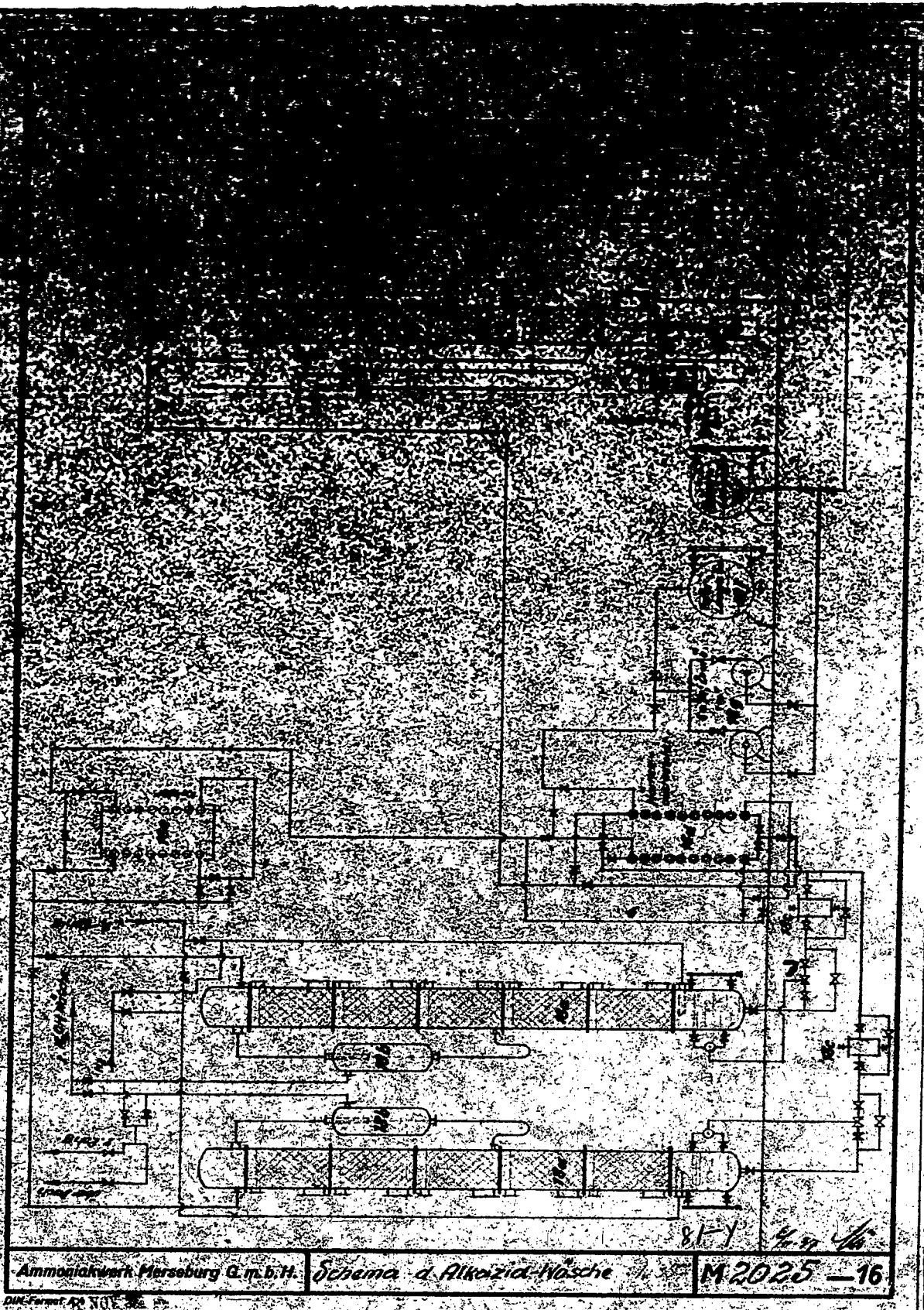
POOR COPY 81 W



Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. Schema d. H-Keble-Reinigung Nr. 81-X M 2024-16

DIN-Format A 4

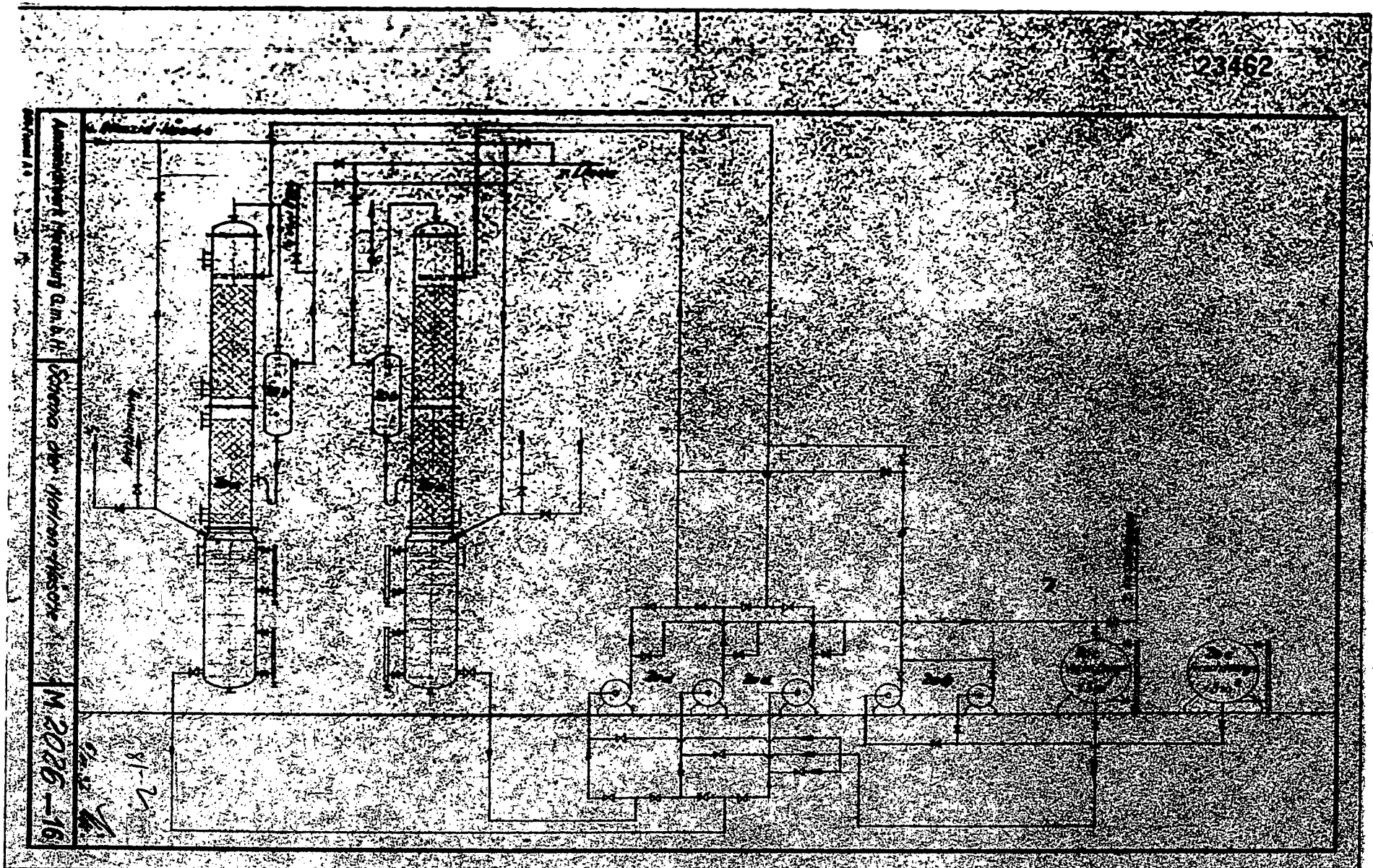
POOR COPY 81 X



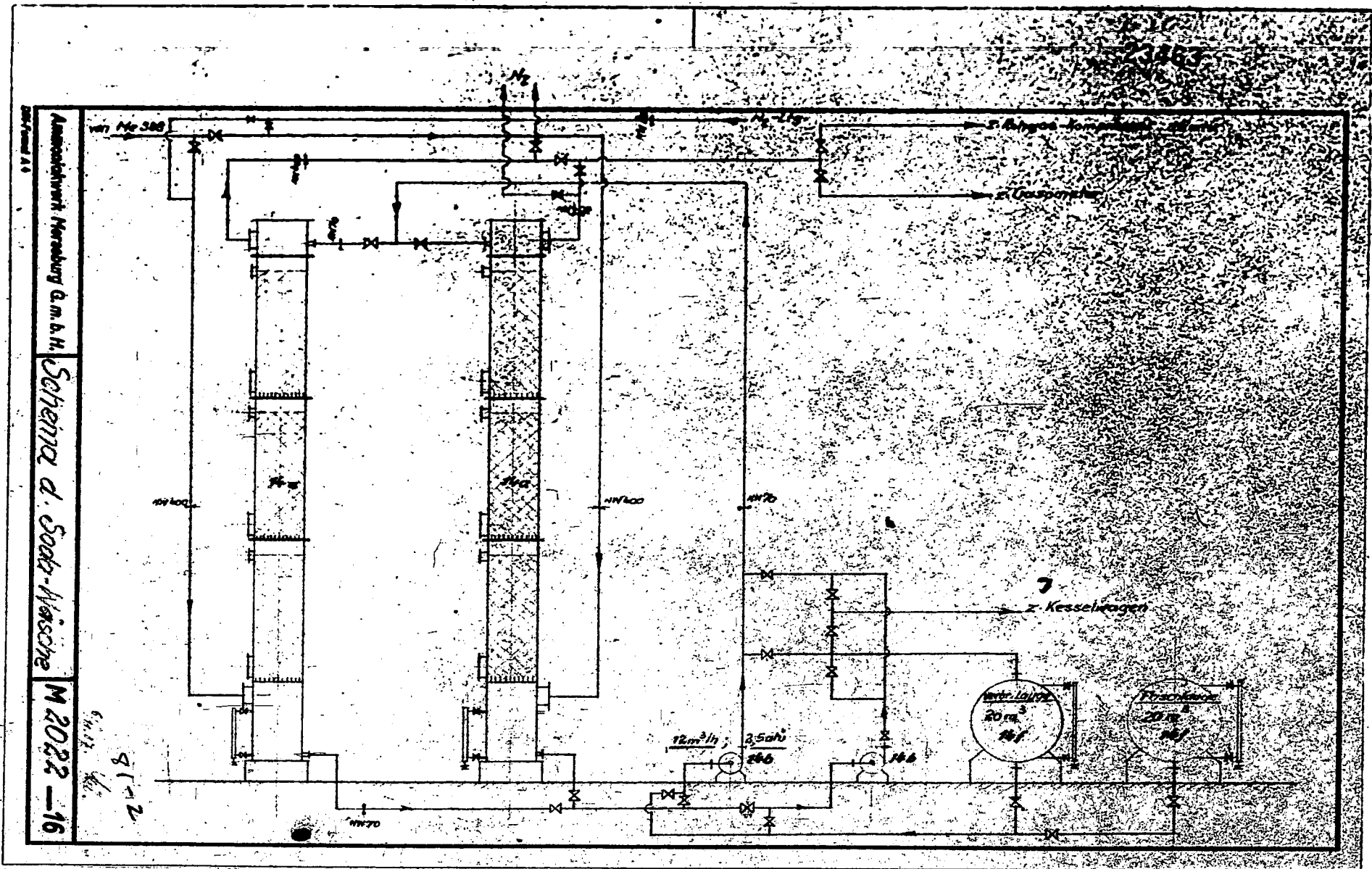
Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H. Schema d. Alkalizid-Wäsche M 2025-16

POOR COPY 81 Y

23462



POOR COPY 81 Z



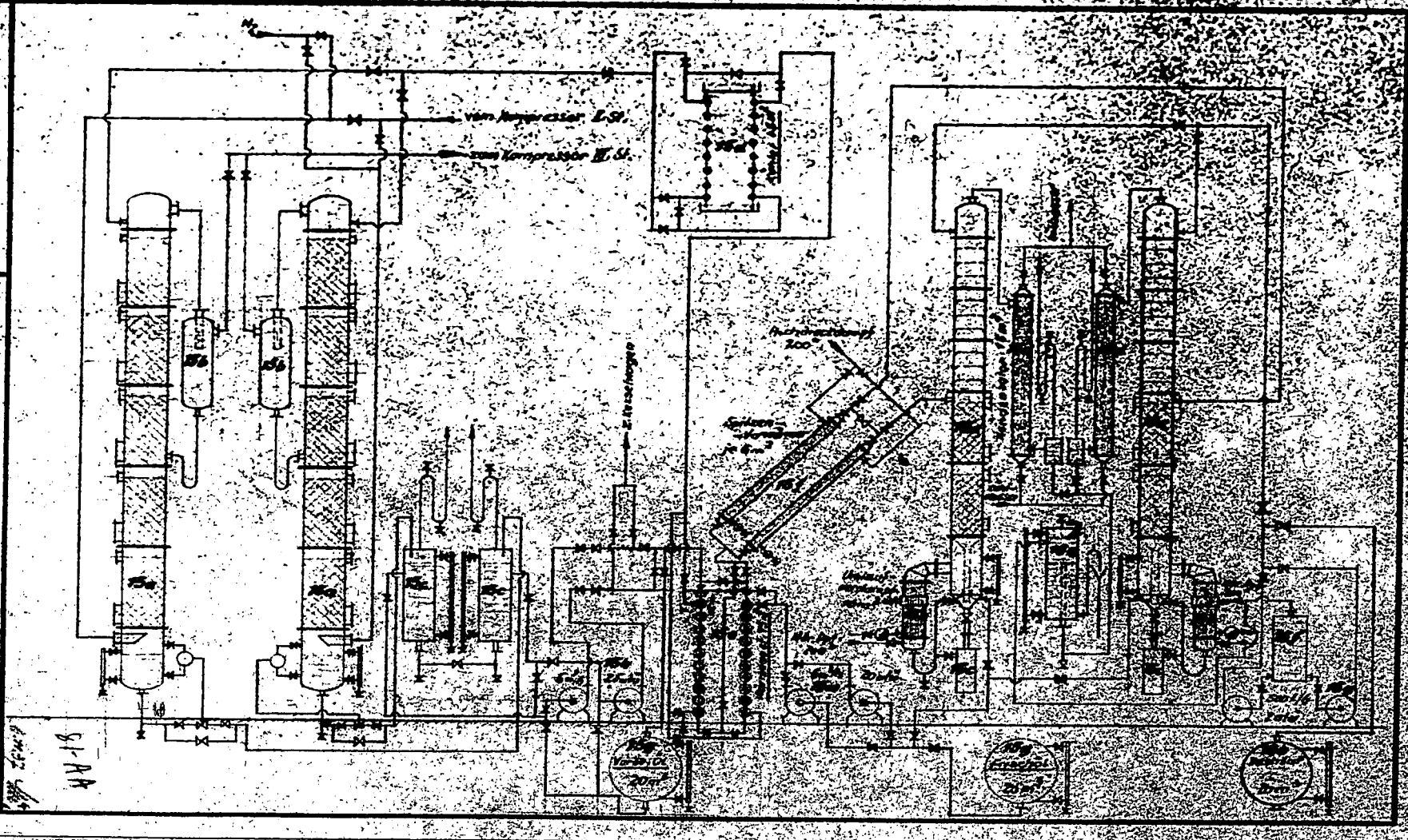
POOR
 COPY 81 Z

22464

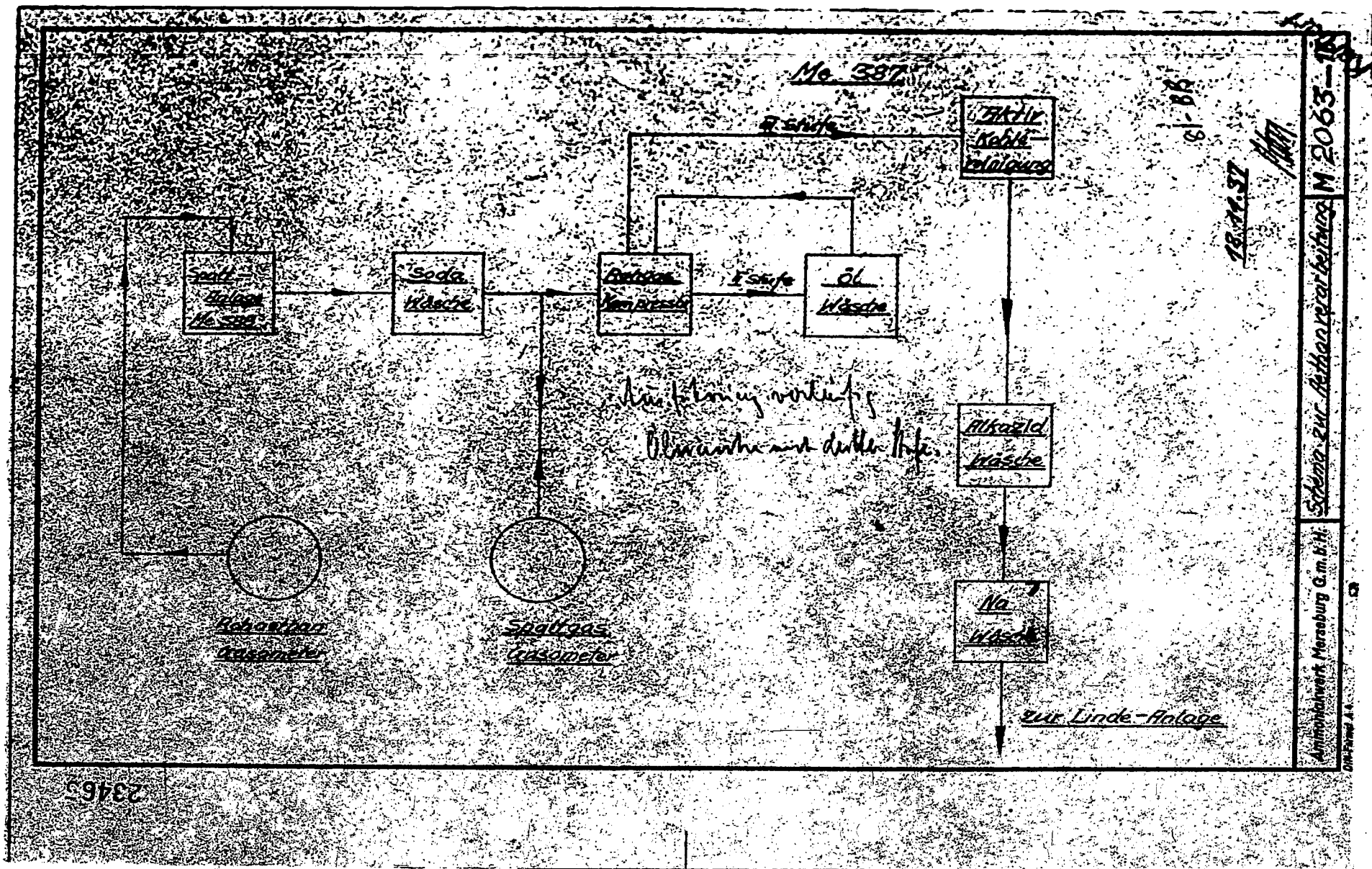
Amaltechnik Messung G.m.b.H.

Schema d. Ölwäsche

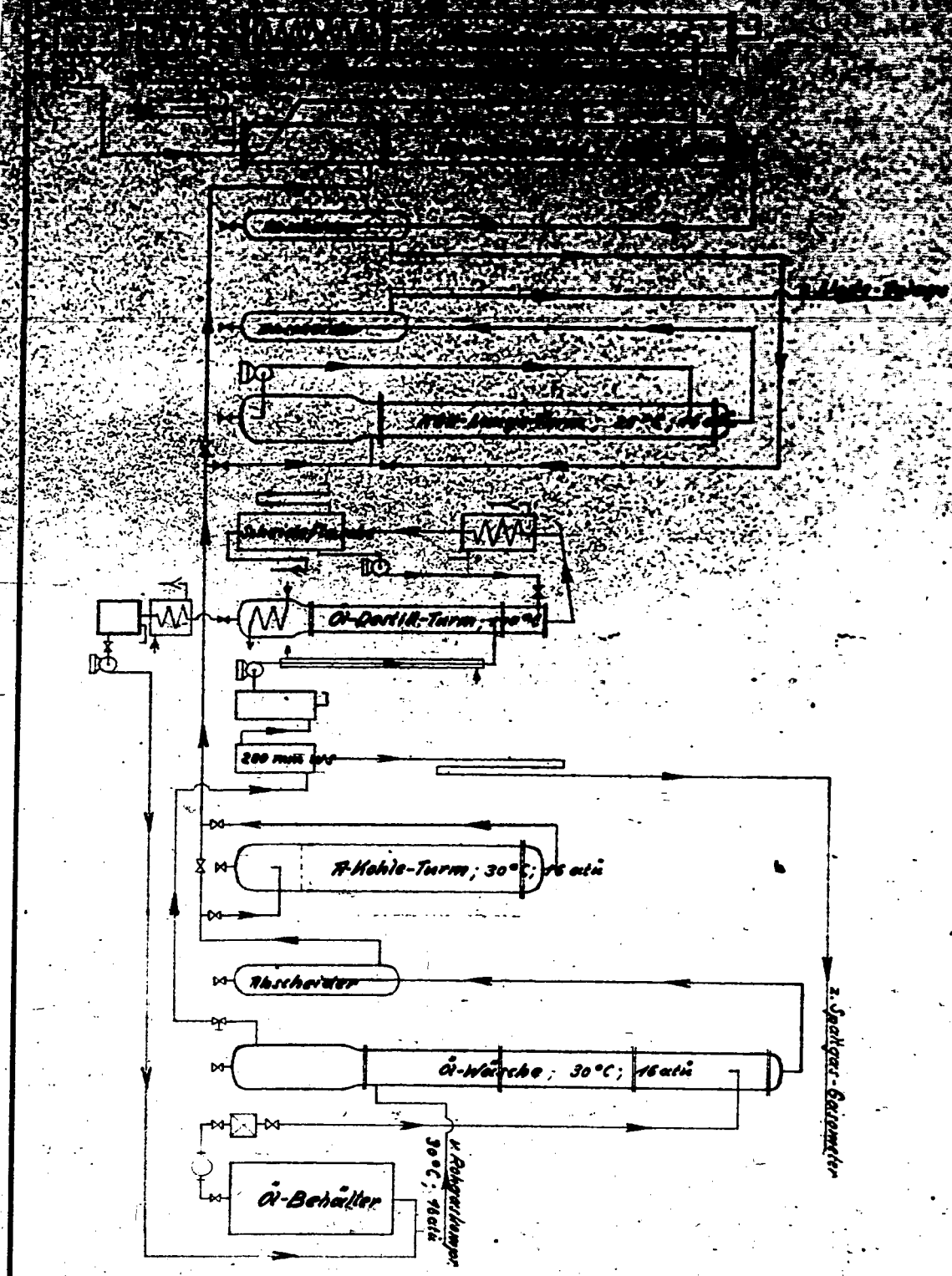
M 2023 - 16



POOR COPY 81 AA

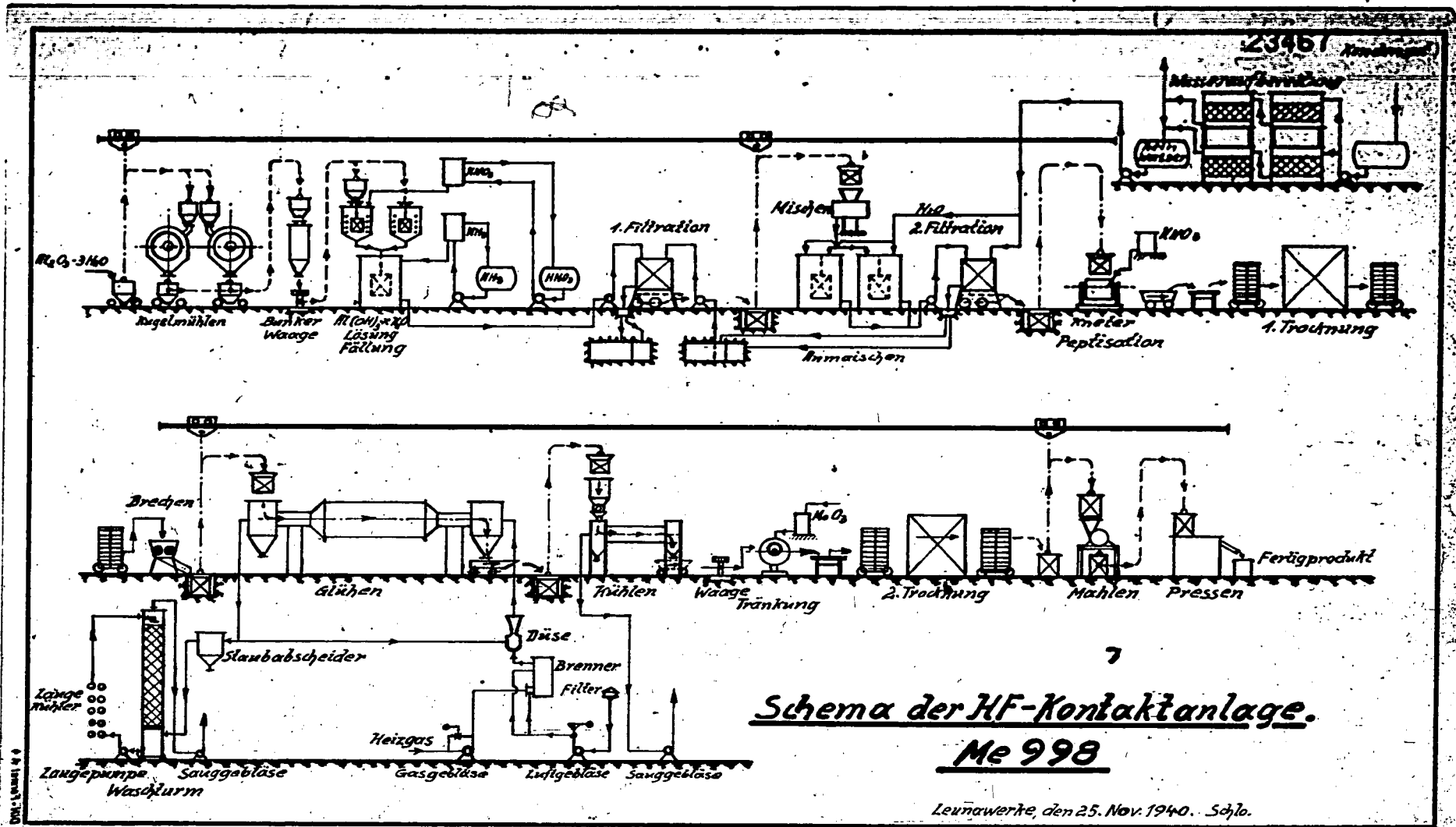


POOR COPY 81 BB



22405

POOR COPY 81 CC



81-DD

Plan der HF-Kontakt-Anlage Leunawerke, den 25. Nov. 1940. Schlo. Me 998

M 3789 - 16

81 DD

HF-Anlage

H.F.L. 81-DD 12345

Nr.	Gegenstand	Alterations		Temperatur		Chemisch	Eigenschaften	Material	Bemerkung
		Gr.	Fl.	max	min				
Kontaktlefen									
1	Wärmeleitblech	St. 0	110	550°	35	H ₂ +O ₂ Angriff	Stromal 8		
2	Montierblech	0		550°	35	H ₂ +O ₂	8		
3	Montierblech	0		550°	35	H ₂ +O ₂	8		
4	Montierblech	0		550°	35	H ₂ +O ₂	Stromal CS 65 W		
5	Schrauben aus St. 0	-	-	550°	35		CF 120		
Spitzenvorheizzer									
6	Rohrleitung	St. 8	110	650°	35	H ₂ +O ₂ Angriff	Stromal 8		
7	Summblech	8		550°	35	H ₂ +O ₂	Stromal CS 65 W		
8	Heißblech	8		650°	-		Stromal 8		
9	Heißblech	8		650°	-		8		
Regeneratoren									
10	Regeneratormantel	St. 8	110	500°	35	H ₂ +O ₂ Angriff	Stromal 8 ohne No		
11	Regeneratormantel	8		550°	35	H ₂ +O ₂	8		
12	Rohrboden, Boden	8		550°	35	H ₂ +O ₂	8		
13	Flanschen	8		550°	35		8		
14	1 Hochschweißflansch	8		550°	35		CS 65 W		
15	1 Boden	8		550°	35	H ₂ +O ₂	CS 65 W		
16	III. Schrauben	-	-	-	-		CF 120		
Rohrleitungen									
17	Rohrleitungen über 500°C	St. 8	110	~ 550°	35	H ₂ +O ₂ Angriff	Stromal 8		
18	" " unter 500°C	8		bis 500°	35	H ₂ +O ₂	8		
19	Flansche	8		550°	35		8		
20	Schrauben	-	-	-	-		CF 120		
21	Analysenstützen	St. 8		550°	35	H ₂ +O ₂	Stromal 8		
22	Sera-H. Schieber	-	-	550°	35	H ₂ +O ₂	0,34 (8+8)		

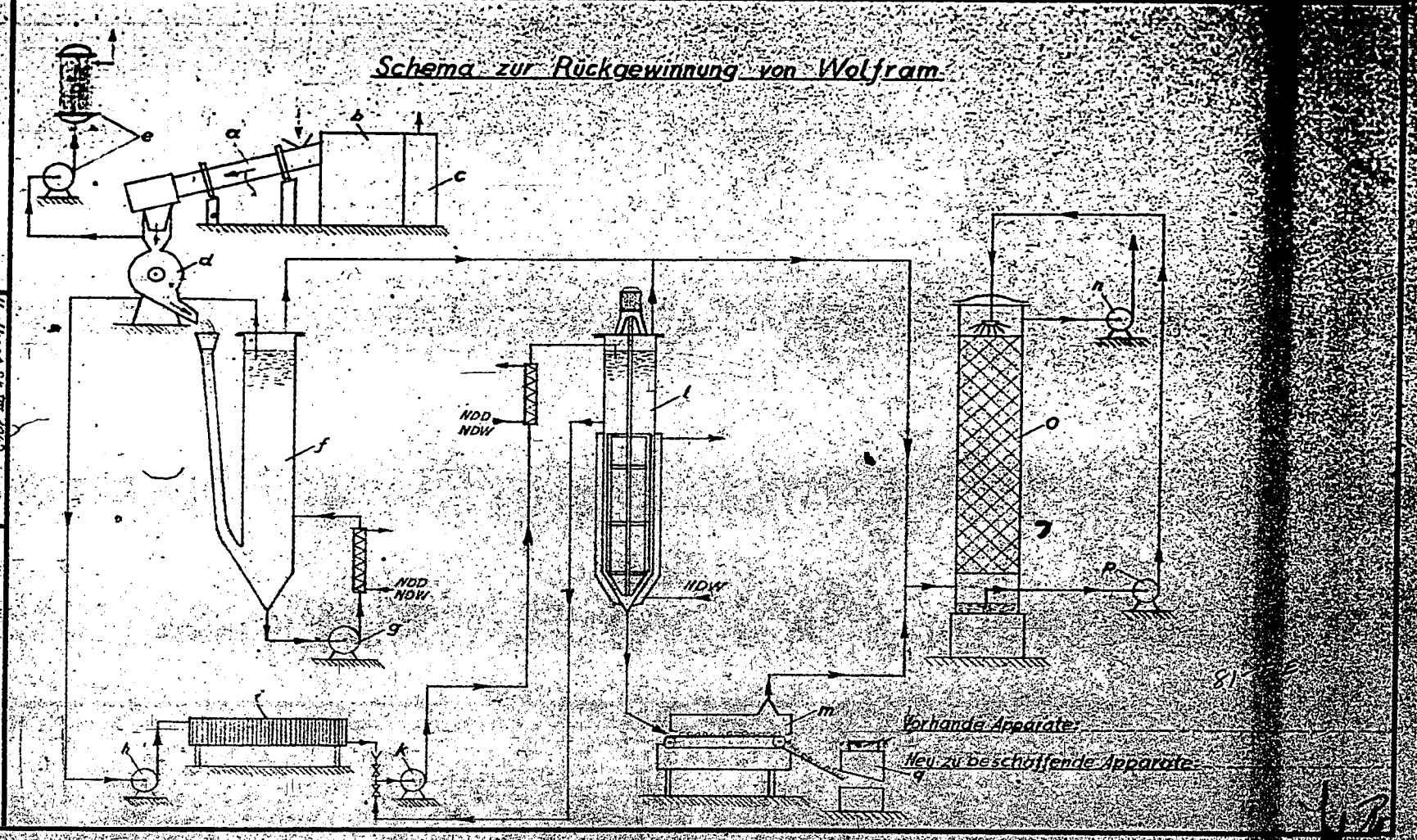
2. April 1942

USA 30347 10 4 42

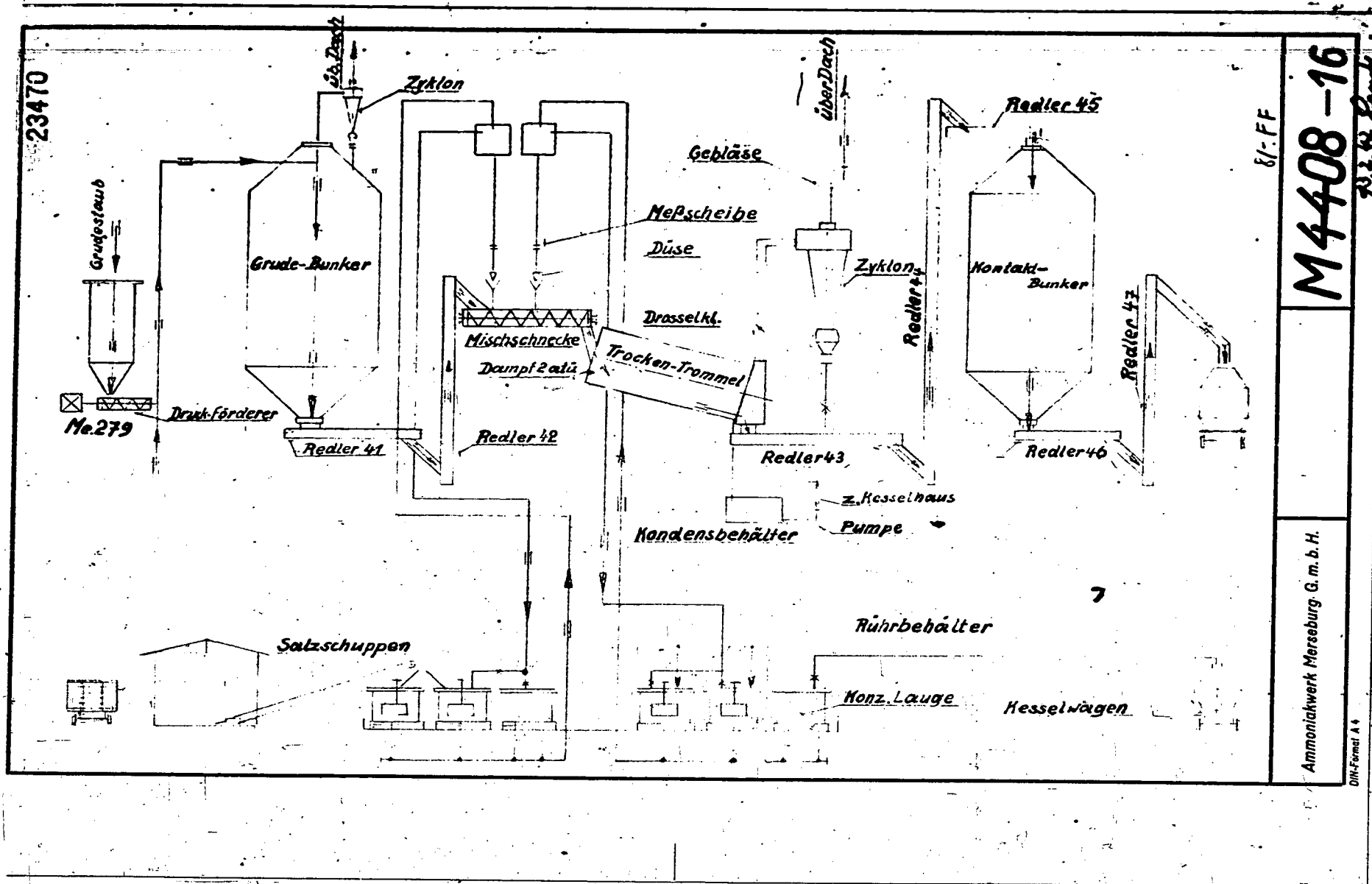
POOR COPY 81 DD

Ausmachwerk Hirschberg G. m. b. H.
 Patent 24. VII. 1932
 Heide
 M 4767 - 16
 Carl Schmalzer & Co., Chemnitz

Schema zur Rückgewinnung von Wolfram



POOR COPY 81 EE

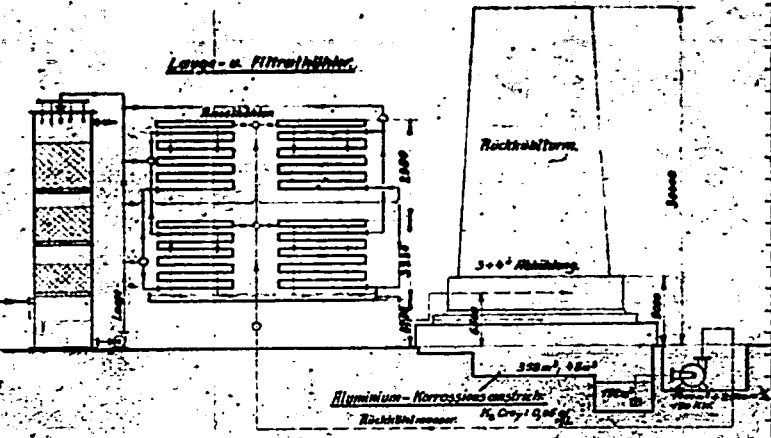
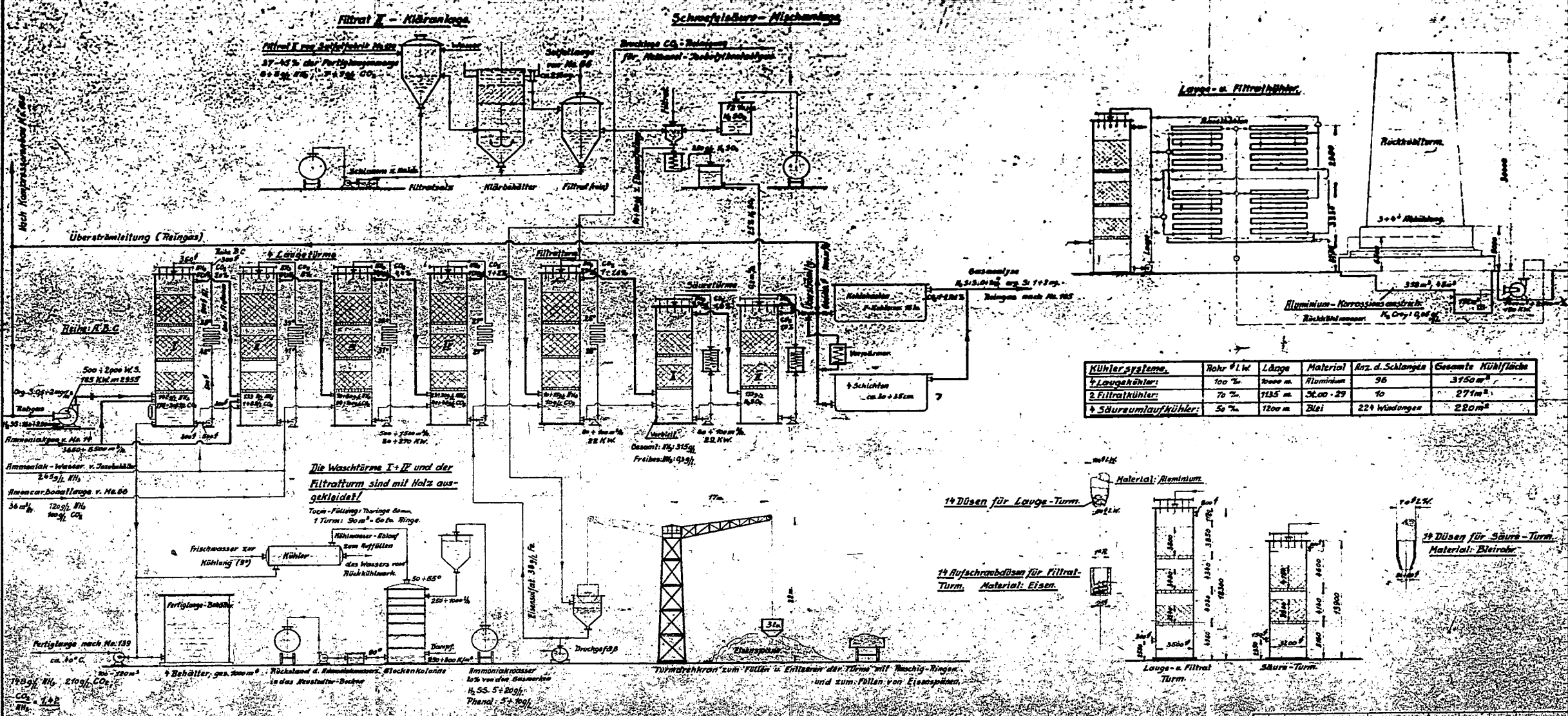


23470
 M4408-16
 81: FF
 Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.
 Schema einer Grude-Kontaktfabrik II Me 117
 Betrieb. Me 117

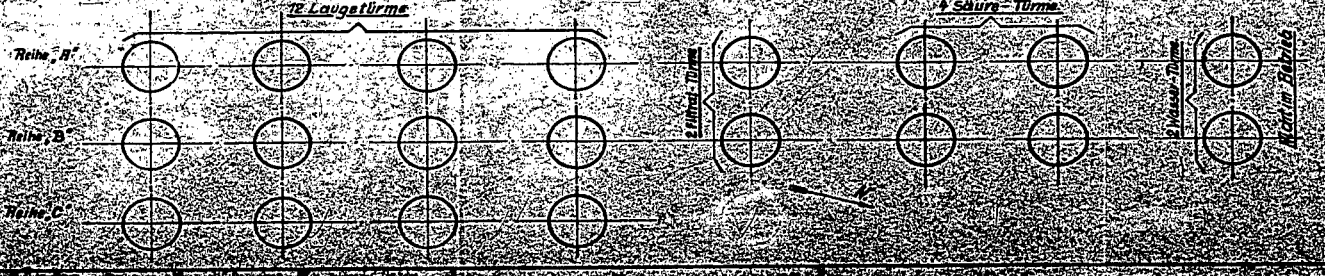
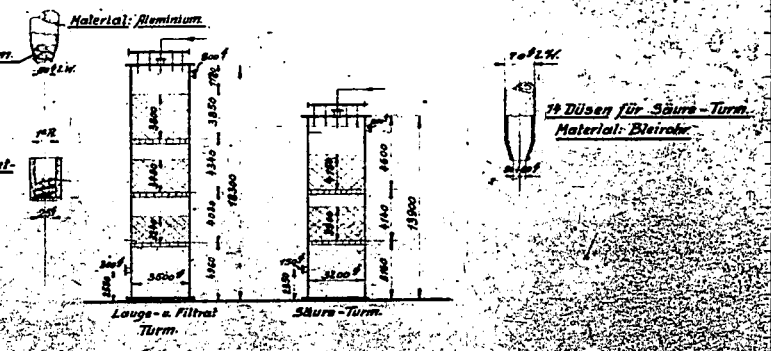
POOR COPY 81 FF

Schema der Kontaktgas - Reinigung Ma. 386 (Dex. 1939)

Die Angaben über die Gas- u. Flüssigkeitsmengen sowie über Gas- u. Leuchtgas-Ansatz beziehen sich auf einen Durchsatz von ca. 8000 m³ Rohgas durch eine Turmalite bei einer Lufttemperatur von 20°C.



Kühler-systeme	Rohr-Ø L x W	Länge	Material	Anz. d. Schlangen	Gesamte Kühlfläche
1 Laugekühler	100 x 20	1000 m	Aluminium	96	3150 m ²
2 Filtrat-Kühler	70 x 20	1135 m	Alu. - 29	70	2710 m ²
1 Säurelaufkühler	50 x 20	1200 m	Blei	224 Windungen	220 m ²

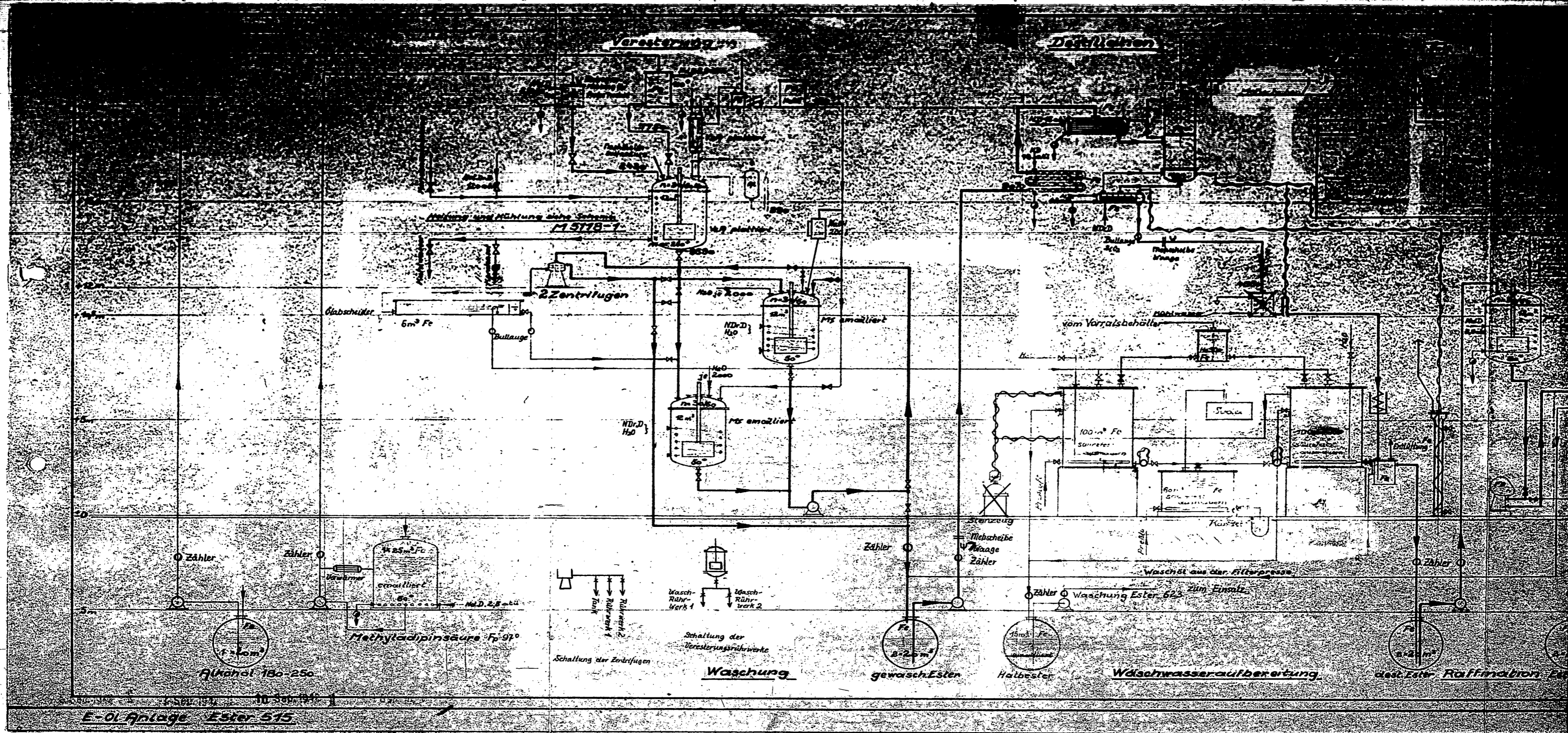


Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.
 Maschinenbaubetrieb Merseburg

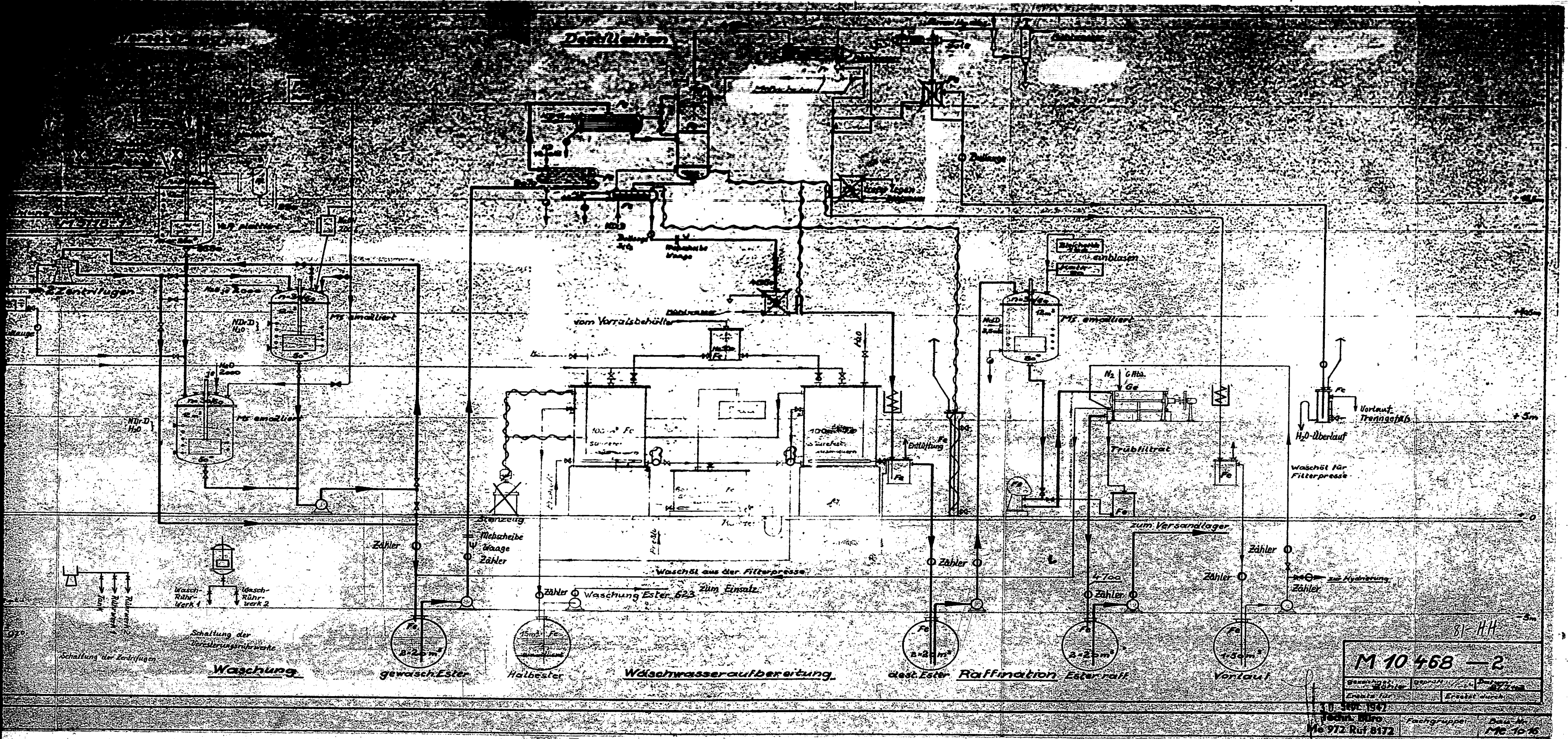
M 6688 -2

Technical drawing details including scale, date, and drawing number.

POOR COPY 81 GG



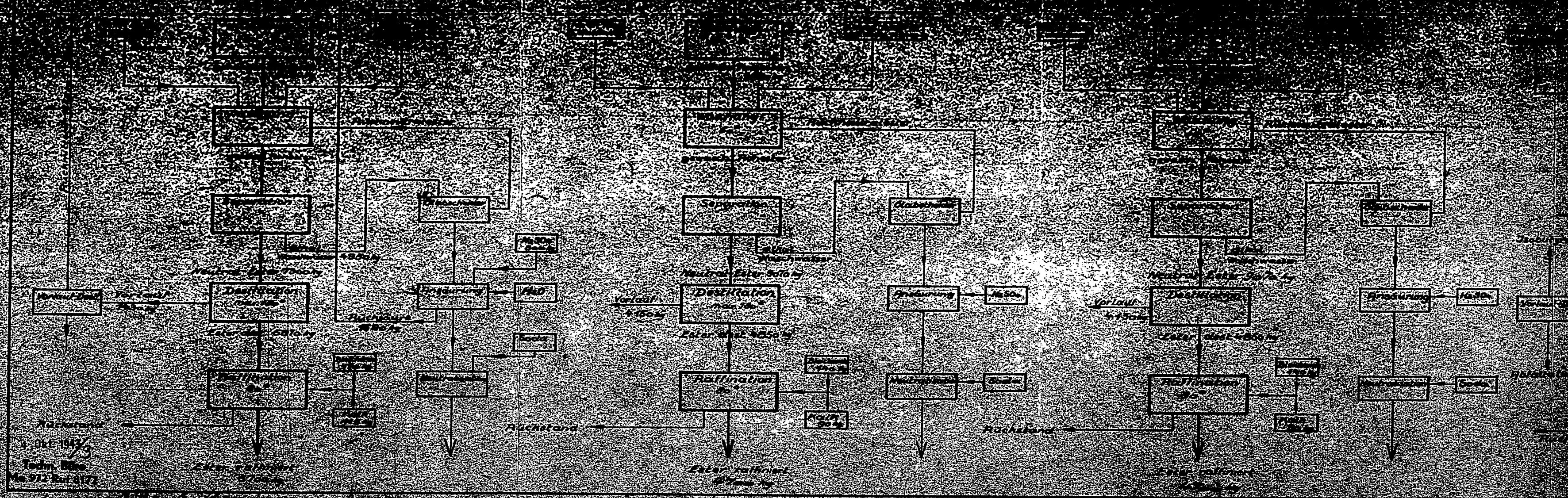
POOR COPY 81 HH



81 HH
M 10 468 - 2

Genehmigt durch	Gezeichnet durch	Geprüft durch
Erstellt für	Erstellt durch	
10. April 1942		
Techn. Büro	Fachgruppe	Dau-Nr.
Me 972 Ref 8172		MC 10 16

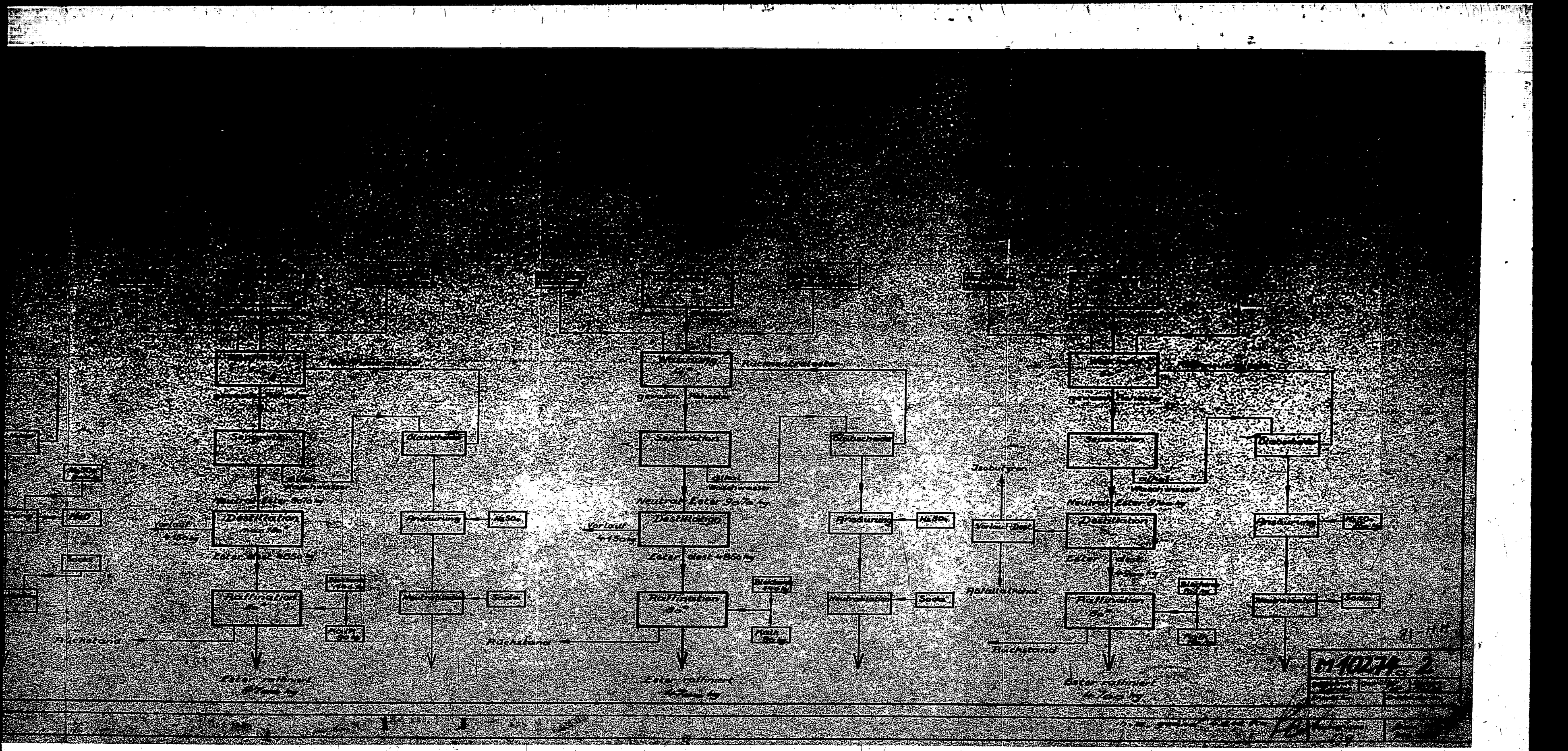
POOR COPY 81 HH



1-10-1973
 Tech. Div.
 MS-912-1-1172

ALL INFORMATION CONTAINED
 HEREIN IS UNCLASSIFIED

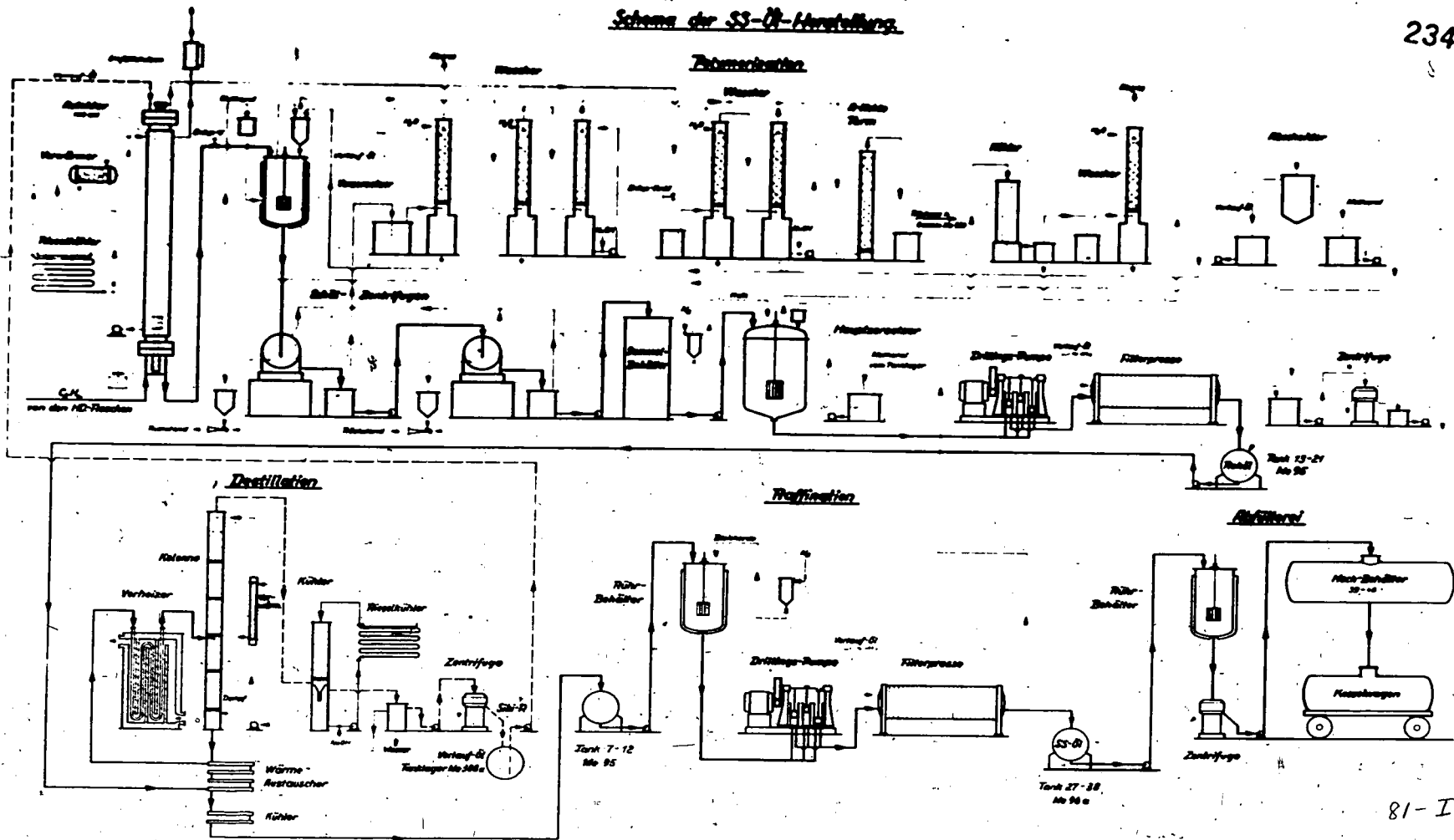
POOR COPY 81 HH



POOR COPY 81 HH

Schemata der SS-Öl-Herstellung

23474

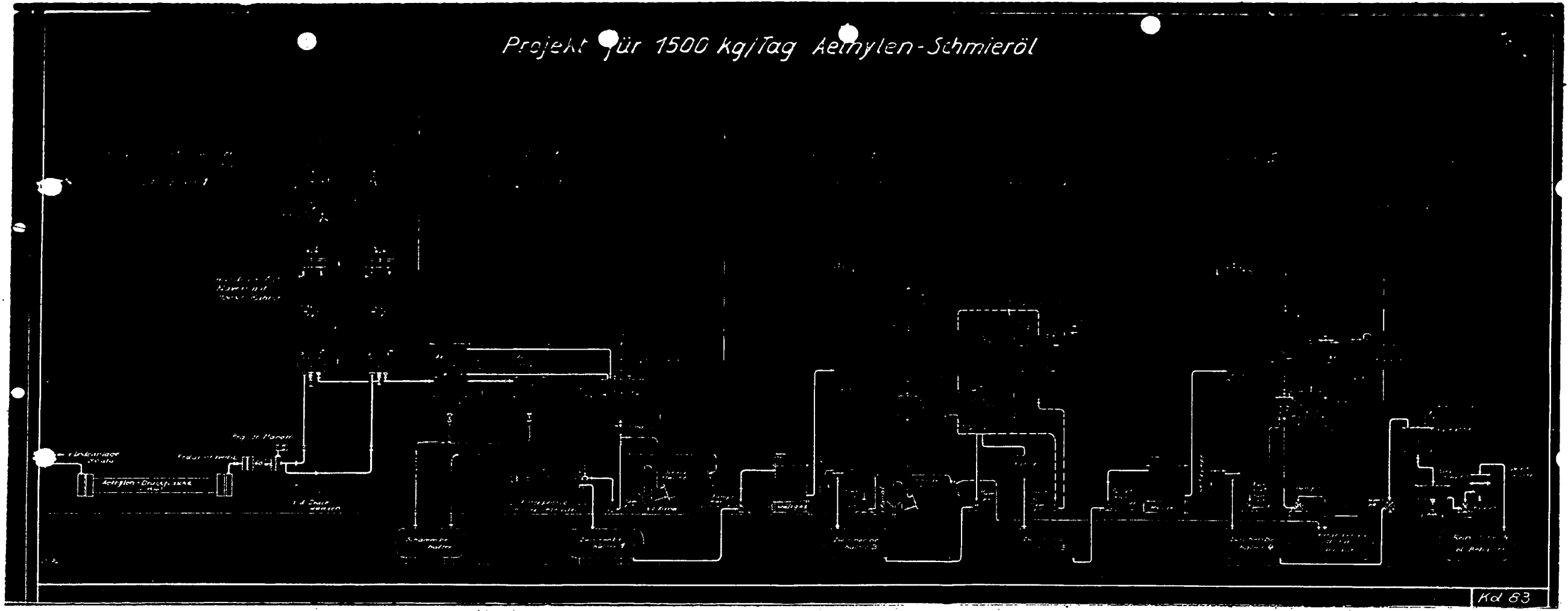


81-II

23076

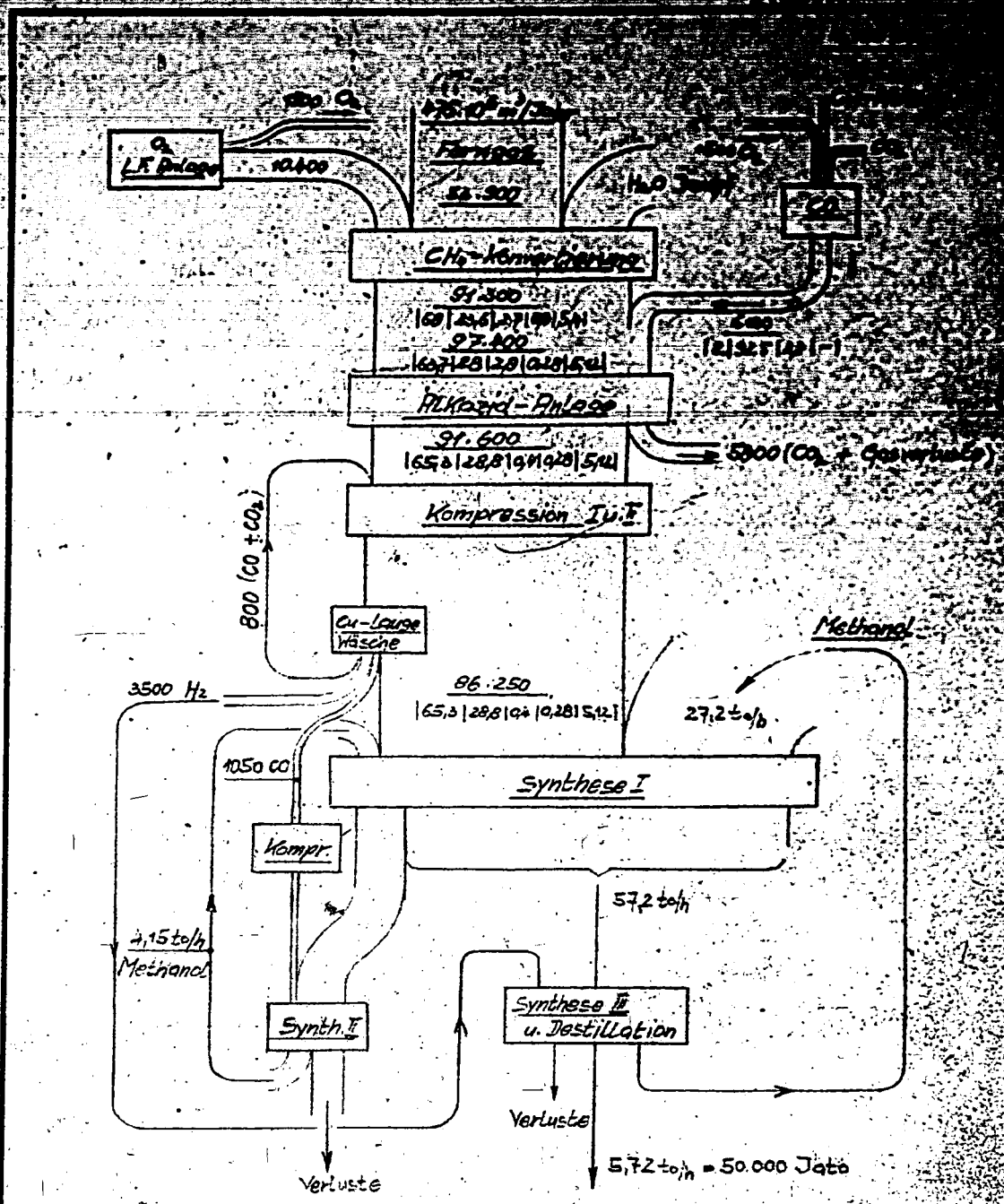
POOR COPY 81 II

Projekt für 1500 kg/Tag Acetylen-Schmieröl



POOR
COPY

81 JJ



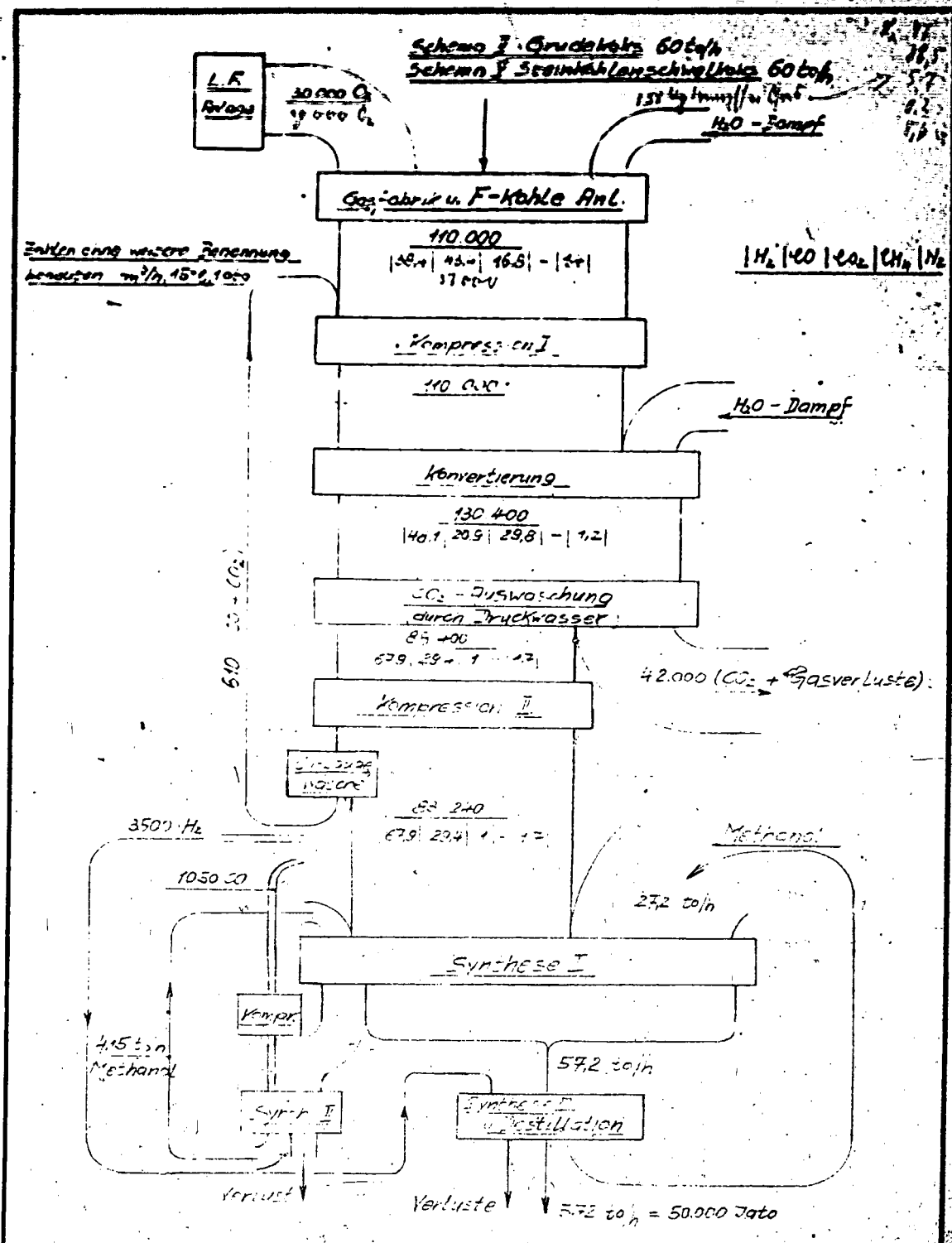
Zahlen ohne weitere Benennung bedeuten m³/h, 15°C, t/a

81-KK

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein Tag 21.5.30	Name	Maßst.	Urheberrechtsschutz nach G.M. 9	Schema I
--	------	--------	---------------------------------	----------

POOR COPY 81KK

23477



I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein Tag 10.8.35 Name <i>llw</i>	Maßst.	Urheberrechtsschutz nach DIN 34
--	--------	---------------------------------

Schema II u. V

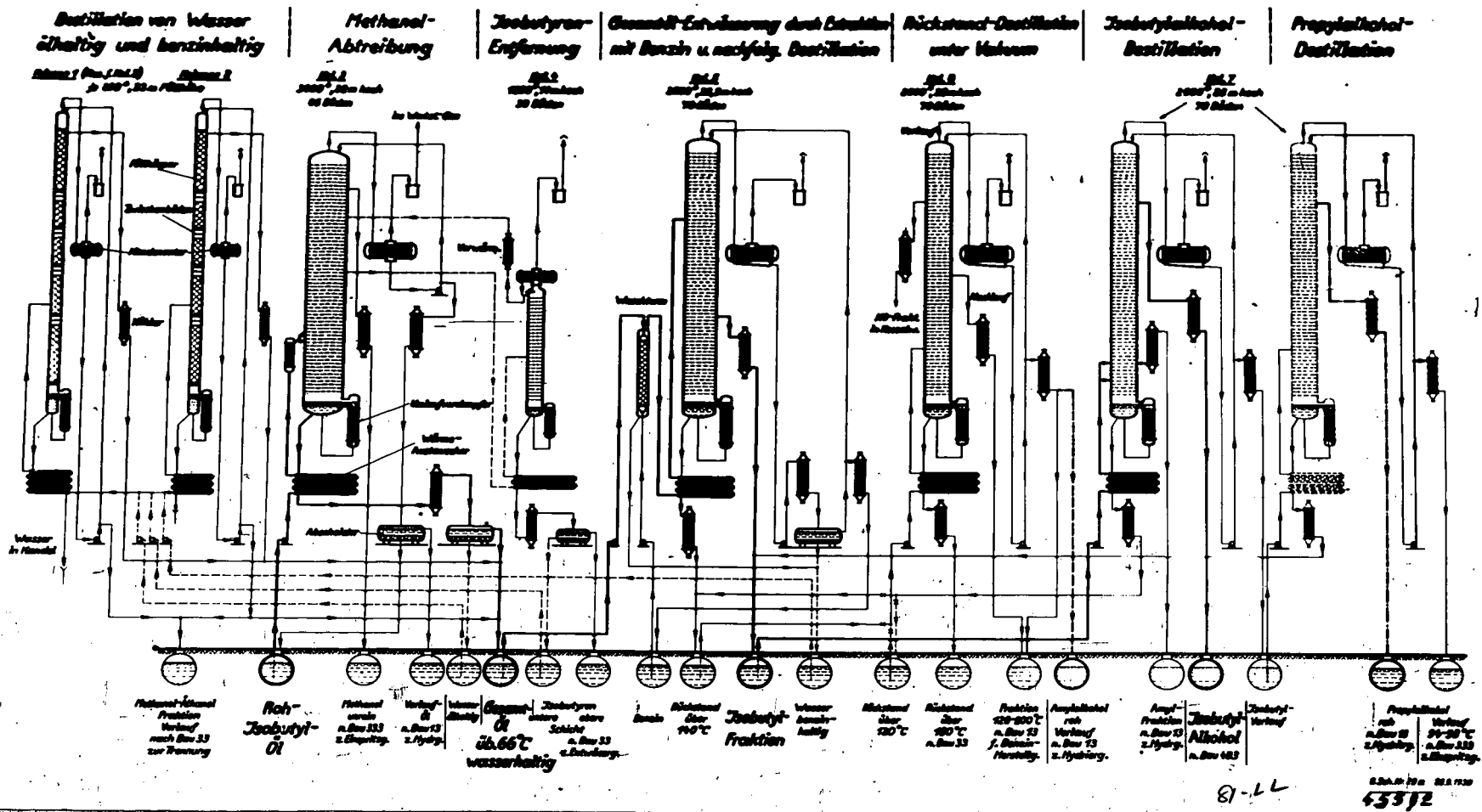
91-KK

Pause hier abschneiden

POOR COPY 81 KK

23478

Isobutylöl-Destillation.



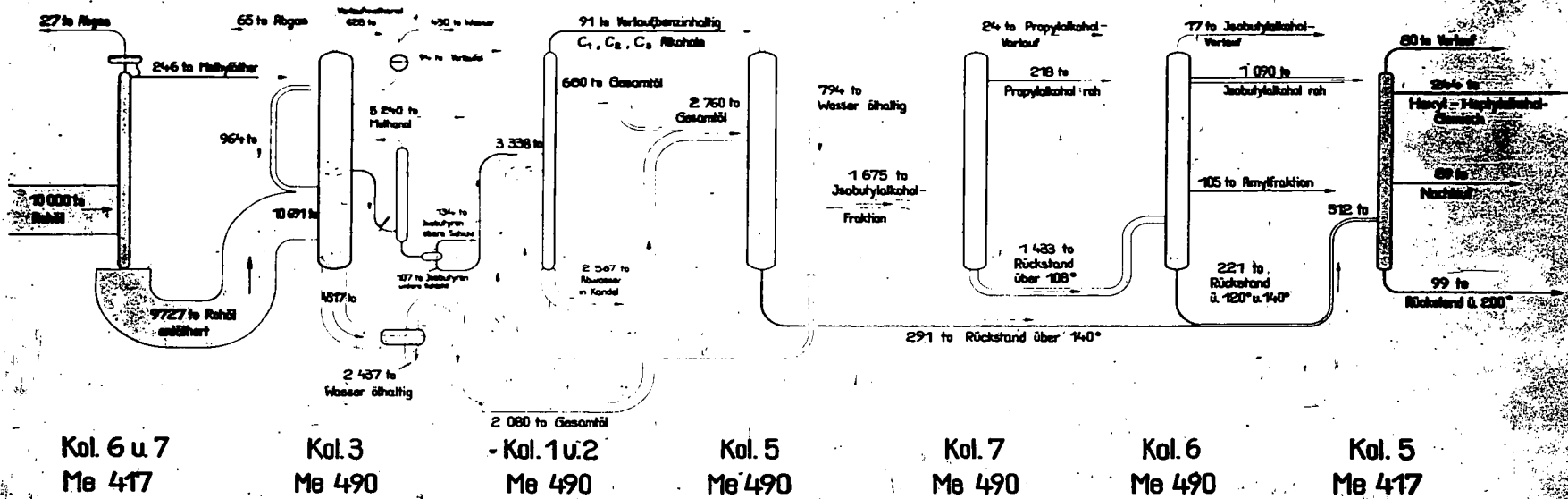
POOR COPY 81 LL

23479

*Fließschema
der Isobutyl-
Aufarbeitung*

Fließschema der Isobutylöl - Aufarbeitung. *ausgewertet am 12. 6. 1940*

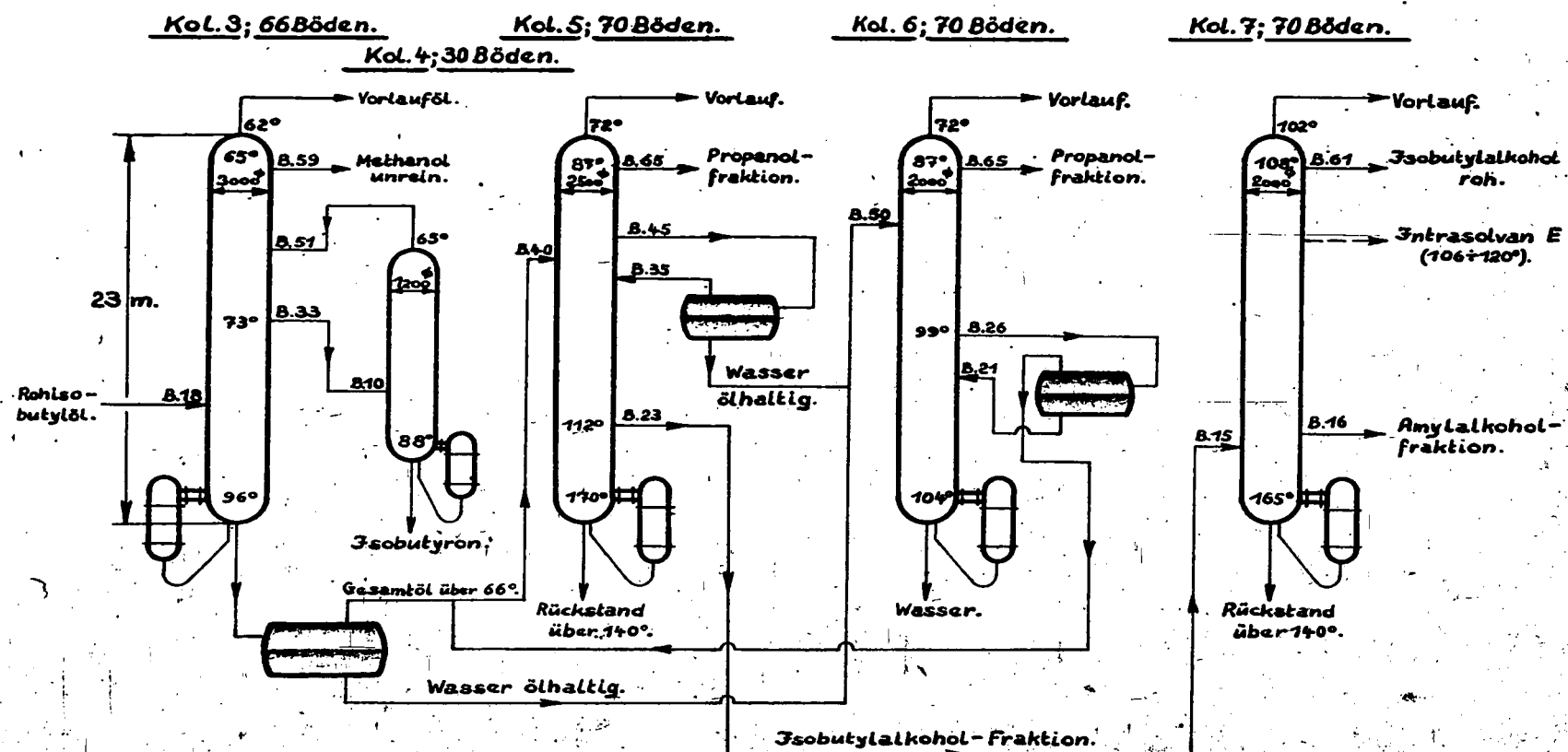
Entfätherung von Isobutylöl Methanol-
abtreibung aus Rohöl Destillation
von Wasser
öhlartig Entwässerung
von Gesamtl
Propylalkohol-
Destillation Isobutylalkohol-
Destillation Vacuum
Destillation von
Hexyl - Heptylalkohol-
Gemisch



POOR COPY 81 LL

23480

Rohisobutylöldestillation.



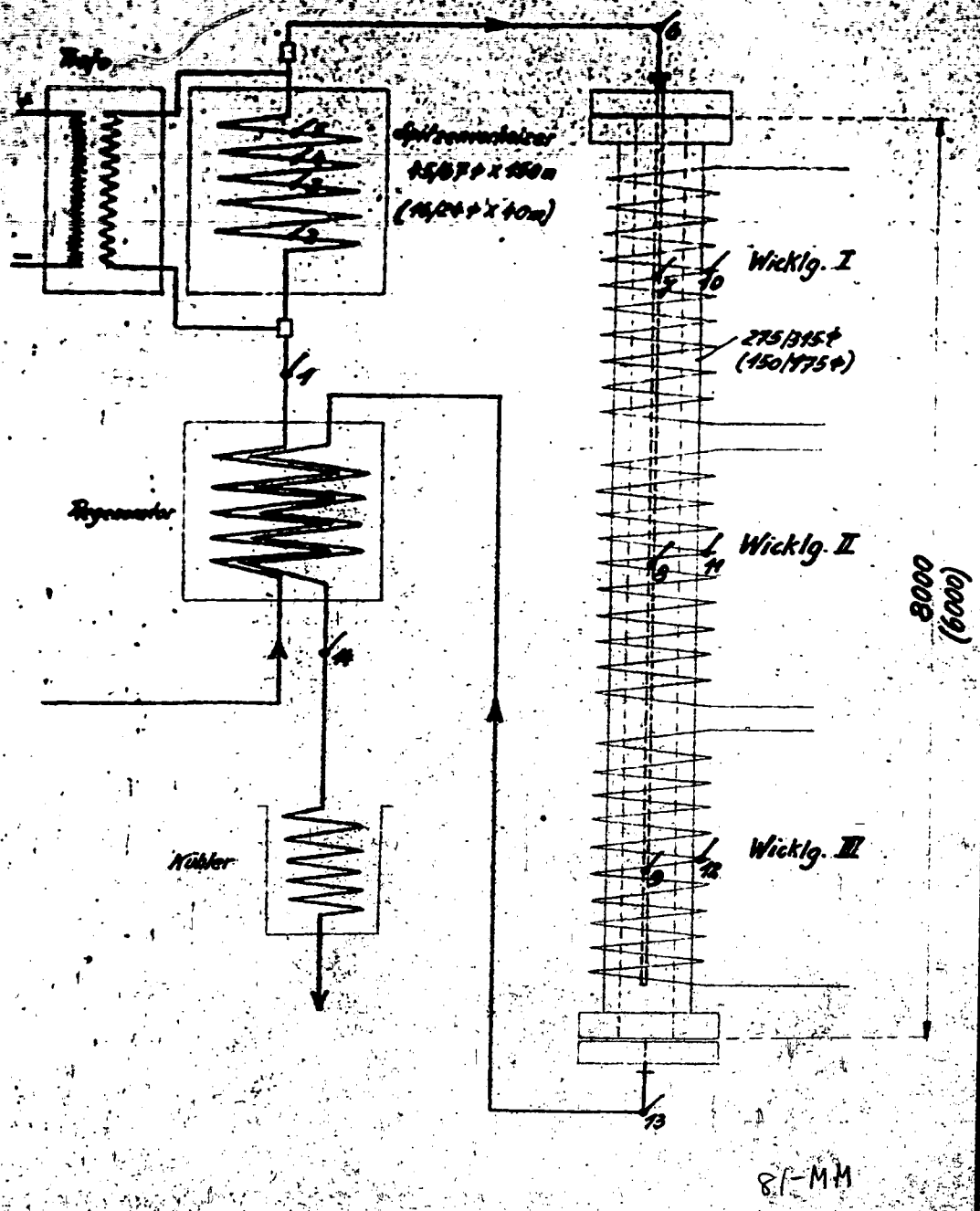
Amoschwerk Messung G.m.b.H.

 0/6584
2.1.55 Freese

POOR COPY 81 LL

23481

Wasserspeisungs-ofen (Zigaretten-ofen)



Ammoniakwerk Merseburg G. m. B. H.

Wasserspeisungs-ofen

01686

DIN-Format A 4

15.2.38. Kaiser

81 MM

Wasserabspaltungsofen in No 493.

1. Bedingungen.

Reaktion: $C_4H_{10}OH = C_4H_8 + H_2O - 4.08 \text{ Cal.}$
 Isobutylalkohol Isobutyleth

Einspritzprodukt: Isobutylalkohol
 Einspritzmenge: 500 Liter = 400 kg/Std.
 Druck im Ofen 5 - 8 atü

2. Physikalische Daten.

Spez. Wärme (Dampf) 0.5 W E/kg
 Verd.-Wärme 138 W E/kg
 Endotherme Reakt.Wärme 4.08 W E/Kol (Parks u. Todd, Ind. and Eng. Ch. 1936)
 = 55 W E/kg

3. Theoretische Energien.

Spitzenvorheizer.

Erwärmung von 160 auf 420° $400 \times 0.5 \times 260 = 52000 \text{ WE} = 60 \text{ KW}$
 Verdampfung $400 \times 138 = 55000 \text{ WE} = 64 \text{ KW}$
 124 KW

Reaktionsofen.

Zuzuführende Energie $400 \times 55 = 22000 \text{ WE} = 26 \text{ KW}$

4. Temperaturen.

Vor dem Ofen.

Regenerator Eingang gewöhl. Temp. im Mittel 10° C
 " " Ausgang El.1 160°
 Spitzenvorheizer-Wand El.2 200°
 El.3 300°
 El.4 380°
 Übergang El.5 475°
 El.6 420°

Reaktionsofen:

kurz El.7 330°
 mitte El.8 380°
 lang El.9 410° } im Mittel ca 375° C
 Ofen-Mantel El.10 400°
 El.11 375°
 El.12 320°

Hinter dem Ofen

Ofen-Ausgang El.13 390°
 Regenerator-Ausgang El.14 120°

5. Energien im Betrieb.

Spitzenvorheizer:

130 K.W.

Reaktionsofen:

I. Wicklung 19 K.W.
 II. " 15 K.W.
 III. " meist nicht eingeschaltet.

81MM

28483.

6. Strombelastung im prakt. Betrieb.

Spitzenvorheizer

45/67 Ø 150 m lang = 22 qm Oberfläche
Belastung = $\frac{130000}{220000}$ = 0.6 Watt/qcm

Reaktionsofen

275/315 Ø 8 m lang = 7.5 qm Oberfläche
Oberfläche f.I.u.II.
Wicklung = 5.0 qm
Belastung = $\frac{34000}{50000}$ = 0.7 Watt/qcm

Handwritten signature

81 MM

Trispaltöfen in No 495.1. Bedingungen.

Reaktion: $C_{12}H_{24} = C_8H_{10} + C_4H_8 - 53 \text{ Cal}$
 Triisobutylen Diisobutylen Isobutylen
 Einspritzprodukt: Triisobutylen.
 Einspritzmenge: 100 Liter = 77 kg /Std.
 Druck im Ofen: 1 - 2 atü

2. Physikalische Daten.

Spez. Wärme (Dampf) 0.9 W E /kg
 Verd.-Wärme 100 W E /kg
 Endotherme Reakt.Wärme 317 W E /kg zu Mono + Di
 53 W E /Mol

3. Theoretische Energien.Spitzenvorheizler

Erwärmung von 160 auf 330° $77 \times 0.5 \times 170 = 6500 \text{ W E} = 7,5 \text{ K.W.}$
 Verdampfung $77 \times 100 = 7700 \text{ W E} = 9,0 \text{ K.W.}$
 16.5 K.W.

Reaktionsofen

Zuzuführende Energie bei $\frac{1}{3}$ Umsatz
 $77 \times 105 = 8200 \text{ W E} = 9,5 \text{ K.W.}$

4. Temperaturen.Vor dem Ofen

Regenerator Eingang	gewöhnliche Temperatur (im Mittel 10° C)
" " Ausgang	El. 1 160°
Spitzenvorheizler-Wand	El. 2 220°
	El. 3 275°
	El. 4 375°
	El. 5 390°
Übergang	El. 6 330°

Reaktionsofen

kurz	El. 7 330°	} im Mittel ca 340°
mitte	El. 8 340°	
lang	El. 9 350°	
Ofen Mantel	El. 10 360°	
	El. 11 330°	
	El. 12 300°	

Hinter dem Ofen

Ofen Ausgang	El. 13 320°
Regenerator Ausgang	El. 14 100°

81 MM

5. Energien im Betrieb.

23485

Spitzenvorheizer 25 K.W.
 Ofen
 I. Wicklung } 11 K.W.
 II. " }
 III. " } 4 K.W. zeitweise

6. Strombelastung im Betrieb.Spitzenvorheizer

16 / 24 \varnothing 40 m lang = 2.0 qm Oberfläche
 Belastung = $\frac{25000}{20000}$ = 1.3 Watt/qcm

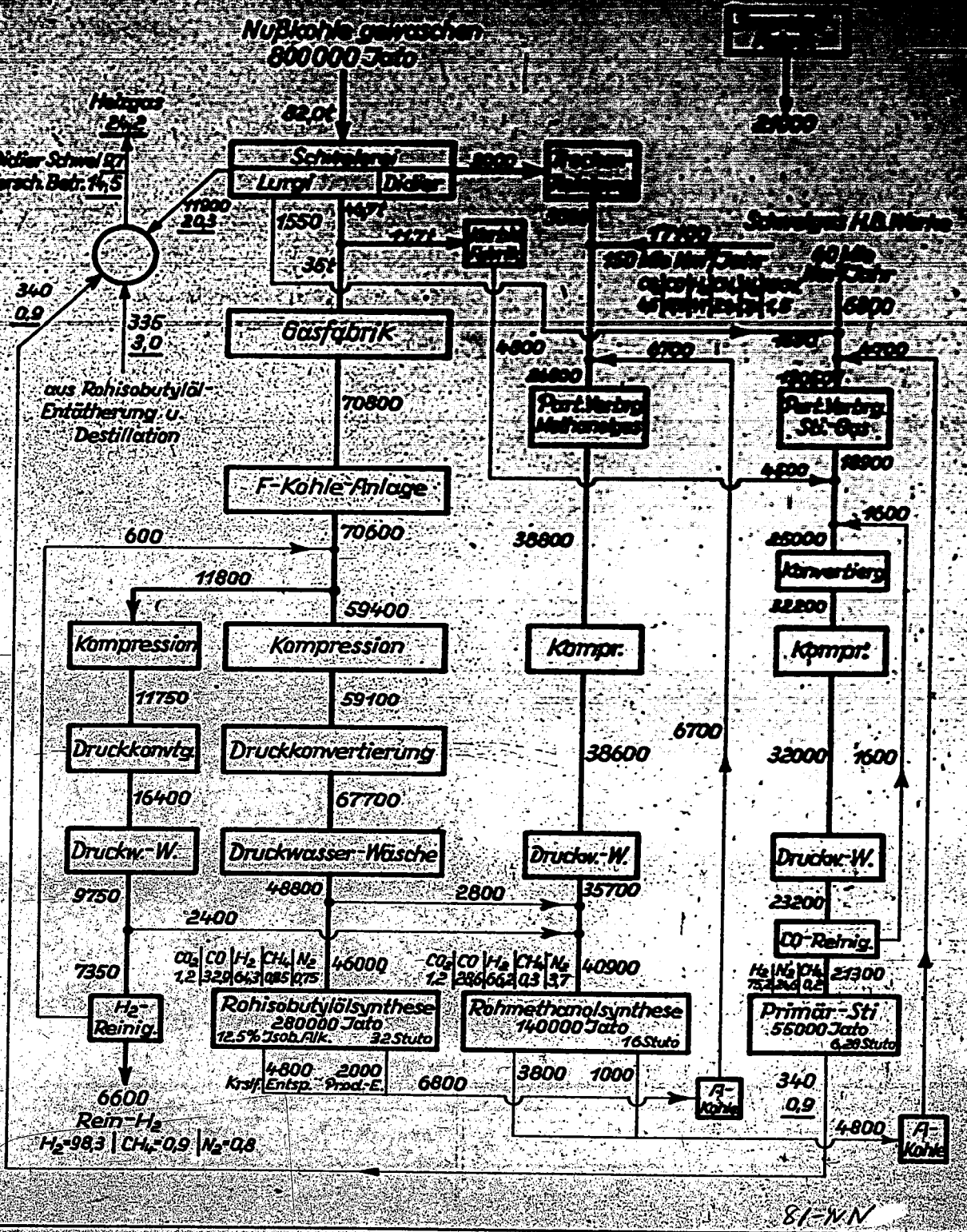
Reaktionsofen

150/175 \varnothing 6 m lang = 3.9 qm Oberfläche
 Oberfläche f.d. I. Wicklg. = 1.3 qm "
 " " II.+III." = 2.6 qm "
 Belastung I. Wicklung = $\frac{11000}{13000}$ = 0.9 Watt/qcm
 " II.+III. " = $\frac{4000}{26000}$ = 0.2 Watt/qcm

81 MM

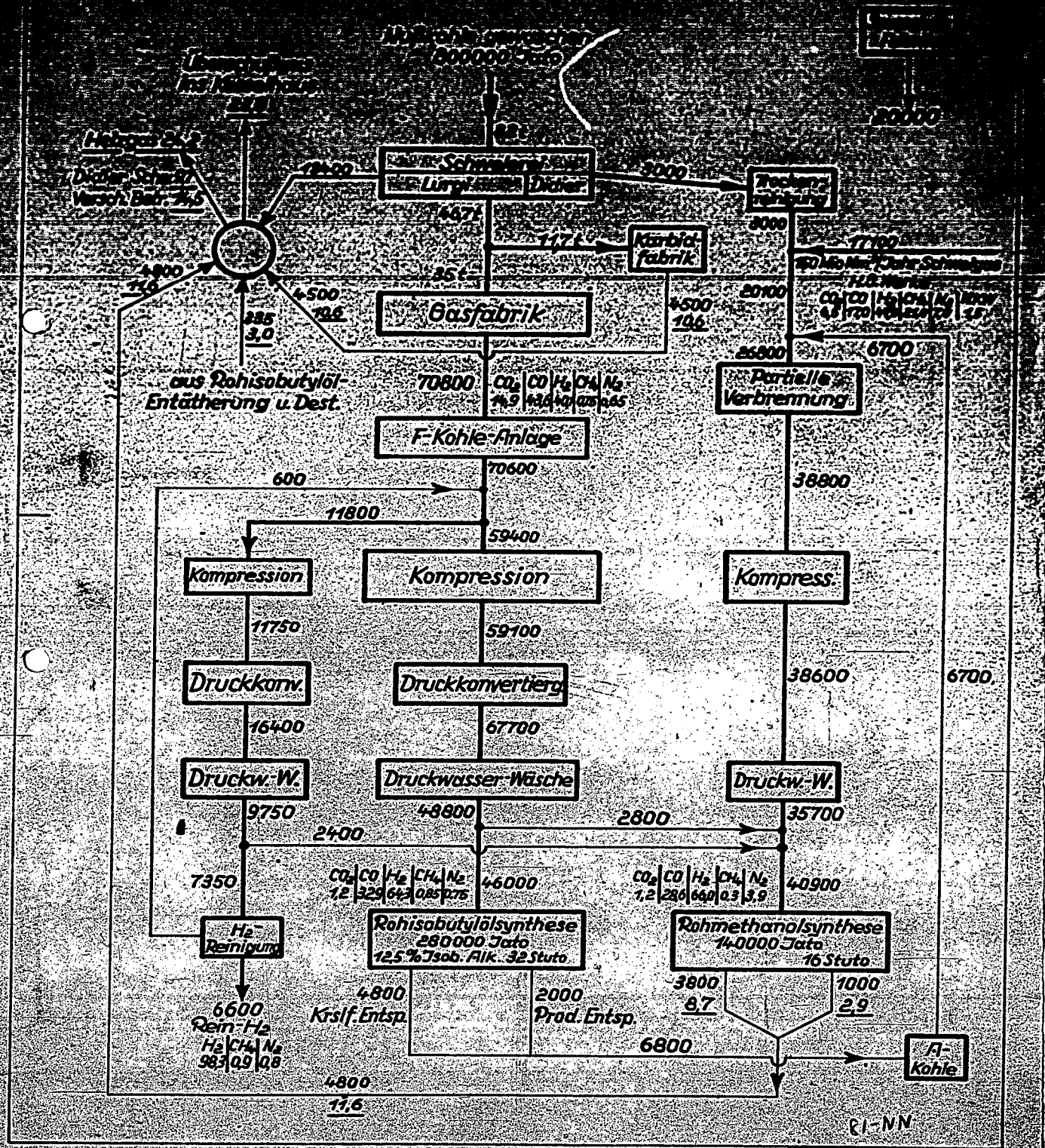
Zahlen - Nach
Zahlen - MOWE

Gasschema Auschnitt



81 NN

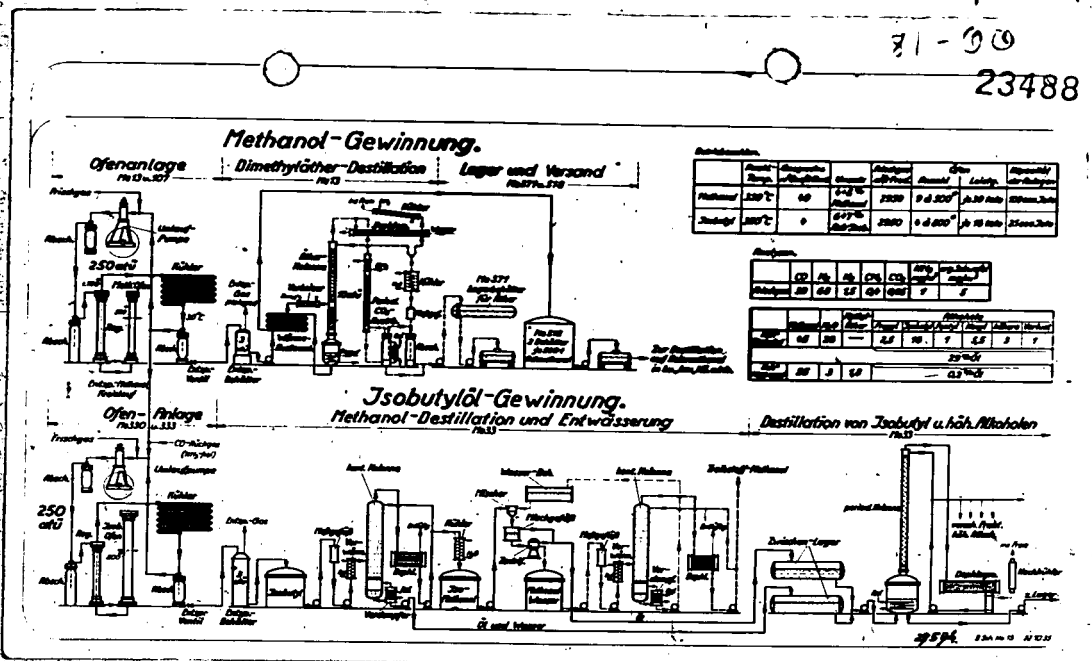
Eisenhütten- und Stahlwerke



81 NN

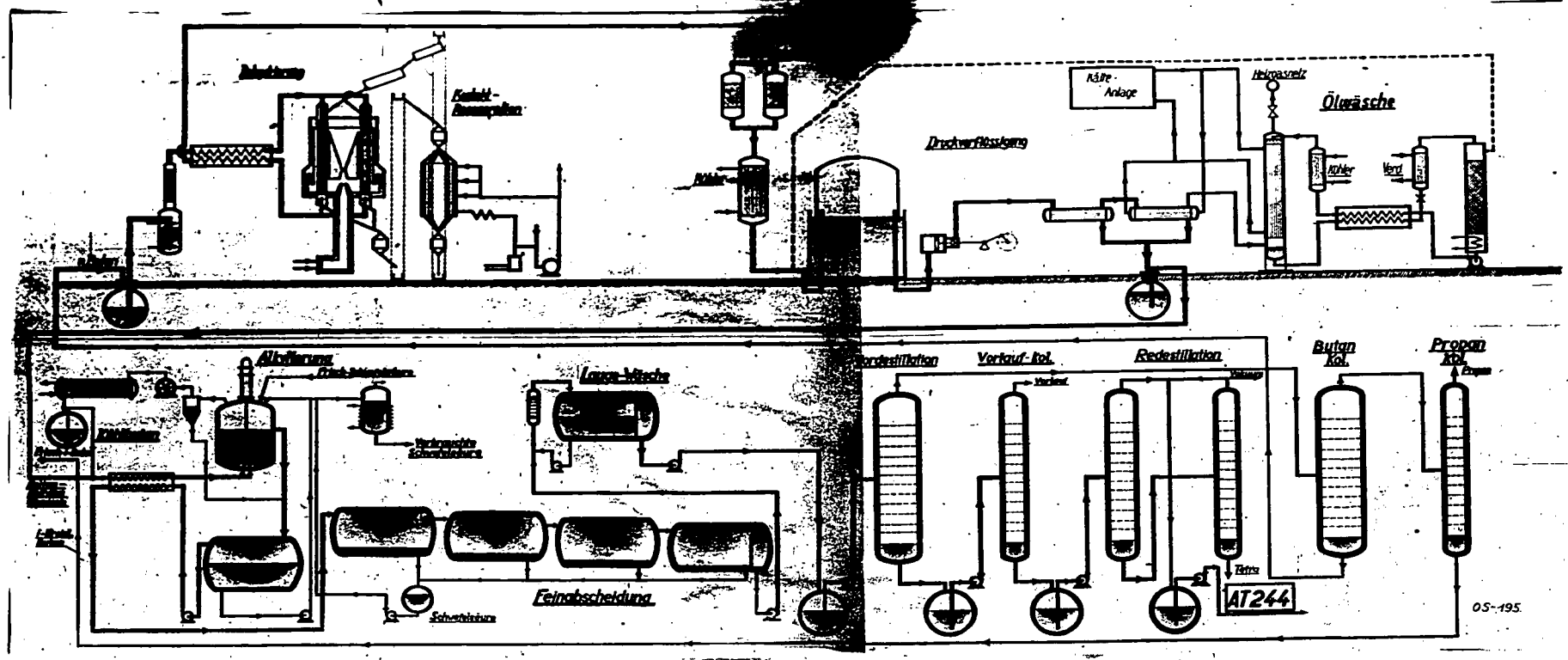
71-90

23488



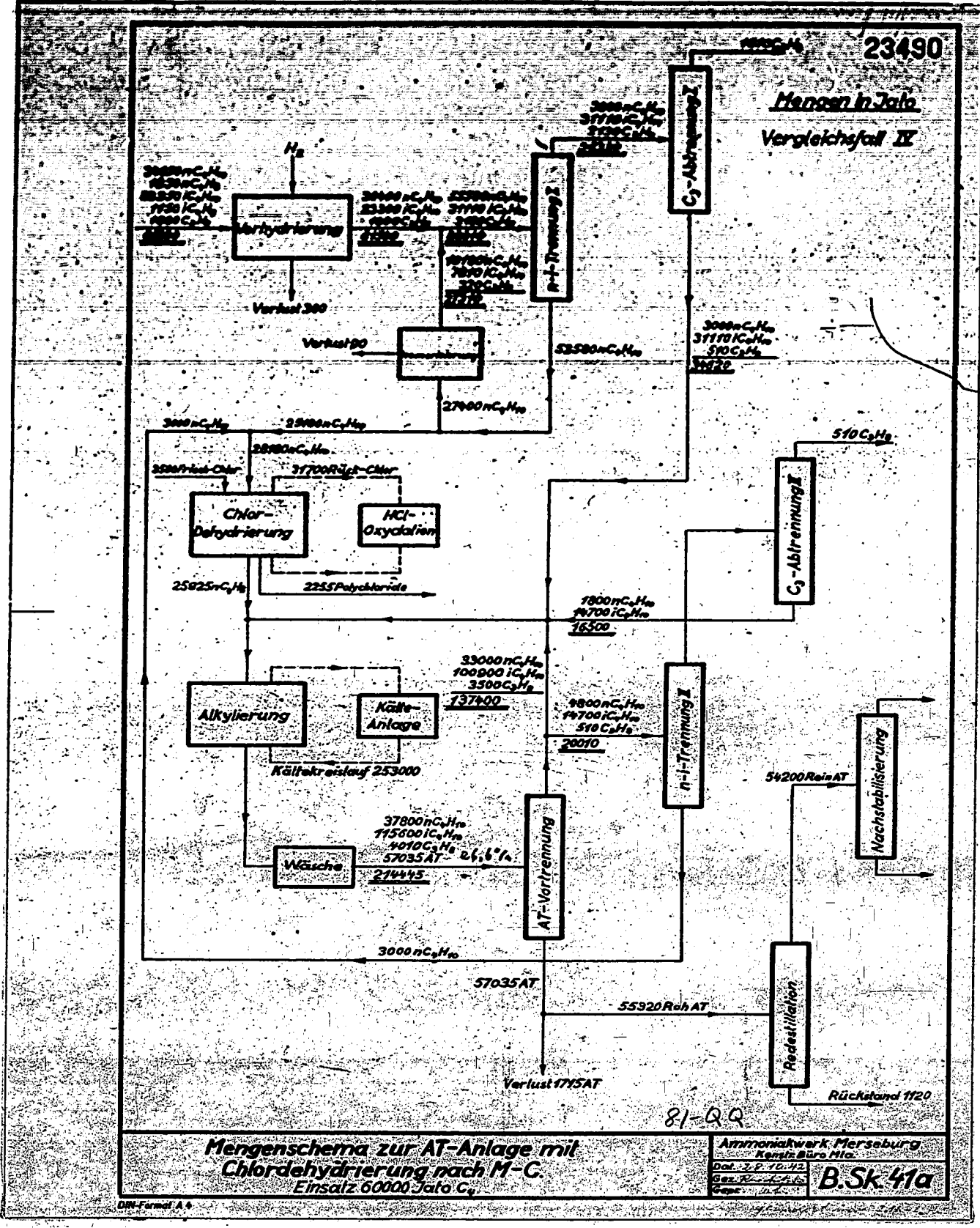
81000

23489



81-PP

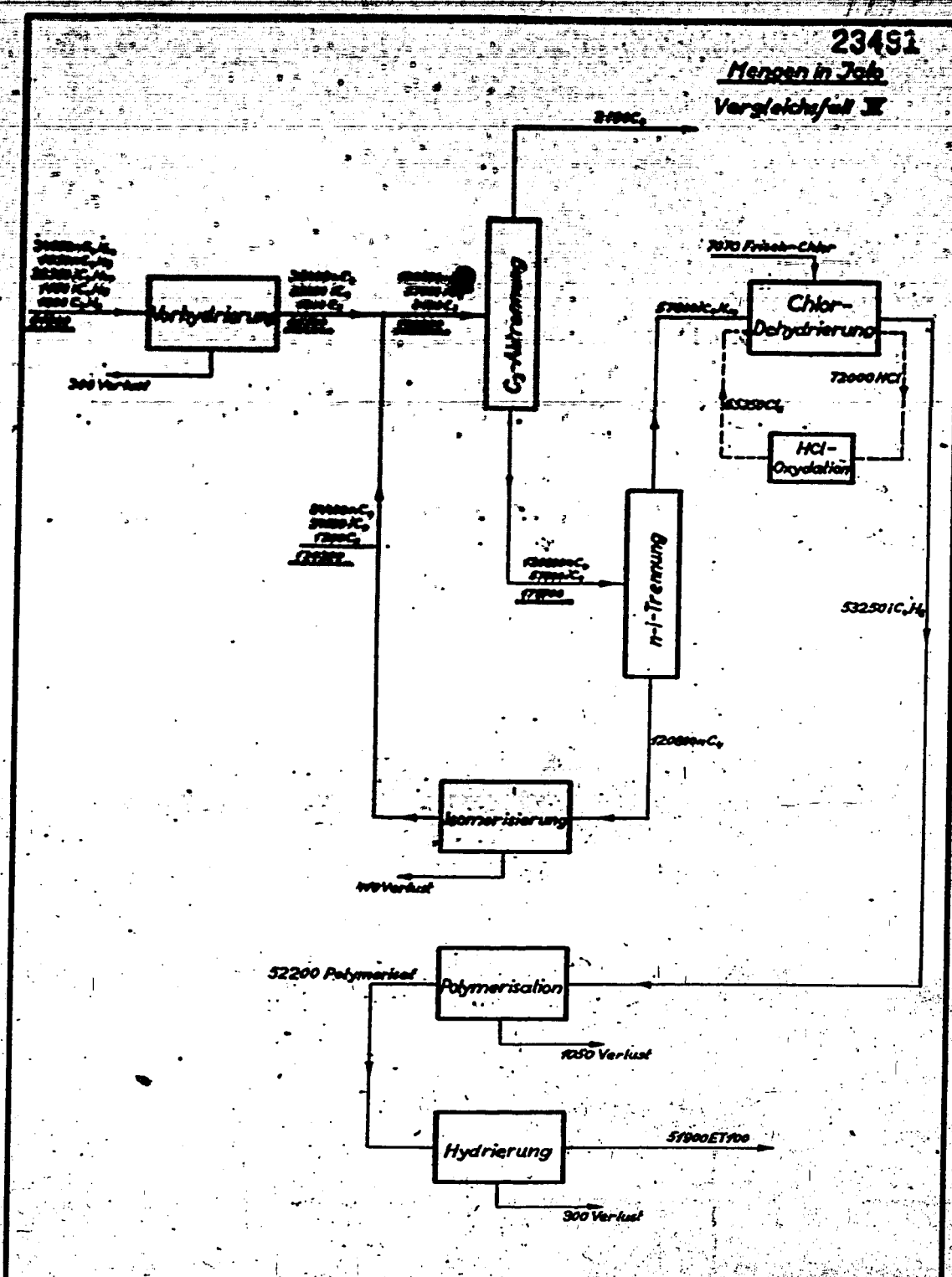
81PP



81QQQ

23491

Mengen in Tonne
Vergleichsfall III



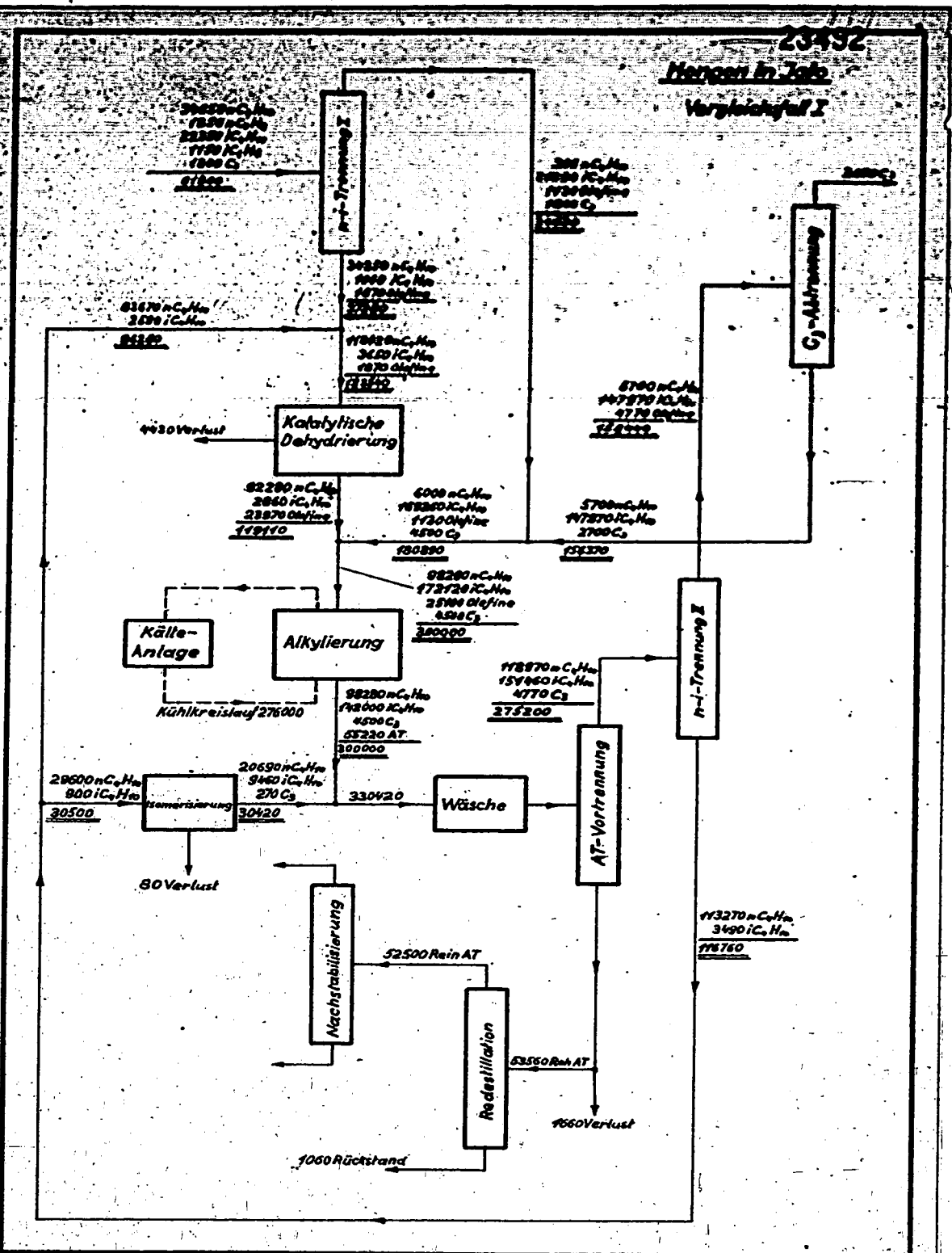
Mengenschema zur ET100-Anlage mit
Chlordehydrierung nach M-C.
Ausbeuteangaben Leuna-60000 Tonne C₄ Einsatz

Ammoniakwerk Merseburg
Kontrollbüro H₂
Dat. 07.10.77
Ges. 10.10.77
Bear. 10.10.77

B.Sk.42

DIN-Format A4

81QQQ



**Mengenschema zur AT-Anlage mit
katalytischer Dehydrierung
60000 Tons C_4 Einsatz**

Ammoniakwerk Merseburg
Kostr. Büro Nr.

Dat. 3.11.41
Gen. Dr. G. L. G.
Sept. 41

B.Sk. 44

DIN-Formel A 4

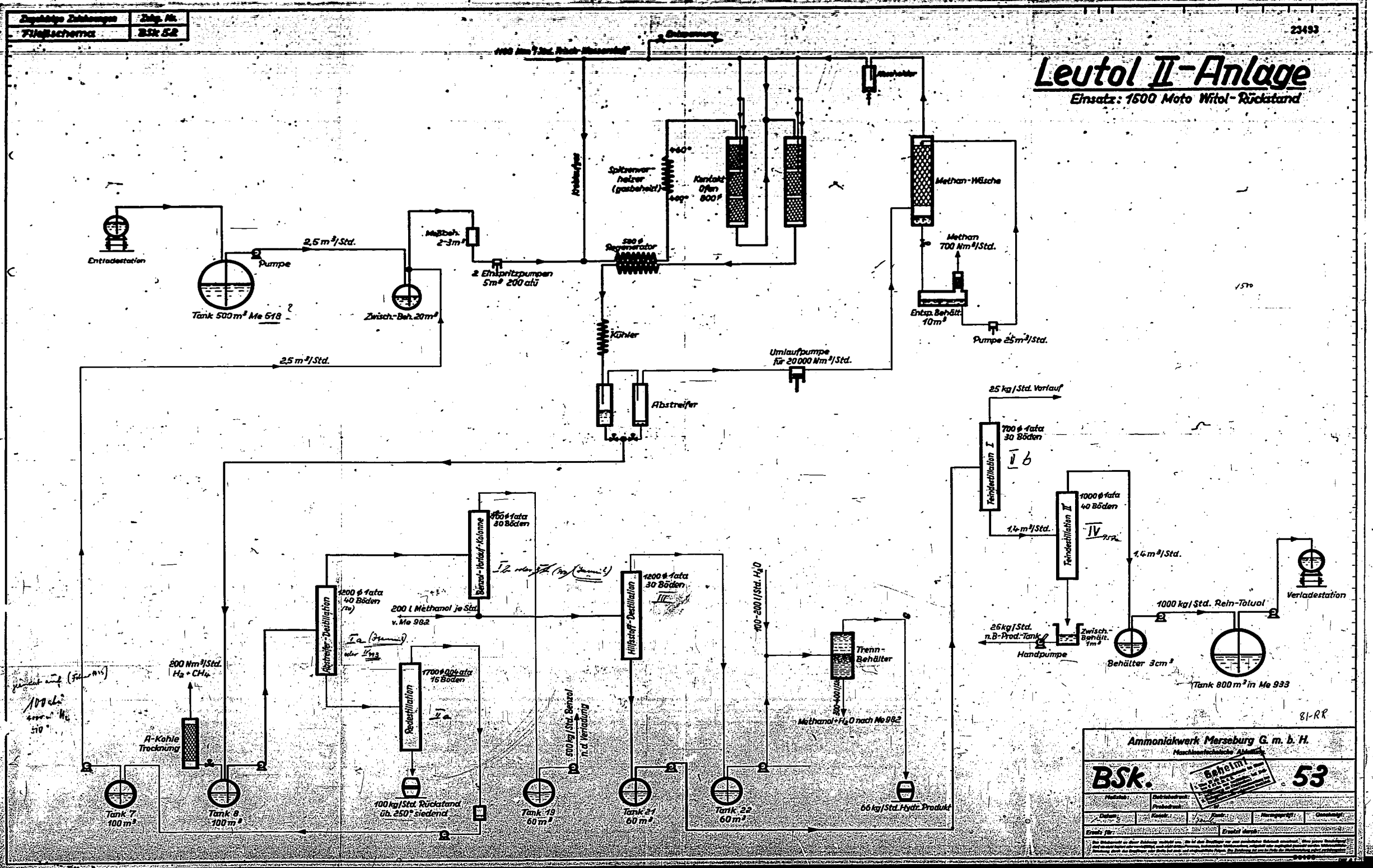
81 QQ

Zugabe Zählungen
Fließschema
Zug. Nr.
Bsk 53

23493

Leutol II-Anlage

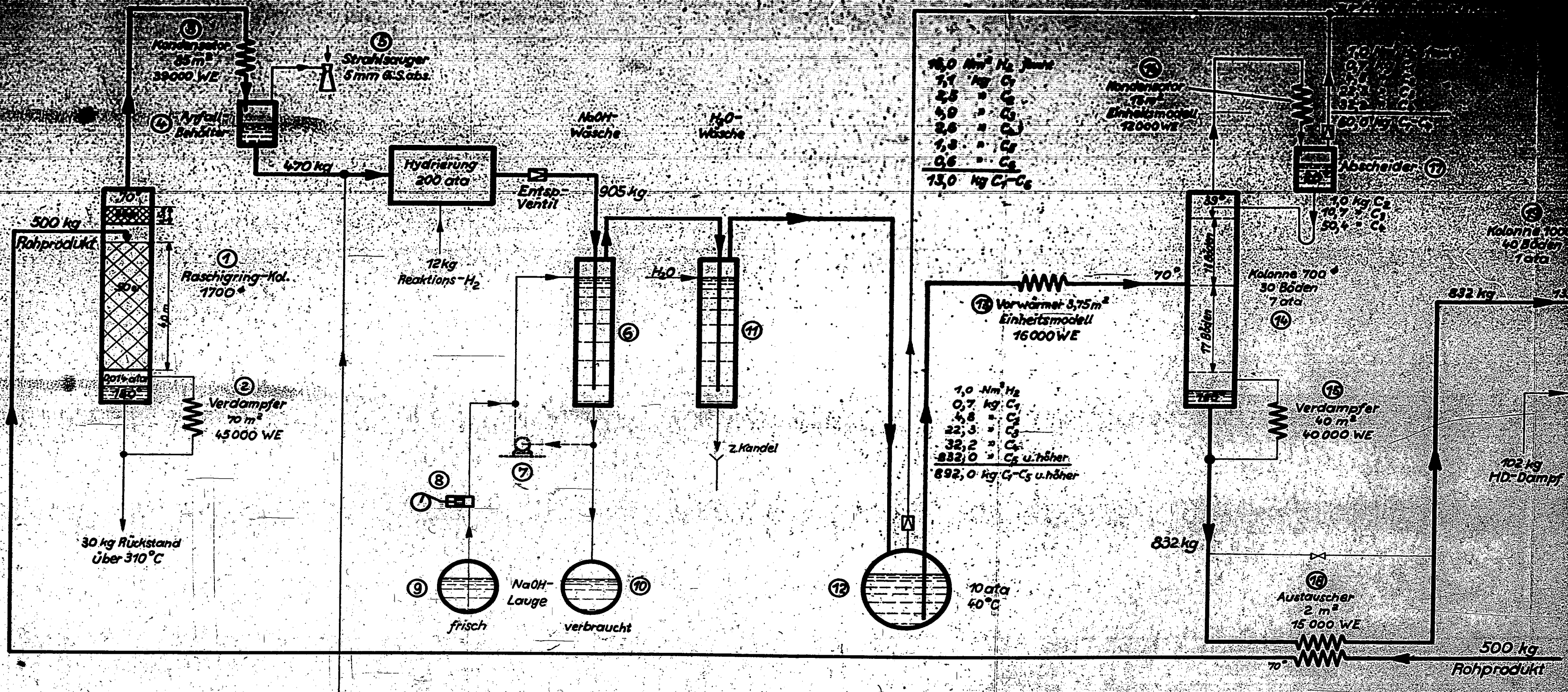
Einsatz: 1500 Moto Witol-Rückstand



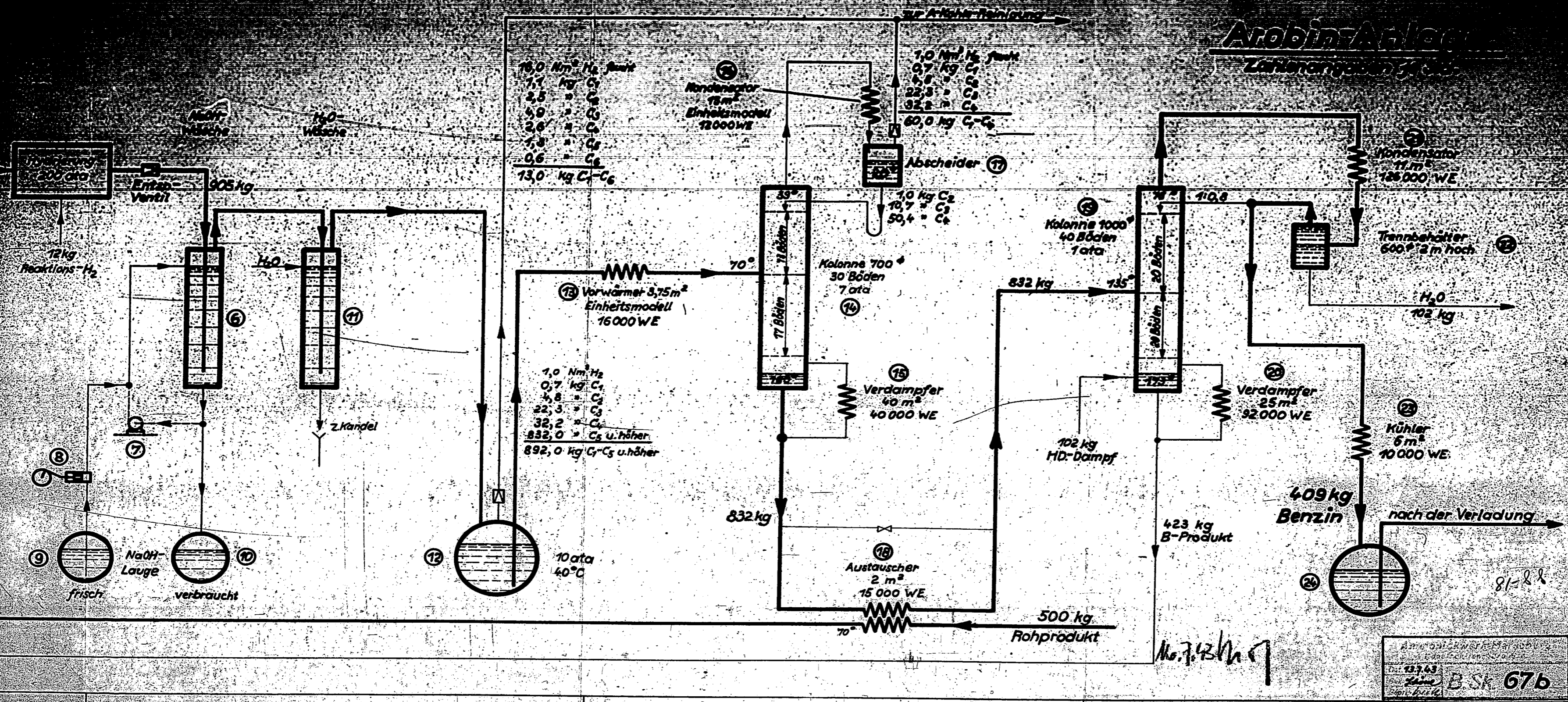
Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.
Maschinenzeichner: **BSK.** 53
Geheim

Material:	Druckdruck:	Zeichner:	Geprüft:	Gezeichnet:

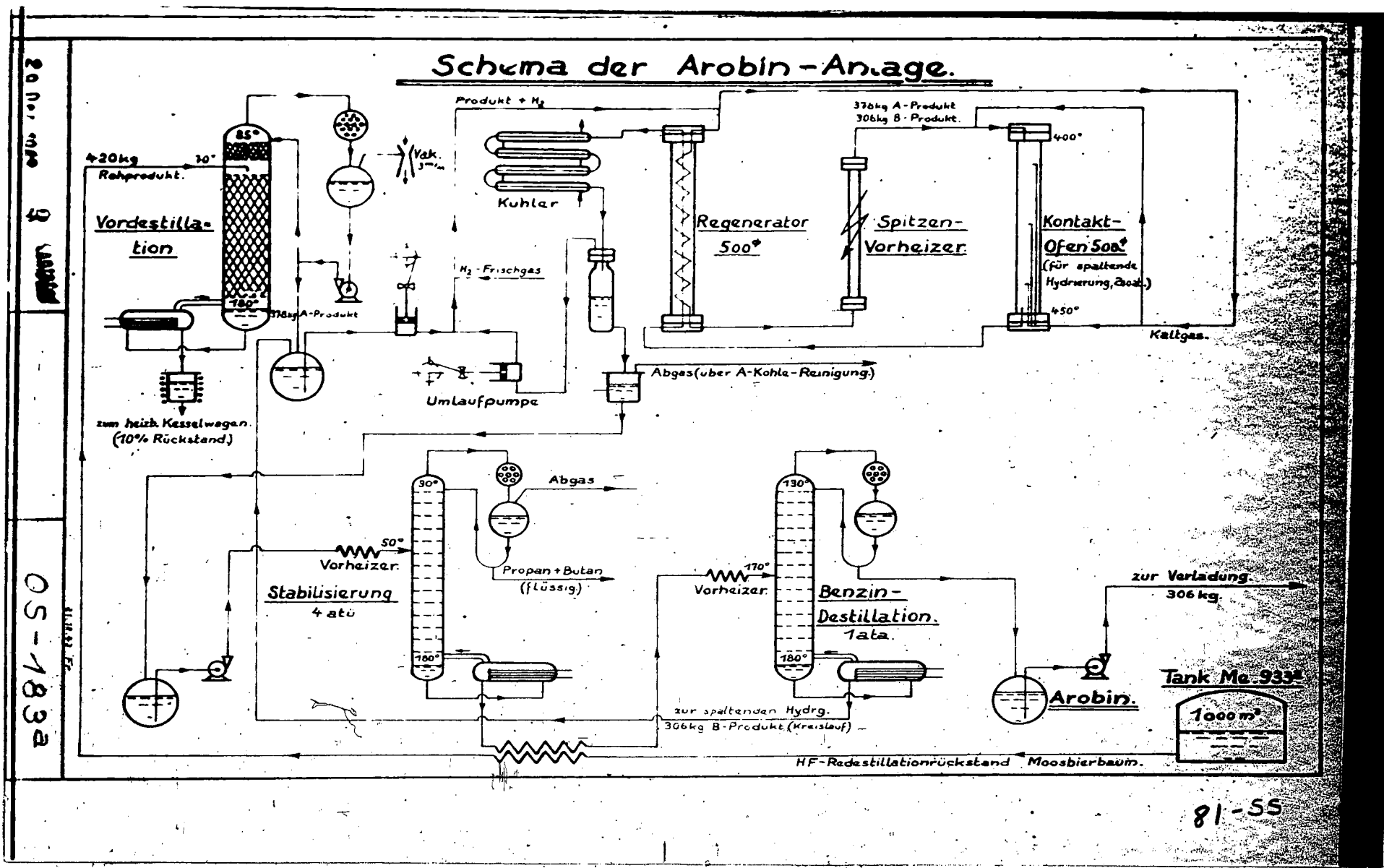
81 RR



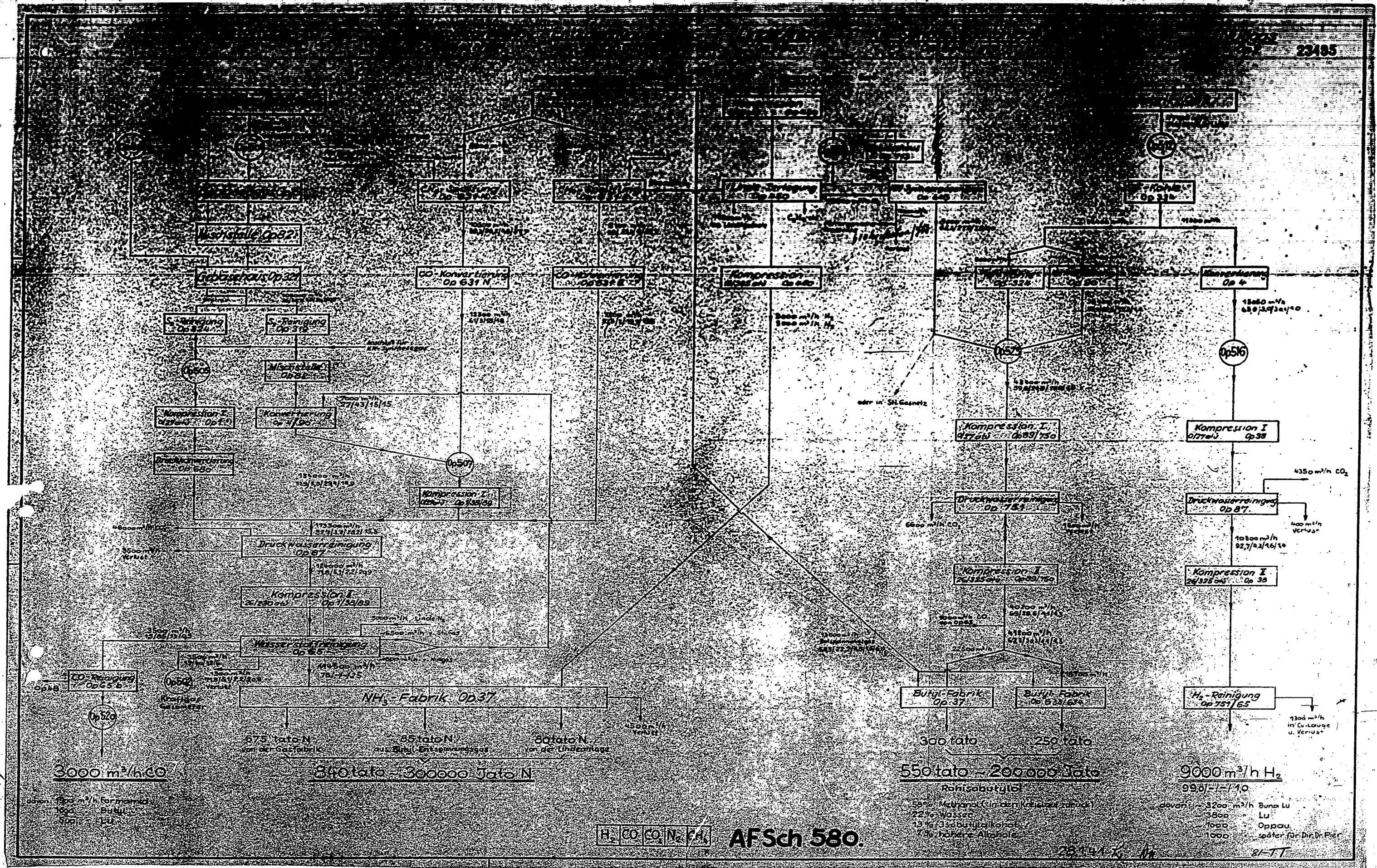
81 SS



81 SS



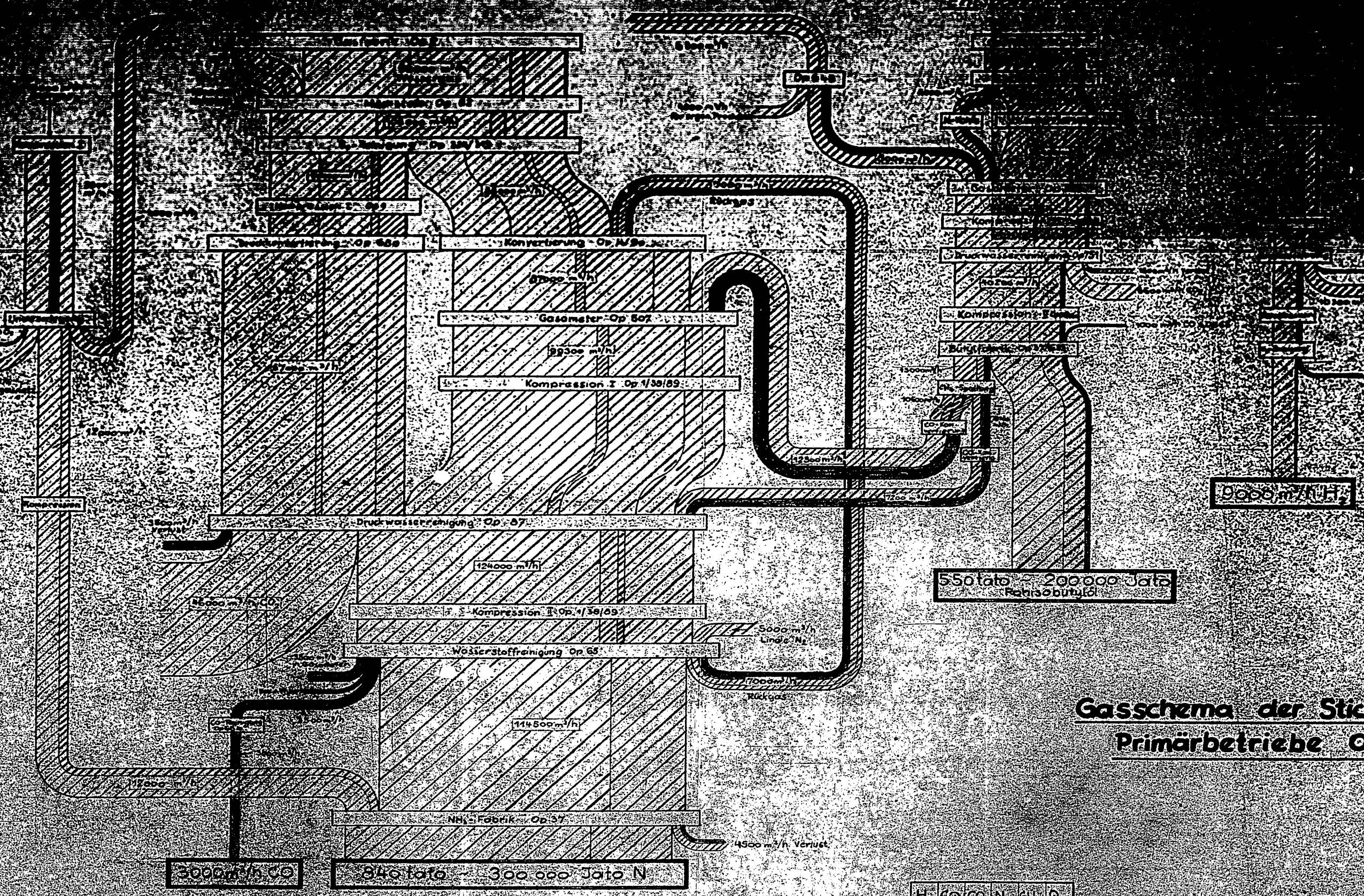
POOR COPY 81 SS



H₂ CO CO₂ N₂ CH₄ AFSch 580

28.11.11 K. M. 81-TT

POOR COPY 81 TT



Gasschema der Stickstoff-Primärbetriebe Op.



AFSch 582

POOR COPY 81 TT

CAPTURED GERMAN
DOCUMENT

MAN TECHNICAL
ENTS

REEL ENDS
PHOTOGRAPHED BY
NAVY DEPARTMENT
5 JANUARY 1946
REEL 5852 - 2