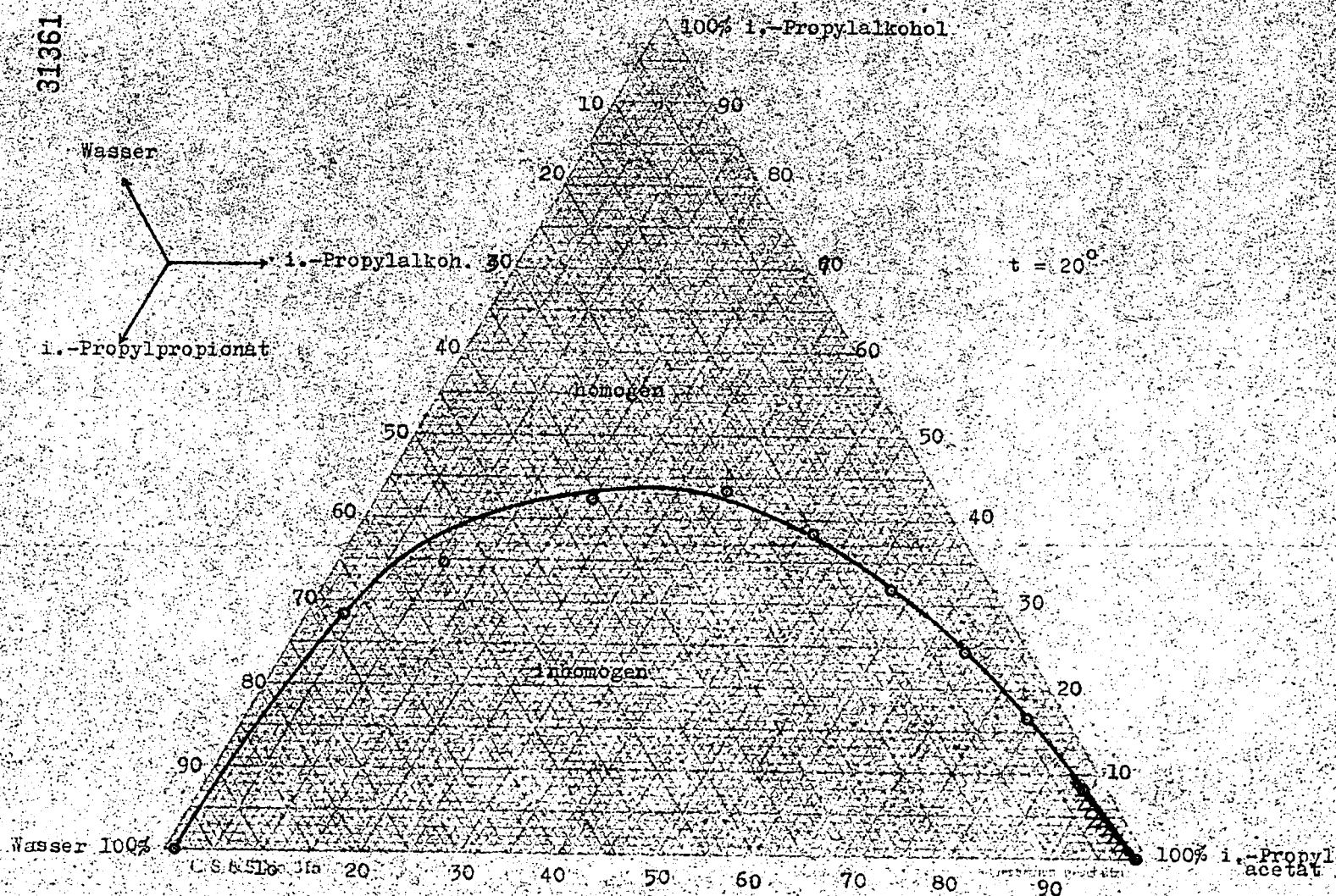


31361

Trübungspunkte des Systems i.-Propylalkohol, i.-Propylpropionat, Wasser (System Nr. 10)



31362

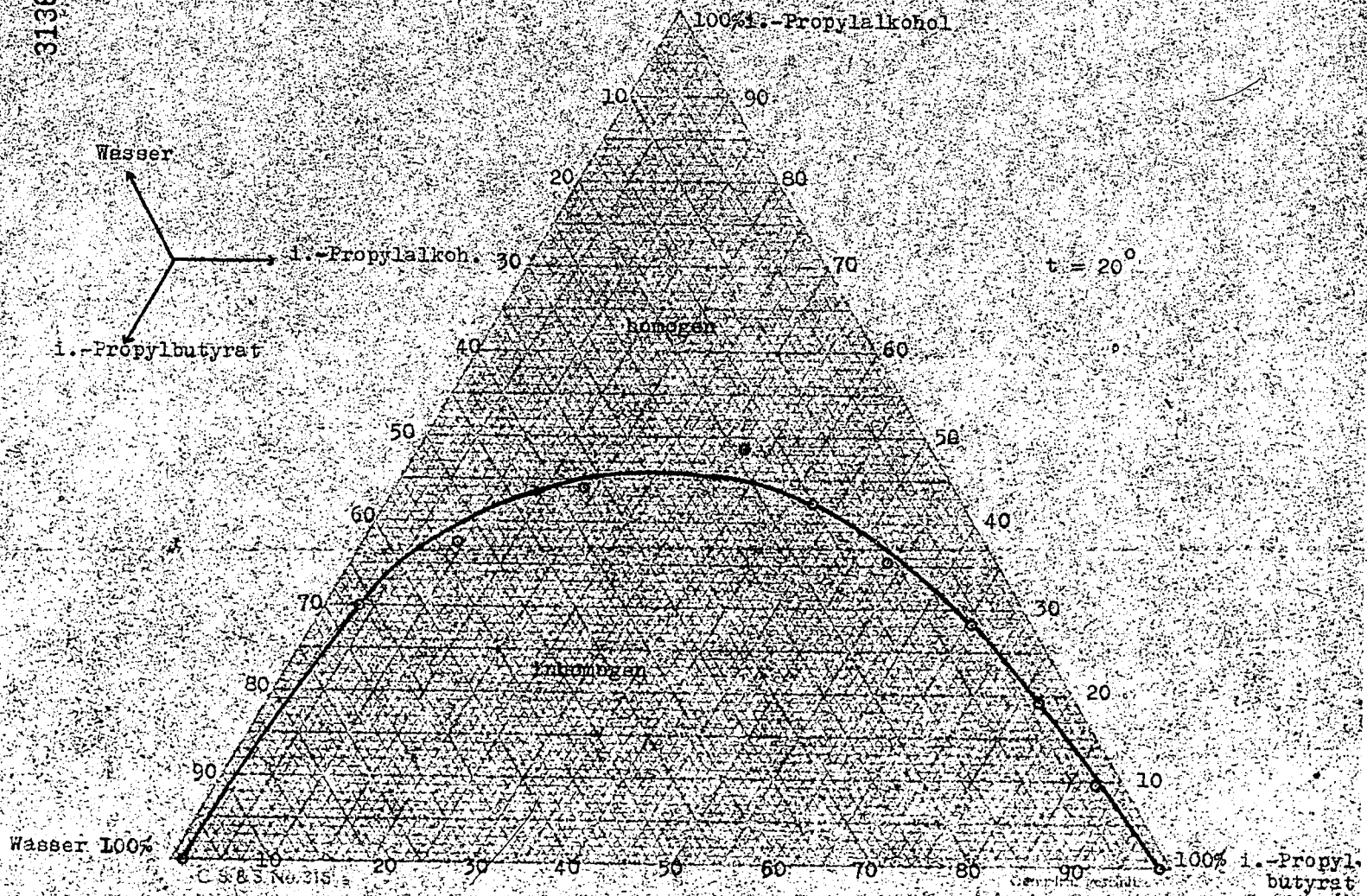
i.-

Wasser

POOR COPY 10

31362

Trübungspunkte des Systems i.-Propylalkohol, i.-Propylbutyrat, Wasser (System Nr. 14)

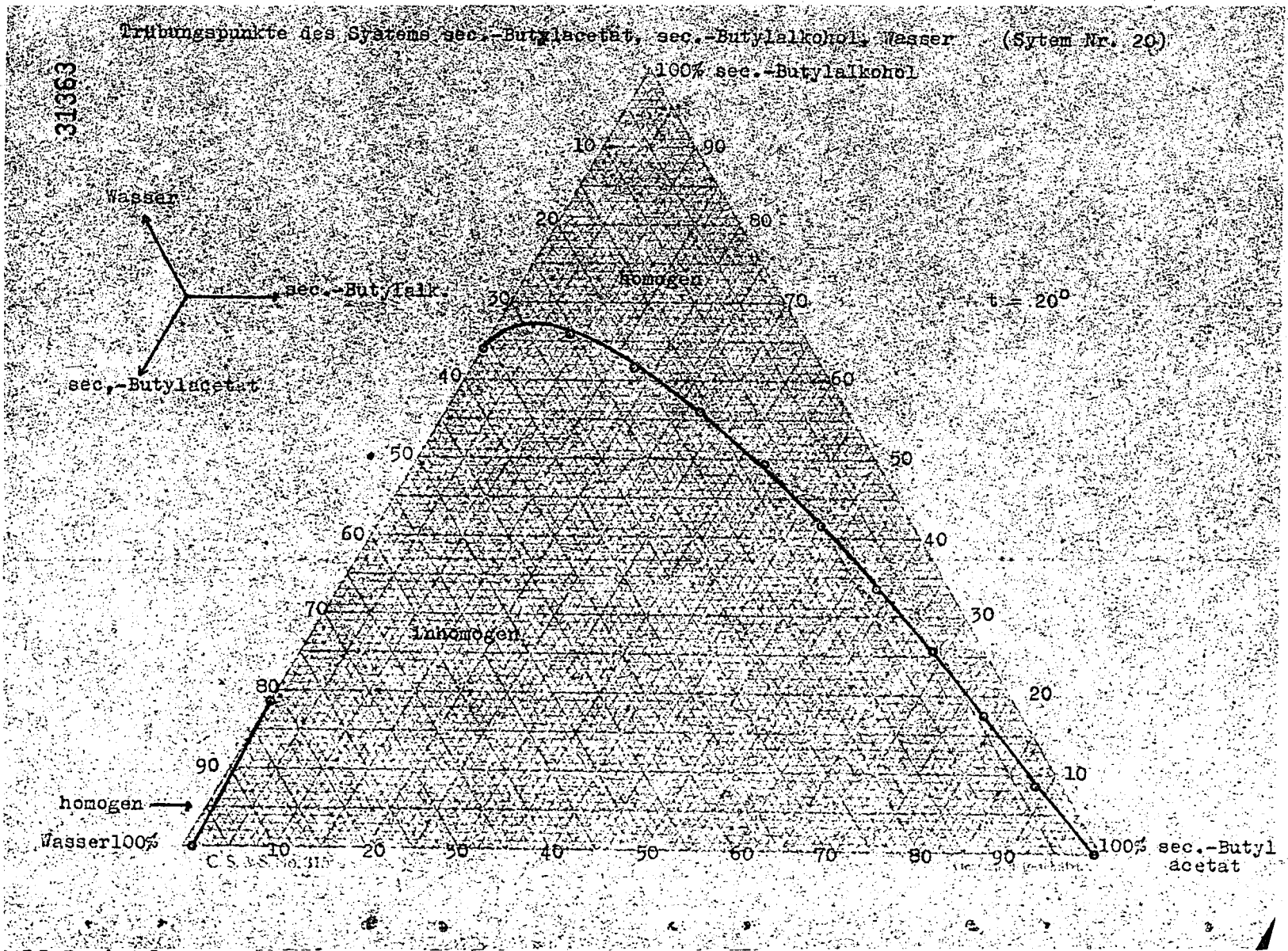


31363

POOR  
COPY

10

31363



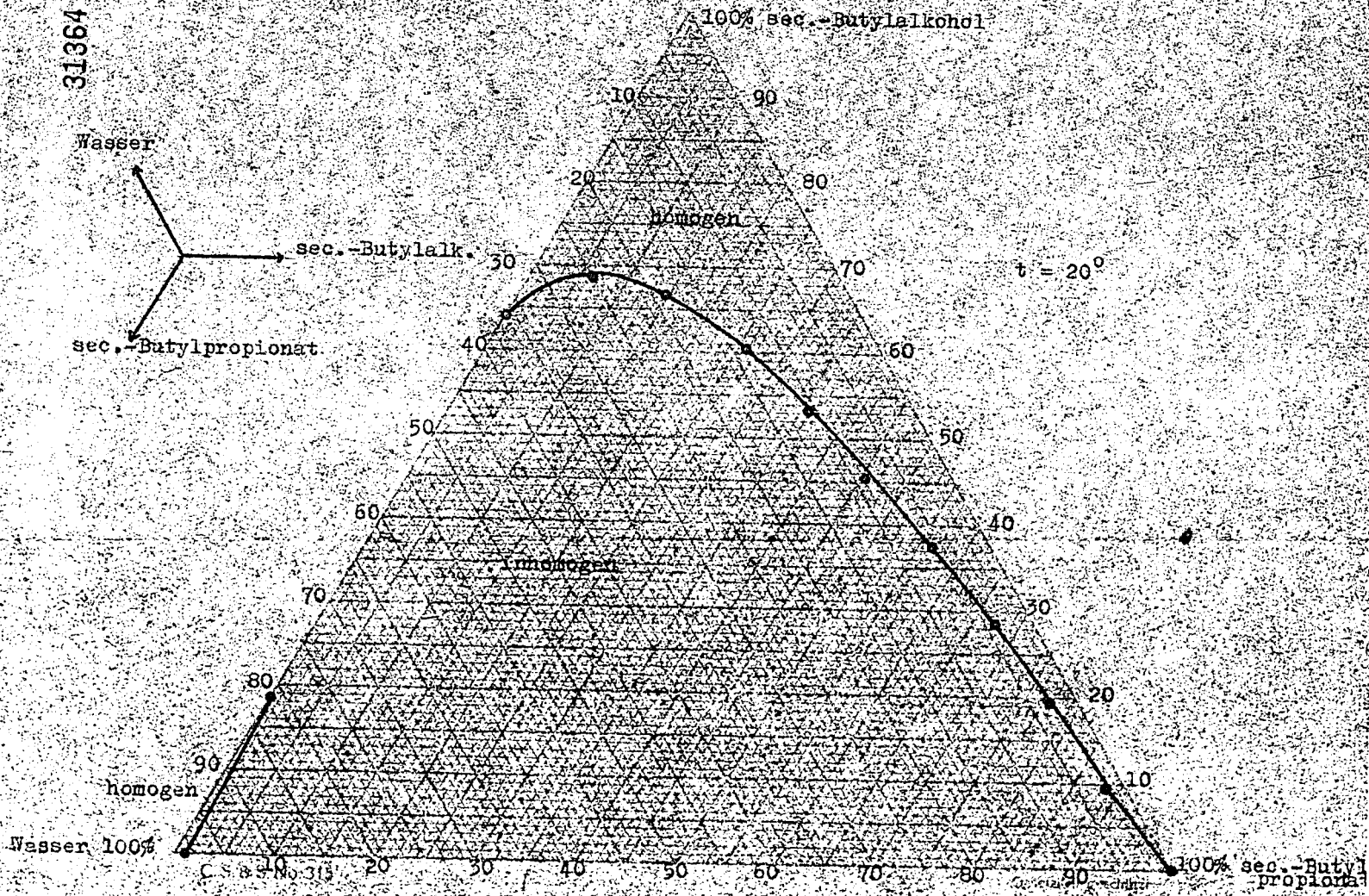
31364

POOR COPY

10

31364

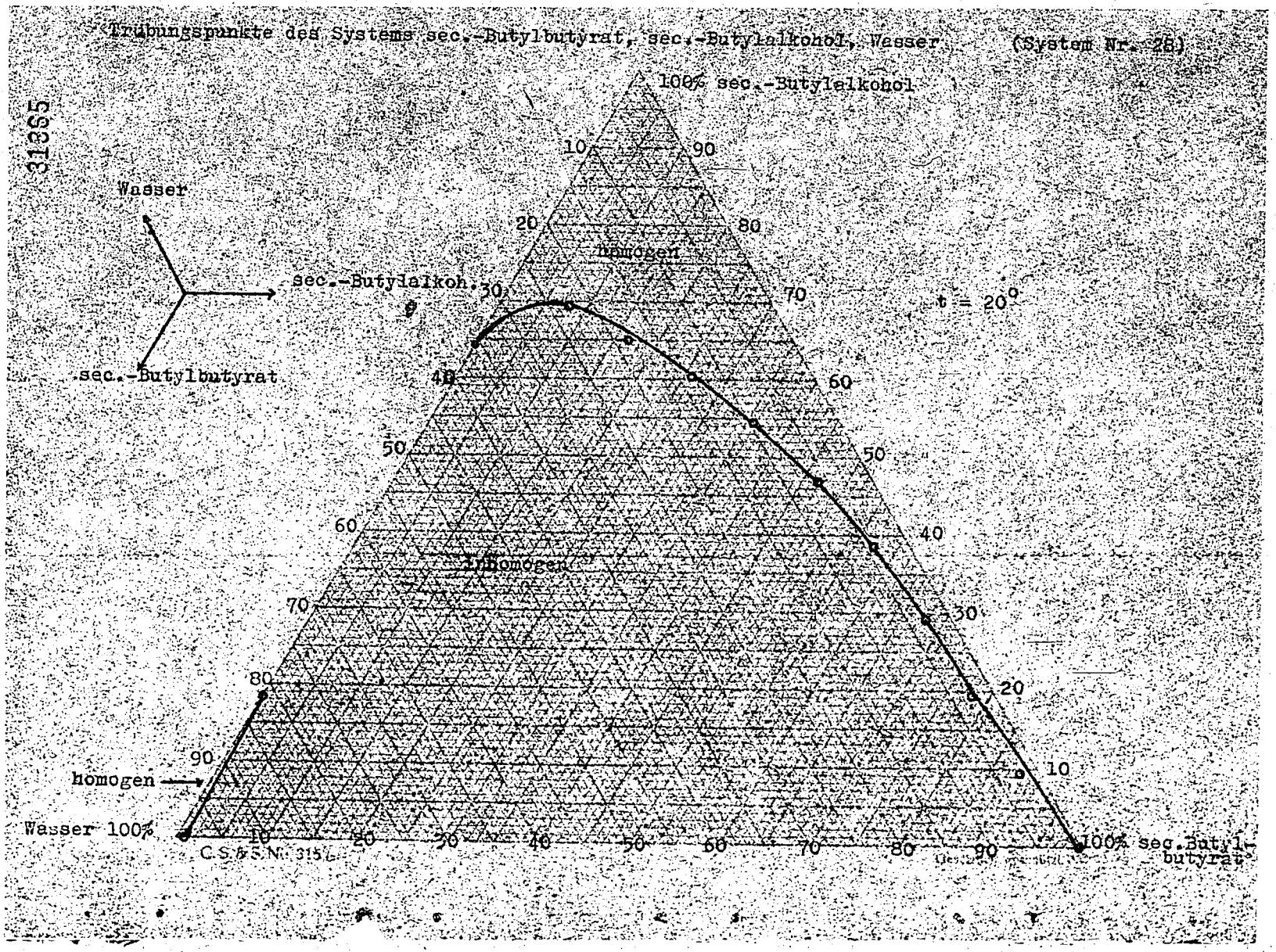
Trübungspunkte des Systems sec.-Butylpropionat, sec.-Butylalkohol, Wasser (System Nr. 24)



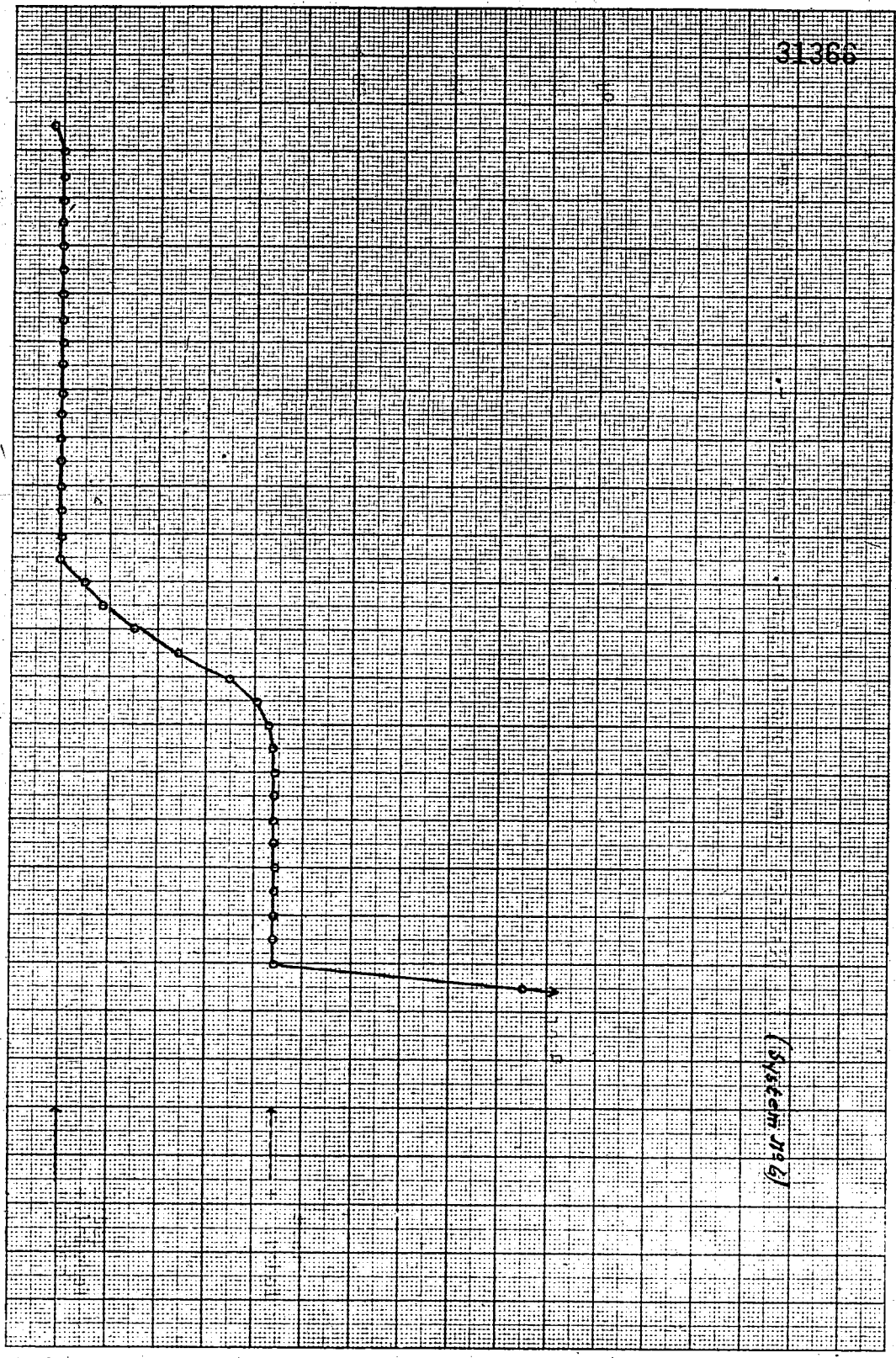
31365

POOR COPY 10

31365



POOR COPY 10



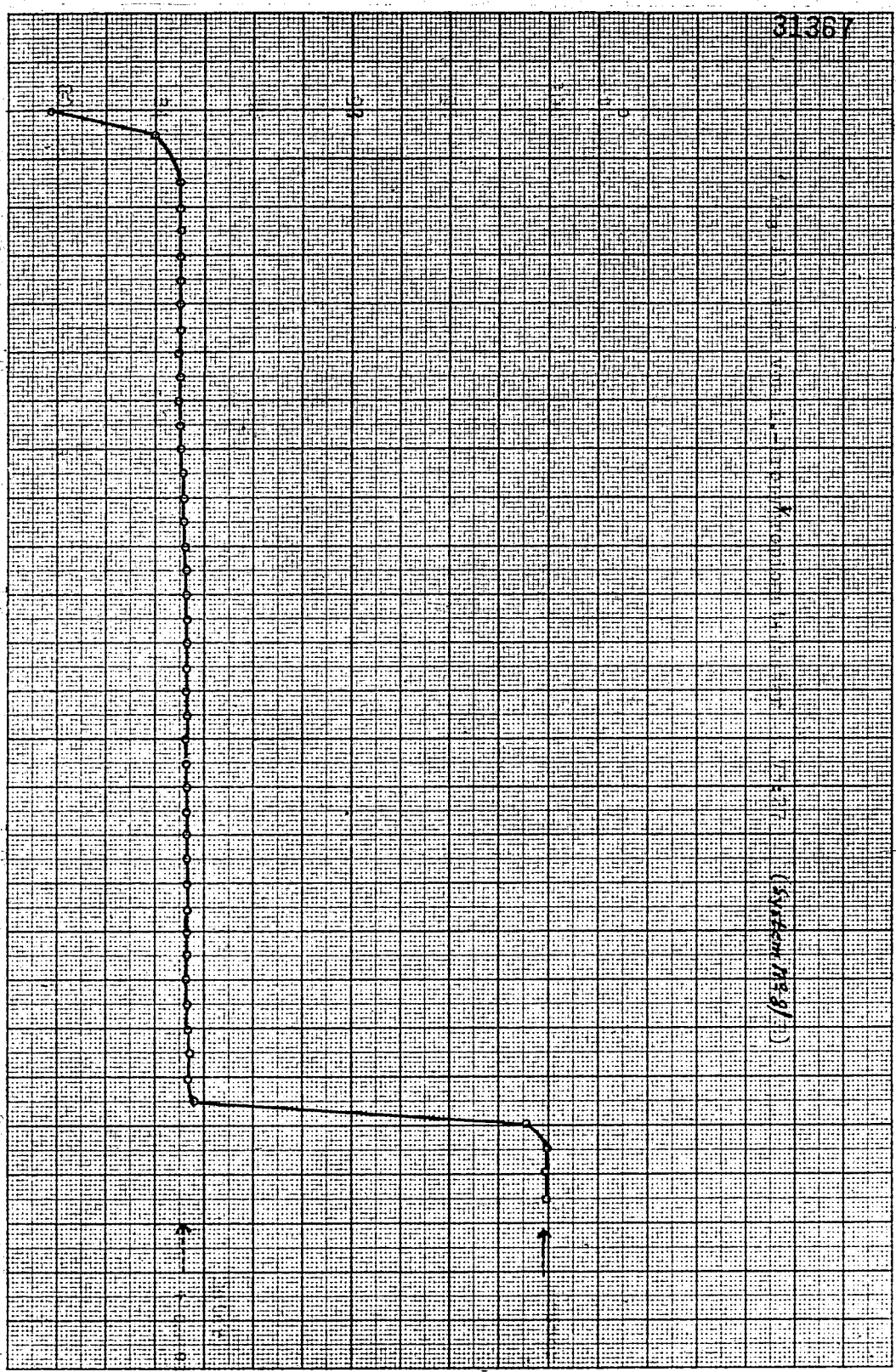
Nr. 388

Nr. 388

POOR COPY

10

POOR COPY

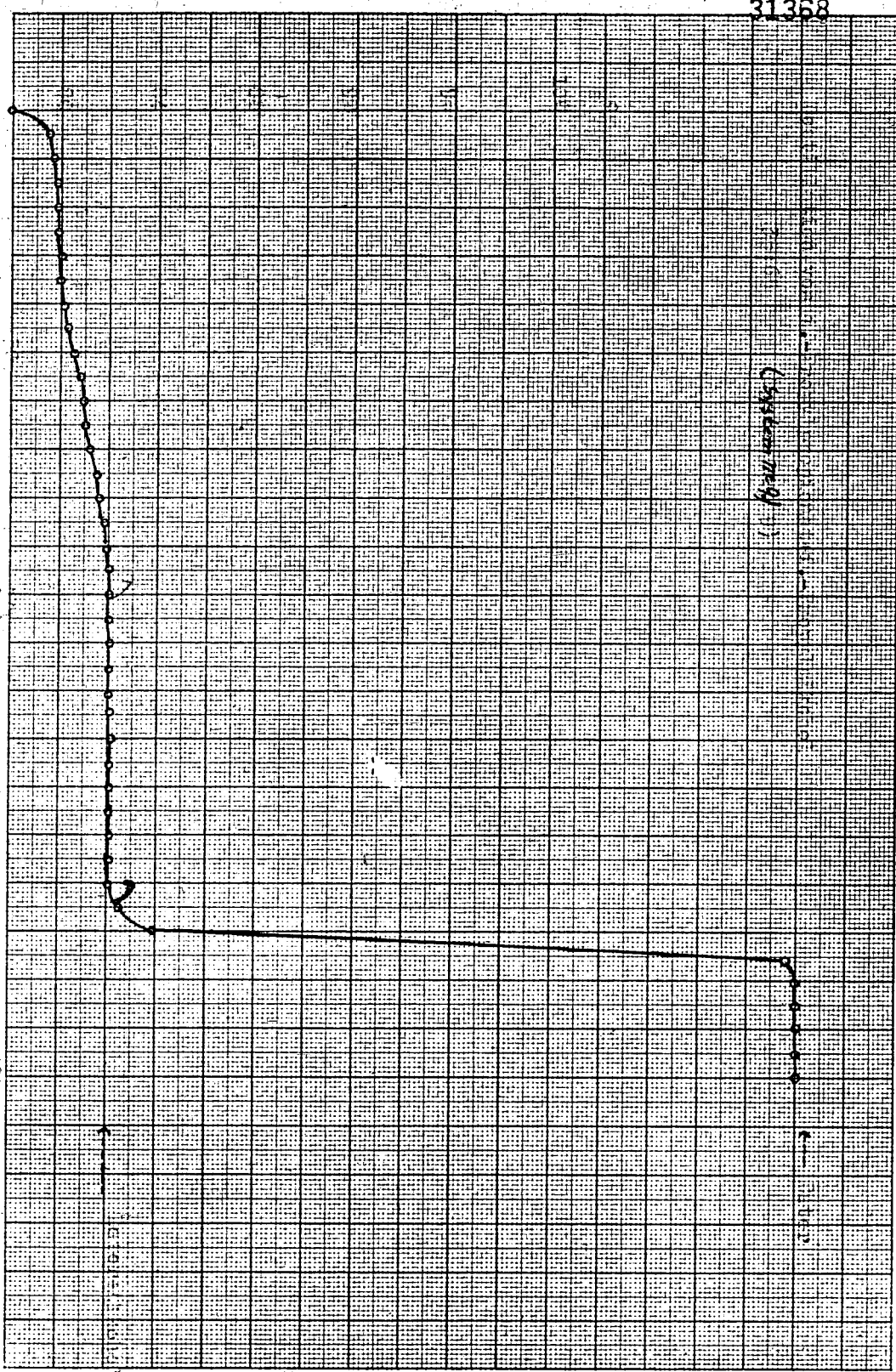


POOR COPY

10

POOR COPY

31368



(5951000000)

10 007

Nr. 388

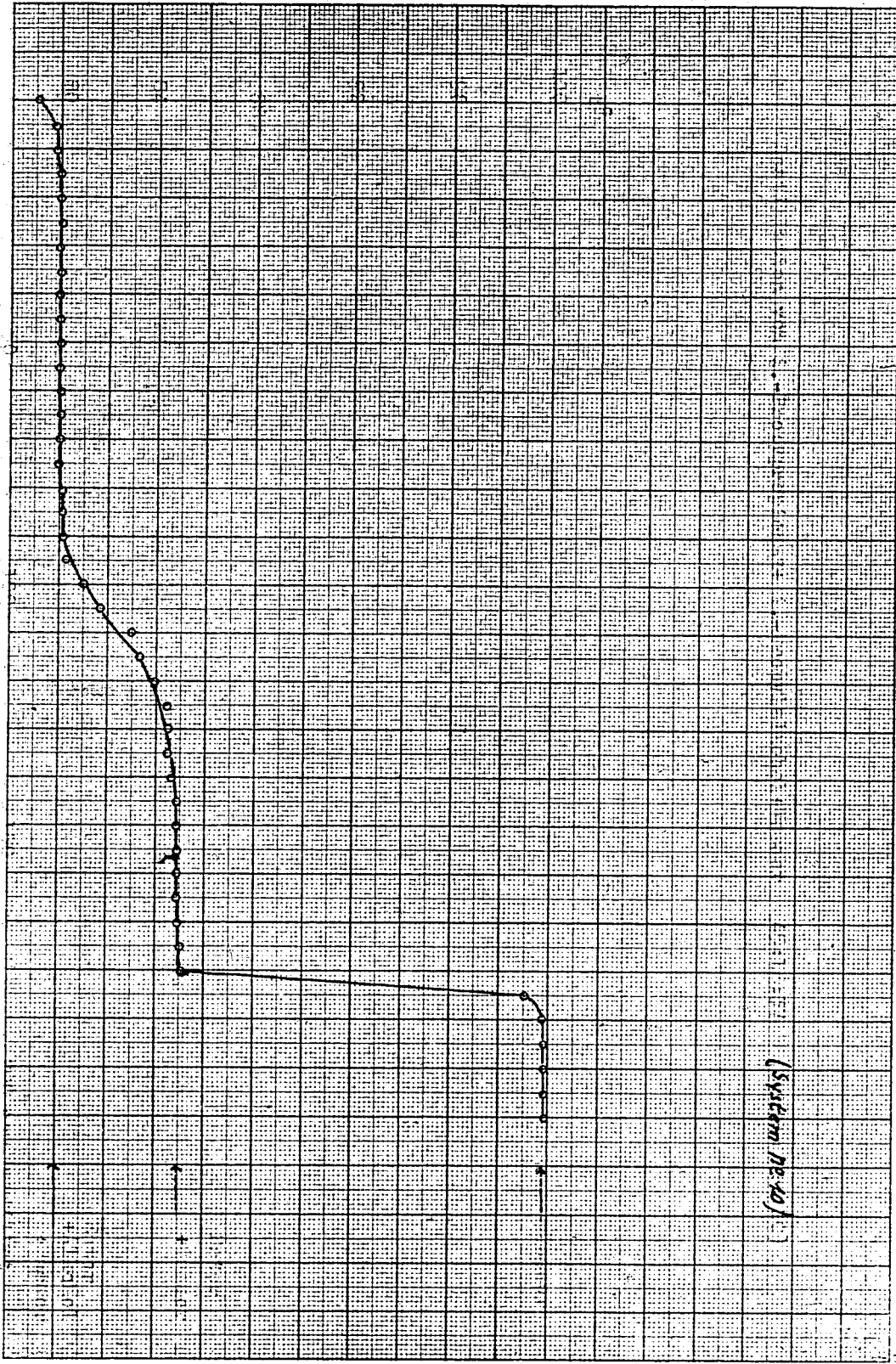
POOR  
COPY

10

POOR  
COPY



31369

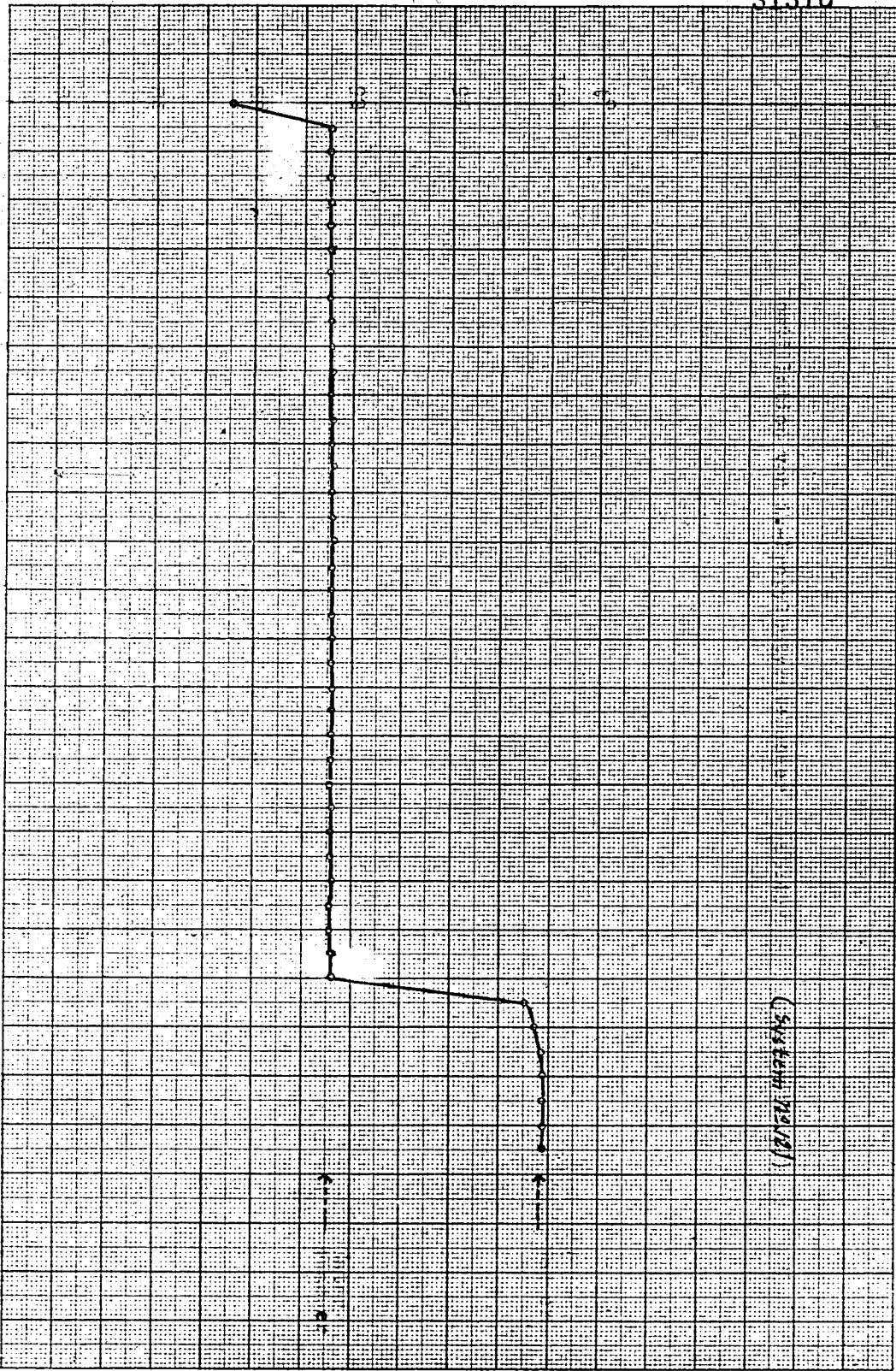


POOR  
COPY

10

PO  
CO

31370



(SIGNAL)

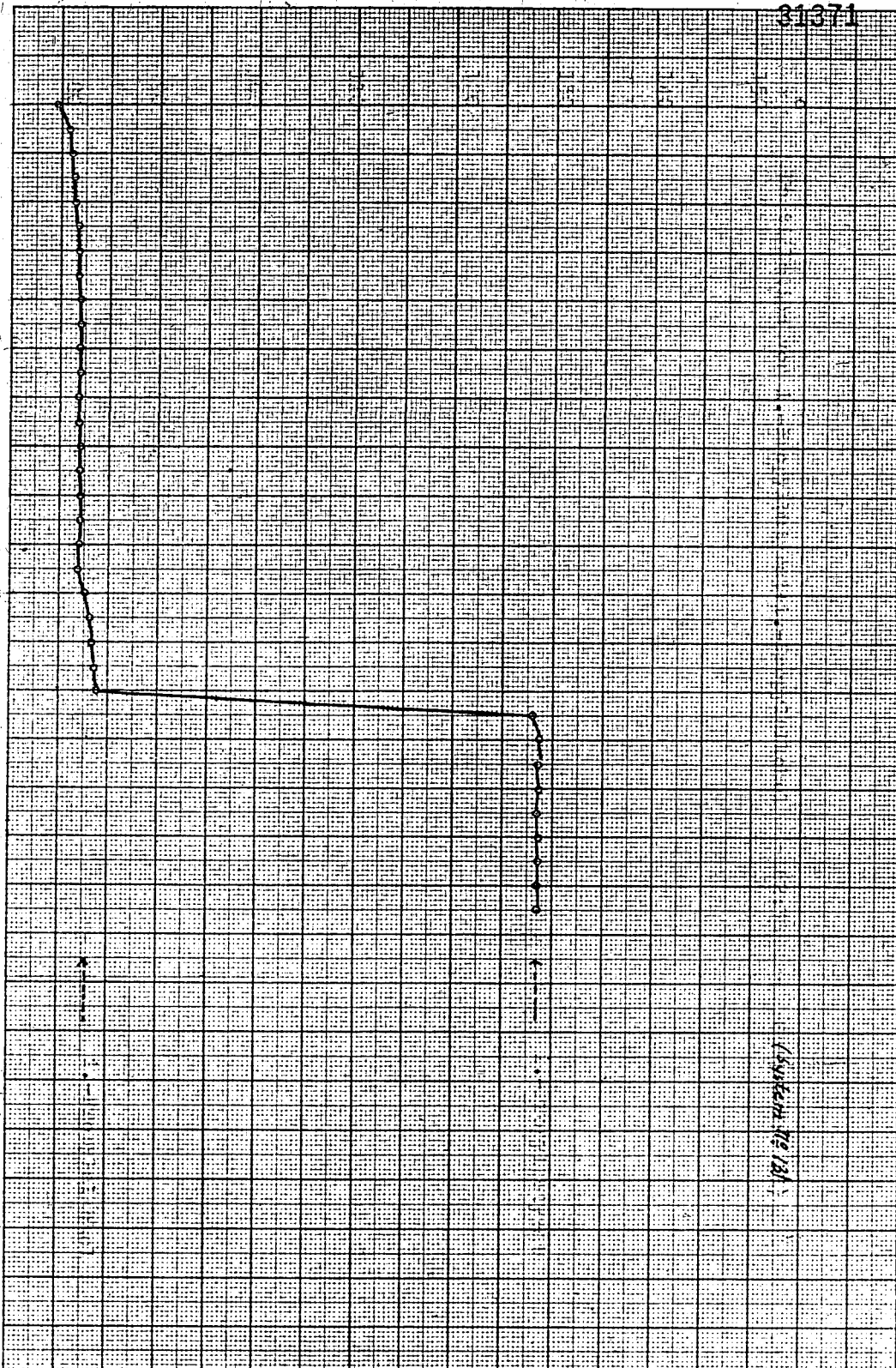
Nr 288

POOR  
COPY

10

PO  
CO

31371



Nr. 383

(S. K. H. 70 131)

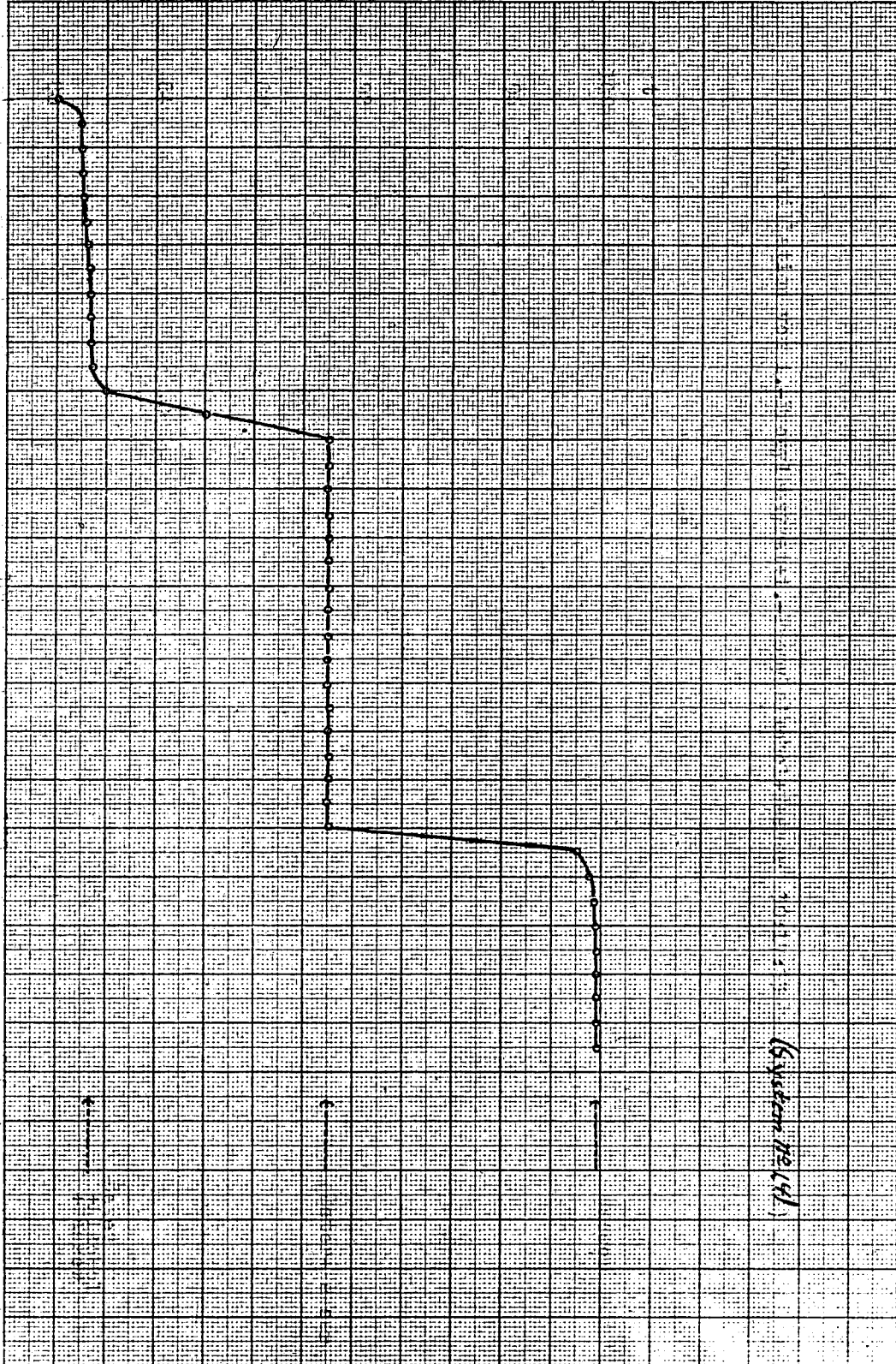
Nr. 383

POOR  
COPY

10

POOR  
COPY

31372



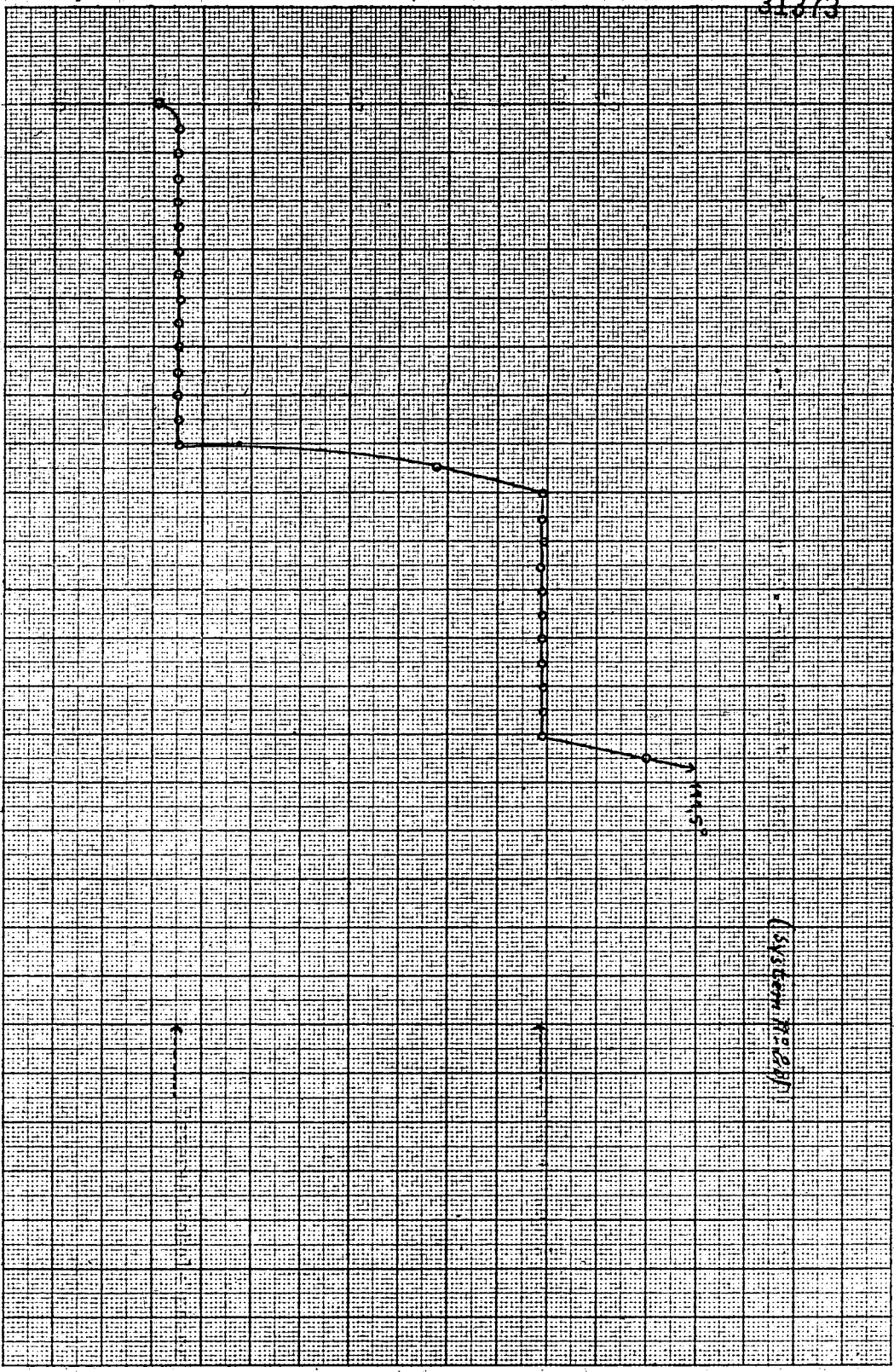
Nr. 383

POOR  
COPY

10

POOR  
COPY

31273



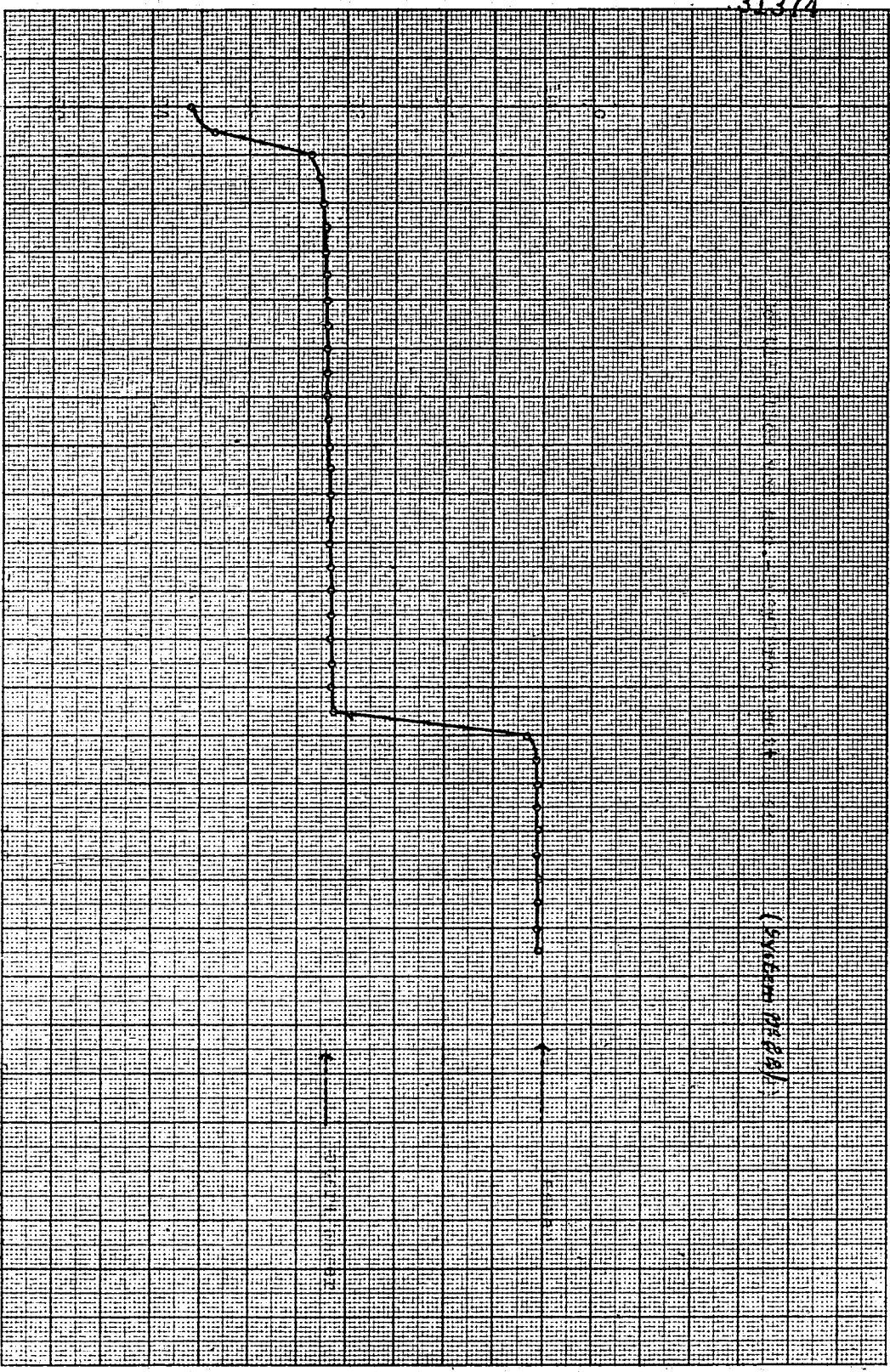
Nr. 583

POOR COPY

10

PO CO

31374



(SYSTEM 0225)

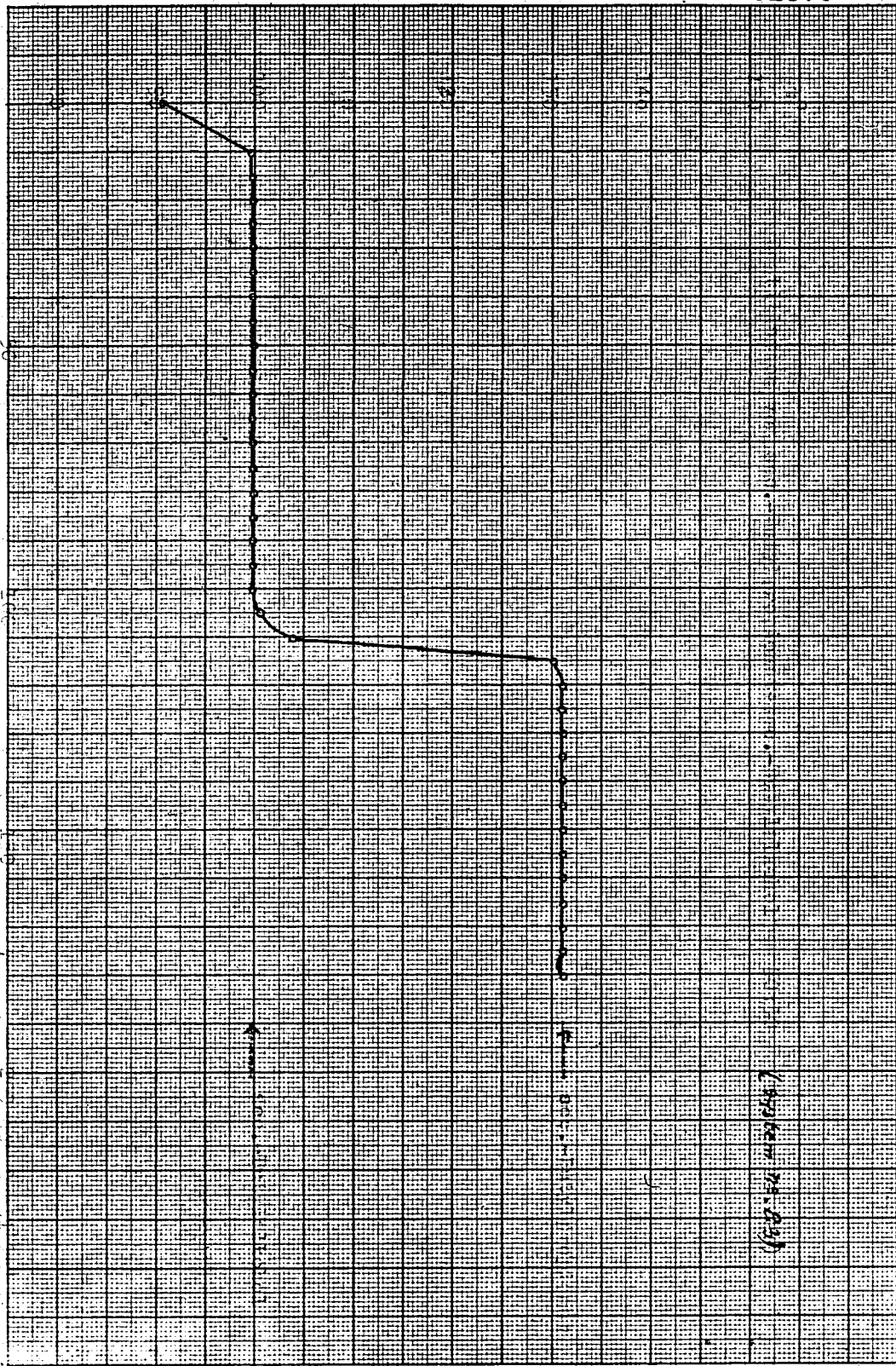
Nr. 383

POOR COPY

10

POOR COPY

31375



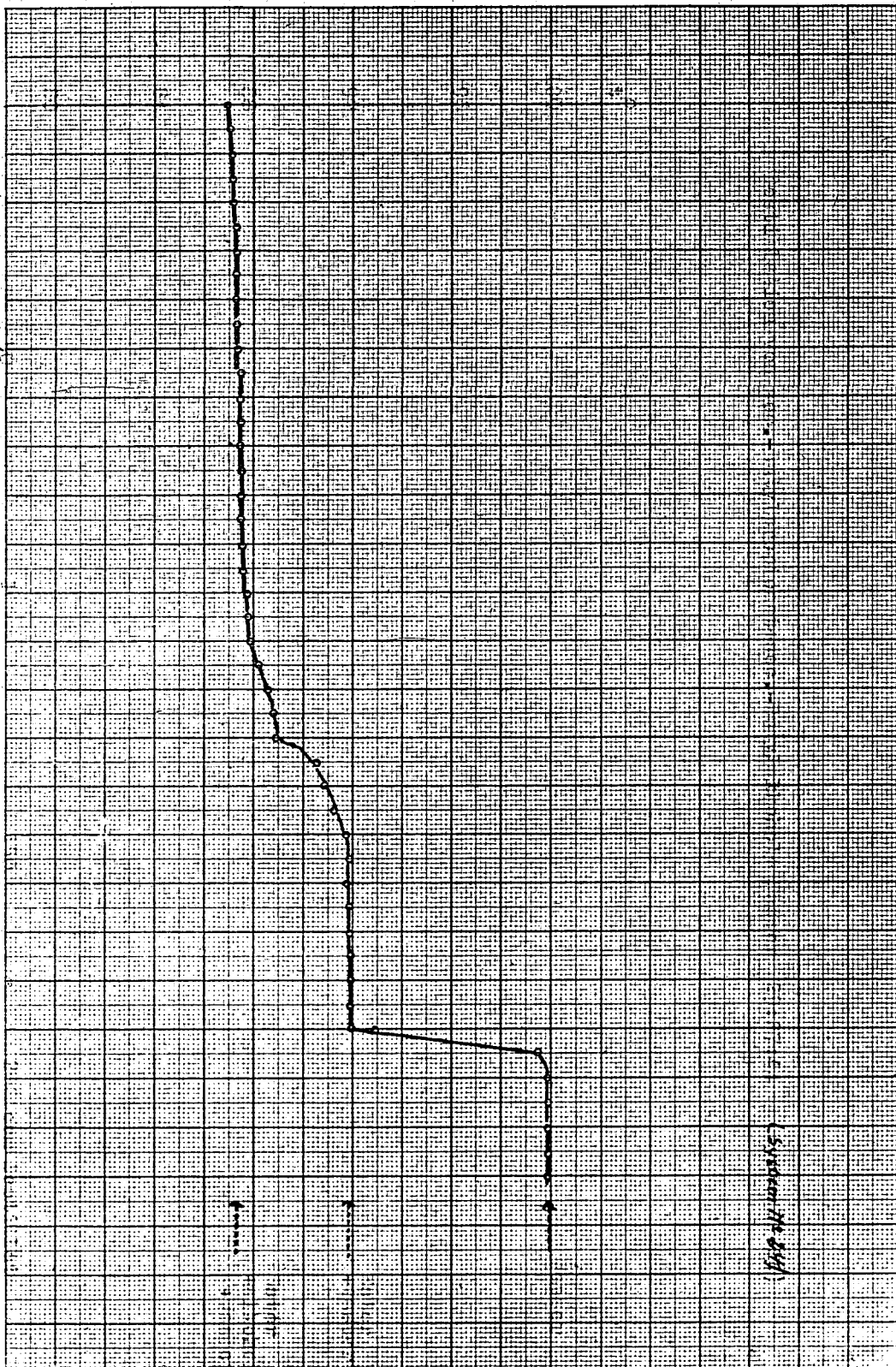
Nr 353

POOR  
COPY

10

POOR  
COPY

31376



Nr 288

Nr 288

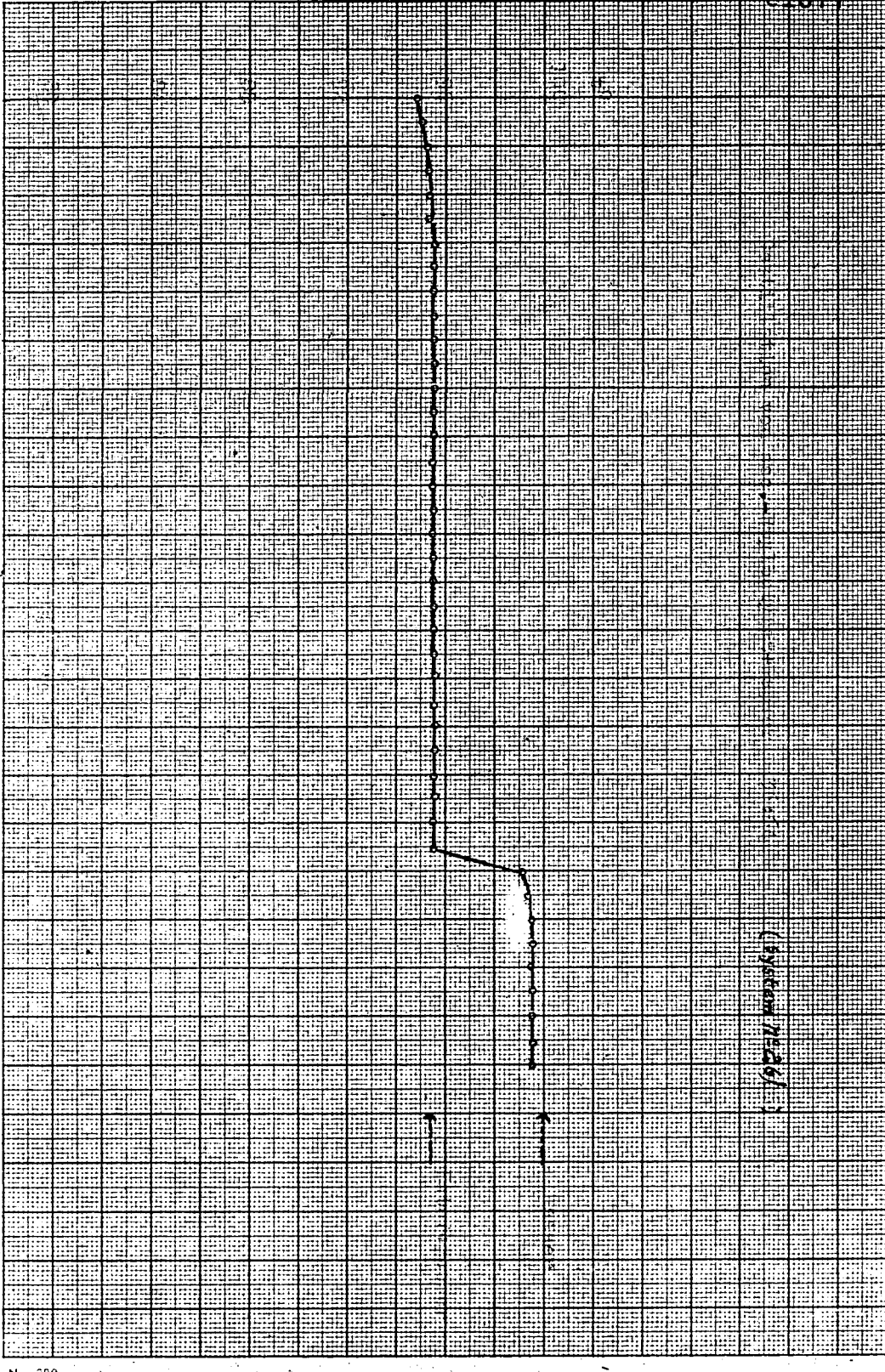
POOR  
COPY

10

POOR  
COPY



31377



(SYSTEM YIELD)

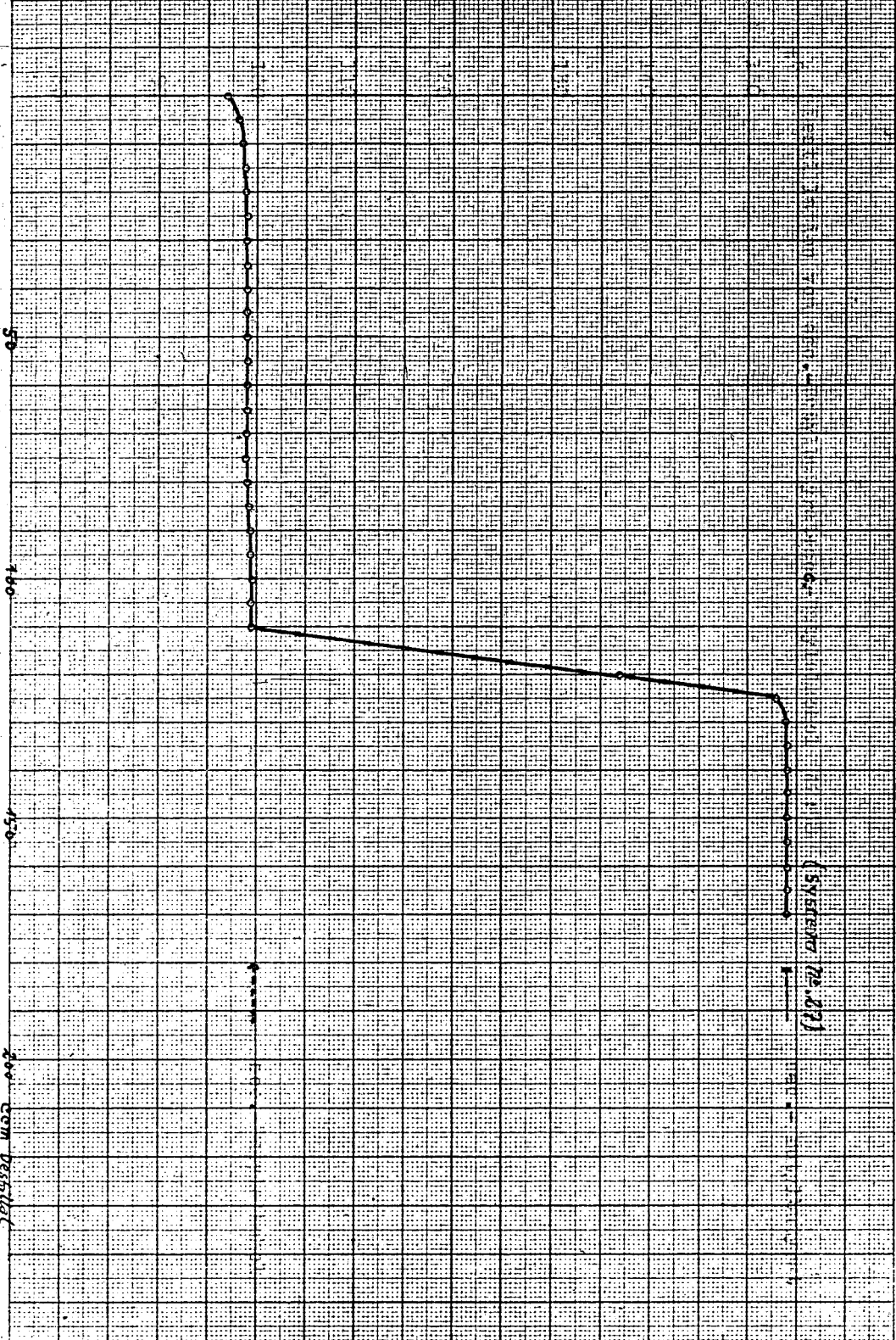
Nr. 288

POOR COPY

10

POOR COPY

31378



Nr. 358

POOR  
COPY

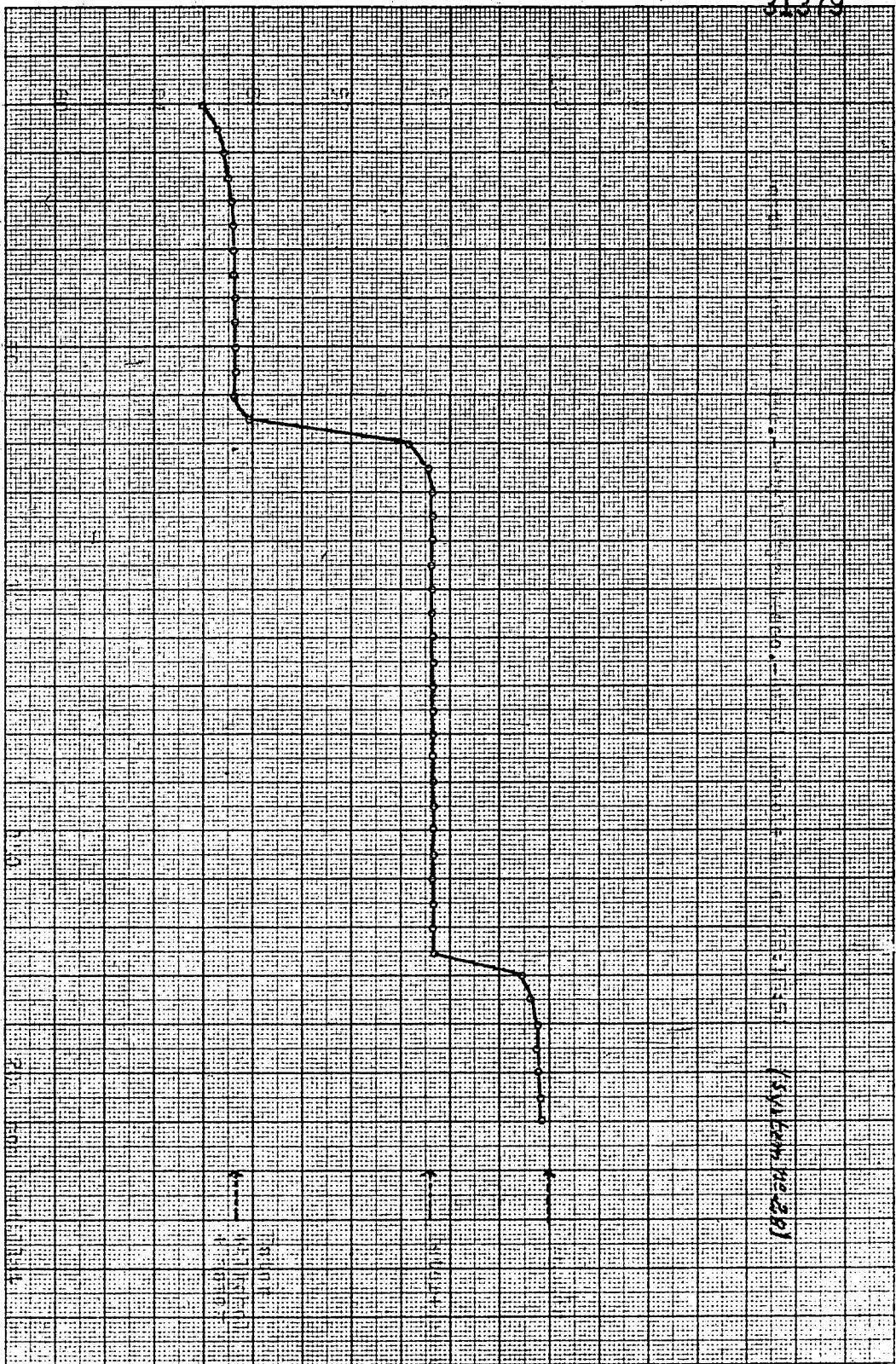
10

POC  
COF

Nr. 388

3

31379



Nr. 338

264

POOR COPY

10

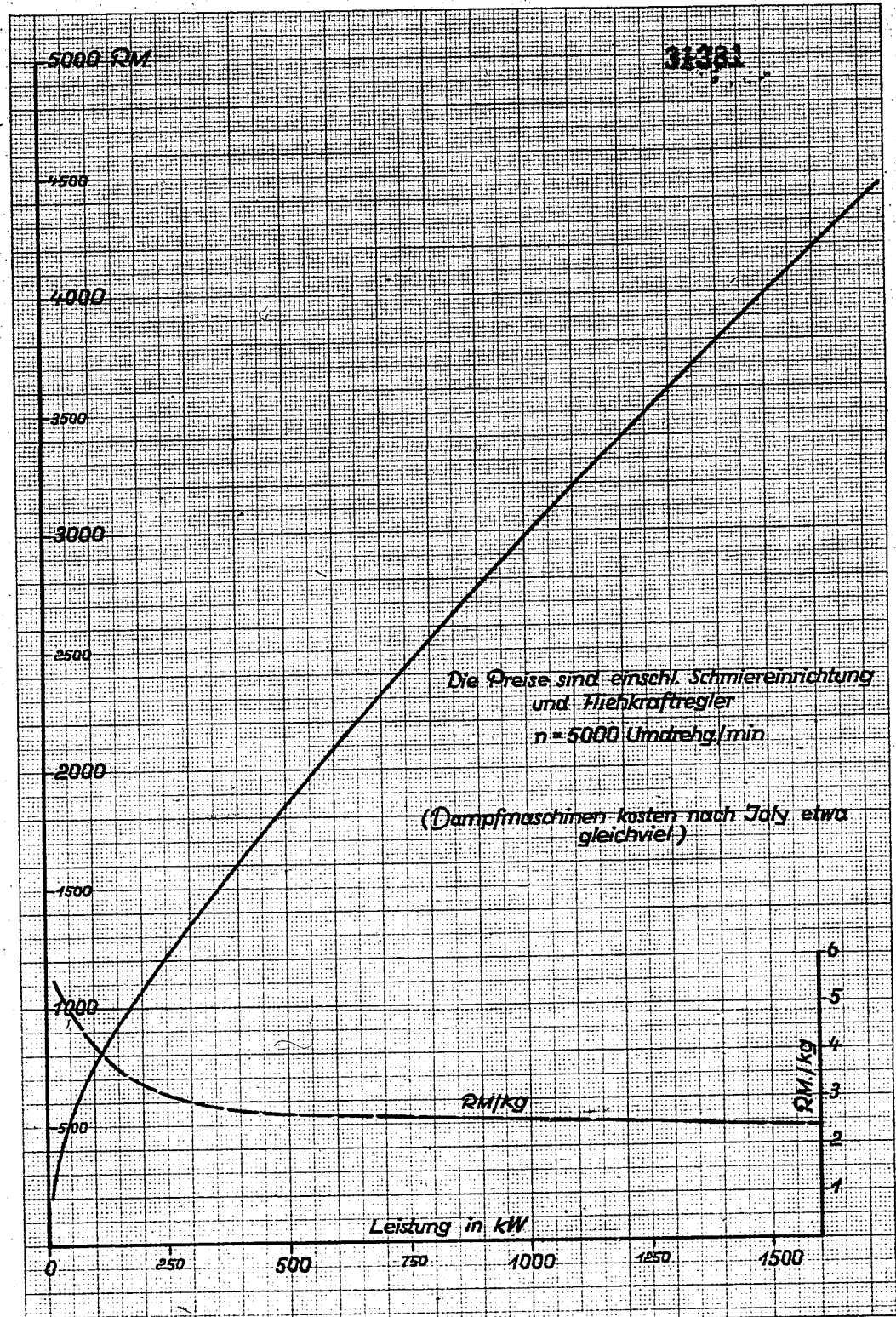
11

J. G. PRICE  
SHEETS  
31380

264

11

11

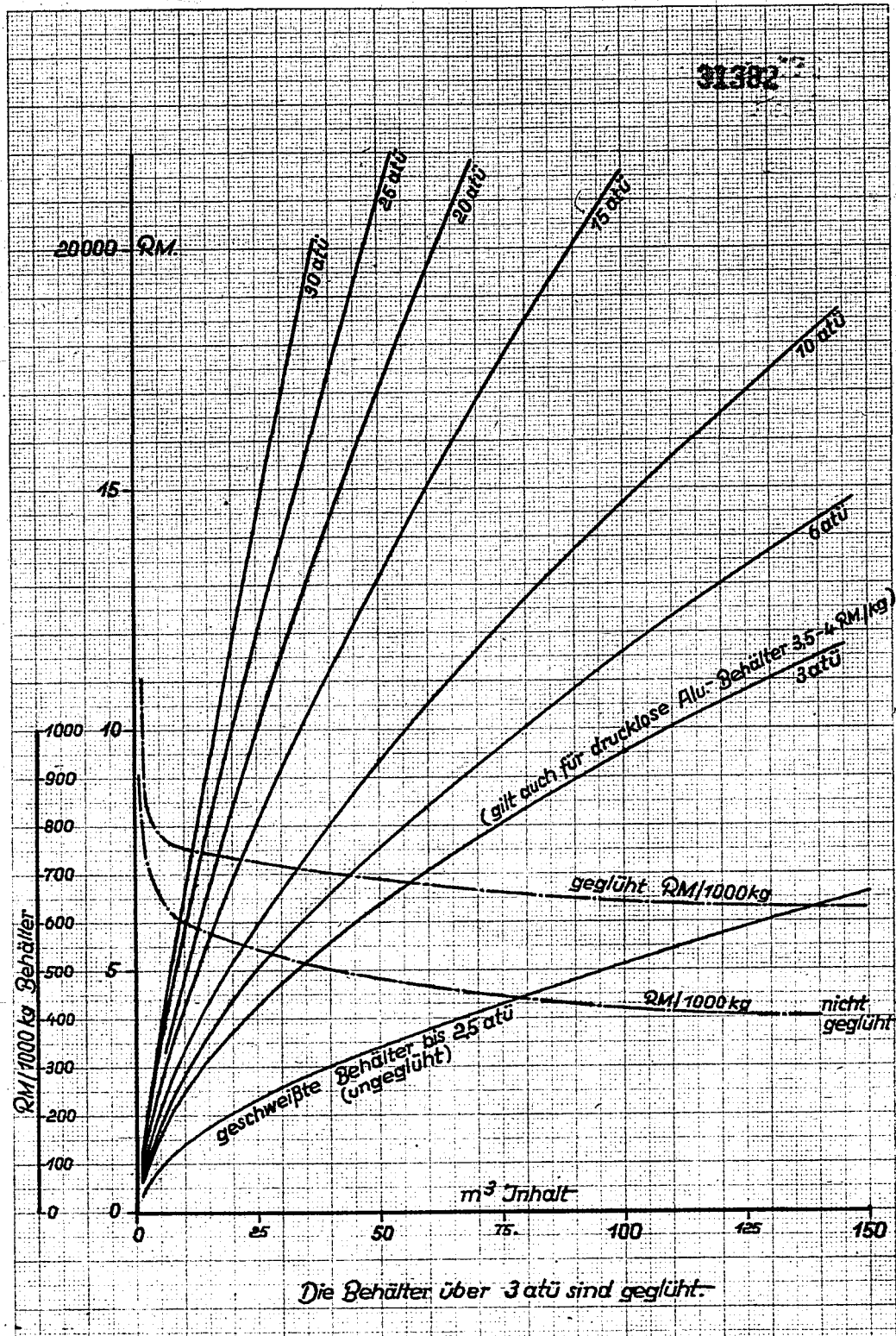


Ammoniakwerk Merseburg  
 Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
 Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

**Brückner-Kanis-Dampfturbinen**

Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 28.9.43  
 Gez. Tro. D/1 Kz

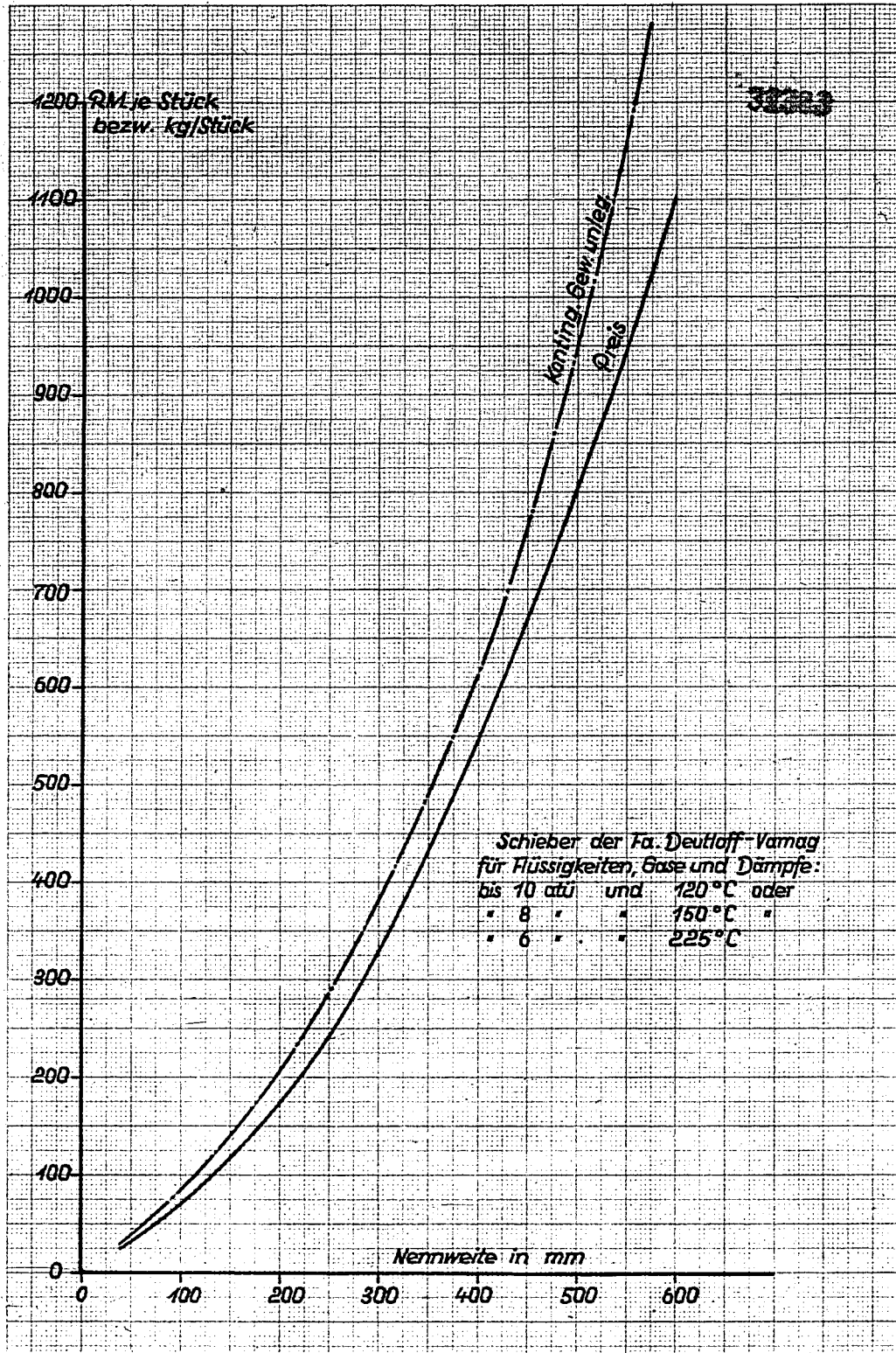
378 A4 (210x297 mm)



Ammoniakwerk Merseburg  
 Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
 Zeitz-Werke (Kreis Merseburg)  
 Geb. A4 (19-297 mm)

Behälter mit gewölbten Böden

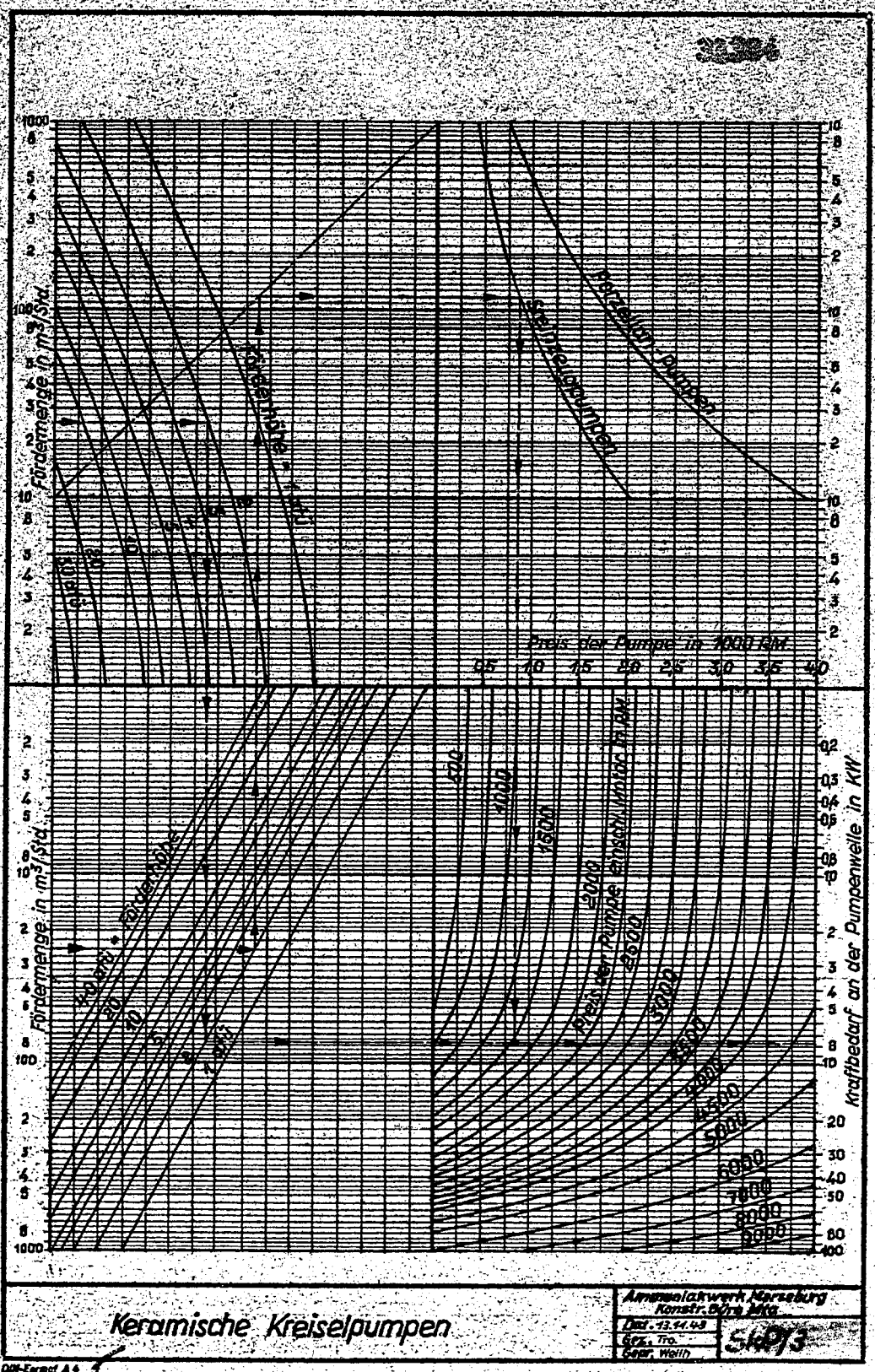
Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 28.9.43  
 Gez. Tra. B/1 1/2



Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Kunststoff- und Werke (Kraus Merseburg)

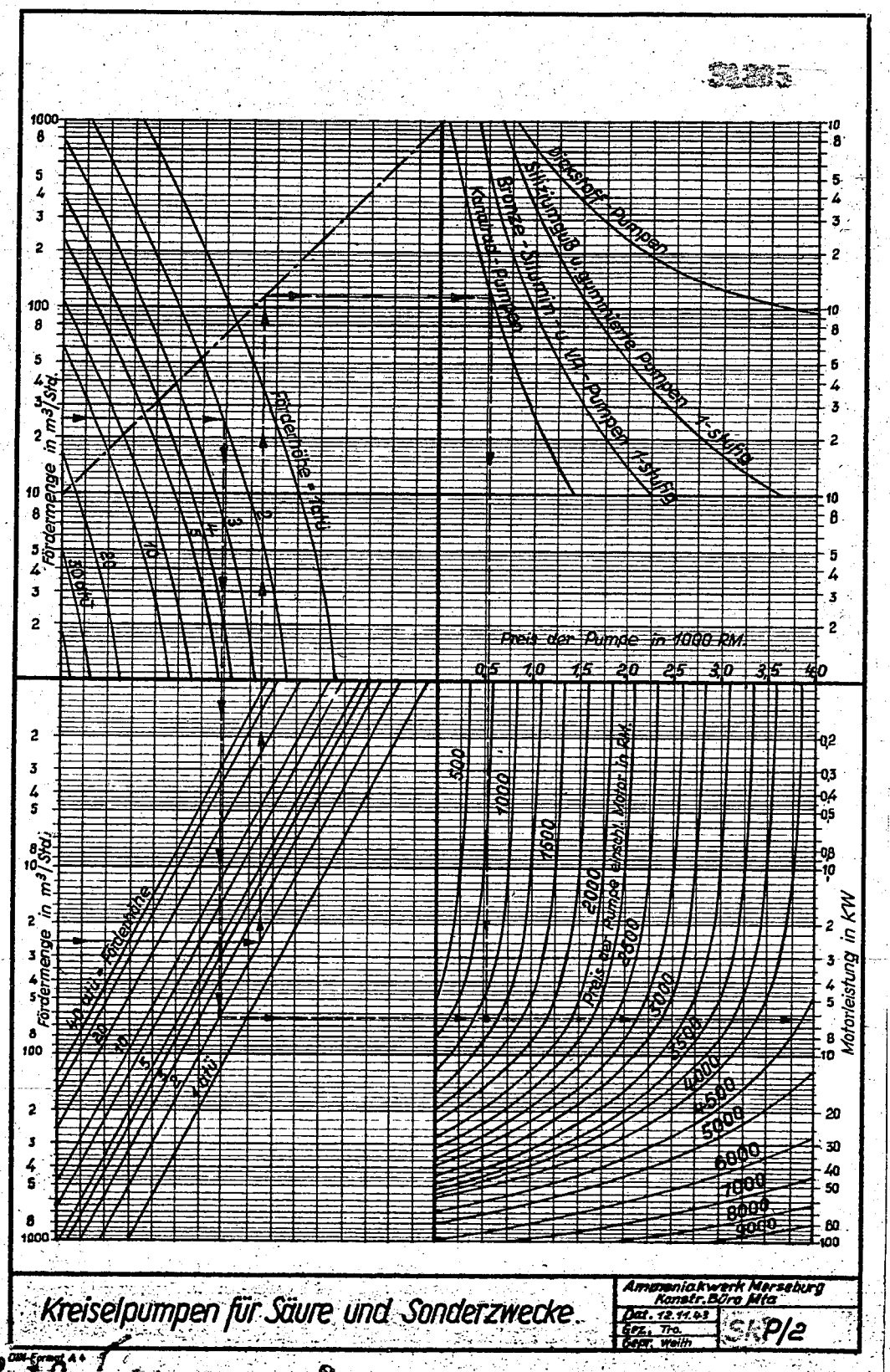
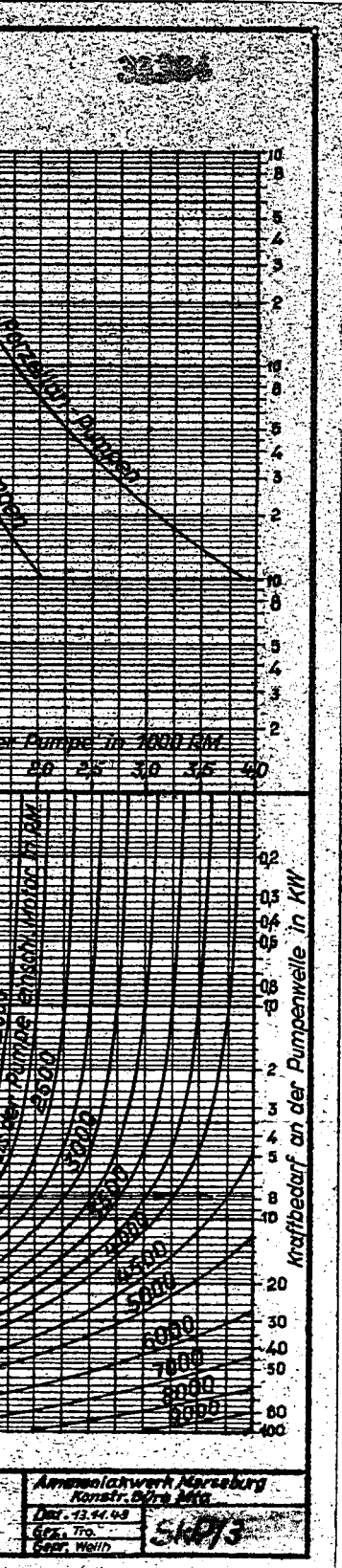
Schieber

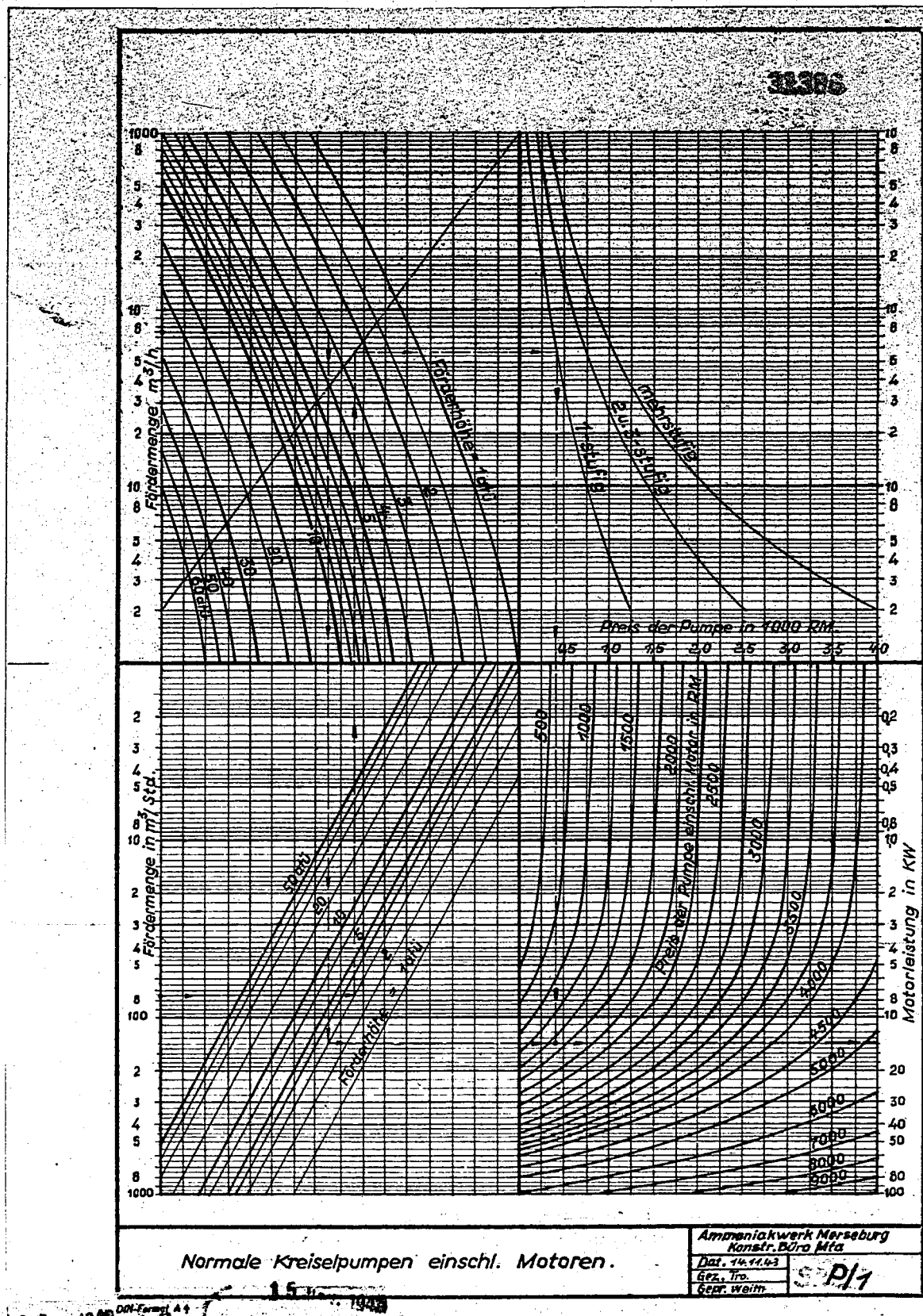
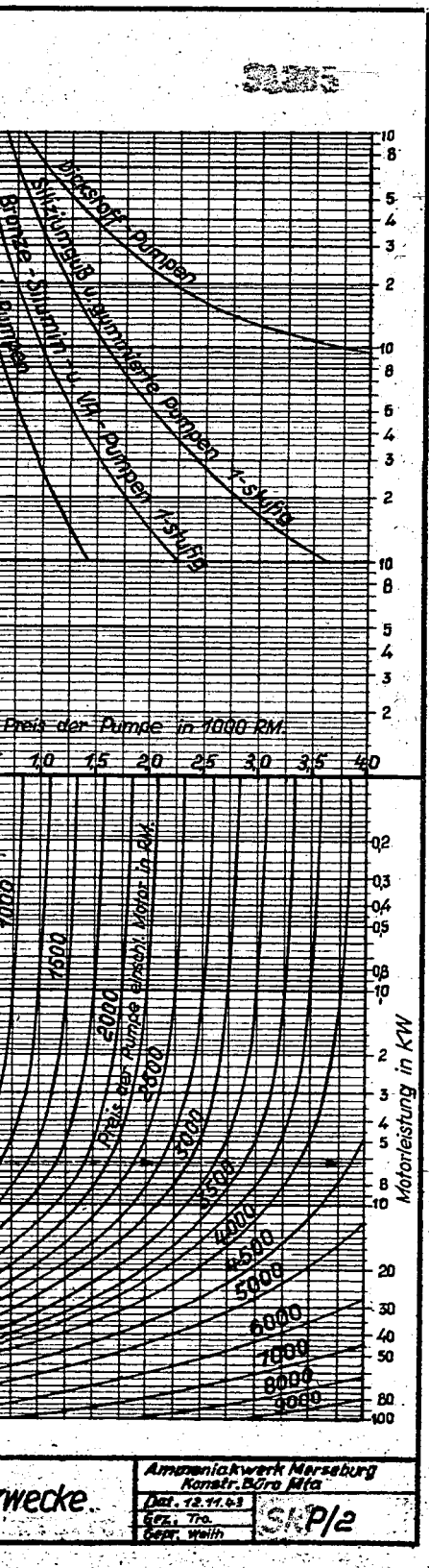
Konstruktionsbüro Mta.  
Dof. 26943  
Bez. Tro. S/1 hf.

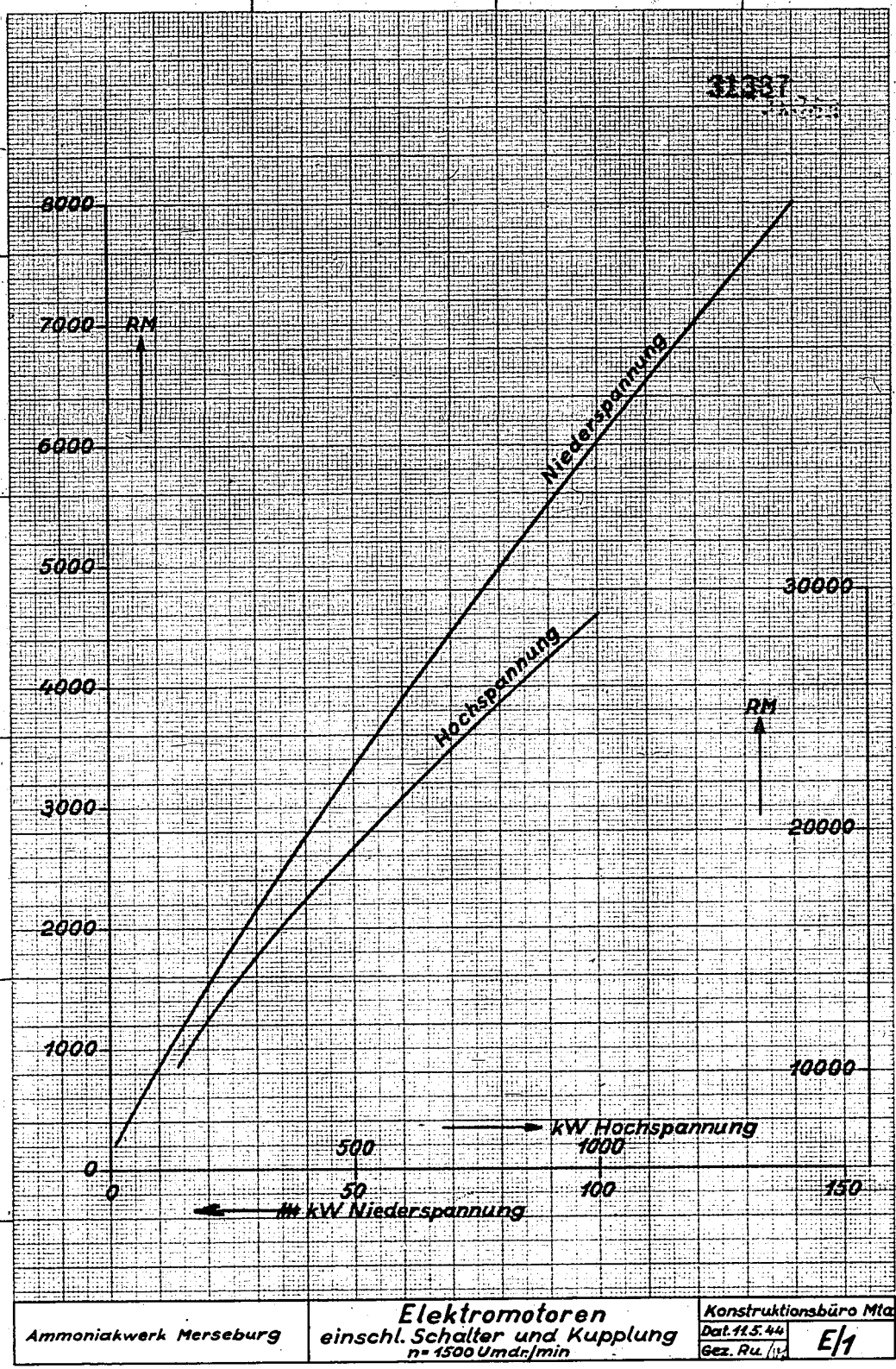


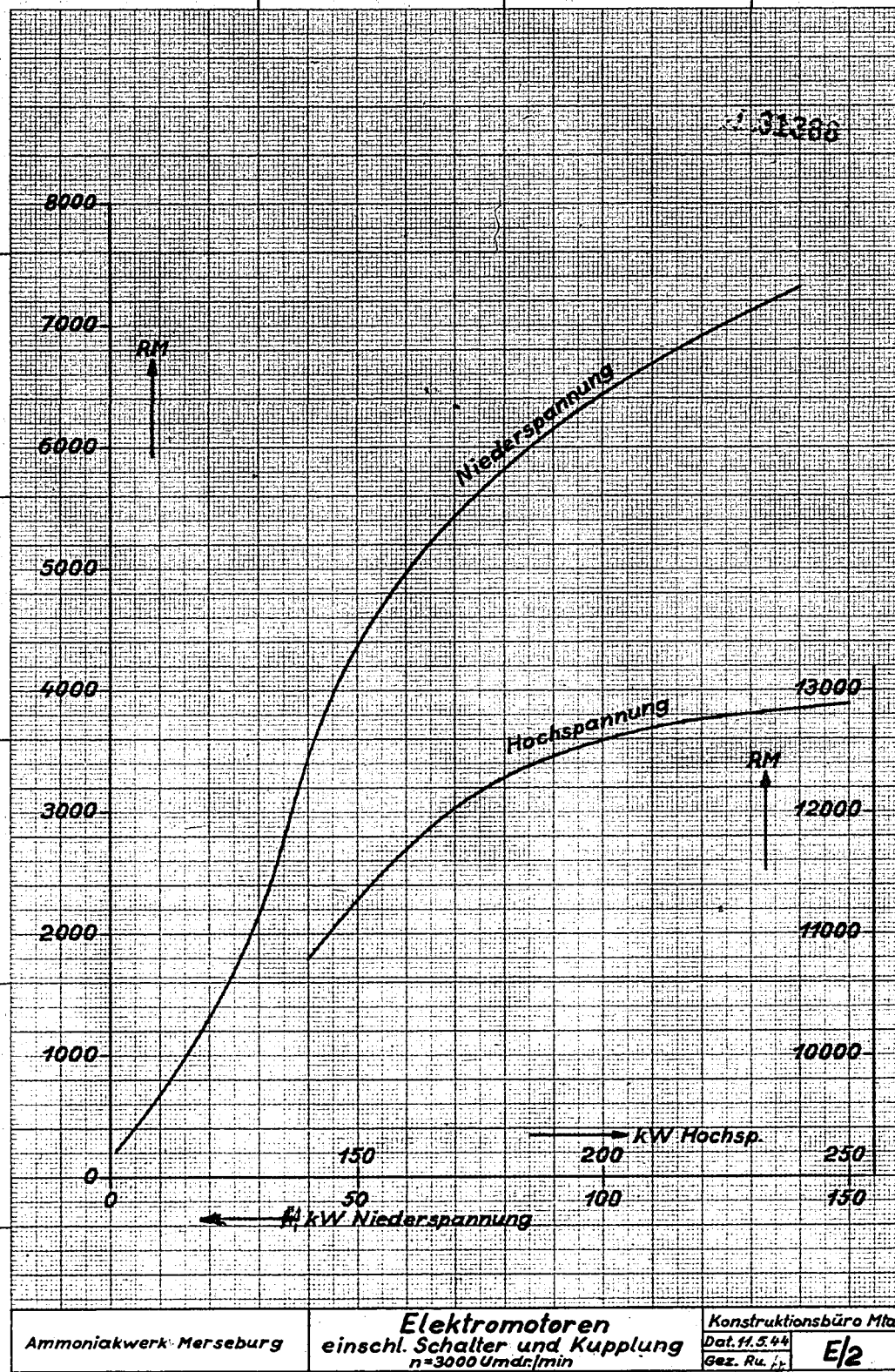
1.6. Das. 1089 DSK-Format A4

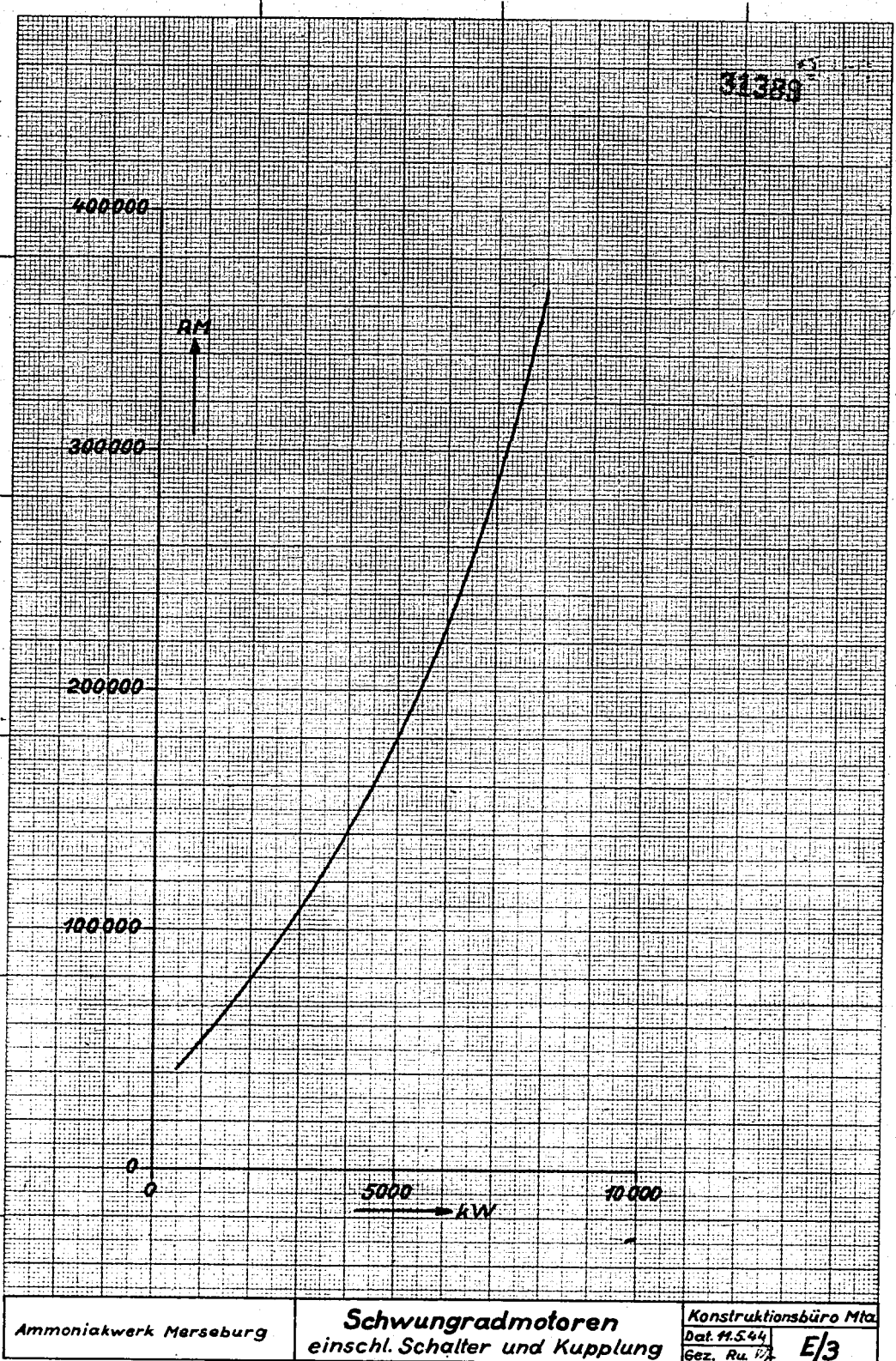






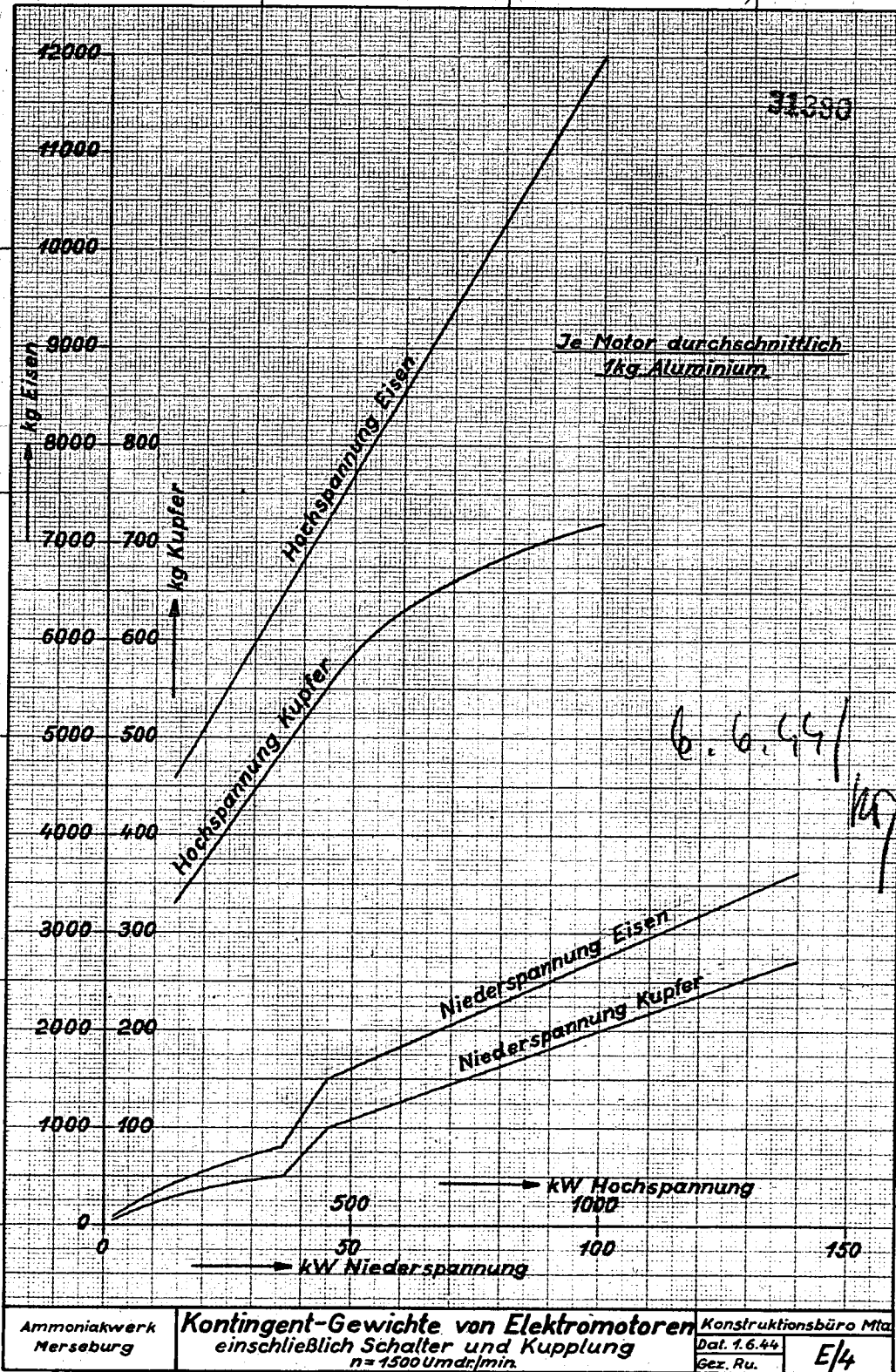


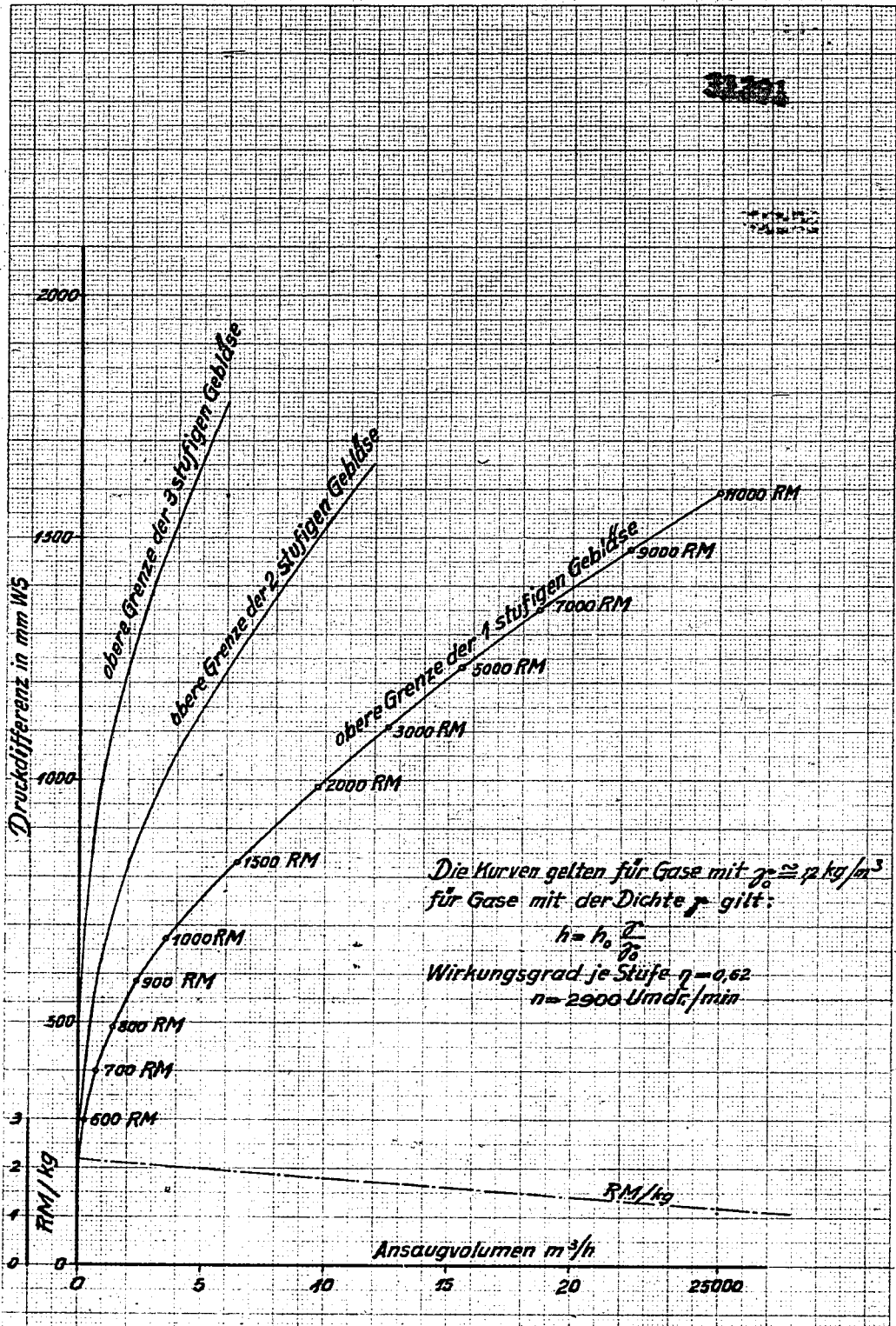




|                        |  |   |
|------------------------|--|---|
| Ammoniakwerk Merseburg | <b>Schwungradmotoren</b><br>einschl. Schalter und Kupplung | Konstruktionsbüro Mta.<br>Dat. 41.544<br>Gez. Ru. 17/ E/3 |
|------------------------|--|---|

23 Juni 1944

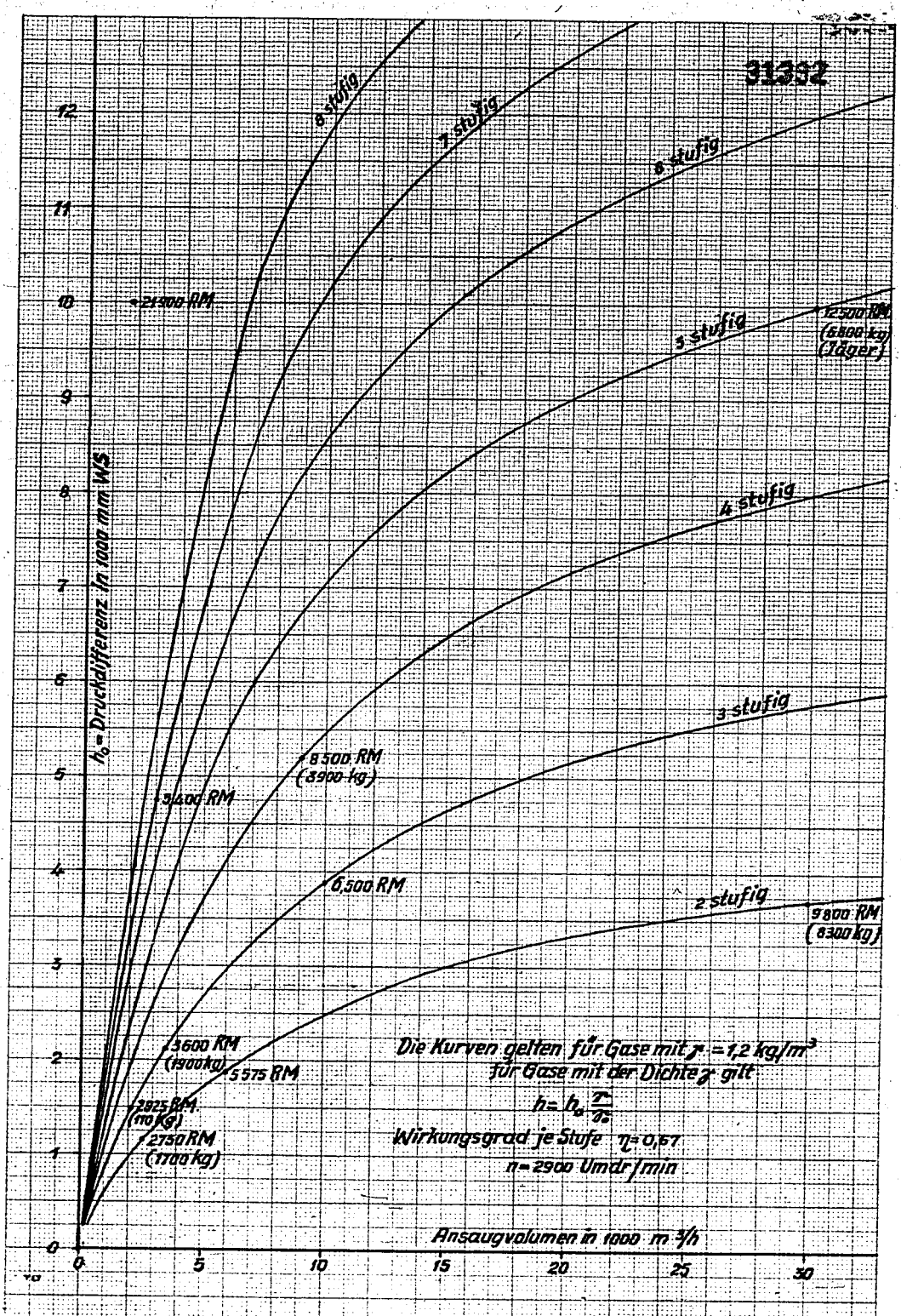




Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft für mechanische Maschinerie  
Leuna-Werke (Merseburg)

Enke — Kreiselpumpen

Konstruktionsbüro Mta.  
Dat. 27943  
Gez. Wth. 6/1



29. Sep. 1944

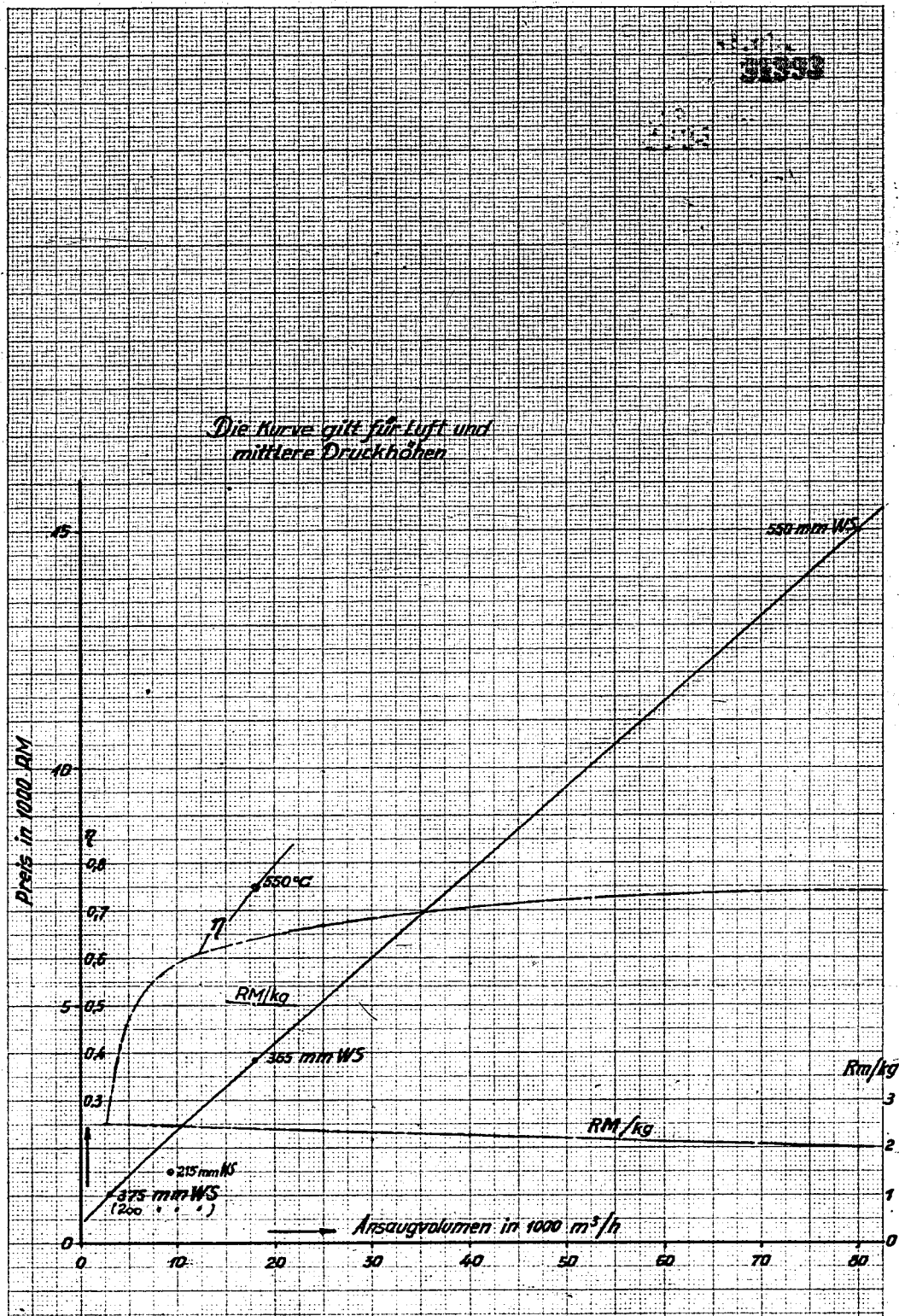
Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Enke-Werke (Kreis Merseburg)  
D 80 A 4 (210x297 mm)

Enke - Turbinengebläse

Konstruktionsbüro Mta.  
Dat. 26943  
Bez. Weith  
6/2 kr

29. Sep.





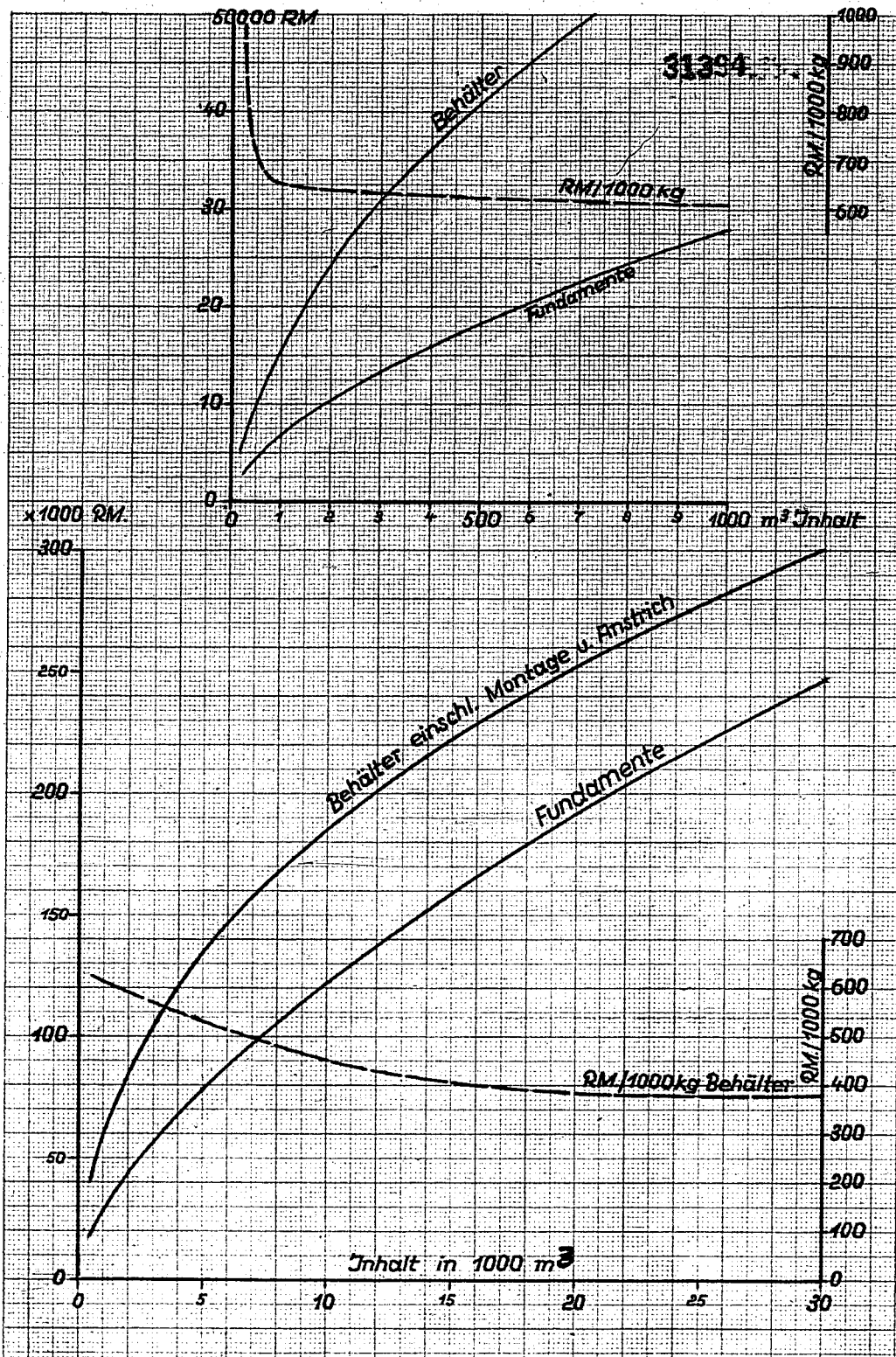
Ammoniakwerk Merseburg  
 Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
 Buna-Werke (Kreis Merseburg)

Heißgas-Gebläse für 450 °C (550 °C)

Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 25.9.43  
 Gez. Wth. 6/3 1/2

29. Sep. 10.49

29. S.



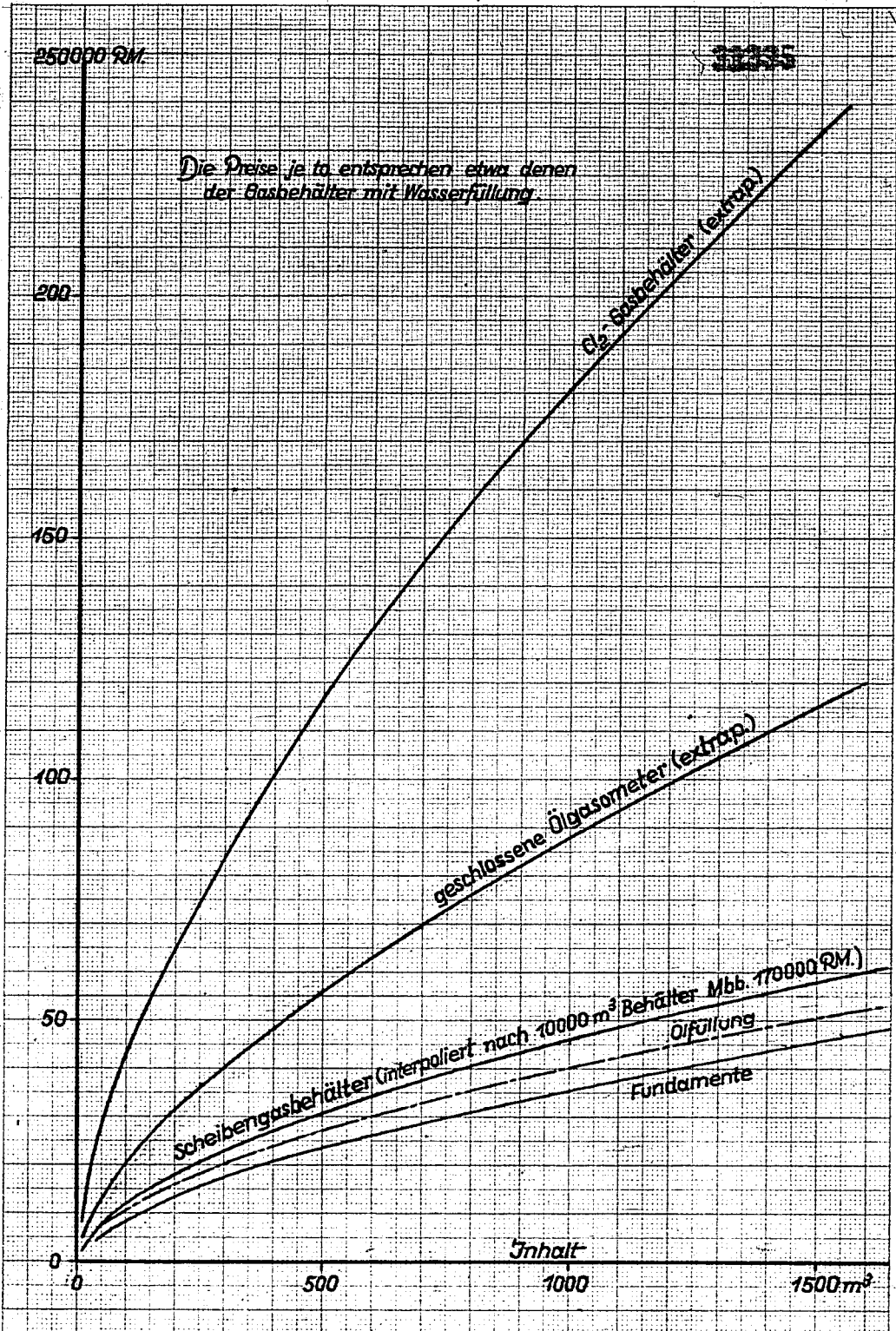
Ammoniakwerk Merseburg  
 Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
 Leuna-Werke (Kreis Merseburg)

**Gasbehälter m. Wasserfüllung**

Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 24.9.43  
 Bez. Tro. G/4 1/7

29. Sep. 1943

29. Sep. 1943



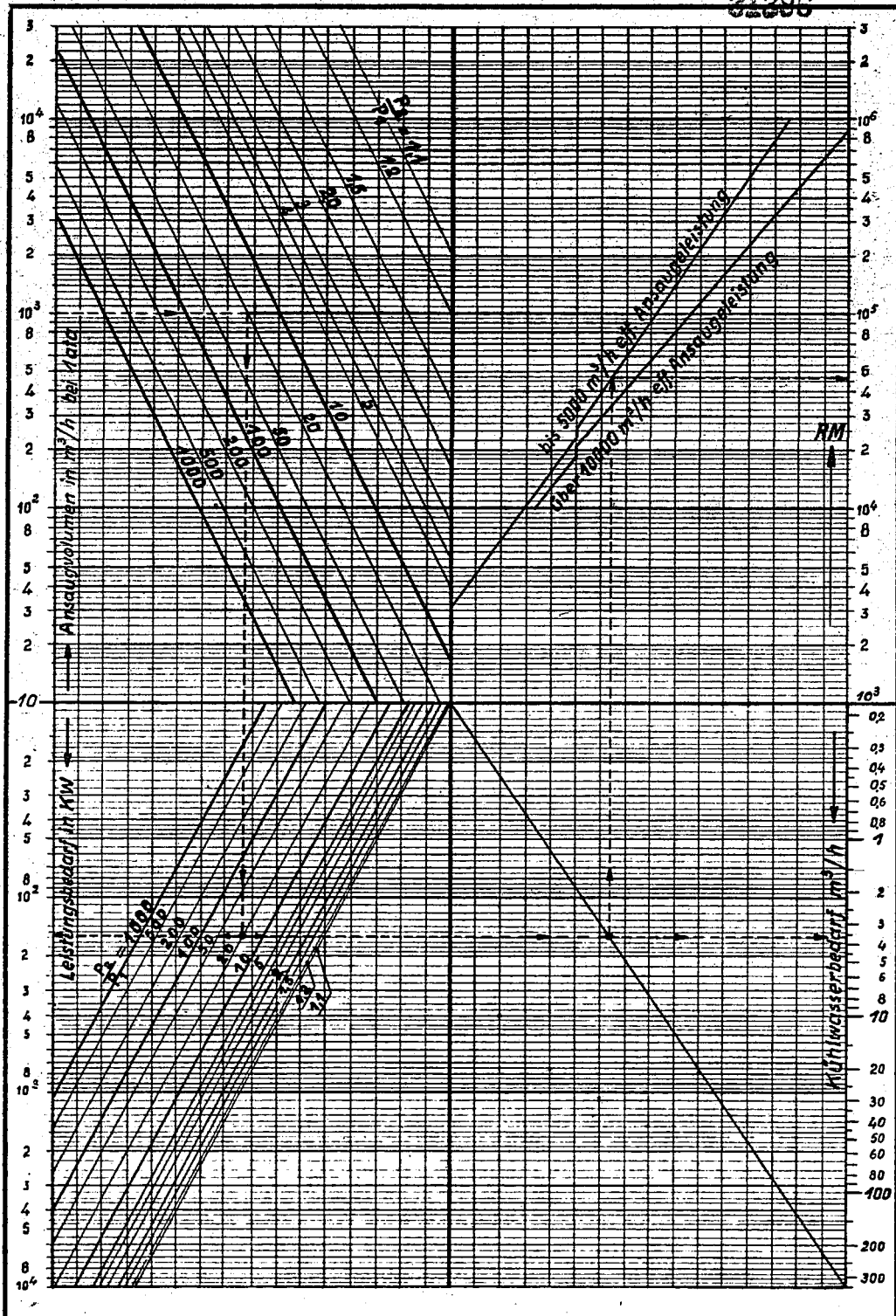
29. Sep. 1949

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

Gasbehälter besonderer Bauart.

Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 24.9.49  
 Bez. Tra. 8/5

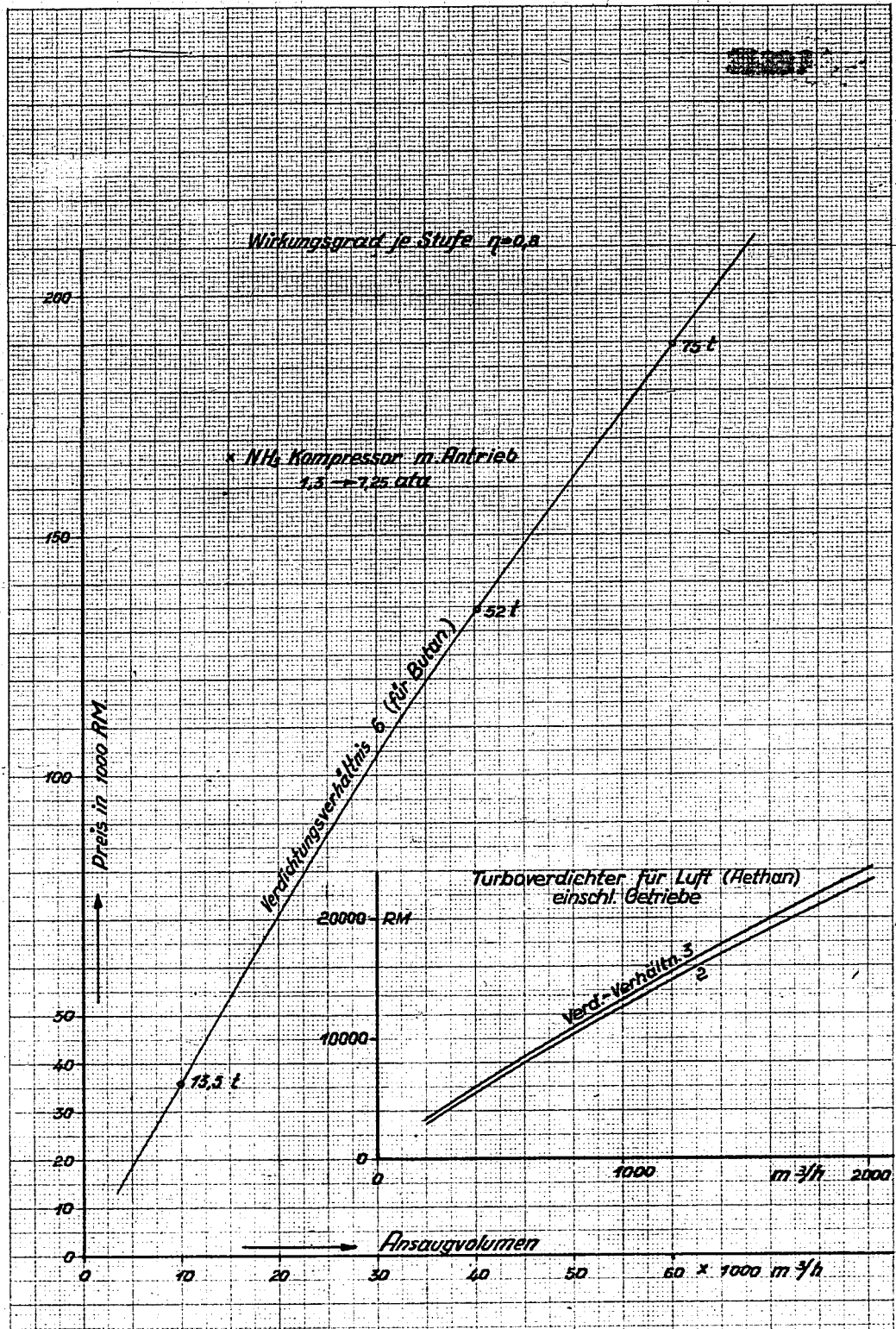
21290



**Kolbenkompressoren einschl. Antrieb u. Montage.**  
 (Kann auch für Umlaufpumpen verwendet werden)

Ammoniakwerk Mersburg  
 Konstr. Büro Mta  
 Dat. 31.3.44  
 GEZ. H. G. G.  
 Gepr. D. F.  
 K/1

5. Dez. 1945 DIN-Formel A 4



Ammoniakwerk Morséburg  
 1. Okt. 1953  
 Gezeichnet mit best. Konstruktion  
 Leucht-Werke Morséburg

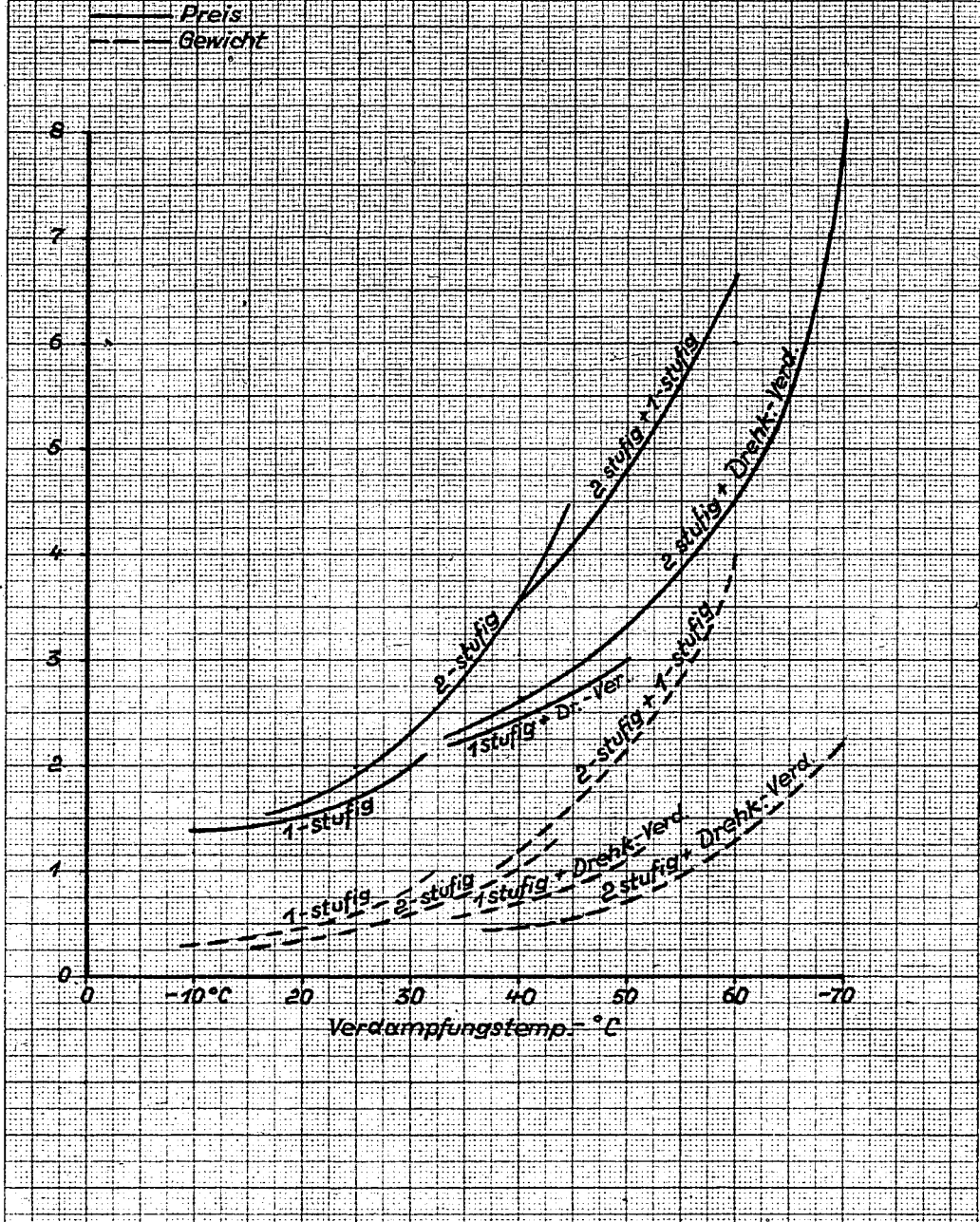
**Turbo - Verdichter**

Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 25663  
 Gez. Wth. K/2

26 Aug

31233

Verhältnisse für Preise u Gewichte von Ammoniak-Verdichtern in Abhängigkeit von der Verdampfungs-Temperatur bei konstanter Leistung



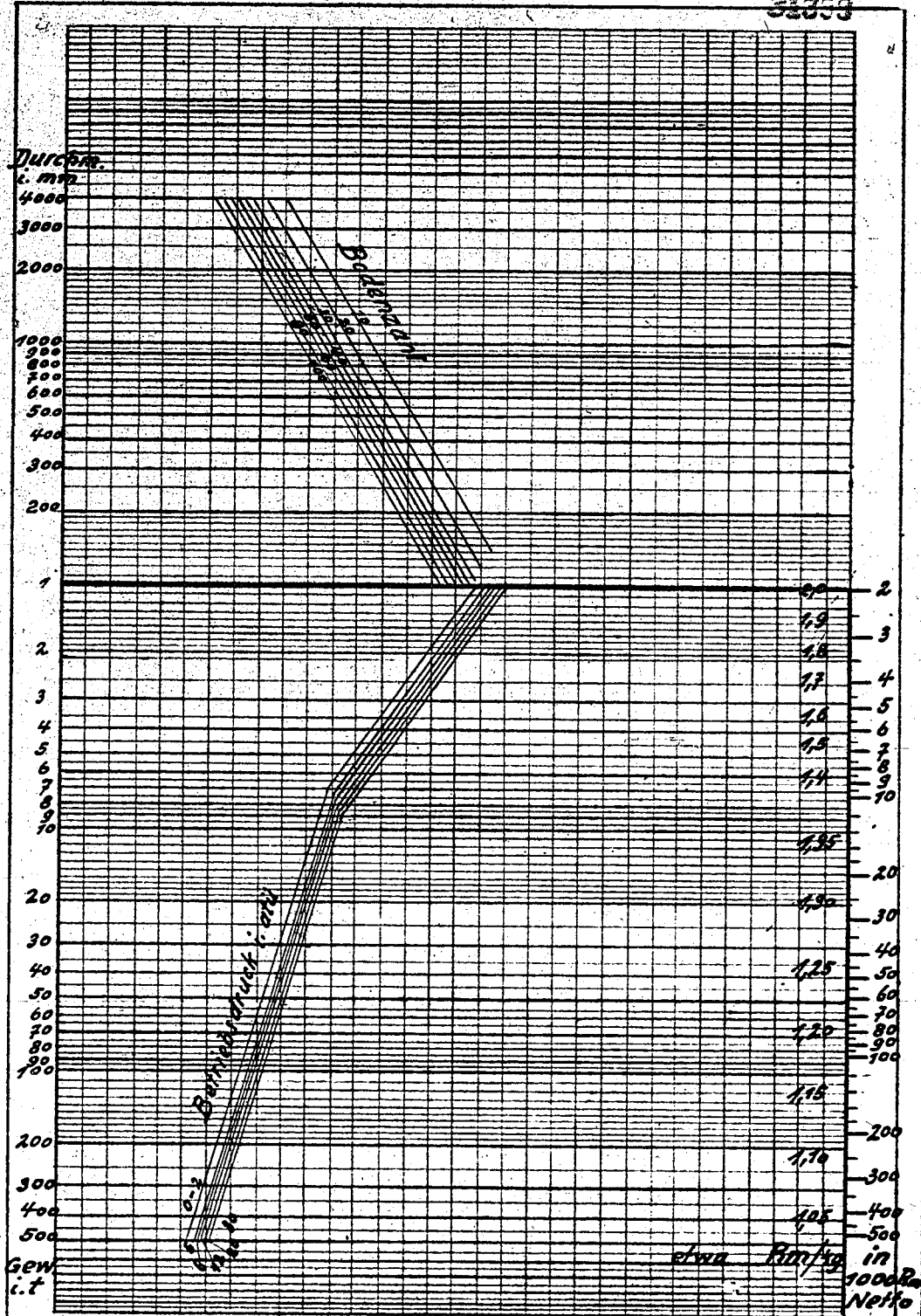
Ammoniakwerk Merseburg  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Leuna-Merseburg

Aus VDJ Band 87 Nr.19/20

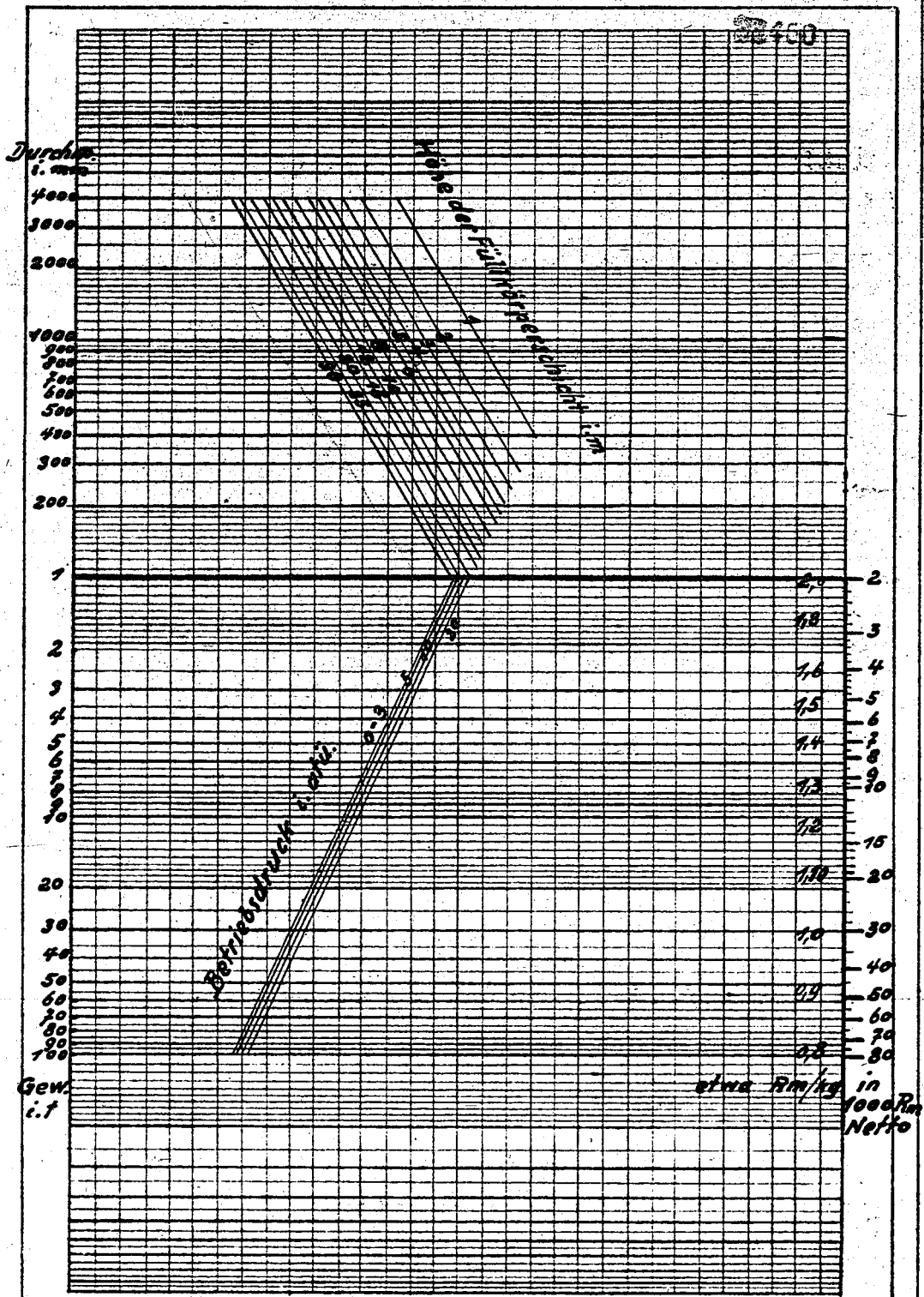
Konstruktionsbüro Mta.  
Dat. 30.9.43  
Gez. Tro. K/3

26 Aug. 1943

31333



Ammagiakwerk Merseburg  
**Gewichte und Preise von Glockenbodenkolonnen**  
 Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 20.6.42  
 Gez. Heim K/4

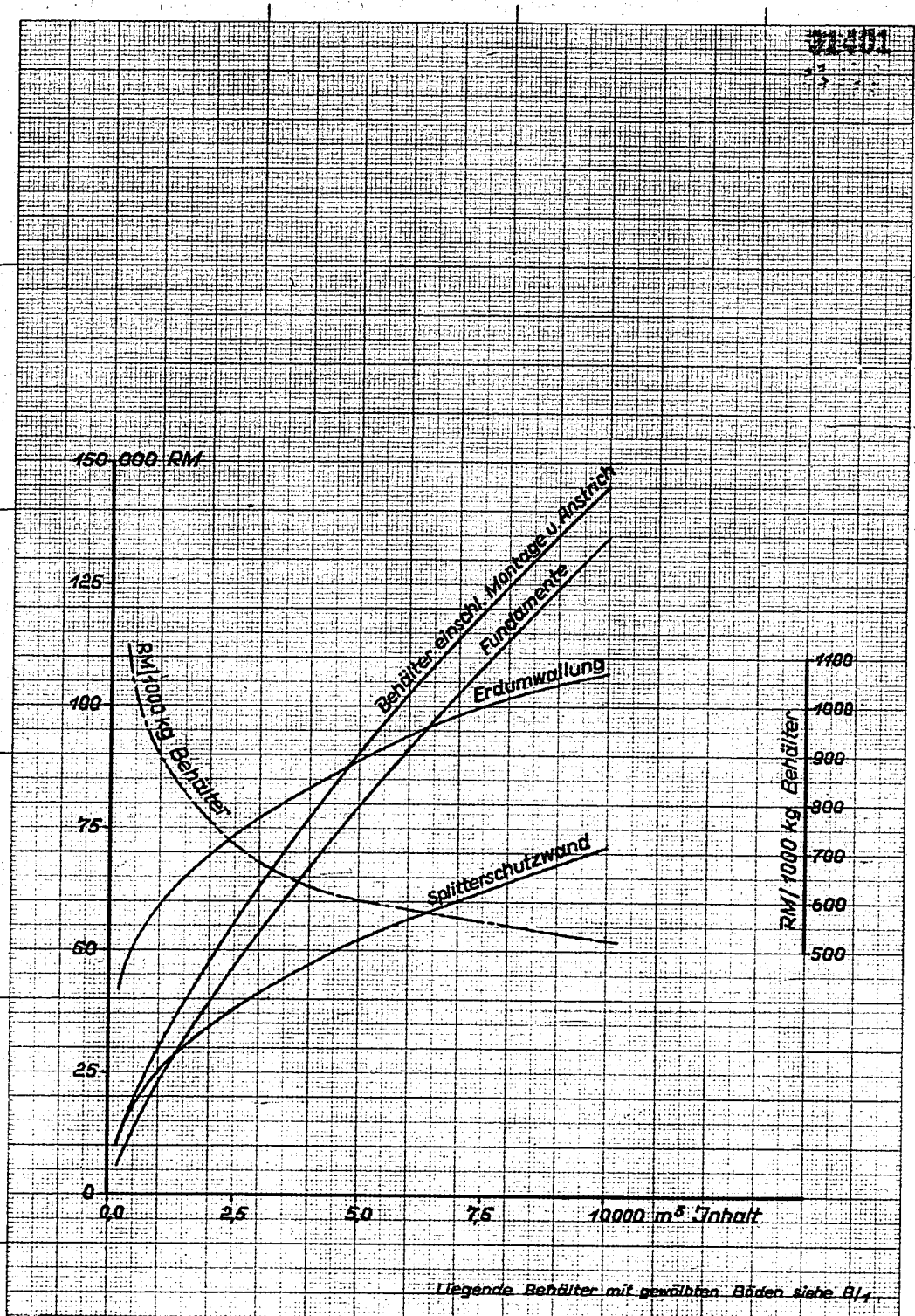


Ammoniakwerk Merseburg      **Preise und Gewichte von Füllkörperkolonnen**      Konstruktionsbüro Mta.  
 Dat. 20.6.42      Gez. Heim      K/5

POOR  
COPY

11





**Stehende Lagerbehälter**

Ammoniakwerk Merseburg  
 Konst. Büro Wta.  
 Dat. 29.9.43  
 Gez. Weith

L/1  
 lrt

31402

Meßinstrumente für 1 Destillierkolonne

|  |                       |
|--|-----------------------|
| 1 Standregler für Sumpf                  | 2400,-- RM            |
| 1 Rücklaufregler (Mengenregler)          | 2500,-- "             |
| 1 Temperaturregler für Einspritzprodukt. | 2200,-- "             |
| 1 Dampfdruckregler                       | 1700,-- "             |
| 1 Standregler für Destillat              | 2400,-- "             |
| 1 Druckregler für Kondensator            | 1700,-- "             |
| 1 Dampfmenge-regler                      | 2500,-- "             |
| 1 Multi                                  | 2500,-- "             |
| 1 Fastenkasten                           | 1000,-- "             |
| 1 Manometer mit Fernschreiben            | 1000,-- "             |
| 1 Mengenregler für Einspritzprodukt.     | 2500,-- "             |
| Div. Temperaturmeßstellen                | 2000,-- "             |
| 1 Waage für Kühlwasser                   | } 18000,-- "          |
| 1 Waage für Einspritzprodukt             |                       |
| 1 Waage für Sumpf                        |                       |
| 1 Waage für Rücklauf                     |                       |
| 1 Waage für Destillat                    |                       |
| 1 Waage für Dampf                        |                       |
| 1 Schaltschrank                          | 1500,-- "             |
|  | 44000,-- "            |
|  | - 11000 = 33000,-- RM |

Ammoniakwerk Merseburg

Konstruktionsbüro Mta

Dat. 31.5.44

Sex. Mosch

M/1

1. Juni 1944 3

31403

(12)

Leuna-Werke, den 21.4.1944 Bg.

Entwurf zum Vortrag auf der 7. Wärmetagung in Oppau

Fälle besonders wirtschaftlicher Anwendung der Wärmepumpe in der chemischen Industrie.

Unter dem Eindruck der heute mehr denn je notwendigen sparsamen Energiewirtschaft ist in jüngster Zeit das Problem der Wärmepumpe vielfach diskutiert worden. Mit ein Grund dafür, daß diese gewiß nicht neue Frage so sehr in den Vordergrund des Interesses gerückt ist, war der unweifelhafte Erfolg, mit dem die Wärmepumpe in der schweizerischen Energiewirtschaft eine steigende Anwendung findet. Daß eine Übertragung der schweizerischen Erkenntnisse auf Deutschland wegen unserer anders gearteten Energiegrundlage nicht ohne weiteres möglich ist, kann keinen Zweifel unterliegen und wurde in mehreren Arbeiten neueren Datums gezeigt, von denen ich hier nur die sehr eingehende und in ihrem Aufbau klare Arbeit von H. Kahlert, Bitterfeld, erwähnen möchte.

Wenn man nun aber in der Literatur ein allgemein ablehnendes Urteil über die Wirtschaftlichkeit der Wärmepumpe in Deutschland fällt und das Bestehen von Ausnahmen nur so eben prinzipiell zugesteht, dann scheint es mir, daß dieses Urteil zu summarisch ist und einer wesentlichen Ergänzung bedarf, einer Ergänzung durch Angabe der, wie ich glaube nicht einmal seltenen Fälle, in denen es recht wirtschaftlich ist, mit einer Wärmepumpe zu arbeiten.

Es ist mir klar, daß es den Rahmen eines Vortrages sprengen würde, wollte man versuchen, dieses Thema erschöpfend zu behandeln.

POOR  
COPY

12

PO  
CO

Ich hoffe aber, daß es mir gelingen wird, wenigstens in großen Zügen anzudeuten, in welcher Richtung auch bei uns die Entwicklung der Wärmepumpe ausrichtsreich erscheint.

Es ist zunächst vielleicht zweckmäßig, die Voraussetzungen zu betrachten, unter denen die neuere Literatur zu ihrem ablehnenden Urteil kommt und ich werde mir anschließend erlauben, in Beispielen aus dem Aufgabengebiet der chemischen Industrie die Wärmepumpe mit einigen anderen Beheizungsarten in wirtschaftlicher Beziehung zu vergleichen.

Bevor ich damit beginne, möchte ich die Bedingungen herausstellen, die bei unseren Betrachtungen einzuhalten sind, um ein sinnvolles Ergebnis zu erhalten. Wie Sie wissen, kann ein wirtschaftlicher Vergleich verschiedener Beheizungsarten nicht über die Energiepreise sondern nur über die aufgewandte Menge der Primärenergie, z.B. die Kohlenmenge gezogen werden, weil der Strom- und Heizdampfpreis durch den Gegendruckbetrieb gekoppelt ist. Auch wenn beispielsweise die Gasbeheizung zum Vergleich herangezogen wird, kann praktisch nur über den Brennstoffverbrauch gerechnet werden, obwohl hier die Kopplung mit der Energieerzeugung nicht oder nur selten, z.B. beim Betrieb von Abhittekesseln gegeben ist.

Im Gegensatz zu den energetischen Betrachtungen bestehen beim Vergleich des Aufwandes für die Anlagen keine wesentlichen Bedenken als Basis die Kosten heranzusehen.

Da wir in Deutschland nicht den ganzen für unsere Stromerzeugung notwendigen Dampf im Gegendruckbetrieb bei Heizdampfverbrauchern unterbringen können, müssen neu auftretende Stromverbraucher, wie Wärmepumpen, die noch dazu den

Heisdampfverbrauch vermindern, mit Kondensationsstrom betrieben werden und der Vergleich wurde unter diesen Voraussetzungen durchgeführt, obwohl man vielleicht in vielen Fällen die Wärmepumpen direkt mit Dampfturbinen koppeln wird.

Die wichtigste Beheizungsart in der chemischen Industrie, die meist als Vergleichsmaß herangezogen wird und die auch ich benutzen will, ist die Beheizung mit Gegendruckdampf. Ich möchte nun zunächst etwas bei dieser Vergleichsbasis verweilen und 3 Arten der Gegendruckdampfheizung von Verdampferanlagen, die in Bild 1 dargestellt sind, diskutieren. Die wärmetechnisch günstigste Lösung ist der mit I bezeichnete Fall. Hier wird der Höchstdruckdampf in einer Gegendruckturbine auf den notwendigen Heisdampfdruck entspannt und im Heizkörper kondensiert. Die Brüden<sup>\*)</sup> von 60°C werden einer Kondensationsturbine zugeführt und dort auf Kondensatordruck entspannt. Unter Berücksichtigung der auf der Basis Kondensationsstrom errechneten Kohlegutschriften kommt man bei dieser Arbeitsweise auf 430 000 WE im Kessel für 1 Mio WE Heizenergie. Diese Arbeitsweise, bei der auch die Brüden für die Energieerzeugung herangezogen werden, wird von H. Kahlert als "vollkommener Gegendruckbetrieb" bezeichnet. Ich möchte hier noch erwähnen, daß bei Berechnung dieser Zahlen die Wärme des Kondensates als verloren betrachtet wurde, denn auch dann, wenn das Kondensat nicht zum Vorwärmen herangezogen wird, wie dies wärmetechnisch das zweckmäßigste sein dürfte, wird es dem Kesselhaus meist mit einer Temperatur zurückgegeben, die nur unwesentlich über der Rohwassertemperatur liegt.

Oft ist es unzulässig, die Brüden in einer Turbine zu entspannen und man muß ihre Wärme verloren geben. Dieser Verlust ist naturgemäß umso größer je höher die Heistemperatur über der Temperatur in dem der Turbine nachge-

\*) in unserem Beispiel

schalteten Kondensator liegt. Im vorliegenden Fall bei 60°C in beheizten Apparat ist dieser Verlust noch mäßig, man braucht aber immerhin in diesem mit II bezeichneten Fall unter Berücksichtigung der Gutschriften 560 000 WE Rohbraunkohle für 1 Mio WE Heizenergie. Im Fall III, der recht wenig günstig, leider aber am meisten in der Praxis anzutreffen ist, entspannt man den Höchstdruckdampf in einer oder mehreren Stufen auf den Druck des Heizdampfnetzes, z.B. 3 ata und versorgt man ohne Rücksicht auf die tatsächlich notwendige Temperatur alle Verbraucher mit diesem Dampfdruck. Wollen wir für die Verhältnisse in einer chemischen Fabrik die Wärmepumpe mit dem Gegendruckbetrieb vergleichen, dann müssen wir im allgemeinen wohl den Fall III heranziehen. Bei der Vielfalt der Verbraucher in chemischen Betrieben ist es ja unmöglich, jede Stelle genau mit dem Dampfdruck zu versorgen, der im Augenblick dort notwendig ist, denn dies würde bedingen, daß nicht ein Heizdampfnetz sondern eine ganze Reihe Netze mit verschiedenen Drucken zur Verfügung stehen, aus denen sich der Verbraucher jeweils den Dampf entnehmen kann, wie er für die Heizung augenblicklich notwendig ist, oder aber es müßte sich jeder Verbraucher in seiner eigenen Turbine den Gegendruckdampf selbst erzeugen. Es bedarf wohl weiter keiner Beweisführung dafür, daß die Anlage von mehreren oder gar vielen Heizdampfnetzen unmöglich und die Ausstattung mit einer eigenen Gegendruckturbine nur für ganz große Verbraucher tunlich ist. Dann man würde das eine Mal an überhöhten Anlagekosten und großen Kondensatverlusten, das andere Mal an einer untragbaren Zersplitterung der Stromerzeugung scheitern.

Es zeigt ja auch das Beispiel der ausgeführten Anlagen, daß der Fall III des Gegendruckbetriebes die Regel darstellt und daß bis hinauf zu sehr großen Verbrauchern der Dampf ohne Rücksicht auf seine Übertemperatur dem Netz entnommen wird. Selbst in jüngster Zeit wurden noch eine Reihe von Anlagen erstellt, von denen eine einzige bis zu 15 Mlwh bei etwa 70°C, also rund 28 t/

POOR  
COPY

12

POOR  
COPY

Dampf verbraucht, und man hat nicht geögert, diese Anlagen an die bestehenden Dampfnetze mit 2 - 3 atü Druck anzuschließen.

Vergleicht man nun den Gegendruckbetrieb in seiner üblichen Form, die für die Mehrzahl der praktischen Fälle auch ausschließlich infrage kommt mit der Wärmepumpe, dann fällt dieser Vergleich etwas anders und nicht mehr so sehr zu ungunsten der Wärmepumpe aus. In Bild 2 ist der Betrieb eines Verdampfers mit einer Wärmepumpe der Beheizung mit Gegendruckdampf aus dem 3 atü-Netz gegenübergestellt. Es ist mit einer Temperatur von 60°C im Verdampfer gerechnet. Die Zahlen beziehen sich wieder auf 1 Mio WE Nutzwärme. In der Abszisse ist die Temperaturdifferenz über die die Wärmepumpe fördern muß und in der Ordinate die für die Kondensationsstromerzeugung aufzuwendende Rohbraunkohlenmenge aufgetragen. Ist man bereit neben der Investition für die Wärmepumpe relativ große Heizflächen vorzusehen, so daß die Temperaturdifferenz im Verdampfer klein wird, dann kann man, wie das Diagramm zeigt, die Primärenergie der Kohle mit der Wärmepumpe ganz außerordentlich gut ausnutzen. In günstigen Fällen kann hier die Wärmepumpe mit vielleicht 1/3 der Kohle auskommen, die für die Gegendruck-Dampfbeheizung verbraucht wird.

Man wird einwenden, daß durch Benützung eines Mehrkörperverdampfers auch der Kohleverbrauch der Gegendruckbeheizung auf einen Bruchteil gedrückt werden kann und dieser Einwand ist oft zutreffend. Ebenso häufig ist aber in der chemischen Industrie das Mehrkörperprinzip nicht anwendbar. So ist man beim Eindampfen empfindlicher Stoffe an niedrige Verdampferemperaturen gebunden und muß dabei wegen der Zersetzungsgefahr mit sehr kleinen Temperaturdifferenzen im Verdampfer arbeiten. Die für die Wärmepumpe günstigen großen Heizflächen ergeben sich also hier bereits zwangsläufig aus der besonderen Art des Problems und verursachen keine zusätzlichen Kosten. Auch bei der Rektifikation stehen der Anwendung des Mehrkörperprinzips Hindernisse entgegen,

da die erforderliche Unterteilung der Rektifizierkolonnen kaum durchführbar ist und es ist mir auch nicht bekannt, daß das Mehrkörperprinzip in der Technik für den Betrieb von Rektifizierkolonnen je herangesogen worden wäre. Auf die besondere Stellung der Wärmepumpe in der Rektifizierteknik werde ich später noch eingehender zurückkommen.

Vorher möchte ich noch eine Anwendung der Wärmepumpe behandeln, die zunächst weniger ins Auge fällt, die aber, wie es mir scheint, für den künftigen Einsatz nicht unwichtig ist. Es ist dies die Beheizung von Apparaten bei Temperaturen über etwa 190°C.

Im Rahmen der neuen Entwicklung der organischen chemischen Industrie, wie sie insbesondere bedingt durch die Ausweitung der Kunststoff-Herstellung in den letzten Jahren Platz gegriffen hat, werden vielfach Prozesse in diesem Temperaturgebiet durchgeführt. Der Hochdruckdampf aus dem Netz der meist mit einem Siededruck von etwa 15 atm. zur Verfügung steht ist zu Heizzwecken in diesem Gebiet nicht mehr geeignet. Wenn man also nicht durch Abänderung des Verfahrens diese Temperaturen vermeiden kann- und trotz bedeutender betrieblicher Schwierigkeiten ist man vielfach diesen Weg gegangen - muß man andere Beheizungsarten in Betracht ziehen. Für das erwähnte Temperaturgebiet dürften nun folgende Arten der Beheizung infrage kommen:

- 1) Die Beheizung mit Höchstdruckdampf
- 2) Die Gasbeheizung direkt oder indirekt unter Zwischenschaltung eines Übertragungsmittels
- 3) Die elektrische Heizung meist auch unter Zwischenschaltung eines Übertragungsmittels
- 4) Die Kompression von Hochdruckdampf auf entsprechende Temperaturen und Drücke unter Benutzung des Prinzips der Wärmepumpe.

Bevor ich diese Methoden miteinander vergleiche, möchte ich auf ihre Eigenschaften etwas eingehen und ich werde dabei zum Teil Unterlagen verwenden,



die ich einem Bericht von Herrn Obering. Keinke entnehme, in dem dieses Problem für die besonderen Verhältnisse, die in den Südanlagen des Leuna-Werkes gelten, behandelt wird.

1.) Die Beheizung mit Höchstdruckdampf

Dieses Verfahren ist naturgemäß an Werke gebunden, in deren Rahmen Energiezentralen mit Höchstdruckdampfkesseln bestehen. Auch dann wird allerdings in der Praxis diese Beheizungsart nur selten angewendet, da Höchstdruckdampfnetze nicht üblich sind und nur selten ein Verbraucher bereit ist, eine eigene Leitung zu bezahlen, was nur dann der Fall sein wird, wenn ein hinreichend großer Bedarf in relativ räumlicher Nähe des Kesselhauses vorhanden ist. Die Höchstdruckdampfheizung hat eine Reihe wesentlicher Vorteile; sie ist leicht regelbar, sauber, erfordert keine Zwischenkreisläufe und der gute Wärmeübergangskoeffizient ermöglicht oft kleine Heizflächen. Nachteilig sind die großen Anforderungen an die Festigkeit der Gefäße, die jedoch nur bei den höchsten Temperaturen auftreten, da es sonst zweckmäßig ist, den Höchstdruckdampf entsprechend abzdrosseln. Hemmend für die Anwendung sind auch die teuren Zuleitungen und die lastunabhängigen Verluste in den Zuleitungen. Da bei den diskutierten Temperaturen die Verdampfungswärme schon merklich kleiner wird, verbleibt ein relativ hoher Teil des Wärmeinhaltes im Kondensat und es werden besondere Maßnahmen zur Ausnutzung dieser Wärme notwendig. Wenn die fühlbare Wärme des Kondensates nicht im eigenen Betrieb etwa zum Vorwärmen ausgenutzt werden kann, wäre es denkbar, das heiße Kondensat an das Kesselhaus zurückzugeben. Dieser Möglichkeit stehen jedoch die Energiebetriebe meist skeptisch gegenüber, weil das Kondensat häufig verunreinigt ist<sup>\*)</sup> Anforderungen entspricht, die an ein Höchstdruck-Kesselspeisewasser zu stellen sind. Bei längeren Rückleitungen oder größeren Kondensatnetzen würde außerdem der Hauptteil der

\*) und nicht das

fühlbaren Wärme verloren gehen. Ein zweckmäßiger Weg zur Ausnutzung der Kondensatwärme ist jedoch der, daß Hochdruckkondensat auf den Netzdruck des Niederdruckdampfes zu entspannen und die dabei entstehende Dampfmenge in das Netz abzugeben. Für die durchgerechneten Vergleichsbeispiele wurde diese Arbeitsweise gewählt. Der gewonnene Niederdruckdampf, im Beispiel wurde ein Netzdruck von 3 ata angenommen, muß nun auf folgende Weise bewertet werden. Da keine zusätzlichen Abnehmer für Heißdampf vorhanden sind, kann der Dampf nur zur Erzeugung von Kondensationsstrom eingesetzt werden. Zu berücksichtigen ist dabei, daß bei der Kondensationsstromerzeugung aus 3 ata Dampf die Kosten für das Kühlwasser und die Vakuumpumpen relativ hoch sind.

Für den Kostenvergleich kommen dann noch einige Zahlen in Betracht, die der Zusammenstellung in Bild 3 zu entnehmen sind.

## 2.) Die Beheizung mit Gas.

Die Beheizung mit Gas ist bedienungsmäßig sehr angenehm; sie ist auch leicht regelbar und verglichen mit der Dampfheizung ist es von Vorteil, daß in den Zuleitungen keine Verluste entstehen. Die Kosten für den beheizten Apparat werden jedoch bei der Gasheizung vielfach höher wegen des größeren Aufwandes für die Heizfläche. Es sind ferner Gebläse für Luft und Gas vorzusehen und meist wird es auch notwendig sein, einen Wälgaskreislauf einzurichten, der neben Anlage- auch Energiekosten erfordert. Bei der Ausführung empfindlicher chemischer Prozesse wird auch diese Anordnung nicht genügen und man wird oft gezwungen sein, die Wärmeübertragung durch ein in Kreislauf geführtes Hilfsmedium vorzunehmen, d.h. also mit dem Gas mittelbar zu heizen unter Zwischenschaltung beispielsweise eines Diphenyl-Dampfkessels oder eines Kleindampferzeugers für Hochdruckdampf, wie sie u.a. von der Bamag gebaut werden. Für die Vergleichsrechnung wurde angenommen, daß das Heißgas aus Grude in einem Winkler-Generator erzeugt wird. Dieses Gas ist einerseits recht billig und das Ausgangsmaterial Grude kann wenigstens in ganz roher Annäherung als der

POOR  
COPY

12

POOR  
COPY

Rohbraunkohle gleichwertig angesehen werden. Mit den Winkler-Generatoren sind meist Abhitzeessel verbunden; bei der Gaszerzeugung fällt also zusätzlich Dampf an. Es wurde angenommen, daß dabei Dampf mit 45 atm. und 390°C geliefert und zur Kondensationsstromerzeugung herangezogen wird. In Form einer Gutschrift wurde diese elektrische Energie anlagekostentäufig und in bezug auf den Brennstoffeinsatz berücksichtigt.

Es wäre noch zu erwähnen, daß im Gegensatz zur Dampfheizung, bei der Verluste nicht berücksichtigt wurden, hier mit einem Heizungsförderungsgrad von 65 - 70 % gerechnet wird. Die Kosten eines Kleindampferzeugers wurden mit RM 137 000,- für 1 Mio WE eingesetzt. Ein Diphenyl-Dampferzeuger dürfte sich teurer stellen und wurde daher beim Vergleich nicht berücksichtigt.

### 3.) Die elektrische Heizung.

Wegen ihrer wirtschaftlichen Unterlegenheit wird die elektrische Beheizung nur der Vollständigkeit halber mit angeführt. Auch hier wird häufig bei der Beheizung chemischer Apparaturen ein Zwischenträger vorgesehen sein. Beim Vergleich wurde jedoch darauf keine Rücksicht genommen, weil der Aufwand hierfür bei den hohen Gesamtkosten der elektrischen Beheizung kaum ins Gewicht fällt. Um Verluste zu berücksichtigen, wurde mit einem Äquivalent von 800kcal/kWh gerechnet. In den Anlagekosten wurde ferner der Aufwand für Heistransformatoren usw. mit 50 000,- RM für 1 Mio WE eingesetzt.

### 4.) Die Beheizung mit einer Wärmepumpe durch Kompression von Hochdruckdampf.

Wenn Verfahren bei Temperaturen auszuführen sind, für die der Druck eines vorhandenen Hochdruck-Dampfnetzes zwar nicht mehr ausreicht, die aber nicht zu hoch über der Sättigungstemperatur des Netzes liegen, dann ist es vielleicht naheliegend, die geringe notwendige Erhöhung des Dampfdruckes durch einen Verdichter zu versuchen. Ist z.B. ein 16 atm Netz vorhanden, dann können noch Temperaturen bis 250°C auf diesem Weg mit Vorteil erreicht werden.

POOR  
COPY

12

POOR  
COPY

Die Lösung ist umso reizvoller, als das spezifische Volumen des Dampfes bei diesem Druck schon recht klein -  $0,145 \text{ m}^3/\text{kg}$  - ist und auch die relative Kompression also der Quotient aus End- und Anfangsdruck keine großen Werte hat. Für den Vergleich wurde angenommen, daß die Verdichtung in einem Turbo-Kompressor mit einem mittleren adiabatischen Wirkungsgrad von 55 % ausgeführt wird. Ein Kolbenkompressor hätte zwar den Vorteil eines besseren Wirkungsgrades, würde aber in der Anlage teurer sein und man müßte befürchten, den Dampf mit Öl zu verunreinigen. Die für die Vergleichsrechnung notwendigen Energie- und Ablagekosten können am besten anhand der schematischen Darstellungen Bild 4 erläutert werden. Der zu verdichtende 16 atm. Dampf wird dem Netz entnommen und wurde bereits zur Vorschaltstromerzeugung benutzt. Das aus dem Heißkörper abgegebene Kondensat entspannt man auf 3 atm. und der entstehende Niederdruckdampf wird ins Netz abgegeben und schließlich zur Kondensationstromerzeugung herangezogen. Der in den Vorschalt- und Kondensationsturbosätzen erzeugte Strom wird nun zum Teil für den Antrieb der Wärmepumpe herangezogen, ein gegebenenfalls verbleibender Überschuss ins Netz abgegeben. Die Rechnung zeigt, daß bei der Kompression von 16 atm. Dampf bis auf 31 atm. Strom abgegeben werden kann. Für diese Energielieferung ist eine auf der Basis Kondensationstromerzeugung errechnete Menge Rohbraunkohle gutschreiben, und vom Einsatz ins Kesselhaus abzuziehen, ebenso ist dafür eine Gutschrift bei den Anlagekosten des Kesselhauses und bei der Stromerzeugung zu berücksichtigen. Beim Aufwand für die Wärmepumpe wurde ein Reservekompressor in Rechnung gestellt. Leider gibt es nur wenige Beispiele für derartige Turbo-Kompressoren, so daß die eingesetzten Anlagekosten mit einer gewissen Unsicherheit behaftet sind. Für 1 kW Leistung wurde bei den größten Einheiten RM 160,- eingesetzt, was jedenfalls ausreichend ist.

Bevor ich auf das zahlenmäßige Ergebnis des Vergleiches eingehe, möchte ich noch von den Voraussetzungen folgendes rekapitulieren. Die Kosten für die Energieverteilung, ob es sich nun um den Aufwand für elektrische - oder Dampf-  
neste usw. oder um die Kosten einer gesonderten Zuführung von Höchstdruckdampf oder Gas handelt, wurden nicht berücksichtigt, ebenso wurden die bei der Zu-  
leitung und Verteilung auftretenden Verluste nicht eingesetzt, weil diese Zah-  
len zu sehr von den örtlichen Verhältnissen, wie Größe der Verbraucher, ihrer  
Entfernung und gegenseitigen Lage abhängen. Ebenso konnte der Vergleich sich  
nicht auf die zur Beheizung unmittelbar notwendigen Apparate bzw. Apparatetei-  
le, wie Dampfleitungen, Widerstandsheizelemente usw. erstrecken, weil die Ko-  
sten hierfür kaum getrennt von denen des Reaktionsapparates für einen gegeb-  
nen chemischen Prozeß betrachtet werden können. Ich zeige Ihnen im Bild 5 das  
Ergebnis des Vergleiches sowohl in Hinsicht der Anlagekosten als auch des Auf-  
wandes an Primärenergie. Es ist zu ersehen, daß anlage- und energiemäßig bei  
den tiefen Temperaturen die Wärmepumpe, bei den höheren Temperaturen die Be-  
heizung mit Höchstdruckdampf das wirtschaftlichere Verfahren ist. Die Anlage-  
kosten liegen für den Dampf zwischen 0,14 und 0,17 <sup>Mio</sup> RM für 1 Mio WE, für die  
Wärmepumpe zwischen 0,11 und 0,41 <sup>Mio</sup> RM für 1 Mio WE, der Kohleaufwand beträgt  
für diese Wärmemenge 1,7 bis 2,0 Mio WE bei der Dampfheizung und 1,2 bis 2,8  
Mio WE bei der Wärmepumpe. Die Beheizung mit Gas ist zwar anlagenmäßig rela-  
tiv günstig, wenigstens dann, wenn für die Erzeugung, die allerdings nur in  
großen Einheiten erstellbaren Winkler-Generatoren vorgesehen werden. Durch den  
hohen Brennstoffeinsatz wird die Gasheizung aber wesentlich ungünstiger wie  
die Wärmepumpe oder die Dampfheizung, wobei noch zu beachten wäre, daß bei  
der Gas<sup>erzeugung</sup> der Heizwert in Form von Crude einzusetzen ist, die naturgemäß  
preislich über der Rohbraunkohle liegt. Die Wärmepumpe ist also in der betrach-  
teten Anordnung unswiefelhaft die wirtschaftlichste Heizquelle für Temperatu-  
ren bis etwa 250°C und wenn man nicht in der Lage ist, mit Höchstdruckdampf

zu beheizen, sei es weil keine derartigen Kesselanlagen vorhanden sind, oder weil die Verteilung fehlt bzw. nicht geschaffen werden kann, dann kann sie sich gegen die Gasheizung auch bei den höheren Temperaturen behaupten. Ich möchte noch erwähnen, daß das Beispiel zwar auf der Basis eines 15 atm. Dampfes aus der Verschiebetrommelzeugung berechnet ist, der große Vorsprung der Dampfkompensation gegenüber der Gasheizung sichert aber die Wirtschaftlichkeit auch dann, wenn der 15 atm. Dampf unmittelbar im Kessel erzeugt wird. Für den sicher nicht seltenen Fall, daß in einer chemischen Fabrik kein Höchstdruckdampf wohl aber Dampf von etwa 16 atm. zur Verfügung steht, ist die Wärmepumpe die wirtschaftlichste Heizungsart schlechthin. Die nur zu Vergleichszwecken angeführte elektrische Heizung ist naturgemäß auch gegenüber der wenig wirtschaftlichen Gasheizung kraß unterlegen.

Ein Gebiet der chemischen Technik, das ganz besonders zur Anwendung der Wärmepumpe reist, ist das der Stofftrennung durch Destillation und Rektifikation. Um die Bedeutung der Wärmepumpe für dieses Gebiet richtig zu würdigen, möchte ich hier eine kurze thermodynamische Erörterung einschleichen. Die theoretische Mindestarbeit für die Abtrennung zweier Gase oder Dämpfe aus ihrem Gemisch ergibt sich als die Arbeit, die notwendig ist, jede Komponente von ihrem Partialdruck im Gemisch isotherm und verlustfrei auf den Gesamtdruck des Systems zu komprimieren. Benennt man nun  $L$  die theoretische Mindestarbeit für die Trennung,  $P$  den Gesamtdruck,  $p_1$  und  $p_2$  die Partialdrücke, so erhält man die in Bild 6 dargestellte Beziehung. Im Gegensatz zum Wärmebedarf bei der Trennung durch Rektifikation der mit fallender Siededifferenz größer wird, weil ja wachsende Rücklaufmengen anzuwenden sind, ist, wie aus der Formel ersicht werden kann, die ideale Trennarbeit von der Siededifferenz

POOR  
COPY

12

PO  
CO

unabhängig. Wir können nun bei der Rektifikation trotz aller Abweichungen von dem idealen Gesetze und der Irreversibilität unserer Prozesse dem Ideal <sup>dadurch</sup>fall näherkommen, daß die Trennarbeit nicht als Wärme eingeführt sondern als mechanische Energie mittels einer Wärmepumpe für die Rektifikation nutzbar gemacht wird. Bei einer Wärmepumpe nimmt bekanntlich die Leistungsziffer mit fallender Temperaturdifferenz stark zu. Gleicher mechanischer Energie entspricht also eine steigende Wärmemenge und diese Wärmemenge reicht nun in 1. Annäherung dazu aus, den mit fallender Siededifferenz steigenden Rücklaufbedarf zu decken. Um lange thermodynamische Ableitungen zu vermeiden, die wenn sie exakt sein sollen wenig übersichtlich wären, wird dieser Gedankengang anhand von Beispielen erläutert. Ich habe mir für verschiedene 50 %ige binäre Kohlenwasserstoffmischungen die für die Zerlegung in die reinen Komponenten erforderliche Mindestrücklaufmenge berechnet und abhängig von der Siededifferenz aufgetragen. Wie Sie aus dem Bild 7 sehen, kann man swang-los durch die Punkte eine Kurve legen. Unter der Voraussetzung, daß die Rektifikation beispielsweise mit dem doppelten Mindestrücklauf ausgeführt wird und wenn für die Verdampfungswärme ein mittlerer Wert von 80 kcal/kg eingesetzt wird, der für leichte Kohlenwasserstoffe zutreffen dürfte, dann kann der Wärmebedarf für die Rektifikation berechnet werden. Sie sehen den Wärmebedarf gegen die Siededifferenz in Bild 8 aufgetragen. Aus diesem Wärmebedarf wurde nun die Leistungsaufnahme der entsprechenden Wärmepumpe berechnet, wobei der adiabatische Wirkungsgrad des verwendeten Kompressors mit 0,7 und das Temperaturgefälle, über das die Wärmepumpe zu fördern hat, um 5° größer als die Siededifferenz eingesetzt wurde. Sie sehen aus dem Bild, daß der Anstieg des Bedarfes an mechanischer Energie ungleich langsamer erfolgt als die Zunahme des Wärmebedarfes. Mit kleiner werdender Siededifferenz der Komponenten ergibt sich also hier eine wachsende Überlegenheit der Wärmepumpe.

Die zahlenmäßige Größe dieser Überlegenheit in energetischer Beziehung kann anhand der Überlegungen ermittelt werden, die beim Vergleich der Gegenströmheizung mit der Wärmepumpe als Brüdenkompressor angestellt wurden.

Für den Vergleich einer dampfbeheizten Rektifizieranlage mit einer solchen zu deren Betrieb eine Wärmepumpe herangezogen wird, sind aber weitere Betrachtungen anzustellen. In Bild 9 sind die beiden Anlagen schematisch einander gegenübergestellt. Bei der dampfbeheizten Anlage muß die Wärme einmal durch den Verdampfer zugeführt werden und erfordert hier eine bestimmte Heizfläche. Es muß aber praktisch die gleiche Wärmemenge durch den Kondensator wieder abgeführt werden. Hier ist nun wegen des schlechteren Wärmeübergangs eine relativ größere Fläche notwendig und wegen der Verschmutzungsgefahr der Flächen durch das Kühlwasser wird man auch häufig Reserven vorsehen müssen. Demgegenüber ist bei der Rektifikation mit Wärmepumpe, wo der Sumpf durch die Kondensation der komprimierten Brüden beheizt wird, nur eine Austauschfläche vorzunehmen, die gleichzeitig als Verdampfer- und Kondensator wirkt und bei der auf beiden Seiten der sehr gute Wärmeübergang von kondensierendem Dampf bzw. verdampfender Flüssigkeit besteht. Ohne Mehrkosten zu verursachen, kann also bei der Wärmepumpe eine relativ große Heizfläche in den Verdampfer-Kondensator gelegt werden, so daß es möglich ist, ohne weiteres zu den kleinen Temperaturdifferenzen für den Wärmeaustausch zu kommen, die für die Wärmepumpe vorteilhaft sind. Ein allgemeiner Vergleich der Anlagekosten von Rektifizieranlagen mit Wärmepumpe gegen dampfbeheizte Anlagen ist nur sehr schwer möglich, weil die Kosten in jedem Einzelfall zu sehr von den jeweiligen Stoffeigenschaften beeinflusst werden. Ich muß mich daher darauf beschränken, den Vergleich hier anhand eines speziellen Beispiels zu diskutieren. Es soll dazu die Gewinnung von hochprozentigem



Propen aus einem 35 %igen Propan-Propan-Gemisch gewählt werden. Ich habe vor einiger Zeit in einem Bericht darauf hingewiesen, daß diese Aufgabe durch Rektifikation in sehr wirtschaftlicher Weise gelöst werden kann, wenn man auch damit der Grenze nahe kommt, die der technischen Rektifikation von apparativer Seite gezogen ist. Das Projekt ist für eine Leistung von 3 Stute Propan ausgelegt. Der benötigte Kolonnenraum ist naturgemäß schon sehr beträchtlich, die Dichte der Mäpfe - die Anlage arbeitet bei 9 ata - ist aber wieder sehr günstig für die Dimensionierung der Wärmepumpe.

Die klare Überlegenheit der Wärmepumpe bezüglich der Energie- und Anlagekosten für die der behandelte Fall allerdings recht vorteilhaft liegt, kann dem Bild 10 entnommen werden. Die Grundlagen der Rechnung sind dabei die gleichen wie in den vorangehenden Beispielen. Einer Beheizung mit 3 ata Gegendruckdampf ist eine Wärmepumpe gegenübergestellt, die mit Kondensationsstrom angetrieben wird. Bei der dampfheizten Anlage sind <sup>die</sup> Anlagekosten um rund 15 %, die Energien sogar um 110 % höher als bei der mit der Wärmepumpe betriebenen Rektifikation.

Die Anlagekosten schließen dabei die Energieerzeugung also Kesselhaus bzw. Stromerzeugung ein und die Energien sind über den Kohleaufwand errechnet. Bei der Gegendruckdampfheizung sind für die Kondensationsstromerzeugung entsprechende Gutschriften von den Anlagekosten und vom Kohleaufwand abgesetzt.

Es wäre nun noch ein Vorteil der Rektifikation mit Wärmepumpe zu erwähnen und das ist die Unabhängigkeit vom Kühlwasser. Je nach den örtlichen Verhältnissen können die Kosten für das Kühlwasser sowohl in bezug auf den Anlage- als auch auf den Energieanteil sehr im Gewicht fallen. Viel wichtiger ist aber, daß wegen der Unabhängigkeit vom Kühlwasser die Temperatur des Rücklaufkondensators und damit der Druck der Kolonne frei gewählt werden kann. Wie bekannt ist für ein gegebenes Stoffpaar die Rektifikation umso schwieriger je mehr man sich dem kritischen Punkt nähert. Durch die hohe Temperatur des Kühlwassers gezwungen, wird

oft in Rektifiziersäulen mit ungünstigen Brücken gearbeitet, die sich bei der Verwendung einer Wärmepumpe vermeiden ließen. Liegt der kritische Punkt des abzutrennenden leichtflüchtigen Stoffes sehr nahe oder unter der Temperatur des verfügbaren Kühlwassers, so daß man den Rücklauf mit künstlicher Kälte kondensieren müßte, dann wird die Überlegenheit einer Wärmepumpe für den Betrieb der Rektifikation so gewaltig, daß jede andere technische Lösung undiskutabel ist. Wir sind aber damit bereits in einem Gebiet angelangt, das als unumstrittene Domäne der Wärmepumpe gelten kann, dann wie uns das Beispiel aller ausgeführten Anlagen zeigt, werden Rektifikationsapparate bei tiefer Temperatur ausschließlich unter Benutzung des Prinzips der Wärmepumpe betrieben. Ich hoffe, daß es mir trotz der Kürze gelungen ist, zur Klärung der Frage "Wärmepumpe oder nicht" beizutragen und zweifle nicht daran, daß die Wärmepumpe auch bei uns Anwendungsgebiete finden wird, die der großen grundsätzlichen Bedeutung dieses Prinzips entsprechen.

*M. Oelberg*

POOR  
COPY

12

PO  
CO

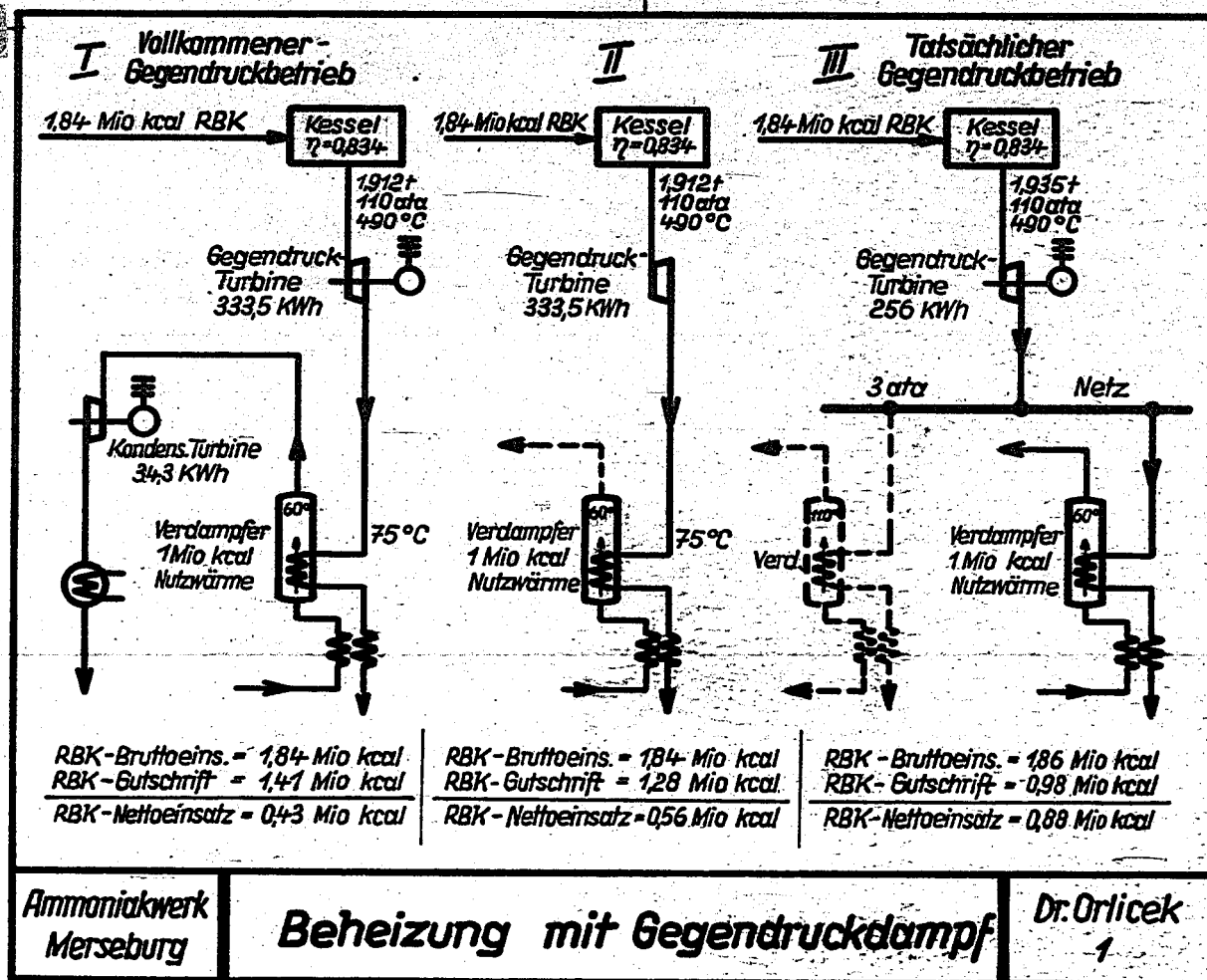
Zusammenfassung:

Die wirtschaftliche Anwendung der Wärmepumpe zur Beheizung von Apparaten in der chemischen Industrie wird anhand von Beispielen diskutiert und mit anderen Beheizungsarten verglichen. Der Vergleich wurde auf der Basis Braunkohle als Energiegrundlage und unter Einbeziehung der Anlagen für die Energieerzeugung durchgerechnet. Es wird gezeigt, daß in bestimmten Fällen, die in der chemischen Industrie häufig sind, die Wärmepumpe anderen Beheizungsarten wirtschaftlich überlegen ist. Ihre Anwendung ist immer dann zweckmäßig, wenn die Aufgabe durch Förderung von Wärme über ein vergleichsweise kleines Temperaturgefälle gelöst werden kann. Das ist beispielsweise der Fall beim Verdampfen, insbesondere zum Zweck der Destillation und Rektifikation ferner bei der Beheizung von Apparaten, bei Temperaturen über der Satttdampf Temperatur des verfügbaren Heizdampfes.

Es wird daraufhingewiesen, daß in der bisherigen Literatur der Vergleich der Wärmepumpe mit der Gegendruckdampfheizung unter Bedingungen diskutiert wird, die in der chemischen Industrie praktisch nie verwirklicht sind.

POOR  
COPY

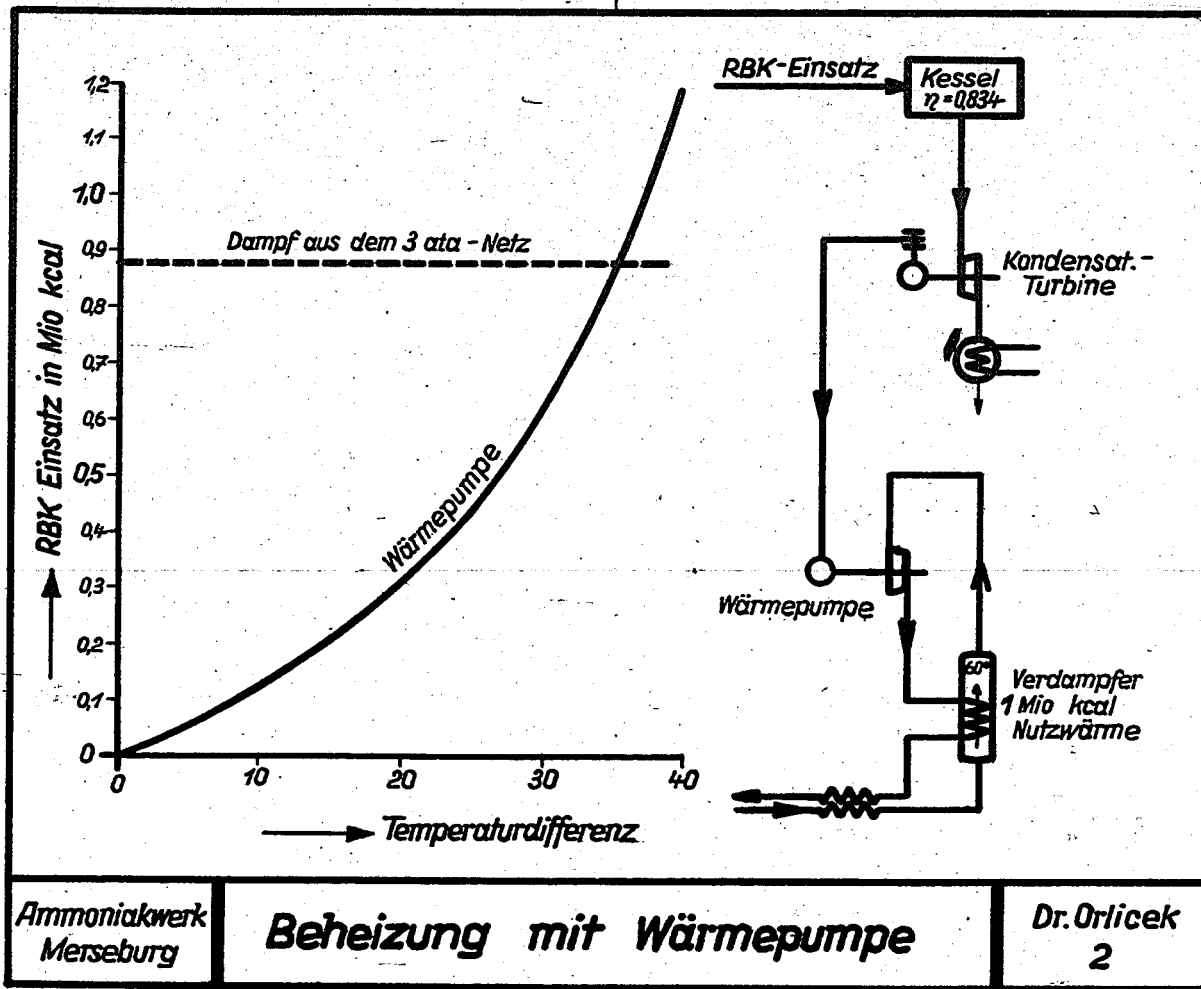
12



314131

POOR  
COPY

12



### Dampferzeugung

1t RBK=-----2,3 Mio WE  
1t Dampf 110ata, 490°C=-----0,417t RBK

#### Anlagekosten:

1t Dampf 110ata, 490°C-----80 000 RM

### Elektrische Energie

1t Dampf 110ata, 490°C liefert bei Kondensationsbetrieb 250 kWh  
3ata Gegendruckbetrieb 132 kWh  
16ata Gegendruckbetrieb 82 kWh

1t Dampf 3ata wird im Kondens. Betrieb bewertet mit 106 kWh

#### Anlagekosten:

100 kWh-----12 000 RM

### Gaserzeugung

1000 000 WE Gas entstehen aus-----1,94 Mio WE Grude  
gleichzeitig wird erzeugt-----0,4t Dampf 45ata, 390°C  
= 80 kWh Kondensationsstrom oder  
= 0,32t Dampf 110ata, 490°C

#### Anlagekosten:

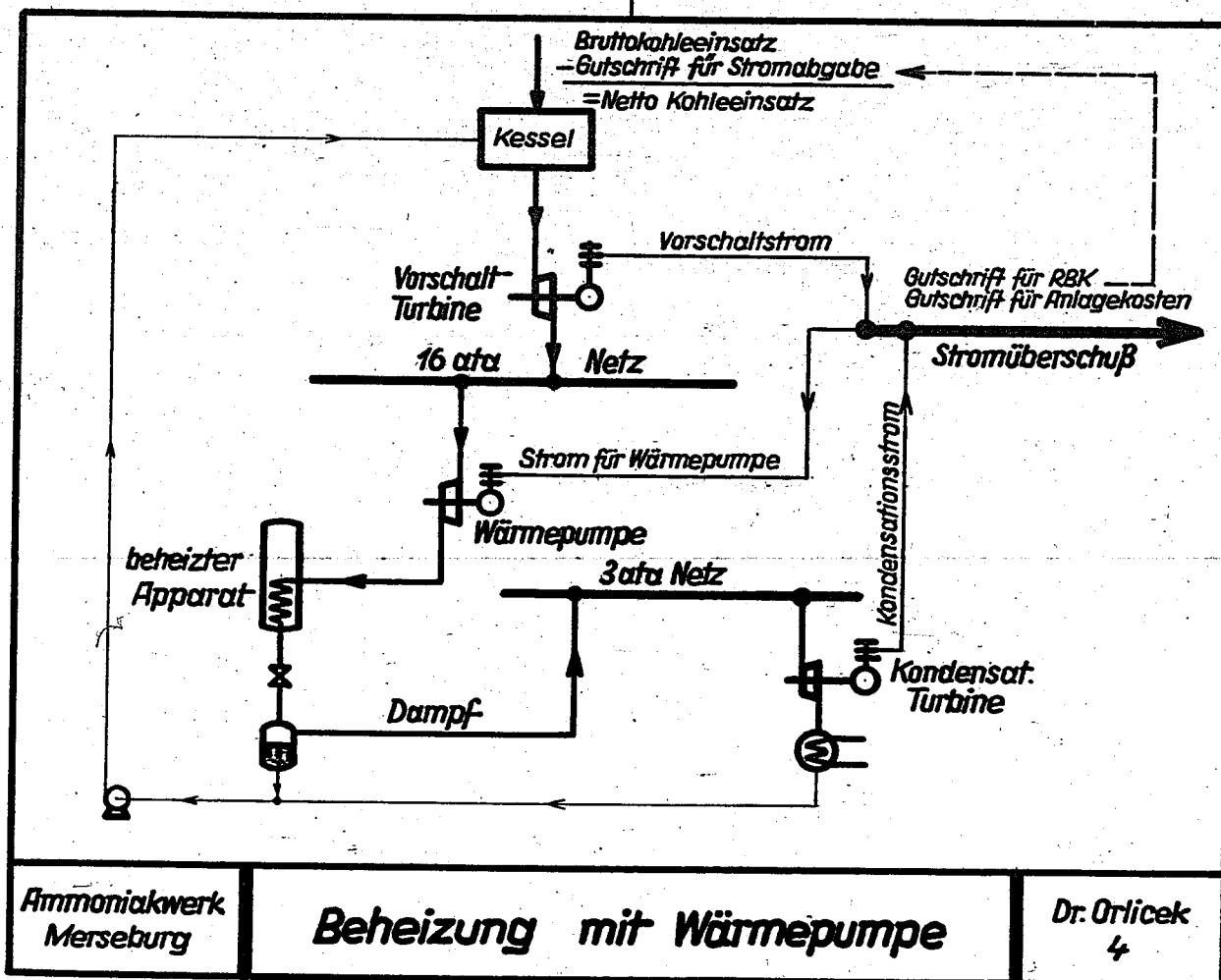
1000 000 WE-----65 000 RM

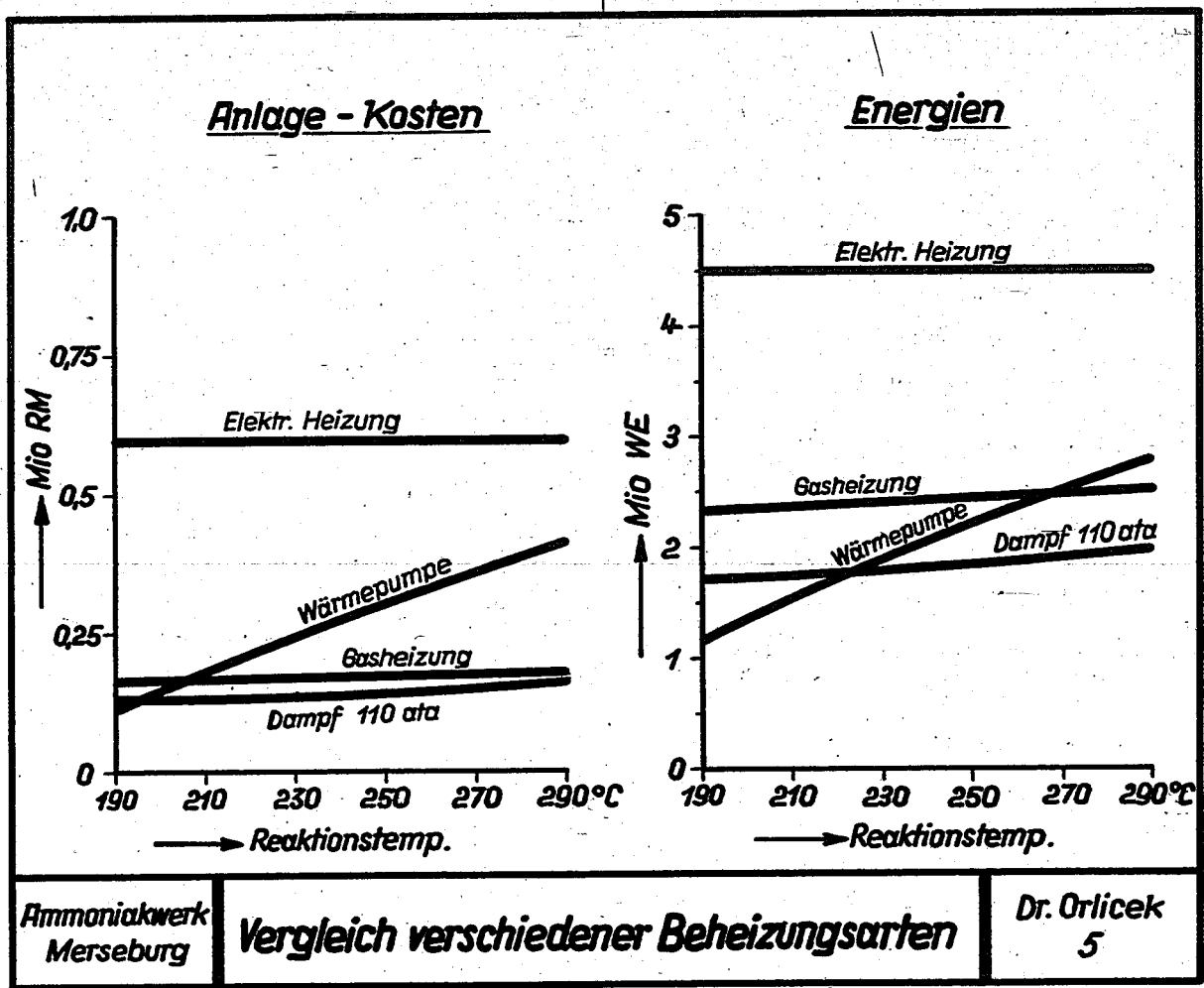
Ammoniakwerk  
Merseburg

Zahlentafel zur Berechnung

Dr. Orlicek  
3

31221







$$L_{min} = \int_{p_1}^P V dp + \int_{p_2}^P V dp$$

für  $pV=RT$

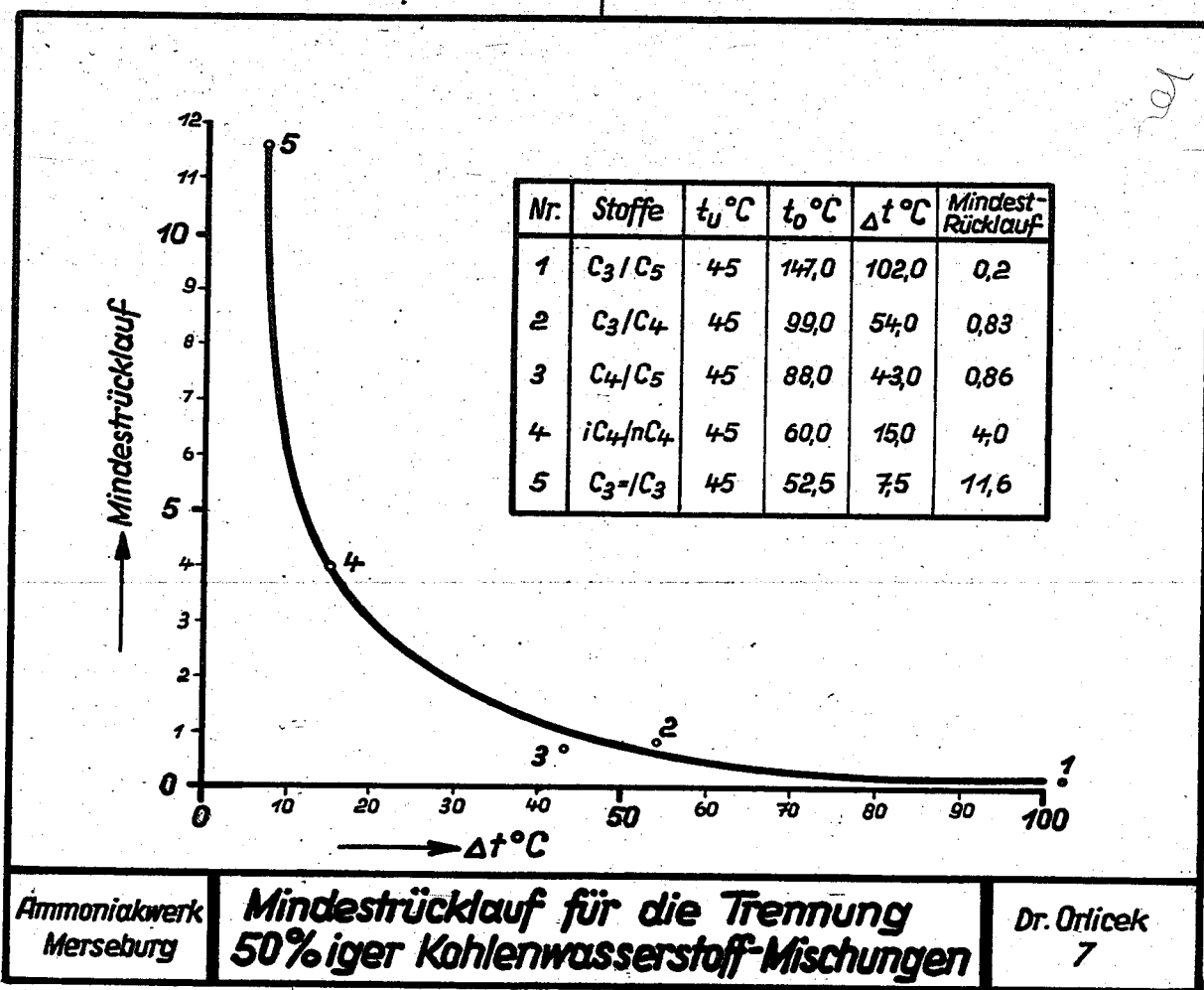
$$L_{min} = V \left[ p_1 \ln \frac{P}{p_1} + p_2 \ln \frac{P}{p_2} \right]$$

Ammoniakwerk  
Merseburg

Ideale Trennarbeit

Dr. Orlicek  
6

01224

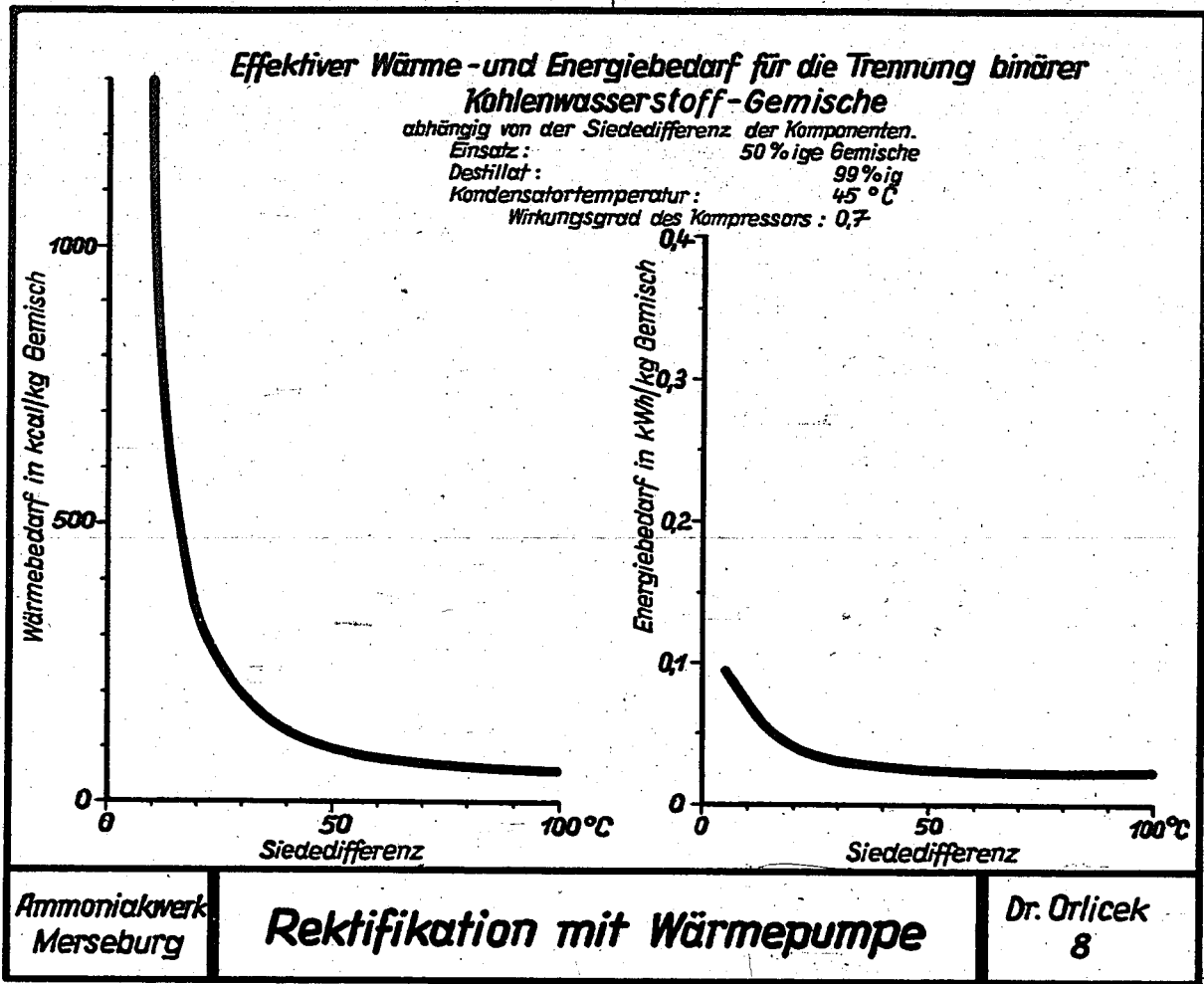


Ammoniakwerk  
Merseburg

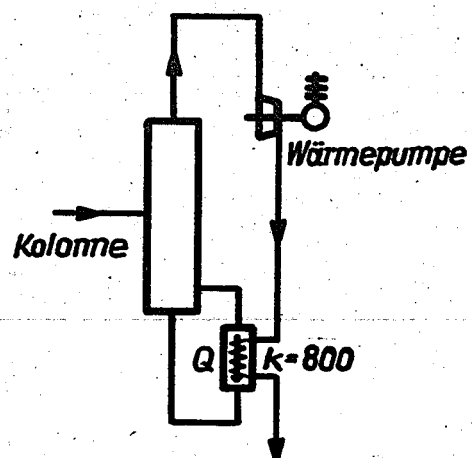
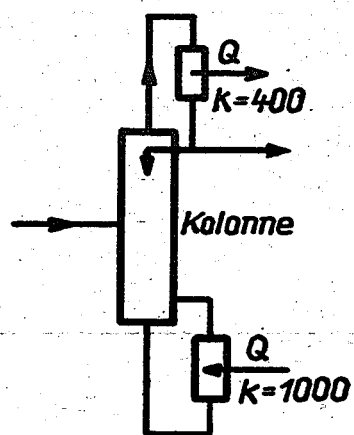
Mindestrücklauf für die Trennung  
50% iger Kohlenwasserstoff-Mischungen

Dr. Orlicek  
7

31425



91426

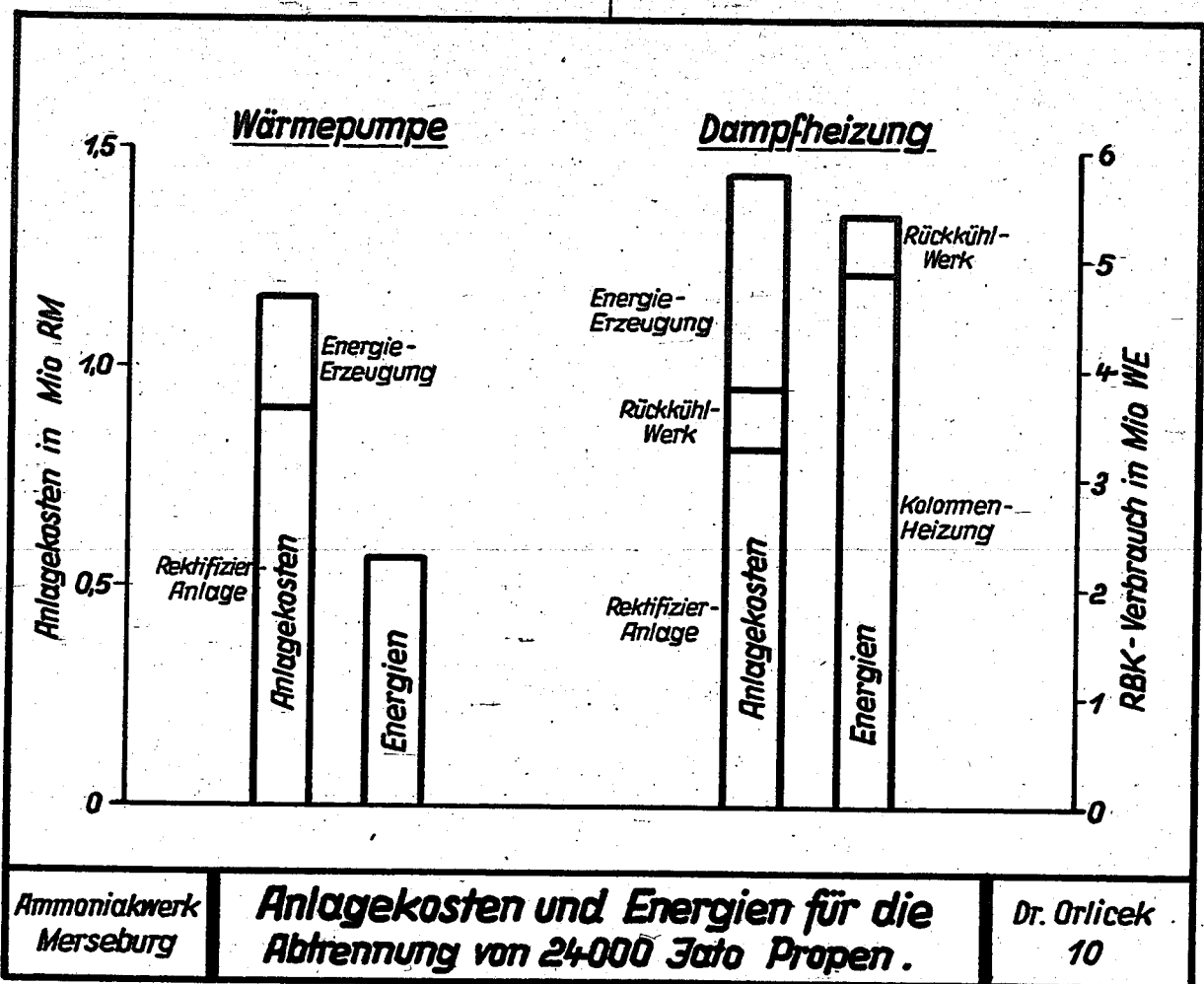


$Q =$  auszutauschende Wärmemenge in  $WE/h$   
 $K =$  Wärmedurchgangszahl in  $WE/h^{\circ}C$

Ammoniakwerk  
Merseburg

Rektifikation mit der Wärmepumpe

Dr. Orlicek  
9



Ammoniakwerk  
Merseburg

Anlagekosten und Energien für die  
Abtrennung von 24.000 Tonn Propen.

Dr. Orlicek  
10

31429

Für eilige Leser

In dem Bericht wird für verschiedene Betriebsbedingungen untersucht, ob im Süden des Werkes bei chemischen Apparaturen, denen Wärme bei Temperaturen von 190°C bis 290°C zugeführt werden muß und 16 ata Dampf nicht mehr verwendbar ist, günstiger mit Höchstdruckdampf, Heizgas, Kompression von 16 ata Dampf (Wärmepumpe), elektrische Heizung oder Ausnutzung der Überhitzungswärme von 16 ata Heißdampf geheizt wird. Der Vergleich der verschiedenen Beheizungsmöglichkeiten wird nicht unter Zugrundelegung der Werks-Energieverrechnungspreise durchgeführt, da dies keine im Sinne des Werksinteresses richtigen Werte ergibt, sondern unter Zurückführung auf Brennstoffverbrauch und Anlagekosten unter Berücksichtigung der jetzigen Energielage des Werkes. (Mangel an ND-Dampfablehmern, zusätzliche Stromversorgung nur durch Kondensationsstrom möglich.)

Höchstdruckdampf ist energetisch fast immer, in den Anlagekosten häufig das Günstigste. Die Wärmepumpe übertrifft in einem engen Bereich energetisch alle und anlagekostenmäßig fast alle anderen Beheizungsmöglichkeiten. Heizgas ist energetisch deutlich ungünstiger als Höchstdruckdampf aber in Anlagekosten unter Umständen bei weitem das Günstigste. Die Ausnutzung der Überhitzungswärme von 16 ata Dampf ist energetisch und in Anlagekosten immer viel ungünstiger als Gasheizung und nur in einem kleinen Bereich als Notmaßnahme brauchbar. Die elektrische Heizung ist sowohl energetisch als anlagekostenmäßig so ungünstig, daß man sie nur für ausgesprochene genau zu prüfende Sonderfälle verwenden sollte. Sie erfordert außerdem erhebliche Mengen Sparmetalle. Die Anlagekosten und Verluste in den Energiezuleitungen sind für das Gesamtbild ohne wesentlichen Einfluß.

Auch ein Kostenvergleich über Energieverrechnungspreise ergibt, daß die Höchstdruckdampfheizung wirtschaftlich ist.

Aus den Berechnungen ergibt sich, daß es unbedingt zweckmäßig ist im Süden des Werkes für Beheizungszwecke ein Höchstdruckdampfnetz zu legen.

Eine ausführliche Zusammenfassung mit erläuterndem Diagramm befindet sich am Schluß des Berichtes auf Seite 18.

*Weinke.*

430

31430

Leuna-Werke, den 24.1.1944 Bg.

In der Süderweiterung unseres Werkes sind in den letzten Jahren Fabrikationsanlagen gebaut worden bzw. werden zurzeit errichtet, bei denen chemische Apparate mit Temperaturen zwischen 190 und 290°C beheizt werden müssen. Hierfür ist der 16 ata Dampf nicht mehr brauchbar. Diese Anlagen erfordern daher:

- a) in der Anschaffung als auch in dem Betrieb teure Heizrichtungen bzw. wurden
- b) die Verfahren so geändert, daß man doch wieder bei einigen mit Hochdruckdampfheizung auskam, allerdings bedeutende betriebliche Schwierigkeiten und Verteuerungen in Kauf nehmen mußte.

Alle Schwierigkeiten wären behoben, wenn ein Höchstdruckdampfnetz - 110 ata - vorhanden wäre.

Zu a) Im Südteil des Werkes sind folgende Beheizungsverfahren für Temperaturen zwischen 190 und 290°C Betriebstemperatur bereits in Betrieb bzw. in Montage. Im Esteröl I werden Reaktionstemperaturen von 250°C mittels elektrischer Heizung eines Hilfsölkreislaufes erreicht; der Betrieb dieser Anlage befriedigt nicht. Im Esteröl II wird derselbe Prozeß mittels Heizung durch Höchstdruckdampf 100 atü durchgeführt; der Betrieb dieser Anlage befriedigt in jeder Beziehung. In der im Bau befindlichen Phenolrückstands-Aufarbeitungsanlage werden Temperaturen bis 290°C mittels gasbeheizten Bamag-Höchstdruck-Kleindampf-erzeugern erzeugt. Die Anlage ist noch nicht in Betrieb.

Zu b) In der AT-Destillation mußten Destilliersäulen nur aus dem Grund als Vakuumapparate gebaut werden, damit sie noch mit 16 ata Dampf beheizt werden konnten. Die Phenoltrennung hat Schwierigkeiten wegen zu niedriger Kondensationstemperatur des 16 ata Dampfes.

Besonders akut wurde die Frage, zu welchem Heizmittel man greifen soll, als beschleunigt eine vorhandene Apparatur als Destille für Brenzöltrennung umgebaut werden sollte. Notwendige Heiztemperatur 210°C. Da die Apparatur bereits unter hohem Vakuum arbeitet, ist eine Temperatursenkung durch Arbeiten unter noch weiter erniedrigtem Druck nicht möglich. Folgende Möglichkeiten der Beheizung würden bei diesem Projekt diskutiert:

- 1.) Höchstdruckdampfheizung: ideale Lösung, jedoch nicht schnell durchführbar, da kein Höchstdruckdampfnetz vorhanden.
- 2.) Direkte Gasbeheizung: apparativ nicht möglich.
- 3.) Gasheizung unter Zwischenschaltung von Diphenyldampf: wegen Raummangel nur schwer durchführbar.
- 4.) Dampfkompensation von 16 ata Dampf auf 25 atü: gute Lösung jedoch Kompressoren nicht kurzfristig zu beschaffen.
- 5.) Elektrische Heizung: Heiztransformatoren nicht kurzfristig zu beschaffen, außerdem nur mit Hilfsölkreislauf möglich.
- 6.) Ausnutzung der Überhitzungswärme von 16 ata Dampf und Entspannen desselben ins ND-Dampfnetz: einzige z.Zt. schnell durchführbare Lösung.

430

- 2 -

POOR  
COPY

13

POOR  
COPY

Obige Ausführungen zeigen, daß wenn im Süden genauso wie für HD- und ND-Dampf ein Höchstdruckdampfnetz vorhanden wäre, die Frage der Beheizungsart auf einfachste Weise hätte gelöst werden können.

Zurzeit scheidet die allgemeine Verwendung von Höchstdruckdampf für Heizzwecke daran, daß derselbe nur von Fall zu Fall für den infrage kommenden Betrieb in einer Leitung hingeführt wird, wenn dieser

- a) nahe genug an einem Höchstdruckkesselhaus liegt - wobei der Begriff nahe sehr dehnbar ist -
- b) einen genügend großen Verbrauch hat, um eine eigene Leitung zu bezahlen, wobei dieser Betrieb die Leitung aus naheliegenden Gründen nur für die von ihm benötigte Leistung dimensioniert.

Auch scheint preislich kein allzu großer Anreiz von Höchstdruckdampf gegenüber Gasheizung und mitunter auch elektrischer Heizung für kleine Abnehmer vorhanden zu sein.

Die obengenannten Beheizungsmöglichkeiten für die Brenzöldestille sollten auf Wunsch von Herrn O.I. Dr. Sackmann auf ihre Wirtschaftlichkeit vom Verfasser genauer nachgerechnet werden. Die Bearbeitung dieser Aufgabe ergab die Anregung, grundsätzlich zu untersuchen, wie vom Gesamtinteresse des Werkes aus gesehen und nicht von dem des einzelnen Abnehmers die wirklichen Wärmepreise für elektrischen Strom, Höchstdruckdampf und Heizgas sich z.Zt. und in nächster Zukunft stellen.

Da unser Werk ein gemischter Betrieb mit Gegendruckdampf- und Kondensationsstrom-Erzeugung ist, bei dem Strom- und Dampfpreise in einer Gleichung mit 2 Unbekannten stehen, muß man den Preis für die eine Energie anordnen und bestimmt damit erst den für die andere. Auch der Heizgas- (Kraftgas) Preis ist durch die Zumischung von Hyrdückgas und Abdampferzeugung - damit Kopplung an den Dampfpreis - ein manipulierter, der über den wirklichen Preis des Heizgases nicht viel aussagt. Es war daher nach dem Vorigen dem Verfasser klar, daß ein Vergleich der Wärmepreise über die Werksenergiepreise keinesfalls zum Ziele führt. Es ist unbedingt bis zum Ursprung der Energieerzeugung, also bis zum Brennstoffverbrauch und Anlagekosten für die einzelnen Energien durchzustoßen, um zu wirklich im Werksinteresse richtigen Vergleichswerten zu kommen.

Bei dem Vergleich ist die jetzige und für die nächsten Jahre wahrscheinliche Lage der Energieerzeugung ausschlaggebend und gibt, wie unten gezeigt, die Grundlage für die Rechnung.

Verglichen soll nun nachstehend werden: Der Brennstoffverbrauch für 1 Mio kcal Nutzwärme im chemischen Apparat und die Anlagekosten für die Erzeugung dieser Energie, ebenso zum Schluß die Anlagekosten für die Energieverteilung. Nebenkosten wie z.B. Aschebeseitigung, Speisewasseraufbereitung beim Dampf oder Waschkosten und Schwefelbeseitigung beim Kraftgas, Bedienung und Reparaturen sind nicht erfaßt, um einerseits die Rechnung nicht zu umfangreich werden zu lassen, andererseits, da der Verfasser der Ansicht ist, daß diese Kosten nicht entscheidend sind und sich bei den verschiedenen Energieerzeugungsverfahren mehr oder weniger gegenseitig herausheben werden, so daß ein etwaiger Unterschied per Saldo den Vergleich nicht richtunggebend fälscht.



Folgende Voraussetzungen, entsprechend dem derzeitigen Stand der Energieerzeugung im Werk, werden dem Vergleich zugrunde gelegt:

- Es ist keine freie Kesselkapazität für Höchstdruckdampf und Hochdruckdampf vorhanden. Anlagekosten für eine to Höchstdruckdampf RM 80 000,-.
- Es ist für 30 - 40 Mio kcal Kraftgas noch nicht ausgenutzte Winkler-Generator-Kapazität für Grudevergasung vorhanden. Trocknerkapazität für Rohbraunkohle ist nicht vorhanden. Ob genügend Grude für Kraftgaserzeugung zu beschaffen ist, bleibt ungeklärt.
- Es ist reichlich freie Kapazität für zusätzliche elektrische Stromerzeugung - jedoch ohne Dampferzeugung - vorhanden.
- Das Werk ist jeder Zeit in der Lage, jede angebotene Menge Vorschaltstrom oder sonst irgendwie anfallenden Strom aufzunehmen, da z.Zt. Strom von auswärts gekauft wird.
- Zusätzlicher benötigter Strom kann aus Mangel an weiteren ND-Dampfverbrauchern nur als Kondensationsstrom mittels Höchstdruckdampf erzeugt und somit auch nur so bewertet werden.
- Es ist kein Höchstdruck-Dampfnetz für Heizzwecke vorhanden.
- Es ist bis auf weiteres genügend Kapazität im HD- und ND-Dampfnetz vorhanden.
- Das Heizgasnetz ist, wenn nicht sehr große neue Verbraucher auftreten, ausreichend.
- Das Kabelnetz und Unterstation sind vorläufig ausreichend vorhanden, wenn nicht sehr große Neuverbraucher auftreten.

Es werden weiter folgende Werte der Rechnung zugrunde gelegt und bedeuten:

|           |                                    |
|-----------|------------------------------------|
| REK       | Rohbraunkohle                      |
| HSD-Dampf | 110 at Höchstdruckdampf            |
| HD-Dampf  | 16 ata Dampf                       |
| ND-Dampf  | 3 ata Dampf                        |
| 16 → 3    | Drucksenkung z.B. von 16 auf 3 ata |
| WE        | kcal                               |

#### D a m p f

|    |  |                             |
|----|--|-----------------------------|
| k) | 1 to HSD Dampf 490°C wird erzeugt mit 0,417 to REK | = 960 000 WE REK            |
| l) | 1 to HSD Dampf → 16 ata                            | = 82 kWh Gegen-drucklsg.    |
| m) | 1 to HSD Dampf → 3 ata                             | = 132 kWh Gegen-drucklsg.   |
| n) | 1 to HSD Dampf → Konds.Betrieb                     | = 250 kWh Kondensationsstg. |
| o) | 1 to 45 ata Dampf 390°C →                          | = 200 kWh Kondensationsstg. |
| p) | Wärmeinhalt von 1 to HSD Dampf 490°C               | = 800 000 WE                |
| q) | Heizwert der REK                                   | = 2 300 WE/kg               |

#### H e i z g a s

|    |  |                      |
|----|--|----------------------|
| r) | 1 000 000 WE im Heizgas werden erzeugt mit 0,33 to Grude | = 1 940 000 WE Grude |
|----|--|----------------------|

#### S t r o m

|    |  |             |
|----|--|-------------|
| s) | 1 000 000 WE im elektr. Strom = $\frac{100000}{860}$ | = 1 160 kWh |
|----|--|-------------|

Die richtige Bewertung von 3 ata Abdampf und Vorschaltstrom

(Die Klammerzahlen hinter aufgeführten Werten sind Hinweise auf welcher Seite und Position der Wert zu finden ist.)

Bei den folgenden Rechnungen stellt sich heraus, daß bei verschiedenen Beheizungs-möglichkeiten 3 ata Abdampf oder elektrischer Strom zwangsläufig anfällt. Laut vorher gemachter Feststellung über die Grundlagen der vorliegenden Berechnung kann man nun nicht, um zu einem klaren Bild zu kommen, diesen Abdampf bzw. diese Stromerzeugung mit dem Werks-Energieverrechnungspreis dem Lieferer geldlich gutbringen.

Wir untersuchen daher nachstehend, wie sich dieser Anfall von Abdampf bzw. Strom auf den Energiehaushalt des Werkes auswirkt und wie er in REK WE und Anlagekapital zu bewerten ist.

Beim 3 ata Dampf liegen folgende Verhältnisse vor: Aller 3 ata Dampf des Werkes stammt aus Gegendruckmaschinen, und zwar letzten Endes aus 110 ata HÖD-Dampf. Die letztere Behauptung läßt sich damit rechtfertigen, daß alle Neuinstallationen in HÖD-Dampf erfolgen und somit letzten Endes jede zusätzliche to ND-Dampf ihrem Ursprung im HÖD-Dampf hat. Schickt man nun aus einer anderen Quelle ND-Dampf ins Netz, so entfällt zwangsweise dieselbe Menge 3 ata Gegendruckdampf und kann man sie in vorhandenen Kondensationsmaschinen zur weiteren Stromerzeugung ausnutzen. Mit derselben HÖD-Dampfmenge wie zuvor, kann also mehr Strom erzeugt werden. Für dieses Mehr gibt man dem 3 ata Abdampferzeuger als Gutschrift die REK Wärmemenge und die Anlagekosten, die nötig wären, dieses Mehr an elektrischer Energie im HÖD-Dampfkondensationsbetrieb zu erzeugen. (Grund: Voraussetzung e Seite 3) Da im Werk noch reichlich unausgenutzte Stromerzeugungskapazität vorhanden ist, kann man als Investierungsgutschrift jedoch nur die für den HÖD-Dampfkessel einsetzen. (Voraussetzung c Seite 3) Ist der Erzeuger des 3 ata Abdampfes zugleich HÖD-Dampfbezieher, kann man bei ihm natürlich die Gutschriften für HÖD-Dampf von seinem HÖD-Dampfverbrauch absetzen.

Es ergeben sich so folgende Werte:

1 to HÖD-Dampf  $\longrightarrow$  Kondens. Betrieb = 250 kWh (4,a)  
 1 to HÖD-Dampf  $\longrightarrow$  3 ata Gegendruck Betr. = 132 kWh (4,c)  
 Mehrerzeugung an elektr. Energie: - Differenz = 118 kWh

Diese 118 kWh kann man jedoch nicht zum vollen Wert gutschreiben, da die Erzeugung von Kondensationsstrom zusätzlich gegenüber Vorschaltstrom Energieaufwand für die Förderung des Kühlwassers, Betrieb der Vakuumpumpen erfordert. Es werden daher nur 90 % der 118 kWh = 106 kWh gutschrieben. Für 1 to 3 ata Abdampf ergeben sich folgende Gutschriften:

I. 1 to 3 ata Dampf =  $\frac{1 \cdot 106}{250}$  = 0,425 to HÖD-Dampf = (3, n)  
 II. = 0,417  $\cdot$  0,425 = 0,177 to REK = (3, k)  
 III. = 0,177  $\cdot$  2 300 = 0,407 Mio WE REK = (3, q)  
 IV. = 0,425  $\cdot$  80 000 = 34 000,-- RM Investierung (3, a)

Fällt, veranlaßt durch den Heizenergieverbraucher zwangsläufig elektrischer Strom an, so ist dieser so mit Gutschriften zu versehen, als ob er mittels HÖD-Dampf im Kondensationsbetrieb erzeugt worden wäre. (3,d und 3,e)  
Für 100 kWh Strom ergeben sich somit die entsprechenden Gutschriften zu:

|       |   |                                   |
|-------|---|-----------------------------------|
| V.    | 100 kWh Strom = $\frac{1 \cdot 100}{250}$ | = 0,4 to HÖD-Dampf (3,n)          |
| VI.   | = 0,417 · 0,4                             | = 0,166 to REK (3,k)              |
| VII.  | = 166 · 2 300                             | = 0,381 Mio WE REK (3,q)          |
| VIII. | = 0,4 · 80 000                            | = 32 000,-- RM Investierung (3,a) |

#### A. Höchstdruckdampfheizung

Die Heizung mit HÖD-Dampf ist leicht regelbar, sauber und erfordert in den weitaus meisten Fällen keine Hilfskreisläufe mit Wärmeträgern. Der Wärmeübergangskoeffizient für den kondensierten Dampf ist sehr hoch, so daß von dieser Seite aus die Heizflächen sehr klein werden können und auch nicht verschmutzen. Nachteilig ist, daß infolge des hohen Druckes unter Umständen die Wände des Heizgefäßes sehr dick werden. Da es sich jedoch weiter unten zeigt, daß es aus anderen Gründen empfehlenswert ist, den HÖD-Dampf nur mit dem Druck anzuwenden, den man unbedingt zum Beheizen braucht, trifft dies nur für Heiztemperaturen in der Gegend von 290°C zu. Weiter ist nachteilig, daß die Zuleitung nicht unerhebliche Wärmeverluste haben und daß diese Verluste lastunabhängig sind. Ebenso nachteilig ist, daß im Kondensat ein verhältnismäßig viel größerer Teil der Gesamtwärme verbleibt als beim HD- und ND-Dampf. Es müssen daher besondere Maßnahmen für die Ausnutzung dieser Abwärme getroffen werden, wenn man nicht das heiße Kondensat im eigenen Betrieb zum Vorwärmen der Produkte verwenden kann. Eine Möglichkeit ist die, das Kondensat mit der Anfalltemperatur zum Kesselhaus zurückzugeben. Dieser Möglichkeit steht der Energiebetrieb skeptisch gegenüber, weil häufig das Kondensat verunreinigt aus den Betrieben zurückkommt. Im kleineren Maßstab in Leuna, im großen Maßstab in Buna wird folgendes Verfahren durchgeführt: Das Kondensat wird auf ND-Dampfdruck entspannt und der dabei entstehende ND-Dampf in das ND-Dampfnetz gegeben.

Nachstehend werden in bezug auf ihre Wärmewirtschaftlichkeit die 3 Möglichkeiten durchgerechnet.

- 1.) Kann man die ganze Überhitzungswärme, die Kondensationswärme und die fühlbare Wärme des Kondensates bis etwa 100°C im eigenen Betrieb ausnutzen, was nicht sehr häufig der Fall sein wird, da die fühlbare Wärme

im Kondensat im Verhältnis zur Kondensationswärme und Überhitzungswärme recht groß ist, ergeben sich folgende Werte:

|   |                 |
|---|-----------------|
| Wärmeinhalt von 1 to H <sub>2</sub> O-Dampf             | 800 000 WE/to   |
| Wärmeverluste von Kesselhaus bis zum Verbraucher (90°C) | - 60 000 WE/to  |
| Abwärme im Kondensat                                    | - 100 000 WE/to |
| Nutzwärme   | = 640 000 WE/to |

Die Abwärme im Kondensat erhält keine Gutschrift.

Für 1 000 000 WE Nutzwärme im chemischen Betrieb sind somit aufzuwenden:

$$\frac{1\ 000\ 000 \cdot 1,0}{640\ 000} = 1,56 \text{ to H}_2\text{O-Dampf} =$$

$$1,56 \cdot 960\ 000 \text{ (3,k)} = 1\ 500\ 000 \text{ WE REK}$$

$$\text{Anlagekosten } 1,56 \cdot 80\ 000 \text{ (3,a)} = 125\ 000,- \text{ RM}$$

$$\text{Heizungswirkungsgrad } 100 \cdot \frac{1\ 000\ 000}{1\ 500\ 000} = 66,6\ \% \text{ bez. auf REK Heizwert}$$

- 2.) Kann die fühlbare Wärme des Kondensates nicht im eigenen Betrieb ausgenutzt werden, besteht die Möglichkeit, das Kondensat mit Sattedampftemperatur in den Kesselbetrieb zurückzugeben. Diese Verhältnisse sind durchgerechnet auf beiliegendem Berechnungsblatt I und graphisch auf Diagrammblatt I. Nachstehend wird nur als Berechnungsbeispiel der ungünstigste Fall durchgerechnet, wenn das Kondensat bei der H<sub>2</sub>O-Dampftemperatur entsprechend 100 ata anfällt. (Die Klammerzahlen hinter den einzelnen Spalten beziehen sich auf die entsprechenden Spalten des Berechnungsblattes I.)

|  |                 |     |
|--|-----------------|-----|
| Wärmeinhalt von 1 to H <sub>2</sub> O-Dampf beim Verbraucher | = 740 000 WE/to | (4) |
| Abwärme im Kondensat   | - 333 000 WE/to | (5) |
| Nutzwärme  | = 407 000 WE/to | (6) |

Für 1 000 000 WE Nutzwärme im chemischen Betrieb werden somit benötigt:

$$\frac{1\ 000\ 000}{407\ 000} = 2,46 \text{ to H}_2\text{O-Dampf (7) =}$$

$$2,46 \cdot 960\ 000 \text{ (Seite 3,k)} = 2\ 360\ 000 \text{ WE REK (8)}$$

Das heiße Kondensat wird ins Kesselhaus zurückgegeben; es verliert auf dem Wege dahin 100 000 WE/to; die Gutschrift beträgt somit:

$$2,46 \cdot (330\ 000 - 100\ 000) = 560\ 000 \text{ WE (9)}$$

$$\text{Gutschrift an Braunkohlen-Heizwert: } \frac{960\ 000 \cdot 560\ 000}{800\ 000} = 670\ 000 \text{ WE REK (10)}$$

Da das Speisewasser sowieso im H<sub>2</sub>O-Dampfbetrieb hoch vorgewärmt wird, ergibt diese heiße Rücklieferung nur eine Gutschrift für REK WE und nicht für Kesselanlagekosten.

Für 1 000 000 WE Nutzwärme im chemischen Betrieb sind somit aufzuwenden:

|                   |   |         |   |                       |
|-------------------|---|---------|---|-----------------------|
| 2 360 000         | - | 670 000 | = | 1 690 000 WE REK (11) |
| Anlagekosten 2,45 | . | 80 000  | = | 196 000,-- RM (12)    |

Heizungswirkungsgrad  $\frac{100 \cdot 1\,000\,000}{1\,690\,000} = 59,2\%$  bez. auf REK Heizwert (13)

Aus beiliegendem Diagrammblatt I und Berechnungsblatt I ersieht man, daß mit sinkendem Heißdampfdruck die in der REK für 1 Mio WE Nutzwärme aufzuwendende Heizenergie - etwa 1,62 Mio WE - sich nicht nennenswert ändert und somit der Heizungswirkungsgrad im Mittel etwa konstant 62 % beträgt, daß aber die anzuwendende HSD-Dampfmenge und der damit für die Kesselbeschaffung aufzuwendende Betrag nicht unerheblich sinkt, und zwar von 0,2 Mio RM auf 0,15 Mio RM. Es ist daher immer anzustreben, den Dampfdruck möglichst weit zu reduzieren, wenn der volle Druck von 100 ata nicht unbedingt erforderlich ist.

- 3.) Gibt man den Bedenken des Energiebetriebes wegen der direkten Rückspeisung des Kondensates in das Kesselhaus statt, kann man, wie oben bereits skizziert, dasselbe auf 16 oder 3 ata entspannen und den dabei freiwerdenden Abdampf ins entsprechende Dampfnetz geben. Untersucht werden nur die Verhältnisse bei Entspannung ins 3 ata Netz, da die Entspannung ins 16 ata Netz sicher keine Vorteile zu bieten vermag. Wie auch zuvor, wird die im ND-Kondensat verbleibende Wärme nicht gutgeschrieben. Im Diagrammblatt II ist aufgetragen, welche ND-Dampfmenge in to bei den entsprechenden HSD-Dampfdrücken je to Kondensat (HSD-Dampf) durch Entspannung frei wird. Die entsprechenden Berechnungswerte sind aus Berechnungsblatt I und Diagrammblatt I zu ersehen. Durchgerechnet als Beispiel wird nur wieder der Wert für Beheizung mit 100 ata Druck. (Die Klammerzahlen bedeuten wie vor die Nummern der entsprechenden Spalten des Berechnungsblattes.) Aus der vorherigen Berechnung hatte sich ergeben, daß für 1 Mio WE Nutzwärme nötig ist.

2,46 to HSD-Dampf = 2 360 000 WE REK (7 u. 8)

Laut Diagrammblatt I werden bei Entspannung dieser HSD-Dampfmenge als Kondensat frei:

2,46 . 0,387 = 0,945 to ND-Dampf (14)

Hierfür ergibt sich laut Seite 4 jedoch nur eine Gutschrift von:

0,945 . 0,425 = 0,4 to HSD-Dampf (15)

Für 1 000 000 WE Nutzwärme im chemischen Betrieb sind somit aufzuwenden:

|                   |   |                |   |                        |
|-------------------|---|----------------|---|------------------------|
| 2,46              | - | 0,4            | = | 2,06 to HSD-Dampf (16) |
| 2,06              | . | 960 000 (3, k) | = | 1 980 000 WE REK (17)  |
| Anlagekosten 2,06 | . | 80.000 (3, a)  | = | 165 000,-- RM          |

Heizungswirkungsgrad  $\frac{100 \cdot 1\,000\,000}{1\,980\,000} = 50,5\%$  bez. auf REK Heizwert

Aus dem anliegenden Diagrammblatt I und Berechnungsblatt I ist zu ersehen, daß bei diesem Verfahren der Kondensatabhitze-Ausnützung durch Kondensat-Entspannen der Verbrauch an RBK WE größer ist als bei direkter Kondensat-rückgabe, daß aber die Kesselanlagekosten, mit denen der Verbraucher belastet werden muß, geringer sind und daß mit sinkender Heiztemperatur sowohl die an-rechenbaren Kesselanlagekosten als auch der RBK Verbrauch sinken, und zwar die Anlagekosten von 0,16 Mio RM auf 0,137 Mio RM, der RBK Verbrauch von 1,96 Mio WE auf 1,7 Mio WE, der Heizungswirkungsgrad steigt von 51 % auf 58,5 %.

B. Heizung mittels Wärmepumpe (Dampfkompres-  
sion von 16 ata Dampf)

Liegen die benötigten Heiztemperaturen nicht weit über der, die mit 16 ata Dampf zu erreichen ist, liegt der Gedanke nicht fern das Wärmepumpenprinzip anzuwenden und die geringe notwendige Erhöhung der Kondensationstemperatur des HD-Dampfes durch Kompression desselben zu erreichen. Dieser Gedanke ist umso reizvoller als das spezifische Dampfvolumen bei 16 ata relativ klein - 0,145 m<sup>3</sup>/kg - ist und die relative Kompression  $\frac{p}{p_0}$  auch keine großen Beträge annimmt. Vorteilhaft ist weiterhin für dieses Verfahren, daß laut Voraussetzung Seite 3, g das Dampfnetz als vorhanden angenommen werden kann. Nächste-hend wird eine Berechnung dieser Verhältnisse durchgeführt, und zwar nur bis 40 ata, da sich zeigt, daß über diesem Bereich die Verhältnisse zu ungünstig werden. Als Kompressor ist ein Turbokompressor angenommen, um den Dampf ölfrei zu erhal-ten, dann weil er billiger als ein Kolbenkompressor ist und der schlechtere thermodynamische Wirkungsgrad gegenüber einem Kolbenkompressor keine Rolle spielt; die Wirkungsgradverschlechterung gegenüber Kolbenkompressoren findet sich als ausnutzbare Überhitzungswärme im komprimierten Dampf wieder. Diese Tatsache ist bei der Berechnung, da schwer ohne vorliegende Kompressor-Kon-struktion zu ermitteln, nicht berücksichtigt, daher sind die Verhältnisse der Dampfkompres-sion in Wirklichkeit energetisch noch etwas günstiger als gerechnet. Dies wird, wie später dargestellt, ausgeglichen durch andere Mehr-aufwendung, die bei der Berechnung ebenfalls nicht berücksichtigt worden sind. Die Verhältnisse sind zu ersehen aus Berechnungsblatt II und Diagrammblatt III. Auf diesem Diagrammblatt sind die energetischen Daten für eine 16 kompri-mierten Dampfes aufgezeichnet und die Vergleichswerte an RBK-Verbrauch, Anlage-kosten und Heizungswirkungsgrad für 1 Mio WE Nutzwärme im chemischen Apparat.

Die Verhältnisse liegen nicht so übersichtlich wie bei den vorher dargestell-ten Beheizungsfällen und müssen daher etwas mehr erläutert werden. Die Zahlen hinter den entsprechenden Werten geben die Nummer der Spalte des Berechnungs-blattes II an, in der die entsprechenden Werte zu finden sind.

POOR  
COPY

13

POOR  
COPY

Da laut Voraussetzung Seite 3,a für Hochdruckdampf keine freie Kesselkapazität vorhanden ist, muß für den für die Beheizung des Apparates zu komprimierenden HD-Dampf neue Kesselkapazität geschaffen werden. Diese wird man, wie es im Zuge der Entwicklung des Werkes liegt, selbstverständlich als HD-Dampfkessel erstellen und die benötigte Menge 16 ata Dampf als 110 ata Dampf erzeugen. Je to Verbrauchten HD-Dampfes erzeugt somit (Seite 3,1) zusätzlich 82 kWh Vorschaltstrom für den laut Annahme Stromerzeugungsanlagen vorhanden sind. Der Dampfkompessor wird nun diesen Strom zum Teil bzw. was die Rechnung erweisen wird, unter Umständen ganz verbrauchen oder sogar noch einen Mehrverbrauch über den Vorschaltstrom aus Eigenerzeugung haben. Ein Überschuß an Vorschaltstrom über den Eigenverbrauch ergibt entsprechend Seite 4 eine RBK- und Anlagekostengutschrift, ein Mehrverbrauch selbstverständlich nach demselben Berechnungsschlüssel eine Lastschrift für RBK und Anlagekosten. Das heiße Kondensat wird wieder auf das ND-Dampfnetz entspannt, wodurch sich eine weitere Gutschrift für ND-Dampf entsprechend Seite 4 ergibt.

Es wird nun anhand des Berechnungsblattes II beispielsweise für Kompression von 16 auf 17 ata der Berechnungsgang verfolgt. Aus der Formel für die Kompressionsleistung ergibt sich in Spalte 3 der Wert für die effektive in der Antriebsmaschine für 1 to 16 ata Dampf aufzuwendende Kompressionsarbeit. Hierbei ist angenommen, daß der Dampf mit 290°C die Gegendruckmaschine verläßt und mit 250°C in den Kompressor des Verbrauchers eintritt. In Spalte 4 ist dann die Kompressionsendtemperatur zu ersehen, in Spalte 5 ersieht man den Wärmeinhalt des komprimierten Dampfes, Spalte 6 die Kondensatwärme und Spalte 7 das durch Kondensation bis auf Sattdampf Temperatur ausnutzbare Wärmegefälle je kg Dampf. Hierbei sind je to Dampf 23 000 kcal Wärmeverluste auf dem Wege vom Kompressor zum beheizten Apparat abgezogen.

Für 1 000 000 WE Nutzwärme werden somit benötigt:

$$\frac{1\ 000\ 000}{470 \cdot 1\ 000} = 2,13 \text{ to HD-Dampf (8)}$$

Der Stromverbrauch des Kompressors beträgt:

$$2,13 \cdot 7,0 = 15 \text{ kWh (3, 8 u. 9)}$$

Der Vorschaltstrom errechnet sich zu:

$$2,13 \cdot 82 = 174 \text{ kWh (10 u. Seite 4,b)}$$

Der Überschußstrom, den der Kompressor nicht verbraucht, Spalte 11, ergibt sich aus der Differenz der Spalten 9 und 10 zu 159 kWh.

Die äquivalente HD-Dampfgutschrift ergibt sich zu:

$$\frac{159}{100} \cdot 0,4 = 0,635 \text{ to HD-Dampf (12 u. Seite 5,V)}$$

Für eine vergleichsfähige Rechnung muß man nun ebenfalls annehmen, daß ein wirtschaftlich arbeitender Betrieb auch in diesem Fall das Kondensat auf ND-Dampf arbeiten läßt und auf 3 ata entspannt. Die hierbei entstehende ND-Dampfmenge ergibt sich unter Berücksichtigung von Diagrammblatt I zu:

$$2,13 \cdot 0,14 = 0,298 \text{ to ND-Dampf (13)}$$

Die hierfür anrechenbare HÖD-Dampfgutschrift beträgt:

$$0,298 \cdot 0,425 = 0,126 \text{ to HÖD-Dampf (14 u. Seite 4,I)}$$

In Spalte 15 ist die nun wirklich dem HD-Dampfverbraucher anrechenbare HÖD-Dampfmenge für 1 Mio WE Nutzwärme aufgetragen, die sich wie folgt ergibt:

|   |                                     |
|---|-------------------------------------|
| 16 ata Dampf zum Kompressor               | = 2,13 to erzeugt als HÖD-Dampf (8) |
| Gutschrift f. Vorschaltstrom 110 → 16 ata | = -0,635 to HÖD-Dampf (12)          |
| Gutschrift f. ND-Dampf                    | = -0,126 to HÖD-Dampf (14)          |
|   | <u>1,369 to HÖD-Dampf (15)</u>      |

Hieraus errechnet sich, wie üblich, der RBK-Verbrauch (16) und die Kesselanlagekosten (17) sowie der Heizungswirkungsgrad (20). In Spalte 18 sind die Anlagekosten für den Turbokompressor mit einer Reservemaschine geschätzt. Diese Schätzung ist nicht verbindlich, da für derartige Kompressoren hier nur 2 Vergleichswerte vorliegen. Spalte 19 ergibt dann die gesamten anrechenbaren Anlagekosten.

Die Betrachtung des Berechnungsblattes II und Diagrammblatt III zeigt nun folgendes: Bei niedriger Kompression bis etwa 23 atm. liegt die Dampfkompensation günstiger im RBK Verbrauch als die direkte HÖD-Dampfheizung. Die anrechenbaren Anlagekosten - 0,14 bis 0,17 Mio RM - sind etwa der bei direkter HÖD-Dampfheizung mit Kondensatrückführung gleich. Bei höheren Dampfdrücken werden sowohl der RBK Verbrauch als auch die Anlagekosten höher als bei direkter HÖD-Dampfheizung. Man ersieht (Spalte 11), daß bei Kompression auf 31 ata der Dampfkompessor gerade den im gut zu bringenden Vorschaltstromverbrauch und bei höheren Drücken sogar noch zusätzliche Stromerzeugung benötigt. Daß infolge schlechten thermodynamischen Wirkungsgrades des Kompressors die Verhältnisse thermisch etwas günstiger liegen als berechnet, wurde schon vorher bemerkt. Wahrscheinlich wird dies dadurch mehr als ausgeglichen, daß die Kompressionsbeheizung gegenüber der reinen HÖD-Dampfheizung zusätzliche Bedienungs-, Reparatur- und Betriebsmittelkosten für den Betrieb zweier Maschinenaggregate, nämlich des Stromerzeugers und des Turbokompressors bedarf, die in dem Kostenvergleich nicht erscheinen.

C. Gasheizung

Die Gasheizung ist bedienungstechnisch auch sehr angenehm; sie ist leicht regelbar und sauber, erfordert jedoch meistens wegen der Brenner und evtl. benötigter Gebläse für Luft und Gas bzw. Wälzgasheizung etwas höhere Anlagekosten in der chemischen Apparatur als die vorher behandelten Dampfheizungen, die allerdings in dem Vergleich nicht erscheinen; sie hat den Vorteil, daß in der Energiezuleitung so gut wie keine Verluste entstehen. Die Aufwendung für Brennstoff und Anlagekosten werden nachstehend berechnet:

POOR COPY

13

POOR COPY



1 000 000 WE im Gas erfordern 1 940 000 WE Grude im Generator (Seite 3, r). Die fühlbare Wärme des Generatorgases wird in Abhitzeesseln zur Erzeugung von 45 ata Dampf 390°C ausgenutzt, und zwar erzeugen 1 000 000 WE Gas 0,4 t. Jeder neu auftretende Gasverbraucher erzeugt somit gleichzeitig 45 atm. Dampf; für den er die entsprechende Gutschrift erhalten muß. Diese 0,4 t Dampf erzeugen:  $0,4 \cdot 200 = 80$  kWh (Seite 3, o). Setzt man nun den Preis der Grude WE gleich dem von RBK WE, was sich allerdings preislich eigentlich unzulässig günstig für die Gasheizung auswirkt, kann man nach Seite 5 dem Heizgas je 1 Mio WE Gaswärme gutschreiben:

$$\frac{80}{100} \cdot 381\ 000 = 305\ 000 \text{ WE RBK (Seite 5, VII)}$$

und an Anlagegutschrift (Seite 5)

$$\frac{80}{100} \cdot 32\ 000 = 25\ 600,-- \text{ RM (Seite 5, VIII)}$$

Für 1 000 000 WE Gas werden also inklusive Gutschriften benötigt:

$$1\ 940\ 000 - 305\ 000 = 1\ 635\ 000 \text{ WE Grude}$$

$$\text{Anlagegutschrift} = - 25\ 600,-- \text{ RM}$$

Rechnet man weiterhin, daß Gasheizungen in dem fraglichen niedrigen Temperaturgebiet einen Heizungswirkungsgrad ohne Wärmeverluste des beheizten chemischen Apparates, die bisher immer außer Betracht gelassen wurden, in Mittel von etwa 70 % haben, ergibt sich:

Für 1 000 000 WE Nutzwärme im chemischen Apparat werden benötigt:

$$\frac{1\ 635\ 000 \cdot 100}{70} = 2\ 340\ 000 \text{ WE Grude}$$

$$\text{Anlagekostengutschrift: } \frac{25\ 600 \cdot 2\ 340\ 000}{1\ 635\ 000} = - 36\ 500,-- \text{ RM}$$

Kann der fragliche chemische Apparat direkt beheizt werden, ist nach obigen die Verwendung von Heizgas obwohl sie mehr Wärme im Brennstoff verbraucht als die Dampfheizung jetzt im Kriege doch deshalb interessant, weil dafür bei der großen freien Kapazität der Winkler-Generatoren keine Anlagekosten aufzubringen sind und eigentlich der Heizgasverbraucher, wenn man ganz konsequent vorgehen wollte, noch eine Anlagekostengutschrift dafür bekommen müßte, daß Abhitzestrom erzeugt wird, für den keine HÖD-Kessel mehr neu aufgestellt zu werden brauchen. Allerdings bleibt nach wie vor die Frage der Grudebeschaffung offen.

Vielfach kann der chemische Apparat nicht direkt beheizt werden; man muß irgend einen Hilfswärmekreislauf, wie Diphenyldampf usw. anwenden oder Kleindampf-HÖD-Dampferzeuger etwa der Konstruktion der Bamag oder Borsig aufstellen. Hierfür liegen nicht viel vergleichbare Preise für Anlagen verschiedener Größe vor. Die nachstehenden Kosten sind daher vorsichtig zu bewerten. Es ergeben sich aus diesen ungefähr folgende Anlagekostenbelastung

POOR  
COPY

13

PO  
CO

für den Heizgasverbraucher:

- 1.) Diphenyl-Dampfheizung 230 000,-- RM für 1 000 000 WE Nutzwärme
- 2.) HÖD-Kleindampferzeuger der Bamag für 137 000,-- RM für 1 000 000 WE Nutzwärme

Die Kosten unter 1.) entsprechen einer im Werk gebauten Diphenyldampfanlage für maximal 120 000 WE Nutzleistung/h bei 370°C, die unter 2.) einem Bamag-Dampferzeuger für 200 000 WE Nutzleistung/h bei 290°C.

Legt man diese Werte der Investierung zugrunde, so ergeben sich für 1 Mio WE Nutzwärme im chemischen Apparat folgende Werte:

Grubeverbrauch = 2 340 000 WE  
 Anlagekosten = 100 000 - 200/000 RM

In Summa liegt also bei der Gasheizung der Wärmeverbrauch 20 - 40 % höher als bei HÖD-Dampfheizung oder Hochdruck- mit Wärmepumpen. Die Anlagekosten in Mittel etwa 30 000 - 40 000 RM höher oder niedriger bzw. fallen unter Umständen überhaupt keine im Sinne des Vergleichs belastbaren Unkosten an.

D. Elektrische Heizung

Der Vorteil der elektrischen Heizung ist, daß sie außerordentlich sauber ist und insbesondere unter Verwendung von Regeltransformatoren leicht und wirtschaftlich regelbar ist. Dagegen macht die Umformung der elektrischen Energie in Wärmeenergie bei Beheizung chemischer Apparate nicht selten zusätzliche Apparate notwendig, wie Vorrichtungen z.B. vom Aufheizen und Umpumpen eines Wärmeträgers, wie Öl usw.

1 Mio WE erfordern 1 160 kWh. (Seite 4, i) Rechnet man wegen der Verluste in den Zuleitungen und Heiztransformatoren mit einer Äquivalenzahl von 800 kcal für 1 kWh, ergibt sich ein Verbrauch von:

$$\frac{1\ 000\ 000}{800} = 1\ 250\ \text{kWh für 1 Mio WE Nutzwärme}$$

Diese erfordern zur Herstellung an HÖD-Dampf:

$$\frac{1\ 250}{250} = 5\ \text{to HÖD-Dampf bzw. an RBK im Kesselhaus (Seite 3, n)}$$

$$5 \cdot 960\ 000 = 4\ 800\ 000\ \text{WE RBK (Seite 3, k)}$$

POOR  
COPY

13

POOR  
COPY

Die Anlagekosten ergeben sich:

|                       |   |                                      |
|-----------------------|---|--------------------------------------|
| HöD-Kessel 5 · 80 000 | = | 400 000,-- RM (Seite 3, a)           |
| Heiztrafo             | = | 50 000,-- RM                         |
| gesamte Anlagekosten  | = | 450 000,-- RM für 1 Mio WE Nutzwärme |

Der Heizungswirkungsgrad bezogen auf REK beträgt:

$$\frac{100 \cdot 1\,000\,000}{4\,550\,000} = 22\%$$

Kommt, wie oben dargestellt, keine direkte elektrische Heizung infrage und muß mit einem Hilfskreislauf gearbeitet werden, kommen zu den Anlagekosten noch die für den Hilfskreislauf. Auch hierfür sind die Kostenunterlagen nur mangelhaft vorhanden. Im Esteröl I betragen die Anlagekosten für einen Heißölkreislauf für 70 000 WE/h ohne Heiztrafo etwa 9000,-- RM. Es liegen also die Anlagekosten für 1 Mio WE Nutzwärme bei etwa:

$$\frac{9\,000}{70\,000} \cdot 1\,000\,000 = 130\,000,-- RM$$

Die Gesamtanlagekosten können sich somit bewegen in der Größenordnung von 450 000 - 580 000,-- RM für 1 Mio WE Nutzwärme.

Aus obigem ist zu ersehen, daß von allen bisherigen Beheizungsarten sowohl energiemäßig als auch anlagekostenmäßig die elektrische Heizung die bei weitem teuerste ist. Die Kosten liegen zwei- bis dreimal so hoch wie bei Dampf- und Gasbeheizung. Man sollte sie daher bis auf unvermeidbare Spezialfälle grundsätzlich, besonders für größere Energiemengen, nicht anwenden.

#### E. Heizung mittels HD-Dampf-Überhitzungswärme

Eine weitere und die letzte zu behandelnde Möglichkeit der Beheizung chemischer Apparate mittels Dampf ist die, Überhitzungswärme von HD-Dampf auszunutzen. Den abgekühlten Dampf gibt man in das HD-Dampfnetz, da man ihn wegen der Druckverluste der Apparatur nicht ohne maschinelle Druckerhöhung ins HD-Netz zurückspeisen kann. Wollte man dies jedoch durchführen, müßte man den Dampf komprimieren; in diesem Fall könnte man aber gleich das Verfahren der Wärmepumpe anwenden, das sich, wie oben gezeigt, in den niedrigeren Temperaturbereichen sehr günstig anwenden läßt.

Das jetzt zu behandelnde Verfahren hat den Vorteil, daß man es an jeder Stelle des Werkes ausführen kann, an der der HD-Dampf nennenswert überhitzt ist.

Für die Rechnung wird angenommen, daß der HD-Dampf zwischen 300 und 400°C heiß ist. Bei der Dampfkompensation war angenommen worden, daß der HD-Dampf mit etwa 290°C die HD-Dampfvorschaltturbine verläßt und mit 250°C-ohne Zwischenüberhitzung beim Verbraucher zur Verfügung steht. Wird nun für die Rechnung angenommen, daß der HD-Dampf heißer zur Verfügung steht, muß man billigerweise, um zu einem gerechten Vergleich zu kommen, den Bezieher mindestens mit den REK WE für die Zwischenüberhitzung belasten. Es wird daher in der Rechnung der HD-Dampfverbraucher mit dem Wärmeinhalt über 250°C, entsprechend dem Kesselwirkungsgrad - etwa 80% - belastet.

Da laut Annahme Seite 3, a keine freie HD-Dampf Kesselkapazität vorhanden ist, muß für den Verbraucher neue Dampfkesselkapazität, und zwar Voraussetzung gemäß für HD-Dampf, erstellt werden. Der Verbraucher muß also mit diesen Anlagekosten belastet werden. Als Gutschriften erhält er die üblichen für a) für den Vorschaltstrom, entsprechend der Entspannung des Dampfes von 110 auf 16 ata = 82 kWh je to und b) die für den 3 ata Dampf = 0,425 to HD-Dampf für 1 to 3 ata Abdampf. Unter diesen Annahmen und nachstehender Einschränkung ergibt sich folgendes Bild: Um die Rechnung nicht zu umfangreich zu gestalten und da sich zeigt, daß mit steigender Heiztemperatur die Verhältnisse immer noch ungünstiger werden, wird nur ein Fall durchgerechnet, und zwar der für die fragliche Brenzöldestillation, bei der 210°C zur Heizung benötigt werden. Vergleiche für die nachfolgende Rechnung das Berechnungsblatt III und Diagrammblatt IV. Die Klammernummern hinter jeweiligen Angaben beziehen sich wieder auf die entsprechende Spalte des Berechnungsblattes. Nachstehend wird der Berechnungsgang für 400°C Heißdampf Temperatur verfolgt. Der HD-Heißdampf 16 ata, 400°C, hat einen Wärmeinhalt von 776 WE/kg; 79 kcal/kg. Wärmezuwachs gegenüber dem Vergleichszustand von 250°C müssen als Zwischenüberhitzungswärme aufgebracht werden (3 und 4). Dies sind:

$$\frac{79\ 000}{0,8} = 99\ 000\ \text{WE/to HD-Dampf} \quad (5)$$

Der Gesamtwärmeaufwand auf RBK umgerechnet für 1 to erzeugten HD-Dampf beträgt somit (6):

$$960\ 000 + 99\ 000 = 1\ 059\ 000 \quad (\text{Seite 6 und 3, k})$$

Der HD-Dampf erzeugt in der üblichen Weise durch Entspannung auf 16 ata je to Dampf 82 kWh Vorschaltstrom (Seite 3, l). Die Gutschrift hierfür beträgt nach Seite 5, v und VII:

$$\frac{82}{100} \cdot 381\ 000 = 313\ 000\ \text{WE RBK} \quad (7)$$

$$\frac{82}{100} \cdot 0,4 = 0,326\ \text{to HD-Dampf} \quad (8)$$

Außerdem fällt je benötigte to 16 ata Dampf 1 to ND-Dampf an. Für diesen gibt es eine Gutschrift nach Seite 4, I und III von:

$$0,452\ \text{to HD-Dampf} \quad (10) \quad \text{bzw.} = 407\ 000\ \text{WE RBK} \quad (9)$$

POOR  
COPY

13

POOR  
COPY

31444

- 15 -

Der Verbraucher des HD-Dampfes hat nun folgende Belastungen zu tragen:

|                                  |  |
|----------------------------------|--|
| RBK Verbrauch für Dampfgewinnung | = 1,059 Mio WE RBK (6)                   |
| Gutschrift für Vorschaltstrom    | = 0,326 Mio WE RBK (7)                   |
| Gutschrift für ND-Dampfabgabe    | = 0,407 Mio WE (9)                       |
| Belastung des Verbrauchers       | Differenz = 0,339 Mio WE/t Heißdampf(11) |

In Spalte 12 ist der Wärmeinhalt für 1 kg auf 210°C abgekühlten HD-Dampfes zu ersehen; er beträgt 674 WE/kg. Die Differenz aus Spalte 2 und 12 ergibt dann den ausnutzbaren Wärmeinhalt für 1 kg Heißdampf:

102 WE/kg.

Für 1 Mio WE Nutzwärme im chemischen Apparat wird somit benötigt:

$$\frac{1\ 000\ 000}{102 \cdot 1000} = 9,8 \text{ t HD-Heißdampf (14)}$$

In Summa sind somit aufzuwenden für 1 Mio WE Nutzwärme nach Spalte 11 und 14:

$$9,8 \cdot 0,339 = 3,32 \text{ Mio WE RBK}$$

Die zu Lasten des Verbrauchers gehende HD-Dampferzeugung je to verbrauchten Heißdampfes beträgt:

|                                      |                                    |
|--------------------------------------|------------------------------------|
| Erzeugung von HD-Dampf               | = + 1,0 to                         |
| Gutschrift f. Vorschaltstrom         | = - 0,326 to (8)                   |
| Gutschrift für ND-Abdampf            | = - 0,425 to (10)                  |
| dem Verbraucher belastbare Erzeugung | = 0,249 to HD-Dampf/t HD Dampf(16) |

In Summa ist somit der Verbraucher für 1 Mio WE Nutzwärme zu belasten nach Spalte 14 und 16 mit:

$$0,249 \cdot 9,8 = 2,44 \text{ HD-Dampf}$$

Für den Dampfkessel muß der Verbraucher als Anlagekosten somit bezahlen (18):

$$2,44 \cdot 80\ 000 = 0,195 \text{ Mio RM (18)}$$

Der Heizungswirkungsgrad beträgt:

$$\frac{1\ 000\ 000 \cdot 100}{3\ 230\ 000} = 30,1\ \% (19)$$

Aus dem Berechnungsblatt ersieht man, daß bei Heißdampftemperaturen von 350 - 400°C der RBK Verbrauch unter dem der elektrischen Heizung aber über dem der Gasheizung liegt. Ebenso liegen die Anlagekosten. Bei Heißdampftemperaturen von 325° und niedriger liegen die Aufwendungen für RBK bereits über der für elektrische Heizung, die Anlagekosten unter denen der elektrischen Heizung aber weit über der für Gasheizung.

POOR  
COPY

13

PO  
CO

Anschließend wird der Fall behandelt, daß HSD-Dampf aus bereits vorhandenen HSD-Dampfkesseln nicht zur Stromerzeugung sondern zum Beheizen von chemischen Apparaten benutzt wird. Es ist zu untersuchen, ob auch bei dieser Annahme die Beheizung mit HSD-Dampf wirtschaftlich vertretbar ist.

Voraussetzungsgemäß ist mit dem HSD-Dampf im Kondensationsbetrieb Strom erzeugt worden. Dieser fällt nun aus und muß als Fremdstrom von auswärts gekauft werden. Es muß daher bei diesem Vergleich im Gegensatz zu der bisherigen Betrachtungsweise mit Energiepreisen gerechnet werden. Es wird angenommen, daß Fremdstrom im Mittel 0,02 RM/kWh, Werkstrom 0,014 RM/kWh (Mittel aus Hoch- und Niederspannung) und Heizgas 1 Mio WE 7,0 RM kostet. HSD-Dampf kostet laut Aktennotiz "Energieabteilung Qu. - 6167- vom 21.12.1943" 3,85 RM/to. Der Amortisationsbetrag für elektrische Maschinen für 1 kWh beträgt laut dieser Aktennotiz 0,13 Rpfg./kWh. Wie im Bericht wird angenommen, daß der Wirkungsgrad der Gasbrenner im Mittel 70 % beträgt. Es ergeben sich daraus folgende Vergleichswerte:

Für jede to für Heizzwecke verbrauchten HSD-Dampf müssen von auswärts bezogen werden und muß der Verbraucher den Amortisationsbetrag für die nun nicht ausgenutzten Stromerzeuger bezahlen:

|   |              |                       |
|---|--------------|-----------------------|
| 250 kWh Fremdstrom (Seite 3,n)            | = 250 · 0,02 | = 5,0 RM              |
| $\frac{250 \cdot 0,13}{100}$ Amortisation |              | = 0,325 RM            |
| Summa                                     |              | 5,325 RM/to HSD-Dampf |

Aus dem Bericht ergibt sich das im Mittel für 1 Mio WE Nutzwärme etwa 1,8 to anrechenbarer HSD-Dampf verbraucht werden. Somit hat das Werk für 1 Mio Nutzwärme im chemischen Betrieb nach auswärts zu bezahlen:

1,8 · 5,325 = 9,59 RM

Über den Werksverrechnungspreis für HSD-Dampf hätte der Betrieb zu zahlen:

1,8 · 3,85 = 6,97 RM

für Gasheizung:

$\frac{1\ 000\ 000 \cdot 100 \cdot 7,0}{70 \cdot 1\ 000\ 000}$  = 10,0 RM

für elektrische Beheizung mittels Werkstrom:

$\frac{1\ 000\ 000 \cdot 0,014}{800}$  = 17,5 RM

Man sieht, daß auch bei dieser Betrachtungsweise die Beheizung mit HSD-Dampf wirtschaftlich vertretbar ist. Im Vergleich mit der Gasheizung besteht dieselbe günstige Lage, da für Energieerzeugung in diesem Fall keine Anlagekosten aufzuwenden sind; auch erfolgt die Beheizung des chemischen Apparates mit billigerer Braunkohle, die je Mio WE 1,3 RM gegen Grude 2,10 RM je Mio WE kostet.

Anlagekosten und Energieverluste in den Zuleitungen

Abschließend wird untersucht, in welcher Größenordnung die Anlagekosten für die Energiezuleitungen liegen und wie groß die Energieverluste auf dem Wege vom Erzeuger bis zum Verbraucher sind. Es wurden folgende Annahmen für einen Vergleich zugrunde gelegt, wobei zu beachten ist, daß im allgemeinen wohl die vergleichbare Weglänge für Strom und HSD-Dampf gleich sein wird, während im Süden des Werkes im allgemeinen die Gaszuleitung wesentlich länger sein wird, da das Heizgas ja nur im Norden des Werkes hergestellt

POOR COPY

13

POOR COPY

wird. Für den Vergleich wird jedoch angenommen, daß das Hauptnetz bis zur Grenze des alten Werkes ausreicht und somit auch für das Gasnetz dieselbe Länge der Zuleitung wie für Strom und Gas angenommen werden kann.

Als Weglänge wird eine Entfernung von 1,5 km zugrunde gelegt und ein Gesamt-wärmeverbrauch der angeschlossenen Verbraucher von 10 Mio WE/h. Hierfür ergeben sich dann folgende Werte:

A. HÖD-Dampf

10 Mio WE HÖD-Dampf beim Verbraucher entsprechen etwa 20 - 25 t HÖD-Dampf. Hierfür wird eine Rohrleitung 100 mm  $\varnothing$  benötigt. Die Anlagekosten hierfür betragen ohne Rohrbrücken etwa 300 000,-- RM und erfordern etwa 150 t legierten Stahl; die Wärmeverluste betragen etwa 400 000 WE/h.

Für 1 Mio WE Nutzwärme werden somit benötigt bzw. gehen verloren:

- a) Anlagekosten = 30 000,-- RM
- b) Werkstoffverbrauch = 15 t legierter Stahl (größtenteils Manganstahl)
- c) Energieverluste = 40 000 WE

B. Strom

Für 10 Mio WE Nutzwärme sind erforderlich inklusive Leitungs- und Transformatorverluste 12 500 kWh. Zur Fortleitung werden benötigt 4 Aluminiumkabel je 240 mm<sup>2</sup>; die Anlagekosten hierfür betragen für 1 1/2 km etwa 120 000,-- RM, die Verluste über diese Entfernung etwa 350 kWh bzw. in Wärme umgerechnet 300 000 WE. Es ergeben sich somit als spezifische Zahlen für 1 Mio WE Nutzwärme:

- a) Anlagekosten = 12 000,-- RM
- b) Werkstoffverbrauch = 1,3 t Aluminium, 0,8 t Eisen, 1,55 t Blei
- c) Energieverluste = 30 000 WE

C. Gas

10 Mio WE Nutzwärme entsprechen etwa 7 000 Nm<sup>3</sup> Heizgas. Hierfür ist eine Rohrleitung von etwa 600 mm  $\varnothing$  erforderlich; diese kostet 150 000,-- RM und erfordert etwa 270 t Eisen ohne Rohrbrücken. Energieverluste als solche sind, wenn die Rohrleitung sauber, dicht verlegt ist, kaum vorhanden. Man kann also nur den Energieaufwand zur Förderung des Gases über diese Strecke einsetzen, wofür etwa 2 - 3 kWh erforderlich sind. Dieser Aufwand ist so gering, daß man also beim Gas mit einem Energieverlust in den Rohrleitungen nicht zu rechnen braucht. Es sind erforderlich bei Gas für 1 Mio WE Nutzwärme:

- a) Anlagekosten = 15 000,-- RM
- b) Werkstoffverbrauch = 27 t Eisen (nicht legiert)
- c) Energieverlust = nicht vorhanden

POOR  
COPY

13

POOR  
COPY

Gesamtüberblick

Vergleiche Diagramm Nr. V

Im Diagramm Nr. V sind die im Bericht berechneten Werte zusammengetragen. Die roten Säulen stellen den effektiven RBK-Verbrauch in Millionen WE für 1 Mio Nutzwärme im chemischen Apparat dar. Diese Werte umfassen sämtliche Verluste in den Energiezu- und -ableitungen, etwaige Abgasverluste, unvermeidbare Kondensatverluste sowie Gutschriften in Rohbraunkohle Wärmeinheiten für den Verbraucher gut zubringenden Vorschaltstrom, Abdampf, ausnutzbare Wärme im Kondensat über etwa 130°C Kondensattemperatur.

Die grünen Balken stellen die dem Verbraucher billigerweise kontierbaren Anlagekosten für die Energieerzeugung für 1 Mio WE Nutzwärme im chemischen Apparat dar unter Aufrechnung aller durch den neuen Verbraucher veranlaßte Neuinvestierungen bzw. Gutschriften für Investitionen, wenn durch den Neuverbraucher durch Abdampf Vorschaltstrom u.ä. Energien ins Werk abgegeben werden, die sonst von außerhalb gekauft oder unter Neuinstallation erzeugt werden müßten.

Die gelben Balken sind die anrechenbaren Investierungskosten für 1 500 m Energieleitung für 1 Mio Nutzwärme im chemischen Apparat.

Die nur farbig schraffierten Balken sind im Bericht nicht gerechnet sondern nur zur Vervollständigung des Bildes angegeben.

Ist die obere Begrenzung eines Balkens keine Horizontale sondern eine Schräge, so ist links der niedrigste und rechts der höchste in der Rechnung auftretende Wert. Der Abszisse kommt keine feststehende Bedeutung zu; sie wird von Fall zu Fall erläutert.

I - III gibt ein Bild bei direkter Beheizung mit Höchstdruckdampf. Der Verbraucher wird belastet mit den Anlagekosten und Rohbraunkohlenwärmeinheiten für die Höchstdruckdampferzeugung.

I ergibt die günstigsten Werte bei Höchstdruckdampfbeheizung, weil die gesamte Dampfwärme bis zur Kondensattemperatur von 100°C als ausnutzbar der Rechnung zugrunde gelegt ist. Das Kondensat von 100°C geht ohne Wärmebewertung ins Kesselhaus zurück.

II. Hier wird das heiße Kondensat mit der jeweiligen Dampfkondensationstemperatur abzüglich 100°C Leitungsverlust ins Kesselhaus zurückgegeben; dafür erhält der Verbraucher eine entsprechende Gutschrift in Rohbraunkohlewärmeinheiten. Gegen I ist der Dampfverbrauch im chemischen Apparat größer und auch die Anlagekosten steigen, da die Kondensatwärme nicht so gut ausgenützt wird. Die Werte steigen nach rechts mit dem Heizdampfdruck.

III. Hier wird das heiße Kondensat von Heizdampfentemperatur unter Abgabe von Niederdruckdampf in das Niederdruckdampfnetz entspannt. Der Verbraucher erhält hierfür eine entsprechende Rohbraunkohlewärmeinheiten- und Anlagekostengutschrift. Das Kondensat geht mit Niederdruckdampfentemperatur ins Kesselhaus ohne Bewertung zurück. Die Werte steigen nach rechts mit steigender Heiztemperatur.



I - III. Die Anlagekosten für das Höchstdruckdampfnetz sind im Verhältnis zu den Anlagekosten für die Dampferzeugung gering.

IV. Die Beheizung erfolgt mittels 16 ata Dampf von 250°C, der durch einen Turbokompressor auf den für die Beheizung nötigen Druck komprimiert wird. Das heiße Kondensat gibt wie vor Abdampf ins Niederdrucknetz. Der Verbraucher wird belastet mit Anlagekosten und Rohbraunkohlewärmeeinheiten für Höchstdruckdampferzeugung und erhält in Rohbraunkohlewärmeeinheiten und Anlagekosten Gutschriften für Vorschaltstrom und den ND-Dampf aus dem Kondensat. Das Kondensat selbst wird ohne Wärmebewertung ins Kesselhaus zurückgegeben. Die Werte steigen nach rechts sehr stark mit steigendem Kompressionsenddruck an. Der stark angelegte Teil der Balken reicht mit 16 ata - links - bis 40 ata - rechts - Enddruck. Der rechte schraffierte Teil der Balken ist, da die Werte zu unwirtschaftlich werden, im Bericht nicht behandelt, er reicht von 40 ata - links - bis 110 ata - rechts - Kompressionsenddruck. Man sieht, daß dieses Verfahren im niedrigen Bereich bis etwa 220°C Heiztemperatur ein erster Konkurrent der direkten Höchstdruckdampfheizung ist. Außerdem entfallen die Kosten für die Neuverlegung eines Höchstdruckdampfnetzes.

V stellt die Beheizung mit Kraftgas dar. Der Verbraucher erhält in Rohbraunkohlewärmeeinheiten und Anlagekosten Gutschriften für den aus dem Abhitzedampf des Generators erzeugten Strom. Hier stellt der rote breite Balken den Grudeverbrauch in Millionen WE für 1 Mio WE Nutzwärme im chemischen Apparat dar. Der Verbrauch steigt nach rechts leicht mit der benötigten Heiztemperatur an. Für die Anlagekosten ergeben sich hier ganz besonders günstige Verhältnisse, da genügend Generatorkapazität vorhanden ist. Kann der chemische Apparat direkt mit dem Gas beheizt werden, fallen überhaupt keine Anlagekosten für Energieerzeugung an. Der Heizgasverbraucher muß eine Anlagekostengutschrift für den Strom aus Abhitzedampf bekommen, was der linke Teil des Anlagekostenbalkens - negative Anlagekosten - andeutet. Muß die im Heizgas steckende Wärmeenergie unter Zwischenschaltung eines Wärmeträgers, wie Diphenyldampf, heißem Öl usw. in besonderen Apparaturen umgeformt werden, fallen Anlagekosten für Energieerzeugung an - rechter Teil des grünen Balkens. Die Kosten für das Gasnetz sind, wie der gelbe Balken zeigt, vergleichsweise sehr niedrig.

#### VI. Elektrische Heizung.

Man sieht, daß sowohl der RBK-Verbrauch als auch die Anlagekosten bezogen auf 1 Mio Nutzwärme, außerordentlich hoch liegen. Dies erklärt sich daraus, daß zusätzlicher Strom im Werk aus Mangel an Niederdruckdampfablehmern nur als Kondensationsstrom erzeugt werden kann. Die Anlagekosten steigen nach rechts an, wenn der chemische Apparat nicht direkt elektrisch beheizt werden kann, sondern in besonderen Apparaten irgend ein Wärmeträger die elektrische Energie in Wärmeenergie umformen muß. Außerdem ist zu bedenken, daß die elektrischen Generatoren und Transformatoren erhebliche Mengen Aluminium - in unserem Fall etwa 0,8 t je 1 Mio WE Nutzwärme - und vielfach auch die Heizkörper erhebliche Mengen Sparmetalle benötigen. Die Kosten für die Energieverteilungsleitungen sind bemerkenswert niedrig; die Leitungen erfordern jedoch erhebliche Mengen Sparmetalle - etwa 1,3 t Aluminium und 1,55 t Elci für 1 Mio WE Nutzwärme.

POOR  
COPY

13

POOR  
COPY

VII. Ausnutzung der Überhitzungswärme von 16 ata Heißdampf durch Entspannen desselben ins ND-Dampfnetz. Der Verbraucher wird belastet mit Anlagekosten und Rohbraunkohlewärmeeinheiten für Höchstdruckdampferzeugung und höhere Überhitzung des HD-Dampfes, er erhält Gutschriften in Rohbraunkohlewärmeeinheiten und Anlagekosten für Vorschaltstrom und ND-Abdampf. Der stark angelegte Teil der Balken ist der einzig im Bericht gerechnete Fall für Beheizung bei 210°C und Heißdampftemperaturen von 300 - 400°C. Die Balken steigen nach rechts außerordentlich stark an mit steigender Heiztemperatur und fallender Überhitzungstemperatur des Heißdampfes. Anlagekosten für Energiezu- und -ableitungen fallen nicht an, da die HD- und ND-Dampfnetze als vorhanden angenommen sind.

*Heißd.*

- Verteiler: Herr Dir. Dr. Sauer  
 " Dir. Dr. Strombeck/Obering. Wolfrom  
 " Obering. Göppinger  
 " Obering. Keinke  
 " Obering. Oschatz  
 " Obering. Roesch  
 " Obering. Dr. Sackmann  
 " Obering. Sabel  
 " Obering. Wälder/Dr. Quack  
 " Dr. Orlicek  
Akten

POOR  
COPY

13

POOR  
COPY

|    |  |
|----|--|
| 19 |  |
| 18 |  |
| 17 |  |
| 16 |  |
| 15 |  |
| 14 |  |
| 13 |  |
| 12 |  |
| 11 |  |
| 10 |  |
| 9  |  |
| 8  |  |
| 7  |  |
| 6  |  |
| 5  |  |
| 4  |  |
| 3  |  |
| 2  |  |
| 1  |  |

Berechnungsblatt I  
Höchstdruckdampfheizung direkt

31450

| 19  | Heizungswirkungsgrad bezogen auf RBK WE Heizwert   | %       |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|-----|--|---------|---------|-----|-----|------|------|-------|------|------|-------|------|-------|-------|-------|------|-------|------|
|     |  | to      | to      |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 18  | Kesselanlagekosten für 1 000 000 WE Nutzwärme  | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 17  | Effektiver RBK WE Verbrauch für 1 000 000 WE Nutzwärme   | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 16  | Effektiv für 1 000 000 WE Nutzwärme notwendige HSD Dampf-Erzeugung   | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 15  | Der ND Dampf-Erzeugung äquivalente HSD Dampf Gutschrift für 1 000 000 WE Nutzwärme                                       | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 14  | Aus Kondensatentspannung gewinnbarer ND Dampf für 1 000 000 WE Nutzwärme   | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 13  | Heizungswirkungsgrad bezogen auf RBK WE Heizwert   | %       |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | to      | to      |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 12  | Kesselanlage Kosten für 1 000 000 WE Nutzwärme   | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 11  | Effektiver RBK WE Verbrauch für 1 000 000 WE Nutzwärme in chem. Apparat  | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 10  | RBK WE Gutschrift für rückgelieferte Kondensatwärme je 1 000 000 WE Nutzwärme  | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 9   | Ins Kesselhaus mit dem Kondensat zurückgelieferte Wärme (100 000 WE Rohrleitungsverlust je to) je 1 000 000 WE Nutzwärme | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 8   | RBK WE zur Erzeugung des HSD Dampfes für 1 000 000 WE Nutzwärme  | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 7   | Einsatz in to HSD Dampf für 1 000 000 WE Nutzwärme   | Mio WE  |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | Mio WE  | Mio WE  |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 6   | Zum Beheizen ausnutzbares Wärmegefälle von 1 kg Dampf  | WE / Kg |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | WE / Kg | WE / Kg |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 5   | Wärmeinhalt von 1 kg Kondensat   | WE / Kg |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | WE / Kg | WE / Kg |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 4   | Nutzbarer Wärmeinhalt von 1 kg Heizdampf abz. Rohrleitungsverlust (60 WE/kg)   | WE / Kg |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | WE / Kg | WE / Kg |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 3   | Heizdampfdruck   | ata     |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | ata     | ata     |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 2   | Heizdampf Temperatur   | °C      |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | °C      | °C      |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 1   | Reaktionstemperatur im chem. Apparat   | °C      |         |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
|     |  | °C      | °C      |     |     |      |      |       |      |      |       |      |       |       |       |      |       |      |
| 290 | 310  | 100     | 740     | 333 | 407 | 2,46 | 2,36 | 0,56  | 0,67 | 1,68 | 0,196 | 59,5 | 0,945 | 0,4   | 2,06  | 1,98 | 0,165 | 51   |
| 270 | 290  | 77      | 740     | 309 | 431 | 2,31 | 2,22 | 0,48  | 0,57 | 1,65 | 0,185 | 60,5 | 0,785 | 0,374 | 1,976 | 1,89 | 0,151 | 53   |
| 250 | 270  | 56      | 740     | 284 | 456 | 2,19 | 2,10 | 0,405 | 0,48 | 1,62 | 0,175 | 61,5 | 0,63  | 0,268 | 1,922 | 1,85 | 0,148 | 54,1 |
| 230 | 250  | 40      | 740     | 258 | 488 | 2,05 | 1,97 | 0,324 | 0,38 | 1,59 | 0,164 | 62,8 | 0,492 | 0,21  | 1,84  | 1,78 | 0,143 | 56,2 |
| 210 | 230  | 28,5    | 740     | 236 | 504 | 1,98 | 1,90 | 0,27  | 0,32 | 1,58 | 0,159 | 63,3 | 0,396 | 0,168 | 1,812 | 1,74 | 0,139 | 57,5 |
| 190 | 210  | 19,5    | 740     | 214 | 526 | 1,91 | 1,86 | 0,218 | 0,26 | 1,60 | 0,153 | 62,5 | 0,3   | 0,127 | 1,783 | 1,71 | 0,137 | 58,5 |

Kondensat-Rücklieferung ins Kesselhaus

Kondensat-Entspannung ins ND-Dampfnetz

POOR COPY

13

PO CO



Berechnungsblatt III  
Heizung mittels Dampfüberhitzungswärme

31452

| No | Beschreibung  | WE     |        | Mio WE |        | to |    | % |
|----|---|--------|--------|--------|--------|----|----|---|
|    |   | kg     | kg     | to     | to     | to | to |   |
| 1  | Temperatur des HD Heißdampfes   |        |        |        |        |    |    |   |
| 2  | Wärmeinhalt von 1 kg HD Heißdampf   | WE     | kg     |        |        |    |    |   |
| 3  | Wärmeinhalt von 1 kg HD Heißdampf von 250°C   | WE     | kg     |        |        |    |    |   |
| 4  | Wärmezuwachs von 1 kg HD Heißdampf durch Zwischenüberhitzung  | WE     | kg     |        |        |    |    |   |
| 5  | Belastung von 1 to HD Heißdampf durch die Zwischenüberhitzung in RBK WE                               | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 6  | RBK WE zur Herstellung von 1 to 16 ata Heißdampf als Höchstdruckdampf                                 | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 7  | Gutschrift für Vorschaltstrom 110 → 16 ata (82 kWh/to) für 1 to HD Heißdampf in RBK WE                | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 8  | Gutschrift für Vorschaltstrom wie vor für 1 to HD Heißdampf als HSD Dampf                             | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 9  | Gutschrift für 1 to HD Dampf je 1 to HD Heißdampf in RBK WE   | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 10 | Gutschrift für 1 to HD Dampf wie vor als Höchstdruckdampf   | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 11 | Effektiver dem Verbraucher belastbarer RBK WE Verbrauch für 1 to abgekühlten HD Heißdampf             | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 12 | Wärmeinhalt von 1 kg HD Dampf 210°C   | WE     | kg     |        |        |    |    |   |
| 13 | Durch Abkühlung auf 210°C gewinnbare Wärme je 1 kg HD Heißdampf                                       | WE     | kg     |        |        |    |    |   |
| 14 | Für 1 000 000 WE Nutzwärme abzukühlende Menge HD Heißdampf in to                                      | to     | Mio WE | to     | Mio WE |    |    |   |
| 15 | Belastung des Verbrauchers in RBK WE je 1 000 000 WE Nutzwärme  | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 16 | Zu Lasten des Verbrauchers gehende Höchstdruck-Dampferzeugung (1 to) je 1 to abgekühlten HD Heißdampf | to     | Mio WE | to     | Mio WE |    |    |   |
| 17 | Zu Lasten des Verbrauchers gehende HSD Dampferzeugung für 1 000 000 WE Nutzwärme                      | to     | Mio WE | to     | Mio WE |    |    |   |
| 18 | Zu Lasten des Verbrauchers gehende HSD Dampf kessel Anlagekosten je 1 000 000 WE Nutzwärme            | Mio WE | to     | Mio WE | to     |    |    |   |
| 19 | Heizungswirkungsgrad bezogen auf RBK WE   |        |        |        |        |    |    |   |

Endtemperatur nach Kompression = 250 °C

η = 55 % Wirkungsgrad  
p<sub>0</sub> = 160 000 kg/m<sup>2</sup>  
p = Enddruck kg/m<sup>2</sup>

Q = 1000 kg Dampf  
v = 1,3  
v<sub>0</sub> = 0,145 m<sup>3</sup>/kg

Anlagekosten für 1 Mio WE Nutzwärme in Mio RM

Anlagekosten für 1 Mio WE Nutzwärme in Mio RM

Amme  
DIN-Form

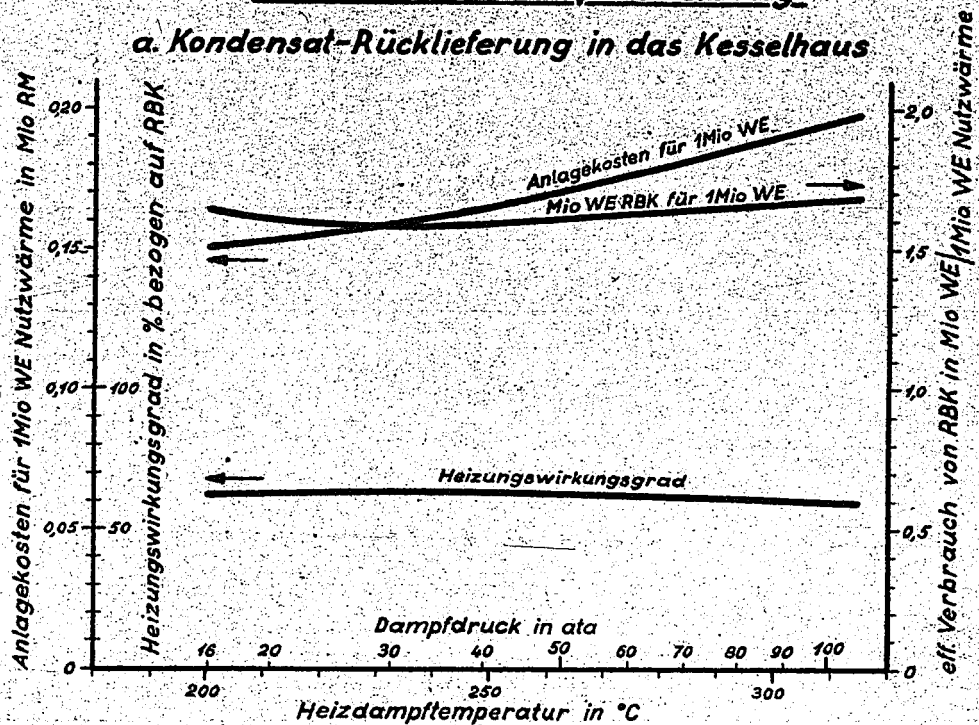
POOR  
COPY

13

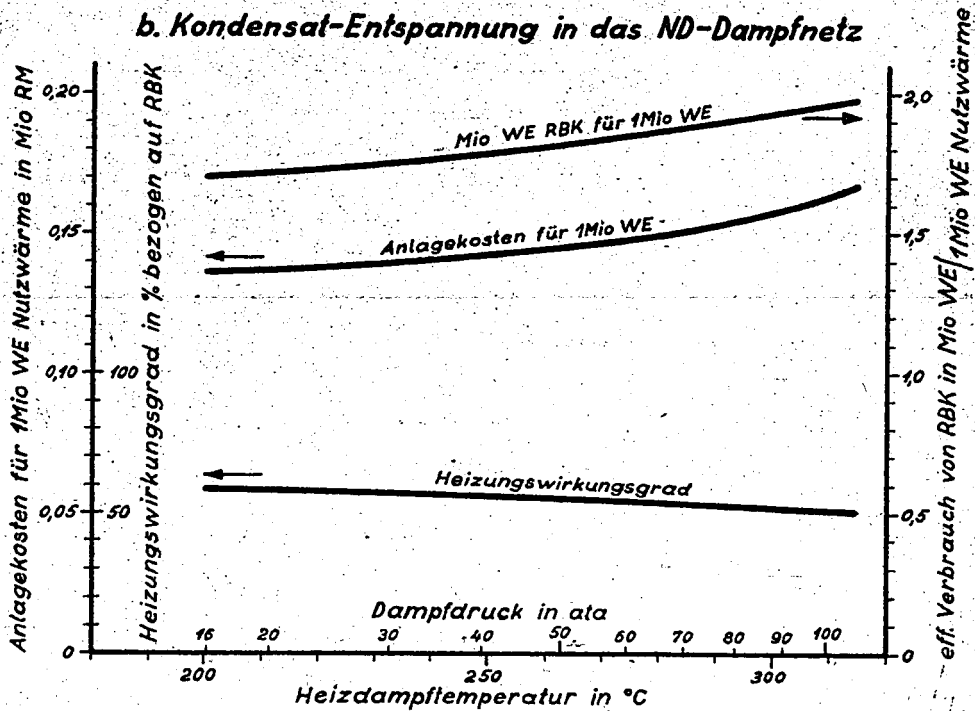
### Direkte HöD-Dampfheizung

31453

#### a. Kondensat-Rücklieferung in das Kesselhaus



#### b. Kondensat-Entspannung in das ND-Dampfnetz



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

Diagrammblatt I

DIN-Format A4

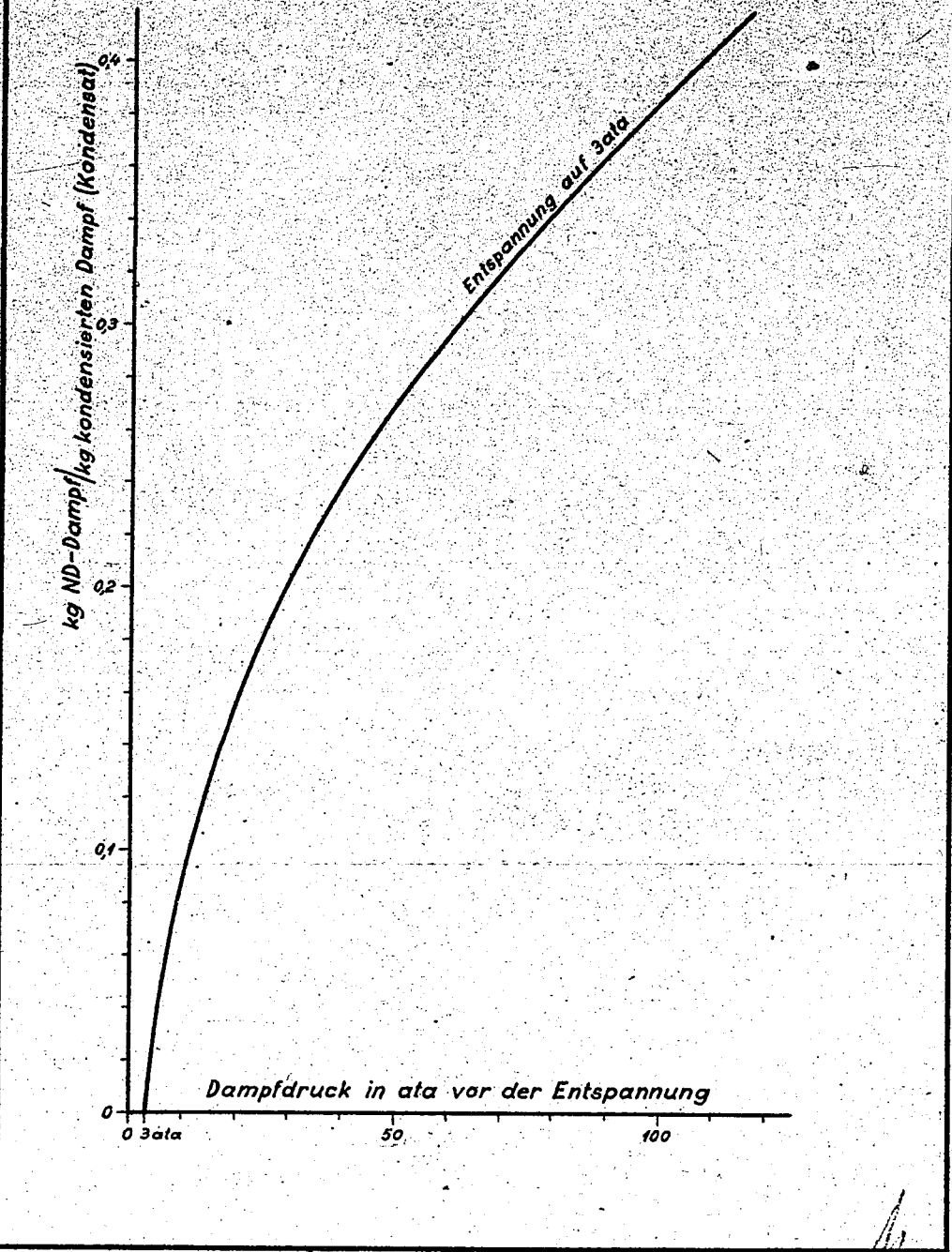
11.7.94 Ru.

11 Mio WE Nutzwärme

11 Mio WE Nutzwärme

### Dampfbildung durch Entspannung von HöD-Dampfkondensat

31454



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

Diagrammblatt II

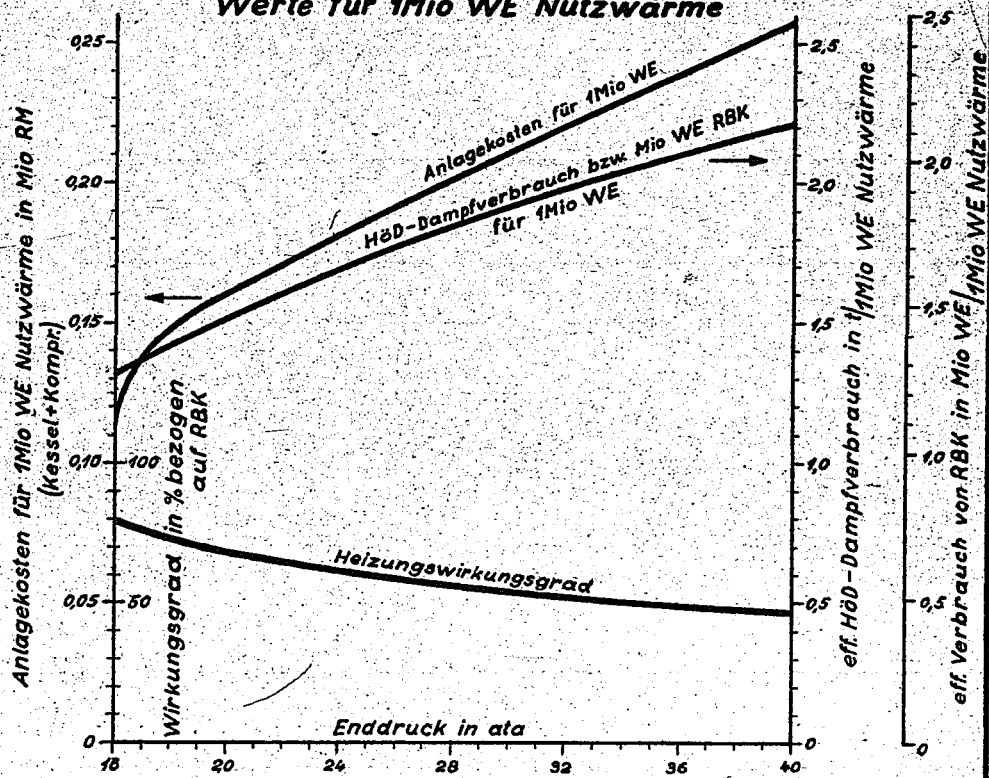
DIN-Format A4

11.1.44. RU.

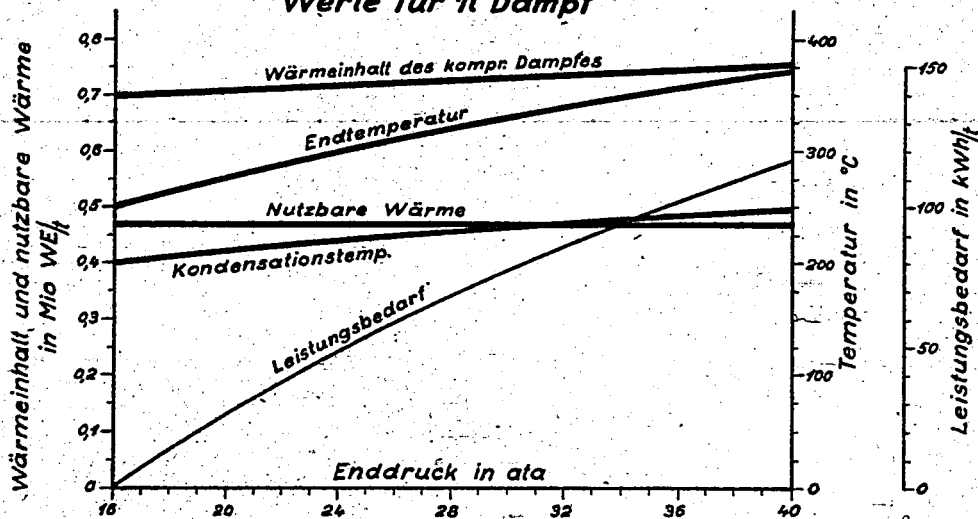
# Dampfkompension (Wärmepumpe)

31455

Werte für 1Mio WE Nutzwärme



Werte für 1t Dampf



Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.

Diagrammblatt III

DIN-Format A4

12.1.44 Ru.

Anlagekosten für 1Mio WE Nutzwärme in Mio RM

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.



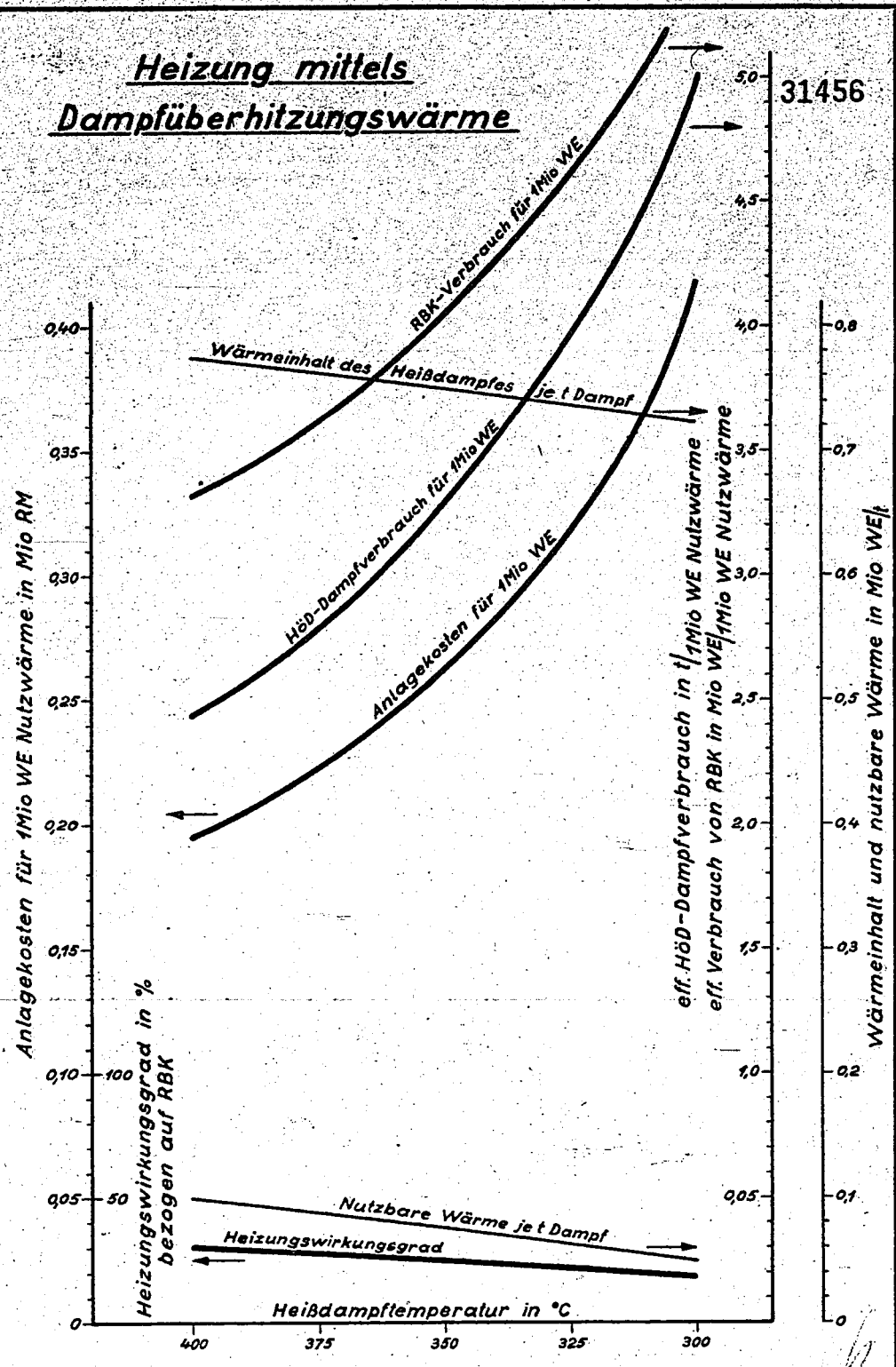
31455

eff. Verbrauch von RBK in Mio WE / 1 Mio WE Nutzwärme

Leistungsbedarf in kWh/t

### Heizung mittels Dampfüberhitzungswärme

31456

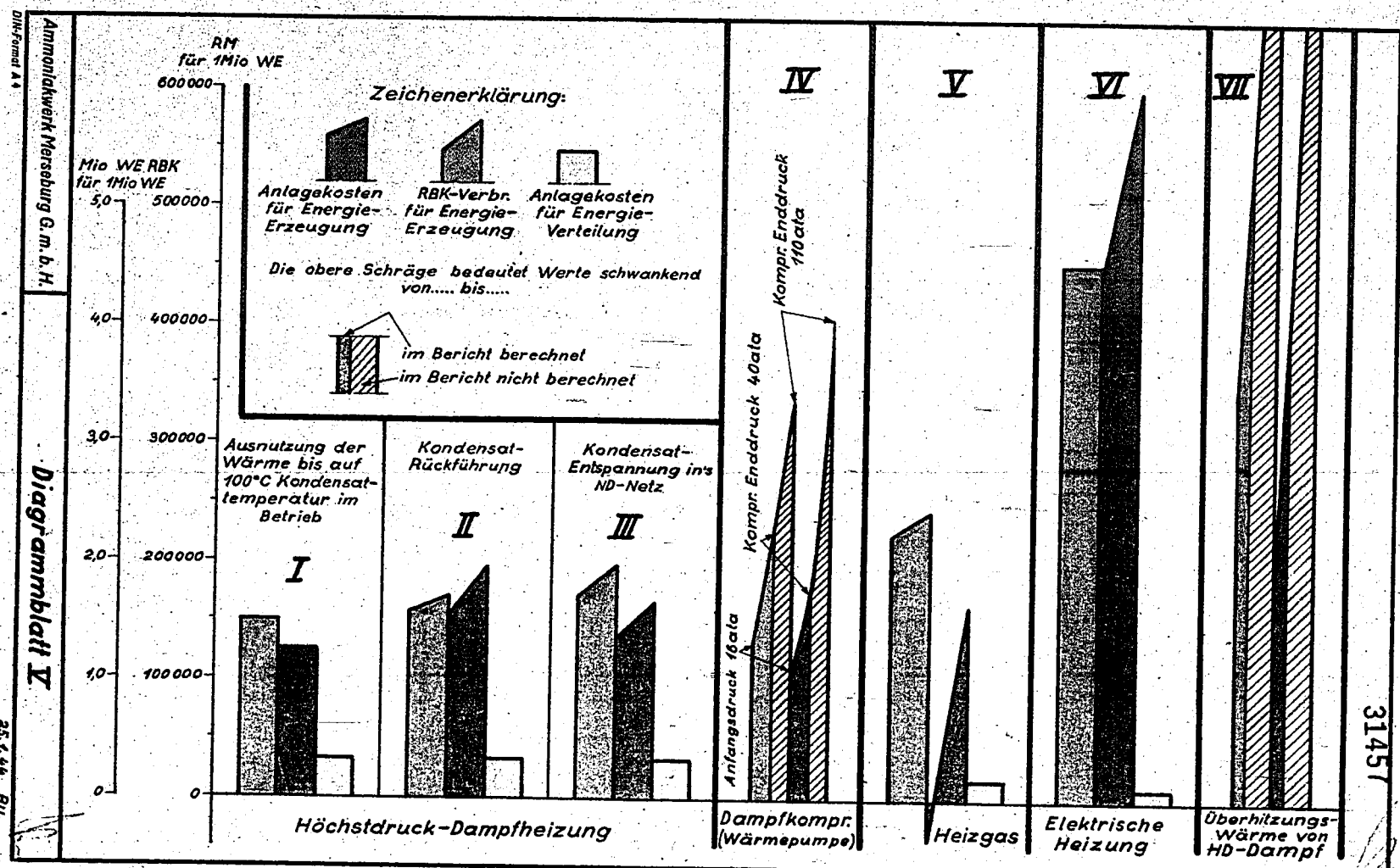


Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.

Diagrammblatt IV

DIN-Format A4

21.1.44 Ru.



31458

376/12

Ffm.-Möchst, den 21. August 1949.  
Ma/74.

Erläuterungen zu:

Überschlagsberechnungen von Wärmeaustauschern

Für Überschlagsberechnungen von Wärmeaustauschern, die sich bei Aufstellung von Kostenvoranschlägen und häufig in praktischem Betrieb durchgeführt werden müssen, ist ein schnelles Auffinden der Gesamtwärmedurchgangszahl  $k$  [kcal/m<sup>2</sup>h grad] Hauptfordernis. Der durch Verkrustung oder Verschleimung der Kühlwasserrohre erhöhte Wärmeleitwiderstand ist häufig erheblich grösser als der Wärmeübergangswiderstand der beiden Flüssigkeiten, sodass die Berechnung eines einzigen mittleren Wärmedurchgangswiderstandes für verschiedene Verhältnisse meistens genügt. Ferner bringen der wählbare mittlere Temperatur-Unterschied, die Wahl der Flüssigkeit, die Rücksichtnahme auf Reserve und Normalisierung eine gewisse Freizügigkeit in die Grössenbestimmung von Wärmeaustauschflächen, sodass die Benutzung einer grösseren Methode für Überschlagsberechnungen vollkommen berechtigt erscheint.

I. Zugrundegelegte Annahmen.A. Temperaturen.a) Kühlwasser.Kühlwassertemperatur beim Eintritt  $t_e = 25^\circ\text{C}$ Kühlwassertemperatur beim Austritt  $t_a = 50^\circ\text{C}$ .Bei Gas- und Flüssigkeitskühlern soll die Temperatur der gekühlten Flüssigkeit  $t_k = 35^\circ\text{C}$  betragen.Zur Berechnung des mittleren Temperatur-Unterschiedes  $\Delta_m$  aus den beiden Grenzwerten  $\Delta_a$  und  $\Delta_e$ , wobei  $x = \Delta_a : \Delta_e > 1$ , verwendet man die Formel:

$$(\Delta_m)_1 = \varphi(\Delta_m)_a \quad (\Delta_m)_1 = \text{logarithmischer Mittelwert,}$$

$$\text{mit } (\Delta_m)_a = \frac{\Delta_a + \Delta_e}{2} \quad (\Delta_m)_a = \text{arithmetischer Mittelwert.}$$

POOR  
COPY

14

φ kann der beiliegenden zeichnerischen Darstellung entnommen werden. Bis zu einem Wert von  $x = \frac{\delta_1}{\delta_2} = 2$  kann ohne grossen Fehler  $\phi = 1$  gesetzt und das arithmetische Mittel  $(\delta_m)_a$  benutzt werden. Bei  $x = 2$  wird dann  $\delta_m$  um 4 % zu gross ermittelt.

b.) Kältesole.

Die kühlende Kältesole geht mit  $-12^\circ\text{C}$  dem Wärmeaustauscher zu und verlässt ihn mit  $-6^\circ\text{C}$ .

B. Geschwindigkeiten.

Als mittlere Geschwindigkeit für das Kühlwasser in den Rohren wird angenommen  $w = 0,5$  [m/sec].

Die Strömung der Flüssigkeit senkrecht zu den Rohren wird als ruhende Flüssigkeit angesehen.

C. Wärmeübergangszahl α für strömendes Wasser in den Rohren.

Für die turbulente Strömung des Wassers mit  $w = 0,5$  [m/sec] durch die Rohre und einer Wärmeströmung von der Wand zur Flüssigkeit gilt nach Wärmetlas 1. Band Teil I zu Blatt 1a und 1b Formel 2b:

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = 0,032 \cdot \left(\frac{w d \rho}{\eta}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{\eta c}{\lambda}\right)^{0,37} \left(\frac{d}{L}\right)^{0,054}$$

Für Wasser zwischen  $25^\circ\text{C}$  und  $50^\circ\text{C}$  mit  $w = 0,5$  [m/sec] und normale Rohrdurchmesser  $d = 25$  mm wird:

$$\alpha = 0,032 \cdot \frac{0,53}{0,025} \cdot \left(\frac{0,5 \cdot 0,025 \cdot 1000}{67 \cdot 10^{-6} \cdot 9,91}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{67 \cdot 10^{-6} \cdot 9,91 \cdot 1 \cdot 3600}{0,53}\right)^{0,37} \cdot \left(\frac{25}{3000}\right)^{0,054}$$

$$\alpha = 2500 \text{ [kcal/m}^2\text{h grad]}$$

D. Wärmeübergangszahl α für langsam senkrecht zu den Rohren strömendes Wasser.

α wird hierfür nach der Formel für ruhendes Wasser nach Hüttenformel (26. Aufl. I Band, S. 500):

$$\alpha = 0,469 \sqrt[4]{G} \cdot \lambda/d \text{ [kcal/m}^2\text{h grad]}$$

$$\text{mit } G = b_w d^3 (\delta_w - \delta_f)$$

POOR  
COPY

14

- 3 -

$\alpha_w$  - Wand-  
 $\alpha_f$  - Flüssigkeits- } Temperatur.

Für mittlere Werte von  $\alpha = \frac{\alpha_w + \alpha_f}{2}$  von  $50^\circ$  ist  $b_w = 7,20 \cdot 10^{10}$ .

Man errechnet für  $\alpha_w - \alpha_f = 20^\circ\text{C}$  einen Wärmeübergangswert von

$$\alpha = 630 \text{ [kcal/m}^2\text{h grad]}$$

#### E. Annahmen über Verkrustungen.

Eine 0,50 mm starke gallertartige Isolierschicht in den Wasserrohren wird angenommen. Diese Schicht hat ein  $\lambda = 0,3 \text{ [kcal/m h grad]}$ .

Bei Kältelauge wird die Schicht 0,75 mm mit  $\lambda = 0,4 \text{ [kcal/m h grad]}$  angenommen.

#### F. Verdampfapparate.

Als brauchbarer Mittelwert wird nach Nusselt, Jakob und Kirschbaum innerhalb der Grenzen für Temperaturen und Geschwindigkeiten, die in den Dampfäumen der Verdampfer obwalten, bei Hautkondensation gewählt für die Dampfseite:

$$\alpha_D = 5500 \text{ [kcal/m}^2\text{ h grad]}.$$

Da für den Wärmeübergang  $\alpha_S$  von der Wand an die siedende Flüssigkeit keine vollkommen gesicherte Formel besteht, wird als Mittelwert für die chemische Industrie geschätzt:

$$\alpha_S = 1000 \text{ [kcal/m}^2\text{ h grad]}.$$

#### III. Berechnung der Wärmedurchgangszahlen k.

##### 1.) Verdampfer.

Mit Rohrwandstärke  $\delta = 2,5 \text{ mm}$  der Eisenrohre ( $\lambda = 50 \text{ [kcal/m h grad]}$ ),

$\alpha_D = 5500 \text{ [kcal/m}^2\text{ h grad]}$  und  $\alpha_S = 1000 \text{ [kcal/m}^2\text{ h grad]}$  wird:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{5500} + \frac{0,0025}{50} + \frac{1}{1000}$$

$$k = 800 \text{ [kcal/m}^2\text{ h grad]}.$$

POOR  
COPY 14

Verkrustungen der Rohre durch Auskristallisieren müssen gesondert berücksichtigt werden.

### 2. Kondensator mit Wasser.

Für Wärmeübergang auf der Dampfseite:

$$\alpha_D = 4000 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]},$$

für Wärmeübergang auf der Wasserseite:

$$\alpha_W = 2500 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}.$$

Rohre werden als 2,5 mm dicke Eisenrohre ( $\lambda = 50$ ) mit 0,50 mm dicke Gallertesicht ( $\lambda = 0,3$ ) angenommen.

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_D} + \varepsilon \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_W}$$

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{4000} + \frac{0,0025}{50} + \frac{0,0005}{0,3} + \frac{1}{2500}$$

$$\text{Hieraus } k = 500 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}.$$

### 3. Flüssigkeitskühler.

Wärmeübergang auf Wasserseite  $\alpha_W = 2500 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]},$

Wärmeübergang auf Flüssigkeits-

seite mit langsamer Strömung  $\alpha_f = 630 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}.$

Eisenrohre  $\delta = 2,5 \text{ mm}, \lambda = 50, \text{ Gallertesicht } 0,50 \text{ mm mit}$   
 $\lambda = 0,3 \text{ [kcal/m h grad]}:$

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{2500} + \frac{0,0025}{50} + \frac{0,0005}{0,3} + \frac{1}{630}$$

$$\text{Hieraus } k = 270 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}$$

$$\text{gerechnet mit } k = 250 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}.$$

### 4. Gaskühler mit Wasser.

Beim Gaskühler muss der Wärmeübergang auf der Gasseite nach Wärmeatlas, 1. Band, Teil I, Blatt 5a gerechnet werden:

$$\alpha_1 = 0,131 \cdot \frac{\lambda}{d} \left( \frac{wd\gamma}{\eta g} \right)^{0,69} \text{ senkrecht zu den Rohren.}$$

Für die Wasserseite ist  $\alpha_2 = 2500$  [kcal/m<sup>2</sup> h grad] in den Rohren, gerechnet wird mit Eisenrohren 2,5 mm stark,  $\lambda = 50$  und 0,50 mm starke Gallertesicht mit  $\lambda = 0,3$  [kcal/m h grad]

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{2500} + \frac{0,0025}{50} + \frac{0,0005}{0,3} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{470}$$

Hieraus muss  $k$  errechnet werden.

5. Doppelrohrkühler für Flüssigkeiten.

Wärmeübergang auf Wasserseite  $\alpha_w = 2500$  [kcal/m<sup>2</sup> h grad]

Wärmeübergang auf Flüssigkeitsseite  $\alpha_f = 2500$  [kcal/m<sup>2</sup> h grad]

Eisenrohre ( $\lambda = 50$ ,  $\delta = 2,5$  mm), Gallertesicht 0,50 mm mit  $\lambda = 0,3$ .

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{2500} + \frac{0,0025}{50} + \frac{0,0005}{0,3} + \frac{1}{2500}$$

Hieraus  $k = 400$  [kcal/m<sup>2</sup> h grad].

6. Wärmeaustauscher für Flüssigkeit.

Für Strömung um die Rohre  $\alpha_1 = 630$  [kcal/m<sup>2</sup> h grad].

Für Strömung durch die Rohre nach Wärmeatlas 1. Band, Teil I zu Blatt 1a und 1b, Formel 2b:

$$\alpha_2 = \frac{\lambda}{d} \cdot 0,032 \left( \frac{wd\gamma}{\eta g} \right)^{0,3} \cdot \left( \frac{\eta g c}{\lambda'} \right)^{0,37} \cdot \left( \frac{d}{L} \right)^{0,054}$$

Eisenrohre  $\delta = 2,5$  mm ( $\lambda = 50$ )

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{630} + \frac{0,0025}{50} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{615}$$

Temperatur-Unterschied  $\vartheta_n$  und  $\vartheta_e$  zur Vermeidung von Nichtumkehrbarkeiten klein, praktische Werte  $15 \div 25^\circ\text{C}$ .

7. Wärmeaustauscher für Gas.

Für Strömung um die Rohre nach Wärmetlas, 1. Band, Teil I, Blatt

1a:

$$\alpha_1 = 0,131 \frac{\lambda}{d} \left( \frac{w d \gamma}{\eta g} \right)^{0,60}$$

für Gasströmung durch die Rohre nach Wärmetlas, 1. Band, Teil I,

Blatt 2, Formel 1a:

$$\alpha_2 = 0,0362 \frac{\lambda}{l} \left( \frac{w d \gamma}{\eta g} \right)^{0,786} \left( \frac{\eta g c}{\lambda} \right)^{0,786} \left( \frac{d}{L} \right)^{0,054}$$

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{20000}$$

8. Flüssigkeitskühler mit Kältelauge.

Für Strömung der Kältelauge durch die Rohre kommt in Betracht

Formel 2b Wärmetlas, 1. Band, Teil I, Blatt 1a und 1b, gerechnet

mit  $w = 0,5$  [m/sec],  $v = 3,54 \cdot 10^{-6}$ ,  $\lambda = 0,9$  [kcal/m h grad],

$d = 0,025$ ,  $d:L = 25:3000$ ,  $\gamma = 1150$  [kg/m<sup>3</sup>],  $c = 1,19$  [kcal/kg grad]:

$$\alpha_2 = \frac{0,0362 \cdot 0,9}{0,025} \left( \frac{0,5 \cdot 0,025}{3,54 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,786} \left( \frac{3,54 \cdot 10^{-6} \cdot 3000 \cdot 1150 \cdot 1,19}{0,9} \right)^{0,786} \left( \frac{25}{3000} \right)^{0,054}$$

$$\alpha_2 = 100 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}$$

Für Flüssigkeitsströmung um die Rohre:  $\alpha_1 = 630$  [kcal/m<sup>2</sup> h grad].

Wegen der Verwendung der Kältelauge ist die Gallertesicht dicker,

0,5 mm, die Wärmeleitung etwas besser,  $\lambda = 0,4$ . Hieraus errechnet

sich k:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{630} + \frac{1}{630} + \frac{0,0025}{0,4} + \frac{0,00075}{0,4}$$

$$k = 250 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}$$

9. Gaskühler mit Kältelauge.

Für Strömung innerhalb der Rohre ist wie unter 8.

$$\alpha_2 = 100 \text{ [kcal/m}^2 \text{ h grad]}$$



Für Gasströmung um die Bohre muss nach Wärmetlas, 1. Band, Teil I, Blatt 5a, gerechnet werden:

$$\alpha_1 = 0,131 \frac{\lambda}{d} \left( \frac{w_{gr}}{\eta g} \right)^{0,69}$$

Auf Flüssigkeitsseite muss mit Gallertesicht von 0,75 mm Dicke mit  $\lambda = 0,4$  gerechnet werden:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{1900} + \frac{0,0025}{50} + \frac{0,00075}{0,4}$$

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{400}$$

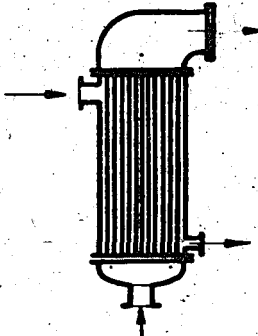
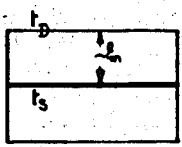
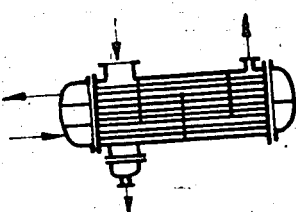
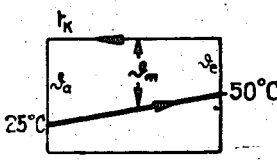
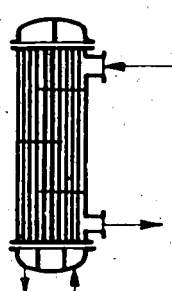
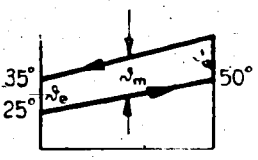
*W. Metz*

POOR  
COPY

14

|      |
|------|
| 1.)  |
| 2.)  |
| Kenn |
| 3.)  |
| Bem  |

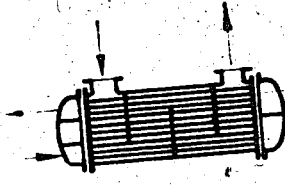
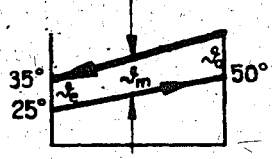
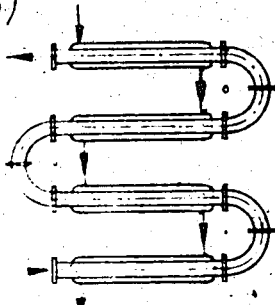
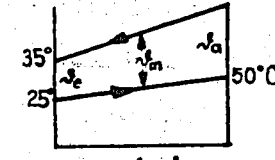
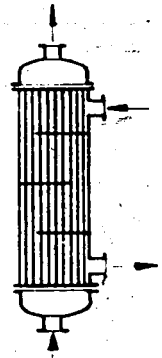
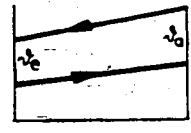
Überschlagsberechnung von Wärmeaustauschern. 31465

| Austauscher Art:   | Temperatur-Bedingungen:  | Austauschfläche:   |
|--|--|--|
| <p>1.)</p>  <p>Verdampfer</p>                       |  $\Delta t_m = t_D - t_s$ <p>t<sub>D</sub> = Heizdampf Temperatur in °C.<br/>t<sub>s</sub> = Siedetem. d Flüssigk. in °C.<br/>Δt<sub>m</sub> = mittl. Temp Unterschied in °C.</p> | $F = \frac{Q}{\Delta t_m \cdot 800}$ <p>F = Heizfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>800 = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup> h grad]</p>            |
| <p>2.)</p>  <p>Kondensator m. Wasser:</p>         |  $\Delta t_m = \varphi \frac{\Delta t_a + \Delta t_e}{2}$ <p>φ aus BT. 284 Bl. IV</p>  | $F = \frac{Q}{\Delta t_m \cdot 500}$ <p>F = Kondensationsfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>Q = Wärmemenge in [kcal./h]<br/>500 = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup> h grad].</p> |
| <p>3.)</p>  <p>Flüssigkeitskühler mit Wasser.</p> |  $\Delta t_m = \varphi \frac{\Delta t_a + \Delta t_e}{2}$ <p>φ aus BT. 284 Bl. IV</p>  | $F = \frac{Q}{\Delta t_m \cdot 250}$ <p>F = Kühlfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>250 = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup> h grad].</p>           |

Bemerkungen:

BT. 284 Bl. I

Überschlagsberechnung von Wärmeaustauschern. 31466

| Austauscher Art:  | Temperatur-Bedingungen:   | Austauschfläche:  |
|---|---|---|
|  <p>Gaskühler m. Wasser.</p>                             |  $\sqrt{t}_m = \varphi \frac{\sqrt{t}_a + \sqrt{t}_e}{2}$ <p><math>\varphi</math> aus BT. 284 Bl. IV</p>  | $F = \frac{Q}{\sqrt{t}_m \cdot k}$ <p>F = Kühlfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>                 Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>                 k = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup> h grad]</p> <p>aus <math>\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{470}</math><br/> <math>\alpha_1 = 0,131 \frac{\lambda}{d} \left(\frac{wd\gamma}{\eta g}\right)^{0,69}</math> um die Rohre.</p>   |
| <p>5.)</p>  <p>Doppelrohrkühler für Flüssigkeiten.</p> |  $\sqrt{t}_m = \varphi \frac{\sqrt{t}_a + \sqrt{t}_e}{2}$ <p><math>\varphi</math> aus BT. 284 Bl. IV</p>  | $F = \frac{Q}{\sqrt{t}_m \cdot 400}$ <p>F = Kühlfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>                 Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>                 400 = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup> h grad]</p>   |
| <p>6.)</p>  <p>Wärmeaustauscher für Flüssigkeit.</p>   |  <p><math>\sqrt{t}_a, \sqrt{t}_e</math> möglichst klein<br/>                 15 - 25°C</p> $\sqrt{t}_m = \varphi \frac{\sqrt{t}_a + \sqrt{t}_e}{2}$ <p><math>\varphi</math> aus BT. 284 Bl. IV</p> | $F = \frac{Q}{\sqrt{t}_m \cdot k}$ <p>F = Austauschfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>                 Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>                 k = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup> h grad]</p> <p>aus <math>\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{615}</math><br/> <math>\alpha_2 = 0,032 \frac{\lambda}{d} \left(\frac{wd\gamma}{\eta g}\right)^{0,8} \left(\frac{\eta g c}{\lambda}\right)^{0,37} \left(\frac{d}{L}\right)^{0,054}</math><br/>                 in den Rohren.</p> |

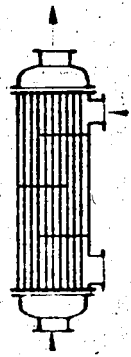
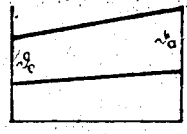
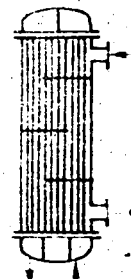
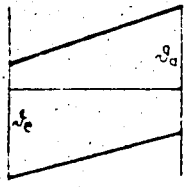
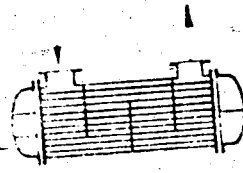
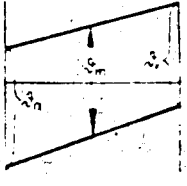
Bezeichnungen:

BT. 284 Bl. II

22. III 42 Wf

Überschlagsberechnung von Wärmehaustauschern.

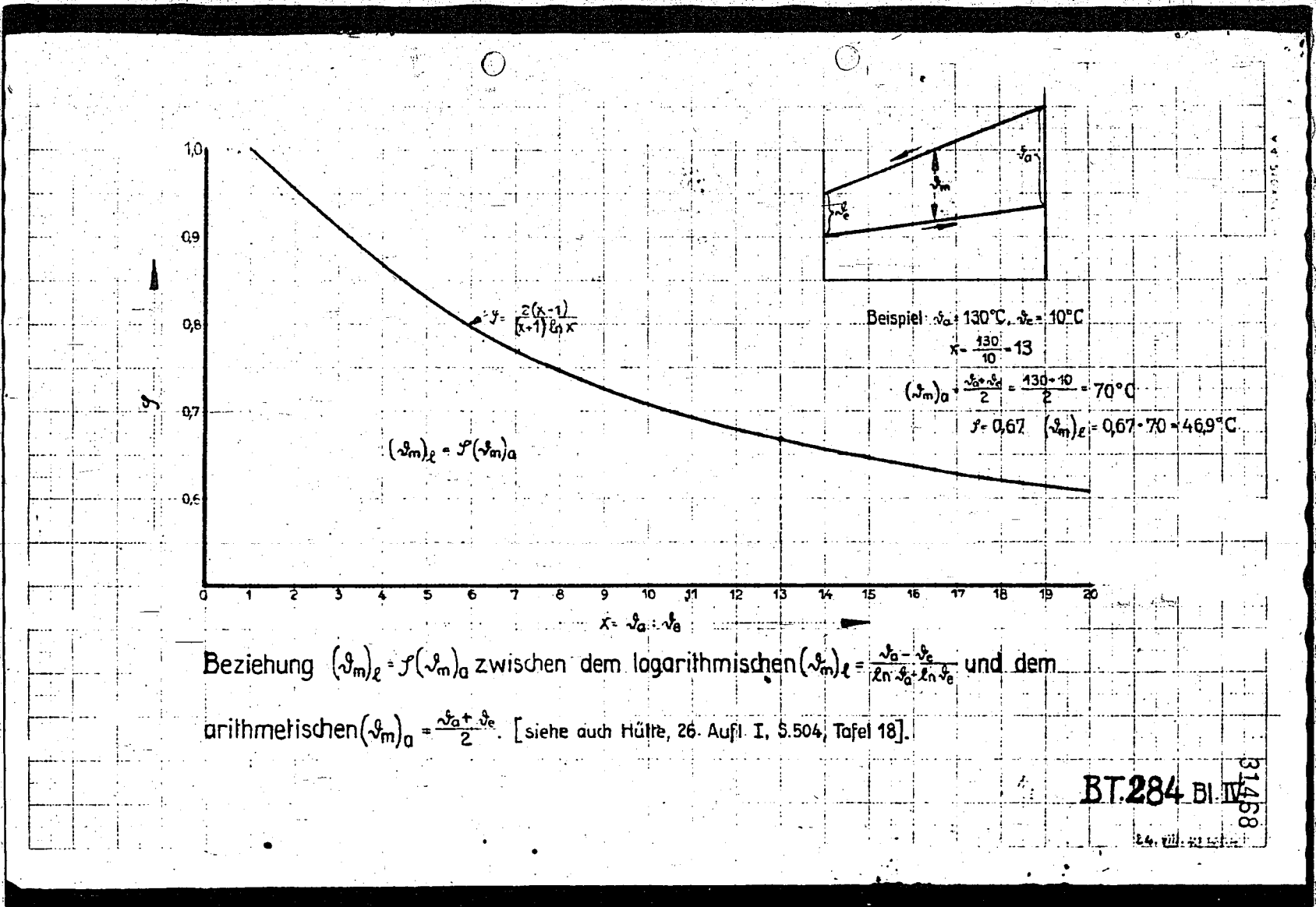
31467

| Austauscher-Art:   | Temperatur-Bedingungen:   | Austauschfläche:  |
|--|---|---|
| <br>Wärmehaustauscher für Gas.                  | <br>$\delta_m = \frac{\delta_a + \delta_e}{2}$<br>$\rho$ aus BT. 284 Bl. IV    | $F = \frac{Q}{\delta_m \cdot k}$ <p>F = Austauschfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>           Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>           k = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup>h grad]</p> <p>aus <math>\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{20000}</math><br/> <math>\alpha_1 = 0,131 \frac{\lambda (wd)^{0,69}}{d (\eta g)}</math> um d. Rohre.<br/> <math>\alpha_2 = 0,0362 \frac{\lambda (wd)^{0,76} (\eta g c_p)^{0,78} (d/L)^{0,054}}{d (\eta g)}</math> in den Rohren</p> |
| 8.)<br><br>Flüssigkeitskühler mit Kältelauge. | <br>$\delta_m = \frac{\delta_a + \delta_e}{2}$<br>$\rho$ aus BT. 284 Bl. IV  | $F = \frac{Q}{\delta_m \cdot 250}$ <p>F = Kühlfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>           Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>           250 = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup>h grad].</p>   |
| 9.)<br><br>Gaskühler mit Kältelauge.          | <br>$\delta_m = \frac{\delta_a + \delta_e}{2}$<br>$\rho$ aus BT. 284, Bl. IV | $F = \frac{Q}{\delta_m \cdot k}$ <p>F = Kühlfläche in [m<sup>2</sup>]<br/>           Q = Wärmemenge in [Kcal/h]<br/>           k = Wärmedurchgangszahl in [Kcal/m<sup>2</sup>h grad]</p> <p>aus <math>\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{400}</math><br/> <math>\alpha_1 = 0,131 \frac{\lambda (wd)^{0,69}}{d (\eta g)}</math> um die Rohre.</p>   |

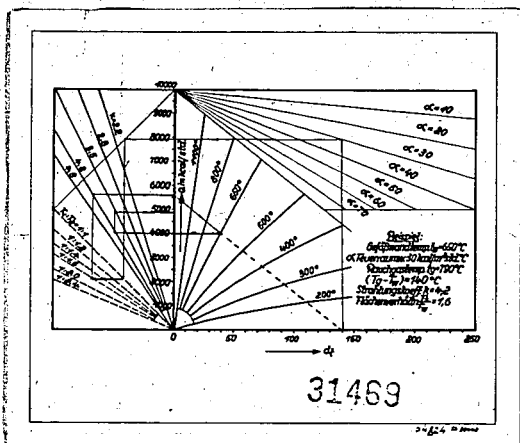
Einwirkungen:

BT. 284 Bl. III

24 III 42 48



POOR  
COPY



AMMONIAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Maschinentechnische Abteilung

*NORMAGIANT*  
*Eine einfache Methode zur Bestimmung der Wandwärmestrahlung bei beheizten Behältern*  
Leuna-Werke - den  
Oberingenieur Dipl.-Ing. Kellner

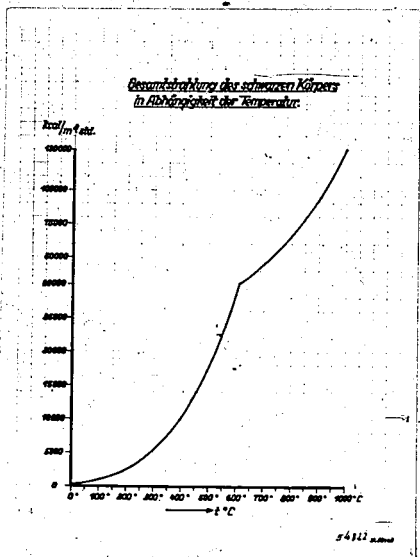
31470 46

12.5.1942

Meine Herren!

15

Vor etwa 12 Jahren stellte ich mir die Aufgabe, eine Hygast... in bezug auf ihre Spaltleistung vorauszuberechnen. Hierbei stellt ich zu meiner Überraschung fest, daß bei mit Gasen beheizten Gefäß die von Wänden umgeben sind, wie es die fragliche Retorte darstell schon bei Wandtemperaturen, die weit unter sichtbarer Glut liegen, durch die Wandstrahlung ein sehr stark erhöhter Wärmeübergang auftritt. Die Wärmestrahlung fester Körper bei tiefen Temperaturen wi wie vielfach beim Entwurf technischer Öfen als unerheblich abgetan.



Daß dies nicht zulässig ist, zeigt Ihnen das Lichtbild. In ihm ist als Ordinate die Gesamt-Wärmestrahlung des absolut schwarzen Körpers  $g_{\text{gen}}$  an absoluten Nullpunkt aufgetragen. Die technischen Werte liegen etwa 25 - 30% niedriger. Sie sehen, daß z.B. die Gesamtstrahlung bei 500° C 17 700 Kal/m<sup>2</sup> Std. beträgt. Steht nun einer Wand, die diese Temperatur von 500° C hat, eine solche von 400° C mit einer Gesamtstrahlung von 10 100 Kal/m<sup>2</sup> Std. gegenüber, so strahlt der Differenzbetrag von 7 600 Kal/m<sup>2</sup> Std. und bei technischen Wänden etwa 70 % davon, das sind 5 400 Kal/m<sup>2</sup> Std von der heißeren Wand auf die kältere. Sie sehen, daß schon

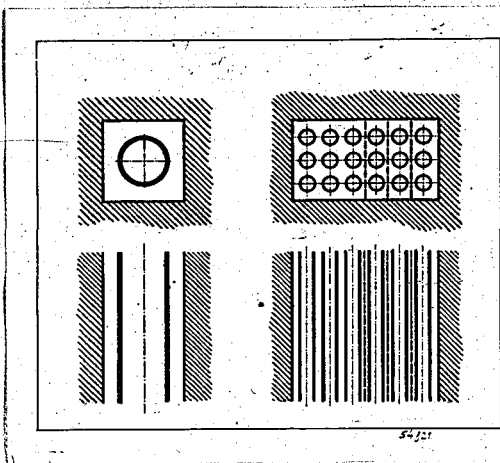
bei diesen niedrigen also erst recht nicht bei höheren Temperaturen die Wandstrahlung vernachlässigt werden darf. Kurz hinweisen möchte ich noch, daß diese Wandstrahlung, die man in der technischen Apparatur besser als "Wandrückstrahlung" bezeichnet nichts mit der Gasstrahlung, die man bei der Berechnung von Reaktionsgefäßen meist, wenn man die Wandrückstrahlung einrechnet, vernachlässigen kann, zu tun hat.

Wir wollen uns nun ganz kurz ins Gedächtnis zurückrufen, wie diese Wandrückstrahlung zustande kommt, ehe wir an die Berechnung ders

- Blatt 2

gehen und ich Ihnen das in Leuna entwickelte Nomogramm erläutere, das zur schnellen Ermittlung derselben führt.

Bild 2.



Betrachten Sie auf dem Dia das linke Bild. Es stellt dieses beispielsweise ein mit Kontakt gefülltes Rohr dar, in dem ein endothermer Prozess stattfinden soll; dieses Rohr wird in einem gewissen Abstand von der Heizraumwand umgeben. Durch den leeren Raum zwischen den beiden Wänden strömt das Heizgas. Das Ganze soll nach außen ein adiabatisches System darstellen. Die Rauchgase, die natürlich heißer als das zu beheizende Gefäß sein müssen, heizen

durch direkte Berührung die Reaktionsgefäßwand, gleichzeitig natürlich auch die Schamottewand auf. Da das System adiabatisch ist, kann nach außen keine Wärme abfließen. Die Wand will sich also auf die Gastemperatur aufheizen. Sowie nun die Feuerraumwand heißer als die Gefäßwand wird, gibt sie durch Strahlung - in Zukunft Wandrückstrahlung bezeichnet - Wärme an die Gefäßwand ab. Die Größe dieser Wandrückstrahlung hängt also von der Wandübertemperatur, die die Feuerraumwand gegen die Rohrwand hat, ab. Die Feuerraumwandtemperatur ist unbekannt; es läßt sich nur aussagen, daß sie niedriger als die Heizgastemperatur aber höher als die Reaktionsgefäßwandtemperatur sein muß, eine Überlegung die nicht zum Ansatz einer Gleichung zu benutzen ist. Eine Aussage jedoch über die Größe der Wandrückstrahlung führt zur Aufstellung von Gleichungen, mit Hilfe derer diese berechnet werden kann. Die von der Feuerraumwand zurückgestrahlte Wärme kann im Beharrungszustand nur so groß sein, wie die durch Berührung aufgenommene. Diese Beziehung habe benutzt, um ein Nomogramm aufzustellen, aus dem in wenigen Sekunden die Größe der Wandrückstrahlung abgelesen werden kann.

Bevor ich Ihnen dieses und seine Entstehung aufzeige, gestatten Sie mir eine kurze Zwischenhaltung über die Frage, ob diese Wandrückstrahlung unter allen Umständen durch Erhöhung des Berührungswärmeüberganges

- Blatt 3 -



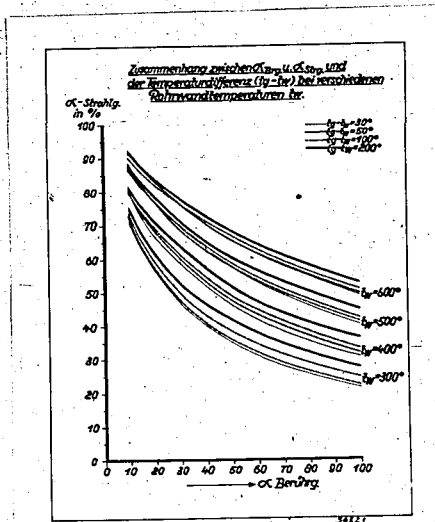
erwünscht ist, in welcher Größenordnung sie bei technischen Apparaten liegt und von welchen Faktoren sie in erster Linie abhängig ist.

In vielen Fällen ist die Wärmemenge, die durch eine Reaktionsgefäßwand hindurchgedrückt werden darf, durch die Art der Reaktion begrenzt. Steigt die Wärmebelastung der Reaktionsgefäßwand, so muß zwangsläufig bei sonst demselben Prozess auch die Gefäßwandtemperatur steigen. Dies kann aber z. B. bei der katalytischen oder auch thermischen Dehydrierung oder Krackung von leichten KW-Stoffen, wie Aethan, Propan oder Butan zu Kohlenstoffabscheidungen an der Wand führen, die in kurzer Zeit den normalen Ofengang zum Erliegen bringen. Die vorausberechnete Wandtemperatur muß also an allen Stellen des Ofens genau eingehalten werden. Über diese Vorausberechnung von mit festen Körpern, wie Kontaktgefüllten Gefäßen, speziell wenn endotherme Reaktionen stattfinden, ist noch wenig festgelegt. Ich würde es begrüßen, wenn die Wärmeatlas-Kommission, nachdem die Übergangszahlen in leeren Gefäßen weitgehend geklärt sind, dieses wichtige und hochinteressante Gebiet in ihr Arbeitsprogramm aufnehmen würde. In Leuna haben wir auf diesem Gebiet bereits einige Werte gesammelt, die uns das Vorausberechnen einigermaßen sicher erlauben.

Wir sehen, daß durch die Wandrückstrahlung der Gesamtwärmeübergang auf die Gefäßwand nicht in allen Fällen über eine gewisse Größe hinaus erhöht werden darf. Man kann in diesem Fall die Wandrückstrahlung ausnutzen, um die Gastemperaturen zu senken, was erwünscht sein kann, wenn die Feuerraumwände z.B. aus Eisen bestehen oder mit eisernen Wälzgasgebläsen gearbeitet wird, man kann aber auch die Rauchgasgeschwindigkeit senken und damit die Arbeitsleistung der Gasgebläse herabsetzen. Die Wandrückstrahlung hat aber auch leider ihre unangenehmen Seiten, die manchenmal dafür verantwortlich zu machen sind, wenn ein technischer Ofen keinen einwandfreien Gang hat.

Betrachten Sie Bild 2 rechts. Sie sehen, daß nur die äußeren Rohre des aus einzelnen Reaktionsrohren bestehenden Bündels benachbarte Heizraumwände haben und somit eine zusätzliche Beheizung auch nur einseitig durch Wandrückstrahlung erhalten; die inneren Rohre sind dagegen vollständig gegen Strahlung abgeschirmt. Die 4 Eckrohre erhalten besonders viel Wandstrahlung. Bei temperaturempfindlichen Reaktionen kann dies

wie leicht einzusehen ist, zu unangenehmen Erscheinungen führen. Ist dieses zu befürchten, kann man sich helfen, indem man in die Rohrgassen "Strahlungsbleche" stellt, wie rechts auf dem rechten Bild angedeutet. Diese Bleche können natürlich sehr dünn werden, da ja nur ihre Oberfläche zu reflektieren hat.



In dem nächsten Bild habe ich Ihnen für häufig vorkommende Wärmeverhältnisse aufgetragen, um wieviel scheinbar das  $\alpha$ -Berührung durch die Wandrückstrahlung vergrößert wird. Die prozentuale Wandrückstrahlung ist angedrückt als  $\alpha$ -Strahlung; dies ist rechnerisch sehr bequem, da ich beim Rechnen nur mein  $\alpha$ -Berührung um den auf der Ordinate angeschriebenen  $\%$ -Betrag zu vergrößern brauche, um den Wandrückstrahlungsbetrag mitzubersichtigen. Die Werte gelten unter der Voraussetzung, daß das  $\alpha$ -Berührung an der Gefäßwand und Feuerraumwand gleich, die beiden Wände eben, parallel und gleich groß

sind, und daß der Strahlungskoeffizient den Wert von 3,5 hat. Sie sehen, daß unter den genannten Bedingungen durch die Wandrückstrahlung der nach den üblichen Formeln ohne Berücksichtigung derselben errechnete Wärmeübergang um 80% und darüber vergrößert werden kann, und das nicht einmal bei den landläufigen "Glühtemperaturen". Ein Beispiel am Schluß meines Referates, das aus der Praxis genommen ist zeigt sogar, daß die Wandrückstrahlung den "normalen" Wärmeübergang um über 100% vergrößern kann.

Über den Charakter der Kurven läßt sich folgendes sagen:  $t_w$  sei die Gefäßwandtemperatur. Die prozentuale Wandrückstrahlung hängt wenig von der Temperaturdifferenz  $t_g - t_w$  zwischen Heizgas und Gefäßwand, stärker von der absoluten Höhe der Gefäßwandtemperatur  $t_w$  ab. Nach diesen ist von allerstärkstem Einfluß die Höhe des  $\alpha$ -Berührung. Diese Art der Beeinflussung ist für die Rechnung sehr angenehm. Das  $\alpha$ -Berührung wird sich in einem vorgegebenen technischen Ofen in

AMMONIAKWERK MERSEBURG

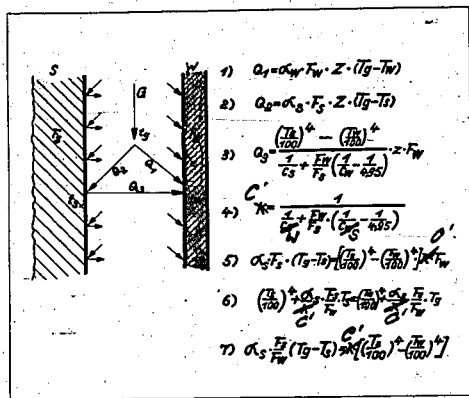
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Maschinentechnische Abteilung

- 5 -

31474

Allgemein am wenigsten ändern, in größeren Ofenbereichen fast konstant bleiben. Ändert sich nun auch die Wandtemperatur des Gefäßes nicht, was häufig aus Gründen, deren Erläuterung hier zu weit vom Thema abführen würde, ebenfalls der Fall ist, so kann man für den ganzen Ofen bzw. für große Bereiche desselben die Wandrückstrahlung einfach durch einen konstanten prozentualen Zuschlag zum  $\alpha$ -Berührung in Rechnung stellen. Der erfahrene Konstrukteur, der häufiger derartige Rechnungen durchführt, kennt meistens in den bekannteren Bereichen diese Zuschläge, die sich im Bereich von 60 bis 80% bewegen, auswendig, und kann so schnell und recht genau Vorausberechnungen durchführen.

Bild 4



Wie wird nun die Wandrückstrahlung berechnet? Im nächsten Bild soll die Wand W die Gefäßwand mit der Temperatur  $T_w$  und der Fläche  $F_w$  sein, S die Feuerraumwand mit der Wandtemperatur  $T_s$  und der Fläche  $F_s$ ; das Rauchgas hat die Temperatur  $T_g$  und gibt an die Wand S mit  $\alpha_s$  und an die Wand W mit  $\alpha_w$  seine Berührungswärme ab.

Auf die Gefäßwand  $F_w$  geht nach Gl. 1 die normale Berührungswärme  $Q_1$  über, auf die Feuerraumwand

$F_s$  nach demselben Gesetz nach Gl. 2 die Berührungswärme  $Q_2$ . Die Feuerraumwand strahlt nun nach dem Stefan Boltzmannschen Strahlungsgesetz nach Gl. 3 die Wärmemenge  $Q_3$  auf die zu beheizende Gefäßwand zurück. Da im Strahlungsgesetz bekanntlich mit den absoluten Temperaturen gerechnet werden muß, habe ich in allen Gleichungen auch für die Berührungswärme die absolute Temperatur eingesetzt. Wie oben bereits erläutert tritt, wenn die Apparatur wieder adiabatisch angenommen wird, an der Feuerraumwand Gleichgewicht ein, wenn  $Q_2 = Q_3$  ist. Der leichteren Übersicht ist in Gl. 4 der Strahlungskoeffizient gleich  $C^*$  gesetzt. In Gl. 5 sind  $Q_2$  und  $Q_3$ , die unbekannt sind, durch Gleichsetzen eliminiert und

Blatt 6

AMMONIAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
Maschinentechnische Abteilung

31475

- 6 -

Gleichung 5 in Gl. 6 nach der einzigen Unbekannten  $T_s$  aufgelöst. Diese ist, da vierten Grades exakt nicht sondern nur durch Probieren lösbar. Ist  $T_s$  so errechnet, kann man nach Gleichung 2 einfach die Wandrückstrahlung ermitteln.

Die Lösung der Gleichung 6 für  $T_s$  durch Probieren ist, zumal wenn man sich in noch nicht durch frühere Berechnungen bekannten Gebieten bewegt, etwas zeitraubend und auch unerfreulich wegen der ständigen Bildung der 4. Potenzen, die außerdem sehr genau gerechnet werden müssen, da nur die Differenzen dieser auftreten. Ich entwickelte daher ein Nomogramm; diesem liegt zugrunde die Gleichung 7. Sie erkennen, daß die Wandrückstrahlung abhängig ist, wenn sie von der unbekanntem Wandtemperatur  $T_s$  der Feuerraumwand absehen, die aber durch die Art des Nomogramms eliminiert wird, von der Temperaturdifferenz Rauchgas gegen die Feuerraumwand, dem Berührungs- $\alpha$  zwischen Rauchgas und Feuerraumwand, dem Flächenverhältnis der beiden Wände und dem Strahlungskoeffizienten. Diese Werte sind alle entweder aus der vorhergegangenen Rechnung des Konstrukteurs bekannt oder lassen sich wie das Flächenverhältnis aus der Zeichnung ermitteln. Nur der Strahlungskoeffizient  $\epsilon$  ausgerechnet werden. Ich bin überzeugt, daß, wenn die Wärmetlaskommission diese Frage in die Hand nimmt, sie auch für die Ermittlung der Strahlungskonstanten ein Nomogramm entwickeln wird.

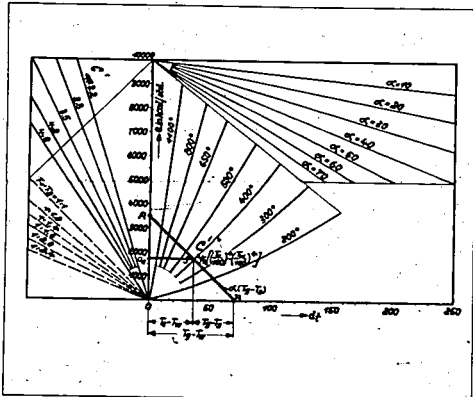


Bild 5

Da im allgemeinen die Feuerraumwandtemperatur nicht interessiert, sondern die rückgestrahlte Wärme, wurde in dem vorliegenden Nomogramm die Anordnung so getroffen, daß die letztere direkt abgelesen werden kann. Auf der Abszisse ist aufgetragen eine Temperaturdifferenz zwischen Rauchgas und den beiden Wänden, als Ordinate ein Wärmehalt je ein Quadratmeter u. Stunde und als Parameter Strahlungswärmemengen je ein Quadratmeter u. Stunde zwischen einer Wand mit der Temperatur  $T_w$  u.

einer um den Abszissenwert heißeren Wand, mit der Strahlungskonstante  $C_k = 3,5$ . Ziehen wir jetzt eine Gerade A - B, so stellt diese die

- Blatt 7 -

// Gleichung  $Q_r \cdot dT$ , also eine Wärmemenge dar in einem Koordinatensystem, das mit dem Nullpunkt in B von rechts nach links zählt. Der Schnittpunkt mit einer Strahlungsparabel ist die Lösung einer Gleichung

$$C_k \cdot \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 = \epsilon \cdot dT.$$

Wählen wir nun den Abszissenwert gleich der dem Konstrukteur aus seinen vorherigen Wärmeübergangsberechnungen bekannten Temperaturdifferenz zwischen Heizgas und Gefäßwand also  $T_g - T_w$  und die Ordinate zu  $\epsilon \cdot (T_g - T_w)$  so ist der Schnittpunkt die Lösung unserer Gleichung der Wandrückstrahlung und lesen wir auf der Ordinate bei  $Q_2$  die Wandrückstrahlung in  $Kal./m^2 \text{ Std.}$  ab.

Ist das Berührungs- $\epsilon$  der Feuerraumwand gleich dem der Gefäßwand, so trägt man als Ordinate 0 - A den bereits beim Entwurf der Anlage berechneten und somit schon bekannten normalen Wärmeübergang durch Berührung zwischen Heizgas und Wand auf. In unserem Beispiel ist angenommen, wenn dieser Wert 3 500  $Kal.$  haben soll, daß die Heizgastemperatur minus Gefäßwandtemperatur einen Wert von  $70^\circ C$  haben soll. Man verbindet nun den Punkt A mit dem Wert  $70^\circ C$  auf der Abszisse. Der Schnittpunkt z.B. mit der Kurve für  $400^\circ C$  Gefäßwandtemperatur ergibt links auf der Ordinate die gesuchte Wandrückstrahlung im Betrag von 1 680  $Kal/m^2/Std.$  Unter dem Schnittpunkt kann man noch, falls benötigt, die Temperaturdifferenz zwischen Heizraumwand und Gefäßwand ablesen und hat damit auch die Temperatur der rückstrahlenden Wand, in unserem Beispiel  $438^\circ C$ . Diese einfache Lösung gilt jedoch nur, wenn, wie schon gesagt, das  $\epsilon$ -Berührung an beiden Wänden gleich, der Strahlungskoeffizient gleich 3,5 und das Flächenverhältnis zwischen rückstrahlender und angestrahlter Wand gleich 1 ist, Verhältnisse, wie sie allerdings in technischen Öfen häufig vorkommen. Um das Nomogramm allgemein/nutzbar zu machen, ohne noch Nebenrechnungen durchführen zu müssen, habe ich neuerdings noch oben eine Multiplikationstafel für das  $\epsilon$ -Berührung der Feuerraumwand, links Mitte eine Umrechnungstafel für einen anderen Strahlungskoeffizienten als 3,5 und unten links eine Korrekturtafel für ein anderes Flächenverhältnis als 1 : 1 anbringen lassen. Nötig wären diese Tafeln nicht, denn auch die rechnerischen Korrekturen für die 3 genannten Fälle sind sehr leicht und schnell durchzuführen. Aber das Rechnen ist heute ja verpönt; und die Rechentafel Trumpf.

Die einzelnen Korrekturen werden wie folgt berücksichtigt:

- 1.) Das  $\epsilon$ -Feuerraumwand ist von dem der Gefäßwand verschieden. Bei der

rechnerischen Lösung multipliziert ich den Ordinatenwert A der Berührungswärme mit dem Quotienten aus  $\alpha_{\text{Feuerraumwand}}$ :  $\alpha_{\text{Gefäßwand}}$  oder

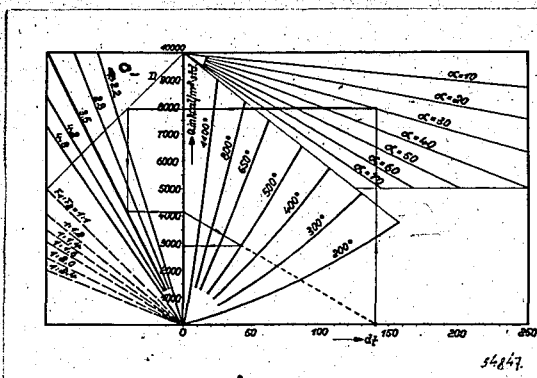


Bild 6.

ich rechne mir die Berührungswärme aus mit den Werten, Temperaturdifferenz zwischen Heizgas und Gefäßwand multipliziert mit dem  $\alpha$ -Berührung der Feuerraumwand, ziehe meine Gerade nach dt und verfähre wie vor, Will ich nicht rechnen, gehe ich von der Temperaturdifferenz Heizgas gegen Gefäßwand als Abszisse nach oben auf die Multiplikationstafel zu dem entsprechenden  $\alpha_{\text{Feuerraumwand}}$ , dann nach links, spiegle an der Geraden D nach unten auf den Strahlungskoeffizienten  $\alpha_{\text{Gefäßwand}}$ , gehe nach rechts wieder auf meine Wärmeinhaltordinate und verfähre wie vor.

2.) Die Strahlungskonstante hat einen von 3,5 verschiedenen Wert. Für diesen Fall müßten eigentlich neue Strahlungsparabeln mit der neuen Konstante gezeichnet werden. Dies kann man aber vermeiden. Man läßt die Strahlungsparabel und senkt sich an die Ordinate einen neuen Maßstab geschrieben. Die Umrechnung erfolgt mit dem Quotienten: Alter Strahlungskoeffizient 3,5 dividiert durch den neuen. Mit diesem Quotienten multipliziert man den Berührungswärmeübergang, trägt den so umgerechneten Ordinatenwert O - B auf, verfährt wie vorher und dividiert die an der Ordinate abgelesene Wandrückstrahlung durch den obigen Quotienten.

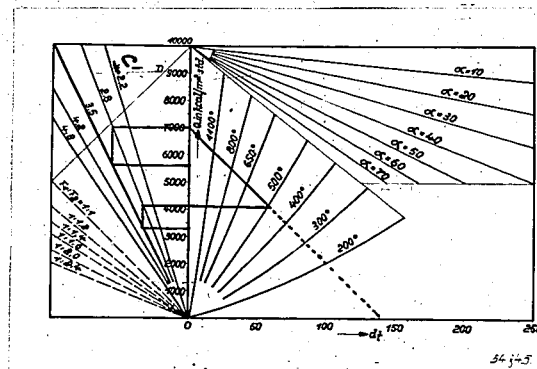


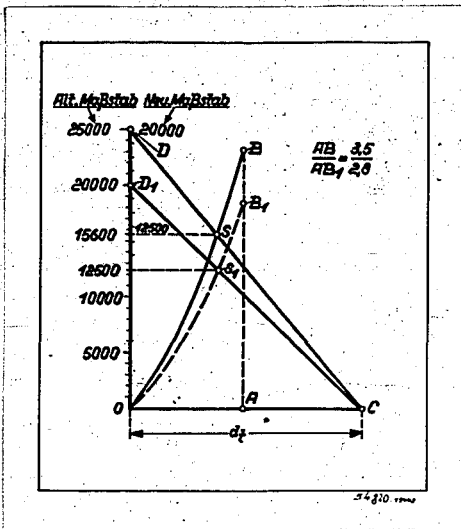
Bild 7.

diesem Quotienten multipliziert man den Berührungswärmeübergang, trägt den so umgerechneten Ordinatenwert O - B auf, verfährt wie vorher und dividiert die an der Ordinate abgelesene Wandrückstrahlung durch den obigen Quotienten.

Das dieses Verfahren richtig ist, zeigt Ihnen das Lichtbild (8).

Das dieses Verfahren richtig ist, zeigt Ihnen das Lichtbild (8).

Bild 8.

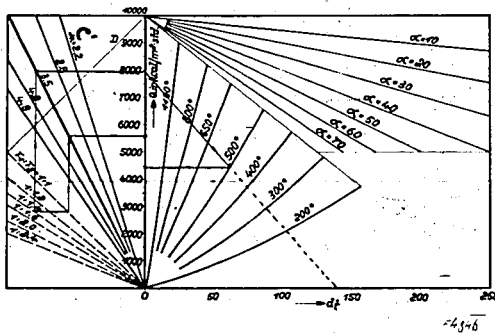


Der neue Strahlungskoeffizient sei z.B. 2,8. Ich hätte dann die Strahlungsparabeln 0 - 3 mit dem Quotienten aus 2,8 : 3,5 zu multiplizieren und bekäme die neue Strahlungsparabel 0 - B1. Bei 20 000 Kal. Berührungswärmeübergang ergäbe sich eine Wandrückstrahlung entsprechend Schnittpunkt S1 von 12 500 Kal./m<sup>2</sup>/Std. Statt dessen wird nun der Wert 20 000 Kal. mit dem Quotienten 3,5 : 2,8 multipliziert und vom ungerechneten Wert 25 000 aus die Gerade D - C gezogen. Dies ergibt mit der alten Strahlungsparabel den Schnittpunkt S auf der Ordinate 15 600 Kal., diese

multipliziert mit dem umgekehrten Verhältnis der Strahlungskonstanten 2,8 : 3,5 ergibt wieder wie vor 12 500 Kal./m<sup>2</sup>/Std. Sie sehen also, daß die Umrechnungsmethode auf einen neuen Maßstab wieder richtige Werte ergibt. Dieselbe Rechenoperation kann man auch mit der Strahlungsleitertafel, wie auf dem Lichtbild dargestellt, durchführen.

3.) Das Flächenverhältnis zwischen Feuerraumwand und Gefäßwand ist

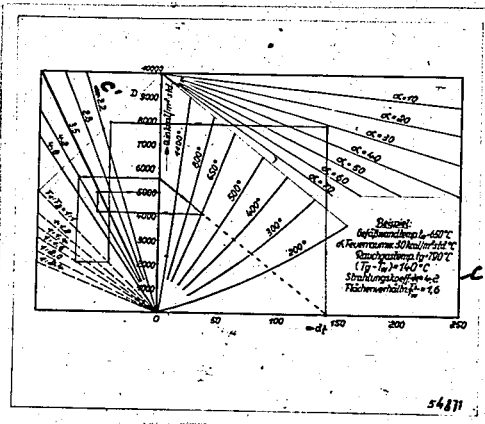
Bild 9.



größer als 1. Kleiner als 1 kann es nicht sein, da die Strahlungsberechnung immer auf die innere kleinere Wand bezogen werden muß. Das richtige Einsetzen des richtigen Flächenverhältnisses ist überhaupt die einzige Klippe bei der richtigen Ermittlung der Wandrückstrahlung; hierbei kann man leicht Fehler machen, die das Ergebnis stark

fälschen können. Es wird sich hier empfehlen, für alle möglichen Fälle ein Beispiel anzuführen, wie ich es in Leuna auch gemacht habe. Es ist nämlich zu berücksichtigen, daß immer, wenn eine Fläche in dem Strahlungsteil der Gleichung 7 auftaucht, nicht mit der wahren Fläche, sondern mit der Projektion auf die andere zu rechnen ist, während bei dem

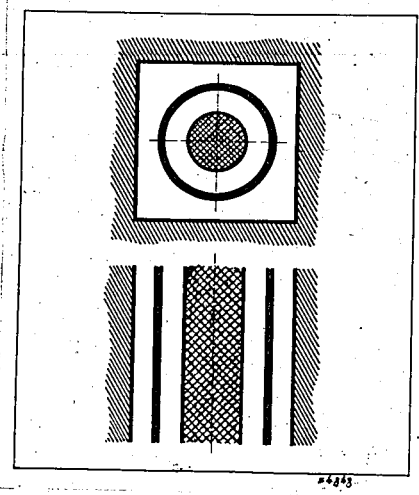
Berührungsteil im allgemeinen [jedoch nicht immer] mit der wahren Fläche zu rechnen ist. Das Letztere ist der Fall, wenn die Gefäßwand Rippen, Nadeln oder Vertiefungen usw. hat. Als einfache Regel können Sie sich jedoch merken: Die Gefäßwand wird immer mit ihrer projizierten Fläche, die Feuerwand in der Strahlungskonstante mit ihrer projizierten, sonst mit ihrer wahren Fläche eingesetzt. Rechnerisch geht man wieder von der Berührungswärme aus, multipliziert sie mit dem Flächenverhältnis, trägt den neuen Ordinatenwert auf und verfährt wie vor. Man kann diese Rechenoperation sich auch sparen und löst die Aufgabe wie auf dem Lichtbild gezeichnet.



Auf dem nächsten Bild habe ich Ihnen die Lösung einer Aufgabe eingezeichnet, bei dem sämtliche Korrekturen durchzuführen sind. Unten rechts sehen Sie die gegebenen Werte und rot im Nomogramm die Lösung eingetragen.

Auch andere schwierigere Aufgaben, z. B. innenbeheizte Behälter mit Verdränger und verrippten Heizflächen können mit dem Nomogramm richtig gelöst werden. Ich will Ihre Zeit jedoch mit diesen Einzelheiten nicht

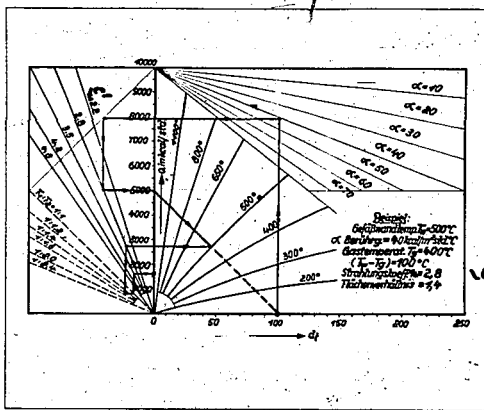
in Anspruch nehmen. Mir kam es nur darauf an, Ihnen das Grundsätzliche der Lösung zu zeigen. Ein zweites Nomogramm ist jedoch erforderlich, wenn es sich um folgenden Fall handelt.



Ein innen leeres Gefäß wird von außen beheizt und in dem Gefäß, z. B. einem Vorheizrohr, steckt zur Erhöhung der Gasgeschwindigkeit ein Verdränger. Dieser Fall ist grundsätzlich dadurch gekennzeichnet, daß das im Gefäß strömende Gas kälter ist als jede der beiden Wände; beim zuerst Betrachteten war das betrachtete Gas heißer als jede der beiden Wände. Der Verdränger verbessert nicht nur den Wärmetübergang dadurch, daß er



die angenommene Gasgeschwindigkeit erhöht und damit auch das Berührungser wird auch von der äußeren Gefäßwand angestrahlt und gibt durch Berührung die durch Strahlung aufgenommene Wärme an das Gas ab, vergrößert also auch durch den Strahlungseffekt den Wärmeübergang über den des leeren Gefäßes hinaus.



Die Grundgleichungen zur Berechnung der Wandrückstrahlung bleiben natürlich dieselben wie vor. Es ändert sich in dem Nomogramm lediglich der Verlauf der Strahlungsparabeln. Nur die Berücksichtigung des Flächenverhältnisses ist hier anders vorzunehmen. Grundsätzlich ändert sich jedoch gegen vorher nichts. Lediglich beim Flächenverhältnis muß man wieder gut aufpassen. Aber das wollten wir ja sowieso einer näheren Gebrauchsanweisung überlassen; die

Erörterung aller grundsätzlichen Möglichkeiten würde mindestens Ihnen eine halbe Stunde kosten. Ganz ohne denken gehts auch nun einmal selbst beim besten Nomogramm nicht.

Ich hoffe, Ihnen in der kurzen, mir zur Verfügung stehenden Zeit gezeigt zu haben, daß die Wandrückstrahlung bei beheizten Gefäßen, selbst bei sogenannten niedrigen Temperaturen für eine genaue Berechnung der thermischen Daten nicht vernachlässigt werden darf. Die von mir in Leuna entwickelten Nomogramme erleichtern das Berechnen dieser Wandrückstrahlung ungemein.

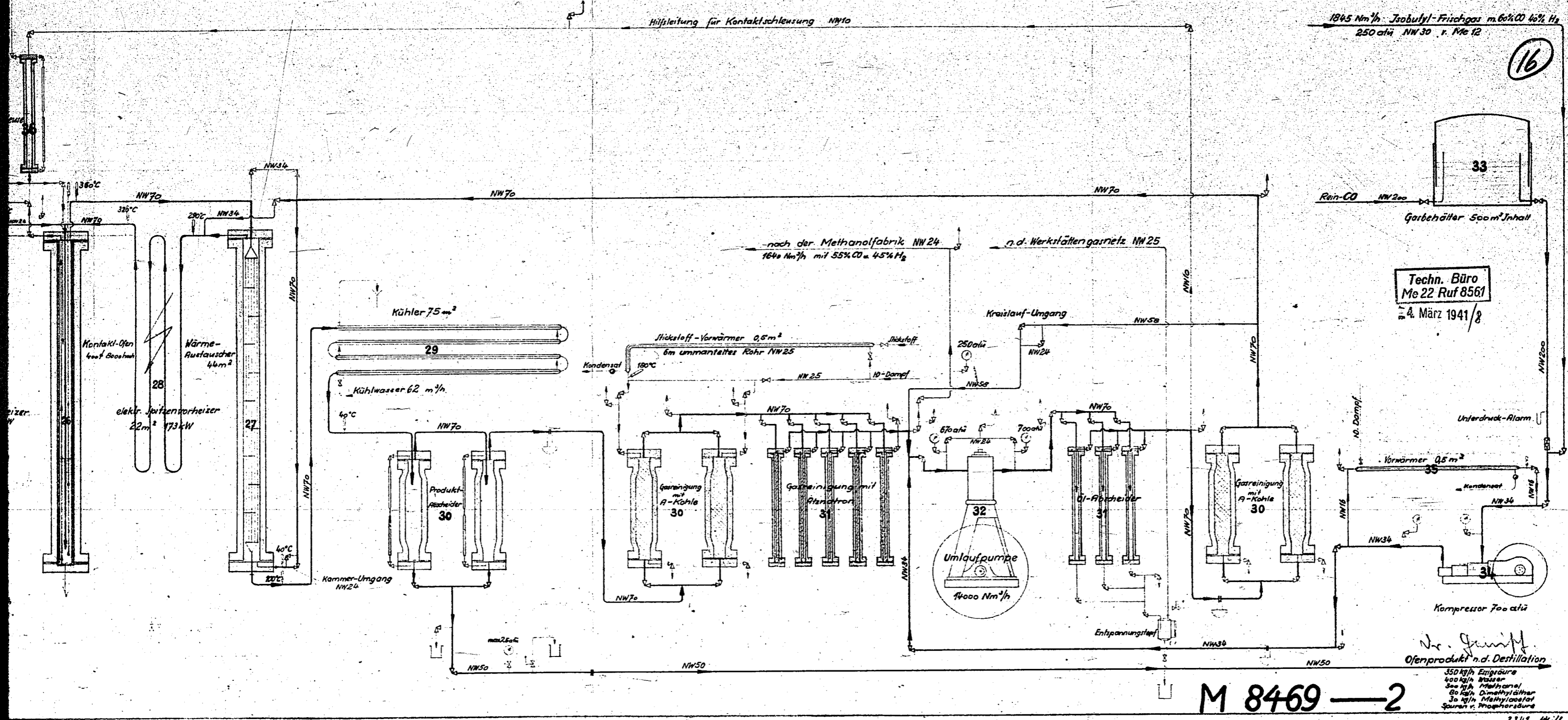
Sie stellen jedoch keineswegs eine jeder wissenschaftlichen Kritik standhaltende Arbeit dar. Es ist z. B. vernachlässigt die Gasstrahlung; wir haben da meistens den sicher nicht immer ganz haltbaren Standpunkt vertreten, daß die Wärmemenge, die vom Gas auf die Feuerraumwand gestrahlt wird, rückwärts vom Gas auch wieder absorbiert, wird also bei der Wandrückstrahlung nicht zu berücksichtigen ist. Dann ist vernachlässigt der Einfluß der Feuerraumwandabkühlung durch Wärmeverluste nach außen; ebenso ist es nicht unter allen Umständen richtig bei der

Feuerraumwand, abgesehen vom Strahlungsteil der Gleichung, mit der wahren Fläche zu rechnen. Es sind Fälle denkbar, bei denen dies falsch ist, z.B. wenn Feuerraumwandflächen senkrecht zu der zu beheizenden Gefäßwand angeordnet sind, und so keine Möglichkeit haben, auf die Gefäßwand zu strahlen. Immerhin haben die Tafeln in Leuna nun eine zehnjährige Bewährung hinter sich und im Ganzen gesehen bei Berechnung von technischen Öfen zu genügend richtigen Werten geführt. Z.B. wurden für die großen Dehydrierungsöfen für Butan mit geschlossstem Kontakt die Heizgaseintrittstemperatur mit  $810^{\circ}\text{C}$ , die Austrittstemperatur mit  $700^{\circ}\text{C}$  vorausberechnet. Die gemessenen Werte liegen beim Eintritt bei etwa  $805^{\circ}\text{C}$ , beim Austritt bei  $680^{\circ}\text{C}$ , wobei zu bemerken ist, daß die Ofenleistung aus anderen Gründen noch etwas unter denen der Berechnung zugrunde gelegten Werten liegt. Werden diese erreicht, was bald der Fall sein wird, werden die Gastemperaturen fast genau auf den vorausberechneten Werten liegen.

Ich würde mich freuen, wenn diese Arbeitstafeln, gegebenenfalls nach Überarbeitung durch die Wärmetatlas-Kommission, in den Wärmetatlas aufgenommen werden würden.



# Schema der Essigsäure-Synthese



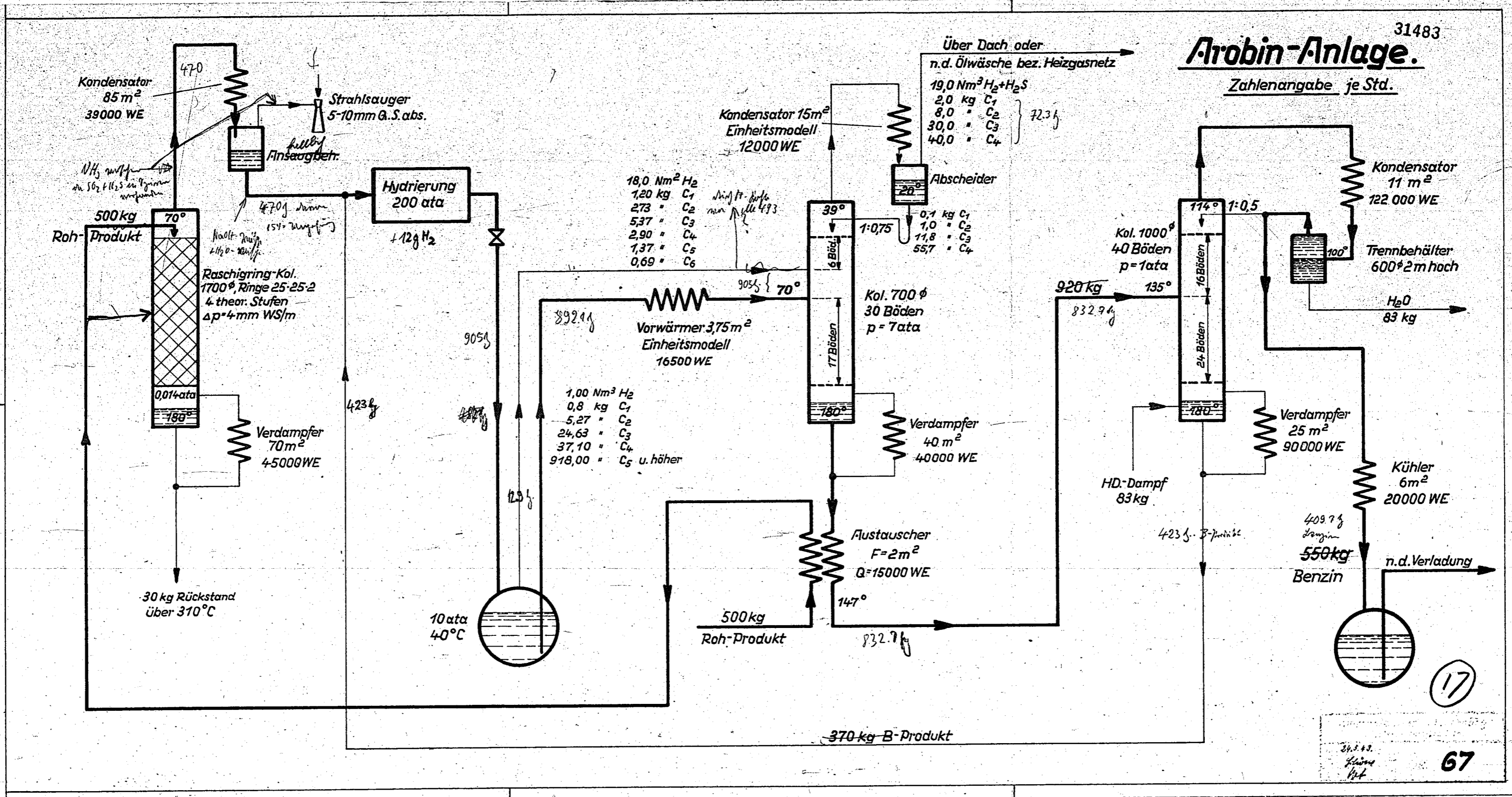
Techn. Büro  
 Me 22 Ruf 8561  
 4. März 1941/8

M 8469 — 2

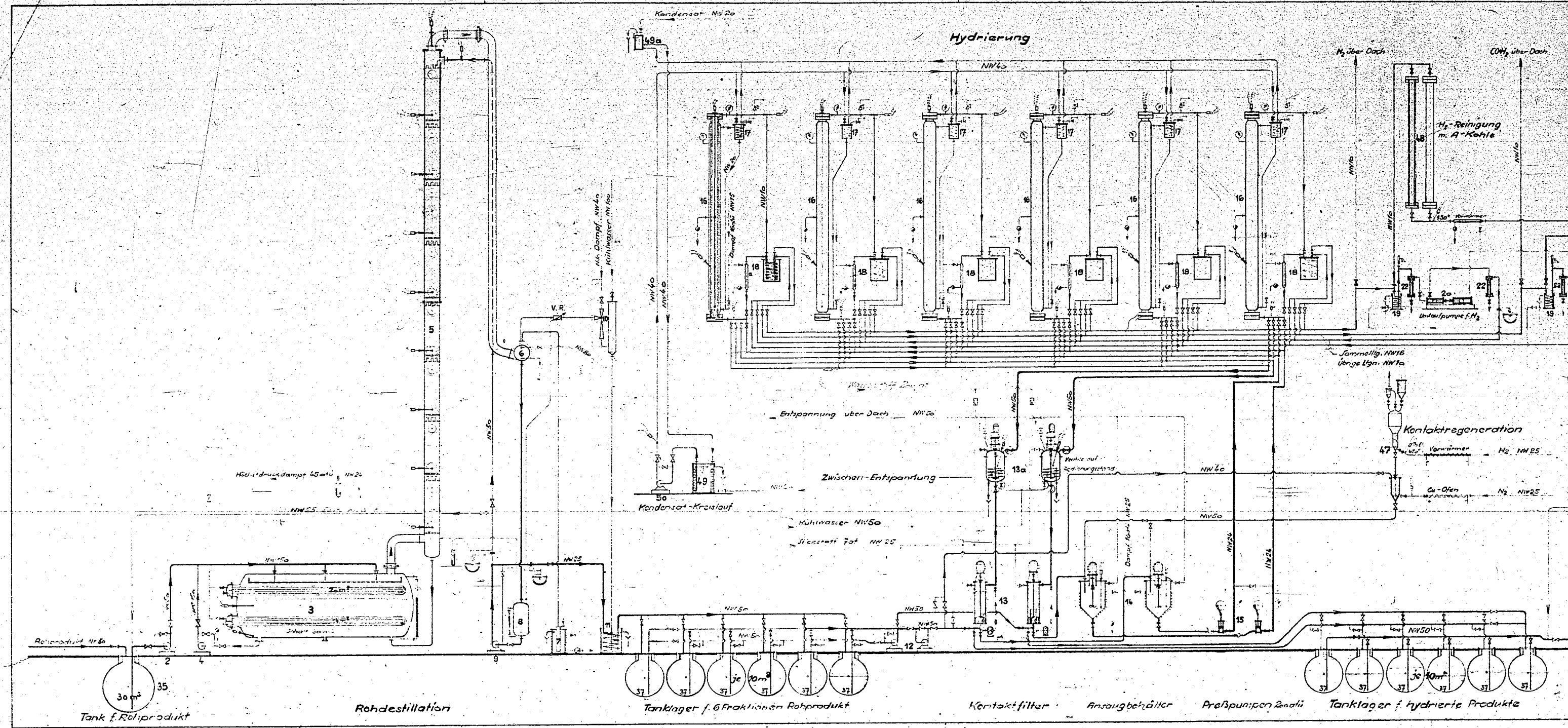
350 kg/h Essigsäure  
 400 kg/h Wasser  
 80 kg/h Methanol  
 30 kg/h Dimethyläther  
 30 kg/h Methylacetat  
 Säuren & Phosphorsäure

# Arobin-Anlage.

Zahlenangabe je Std.



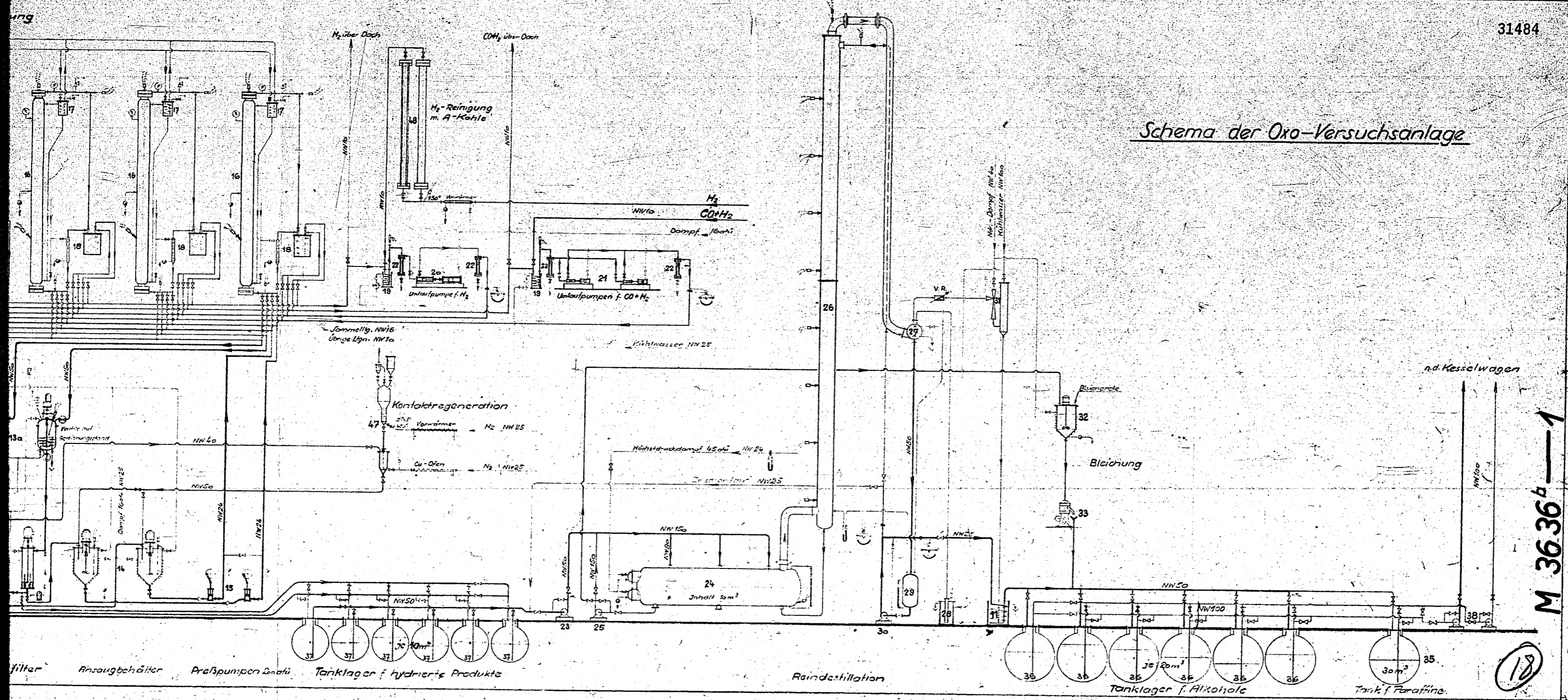
(17)



POOR COPY 18

31484

Schema der Oxo-Versuchsanlage

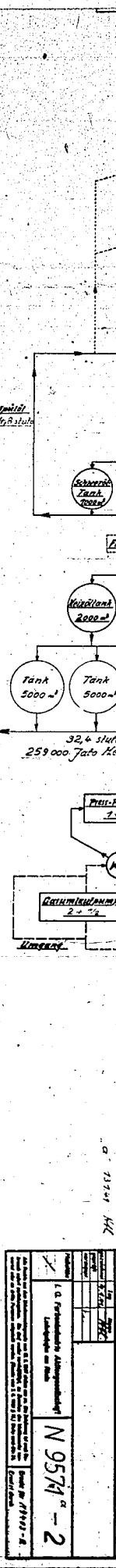
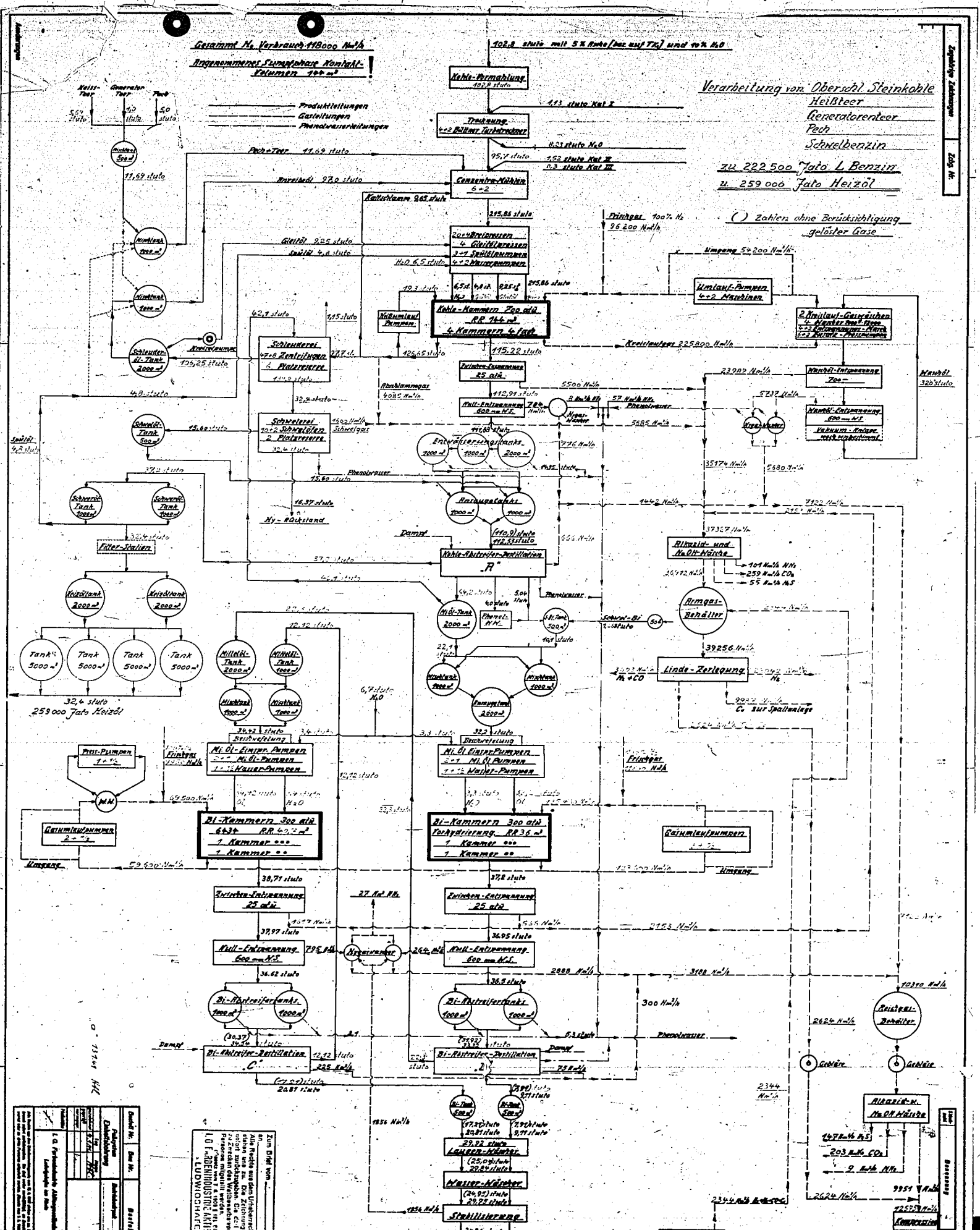


M 36.36<sup>A</sup> - 1

18

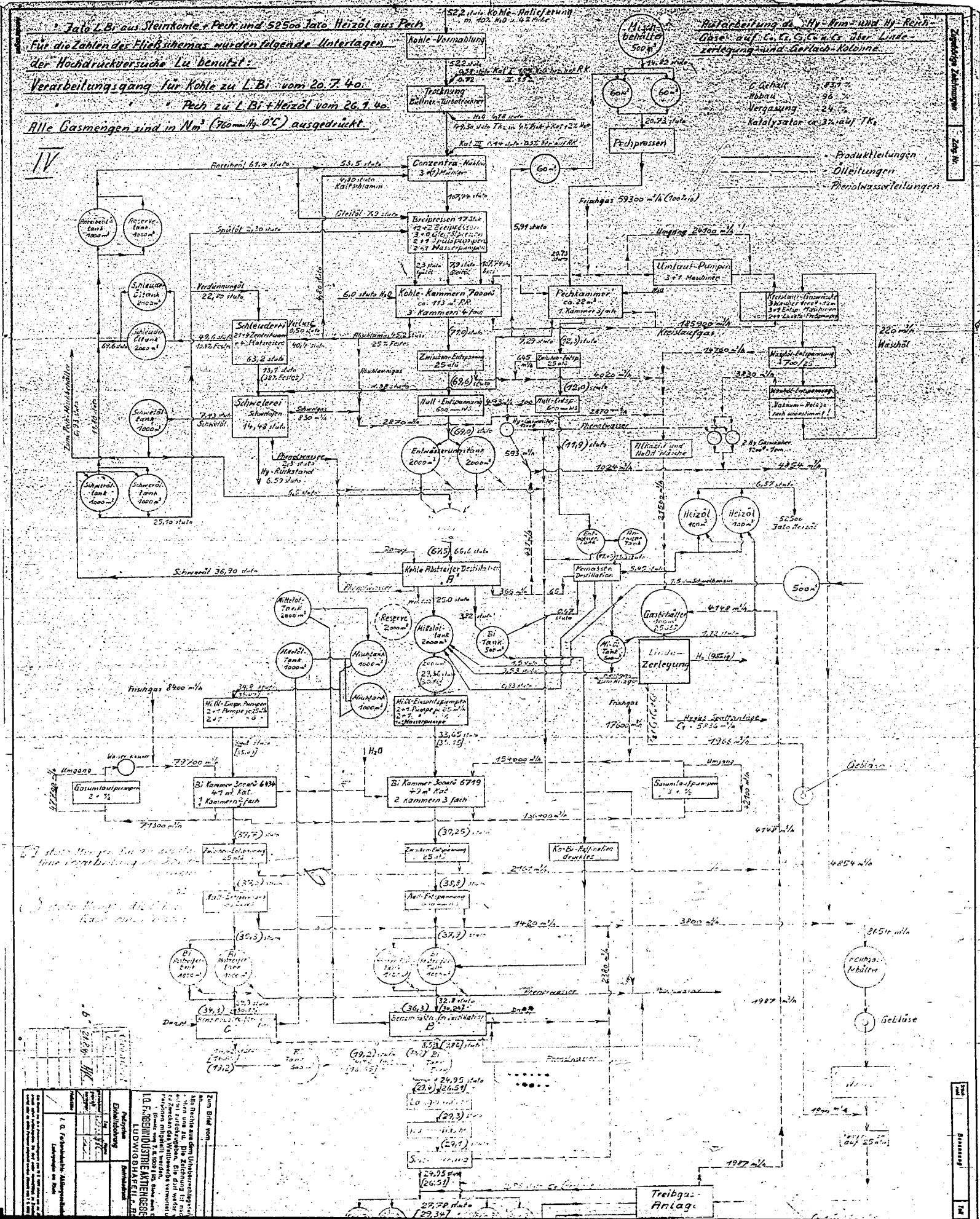
Lit. d. 14.9.60

POOR COPY 18

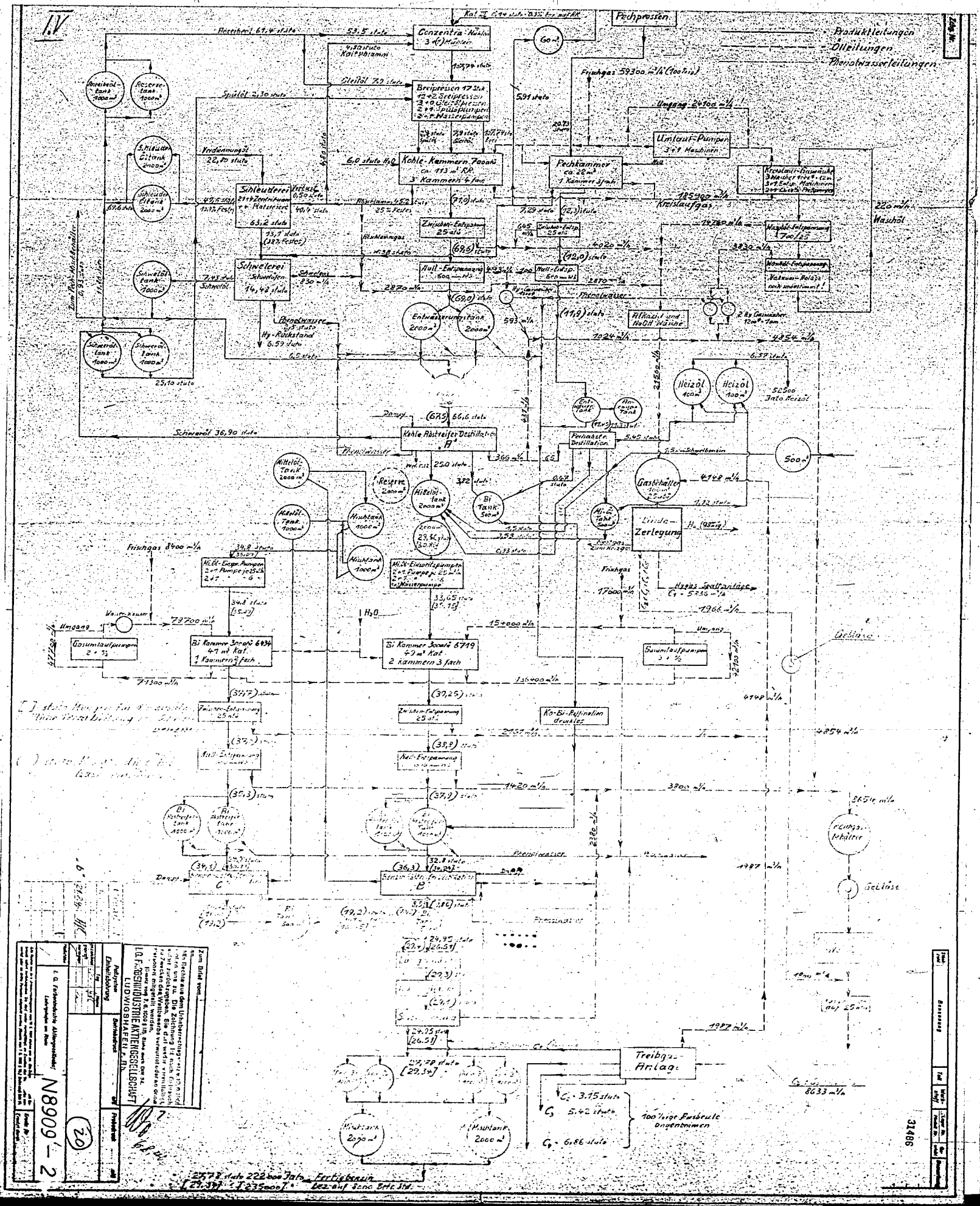








POOR COPY 20



**IV**

Zum Bild vom: **31486**

Die Angaben sind dem Untersucher...  
 LUDWIGS-ANTRIEBSGESELLSCHAFT  
 LUDWIGS-ANTRIEBSGESELLSCHAFT

|                 |         |
|-----------------|---------|
| Einzelzeichnung | 31486   |
| Blatt           | 20      |
| Proj. Nr.       | N8909-2 |
| Verf.           |         |
| Gepr.           |         |
| Gepr.           |         |

2578 stufe 222 bar Tage...  
 29.397 1.235.0007...  
 622-047 3200 876 Stk.

POOR COPY 20

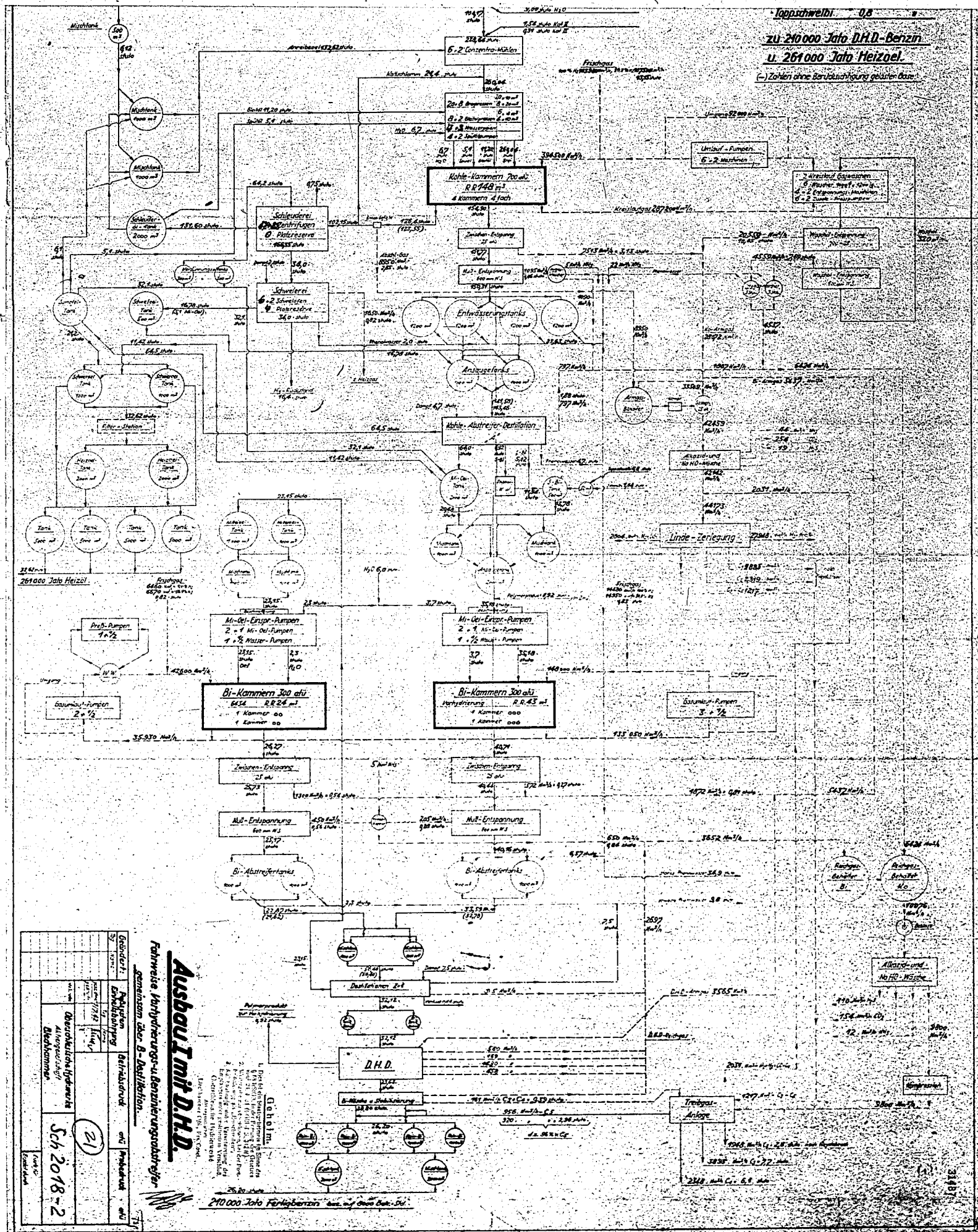
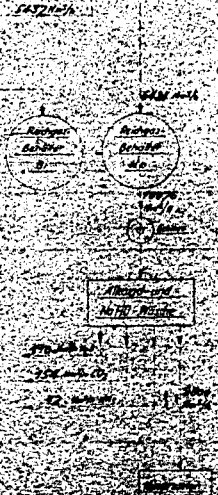
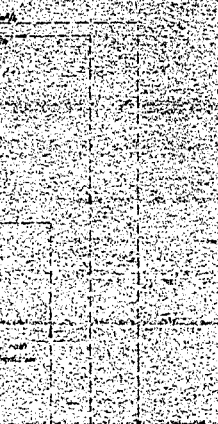
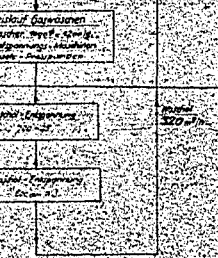


van Beuthen-Heinze Kohle in  
(nach Verab. gang v. 20.3.42)

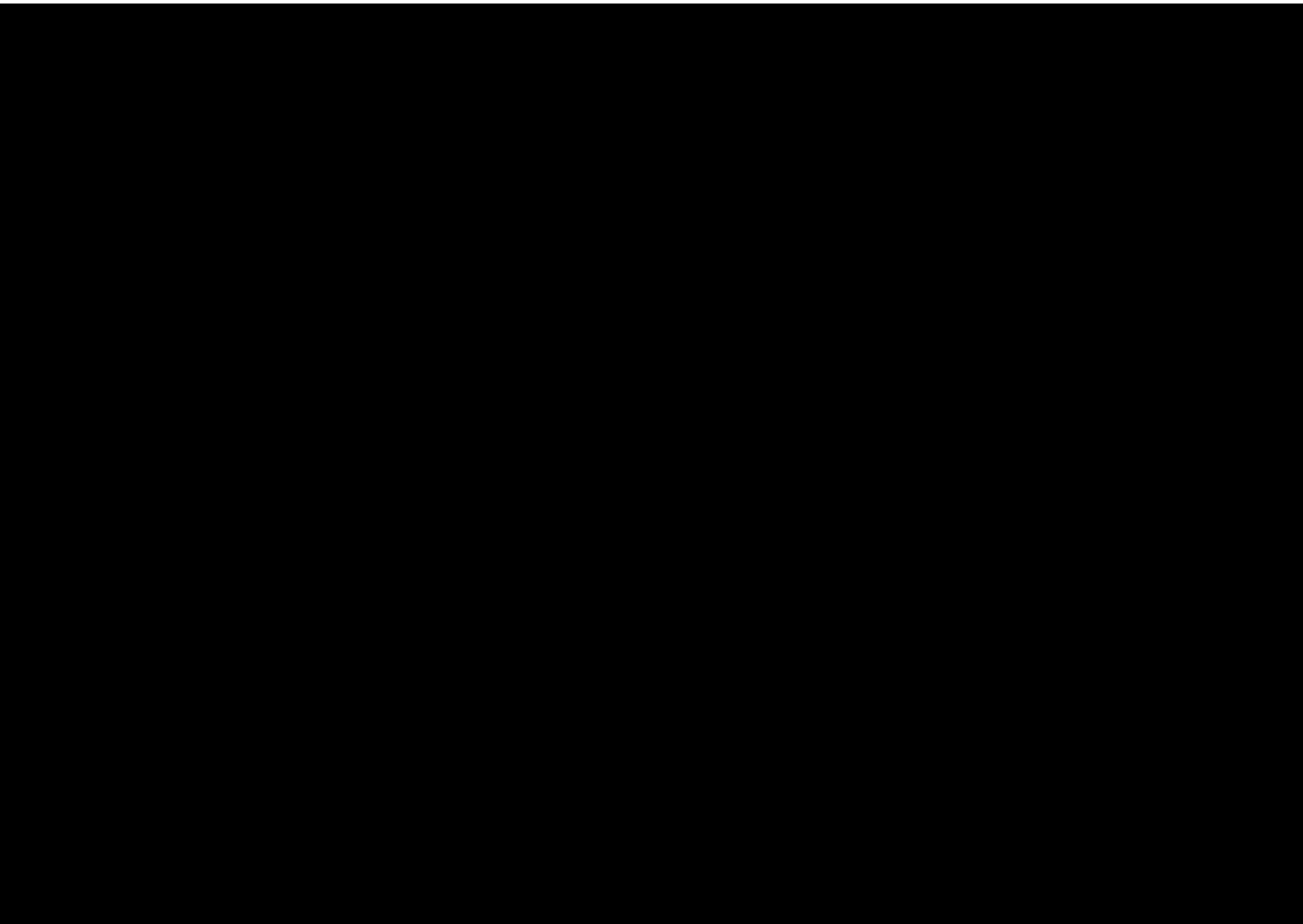
Breer 0,62 stufe  
Reier 0,5  
Rein 1,04  
Abbi 0,6

240.000 Tafe D.H.D.-Benzin  
261.000 Tafe Heizoel.

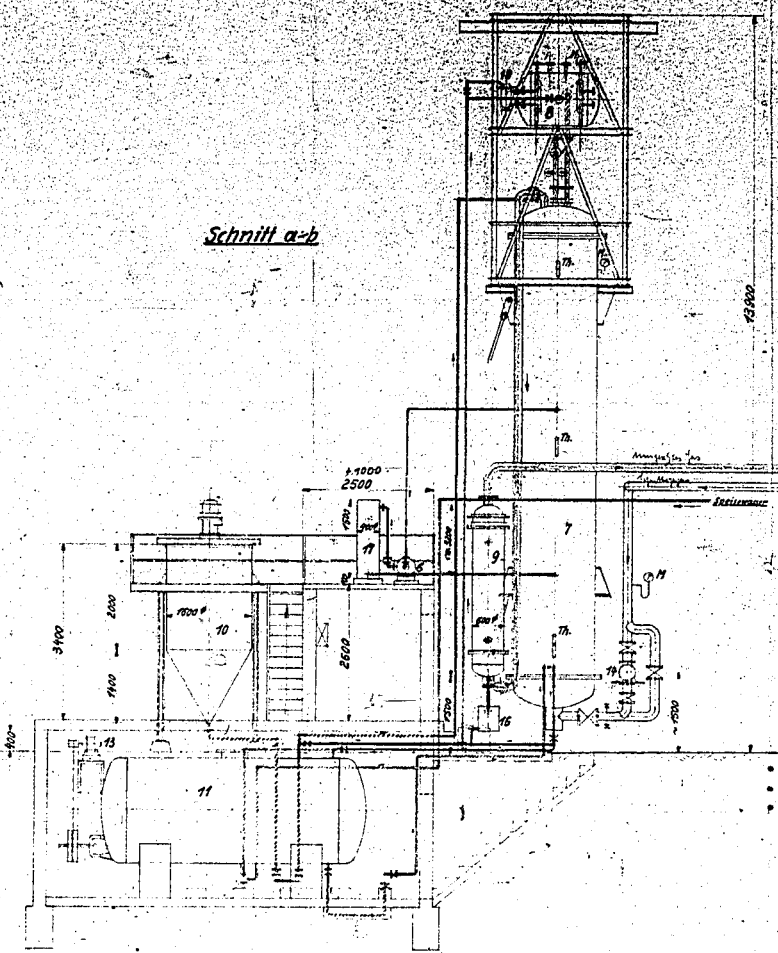
(Zahlen ohne Berücksichtigung gelöster Gase)



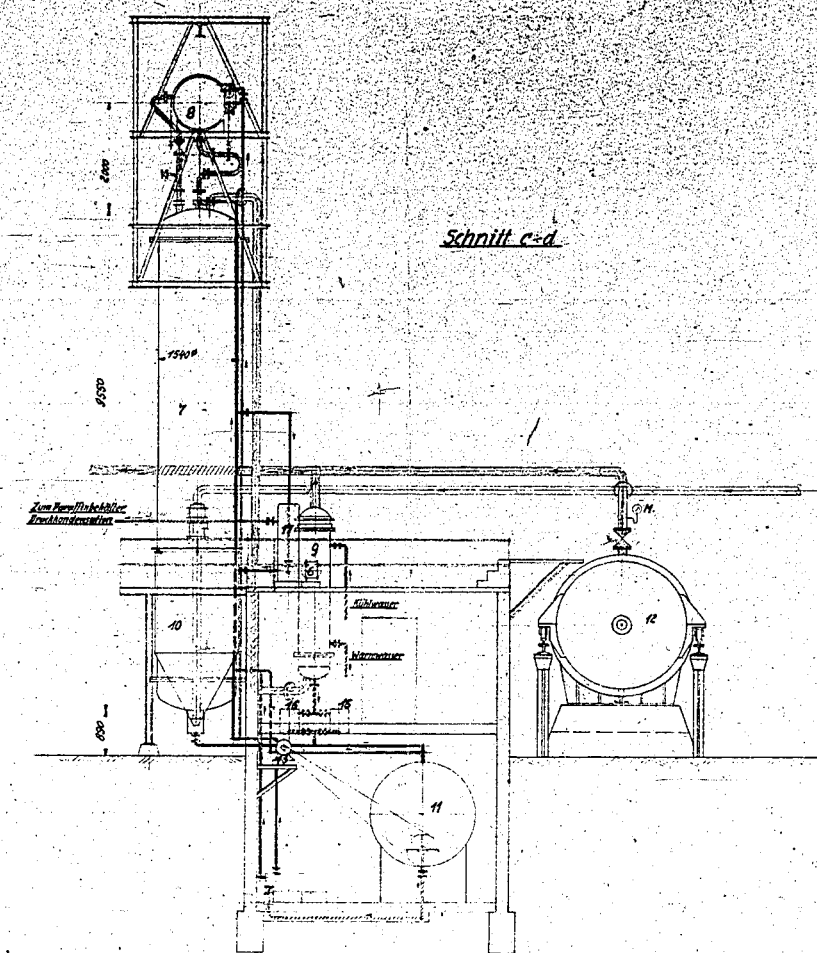
POOR COPY 21



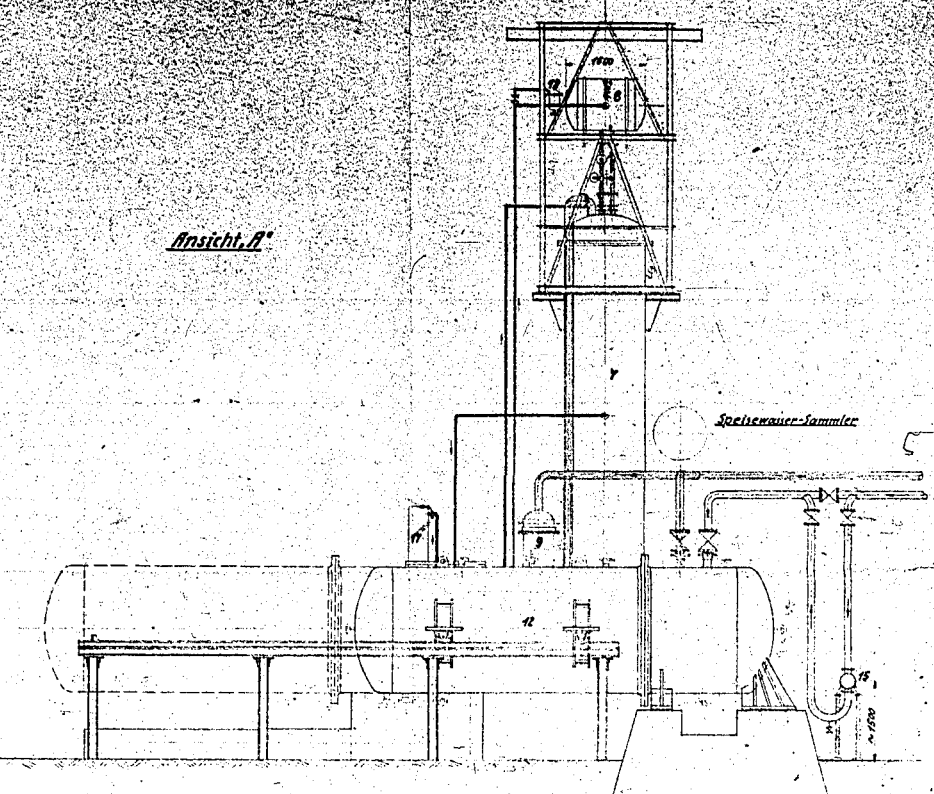
Schnitt a-b



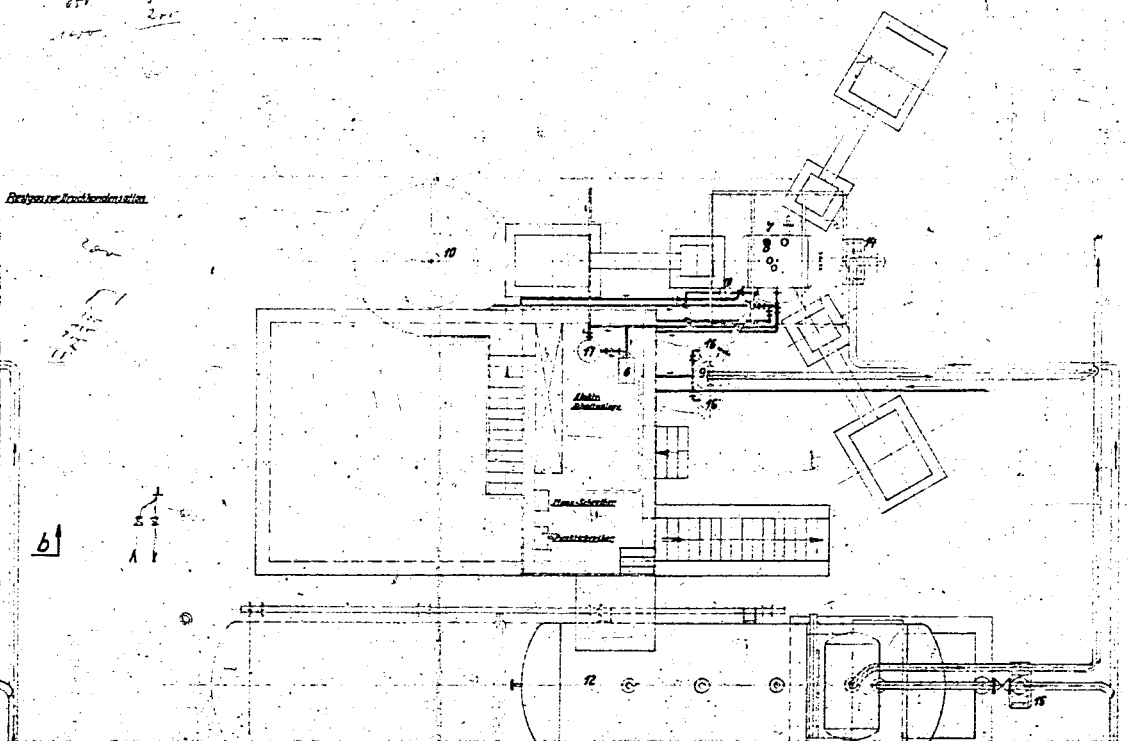
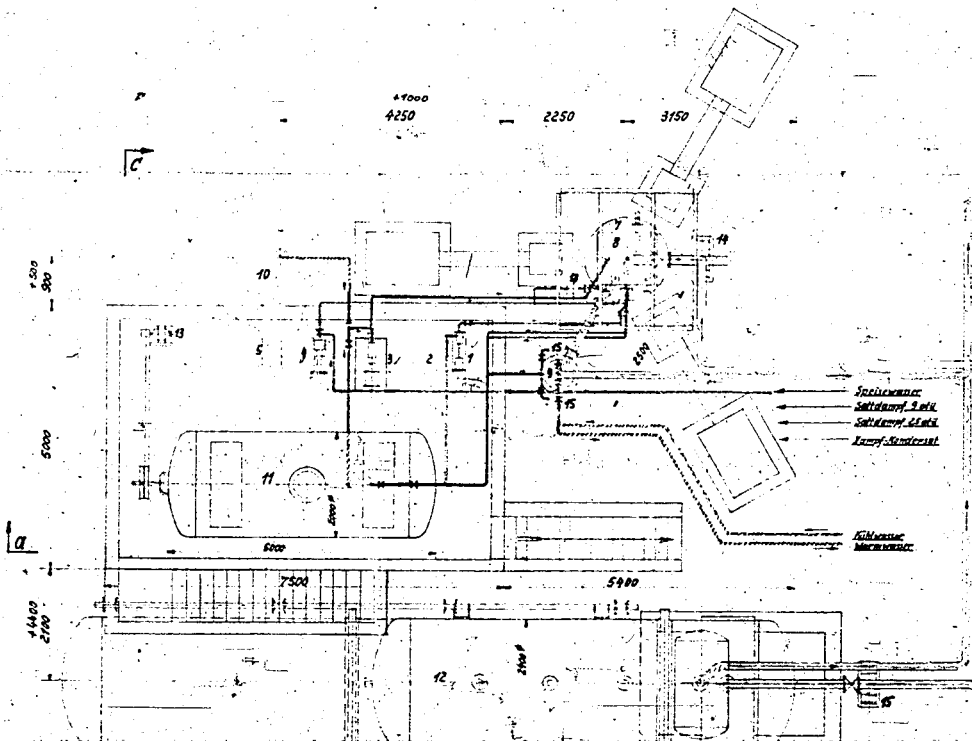
Schnitt c-d



Ansicht B'



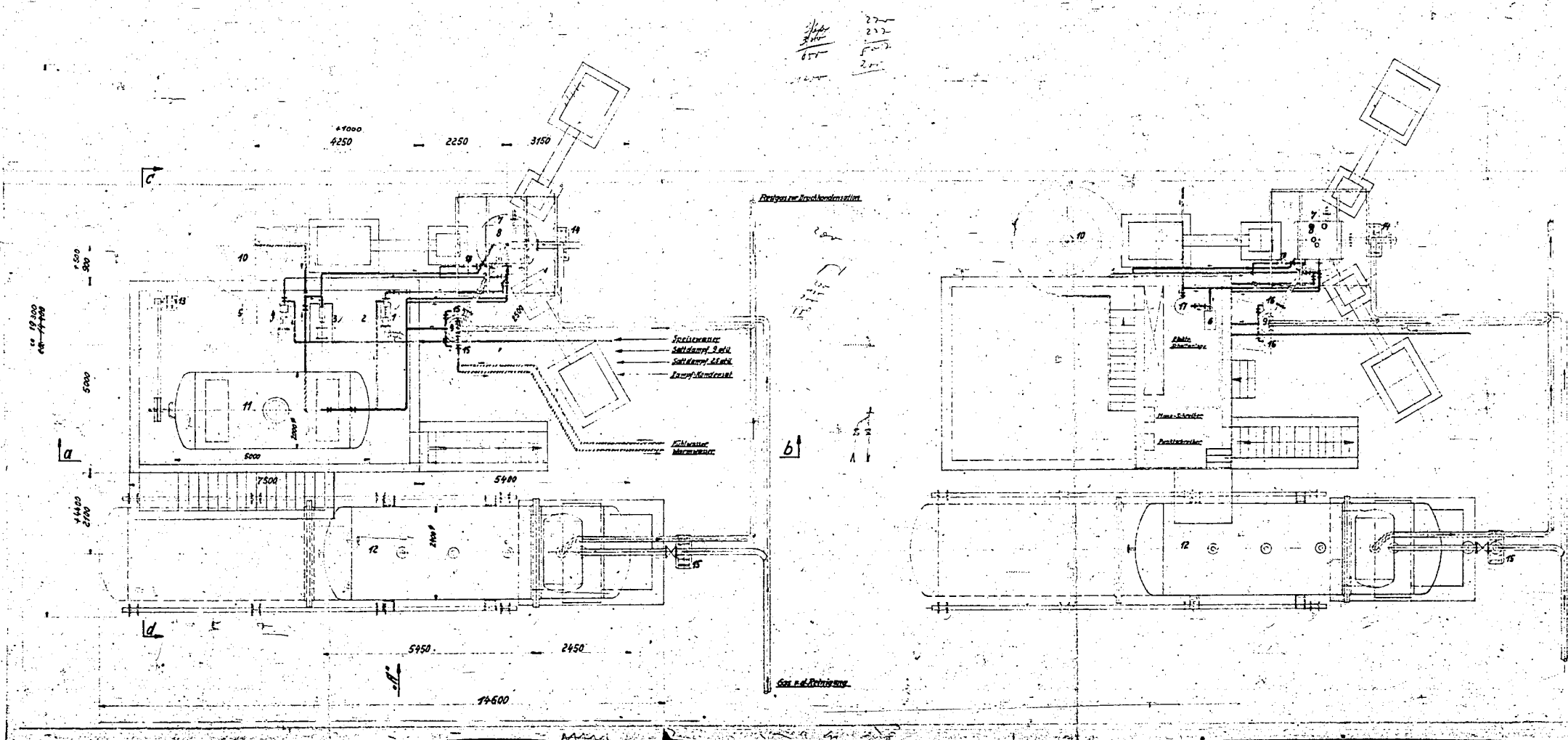
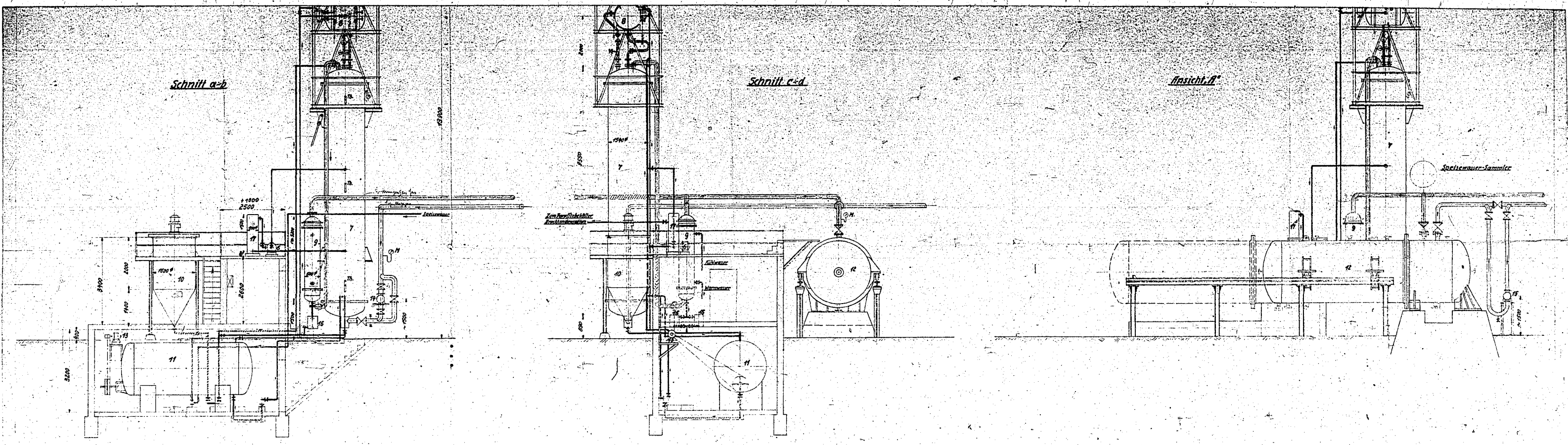
| Nr. Bezeichnung der Apparate, Pumpen u.s.w. |                                      |
|---|--------------------------------------|
| 1   | Hohe Spritzpumpe Nr. 1811            |
| 2   | Reinigungs-Pumpe                     |
| 3   | Drückluft-Kreiselpumpe Nr. W 60582   |
| 4   | Speisewasserpumpe Toahl. Nr. 30197a  |
| 5   | Reserve-Pumpe                        |
| 6   | H.S.B. Pumpe                         |
| 7   | Probierbehälter                      |
| 8   | Sammelbehälter                       |
| 9   | Rohrfließbehälter                    |
| 10  | Vorratsbehälter                      |
| 11  | Rührwerksbehälter, 15 m³ Inhalt      |
| 12  | Probierbehälter                      |
| 13  | Probierbehälter d. Rührwerksbehälter |
| 14  | Probierbehälter-Garnitur bis 15 m³   |
| 15  | Probierbehälter-Garnitur bis 10 m³   |
| 16  | Schneider u. Rührwerk-Rührer         |
| 17  | Filter                               |
| 18  | Speisewasser-Regler                  |



Kontaktföhranlage

Anlage 200

Maßstab 1:50



| Nr. | Bezeichnung der Apparate, Pumpen u.s.w. |
|-----|---|
| 1   | Spitzen-Pumpe Nr. 1214                  |
| 2   | Reserve-Pumpe                           |
| 3   | Druckpumpe Nr. W 67502                  |
| 4   | Speisepumpe 7000 l/h Nr. 3017a          |
| 5   | Reserve-Pumpe                           |
| 6   | K.S.B. Pumpe                            |
| 7   | Probierofen                             |
| 8   | Reaktor                                 |
| 9   | Rührbehälter                            |
| 10  | Vorratsbehälter                         |
| 11  | Rührbehälter 75 m <sup>3</sup> Inhalt   |
| 12  | Druckkessel                             |
| 13  | Druckmeter d. Rührbehälter              |
| 14  | Druckmeter d. Rührbehälter bis 25 atü   |
| 15  | Druckmeter d. Rührbehälter bis 16 atü   |
| 16  | Schneider-Steuerung                     |
| 17  | Filter                                  |
| 18  | Speisepumpe-Regler                      |

Kontaktanlagen  
 Anlage 200  
 Maßstab 1:50

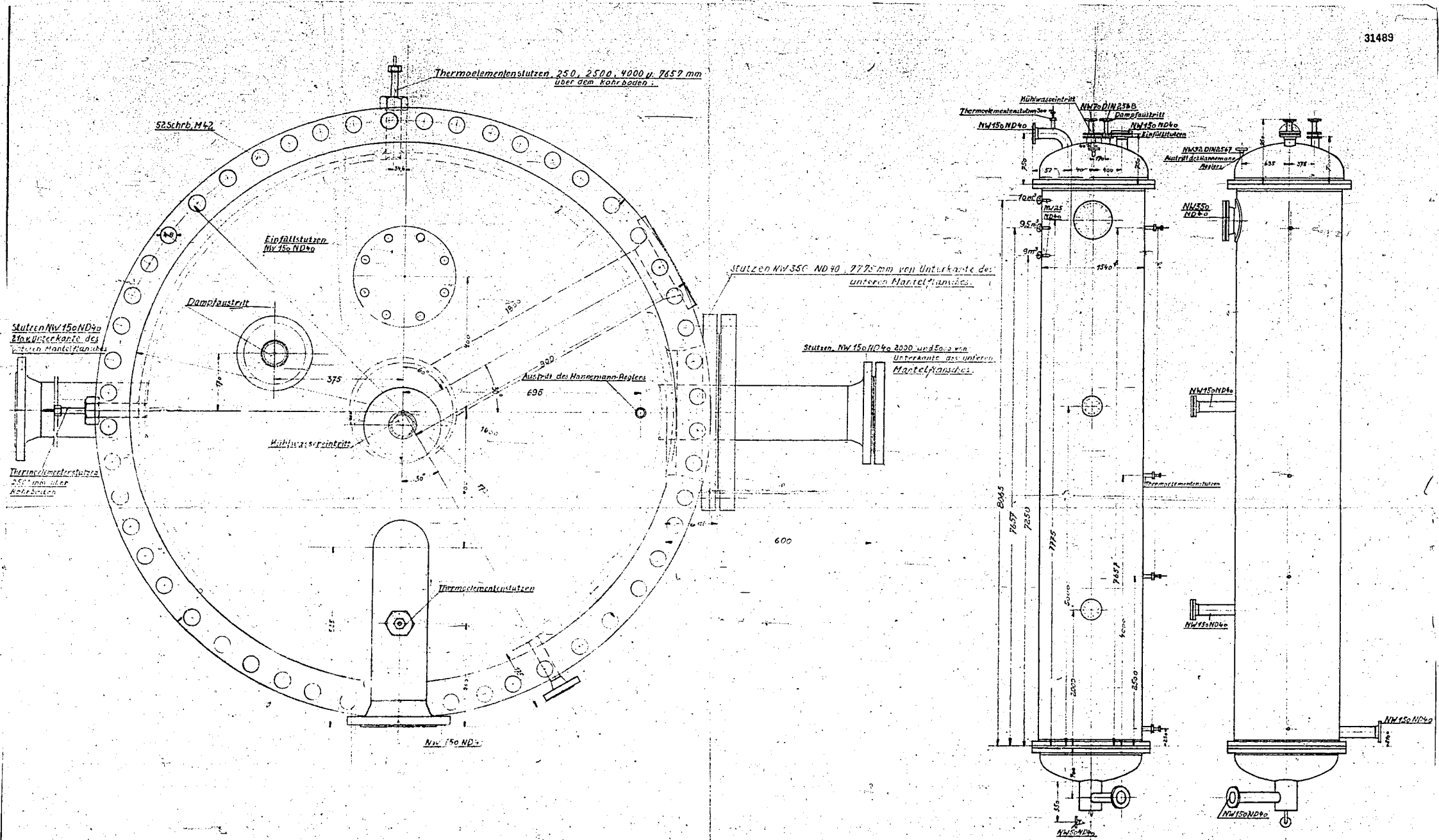
200/57

(22)

Druckverh. des 26.6.11. 1941



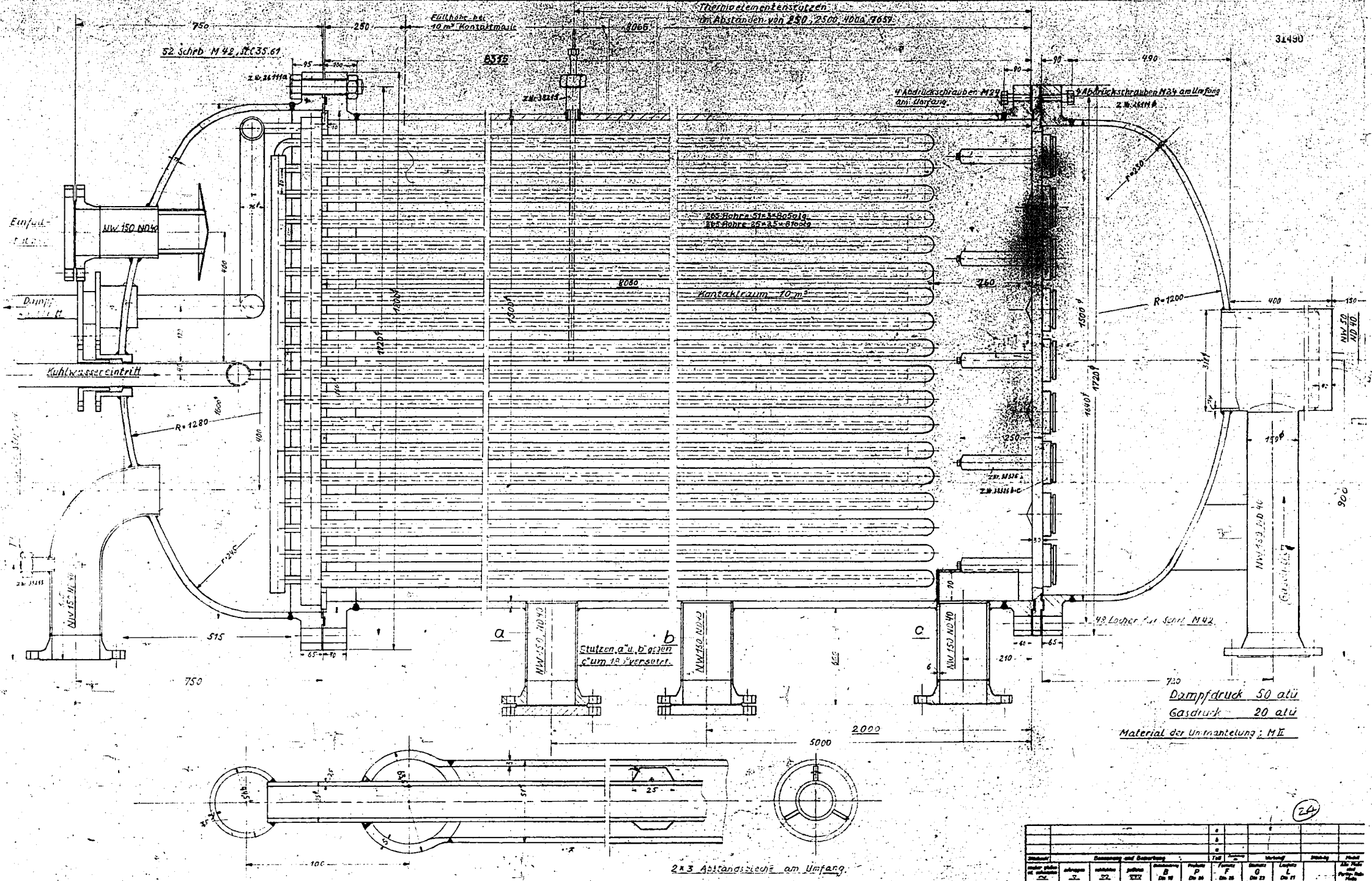
31489



23

| Erstellt  |     | Geprüft |     | Freigegeben |     | Abgeschlossen |     | Angeordnet |     | Geplant |     | Tatsächlich |     | Bemerkungen    |     |
|---|-----|---------|-----|-------------|-----|---------------|-----|------------|-----|---------|-----|-------------|-----|----------------|-----|
| Nr.   | Nr. | Nr.     | Nr. | Nr.         | Nr. | Nr.           | Nr. | Nr.        | Nr. | Nr.     | Nr. | Nr.         | Nr. | Nr.            | Nr. |
|   |     |         |     |             |     |               |     |            |     |         |     |             |     |                |     |
| Zusammenfassung der Einzelteile:<br>1. 5. Deckelansicht u. Stützenstellung<br>2. 6. 1. 2. 3. 4. 5. 6. 7. 8. 9. 10. 11. 12. 13. 14. 15. 16. 17. 18. 19. 20. 21. 22. 23. 24. 25. 26. 27. 28. 29. 30. 31. 32. 33. 34. 35. 36. 37. 38. 39. 40. 41. 42. 43. 44. 45. 46. 47. 48. 49. 50. 51. 52. 53. 54. 55. 56. 57. 58. 59. 60. 61. 62. 63. 64. 65. 66. 67. 68. 69. 70. 71. 72. 73. 74. 75. 76. 77. 78. 79. 80. 81. 82. 83. 84. 85. 86. 87. 88. 89. 90. 91. 92. 93. 94. 95. 96. 97. 98. 99. 100. |     |         |     |             |     |               |     |            |     |         |     |             |     | 45118<br>75118 |     |

POOR COPY 23



Dampfdruck 50 atü  
Gasdruck 20 atü  
Material der Ummantlung: M.E.

| Probekontaktofen  |      |         |          |         |    |        |    |                     |       |  |
|---|------|---------|----------|---------|----|--------|----|---------------------|-------|--|
| Baujahr   |      | Zustand |          | Trocken |    | Feucht |    | Bauart              |       | Abmessungen  |
| Monat   | Jahr | gut     | schlecht | Da      | Ne | Da     | Ne | äußerer Durchmesser | innen | tiefe  |
|   |      |         |          |         |    |        |    |                     |       |  |
| Name: <b>Probekontaktofen</b><br>Werk: <b>Rhenpreußen</b> |      |         |          |         |    |        |    | <b>45099</b>        |       | Zeichnung Nr.: <b>45099</b><br>Maßstab: <b>1:1</b> |

POOR COPY  
24

31491

25

## ›GRIESOGEN‹

GRIESHEIMER AUTOGEN VERKAUFS - G.M.B.H.  
FRANKFURT (MAIN) - GRIESHEIM

Telefon: Frankfurt (Main) 700 51 und 708 51  
Telegr.-Kurzanschr.: Griesogen-Frankfurtmain

Alleinverkauf der Autogen-Erzeugnisse der  
vorm. Chemische Fabrik Griesheim-Elektron,  
jetzt I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Frankfurt (Main)

Brenner zum Bleischweißen, Weichlöten, Hartlöten u. Anwärmen.  
Schweißbrenner aus Leichtmetall, Mehrflammen-Schweißbrenner  
für Hand- und Maschinenbetrieb.

Schneidbrenner für alle Zwecke bis 600 mm Materialstärke.  
Autogen-Schneidmaschinen, für Lineal- und Kurvenschnitte nach  
Schablone Anriß, und unmittelbar nach Zeichnung.

Nieder-, Mittel- und Hochdruck-Acetylen-Entwickler.

Alles in den Tabellen angeführte Zusatzmaterial, zum Weich-  
löten, Hartlöten, und autogenen Schweißen.

Elektroden für die elektrische Schweißung.

Weitere Tabellen können wir Ihnen  
im Bedarfsfalle noch zur Verfügung stellen.  
Bitte fordern Sie diese von uns an!

11.-36131-50M345

## ›GRIESHEIM‹ TABELLEN



Eingetragenes Warenzeichen

Vertretung f. Südbayern  
**Alfred Reussmann**  
MÜNCHEN 15  
Schwanthalerstr. 14 Fernspr. 56 960

DRUCKSACHE NR. 243/35

25

31492

I. »GRIESHEIM«-Schweißabelle für Eisenmetalle

| Werkstoff                                  | Schweißstäbe*)  |                 | Schweißpulver*)       |           | Flamme                                  | Bemerkungen  |
|--|---|-----------------|-----------------------|-----------|---|--|
|  | Bezeichnung   | Lager-Nr.       | Bezeichnung           | Lager-Nr. |   |  |
| Flußeisen und Stahl 1500° C                | Griesheim-Schweißstäbe Gv 1                                     | DV 101-108      | —                     | —         | neutral                                 | für Flußeisen höherer Festigkeit, St. 37—42, wie Gv 2 für hochbeanspruchte Stähle, ferner für Einsatzstähle, für Auftragschweißungen, Brinellhärte 180—200 desgl., Brinellhärte 270—290. |
|  | " Gv 2  | GV 202-208      | —                     | —         |   |  |
|  | " N   | DN 53-57        | —                     | —         |   |  |
|  | " Ga 2  | GA 202-208      | —                     | —         |   |  |
|  | " Ga 3  | GA 304-306      | —                     | —         |   |  |
| Stahl 1450° C                              | Griesheim-Schweißstäbe Gv 2                                     | GV 202-208      | —                     | —         | neutral bis leichter Acetylen-Überschuß | für Stähle bis 70 kg/mm <sup>2</sup> Festigkeit, St. 52, St. 60, St. 70.   |
|  | " Gv 3  | GV 303-306      | —                     | —         |   |  |
|  | " Ga 2  | GA 202-208      | —                     | —         |   |  |
|  | " Ga 3  | GA 304-306      | —                     | —         |   |  |
|  | " N   | DN 53-57        | Stahlschweißpulver    | PS 1      |   |  |
| Stahlguß 1450° C                           | Griesheim-Schweißstäbe Ga 2                                     | GA 202-208      | —                     | —         | neutral                                 |  |
| V2A-Stahl V4A-Stahl 1400° C                | V2A-V4A-Schweißstäbe  | V2A 1-5 V4A 1-5 | Schweißpulver         | PN 2      | neutral                                 | Brenner eine Nummer kleiner als bei Flußeisen.   |
| Chrom-Nickel-Stahl (Einsatzstähle) 1400° C | Griesheim-Schweißstäbe N <sup>1</sup> Spezialstäbe nach Anfrage | DN 53-57        | Schweißpulver         | PN 2      | neutral                                 |  |
| Gußeisen 1300° C                           | Siliziumhaltige Spezial-Gußeisenschweißstäbe                    | DG 4-15         | Gußeisenschweißpulver | PG 1      | Acetylen-Überschuß                      | Zur Spannungsverhütung komplizierte Gußstücke auf etwa 650° C gleichmäßig vorwärmen.   |
| Temperguß                                  |   |                 |                       |           |   | wird am besten hartgelötet.  |

\*) Schweißstäbe und Schweißpulver sind von der Fa. »GRIESHEIM« zu beziehen.

II. »GRIESHEIM«-Schweißabelle für Nichteisenmetalle

| Werkstoff               | Schweißstäbe*)  |                             | Schweißpulver*)                                    |           | Flamme                                  | Bemerkungen   |
|-------------------------|---|-----------------------------|--|-----------|---|---|
|                         | Bezeichnung   | Lager-Nr.                   | Bezeichnung  | Lager-Nr. |   |   |
| Messing 800-900° C      | Messing-Schweißstäbe „Rauhdios“                           | DMR 12-18                   | Kupfer- u. Messing-Schweißpulver oder Lecupa-Paste | PM 1 PK 1 | Sauerstoff-Überschuß                    | Flammkegel nicht zu nahe auf Werkstück oder Draht richten.  |
| Rotguß 800-900° C       | Schweiß- und Hartstäbe „Rauhdios-Extra“                   | DM 21-28                    |  | PM 1 PK 1 |   |   |
| Brönze 750-1050° C      | Spezial-Brönze-Schweißstäbe zinkfrei, korrosionsbeständig | DB 4-8                      | Kupfer- u. Messing-Schweißpulver oder Lecupa-Paste | PM 1 PK 1 | Sauerstoff-Überschuß                    |   |
| Kupfer 1083° C          | Sonder-Kupfer-Schweißstäbe „Sini“ oder „Grieku“           | DS 62-67 DK 1-8             |  | PM 1 PK 1 | neutral                                 | Brenner eine Nummer größer wählen. Metall nicht überhitzen. Durch Nachhämmern in warmem Zustand vergüten. |
| Nickel 1452° C          | Nickel-Schweißstäbe                                       | DN 1-8                      |  | PN 2      |   |   |
| Nickelin 1240° C        | Originalmetall  |                             | Nickel-schweißpulver                               | PN 2      | neutral bis leichter Acetylen-Überschuß | nicht überhitzen, flüssiges Metall nicht mit Flammkegel berühren.   |
| Neusilber 1000-1100° C  | Originalmetall  |                             |  | PN 2      |   |   |
| Silber 960° C           | Silberstäbe   |                             |  |           | neutral                                 |   |
| Rein-Aluminium 660° C   | Sonder-Aluminium-Schweißstäbe                             | DA 2-8                      | Autogal A  | PA 1      |   |   |
| Aluminiumguß 600-650° C | Al-Gußstäbe od. Silumin- od. Sudalonsstäbe                | DA 54-58 DS 10-15 DS 3 u. 4 | Autogal A oder Autogal D                           | PA 1 PA 4 | neutral bis leichter Acetylen-Überschuß |   |
| Silumin 570° C          | Siluminstäbe  | DS 10-15                    | Autogal D  | PA 4      |   |   |

|                                 |  |                                   |  |              |   |  |
|---------------------------------|--|-----------------------------------|--|--------------|---|--|
| Bronze<br>750-1050° C           | Speziell-<br>Bronze-<br>Schweißstäbe<br>zinkfrei, korro-<br>sionsbeständig | DB 4-8                            | Kupfer- u.<br>Messing-<br>Schweiß-<br>pulver<br>oder<br>Lecupa-<br>Paste | PM 1<br>PK 1 | Sauerstoff-<br>Überschuß                          |  |
| Kupfer<br>1083° C               | Sonder-<br>Kupfer-<br>Schweißstäbe<br>„Silmit“ oder<br>„Grieku“            | DS 62-67<br>DK 1-8                |  | PM 1<br>PK 1 | neutral   | Brenner eine Nummer größer<br>wählen. Metall nicht über-<br>hitzen. Durch Nachhämmern<br>in warmem Zustand vergüten.   |
| Nickel<br>1452° C               | Nickel-<br>Schweißstäbe  | DN 1-8                            |  | PN 2         |   |  |
| Nickelín<br>1240° C             | Originalmetall   |                                   | Nickel-<br>schweiß-<br>pulver  | PN 2         | neutral bis<br>leichter<br>Acetylen-<br>Überschuß | nicht überhitzen,<br>flüssiges Metall nicht mit<br>Flammkegel berühren.  |
| Neusilber<br>1000-1100° C       | Originalmetall   |                                   |  | PN 2         |   |  |
| Silber 960° C                   | Silberstäbe  |                                   |  |              | neutral   |  |
| Rein-Alumi-<br>nium 660° C      | Sonder-<br>Aluminium-<br>Schweißstäbe                                      | DA 2-8                            | Autogal A  | PA 1         |   |  |
| Aluminium-<br>guß<br>600-650° C | Al.-Gußstäbe<br>od. Silumin-<br>od. Sudalonsstäbe                          | DA 54-58<br>DS 10-15<br>DS 3 u. 4 | Autogal A<br>oder<br>Autogal D   | PA 1<br>PA 4 | neutral bis<br>leichter<br>Acetylen-<br>Überschuß |  |
| Silumin 570° C                  | Siluminstäbe   | DS 10-15                          | Autogal D  | PA 4         |   |  |
| Elektron<br>620-650° C          | Elektronstäbe<br>bzw. Elektron-<br>gußstäbe                                | DLE 2-8<br>DLE<br>15-18           | Elektron-<br>fluß  | PA 8         | neutral bis<br>leichter<br>Acetylen-<br>Überschuß | Ähnlich wie Alum.-Guß an-<br>wärmen. „Vorsicht“ beim An-<br>wärmen. Brenndes Elektron<br>nicht mit Wasser, nur mit Sand<br>oder Schweißpulver löschen.<br>Nach dem Schweißen Nahn<br>mit Dichromatlösung beizen. |
| Blei 327° C                     | Bleistäbe  |                                   |  |              | neutral   |  |
| Zink 419° C                     | Zinkstäbe  |                                   | Zink-<br>schweiß-<br>pulver  | PZ 1         | neutral   |  |

\*) Schweißstäbe und Schweißpulver sind von der Fa. »GRIESHEIM« zu beziehen.

### III. »GRIESHEIM« - Löttable

| Werkstoff                                 | Lötstäbe*)   |                                | Lötpulver*)                              |               | Flamme             | Bemerkungen  |
|---|--|--------------------------------|--|---------------|--------------------|--|
|   | Bezeichnung  | Lager-<br>Nr.                  | Bezeichnung                              | Lager-<br>Nr. |                    |  |
| Flußeisen<br>Stahl<br>Stahlguß            | Schweiß- und<br>Harzlötstäbe<br>„Rauchlos-Extra“<br>Fälo-Stäbe | DM<br>21-28<br>DMF<br>23 u. 45 | Kupfer- und<br>Messing-<br>Schweißpulver | PM 1          | neutral            | Flammenkegelspitze<br>beim Lötten mindestens<br>um eine Flammkegel-<br>länge vom Werkstück<br>entfernt halten. |
|   | Schweiß- und<br>Harzlötstäbe<br>„Rauchlos-Extra“               | DM<br>21-28                    | Kupfer- und<br>Messing-<br>Schweißpulver | PM 1          | neutral            |  |
| Temperguß                                 | Schweiß- und<br>Harzlötstäbe<br>„Rauchlos-Extra“               | DM<br>21-28                    | Kupfer- und<br>Messing-<br>Schweißpulver | PM 1          | neutral            |  |
| Gußeisen                                  | Schweiß- und<br>Harzlötstäbe<br>„Rauchlos-Extra“               | DM<br>21-28                    | Gußeisen-<br>Lötpulver                   | PL 1          | neutral            |  |
| Messing<br>Rotguß<br>Kupfer<br>Bronze     | Schweiß- und<br>Harzlötstäbe<br>„Rauchlos-Extra“<br>Fälo-Stäbe | DM<br>21-28<br>DMF<br>23 u. 45 | Kupfer- und<br>Messing-<br>Schweißpulver | PM 1          | neutral            |  |
| Messing                                   | Leichtfluß-Lot   | VZ 22-23                       | Silberlötpulver<br>M                     | VZ 9          | neutral            | Flammenkegelspitze<br>beim Lötten mindestens<br>um eine Flammkegel-<br>länge vom Werkstück<br>entfernt halten  |
| Rotguß<br>Kupfer<br>Bronze                | Leichtfluß-Lot   | VZ 22-23                       | Silberlötpulver<br>K                     | VZ 10         | neutral            |  |
| Messing<br>Silber                         | Silberlot M<br>Silberlot H                                     | VZ 11-12<br>VZ 1-2             | Silberlötpulver<br>M                     | VZ 9<br>VZ 9  | neutral<br>neutral |  |
| Rotguß<br>Bronze                          | Silberlot M  | VZ 11-12                       | Silberlötpulver<br>K                     | VZ 10         | neutral            |  |
| Kupfer<br>Nickel<br>Nickelín<br>Neusilber | Silberlot H  | VZ 1-2                         | Silberlötpulver<br>K                     | VZ 10         | neutral            |  |
| Aluminium-<br>guß                         | Aurele-Lot,<br>Sudalonsstäbe<br>B u. C                         | DAL 1<br>DS 3 u. 4             | Sudal                                    | PS 2          | neutral            | für wenig bean-<br>spruchte Lötungen   |
| Gußeisen<br>Flußeisen                     | Bleistäbe  |                                | Zink-<br>Schweißpulver                   | PZ 1          |                    | zum Verbleien  |
| Rein-<br>Aluminium-<br>blech              | Siluminstäbe   | DS 10-15                       | Autogal C                                | PA 3          |                    | für korrosionsfeste<br>Lötungen  |
|   | Sulonstäbe B   | DS 6                           |  |               |                    | für wenig bean-<br>spruchte Lötungen   |
|   | Sulonstäbe K   | DS 5                           |  |               |                    | für Kolbenlötungen<br>an Folien  |

\*) Lötstäbe und Lötpulver sind von der Fa. »GRIESHEIM« zu beziehen.  
Bei den Lager-Nr. gibt die Endziffer die Stärke der Schweiß- und Lötstäbe in mm an.

GRIESHHEIM-Tabellen über Gasverbrauch und Leistung beim Schneiden

| Maßstab<br>mm | Bezeichnung<br>des<br>Metall-<br>stückes | Schneiden mit Sauerstoff-Acetylen |                   | Schneiden mit Sauerstoff-Leuchtgas |                    |
|---------------|--|-----------------------------------|-------------------|------------------------------------|--------------------|
|               |  | Sauerstoff<br>l/Std               | Acetylen<br>l/Std | Sauerstoff<br>l/Std                | Leuchtgas<br>l/Std |
| 2             | 10                                       | 600                               | 45                | 1,4                                | 1,4                |
| 5             | 17                                       | 1100                              | 85                | 1,8                                | 1,8                |
| 10            | 33                                       | 1700                              | 110               | 2,5                                | 2,5                |
| 20            | 66                                       | 2200                              | 150               | 3,2                                | 3,2                |
| 30            | 100                                      | 3100                              | 200               | 3,7                                | 3,7                |
| 40            | 133                                      | 4300                              | 280               | 4,2                                | 4,2                |
| 50            | 167                                      | 5500                              | 350               | 4,7                                | 4,7                |
| 60            | 200                                      | 6300                              | 400               | 5,0                                | 5,0                |
| 70            | 233                                      | 7100                              | 450               | 5,2                                | 5,2                |
| 80            | 267                                      | 7900                              | 500               | 5,4                                | 5,4                |
| 100           | 333                                      | 11000                             | 650               | 5,8                                | 5,8                |
| 125           | 417                                      | 13000                             | 750               | 6,0                                | 6,0                |
| 150           | 500                                      | 15000                             | 850               | 6,2                                | 6,2                |
| 175           | 583                                      | 16500                             | 900               | 6,3                                | 6,3                |
| 200           | 667                                      | 17500                             | 950               | 6,4                                | 6,4                |
| 250           | 833                                      | 21000                             | 1150              | 6,6                                | 6,6                |
| 300           | 1000                                     | 25000                             | 1350              | 6,8                                | 6,8                |

Die Angaben für Gasverbrauch und Schnittzeit pro m Schnittlänge sind nur angenäherte Werte und können je nach der Beschaffenheit der Gase, des Schneidmaterials und der Geschwindigkeit des Arbeiters.

31493

GRIESHHEIM-Tabellen über Gasverbrauch und Leistung beim Schweißen

| Brenner-<br>größe<br>mm | Metall-<br>stück-<br>stärke<br>mm | Sauerstoff |      | Acetylen |     | Schweiß-<br>zeit |       |
|-------------------------|-----------------------------------|------------|------|----------|-----|------------------|-------|
|                         |                                   | l/Std      | l/m  | l/Std    | l/m | min              | m/Std |
| 0,5-1                   | 1                                 | 2,5        | 6,8  | 80       | 6,8 | 5                | 12    |
| 1-2                     | 1                                 | 2,5        | 15   | 150      | 15  | 6                | 10    |
| 2-4                     | 2                                 | 2,5        | 300  | 300      | 40  | 8                | 7,5   |
| 4-6                     | 4                                 | 2,5        | 500  | 500      | 108 | 13               | 4,6   |
| 6-9                     | 6                                 | 2,5        | 750  | 750      | 225 | 26               | 2,3   |
| 9-14                    | 9                                 | 2,5        | 1250 | 1250     | 390 | 45               | 1,5   |
| 14-20                   | 14                                | 2,5        | 1800 | 1800     | 540 | 65               | 0,9   |
| 20-30                   | 20                                | 2,5        | 2600 | 2600     | 780 | 100              | 0,6   |
| 30                      | 30                                | 2,5        | 3200 | 3200     | 960 | 120              | 0,5   |

\*) Durchschnittswerte einsch. Flammenregeln und Drahtwechseln, ausschließlich Vorrichtungen.  
Die Angaben für Gasverbrauch, Schnittzeit und Leistung schwanken je nach Beschaffenheit des Materials, der Gewissenhaftigkeit und Geschicklichkeit des Arbeiters.  
Der Acetylenverbrauch kann je nach Einstellung der Flamme im Mittel bis zu 10% niedriger als der Sauerstoffverbrauch sein.

Einige wichtige Anhaltspunkte für die überschlägige Kostenberechnung autogener Eisenschweißarbeiten von etwa 2-12 mm Blechdicke

**Brennergröße:** Für je 1 mm Blechdicke sind 100 l/Std. Acetylen erforderlich.  
Beispiel: 5 mm Blech = 5 x 100 = 500 l/Std. Acetylen.  
Wähle die richtige angenäherte Brennergröße!

**Schweißgeschwindigkeit:** Für den Blechdickenbereich von 2-12 mm gibt es für jeden Schweißer eine Schweißer-Kennziffer; versuchsartig wird sie ermittelt, wenn man 1 m Blech schweißen läßt und die erzielte Schweißgeschwindigkeit in m/Std. mit der Blechdicke in mm multipliziert. Im Durchschnitt beträgt sie bei:  
Linksschweißung:      Rechtschweißung:  
schneller Schweißer      15      18,5  
mittlerer Schweißer      12      15  
langsamer Schweißer      10      12,5

Will man für eine andere Blechdicke die erreichbare Schweißgeschwindigkeit in m/Std. ermitteln, so teilt man die Schweißer-Kennziffer durch die zu schweißende Blechdicke in mm.

Beispiel: mittlerer Schweißer, Linksschweißung, Kennziffer 12  
erreicht bei 2 mm Blech  $12 : 2 = 6$  m/Std.  
" " " " " 12 : 6 = 2 " " "  
" " " " " 12 : 10 = 1,2 " " "

**Gasverbrauch in Liter für 1 m Naht:**

a) Acetylenverbrauch = Acetylen-Kennziffer x Blechdicke in mm x Blechdicke in mm.

Acetylen-Kennziffer bei Linksschweißung: bei Rechtschweißung:  
schneller Schweißer      6,7      5,4  
mittlerer Schweißer      8,3      6,7  
langsamer Schweißer      10,0      8,0

Beispiel: 6 mm Blech, mittlerer Schweißer, Rechtschweißung  
 $6,7 \times 6 \times 6 = 241$  l/m.

b) Sauerstoffverbrauch ungefähr gleich dem Acetylenverbrauch.

**Zusatzdraht:**

a) Durchmesser bei Linksschweißung = halbe Blechdicke  
" " " " " Rechtschweißung = halbe Blechdicke + 1 mm.  
b) Drahtverbrauch in g für 1 m Naht = Drahtkennziffer x Blechdicke in mm x Blechdicke in mm.

| Drahtkennziffer             | Eisen | Kupfer | Messing | Aluminium |
|-----------------------------|-------|--------|---------|-----------|
| Stumpfstoß b. dünn. Blechen | 12    | —      | —       | —         |
| 90°                         | 10    | 14     | 13      | 4,5       |
| 80°                         | —     | —      | —       | —         |
| 70°                         | 8     | —      | —       | —         |
| 60°                         | 7     | —      | —       | —         |

Beispiel: 5 mm Eisenblech, 80° Kantenwinkel,  $9 \times 5 \times 5 = 225$  g Zusatzdraht für 1 m Naht  
Nach Seférian

31494 - 31529

PART NO. 12

31494

CATALYST PREPARATION AND REGENERATION

Doc.  
No.

- 1 Blueprint of drawing M4258-1 Leuna 1944 - Sketch of a catalyst preparation and regeneration plant in Building Me 971-I (2 copies).
- 2 Tracing of drawing 2223-2 of BRABAG 1937, showing flow-balance sheet for the regeneration of two tons of catalyst per 24 hours.
- 3 Blueprint of drawing M4628-1 Leuna 1941, showing the preparation of artificial catalyst and reduction plant in Building Me 971-I for 12 tons per month. Pencil note on reverse says T-52 and AT catalyst (2 copies).
- 4 Blueprint of drawing M7821-2 Leuna 1940 - flow diagram for catalyst plant in Me 971 (2 copies).
- 5 Blueprint of drawing M7913-4 Leuna 1942, showing the proposed extension of the existing catalyst plant.
- 6 Blueprint of M9062-4 Leuna 1943 - block diagram for the preparation of 40 tons per month of H.F. catalyst and 80 tons per month of AT catalyst in Buildings 971 and 998 Leuna.
- 7 Photostat of sketch OS-178 of 1943 showing three details of the catalyst oven: (1) the catalyst distributor, (2) the catalyst outlet, and (3) the flue gas distributor.
- 8 Blueprint of drawing O/7321 of 1938 showing preparation of catalyst #5058 (3 copies).
- 9 Blueprint of drawing M3515-1 Leuna 1940 - flow diagram for preparation of H.F. catalyst, showing sequence of 74 pieces of equipment with drawing numbers.
- 10 Blueprint of drawing M8183-2 Leuna 1941, showing the flow diagram of catalyst preparation - Molybdenum Iron base - for Building Me 882.
- 11 Blueprint of letter-size sheet M4739-16 Leuna 1942 showing modification in catalyst plant Building Me 22d with pencil notes on reverse side.
- 12 Ditto - with colored lines.
- 13 Photostat of letter-size sketch O/7322 Leuna 1938 of catalyst preparation plant with pencil changes.
- 14 Blueprint of sketch M2089-16 Leuna 1937 - situation of the catalytic plant, Building Me 22b by the end of 1937 (see Doc. 13) - input is "Rotsals" and white lime.
- 15 Photostat of sketch of 1940 showing flow diagram for catalyst II preparation in Building Me 971 at Leuna, with phosphoric acid  $H_3PO_4$ .

Doc.  
No.

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

31495

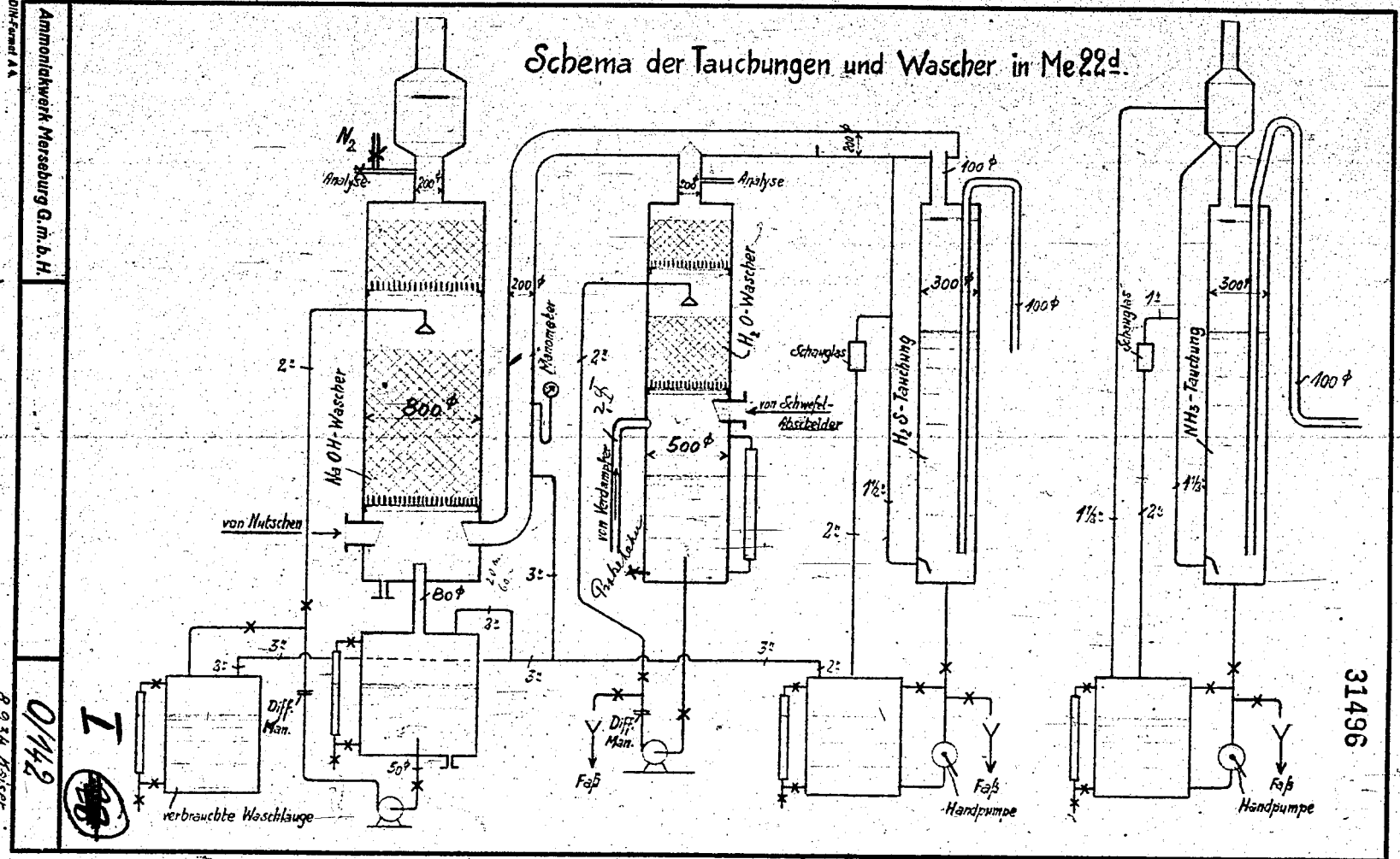
Doc.  
No.

- 16 Blueprint of sketch of 1940 Leuna showing location and name of equipment on platforms I to V in Building 971 for catalyst II preparation.
- 17 Photostat of sketch of 1940 showing flow diagram for preparation of catalyst I in Building Me 971 at Leuna with nitric acid and chrome oxide  $CrO_3$ .
- 18 Photostat of sketch O/1540 of 1942, showing continuous preparation of catalyst #5058, tungsten base, pencil notes on reverse side.
- 19 Blueprint of drawing 4882/210 Leuna 1939 - flow diagram for catalyst preparation in Building 210, with pencil notes and revisions of piping sizes.
- 20 Blueprint of drawing M7387-2 Leuna 1940 - flow diagram for the preparation of Hy-catalyst showing dimensions of equipment.
- 21 Blueprint of drawing M3002-8 Leuna 1940 - flow diagram and relative position of equipment for preparation of catalyst II in Building Me 971, Leuna, capacity of 190 tons per year of catalyst, showing details of operation - equipment 41 to #50.
- 22 Blueprint of drawing M5504-1 Leuna 1945 - flow diagram for catalyst preparation plant proposed for BRUX plant.
- 23 Blueprint of drawing M7461-2 Leuna 1940 - flow diagrams showing preparation of catalyst and output from Winkler plant - dryers - mills and bunkers - for Brux plant.
- 24 Blueprint of drawing M3402-1 Leuna 1940 - producer gas regenerator, drawing superseded by M3766-1.
- 25 Blueprint of M3916-1 Leuna 1941 - showing proposed extension of contact preparation plant in Building 882 at Leuna.
- 26 Blueprint of drawing M3461-2 Leuna 1937 - diagram of the preparation plant for catalyst 6439 showing location of equipment in Building Me 22b.
- 27 Blueprint of M7465-2 Leuna 1940 - material balance with indication of drawing numbers for preparation of catalyst #6719 and 6434 (2 copies).
- 28 Blueprint of sketch O/142 Leuna 1934 - Sketch of sprayers and washers in Building Me 22d at Leuna.

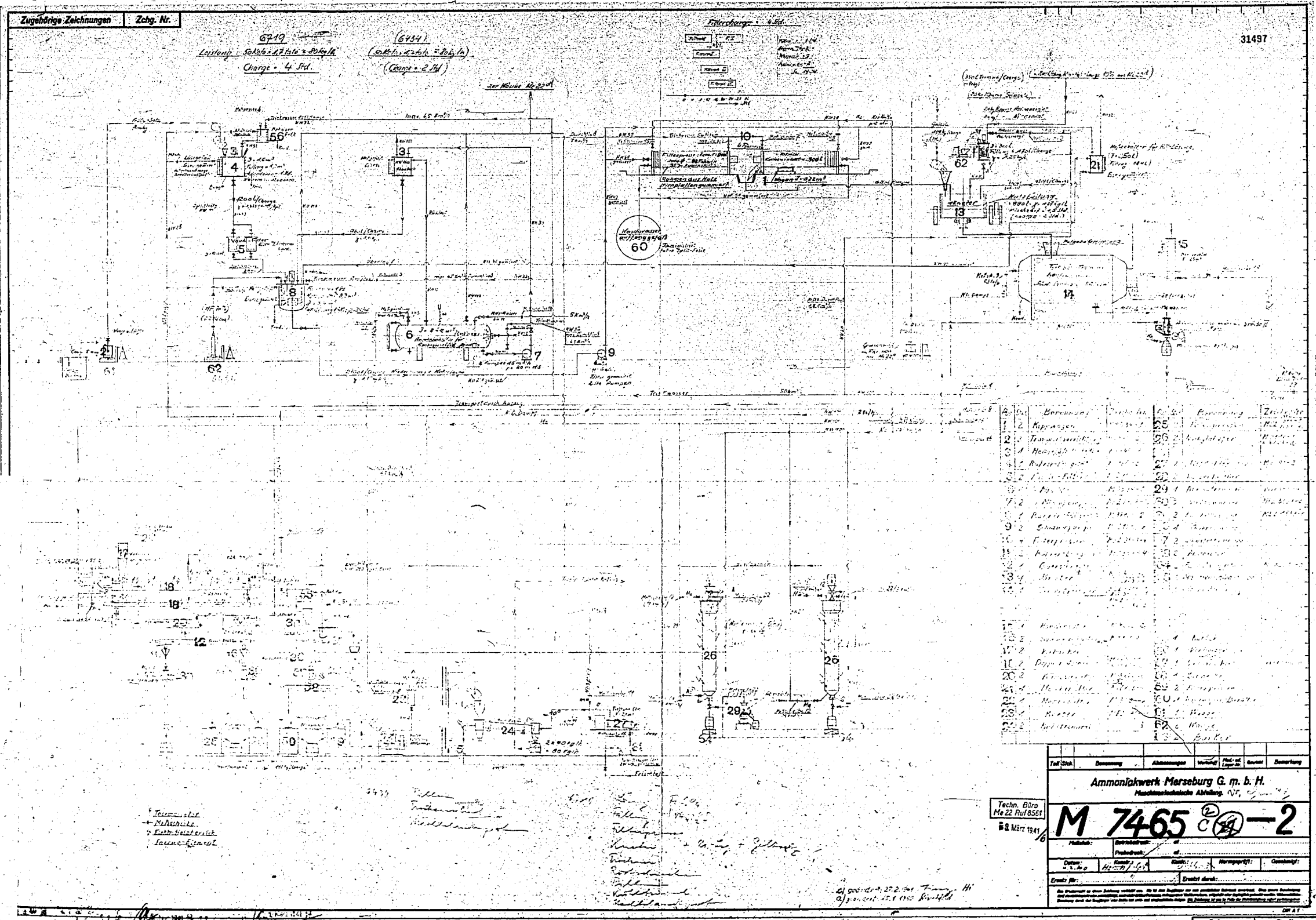


Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.  
D.H.-Formel A 4  
8.9.34 Kaiser

Schema der Tauchungen und Wascher in Me<sub>2</sub>2d.



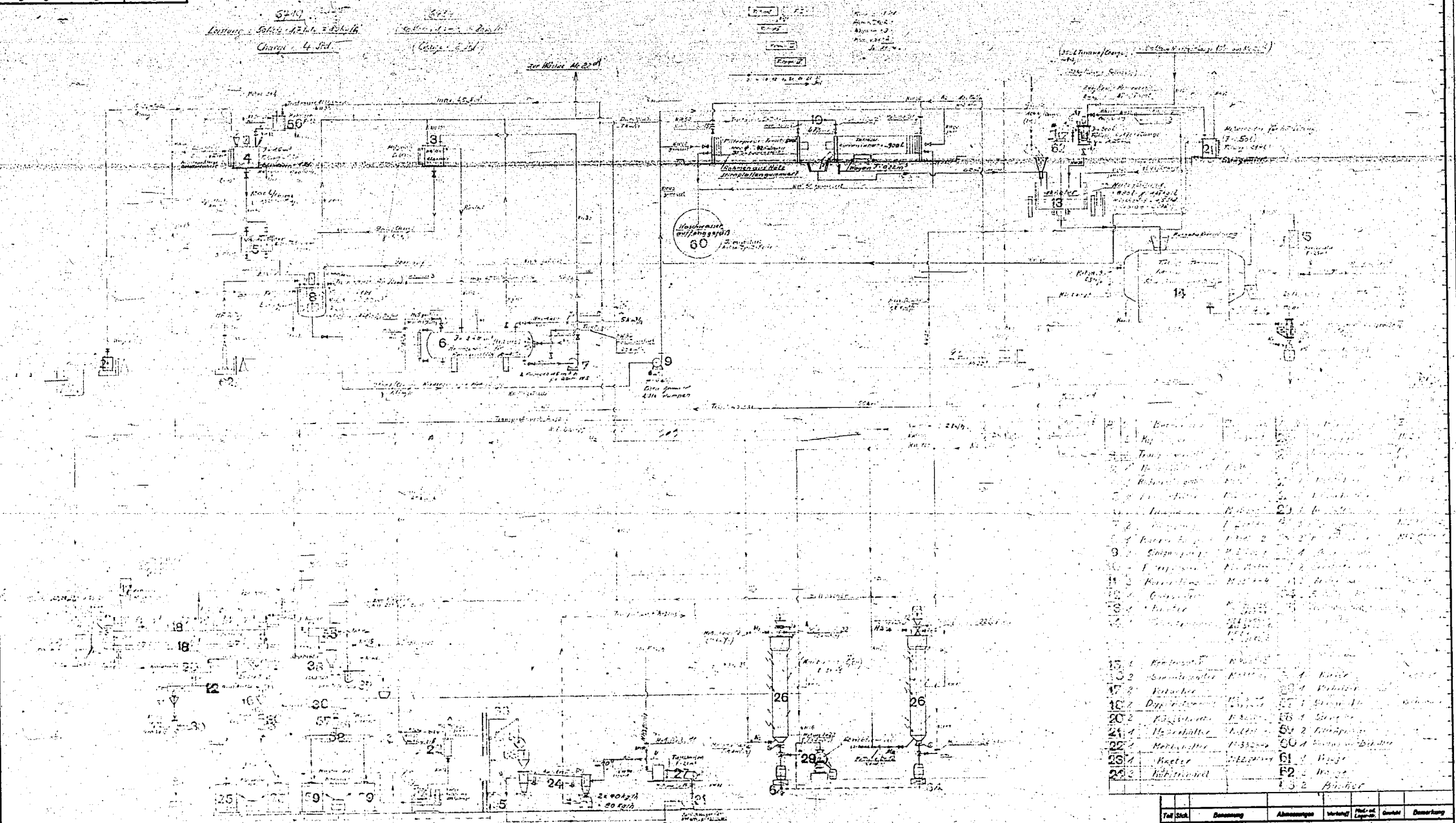
POOR  
COPY



POOR COPY 2

Zugehörige Zeichnungen Zchg. Nr.

31498

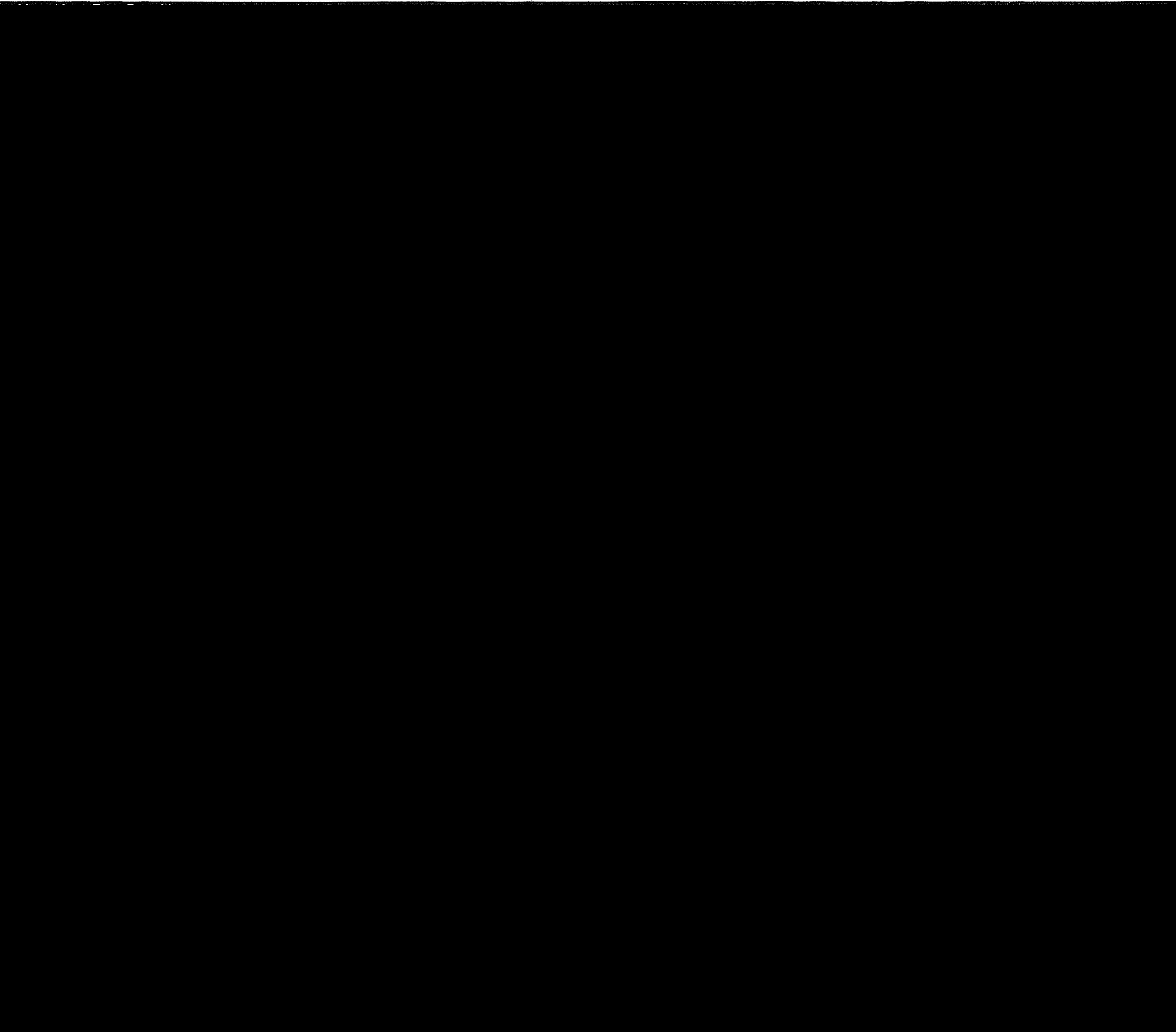


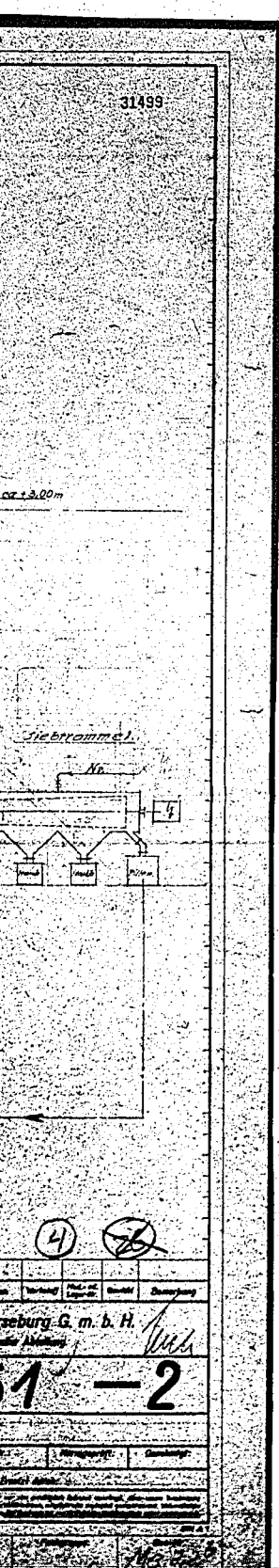
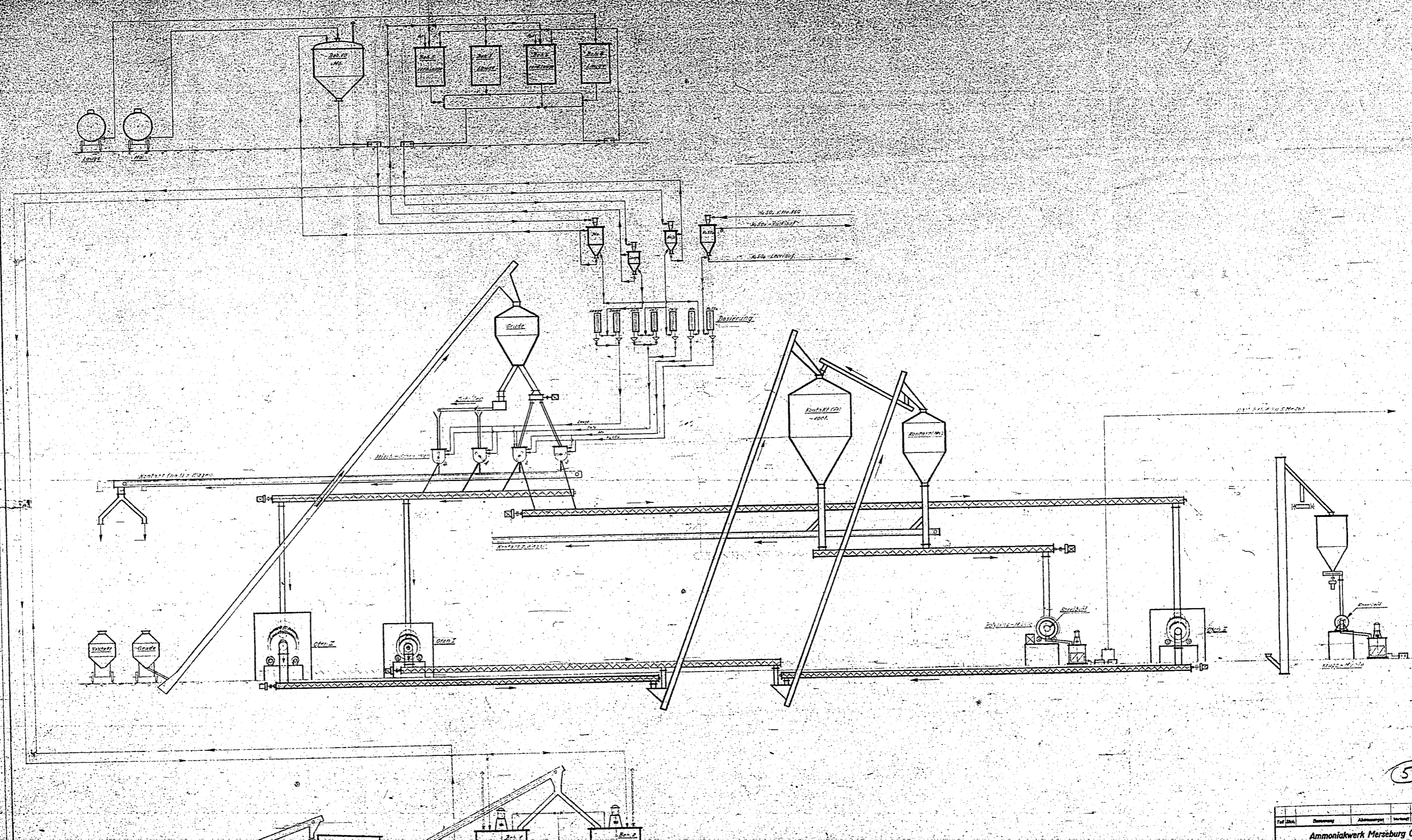
- 15.1 Kessel
- 15.2 Kessel
- 17.2 Kessel
- 18.2 Dampfer
- 20.2 Kessel
- 21.1 Kessel
- 22.1 Kessel
- 23.1 Kessel
- 24.1 Kessel
- 25.1 Kessel
- 26.1 Kessel
- 26.2 Kessel
- 29.1 Kessel
- 29.2 Kessel
- 30.1 Kessel
- 30.2 Kessel
- 31.1 Kessel
- 31.2 Kessel
- 32.1 Kessel
- 32.2 Kessel
- 33.1 Kessel
- 33.2 Kessel
- 34.1 Kessel
- 34.2 Kessel
- 35.1 Kessel
- 35.2 Kessel
- 36.1 Kessel
- 36.2 Kessel
- 37.1 Kessel
- 37.2 Kessel
- 38.1 Kessel
- 38.2 Kessel
- 39.1 Kessel
- 39.2 Kessel
- 40.1 Kessel
- 40.2 Kessel
- 41.1 Kessel
- 41.2 Kessel
- 42.1 Kessel
- 42.2 Kessel
- 43.1 Kessel
- 43.2 Kessel
- 44.1 Kessel
- 44.2 Kessel
- 45.1 Kessel
- 45.2 Kessel
- 46.1 Kessel
- 46.2 Kessel
- 47.1 Kessel
- 47.2 Kessel
- 48.1 Kessel
- 48.2 Kessel
- 49.1 Kessel
- 49.2 Kessel
- 50.1 Kessel
- 50.2 Kessel
- 51.1 Kessel
- 51.2 Kessel
- 52.1 Kessel
- 52.2 Kessel
- 53.1 Kessel
- 53.2 Kessel
- 54.1 Kessel
- 54.2 Kessel
- 55.1 Kessel
- 55.2 Kessel
- 56.1 Kessel
- 56.2 Kessel
- 57.1 Kessel
- 57.2 Kessel
- 58.1 Kessel
- 58.2 Kessel
- 59.1 Kessel
- 59.2 Kessel
- 60.1 Kessel
- 60.2 Kessel
- 61.1 Kessel
- 61.2 Kessel
- 62.1 Kessel
- 62.2 Kessel
- 63.1 Kessel
- 63.2 Kessel
- 64.1 Kessel
- 64.2 Kessel
- 65.1 Kessel
- 65.2 Kessel
- 66.1 Kessel
- 66.2 Kessel
- 67.1 Kessel
- 67.2 Kessel
- 68.1 Kessel
- 68.2 Kessel
- 69.1 Kessel
- 69.2 Kessel
- 70.1 Kessel
- 70.2 Kessel
- 71.1 Kessel
- 71.2 Kessel
- 72.1 Kessel
- 72.2 Kessel
- 73.1 Kessel
- 73.2 Kessel
- 74.1 Kessel
- 74.2 Kessel
- 75.1 Kessel
- 75.2 Kessel
- 76.1 Kessel
- 76.2 Kessel
- 77.1 Kessel
- 77.2 Kessel
- 78.1 Kessel
- 78.2 Kessel
- 79.1 Kessel
- 79.2 Kessel
- 80.1 Kessel
- 80.2 Kessel
- 81.1 Kessel
- 81.2 Kessel
- 82.1 Kessel
- 82.2 Kessel
- 83.1 Kessel
- 83.2 Kessel
- 84.1 Kessel
- 84.2 Kessel
- 85.1 Kessel
- 85.2 Kessel
- 86.1 Kessel
- 86.2 Kessel
- 87.1 Kessel
- 87.2 Kessel
- 88.1 Kessel
- 88.2 Kessel
- 89.1 Kessel
- 89.2 Kessel
- 90.1 Kessel
- 90.2 Kessel
- 91.1 Kessel
- 91.2 Kessel
- 92.1 Kessel
- 92.2 Kessel
- 93.1 Kessel
- 93.2 Kessel
- 94.1 Kessel
- 94.2 Kessel
- 95.1 Kessel
- 95.2 Kessel
- 96.1 Kessel
- 96.2 Kessel
- 97.1 Kessel
- 97.2 Kessel
- 98.1 Kessel
- 98.2 Kessel
- 99.1 Kessel
- 99.2 Kessel
- 100.1 Kessel
- 100.2 Kessel

| Tab. Nr.   | Bezeichnung | Abmessungen | Verfahren | Material | Hersteller | Bestandort |
|--|-------------|-------------|-----------|----------|------------|------------|
| <b>Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.</b>  |             |             |           |          |            |            |
| Mechanische Abteilung  |             |             |           |          |            |            |
| <b>M 7465 c 3 - 2</b>  |             |             |           |          |            |            |
| Datum: 19.11.54<br>Gezeichnet: H. J. S. A.<br>Geprüft: H. J. S. A.<br>Freigegeben: H. J. S. A. |             |             |           |          |            |            |

Schema für verd. Kondens. G 219 und G 234

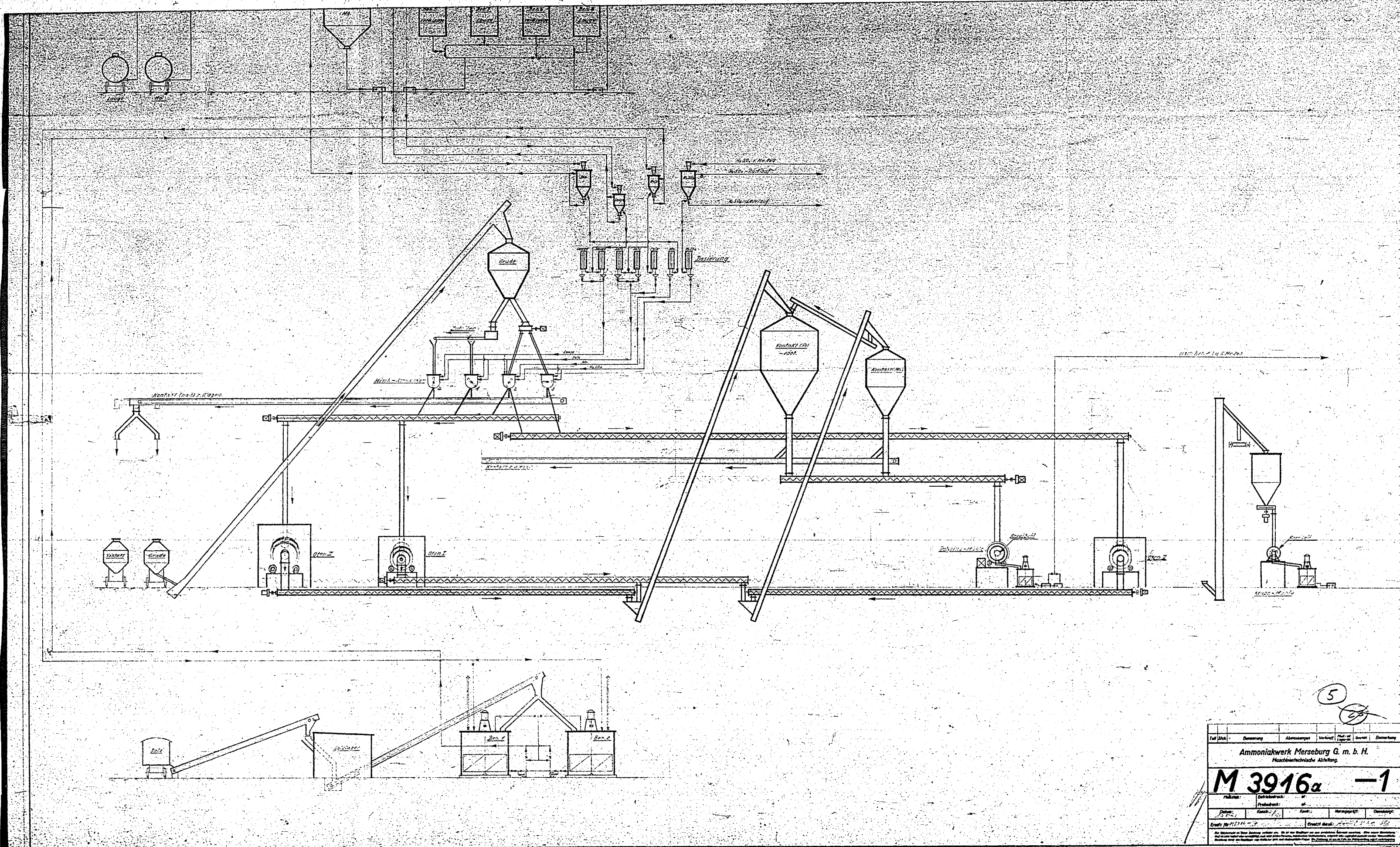
POOR COPY 3





|                                   |   |   |   |   |   |   |   |   |    |
|-----------------------------------|---|---|---|---|---|---|---|---|----|
| 1                                 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|                                   |   |   |   |   |   |   |   |   |    |
| Ammoniakwerk Mersburg G. m. b. H. |   |   |   |   |   |   |   |   |    |
| Maschinenbauische Abteilung       |   |   |   |   |   |   |   |   |    |

POOR COPY 5

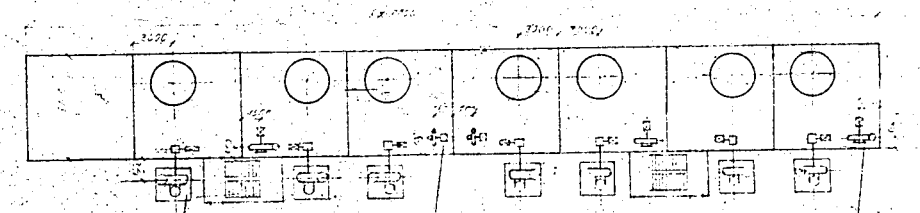
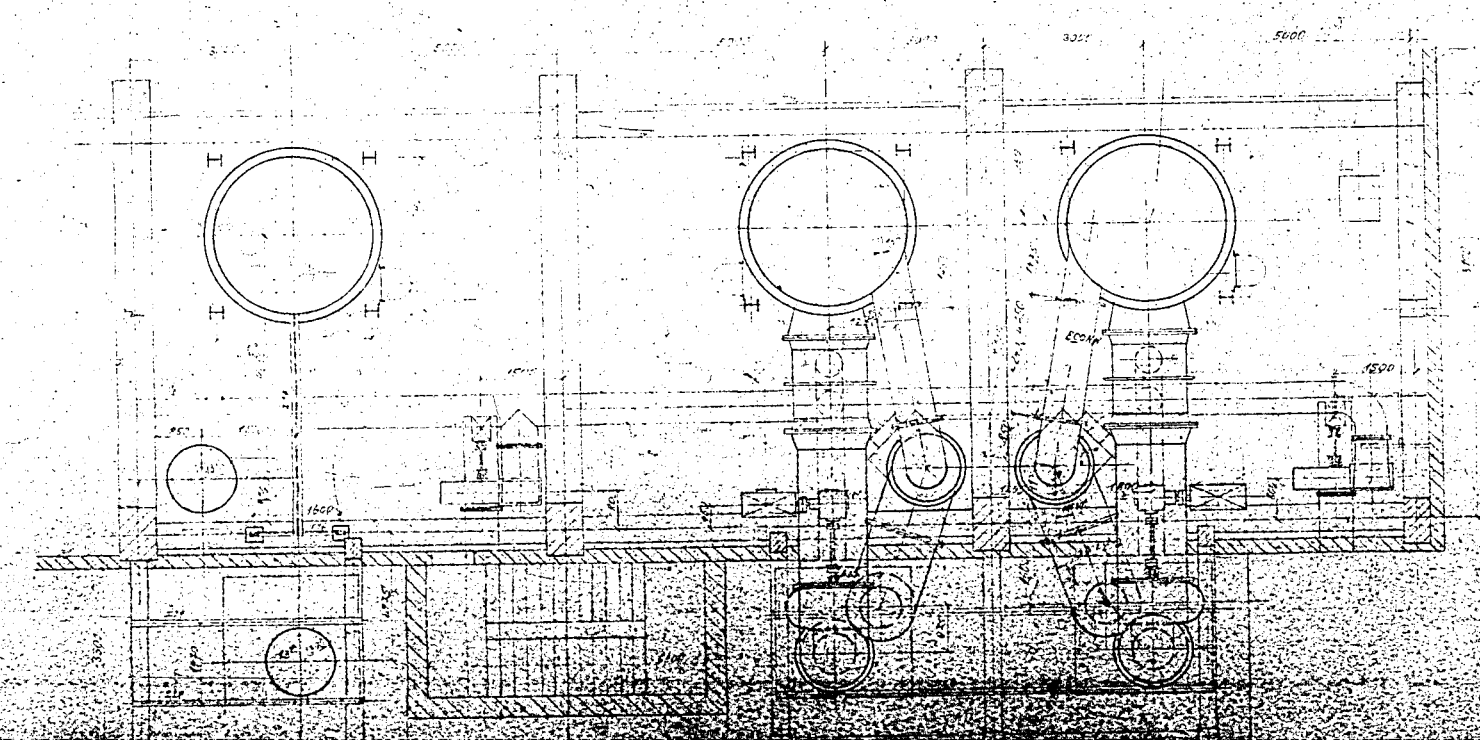
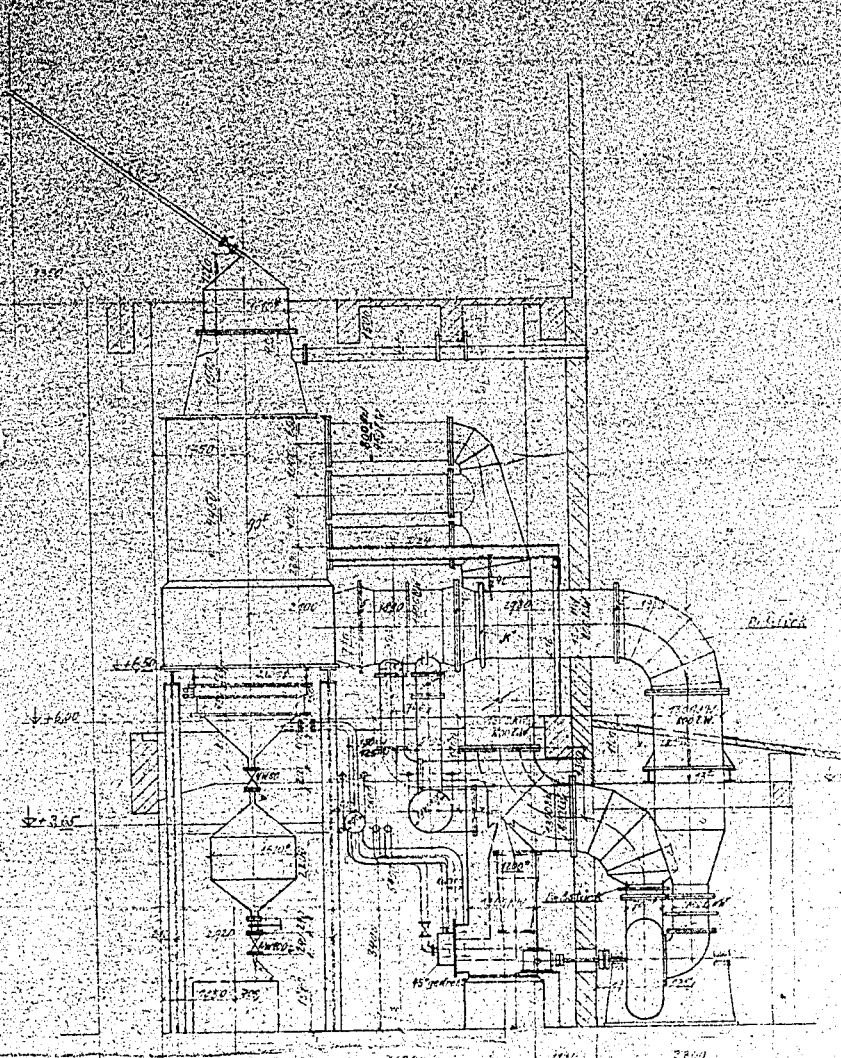


5

|  |   |              |            |             |             |
|--|---|--------------|------------|-------------|-------------|
| Teil (Zahl):   | Benennung:  | Abmessungen: | Verfasser: | Gezeichnet: | Gezeichnet: |
|  | Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.<br>Maschinen-technische Abteilung. |              |            |             |             |
| <b>M 3916a</b>   |   | <b>-1</b>    |            |             |             |
| Profil:  | Druck:  | Werk:        | Material:  | Gezeichnet: | Gezeichnet: |
|  |   |              |            |             |             |
| Anfertigung durch die Maschinen-technische Abteilung des Ammoniakwerks Merseburg G. m. b. H. |   |              |            |             |             |

POOR COPY 5

31501



1. *Wälzlager*  
 2. *Wälzlager*  
 3. *Wälzlager*  
 4. *Wälzlager*  
 5. *Wälzlager*  
 6. *Wälzlager*

Ungültig!  
 gültig durch M3768-1

6

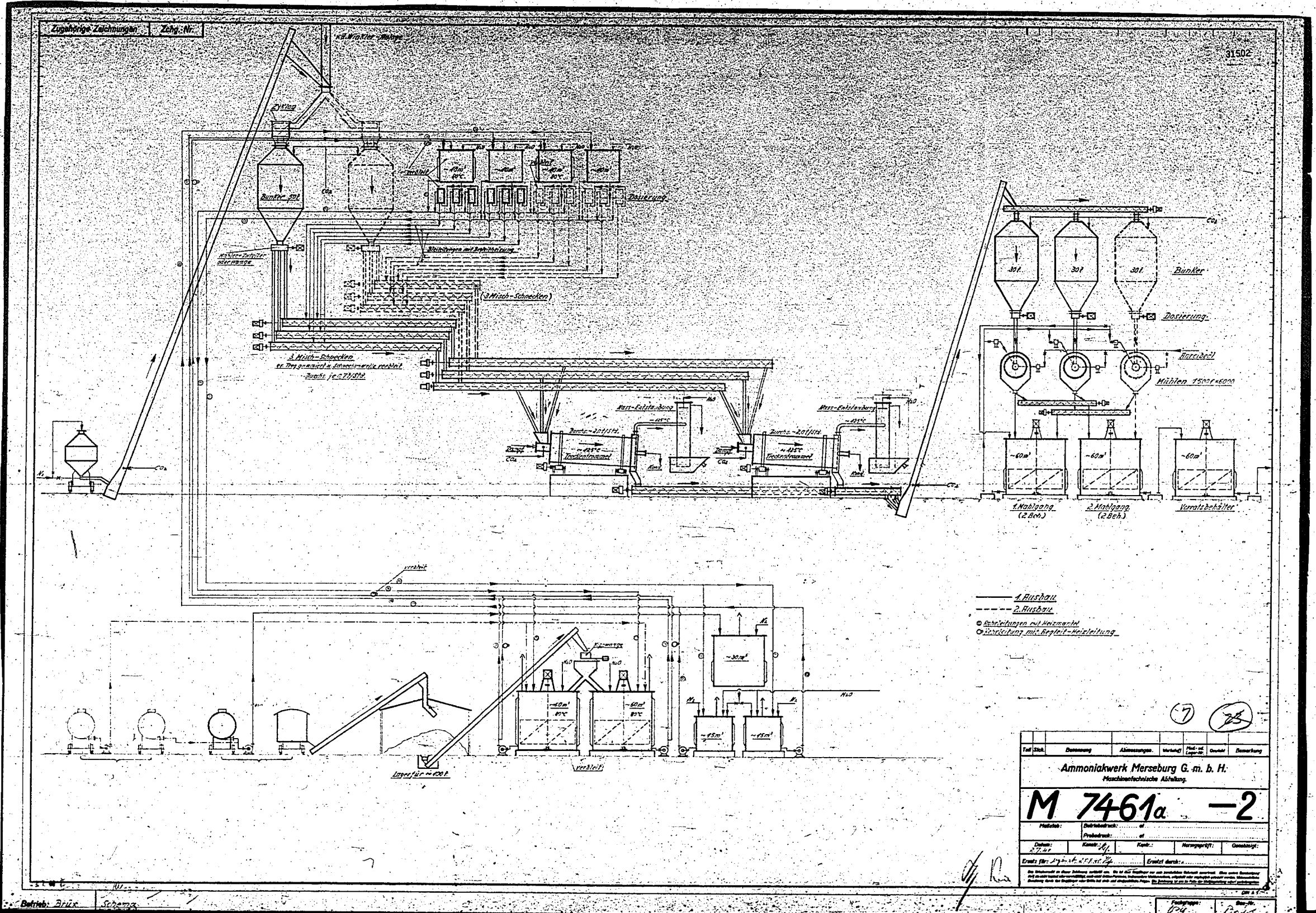
Drehgehäuse Kompressor A 10 für Wälzlager-  
 abstützung  
 Abzweigung der Kältefl. zum Heizen  
 unter 80°

| Teil (Stk.) | Bezeichnung                        | Material | Herst.-<br>Lfd. Nr. | Geomet. | Geomet. |
|-------------|------------------------------------|----------|---------------------|---------|---------|
|             | Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. |          |                     |         |         |
|             | Mechanische Abteilung              |          |                     |         |         |

POOR COPY 6





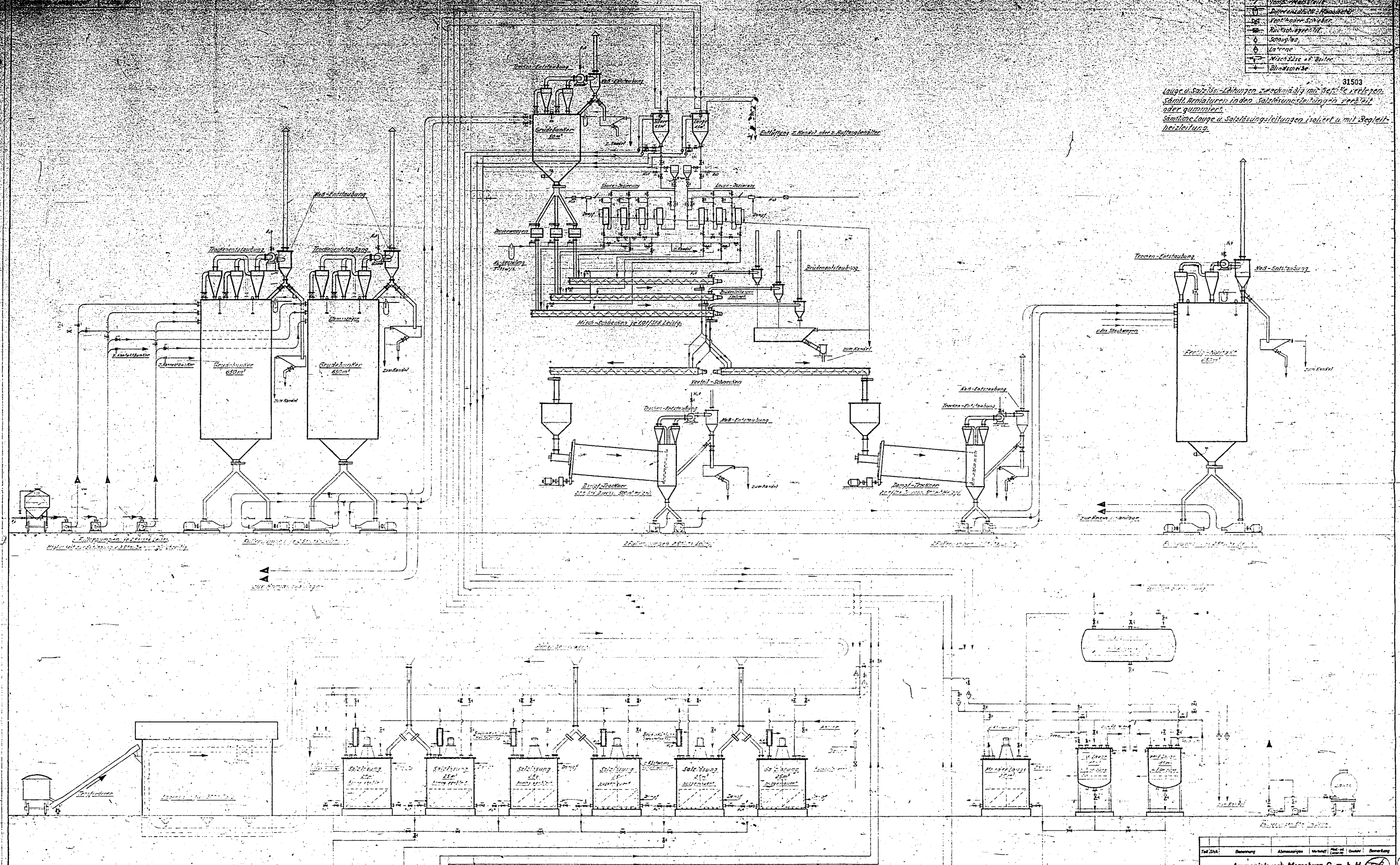


POOR  
COPY

7

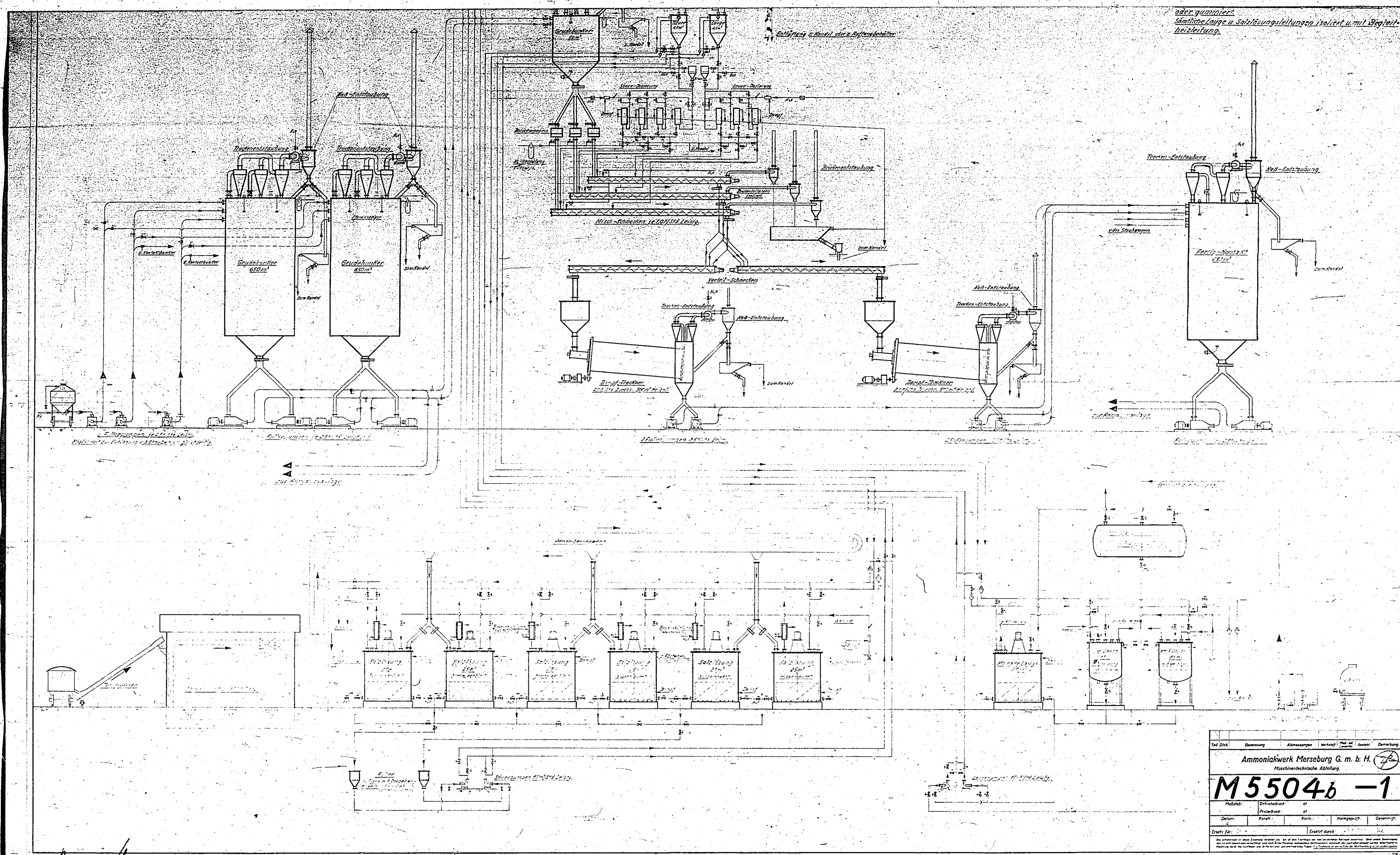
|    |          |
|----|----------|
| 1  | Trichter |
| 2  | Trichter |
| 3  | Trichter |
| 4  | Trichter |
| 5  | Trichter |
| 6  | Trichter |
| 7  | Trichter |
| 8  | Trichter |
| 9  | Trichter |
| 10 | Trichter |
| 11 | Trichter |
| 12 | Trichter |
| 13 | Trichter |
| 14 | Trichter |
| 15 | Trichter |
| 16 | Trichter |
| 17 | Trichter |
| 18 | Trichter |
| 19 | Trichter |
| 20 | Trichter |
| 21 | Trichter |
| 22 | Trichter |
| 23 | Trichter |
| 24 | Trichter |
| 25 | Trichter |
| 26 | Trichter |
| 27 | Trichter |
| 28 | Trichter |
| 29 | Trichter |
| 30 | Trichter |
| 31 | Trichter |
| 32 | Trichter |
| 33 | Trichter |
| 34 | Trichter |
| 35 | Trichter |
| 36 | Trichter |
| 37 | Trichter |
| 38 | Trichter |
| 39 | Trichter |
| 40 | Trichter |
| 41 | Trichter |
| 42 | Trichter |
| 43 | Trichter |
| 44 | Trichter |
| 45 | Trichter |
| 46 | Trichter |
| 47 | Trichter |
| 48 | Trichter |
| 49 | Trichter |
| 50 | Trichter |

31503  
 Lauge u. Salz-Lösungen zueinander mit 100°C kochen.  
 Sämtl. Armaturen in den Salz-Lösungsleitungen verb. mit  
 oder geschweißt.  
 Sämtliche Lauge u. Salz-Lösungsleitungen isoliert u. mit Begleit-  
 heizleitung.



Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. 26

POOR COPY 8



oder gummiert  
 sämtliche Lauge- u. Salzlösungsleitungen isoliert u. mit Begleit-  
 heizleitung.

|   |                  |             |                 |            |            |            |
|---|------------------|-------------|-----------------|------------|------------|------------|
| Teil-Nr.  | Bezeichnung      | Abmessungen | Werkstoff       | Standort   | Gezeichnet | Gezeichnet |
| Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.  |                  |             |                 |            |            |            |
| Maschinen-Abteilung   |                  |             |                 |            |            |            |
| <b>M 5504b - 1</b>  |                  |             |                 |            |            |            |
| Maßstab:  | Druckverhältnis: | Druck:      | at              |            |            |            |
| Datum:  | Gezeichnet:      | Korrigiert: | Geprüft:        | Abgegeben: | Gegeben:   |            |
| Erstellt für:   |                  |             | Erstellt durch: |            |            |            |
| <small>Alle Zeichnungen sind Eigentum der Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H. und dürfen ohne schriftliche Genehmigung nicht veröffentlicht werden. Die Nachahmung ist strafbar.</small> |                  |             |                 |            |            |            |
| Festplatte:   |                  |             |                 |            |            | Bau-Nr.:   |

POOR COPY 8



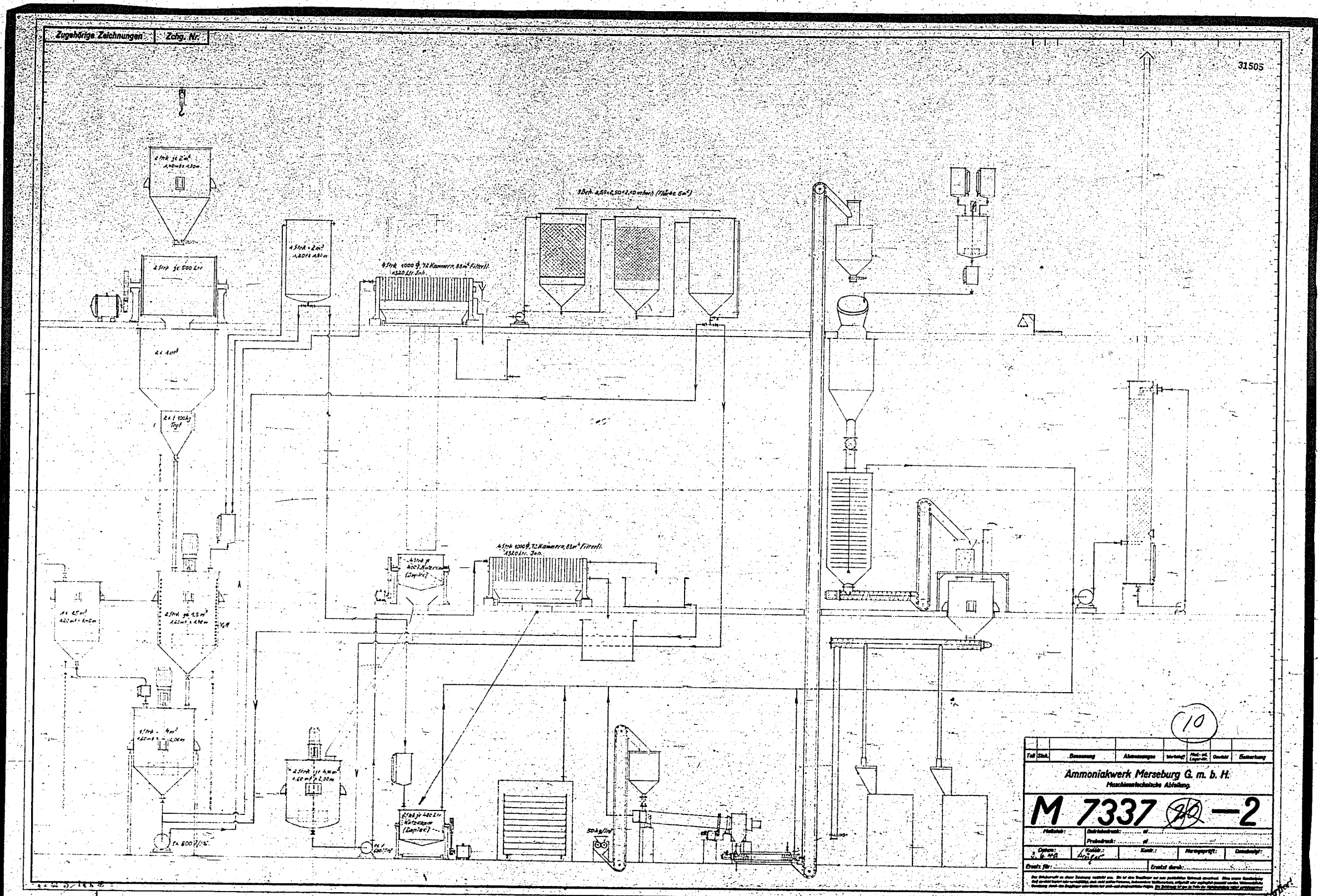
31504

Techn. Büro  
Me 22 Ruf 8561

10. Juli 1940

*Jantke*  
67.1840  
72 - 8

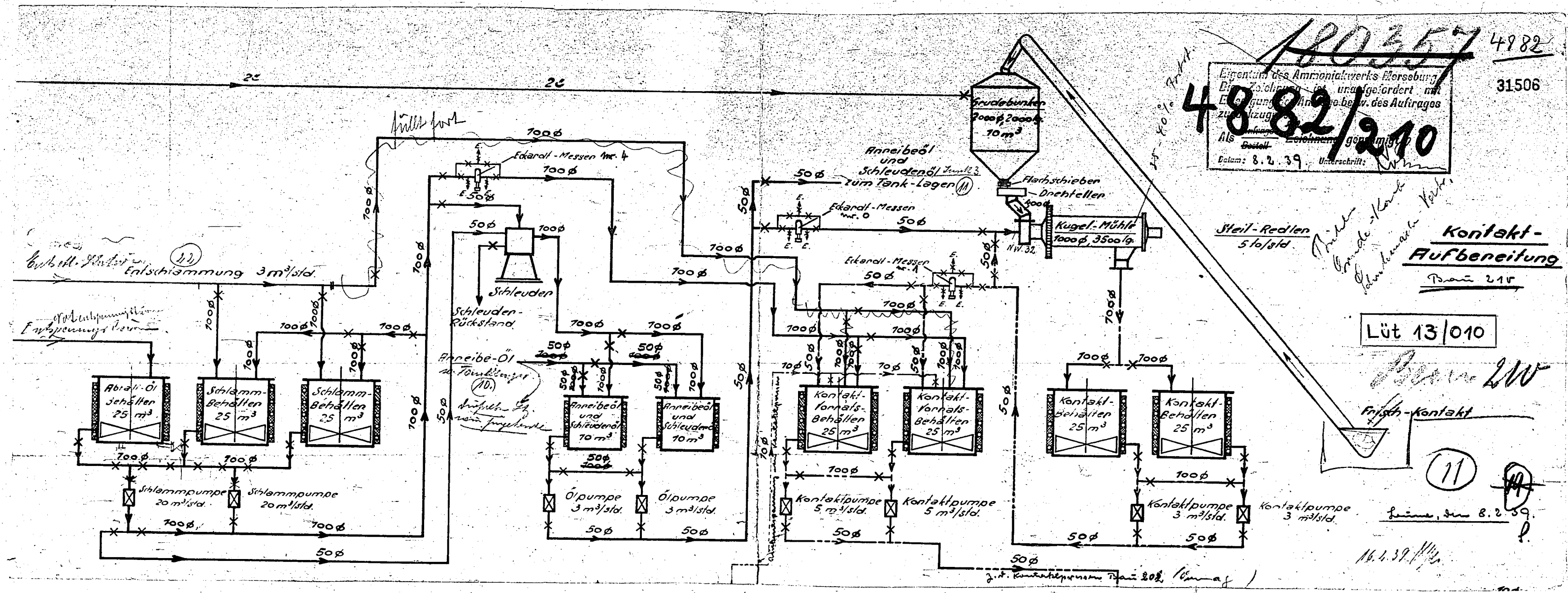
Bau-Nr.  
Me 871



Betrieb: Kamm. Füllg. Skizze zur Herstellung von Hv-Kontakt.

|   |             |             |            |            |            |            |
|---|-------------|-------------|------------|------------|------------|------------|
| Teil  | Bezeichnung | Abmessungen | Verbind.   | Teil-Nr.   | Stand.     | Eintragung |
| Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.<br>Maschinenische Abteilung  |             |             |            |            |            |            |
| <b>M 7337 - 2</b>   |             |             |            |            |            |            |
| Gezeichnet  | Gezeichnet  | Gezeichnet  | Gezeichnet | Gezeichnet | Gezeichnet | Gezeichnet |
| 3. 6. 40  | 4. 6. 40    | 4. 6. 40    | 4. 6. 40   | 4. 6. 40   | 4. 6. 40   | 4. 6. 40   |
| Erstellt durch:   |             |             |            |            |            |            |
| <small>Die Abmessungen in dieser Zeichnung sind nur für die Ausführung zu den angegebenen Maßen bestimmt. Alle sonstigen Abmessungen sind nach den Zeichnungen zu entnehmen. Die Ausführung ist nach den Zeichnungen zu erfolgen.</small> |             |             |            |            |            |            |

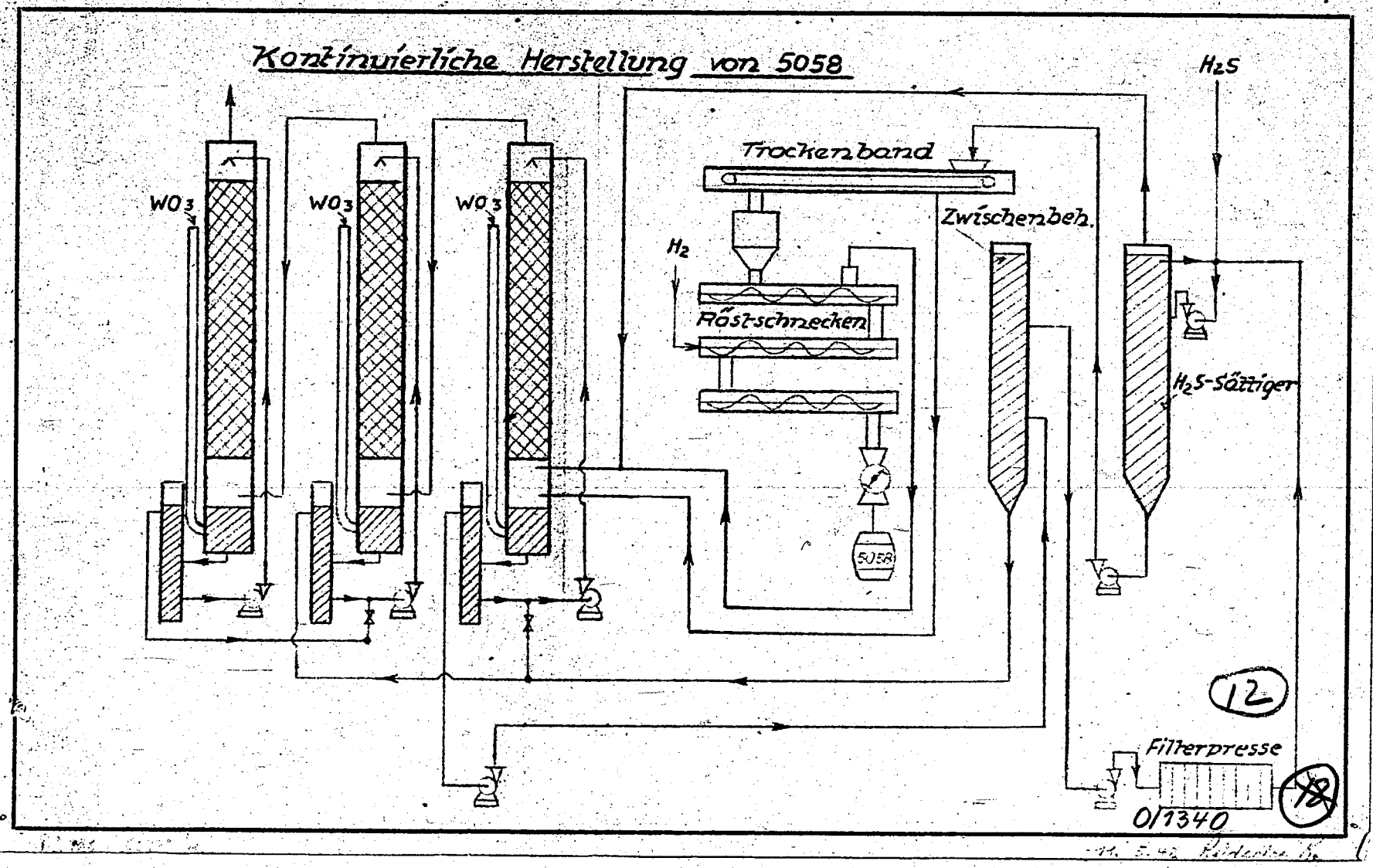
POOR COPY 10



POOR COPY

31507

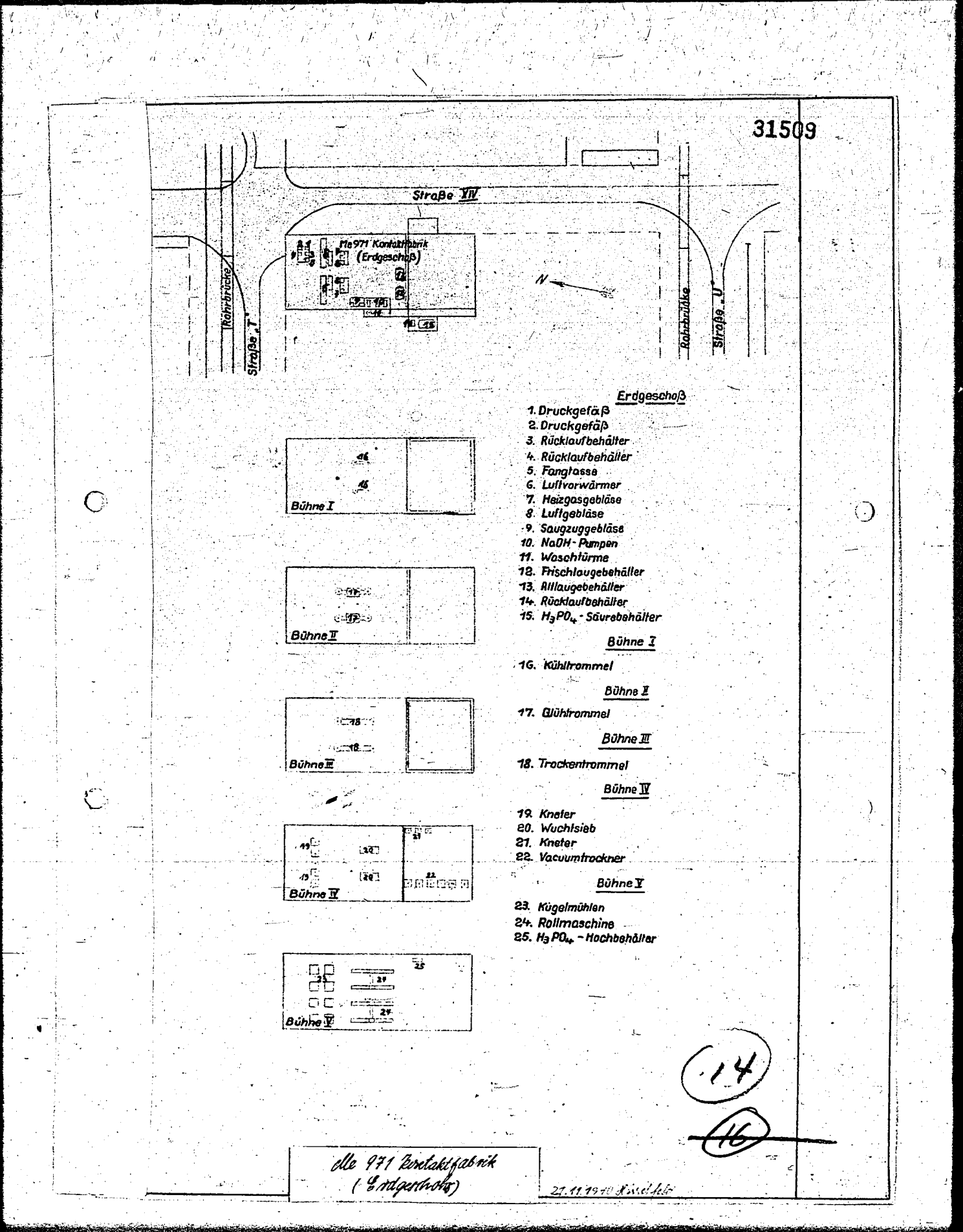
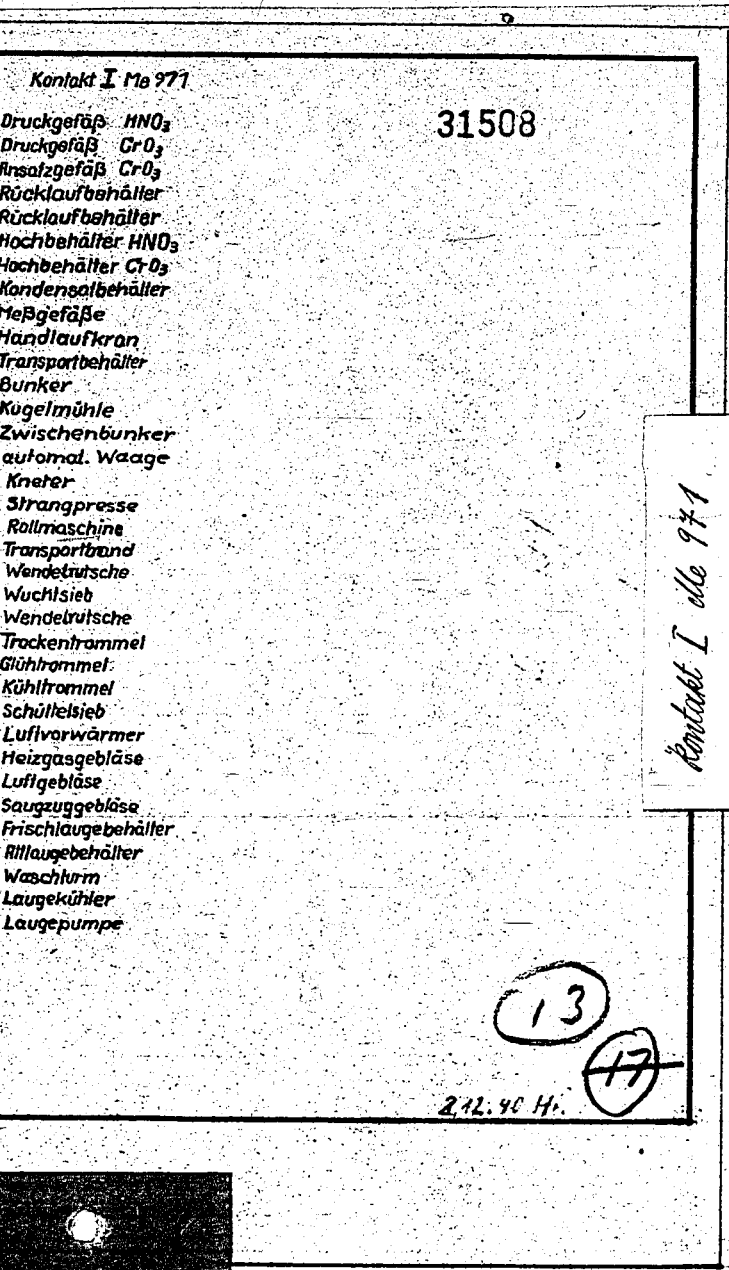
Kontinuierliche Herstellung von 5058



12

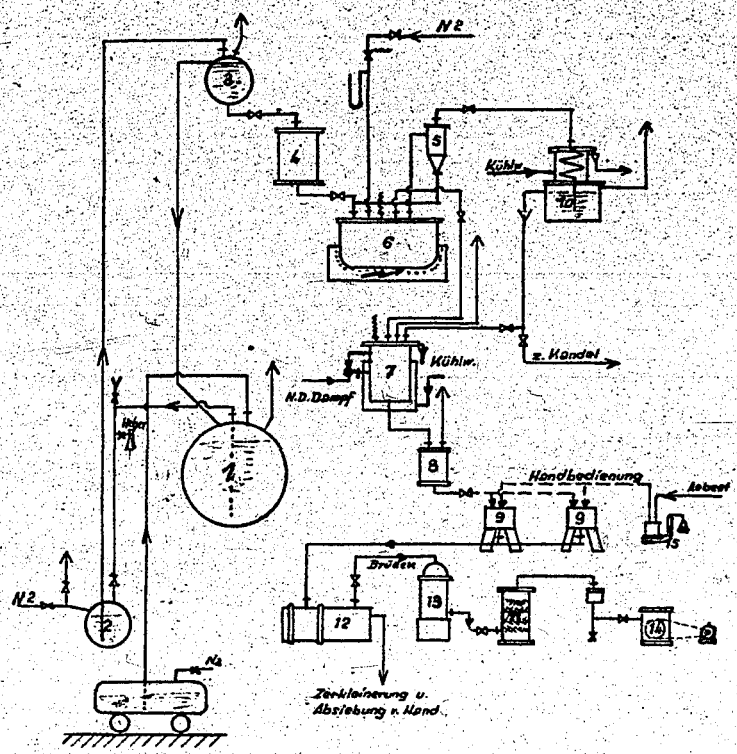






POOR COPY 14

31510



Kontakt II Me 971

- 1.  $H_3PO_4$  Säurebehälter
- 2. Druckbehälter
- 3.  $H_3PO_4$  Hochbehälter
- 4. Meßgefäß
- 5. Abweiser
- 6. Säurekocher (elektr. beheizt.)
- 7. Säurekühler
- 8. Meßbehälter
- 9. Kneifer
- 10. Kondensator
- 11. Kalkturm
- 12. Vacuumtrockenschrank
- 13. Kondensator
- 14. Vakuumpumpe
- 15. Waage

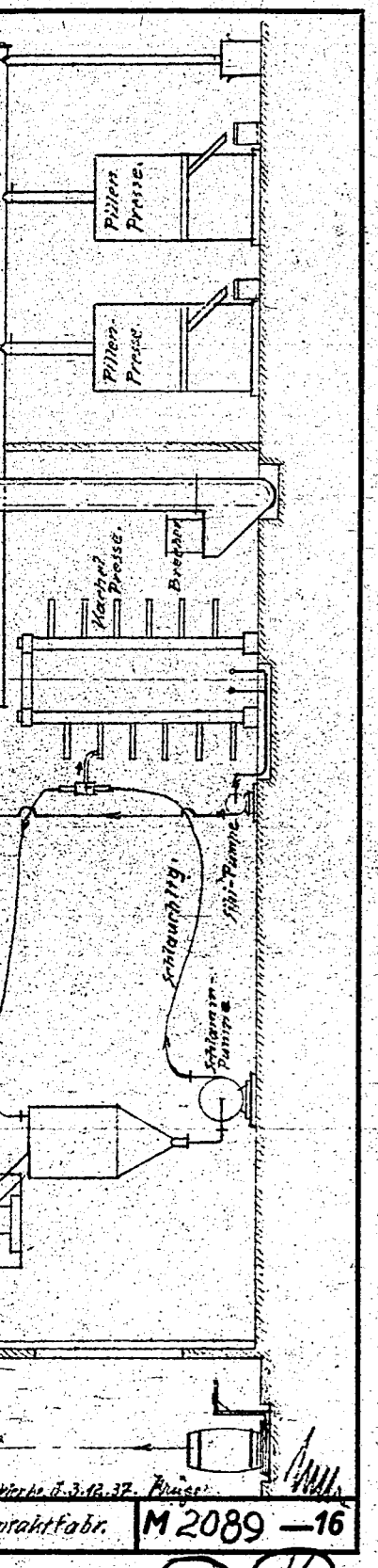
Kontakt II Me 971

2.12.60 G

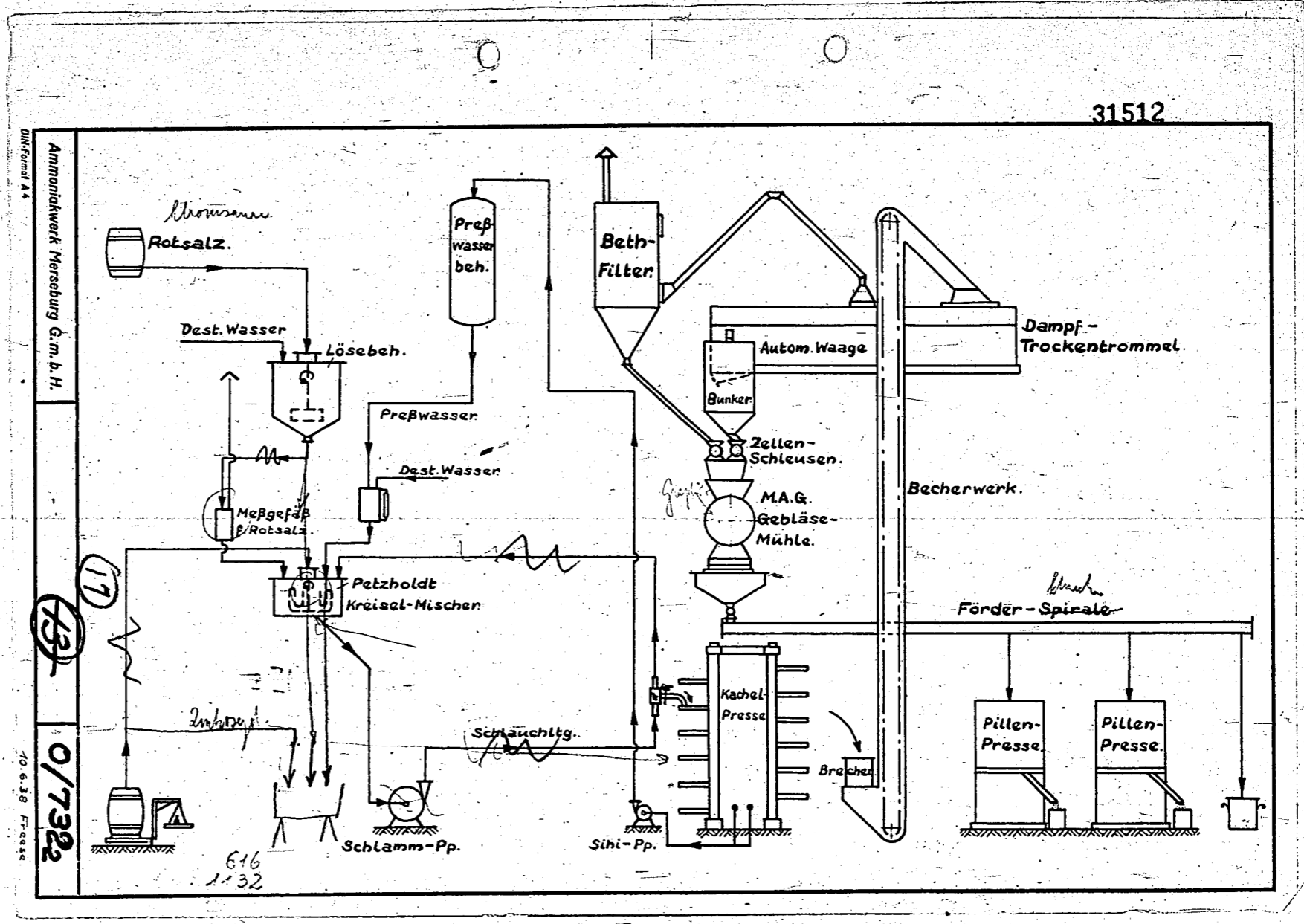
15

etrieb:



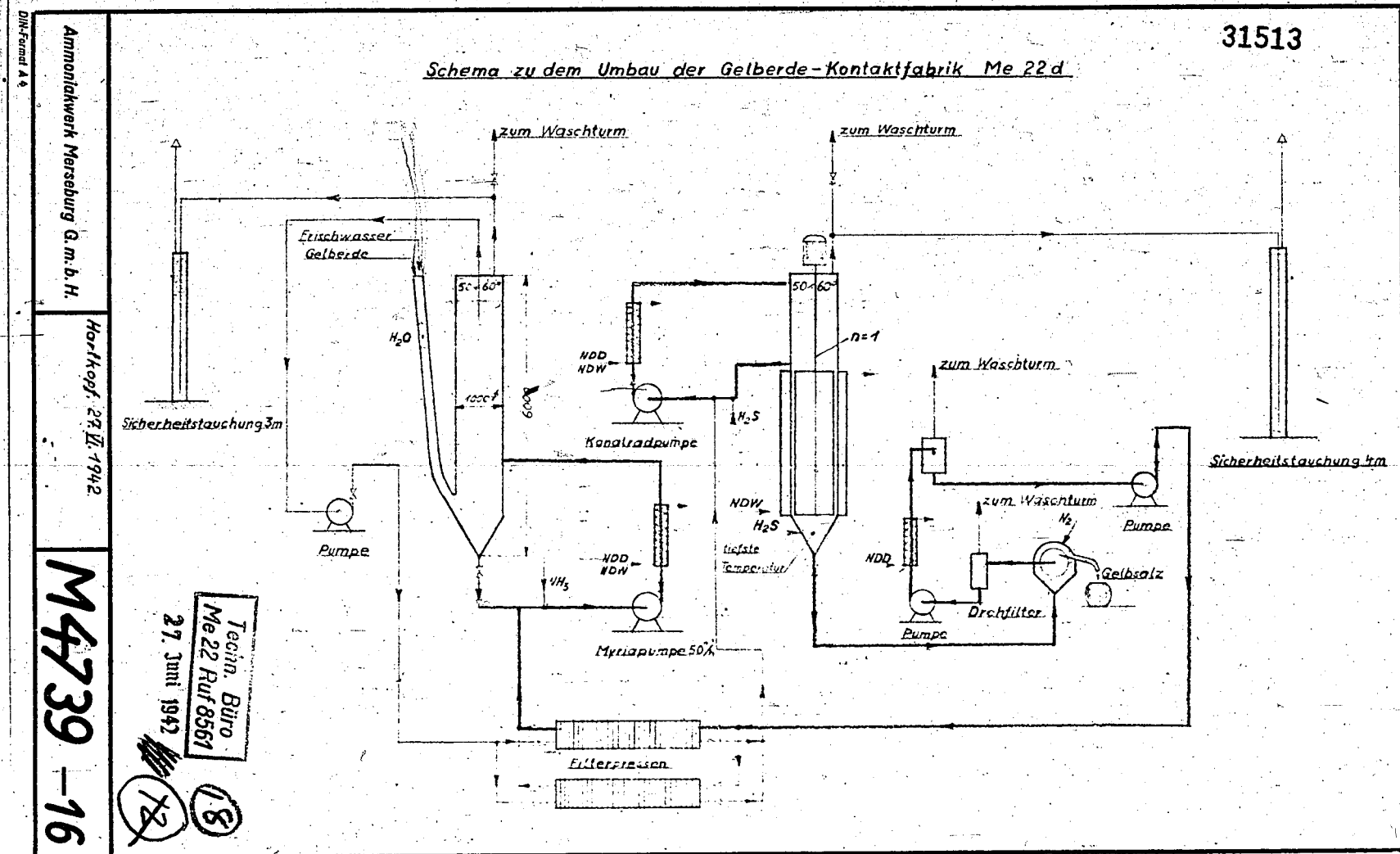


Werk 7.3.16.37. Presse  
 M 2089 -16  
 Ende 1937



0/7322  
 70.6.38 Freese

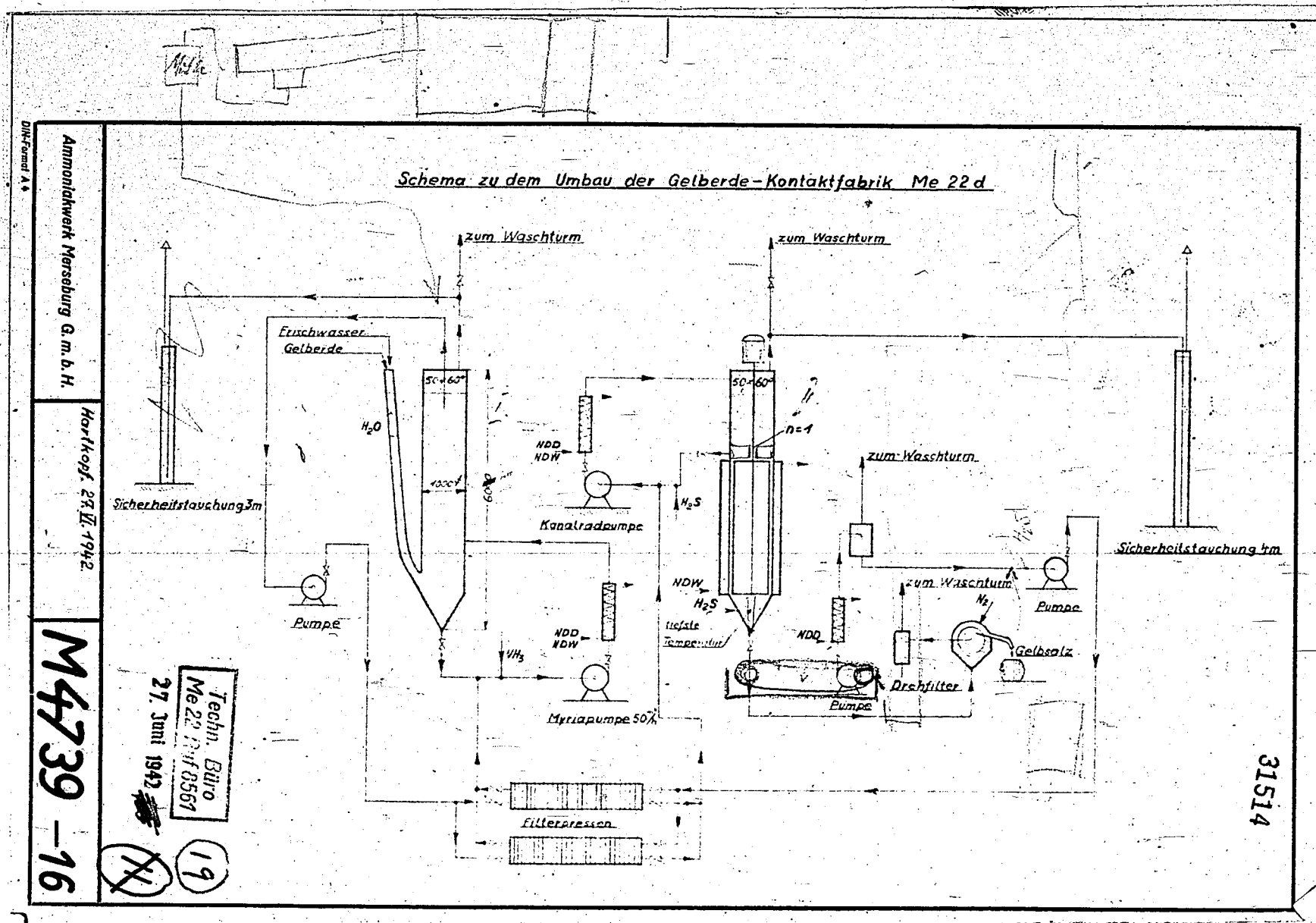
Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.  
 M 4739 -16



DIN-Format A 4  
 Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.

Horstkopf, 27. II. 1942

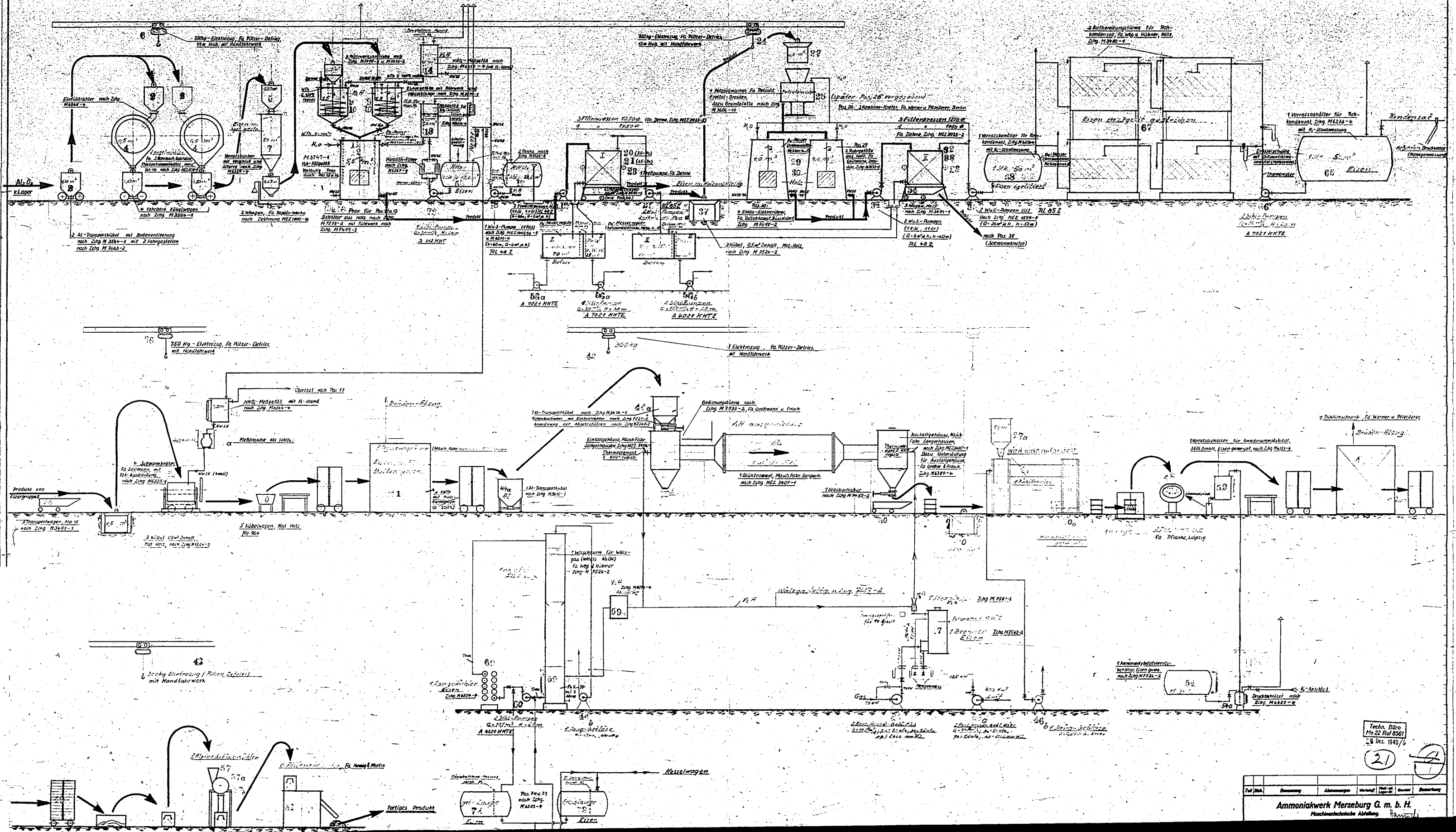
M4739 -16



POOR  
COPY

19





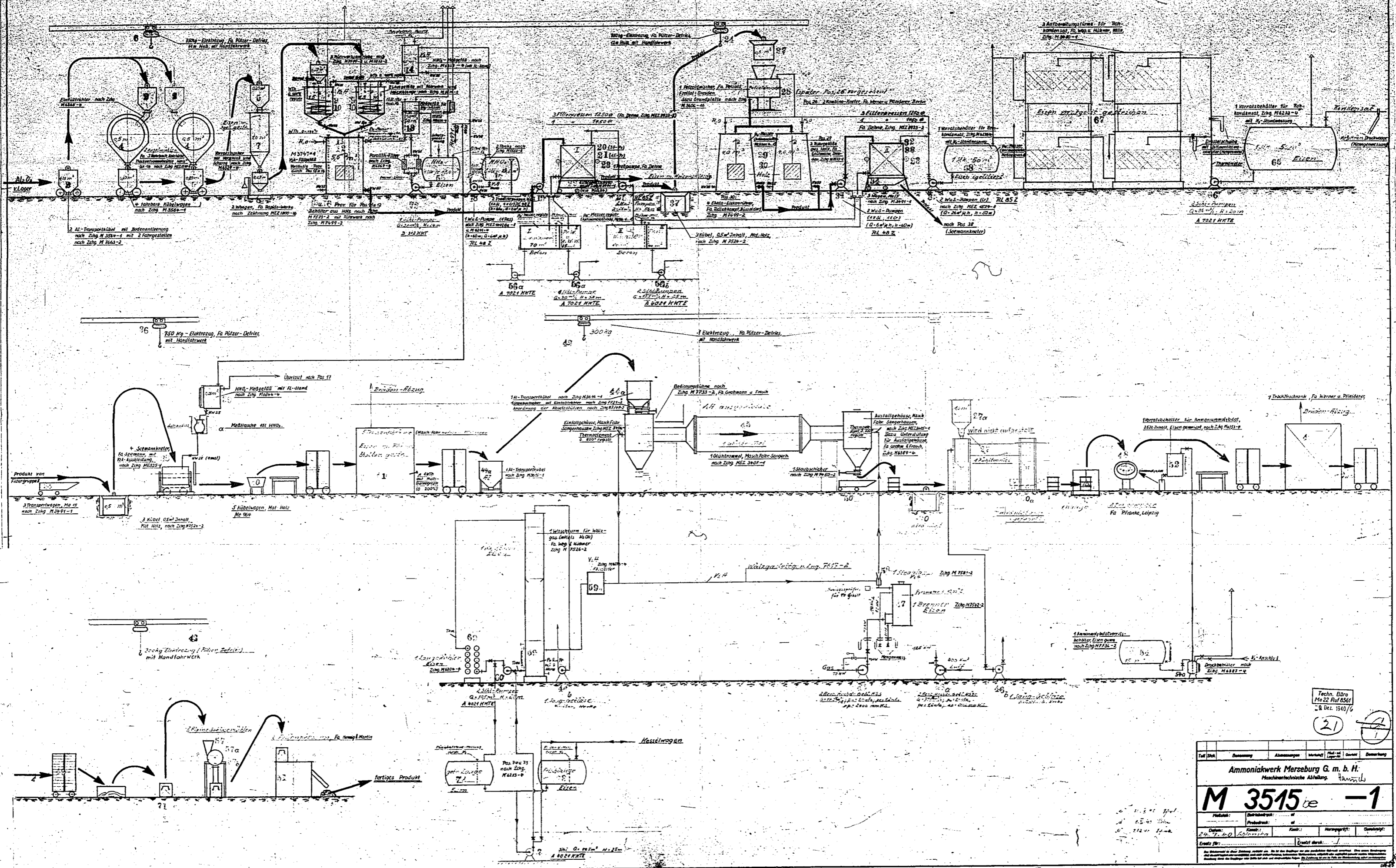
POOR COPY 21

Techn. Büro  
Nr. 22 Ruf. 8561  
8. Dez. 1940/6

|       |         |          |         |         |             |
|-------|---------|----------|---------|---------|-------------|
| Proj. | Entwurf | Abmessen | Montage | Prüfung | Bezeichnung |
|       |         |          |         |         |             |

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.  
Hochschulschule Abt. Chem.





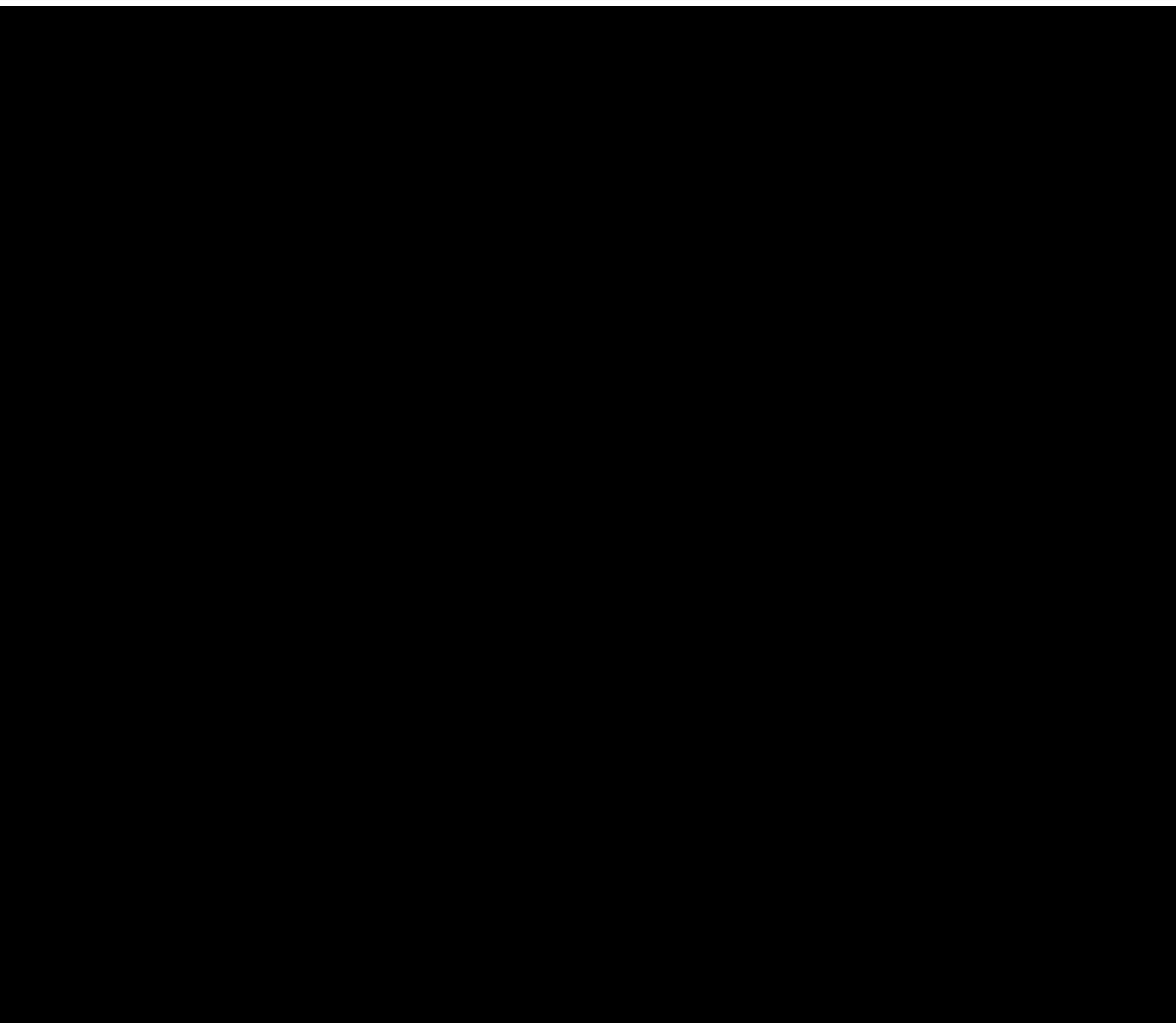
Techn. Büro  
Me 22, Ref 8561  
28. Okt. 1940/6  
21

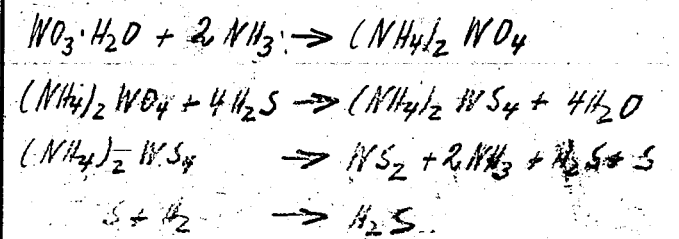
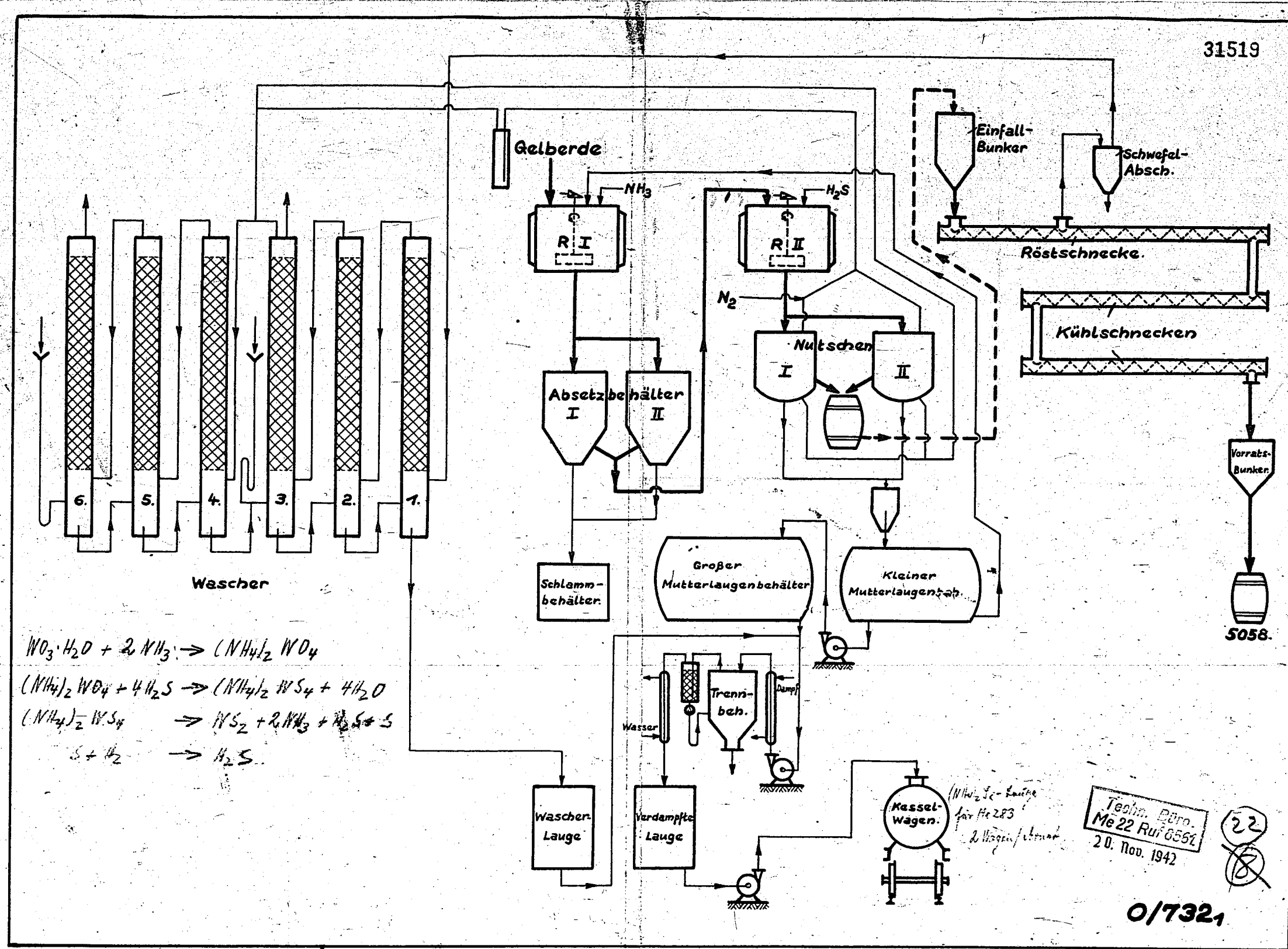
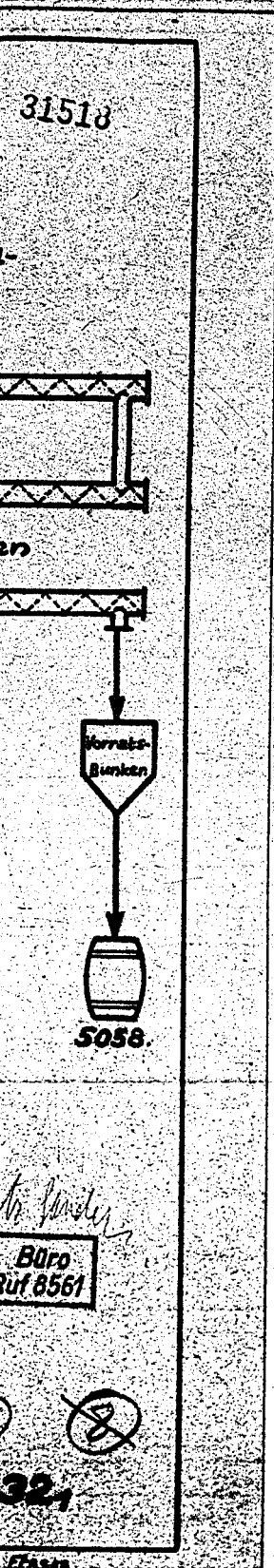
| Teil                                      | Nummer | Abmessungen | Material | Standort    | Gezeichnet | Geprüft     |
|---|--------|-------------|----------|-------------|------------|-------------|
| <b>Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.</b> |        |             |          |             |            |             |
| Mechanische Abteilung                     |        |             |          |             |            |             |
| <b>M 3515 te -1</b>                       |        |             |          |             |            |             |
| Produkt:                                  |        | Produkt:    |          | Produkt:    |            | Produkt:    |
| Datum:                                    |        | Datum:      |          | Datum:      |            | Datum:      |
| Gezeichnet:                               |        | Gezeichnet: |          | Gezeichnet: |            | Gezeichnet: |
| Geprüft:                                  |        | Geprüft:    |          | Geprüft:    |            | Geprüft:    |

HF-Montage-Anlage Schema der HF-Montage-Anlage

POOR COPY 21





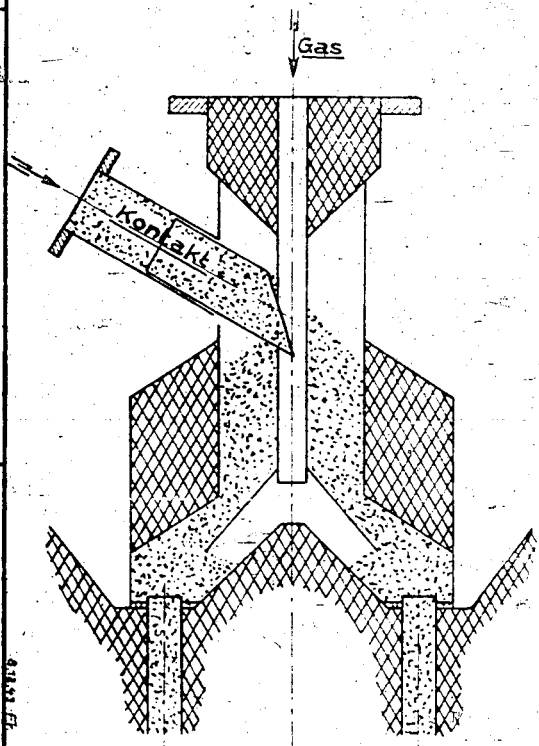


20. Dez. 1928

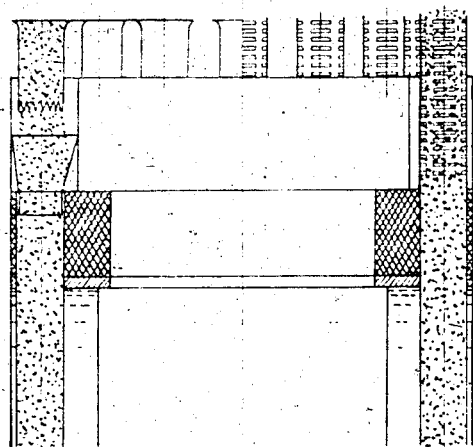
Kontakt

OS-178

Kontaktverteiler.

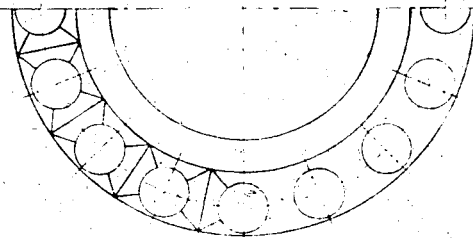


Schlitzrohrfreier  
Kontaktaustrag.



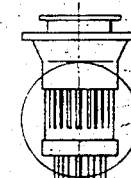
Jetzt

Vorher

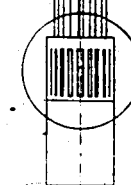


31520

Rauchgasverteilung.



Oberer  
Rauchgasver-  
teilerling.



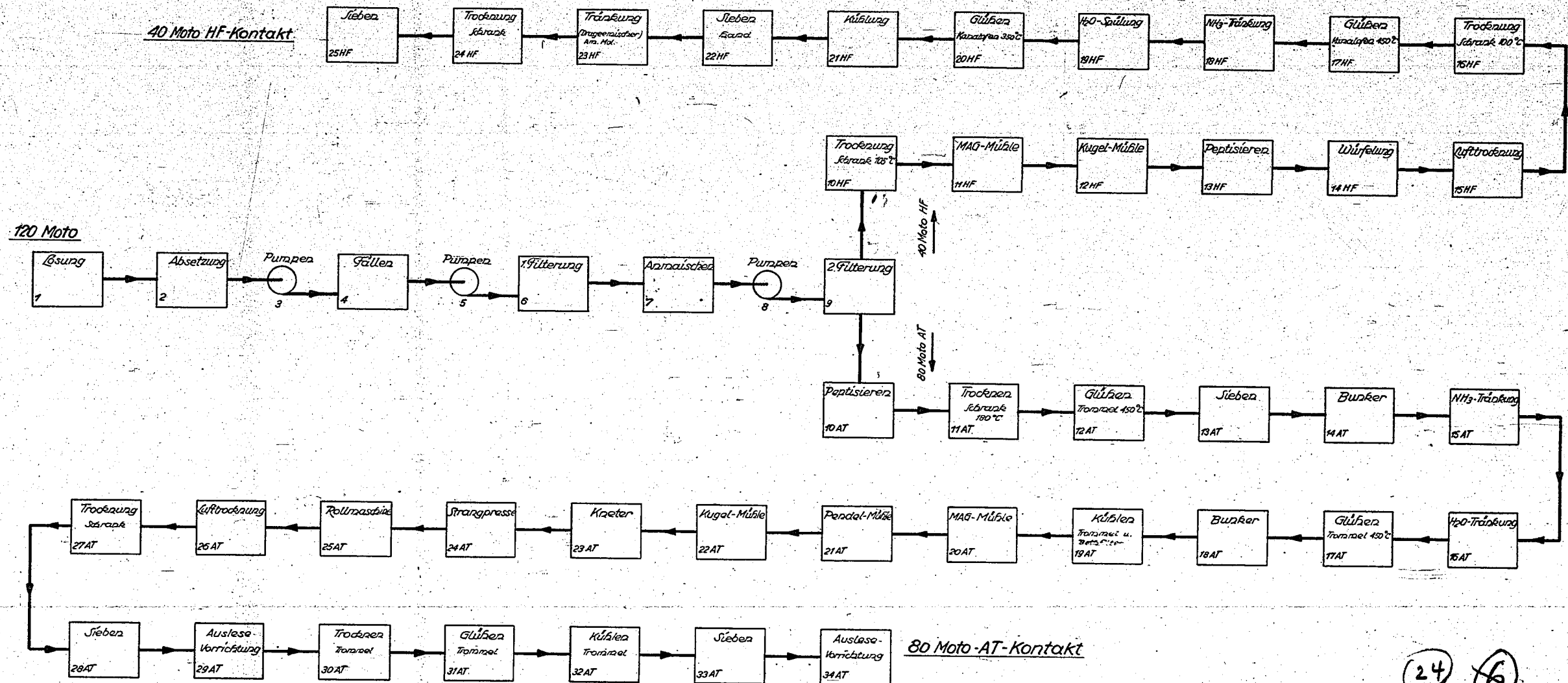
Unterer  
Rauchgasver-  
teilerling.

23

~~7~~

POOR  
COPY

23



24 6

| Teil Stck.  | Benennung    | Abmessungen             | Werkstoff    | Mod.- od. Lager-Nr. | Gewicht | Bemerkung |
|---|--------------|-------------------------|--------------|---------------------|---------|-----------|
| <b>Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.</b><br>Maschinentechnische Abteilung.   |              |                         |              |                     |         |           |
| <b>M 9062 -4</b>  |              |                         |              |                     |         |           |
| Maßstab:  |              | Betriebsdruck: ..... at |              |                     |         |           |
| Datum:  |              | Probendruck: ..... at   |              |                     |         |           |
| 27 April 1943   | Konstr. Ziga | Kontr. Hillemann        | Normgeprüft: | Genehmigt:          |         |           |
| Ersatz für:   |              | Ersetzt durch:          |              |                     |         |           |
| <small>Das Urheberrecht an dieser Zeichnung verbleibt uns. Sie ist dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch anvertraut. Eine weitere Genehmigung darf nicht erteilt oder erteilt werden, insbesondere Nachdruck, Abdruck oder irgendwelche sonstige Vervielfältigung durch den Empfänger oder Dritte ist straf- und zivilrechtlich verboten. Die Zeichnung ist aus dem Material zurückzugeben.</small> |              |                         |              |                     |         |           |

POOR COPY 24

31521

Trocknung  
Druck 60%  
HF

Abtrocknung  
HF

1g-Trocknung

Trocknung

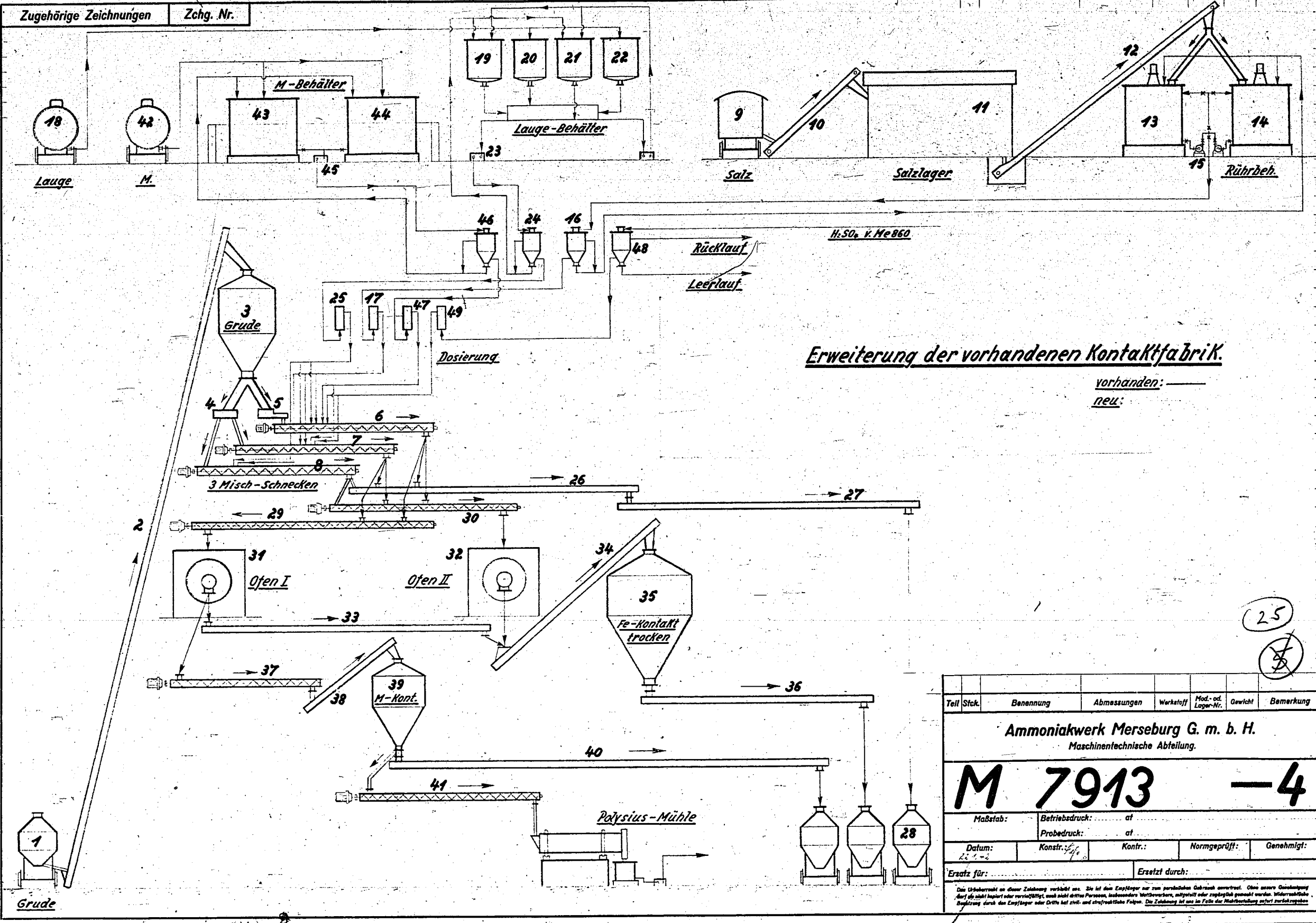
m. b. H.

**-4**

Geprüft: Genehmigt:

DIN A 2  
Bau-Nr.

31522

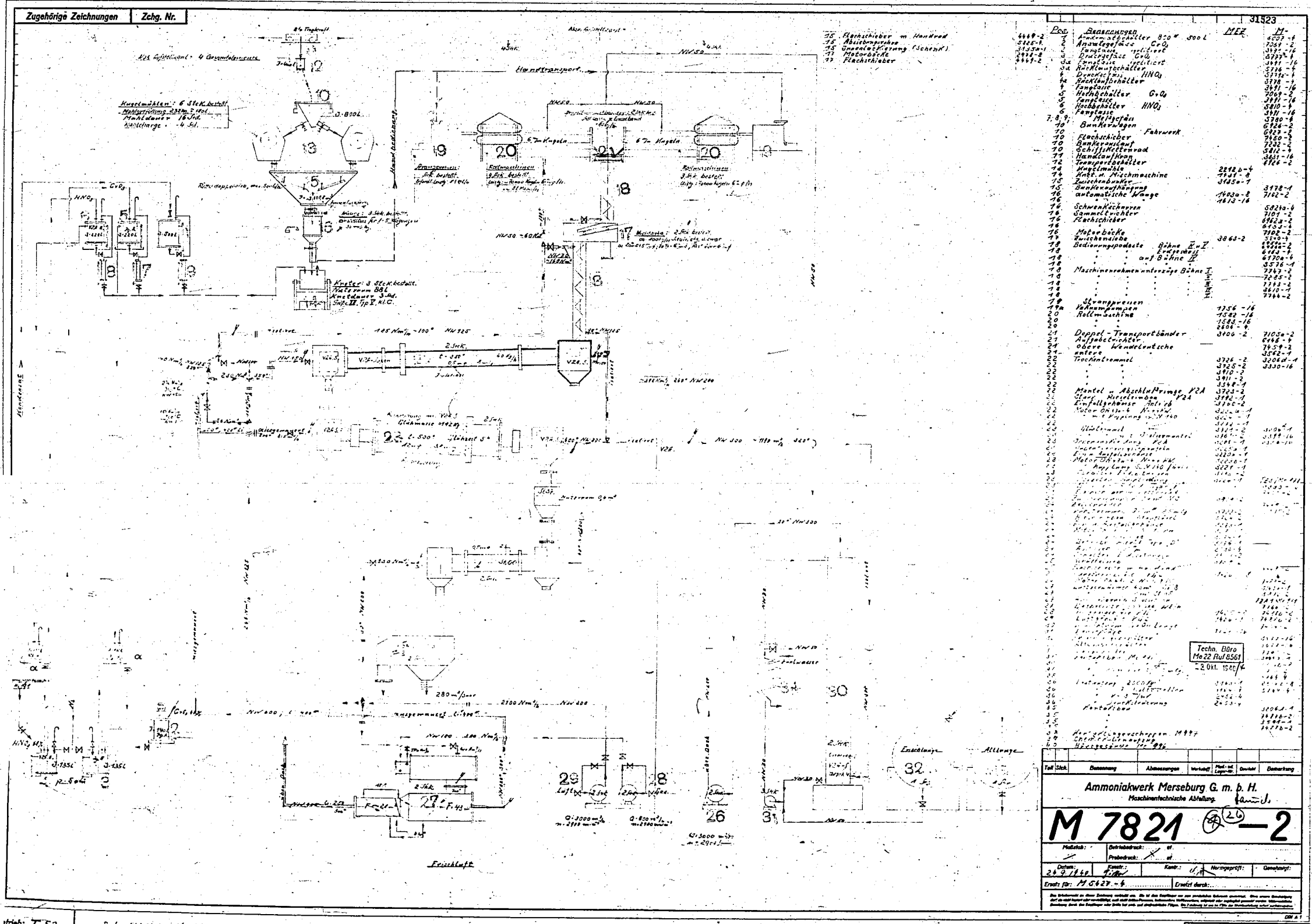


Erweiterung der vorhandenen Kontaktfabrik.

vorhanden: —  
neu: —

| Teil Stck.  | Benennung      | Abmessungen  | Werkstoff      | Mod.- od. Lager-Nr. | Gewicht | Bemerkung |
|---|----------------|--------------|----------------|---------------------|---------|-----------|
| <b>Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.</b><br>Maschinentechnische Abteilung.   |                |              |                |                     |         |           |
| <b>M 7913 -4</b>  |                |              |                |                     |         |           |
| Maßstab:  | Betriebsdruck: | at           |                |                     |         |           |
| Datum:  | Probdruck:     | at           |                |                     |         |           |
| Konstr.:  | Kontr.:        | Normgeprüft: | Genehmigt:     |                     |         |           |
| Ersatz für:   |                |              | Ersetzt durch: |                     |         |           |
| <small>Die Übernahme dieser Zeichnung verpflichtet nur den Empfänger mit dem persönlichen Gebrauch anzuwenden. Ohne unsere Genehmigung darf sie nicht kopiert oder vervielfältigt, auch nicht dritten Personen, insbesondere Werkverleiher, mitteilt oder zugänglich gemacht werden. Verantwortliche Bestätigung durch den Empfänger oder Dritte hat zivil- und strafrechtliche Folgen. Die Zeichnung ist aus dem Materiallager sofort zurückzugeben.</small> |                |              |                |                     |         |           |
| Fachgruppe:   |                |              |                |                     |         | Bau-Nr.   |

Me 892, Schnitt der erweiterten Kontaktfabrik K.



Strich: T. 32  
Schaltbild Kontakt I. Me. 191

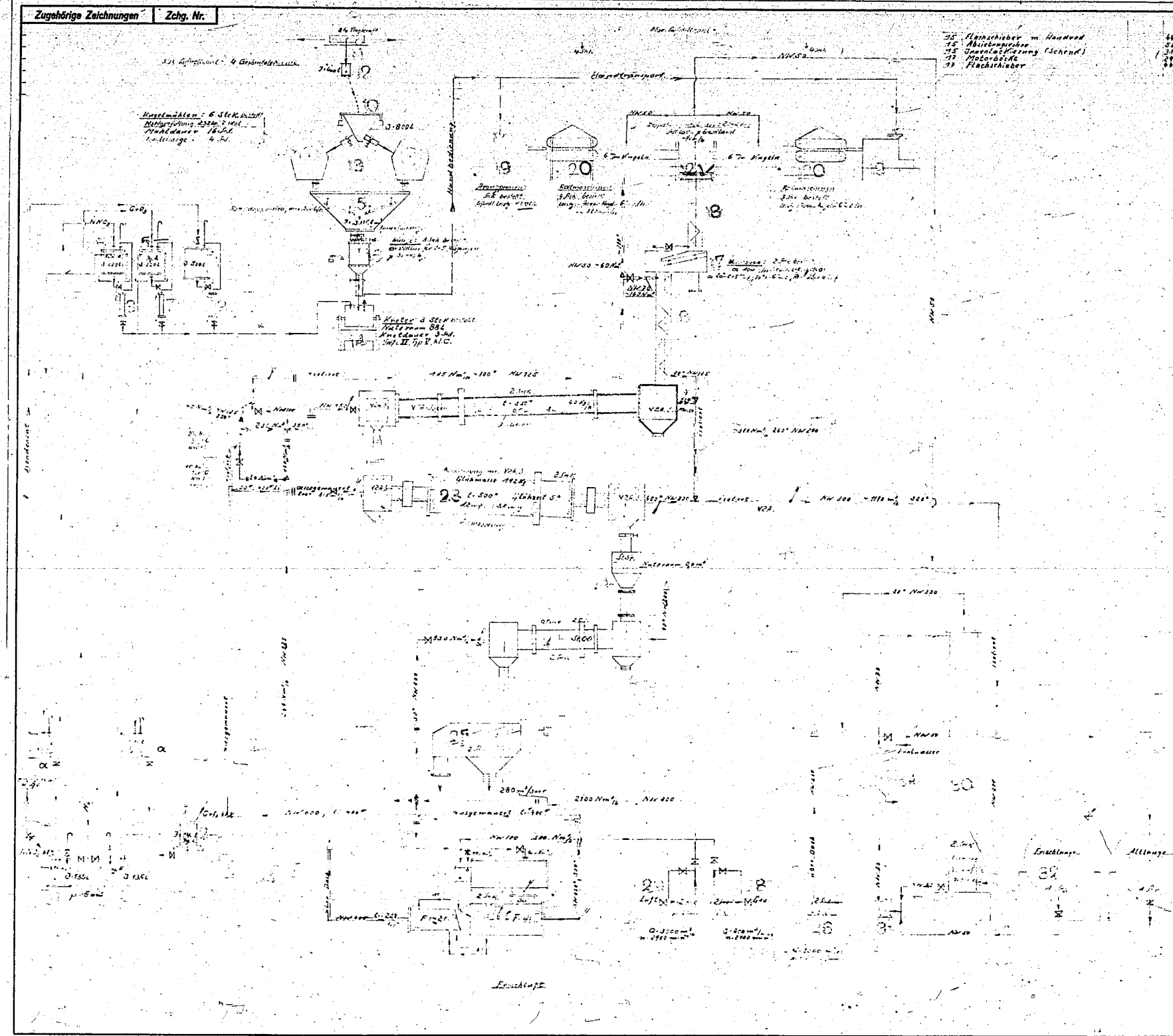
POOR COPY  
26

Zugehörige Zeichnung

Strich: T. 32



|          |
|----------|
| 31323    |
| 1751-2   |
| 3197-1   |
| 3197-2   |
| 3197-3   |
| 3197-4   |
| 3197-5   |
| 3197-6   |
| 3197-7   |
| 3197-8   |
| 3197-9   |
| 3197-10  |
| 3197-11  |
| 3197-12  |
| 3197-13  |
| 3197-14  |
| 3197-15  |
| 3197-16  |
| 3197-17  |
| 3197-18  |
| 3197-19  |
| 3197-20  |
| 3197-21  |
| 3197-22  |
| 3197-23  |
| 3197-24  |
| 3197-25  |
| 3197-26  |
| 3197-27  |
| 3197-28  |
| 3197-29  |
| 3197-30  |
| 3197-31  |
| 3197-32  |
| 3197-33  |
| 3197-34  |
| 3197-35  |
| 3197-36  |
| 3197-37  |
| 3197-38  |
| 3197-39  |
| 3197-40  |
| 3197-41  |
| 3197-42  |
| 3197-43  |
| 3197-44  |
| 3197-45  |
| 3197-46  |
| 3197-47  |
| 3197-48  |
| 3197-49  |
| 3197-50  |
| 3197-51  |
| 3197-52  |
| 3197-53  |
| 3197-54  |
| 3197-55  |
| 3197-56  |
| 3197-57  |
| 3197-58  |
| 3197-59  |
| 3197-60  |
| 3197-61  |
| 3197-62  |
| 3197-63  |
| 3197-64  |
| 3197-65  |
| 3197-66  |
| 3197-67  |
| 3197-68  |
| 3197-69  |
| 3197-70  |
| 3197-71  |
| 3197-72  |
| 3197-73  |
| 3197-74  |
| 3197-75  |
| 3197-76  |
| 3197-77  |
| 3197-78  |
| 3197-79  |
| 3197-80  |
| 3197-81  |
| 3197-82  |
| 3197-83  |
| 3197-84  |
| 3197-85  |
| 3197-86  |
| 3197-87  |
| 3197-88  |
| 3197-89  |
| 3197-90  |
| 3197-91  |
| 3197-92  |
| 3197-93  |
| 3197-94  |
| 3197-95  |
| 3197-96  |
| 3197-97  |
| 3197-98  |
| 3197-99  |
| 3197-100 |



| Zugehörige Zeichnungen |     | Zchg. Nr. |                               | 31524 |   |
|------------------------|-----|-----------|-------------------------------|-------|---|
| 1                      | 25  | 1         | Flanschbohrer m. Handrad      | MEZ   | M |
| 2                      | 26  | 2         | Ausschneidemaschine           | MEZ   | M |
| 3                      | 27  | 3         | Umschaltvorrichtung (Schraub) | MEZ   | M |
| 4                      | 28  | 4         | Motorbohrer                   | MEZ   | M |
| 5                      | 29  | 5         | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 6                      | 30  | 6         | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 7                      | 31  | 7         | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 8                      | 32  | 8         | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 9                      | 33  | 9         | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 10                     | 34  | 10        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 11                     | 35  | 11        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 12                     | 36  | 12        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 13                     | 37  | 13        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 14                     | 38  | 14        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 15                     | 39  | 15        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 16                     | 40  | 16        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 17                     | 41  | 17        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 18                     | 42  | 18        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 19                     | 43  | 19        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 20                     | 44  | 20        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 21                     | 45  | 21        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 22                     | 46  | 22        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 23                     | 47  | 23        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 24                     | 48  | 24        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 25                     | 49  | 25        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 26                     | 50  | 26        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 27                     | 51  | 27        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 28                     | 52  | 28        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 29                     | 53  | 29        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 30                     | 54  | 30        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 31                     | 55  | 31        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 32                     | 56  | 32        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 33                     | 57  | 33        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 34                     | 58  | 34        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 35                     | 59  | 35        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 36                     | 60  | 36        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 37                     | 61  | 37        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 38                     | 62  | 38        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 39                     | 63  | 39        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 40                     | 64  | 40        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 41                     | 65  | 41        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 42                     | 66  | 42        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 43                     | 67  | 43        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 44                     | 68  | 44        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 45                     | 69  | 45        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 46                     | 70  | 46        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 47                     | 71  | 47        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 48                     | 72  | 48        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 49                     | 73  | 49        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 50                     | 74  | 50        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 51                     | 75  | 51        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 52                     | 76  | 52        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 53                     | 77  | 53        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 54                     | 78  | 54        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 55                     | 79  | 55        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 56                     | 80  | 56        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 57                     | 81  | 57        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 58                     | 82  | 58        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 59                     | 83  | 59        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 60                     | 84  | 60        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 61                     | 85  | 61        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 62                     | 86  | 62        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 63                     | 87  | 63        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 64                     | 88  | 64        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 65                     | 89  | 65        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 66                     | 90  | 66        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 67                     | 91  | 67        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 68                     | 92  | 68        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 69                     | 93  | 69        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 70                     | 94  | 70        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 71                     | 95  | 71        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 72                     | 96  | 72        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 73                     | 97  | 73        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 74                     | 98  | 74        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 75                     | 99  | 75        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |
| 76                     | 100 | 76        | Flanschbohrer                 | MEZ   | M |

**Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.**  
Maschinen-Technische Abteilung

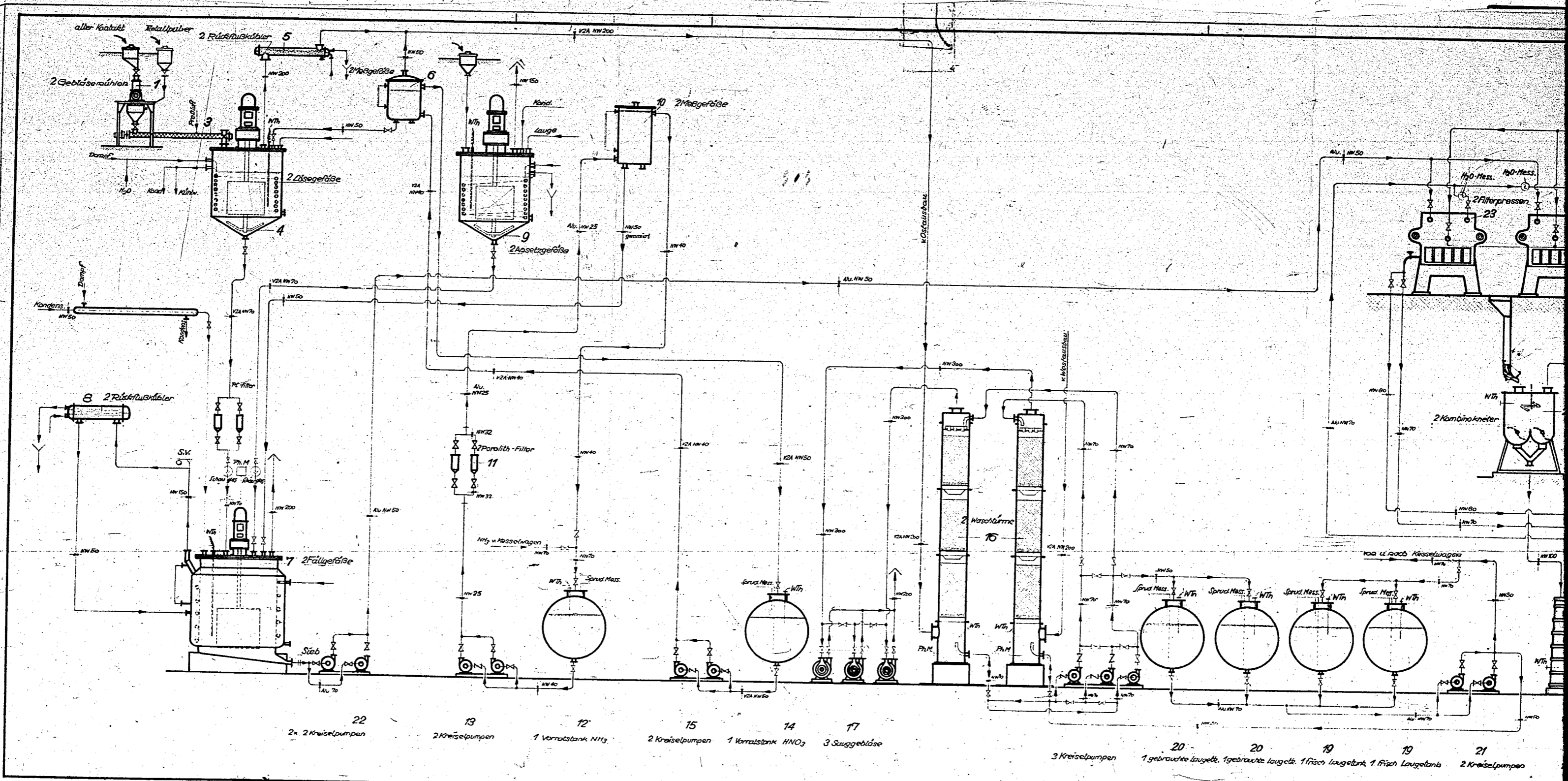
## M 7821 <sup>26</sup> -2

Maßstab:     Zeichnungsdruck:     of

Datum: 24. 3. 1960     Blatt:     von:     Hergeleitet von:     Genehmigt:

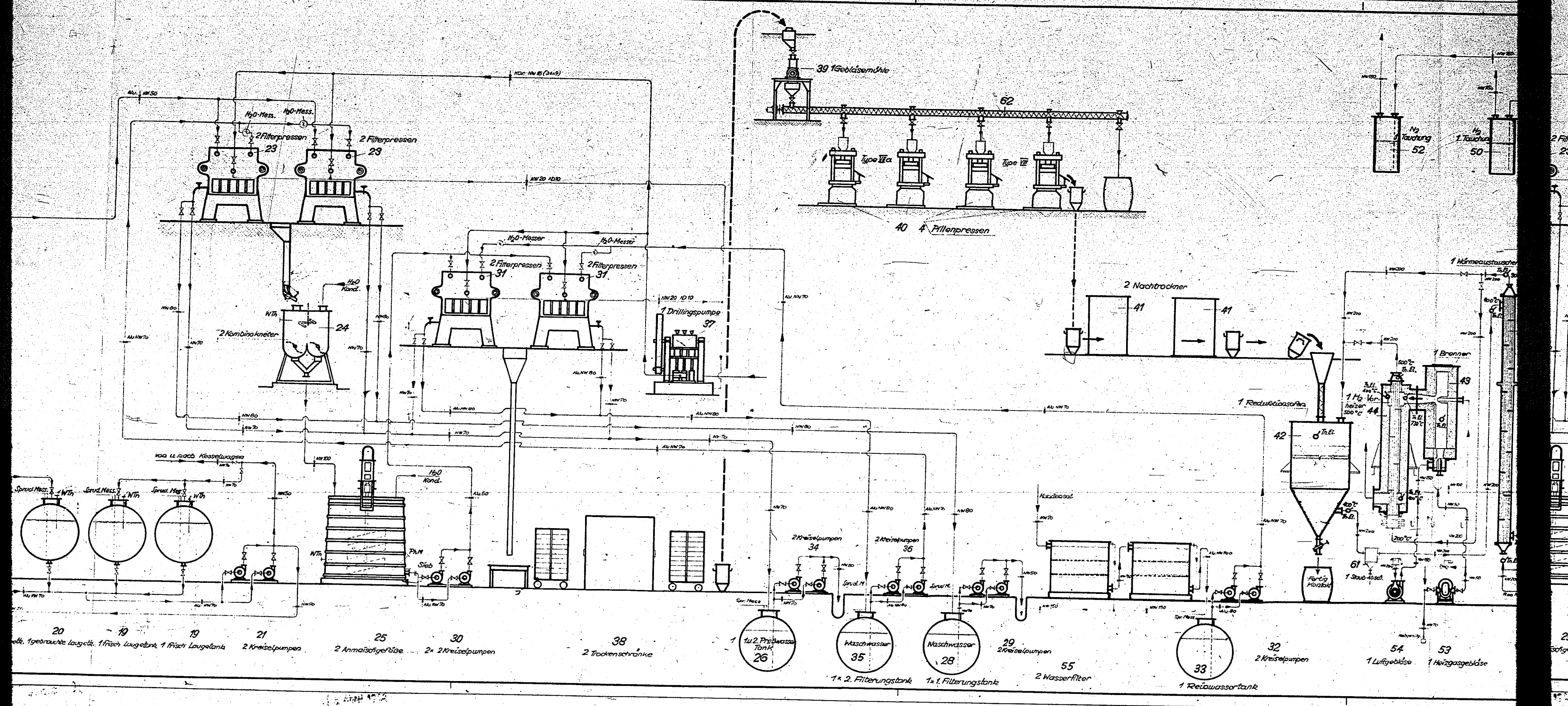
Erstellt von: M 7827-5     Erweitert durch:

POOR COPY 26



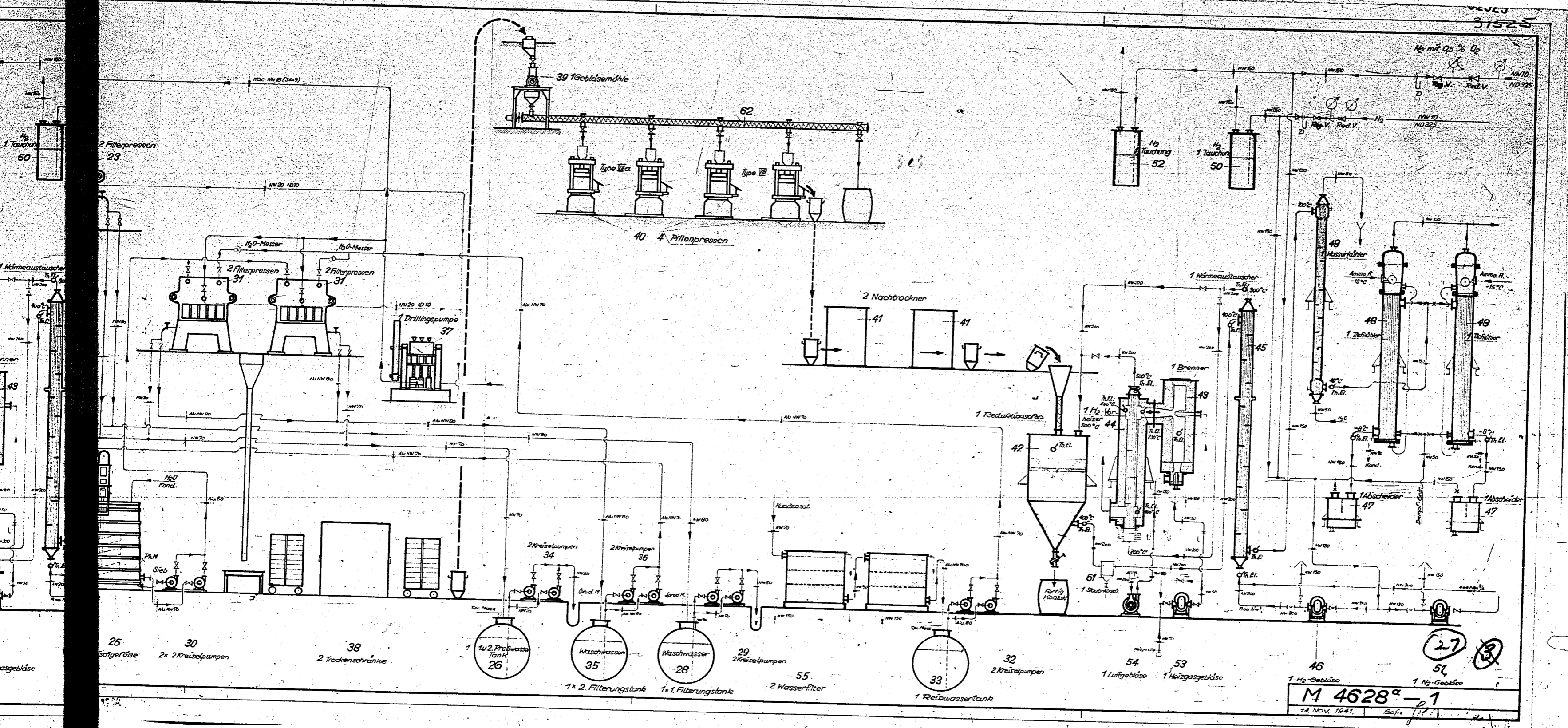
Schema für Kontakt-Fabrikation mit Kontakt-Reduktionsanlage Me 971-I für 12 Moto.

POOR COPY 27

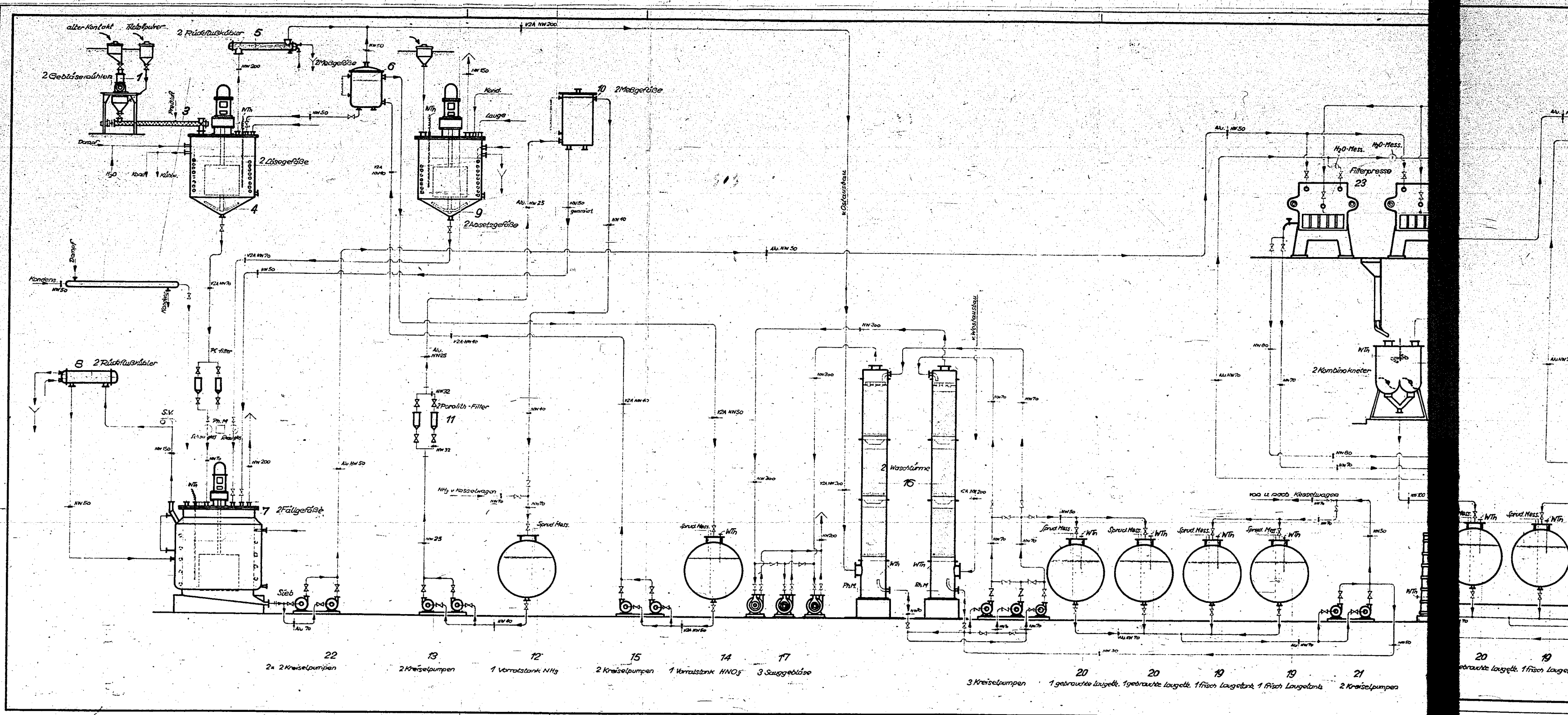


20 1 gebrauchte Laugzelle, 1 frische Laugzelle, 1 frische Laugzelle  
19 2 Kreislumpen  
19 2 Anmischgefäße  
21 2 Kreislumpen  
25 2 Anmischgefäße  
30 2 Kreislumpen  
38 2 Trockenschänke  
26 1 u. 2. Reibwasser Tank  
35 Waschwasser  
28 Waschwasser  
29 2 Kreislumpen  
55 2 Wasserfilter  
33 1 Reibwasser tank  
32 2 Kreislumpen  
54 1 Luftgebläse  
53 1 Heizgasgebläse

POOR COPY 27

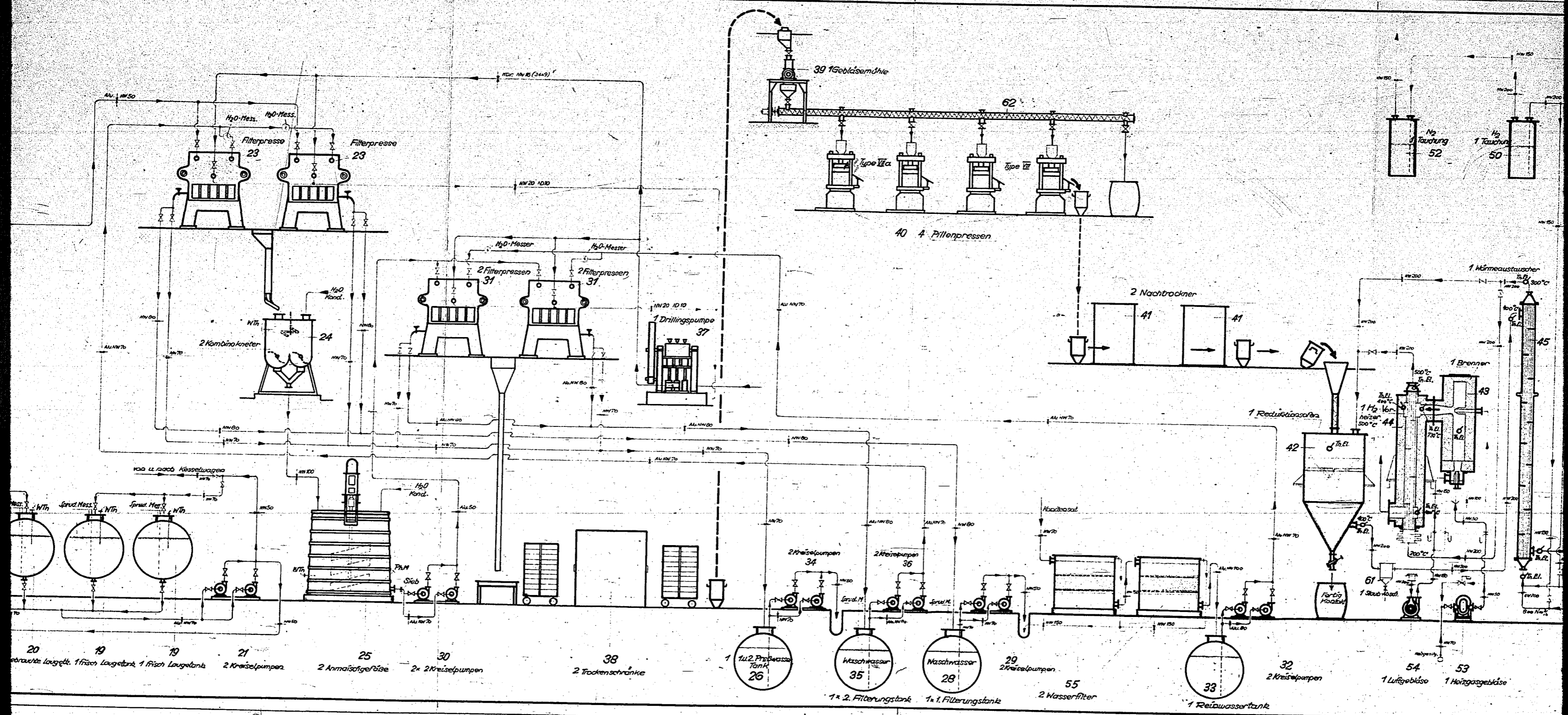


POOR COPY 27

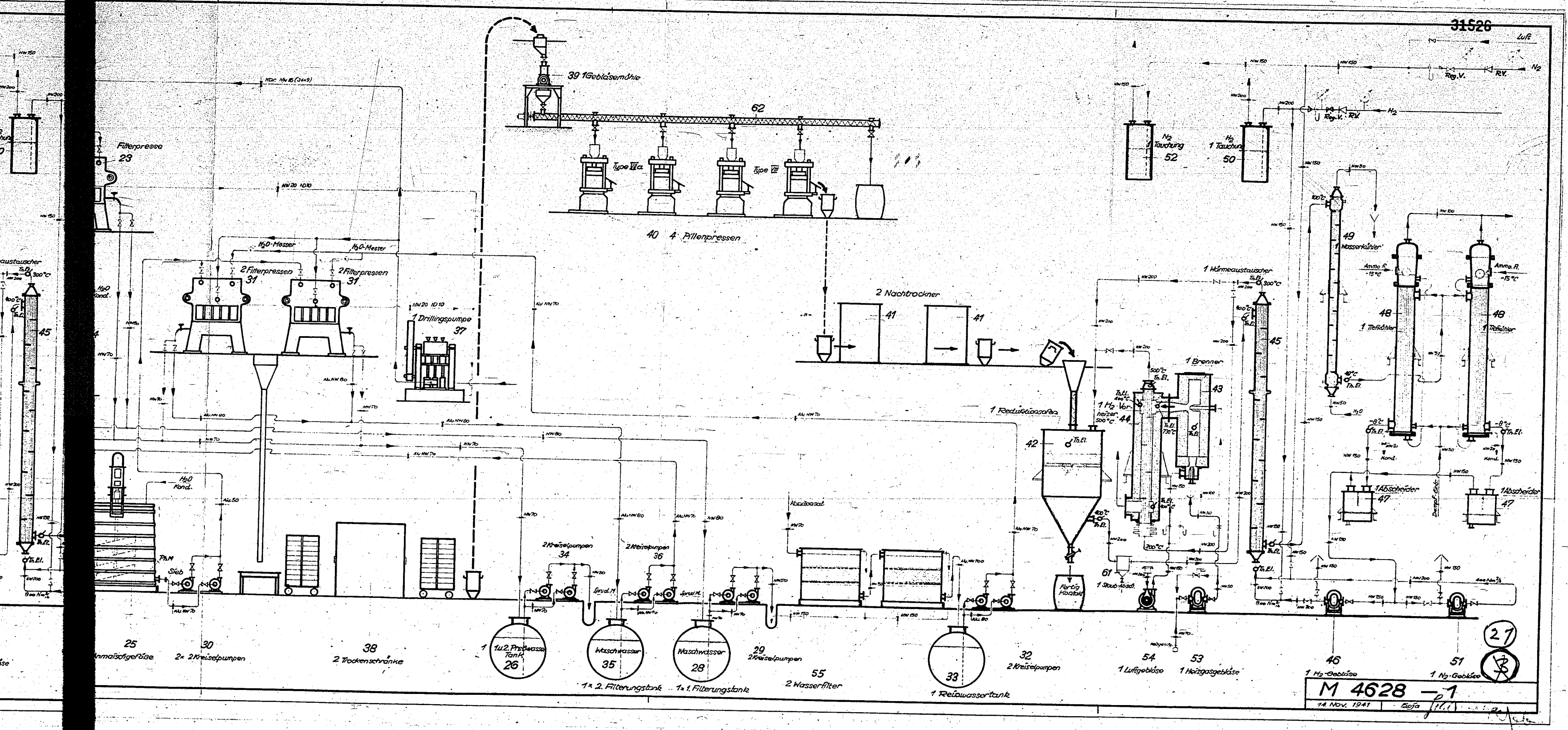


Schema für Kunststoff-Kontakt-Fabrikation mit Kontakt-Reduktionsanlage Me 971-I für 12 Moto.

POOR COPY 27

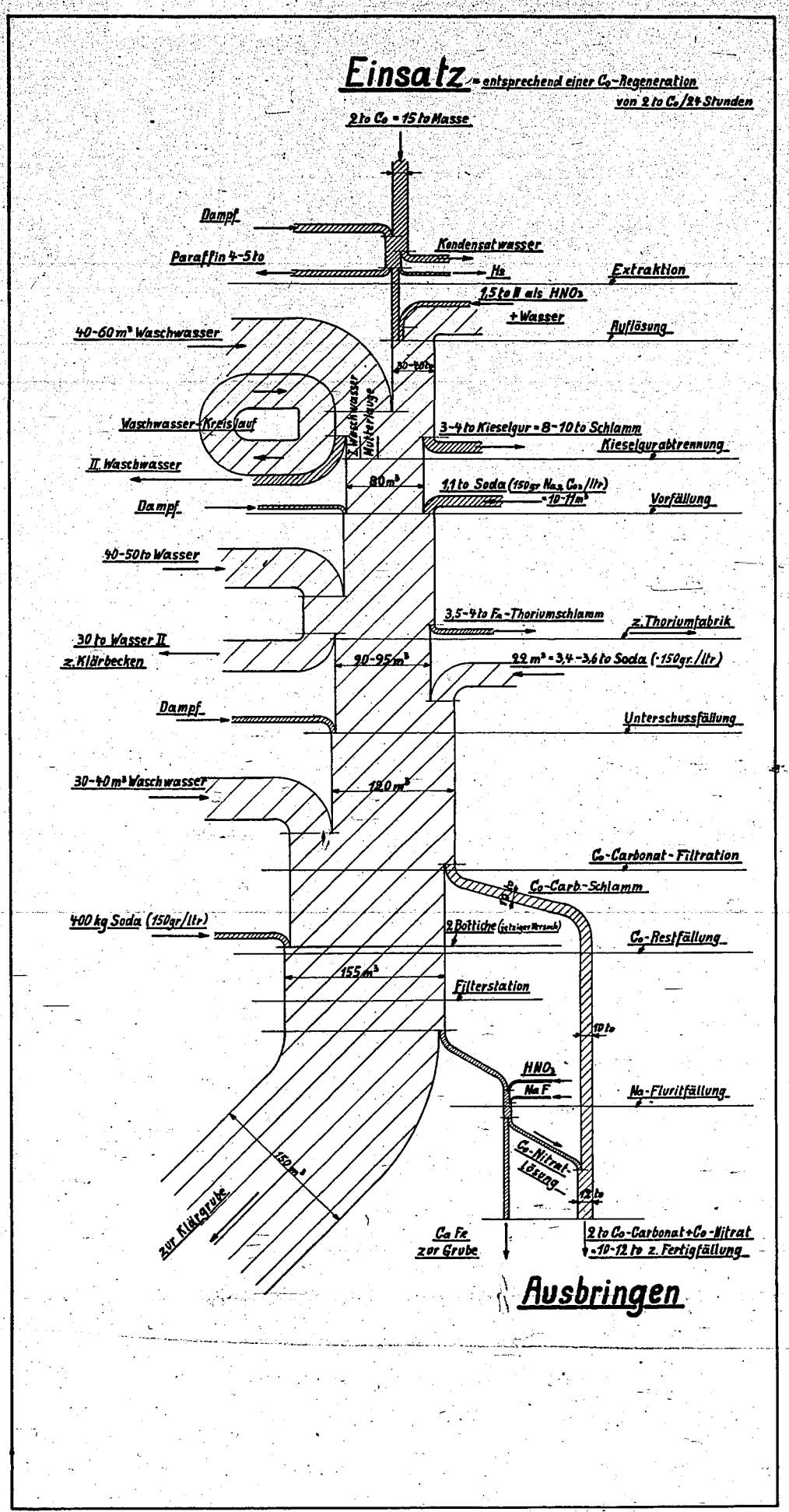


POOR COPY 27



POOR COPY 27

Fließschema der Kohlen-Fabrik: Pulverland



Zusätzliche Zeichnungen  
Zug Nr.

|  |         |
|--|---------|
| VA/1                                       | Bau Nr. |
| Brunkohle-Benzin A.G.<br>222<br>222<br>222 |         |

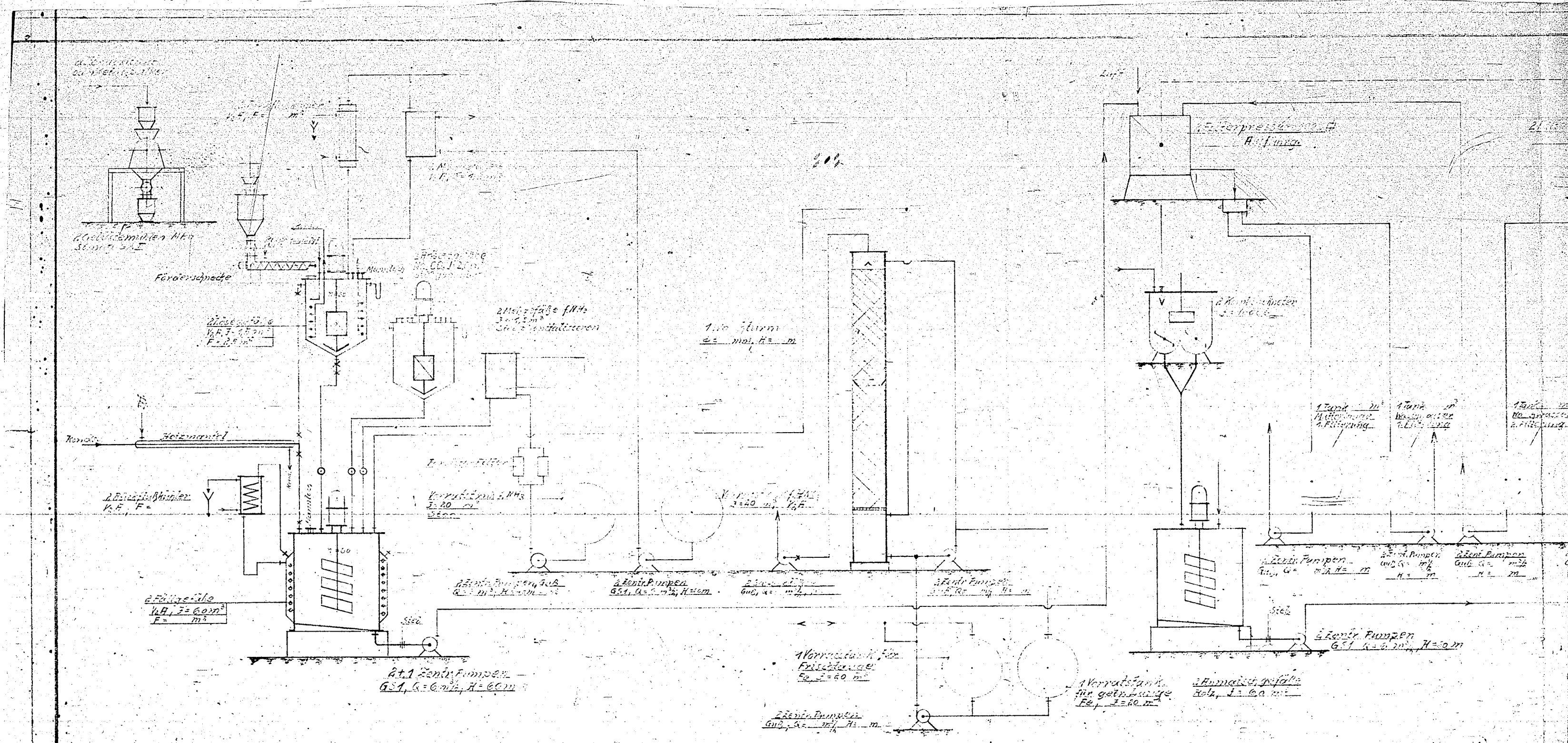
Fließschema der Kohlen-Fabrik: Pulverland

Werk  
Bau Nr.

|                  |             |
|------------------|-------------|
| Projekt-Nr.      | 333         |
| Blatt-Nr.        | 12          |
| Blatt-Gesamt     | 12          |
| Blatt-Titel      | Fließschema |
| Blatt-Datei      |             |
| Blatt-Größe      |             |
| Blatt-Maßstab    |             |
| Blatt-Vermaßstab |             |
| Blatt-Vermaßstab |             |
| Blatt-Vermaßstab |             |
| Blatt-Vermaßstab |             |







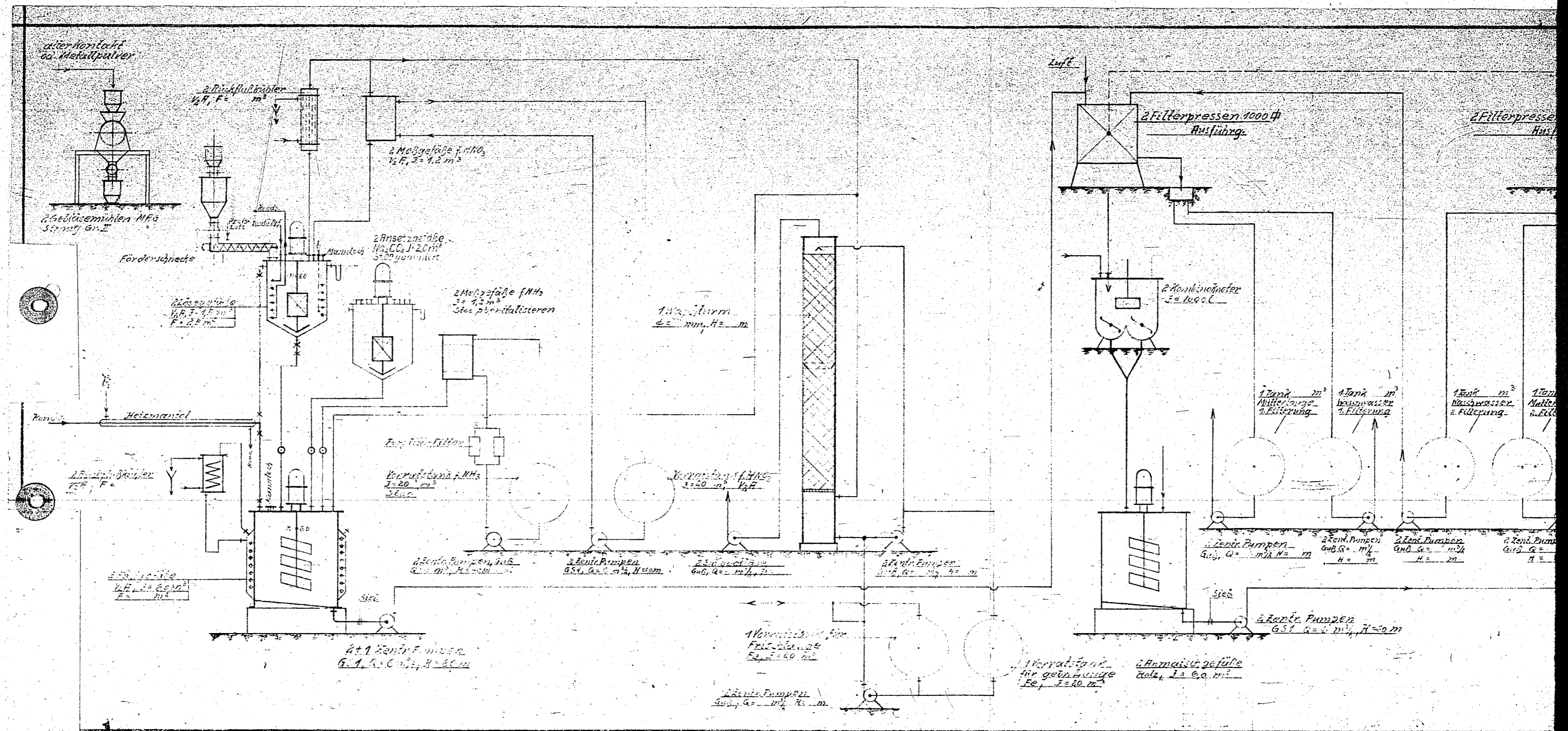
12. Mai 1949 | 14. Mai 1949 | 16. Mai 1949 | 21. Mai 1949 | 23. Jun. 1949 | Betr. No 971-I | Schema zur Kontakfabrik für Kunststofferprodukte

POOR COPY 28 A





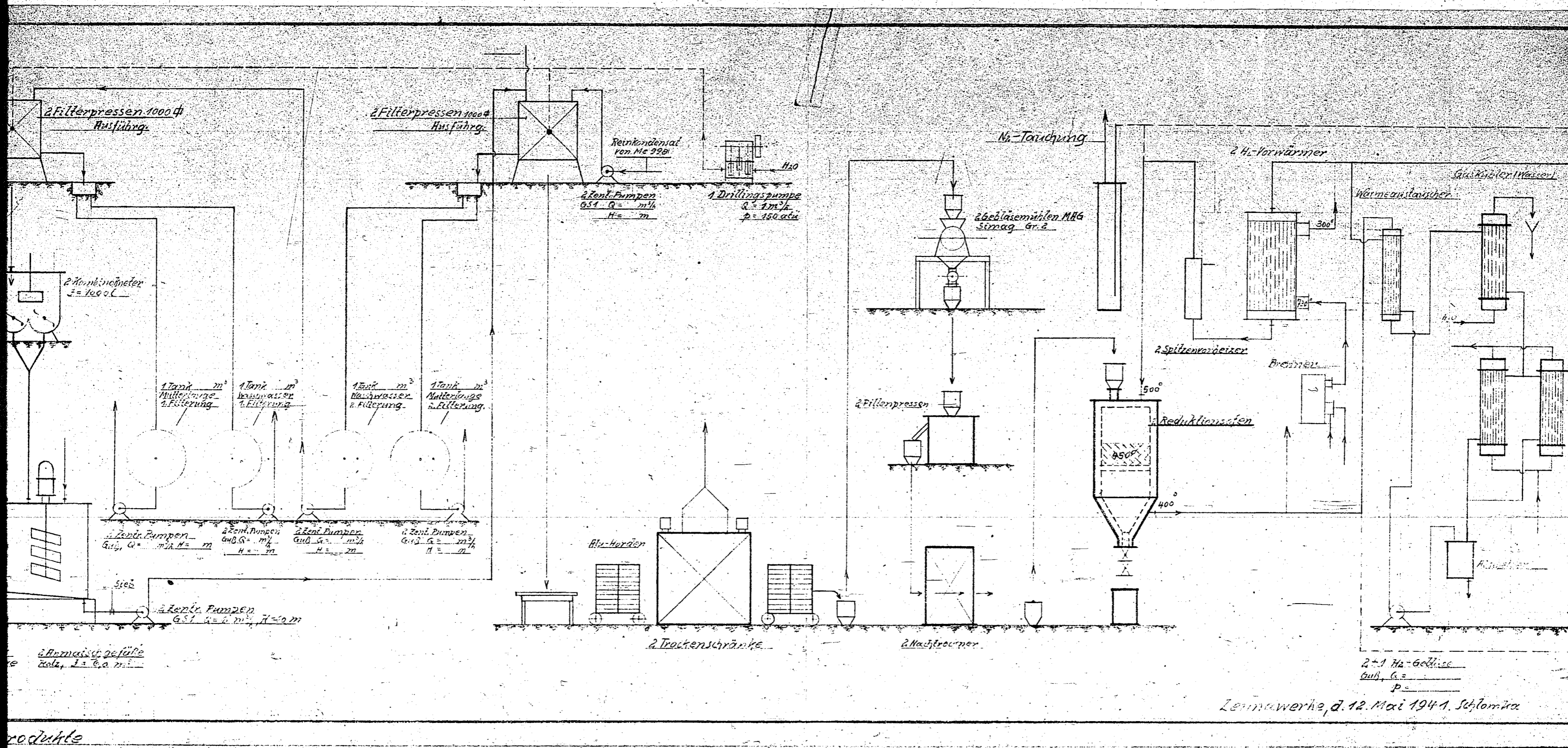
31528



12. Mai 1949 | 14. Mai 1949 | 15. Mai 1949 | 21. Mai 1949 | Beir. Me 971-I | Schema zur Kontaktfabrik für Kaliumsalzprodukten

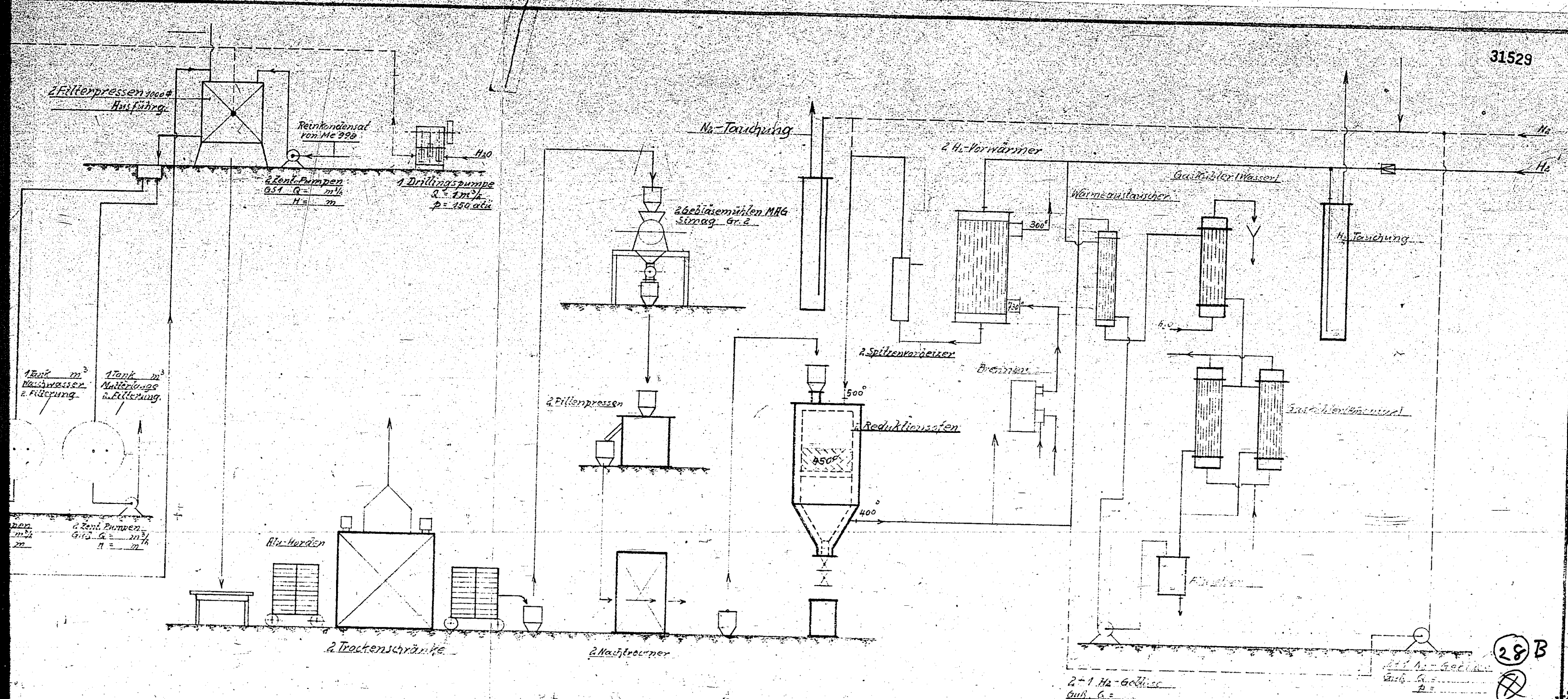
38 — 1

POOR COPY 28 B



POOR COPY 28 B

31529



Zemmerwerke, d. 12. Mai 1941, Schloßma

M 4238 — 1

28 B

POOR COPY 28 B

31530 - 31726

PART NO. 13

31530

FLOW DIAGRAMS OF VARIOUS PROCESSES  
AND MISCELLANEOUS DATA

Doc.  
No.

- 1 A 153-page mimeographed volume describing patents concerning fifteen various subjects related to the chemical industry, from about 225 companies and individuals from all over the world. Patents cited go as late as 1939. Book must have been prepared around 1940. The work is chiefly concerned with ammonium sulfate production, recovery, treatment, crystallization, etc.
- 2 Blueprint of drawing M-5569-1 Leuna 1940 - flow diagram of the K.W.Sy experimental unit, showing two stages of synthesis ovens, production of gasoline and gasoil, product going to OEOplant. This is probably a synol synthesis process.
- 3 Blueprint of drawing M10861-2, unidentified, undated - sketch of the proposed ammonia-water treatment plant.
- 4 Blueprint of drawing M-9804-2 Leuna 1942 - diagram of a plant in Me 994 for the production of pyrocatechin with location of 20 pieces of equipment and indication of detail drawings.
- 5 Blueprint of M-6082-2 Leuna 1942 - new construction in Building Me 267. Diagram of the oven group and the absorption plant for the production of 25 tons per day of Nitrogen in  $\text{NH}_3$ , with list of equipment, supplies, and drawing numbers.
- 6 Blueprint of drawing M-3647-1 Leuna 1940 - flow diagram of a process, unidentified, which seems to be preparation of aldehydes.
- 7 Blueprint of drawing M-1857-1 Leuna 1937 - Block diagram of the preparation of ammonium phosphate with calcium phosphate and carbonate residues.
- 8 Blueprint of drawing O.A.SKI Leuna 1942 - Present method for the preparation of pure methanol from raw methanol containing ether - flow diagrams.
- 9 Blueprint of drawing M-4735-1 Leuna 1941 - Cyclohexanol plant in Building Me 978 - diagram for the monthly production of 1550 tons of cyclohexanol showing 50 pieces of equipment, flow diagrams, sizes, capacities, and detail drawing numbers, and location of measuring instruments.
- 10 Blueprint of drawing M4687-1, 1941 - Sketch of the Mersol plant at Moosbierbaum (synthetic soap) showing extraction, hydrogenation, acid wash, sulfochlorination, HCl absorption, saponification and dechlorination of the residus oil.
- 11 Blueprint of drawing M10811-2 Leuna 1942 - Sketch of the  $\text{H}_2\text{S}$  preparation in Building Me 386 and treatment of the ammonia water as of 18 December 1942.
- 12 Blueprint of drawing M2908-1 Leuna 1934 - Sketch of the sulfo-chloride plant in Building Me 947 including saponification giving description of 20 pieces of equipment.



31531

Doc.  
No.

- 13 Blueprint of drawing M-5396-1 Leuna 1943 - Carbondioxyde plant in Building Me 9241 - Sketch showing flow diagram, equipment, measuring instruments, piping, detail drawing numbers, for a monthly production of 350 tons of CO<sub>2</sub>.
- 14 Blueprint of drawing M-3502-1 Leuna 1940 - flow sheet for the preparation of LURAN in Building Me 979. This sketch is intended to be colored, is therefore quite difficult to follow without the colors.
- 15 A 2-page report of 31 May 1943, Leuna, reporting a test of a combination of silicon tetrachloride and ammonia for production of smokescreens with 7 photographs, also 1 dozen of photographs related to smokescreen production. Results were negative.
- 16 Report #441 of I.G. Farben Leuna dated February 1944 by Dr. Geib: "Theory of the formation of formaldehyde by catalytic oxydation of methane with ozone and oxygen" - 7 pages.
- 17 Four typewritten sheets of calculation, and blueprint of sketch BSK 64 attached, dated Leuna April 1943 - on the preparation of a solution of SO<sub>2</sub> HCl + SO<sub>2</sub> called N-solution for 10 tons per day - process can be followed on flow sheet.
- 18 Blueprint of sketch BSK 64a of Leuna showing flow sheet of production of 10 tons of N-solution per day - somewhat different from BSK 64 attached to document 17. This sketch gives quantities per hour. Five sheets of analyses are attached, for sulfochloric acid oxygen, sulfur dioxide, rhomboid sulfur, and sulfur trioxide.
- 19 Blueprint of drawing M5334-1 Leuna 1943 - flow sheet for the preparation of methyl adipic acid in Building Me 1018 describing 51 pieces of equipment with capacities.
- 20 Blueprint of drawing M1695-8 Leuna 1938 - Sketch of the second hydrogenation for Chamber #7 in Building Me 15.
- 21 Photostat of drawing BSK 53 Leuna 1943, showing diagram of the plant for LEUTOL II Production of 1000 Kg per hour of pure Toluol.
- 22 Blueprint of drawing M4807-1 Leuna 1942 - Flow diagram of the preparation of 50,000 tons per year of Mersolat (synthetic soap). Saponification with NaOH at 5% and Mersol H.
- 23 Blueprint of drawing M2670-1 Leuna 1939 - Flow sheet for the production of acetone from propylene, capacity of 2000 tons per year of acetone.
- 24 Blueprint of drawing M-1501-1 Leuna 1936 - Flow sheet of the regeneration of catalyst, the nitrate plant and the mercury separation, for the acetic aldehyde plant.
- 25 Blueprint of letter-size drawing M4025-16 Leuna 1941 - Block diagram of the synol plant for 10000 tons per year.

Doc  
No

26

27

28

29

30

31

32

31532

Doc.  
No.

- 26 Blueprint of drawing M-5933-4 Leuna 1940 - flow sheet of an unidentified process.
- 27 Blueprint of drawing M-4728-1 Leuna 1941 - flow sheet of the distillation process of the synol plant at Leuna, for 10000 tons per year production using distillation oil and gasoil, plus  $\text{CO}_2$   $\text{CO}_2/\text{Na}_2\text{O}$  solution and NaOH solution and obtaining paraffins, synol-alcohol fractionator in 4 cuts from 160° to 370° centigrade.
- 28 Blueprint of drawing M9629-2 Leuna 1941 - flow sheet of an isomerization process for 12000 tons per year of iso-products for alkylation.
- 29 Blueprint of M5142-1 Leuna 1942 - flow sheet of the isomerization plant Building Me 1005 - supersedes M-5018-1.
- 30 Blueprint of M8693-4 Leuna 1942 - balance sheet of the isomerization plant in Building Me 1005 at Leuna (quantities given per hour).
- 31 Blueprint of drawing M4799-1 Leuna 1942 - flow sheet for the treatment of the synol-products in Building Me 458. This is continuation of Doc. #27. It shows esterification, saponification, crystallization - with list of 50 pieces of equipment and detail drawing numbers.
- 32 Large graph dated 1941 Schölvén-Equilibrium curves between vapor and liquid for a vapor pressure relation  $\frac{p_l}{p_s} = \alpha$  of 1 ÷ 4.5.

Einteilung.

| <u>Einleitung</u>   | Seite | 1 - 3     |
|---|-------|-----------|
| I. Sättigerbau und Sättigereinrichtungen zur Beeinflussung des Neutralisationsprozesses.                  | Seite | 4 - 15    |
| II. Ammonsulfat aus $\text{NH}_3$ und $\text{H}_2\text{SO}_4$ .   | Seite | 16 - 26   |
| III. Entfernen der Verunreinigungen und Verbesserung der Laugen durch chemische Einflüsse.                | Seite | 27 - 32   |
| IV. Vergrößerung der Kristalle.   | Seite | 33 - 51   |
| a) auf mechanischem Wege.   | Seite | 33 - 45   |
| b) auf chemischem Wege.   | Seite | 46 - 51   |
| V. Ammonsulfat auf trockenem Wege.  | Seite | 52 - 54   |
| VI. Ammonsulfat durch electricische Verfahren.  | Seite | 55 - 57   |
| VII. Ammonsulfat aus $\text{NH}_3$ und $\text{SO}_2$ durch Oxydation von Ammonsulfid mittels Sauerstoffs. | Seite | 58 - 78   |
| VIII. Ammonsulfat aus $\text{NH}_3$ und $\text{H}_2\text{S}$ über Thiosulfat und Polythionat.             | Seite | 79 - 93   |
| IX. Ersatz der Schwefelsäure durch Gips.  | Seite | 94 - 104  |
| X. Ersatz der Schwefelsäure durch Bisulfat.   | Seite | 105 - 106 |
| XI. Ammonsulfat aus anderen Sulfaten und durch doppelte Umsetzung.  | Seite | 107 - 113 |
| XII. Ammonsulfat aus Kalkstickstoff und Rhodansalzen.   | Seite | 114 - 116 |
| XIII. Ammonsulfat aus Säureteer und ähnlichen Abfallstoffen.  | Seite | 117 - 120 |
| XIV. Ammonsulfat aus Abwässern.   | Seite | 121 - 122 |
| XV. Behandlung des Kristallgutes, Trocknung und Granulierung desselben.                                   | Seite | 123 - 128 |
| XVI. Verzeichnis der Patentfirmen.  | Seite | 129 - 133 |

31534

P A T E N T L A G EA M M O N S U L F A T .

Während die bisherige Patentlage des Ammonsulfats von 1932/33 nur 85 Patente resp. Anmeldungen umfasste, wurden in dieser neuen Zusammenstellung 825 Patente und Anmeldungen herangezogen und, soweit sie nicht identisch sind, mit kurzer Inhaltsangabe wiedergegeben. Berücksichtigt wurde die Mehrzahl aller auf Ammonsulfat sich beziehenden Patente und Anmeldungen des In- und Auslandes, die bis heute bekannt geworden sind. Infolge des Krieges liessen sich jedoch eine geringe Zahl neuester Patente der Feindstaaten nicht beschaffen. Sie sollen in einem späteren Nachtrag behandelt werden.

Ammonsulfat ist nach Mittasch das klassische Ammoniak-Düngesalz, das schon vor über einem halben Jahrhundert Eingang in die landwirtschaftliche Düng Praxis gefunden hat. Zuerst befassten sich nur vereinzelte Gaswerke mit der Gewinnung dieses Nebenproduktes der Kohlenvergasung. Dann griffen auch die Zechen die Erzeugung auf. Infolgedessen stieg die deutsche Erzeugung von Ammonsulfat von 51 000 to im Jahre 1895 bis 1913, also bis zum Einsetzen der synthetischen Ammoniakherstellung, auf etwa 530 000 to, die Weltproduktion von 420 000 to im Jahre 1900 auf 1 365 000 to im Jahre 1913. 1924/25 betrug letztere rund 2 666 500 to; 1929/30 3 587 600 to; 1934/35 4 152 200 to; 1935/36 4 751 500 to; 1936/37 5 530 300 to; 1937/38 5 628 400 to.

Bis 1912 kannte man nur Ammonsulfat aus Kokereigas- und Gaswasserammoniak, heute wird der weitaus überwiegende Teil dieses Salzes aus synthetischem Ammoniak gewonnen. Die Darstellung geschah von Anfang an durch Neutralisation des  $\text{NH}_3$  durch Schwefelsäure in sogenannten Sättigern, heute wird Ammonsulfat auch auf trockenem Wege durch Zerstäuben von Schwefelsäure in einer Ammoniakatmosphäre, ferner aus anderen Sulfaten (Gips) und durch eine Reihe weiterer Verfahren hergestellt.

Das Rohgas der Kokereien enthält i. cbm neben  $\text{CO}_2$  ca 6 - 9 gr.  $\text{NH}_3$  ferner 7 - 11 gr.  $\text{H}_2\text{S}$  und 0,5 - 1 gr. HCN und ausserdem noch Naphtalin-, Phenol- und Pyridinverbindungen. Anfänglich wurde dieses Gas ohne vorherige Reinigung in direkten Verfahren nach Brunck unmittelbar in den Sättiger geschickt. Da durch die Nebenbestandteile das anfallende Salz gefärbt war und bei Anwesenheit von Pyridin, Phenol etc. sich gesundheitsschädliche Dämpfe entwickelten, wurde dazu übergangen, im halbdirekten Verfahren diese Verunreinigungen vorher möglichst abzuschneiden, was durch starke Abkühlung des Gases erreicht werden kann. Aber auch hier gelangen immer noch gewisse Anteile derselben mit in das Sulfat und vermindern dessen Wert.

3  
31535

Deshalb wird neuerdings das indirekte Verfahren bevorzugt, welches aus dem Gas nach der Teerabscheidung und Kühlung das  $\text{NH}_3$  erst über einer Abtreibekolonne frei macht und so ein gereinigtes  $\text{NH}_3$ -Wasser dem Sättiger zuführt, wodurch reines Sulfat erzeugt werden kann.

Nachstehend seien noch die Analysen über die Zusammensetzung des Ammonsulfats, erzeugt aus Kokerei- $\text{NH}_3$  und synthetischem  $\text{NH}_3$  wiedergegeben und einander gegenübergestellt.

a) Kokerei - Ammonsulfat. ( Kristallform nadelförmig)

|                      |   |       |   |
|----------------------|---|-------|---|
| N                    | = | 20,84 | % |
| freie Säure          | = | 0,20  | % |
| $\text{H}_2\text{O}$ | = | 0,28  | % |

b) Ammonsulfat aus synthetischem  $\text{NH}_3$ . ( Kristallform tafelig).

| <u>Vollanalyse:</u>                             | Oppau<br>(4.1.37) | Merseburg<br>(23.2.1937) | Me. (Reiskorn)<br>(23.2.37) |
|---|-------------------|--------------------------|-----------------------------|
| N   | 21,03 %           | 21,15 %                  | 21,13 %                     |
| $\text{H}_2\text{O}$                            | 0,15 %            | 0,52 %                   | 0,13 %                      |
| freie Säure                                     | 0,01 %            | 0,005 %                  | 0,00 %                      |
| Säureunlös.                                     | 0,006 %           | 0,011 %                  | 0,011 %                     |
| $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3$ | 0,019 %           | 0,015 %                  | 0,034 %                     |
| $\text{CaO}$                                    | 0,043 %           | 0,058 %                  | 0,07 %                      |
| $\text{MgO}$                                    | 0,004 %           | 0,004 %                  | 0,005 %                     |
| As  | 0,004 %           | 0,000 %                  | 0,000 %                     |
| Pb  | 0,011 %           | 0,010 %                  | 0,008 %                     |
| Na  | 0,078 %           | 0,015 %                  | 0,013 %                     |
| $\text{SO}_4$                                   | 72,37 %           | 72,50 %                  | 72,45 %                     |
| Cl  | 0,066 %           | 0,028 %                  | 0,019 %                     |
| Cu  | 0,00 %            | 0,00 %                   | 0,00 %                      |
| $\text{P}_2\text{O}_5$                          | 0,02 %            | 0,001 %                  | 0,008 %                     |
| Glührückstand                                   | 0,36 %            | 0,21 %                   | 0,26 %                      |
| Wasserunlös.                                    | 0,013 %           | 0,016 %                  | 0,053 %                     |
| Schüttgewicht                                   | 0,994/1,165       | 0,990/1,120              | 0,980/1,100                 |
| Schüttwinkel                                    | 35,8°             | 36,4°                    | 37,7°                       |

Siebanalyse:

|              |        |        |        |
|--------------|--------|--------|--------|
| Über 2,5 mm  | ---    | ---    | 5,1 %  |
| 2,0 mm       | ---    | ---    | 1,1 %  |
| 1,5 mm       | 0,2 %  | 0,2 %  | 23,3 % |
| 1,0 mm       | 0,9 %  | 4,9 %  | 47,5 % |
| 0,5 mm       | 44,7 % | 53,1 % | 19,3 % |
| 0,3 mm       | 45,0 % | 31,0 % | 2,5 %  |
| 0,2 mm       | 8,7 %  | 7,3 %  | 0,5 %  |
| unter 0,2 mm | 2,5 %  | 3,5 %  | 0,7 %  |

4  
31536

I. Sättigerbau und Sättigereinrichtungen zur  
Beeinflussung des Neutralisationsprozesses.

Anfänglich wurde die Neutralisation in verbleiten, offenen Holzkästen von rechteckigem Querschnitt mit einfacher Tauchglocke vorgenommen und das gebildete feinkörnige Sulfat von Hand mit Rechen auf Abtropftische übertragen. In modernen Grossbetrieben werden jetzt ausschliesslich zylindrische geschlossene Sättigerformen aus verbleitem Eisen, mit konischem Boden für den Absatz des festen Salzes nebst verschiedenartigen Gaseinleitungs- und Hebevorrichtungen, mit verstell- und hebbarer Gastaugglocke und Salzjector gebraucht. Auch ist man neuerdings zum Bau grosser Sättiger übergegangen, die in wenigen Chargen die Tagesproduktion an Sulfat liefern. Das feuchte Salz wird in Centrifugen oder Treppenrosttrockenapparaten von anhaftendem Wasser befreit und evtl. noch granuliert.

Wilton, England

erwarb Patent auf einen Ejector zum schnellen Entleeren des Ammonsulfatsalzes aus den Sättigern, kombiniert mit Hebevorrichtung zur schnellen Bewegung und Förderung der Salzmaische. 1)

Nach einem weiteren Patent der Firma wird der Sättiger mit einer Bodensatzkammer versehen, in welcher das ausgeschiedene Salz sich sammeln und durch einen Ejector ausgetragen werden kann. 2)

Ferner rüstet Wilton den geschlossenen gebauten Sättiger mit einer fast den Durchmesser des Sättigers einnehmenden Tauchglocke aus, an der oberhalb des unteren Randes zahlreiche senkrechte Schlitze angebracht sind, durch die das  $NH_3$ -Gas in feiner Verteilung in die Sättigerlauge eintreten kann. 3)

Marriott, York (England)

benutzt zum Austragen des Ammonsulfatsalzes aus dem Sättiger ein Transportband aus Drahtgaze mit entsprechender Maschenweite und bildet den Sättiger als wannenartigen Trog aus. 4)

Sauer, Gottesberg

bringt in dem sehr einfach gehaltenen Sättigungskasten in der Glocke eine trichterförmige Vorrichtung an, um die noch ungenutzte Säure des Sättigungskasten mit der schon verbrauchten Säure in der Gasglocke zu vermischen

- 1) D.R.P. 54 827 v. 28. 2.1890
- 2) Engl.P. 5 205 v. 3. 4.1890
- 3) Engl.P. 3 036 v. 8. 2.1909
- 4) Engl.P. 4 730 v. 17. 3.1891

Sauer, Gottesberg.

und so die vorzeitige Kristallisation und das Zusetzen des Gaszuleitungsrohres mit Kristallen zu vermeiden und um eine Zirkulation des Inhaltes zu erreichen. 1)

Koppers, Essen

benutzt die Abgaswärme zum Vorwärmen des Kolonnenapparates für die  $\text{NH}_3$ -Destillation und verbindet den Sättigungskasten mit diesem, sodass das  $\text{NH}_3$  der Abdämpfe direkt mit dem Gaswasser in Berührung kommt und absorbiert wird, während die organischen Bestandteile sowie Kohlensäure und Schwefelwasserstoff oben entweichen. 2)

An den Innenwandungen der Sättiger setzen sich oft grosse Salzmenge ab, "das Salz kriecht", wie der Fachausdruck lautet. Der Grund hierfür ist in der Verdunstung von Lösungsmittel an den Gefässwandungen zu suchen, da das aus dem Sättiger austretende Gasdampfgemisch nicht gesättigt ist. Dieser Übelstand kann vermieden werden, wenn man die inneren Gefässwandungen mit Wasser aus brauseartigen Öffnungen besonderer Zuleitungen benetzt oder die äussere Sättigerwandung durch einen wasserdurchströmten Mantel kühlt. 3)

Um zu vermeiden, dass an den Gasaustrittsöffnungen sich Salz ausscheidet und die Gaszuführungen dadurch verstopft werden, wird durch tangential angeordnete Austrittskanäle in dem aus dickem Blei bestehenden zentral am Boden des Sättigers angebrachten Gaszuführungsring eine intensive Wirbelbewegung des Sättigerinhaltes erzeugt, die bewirkt, dass etwa sich festsetzende Salzausscheidungen immer wieder durch den Flüssigkeitsstrom abgescheert und entfernt werden. 4)

Durch Einbau eines Strahlsaugers mit Rückflussrohr zum Trockenschleuderapparat in das zentrale Gaszuleitungsrohr wird ein konstanter und regelmässiger Betrieb gewährleistet, indem dauernd aus dem Sättiger Salzmasse auf die Trockenschleuder abgezogen und ebenso die Schleuderlauge wieder dem Sättiger zugeführt wird. 5)

Zur Vermeidung von  $\text{NH}_3$ -Verlusten, und um andererseits das Bad nicht zu sauer werden zu lassen und damit die Bildung von säurehaltigem Salz zu verhindern, wird das  $\text{NH}_3$ -Gas sowohl im oberen Teil des Sättigers, wo es sogleich mit der Säure zusammentreffen und reagieren kann, als auch zum Teil im unteren Teil des Sättigerkastens nahe der Entnahmestelle für ausgeschiedenes Salz zugeführt. Auf diese Weise gelingt es hier den Säuregehalt des Salzes ganz zu neutralisieren. 6)

- 1) D.R.P. 70 185 v. 17. 2.1893
- 2) D.R.P. 140 350 v. 13. 3.1901
- 3) D.R.P. 210 902 v. 3. 4.1908
- 4) D.R.P. 228 546 v. 11.11.1908
- 5) D.R.P. 249 640 v. 18. 1.1911
- 6) D.R.P. 272 601 v. 11. 4.1911

Koppers, Essen.

Bisher wurde, um das Salzgemisch des Sättigers vom Boden desselben zu entfernen, zur Verfügung stehender Dampf benutzt, der einen in der Flüssigkeit angeordneten Strahläuger betrieb. Da aber hierbei eine reichliche Dampfkondensation eintrat, wodurch die Sättigerflüssigkeit verdünnt wurde, so wird vorgeschlagen, ein Dampf-Luftgemisch zu verwenden, wobei die Mischung von Dampf und Luft so geregelt wird, dass die Temperatur derselben die Temperatur der zu fördernden Lösung nicht übersteigt. 1)

Die durch Unreinlichkeiten der Säure sich bildenden Schaumbestandteile auf der Oberfläche des Laugenspiegels werden durch ein an den Sättiger mit Tauchverschluss angeschlossenes Überlaufgefäß beseitigt, in das man Druckluft einführt, sodass der Schaum hinaus befördert werden kann. 2)

Die gleiche Firma versieht den Sättiger mit zwei konischen Bodenansätzen und doppelten Gaszuleitungs-Tauchrohren, an denen trichterartige Leitkörper mit Schlitzdüsen angebracht sind, während ein von aussen her seitlich zugeführter Propeller mit Eigenantrieb die Aufwirbelung der Flüssigkeit und der abgeschiedenen Salzkristalle mit jeweils zweckmässig eingestellter Umdrehungsgeschwindigkeit besorgt. 3)

Zur Verhinderung von Schaukelbewegungen des Sättigerbades und der Bildung von Salzkrusten an den Gasaustrittsöffnungen, die eine restlose Absorption des  $\text{NH}_3$  erschweren oder verhindern, muss man ein Zurücktreten der Absorptionsflüssigkeit in das Gasverteilungsrohr vermeiden. Zu diesem Zweck wird der Gesamtquerschnitt der Öffnungen der Gasverteilungseinrichtung kleiner gehalten als der Querschnitt der Gaszuführungsrohre, sodass der der ganze Querschnitt der Öffnungen ständig unter Gasdruck steht. 4)

Um die Bildung von Korrosionen im Sättiger zu vermeiden, wird vorgeschlagen, pechfreies Öl, wie Teeröl, Paraffinöl, Petroleum und ähnliche Kohlenwasserstoffe der Lauge zuzusetzen und diese durch Rührwerke gut durchzumischen, damit alle Teile des Sättigers mit der Ölschutzschicht in Berührung kommen. 5)

Zur Vermeidung von Korrosionserscheinungen und um dem übermässigen Verschleiss der Innenflächen und Rohrleitungen durch Reibung vorzubeugen, werden diese Sättigerteile mit Holzaukleidung versehen, wodurch die Lebensdauer derselben erheblich gesteigert werden kann. 6)

Es wird ein besonders konstruierter Ejector unter Schutz gestellt, bei dem eine Trennung der Luft von dem Salzschlamm an geeigneter Stelle erfolgt. 7)

- 1) D.R.P. 259 431 v. 9. 6.1911
- 2) D.R.P. 260 317 v. 24. 2.1912
- 3) Dtsch. Ann. K. 87/30 IVb v. 23. 5.1930 D.R.P. versagt  
Engl. Pat. 361 935 v. 21. 6.1930
- 4) D.R.P. 590 028 v. 15. 6.1930
- 5) Dtsch. Ann. K. 119 980, 12k v. 14. 4.1931 zurückgezogen
- 6) Dtsch. Ann. K. 120 974, 12k v. 22. 6.1931 D.R.P. versagt
- 7) Amerik. P. 1 964 560 v. 13. 1.1931