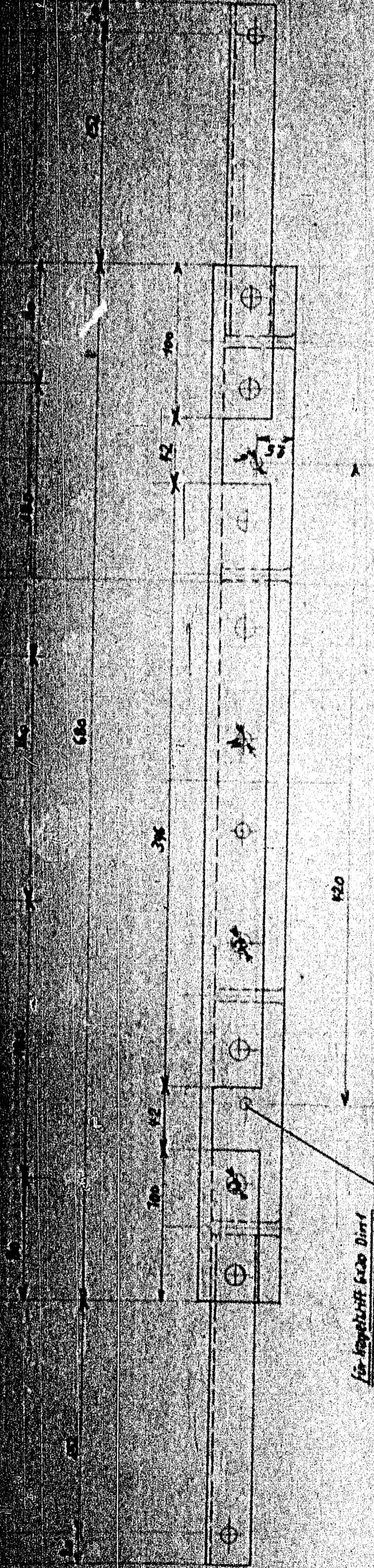


000238



Bauart Nr.	Bau Nr.	Bezeichnung	Hersteller	Jahr
		Polysystem Einheitsbohrung	438	1981
Produktions 7.2.5		260-7-TPY 17B1		
1. G. Fachbereichstechnik (Allgemeintechnik) Lehrstuhl für Maschinentechnik				
Alle Rechte an dem Entwurf liegen bei Prof. Dr. G. Herrmann. Nachdruck, Verbreitung oder sonstiger Gebrauch ohne schriftliche Genehmigung ist untersagt. Für die Herstellung und Montage sind alle notwendigen Zeichnungen und Anmerkungen zu beachten.				

Aemendungen

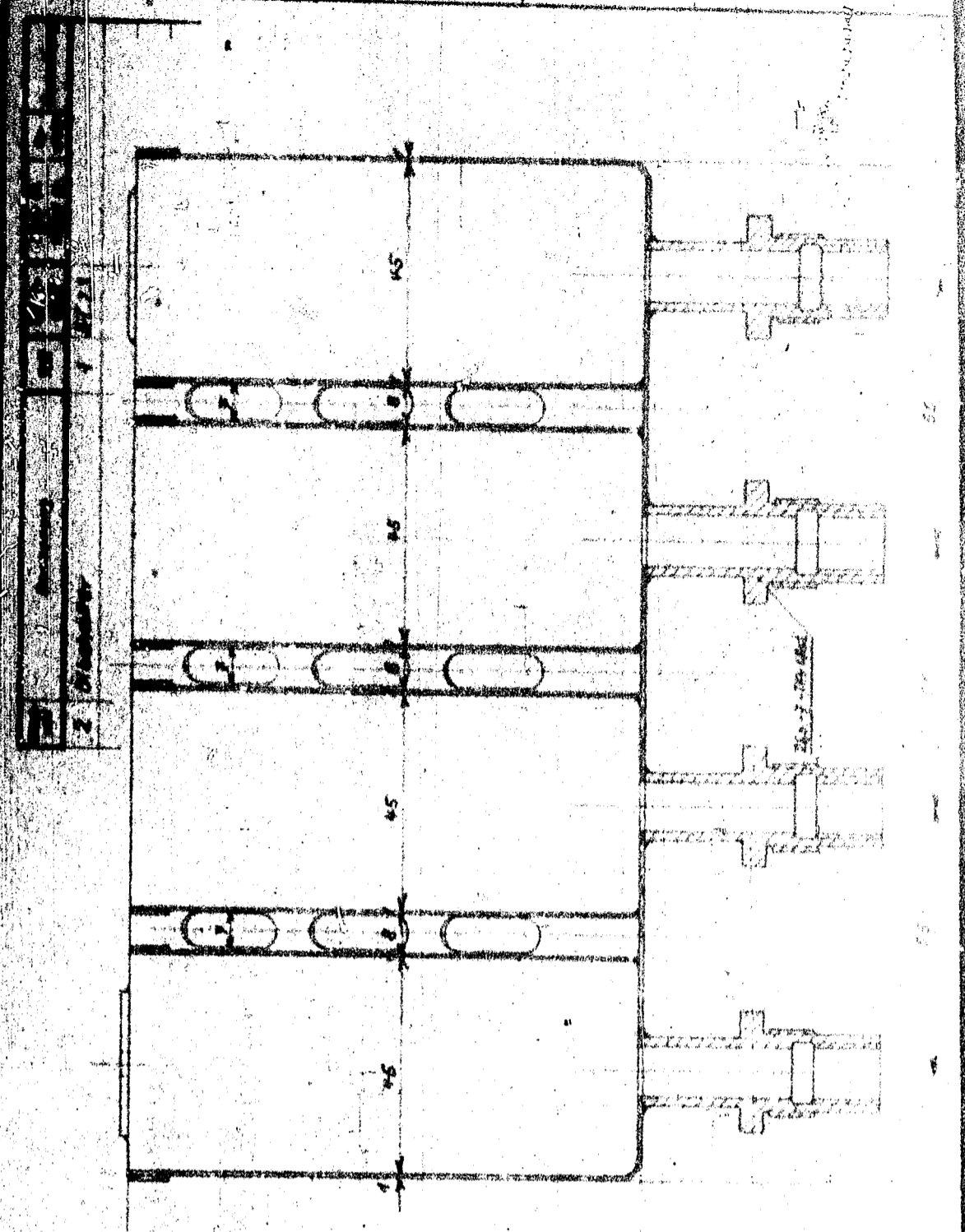
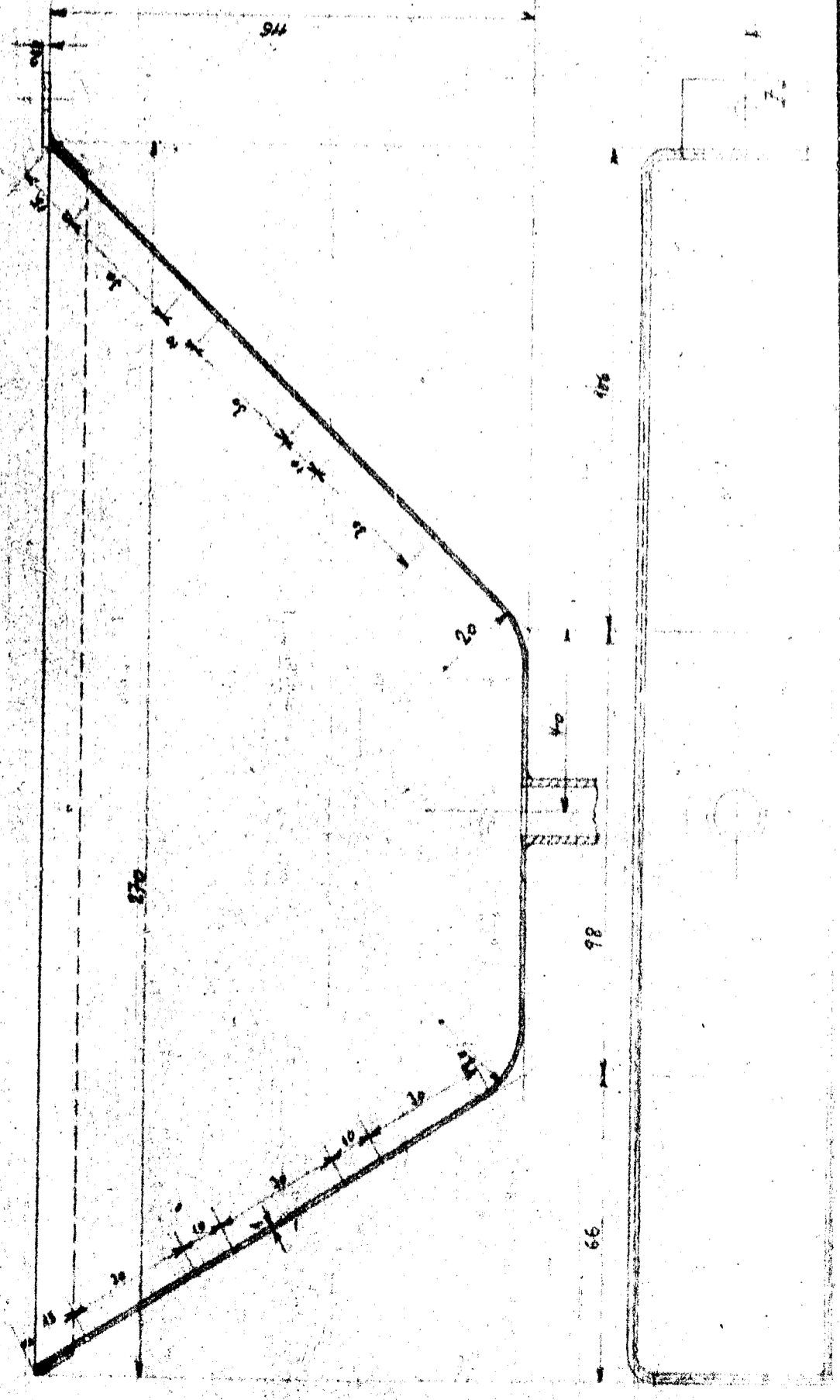
Bau Nr. 00 471

Betrieb: Techn. Prüfstand

Gegenstand: Ständer

Zugnummer Zeichnung

Zug Nr.



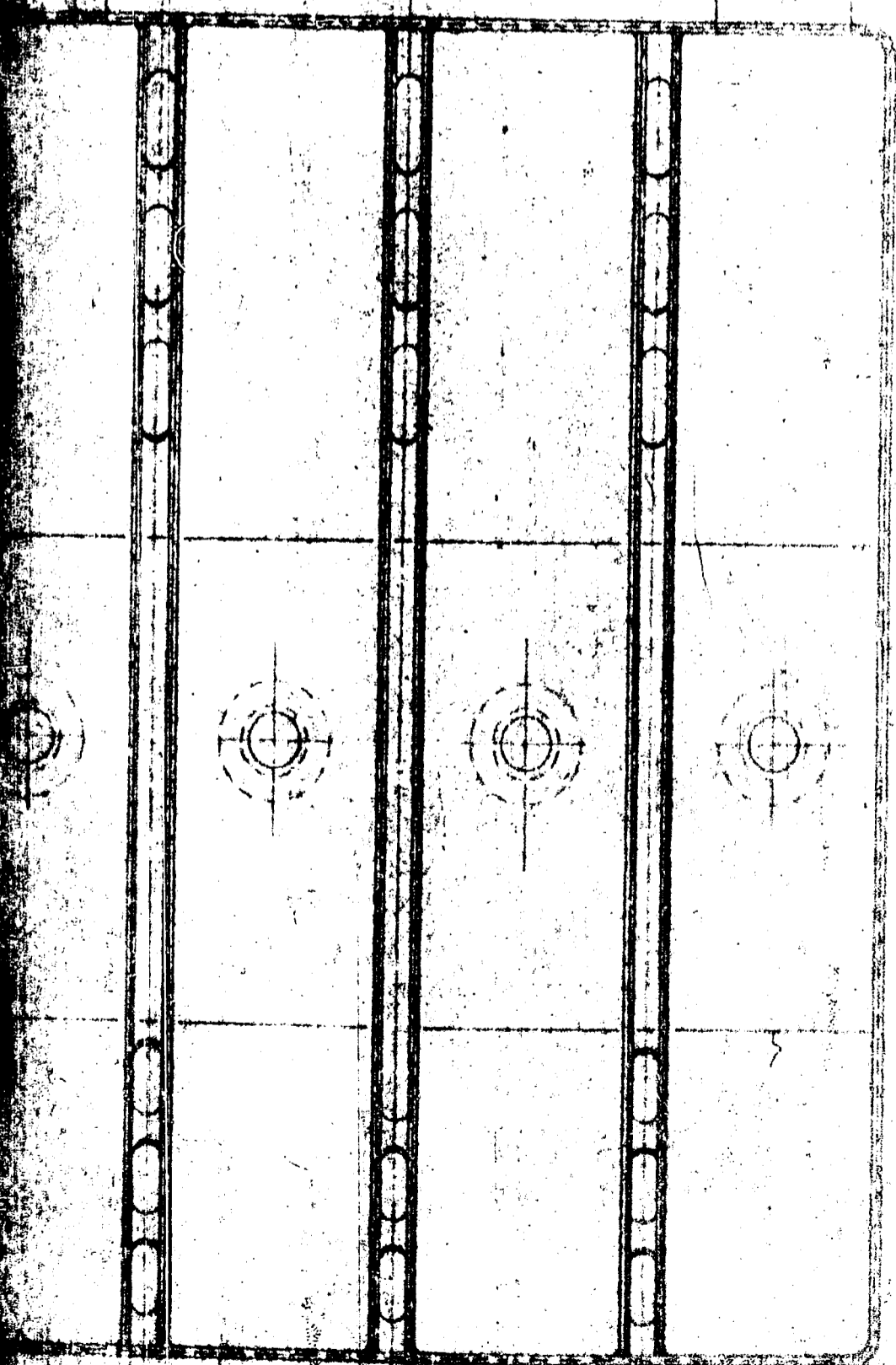
E

T

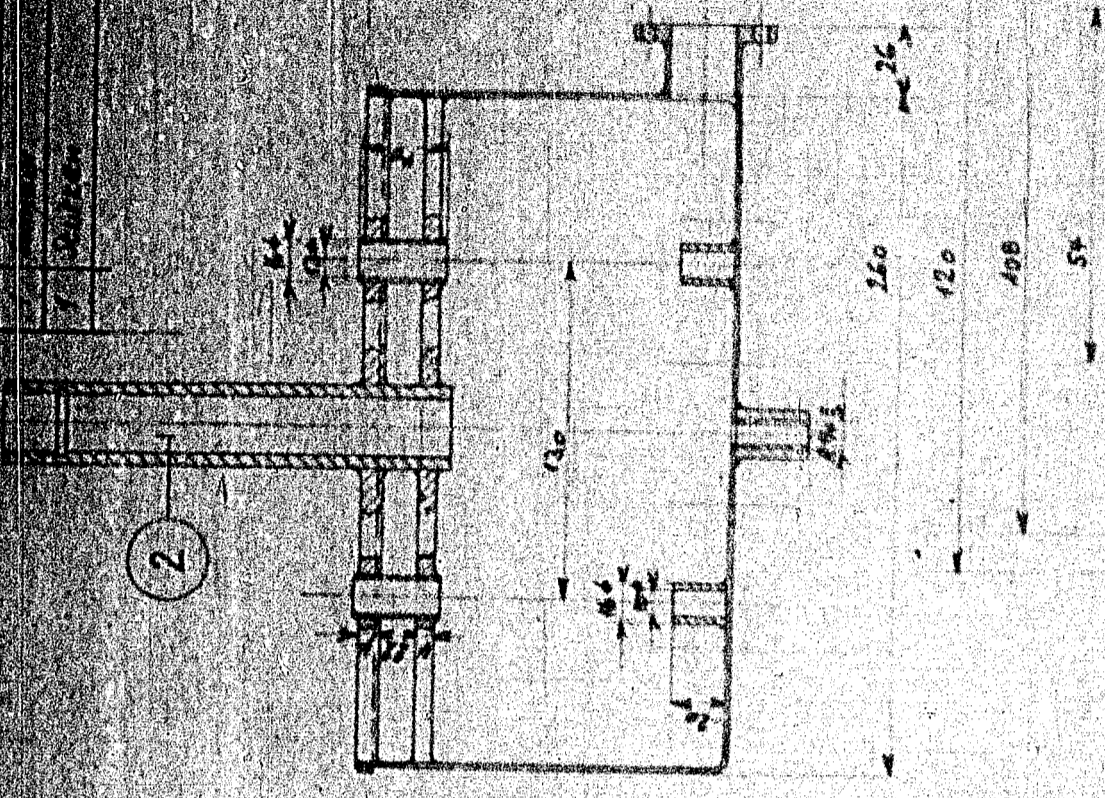
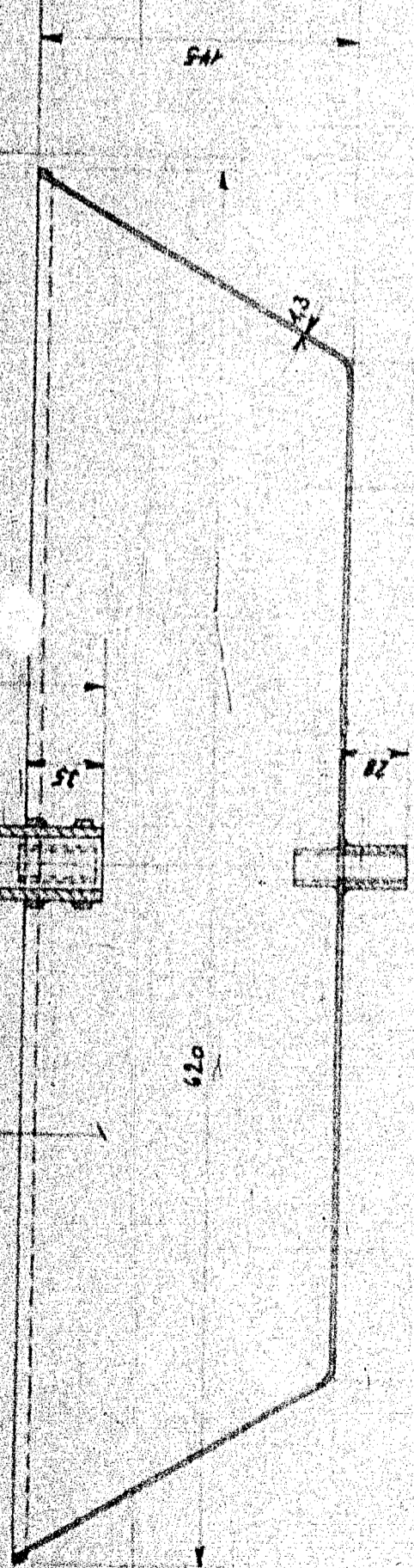
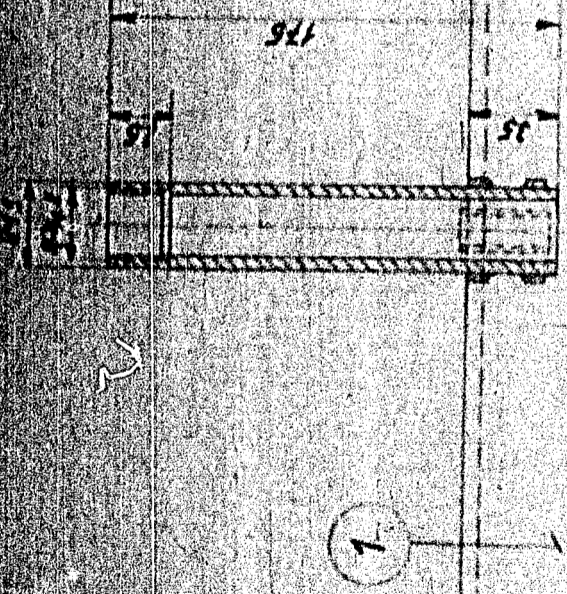
A

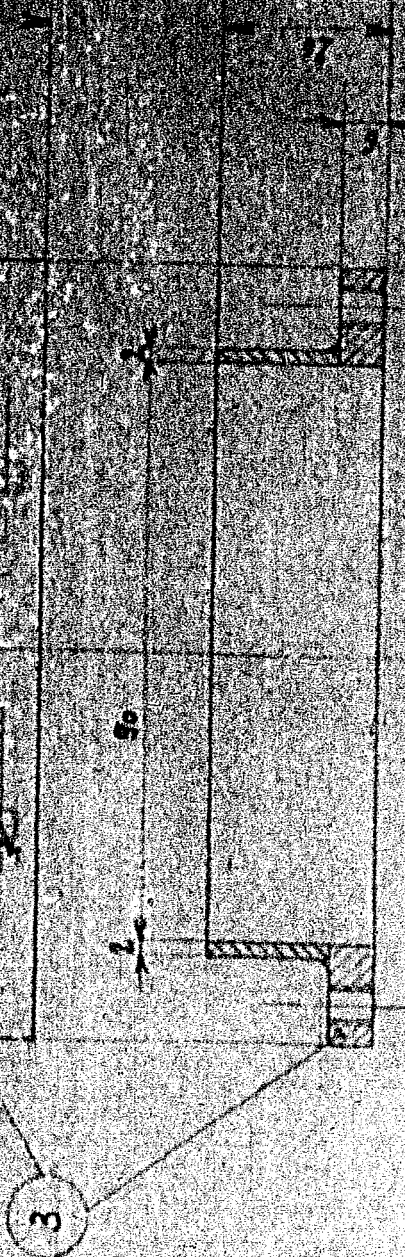
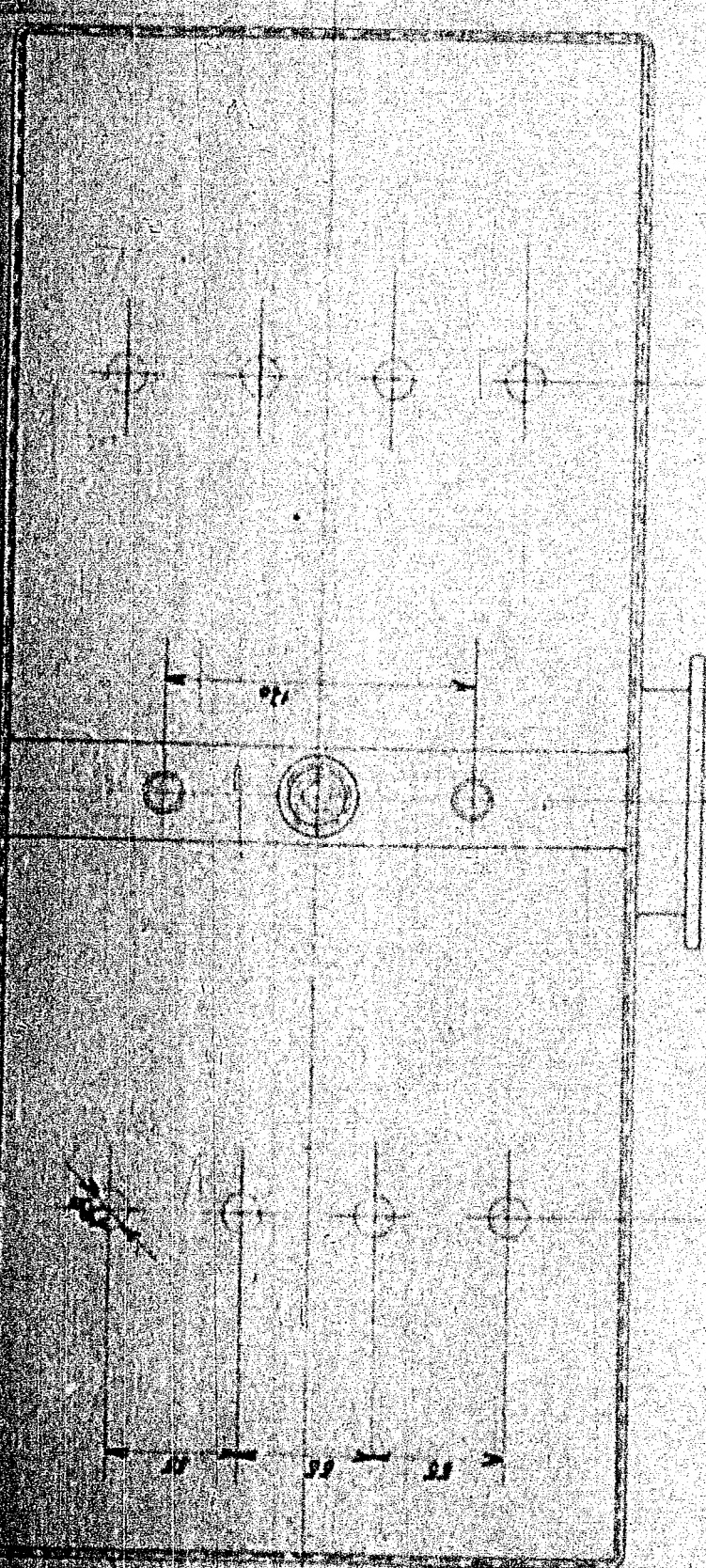
000289

Bestell-Nr.	Bestellung	Abteilung	Abt.
Polypyrrol Einheitsbohrung	Bestellnummer	und	Position
22741/1	260-3-77-1782		
I. E. Polypyrrol-Bohrung als Messingbohrung Lsg. Bohrer 1.0 mm			
<small>Alle Angaben sind ohne Gewähr. Die Zeichnung ist die Grundlage für die Ausführung. Die Ausführung ist nach den Angaben in der Zeichnung zu erfolgen. Die Ausführung ist nach den Angaben in der Zeichnung zu erfolgen. Die Ausführung ist nach den Angaben in der Zeichnung zu erfolgen.</small>			



Sheet No. 1





000291

Bestell Nr.	Best. Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr
733		Befehlsschuck		
1-1				
Produktion				
Einheitszeichnung				
Zustimmung				
Techn. Unterschrift				
Prüfung				
Abgleich				
260-7-7A-1783				
Produktion		I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft		
1-1		Ludwigshafen am Rhein		
Alle Maße sind ohne Toleranzangabe anzunehmen. Die Zeichnung ist nur ein Modell (nicht maßstabgetreu). Die Zeichnung ist für die Fertigung zu verwenden. Alle Maße sind in Millimetern anzunehmen. (Maßstab 1:1, 1/2, 1/3, 1/4, 1/5, 1/10)				

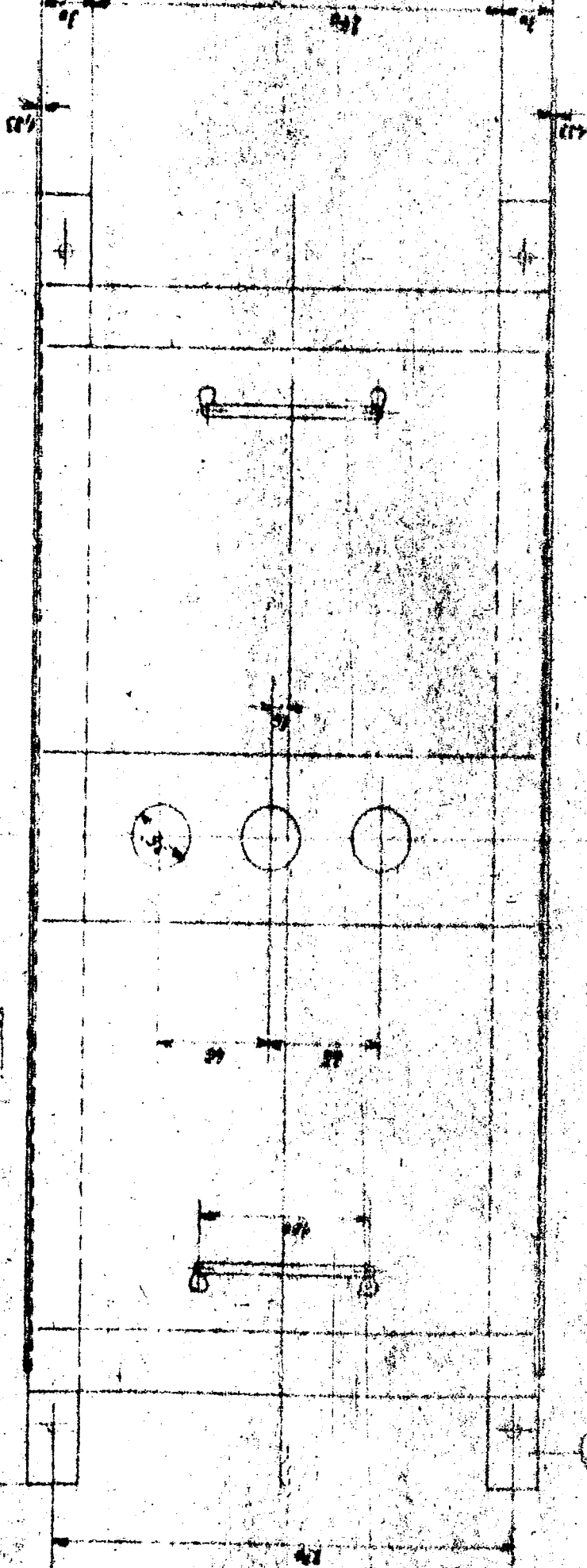
Zeich. Nr. Op 971

Betrieb: Techn. Prüfstand

Gegenstand: Ölwanne

Anderungen

000291

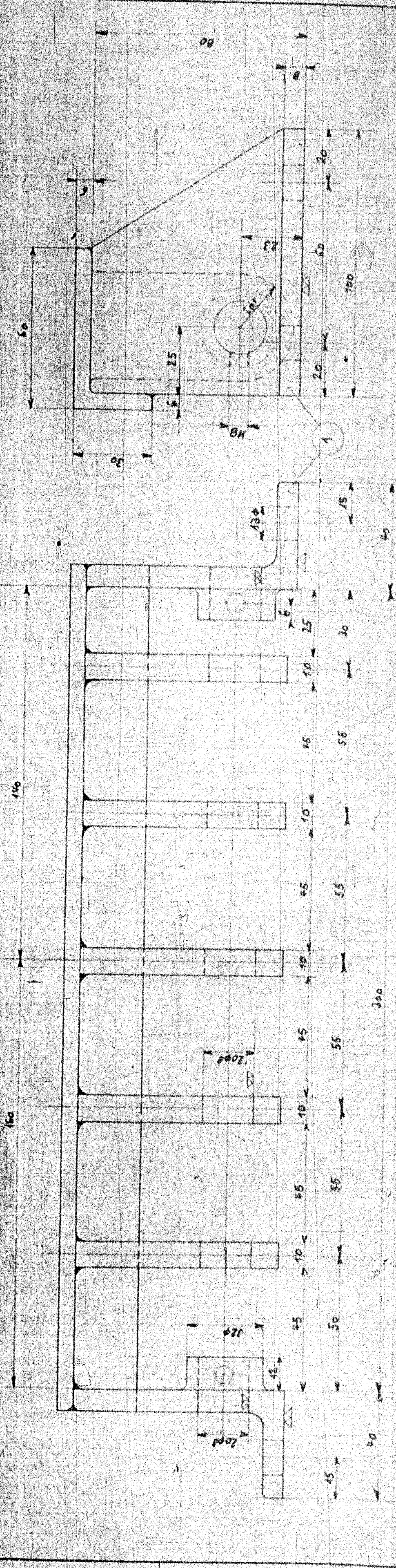


Serial Nr.	Doc. Nr.	Geoffertig	Hersteller
Produktions-Einstufung		Material	Art
260-7-TP-1785		20	Produkt
I. R. Fachgenossenschaft für Eisenindustrie		260-7-TP-1785	
Landschaft		260-7-TP-1785	
I. R. Fachgenossenschaft für Eisenindustrie		Landschaft	
<p>Die Technische Zeichnung ist ein Dokument, das die Ausführung eines Gegenstandes festlegt. Sie ist verbindlich zu befolgen und darf nicht ohne Genehmigung des Erfinders oder der Erfindungsberechtigten verändert werden.</p>			

000292

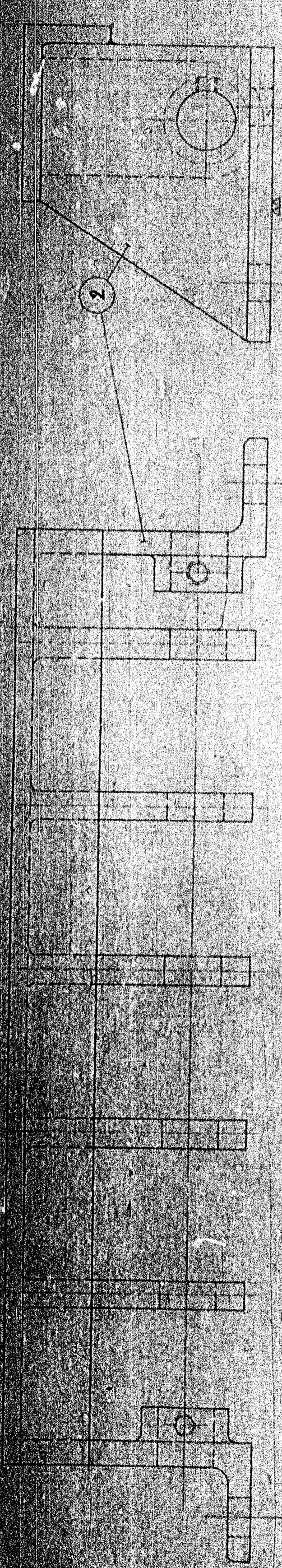
Beauftragter	Jahr
1784	
Produkt	
Erstellt am	
Erstellt durch	

Produkt	Jahr
1784	
Produkt	
Erstellt am	
Erstellt durch	



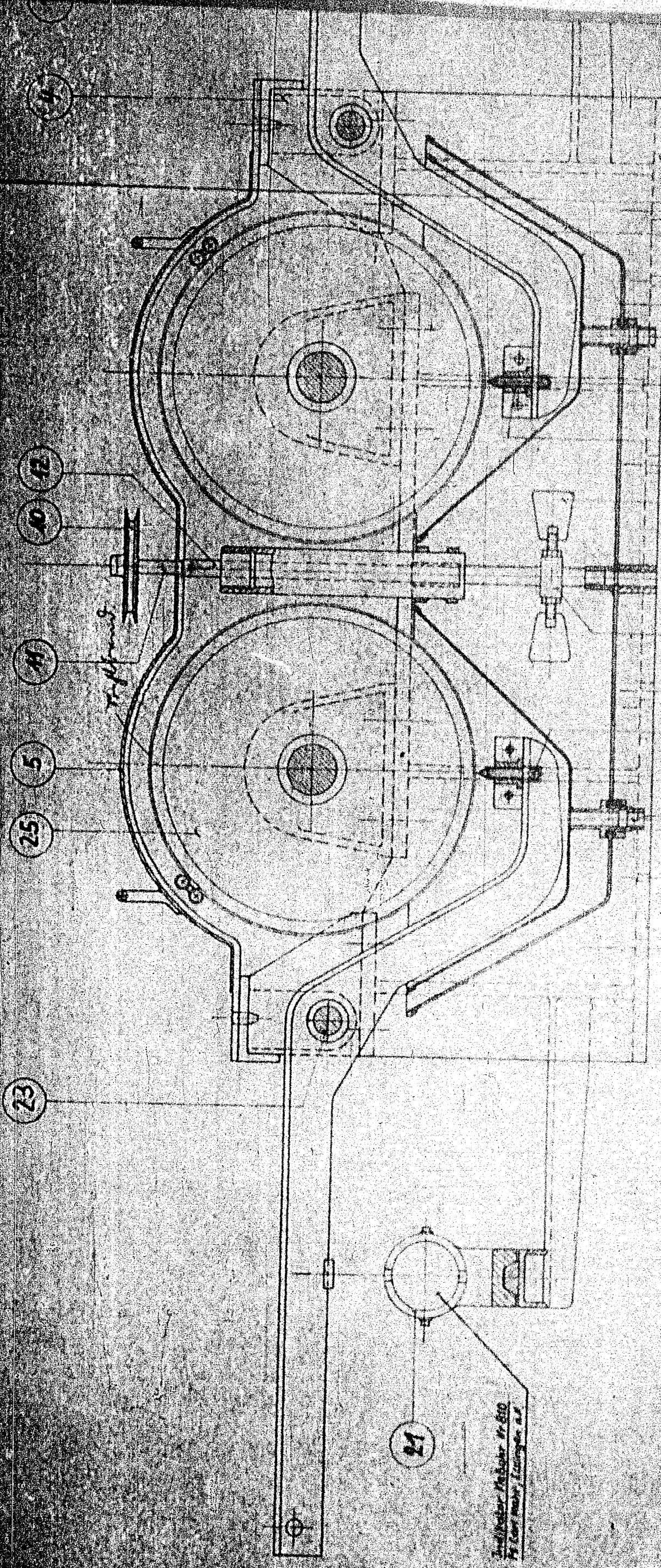
Produkt	Jahr
1784	
Produkt	
Erstellt am	
Erstellt durch	

000292



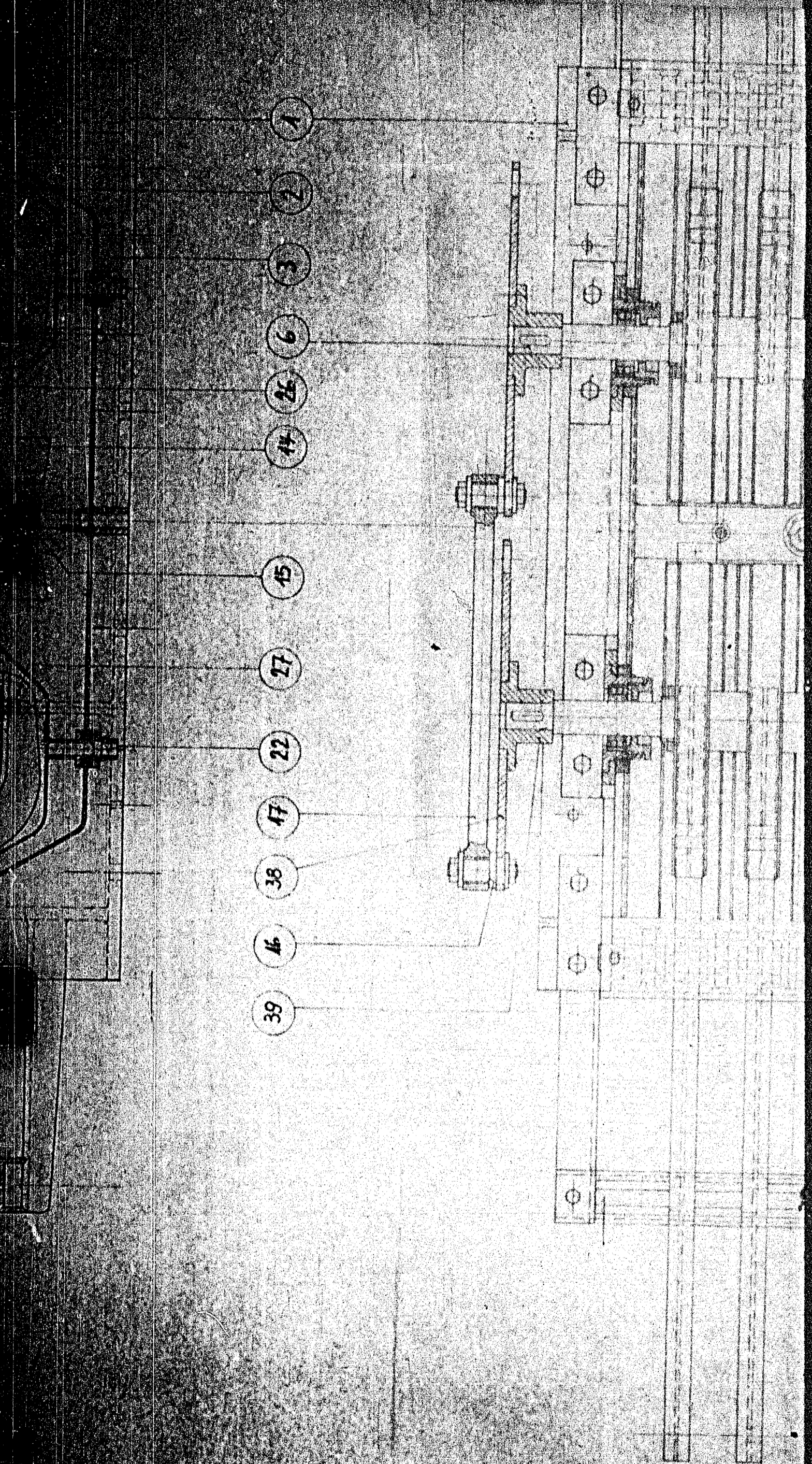
Baufeld Nr.	Bau Nr.	Bearbeitung	Beschreiber	Jahr
		Betriebsart	als	Prüfprotokoll
				als
Polysystem Einheitsabmessung		260-7-7A-17B4		
Gezeichnet: <i>[Signature]</i>				
Geprüft: <i>[Signature]</i>				
Prof. Dr. <i>[Signature]</i>				
J. G. Fortschritts-Abteilung		Ladungsplan am Stück		
4-1				
Alle Rechte an den Abmessungen sind vorbehalten. Die Fertigung ist nur zulässig, wenn die Abmessungen den Angaben in der Zeichnung entsprechen. Die Fertigung ist nur zulässig, wenn die Abmessungen den Angaben in der Zeichnung entsprechen. Die Fertigung ist nur zulässig, wenn die Abmessungen den Angaben in der Zeichnung entsprechen.		Gezeichnet: <i>[Signature]</i> Geprüft: <i>[Signature]</i>		

Änderungen

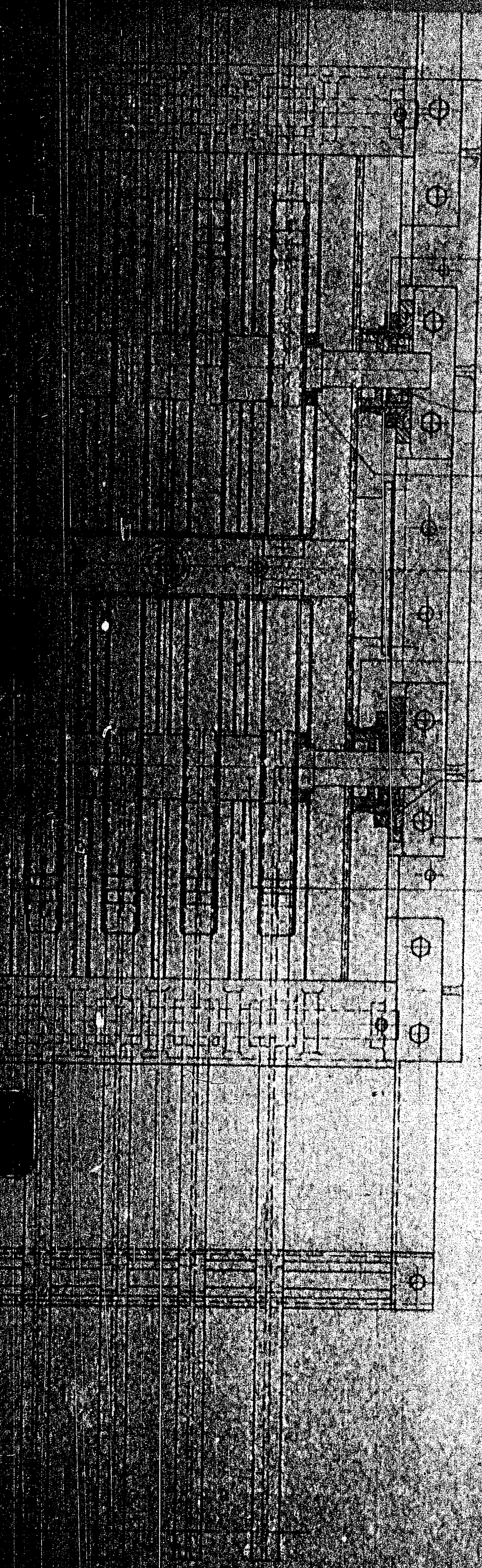


Invalide Fabrik Nr. 610
 Für den Bau, Längen u. d.

2011



- 1
- 2
- 3
- 6
- 26
- 14
- 15
- 27
- 22
- 17
- 38
- 16
- 39

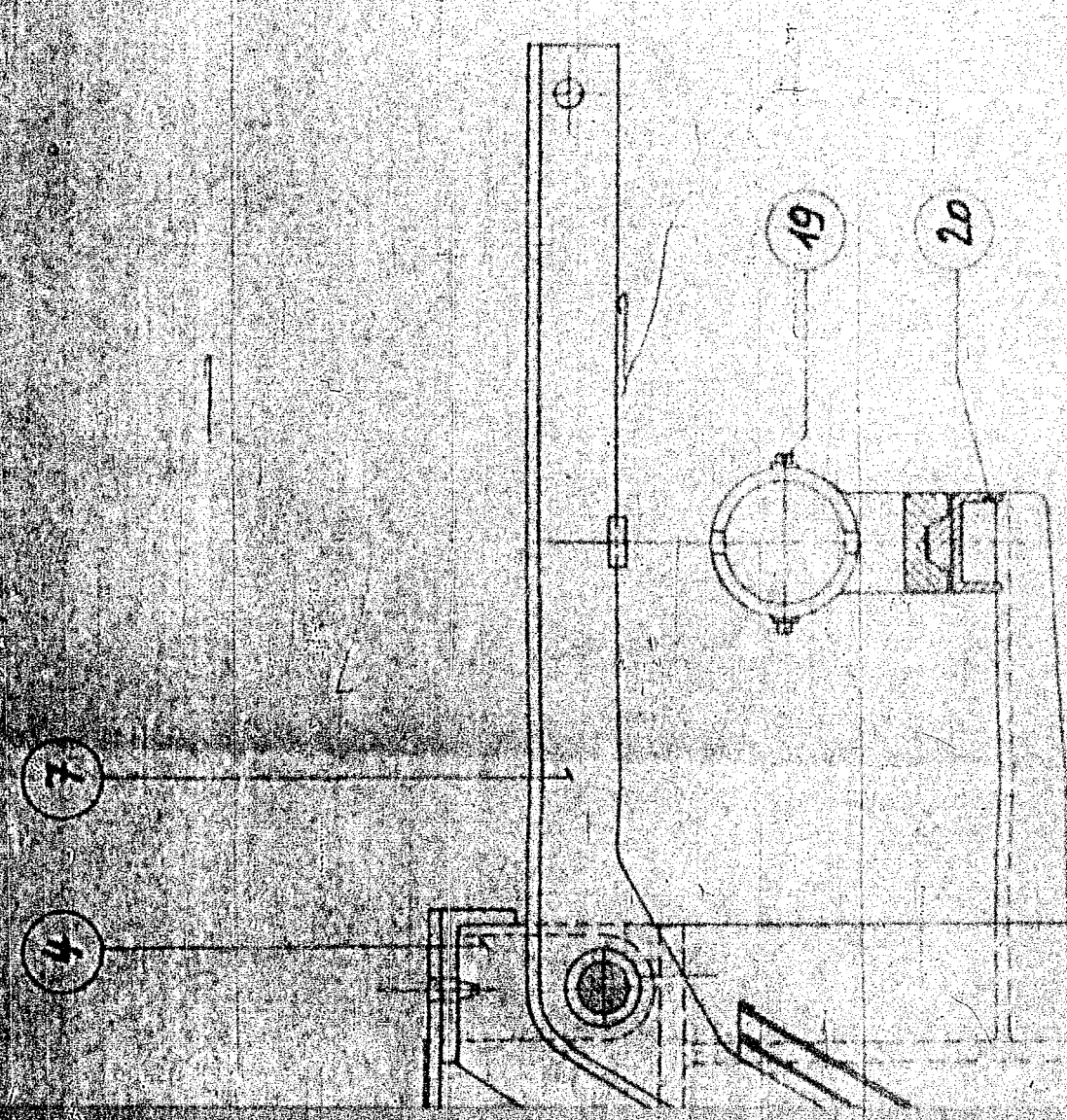


- 24
- 28
- 29
- 30
- 32
- 33
- 31

Abmessungen

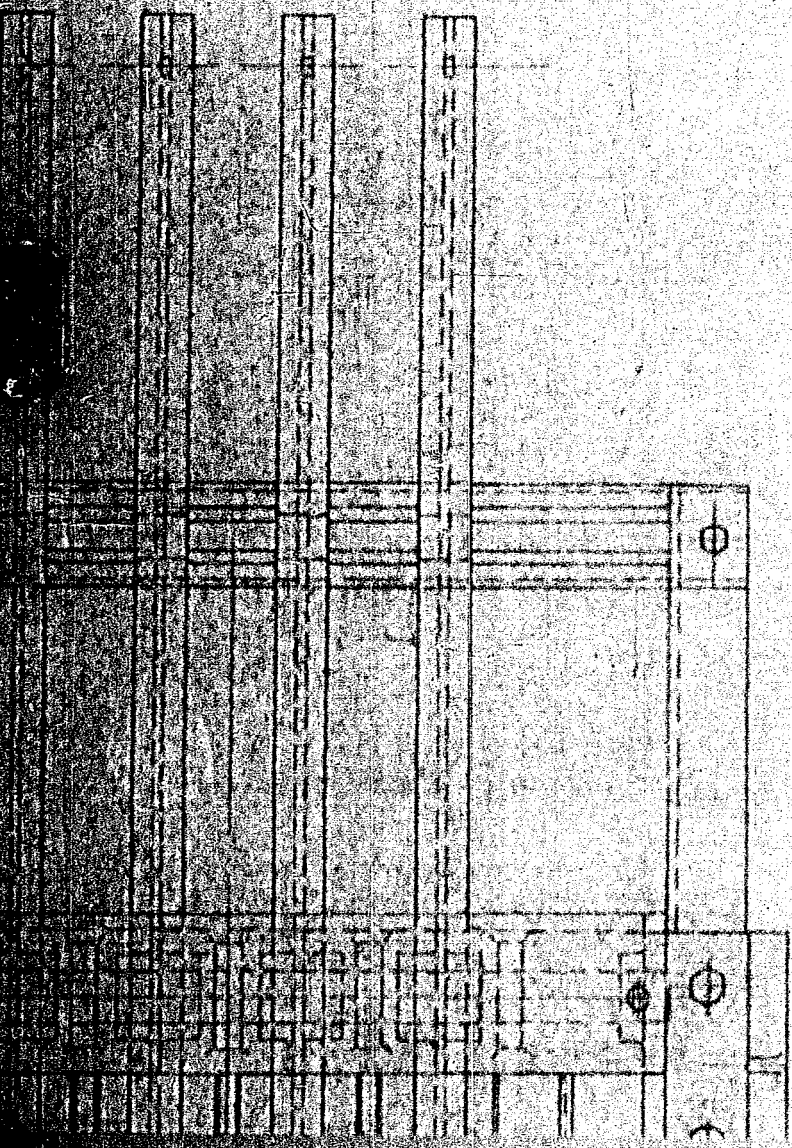
Nr. 10 + 11 Betrieb: Techn. Prüfstand Gegenstand: Verschleißmaschine

Stück anzahl	Bezeichnung	Teil nr.	Material nr.	Lager nr.
2	Ständer	1	St 50	1781
2	Ölbehälter	2	St 23	1782
1	Ölwanne	3	St 23	1783
2	Hebelhafter links u. rechts	4	St 372	1784
1	Schutzdeckel	5	St 23	1785
2	Wellen	6	St 50	1786
8	Hebel	7	St 372	1787
1	Seilrolle f. Motor	8	St 374	1788
1	Seilrolle doppelt	9	St 374	1789
1	Seilrolle f. Rührwerk	10	St 374	1790
2	Wellen f. "	11	St 374	1791
2	Rührwerkwellen	12	St 50	1792
1	Lagerbock f. Rührwerk	13	St 372	1793
4	Rührwerksfügel	14	St 23	1794
2	Flügelnaben	15	St 374	1795
2	Bolzen	16	St 50	1796
1	Schubstange	17	St 374	1797
4	Federn	18	St 50	1798
4	Kugelgehäuse	19	MS 58	1799
2	Führungen	20	St 372	1800
21	Lagerböcke	21	St 372	1801
8	DiablaBolstern	22	St 374	1802
2	Wellen	23	St 50	1803
4	Distanzbüchsen	24	St 374	1804
8	Scheiben	25	St 50	1805
8	Spannfeder	26	St 50	1806
8	Probstifte	27	MS 58	1807
4	Lagerböcke	28	St 50	260 1-1A 1808

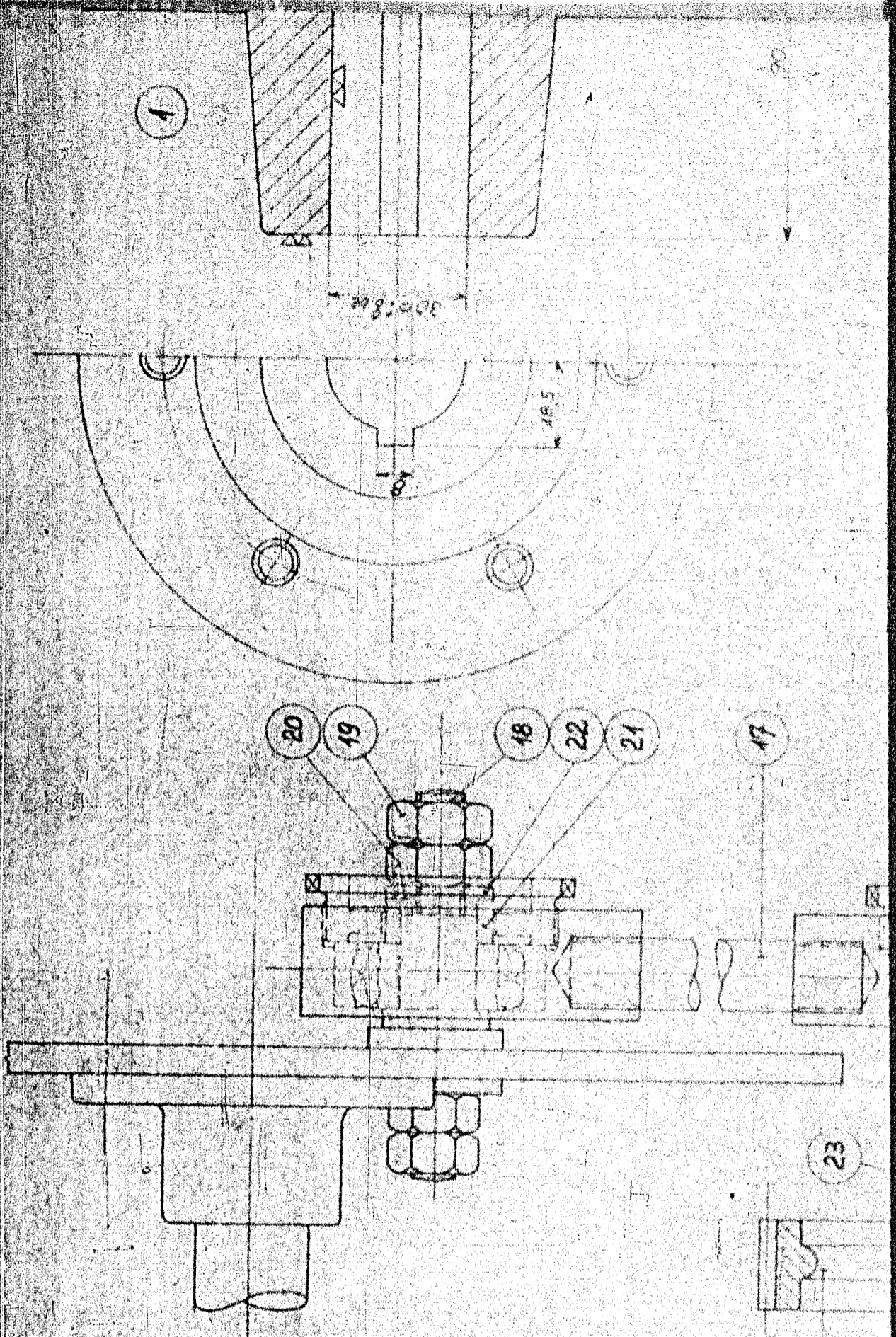


1	Chassis			
2	Spannfeder			
3	Probedrife			
4	Lagerbuch		260-1-TP	M17
4	Lagerführung			M18
4	Motoren f. Lagerführung			M19
4	Nutmuttern			M20
4	Nutmuttern f. Nabe			M21
4	Pendelrolllager N= 1205			
4	rote Sechskantlch M8x30		Din 934 m. Mutter	
24	"		M12x30	
2	"		M10x30	
4	Keilrille 30-6 Din 1			
2	Scheiben			
2	Naben		260-1-TP-1200	
			260-1-TP-1199	

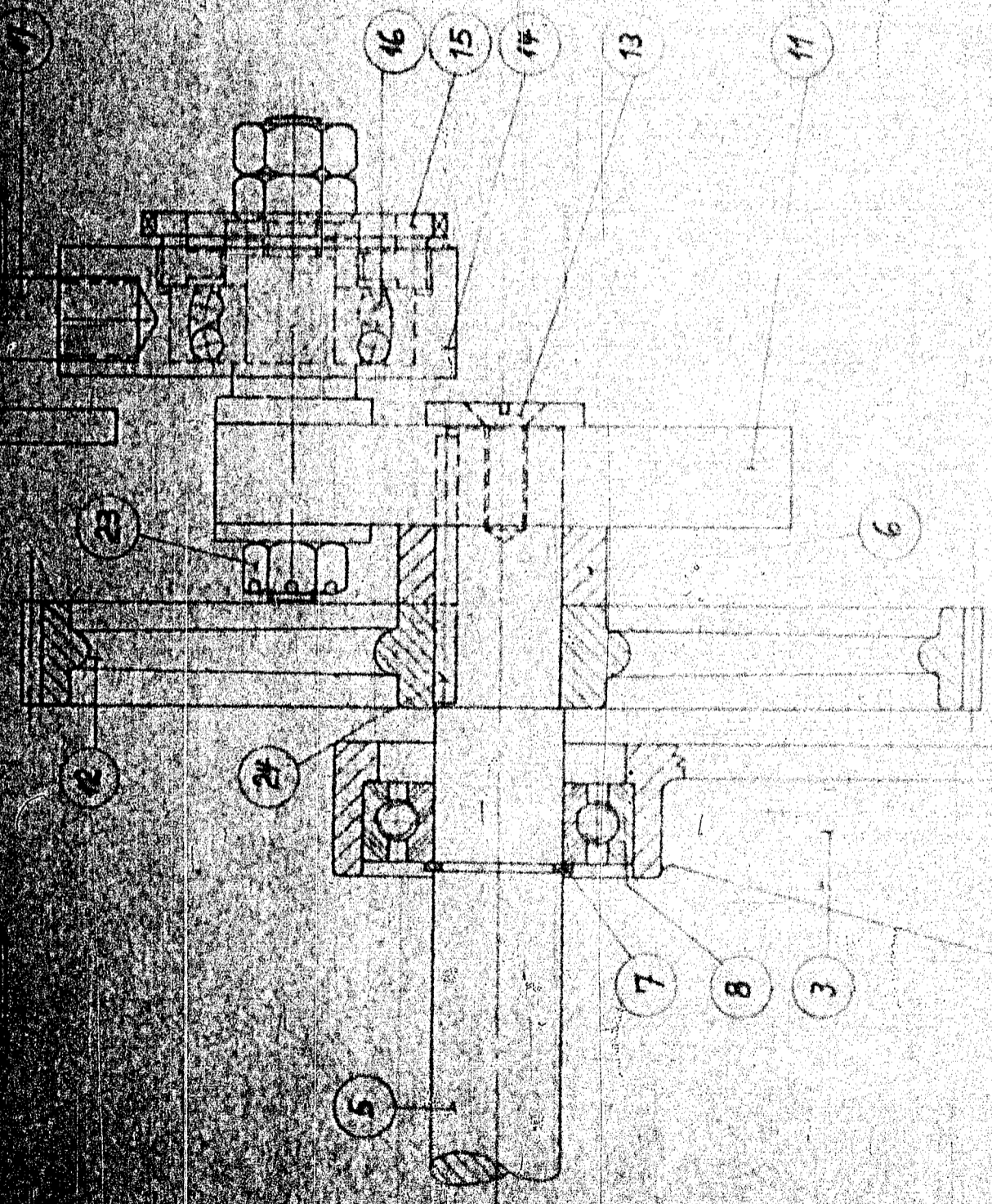
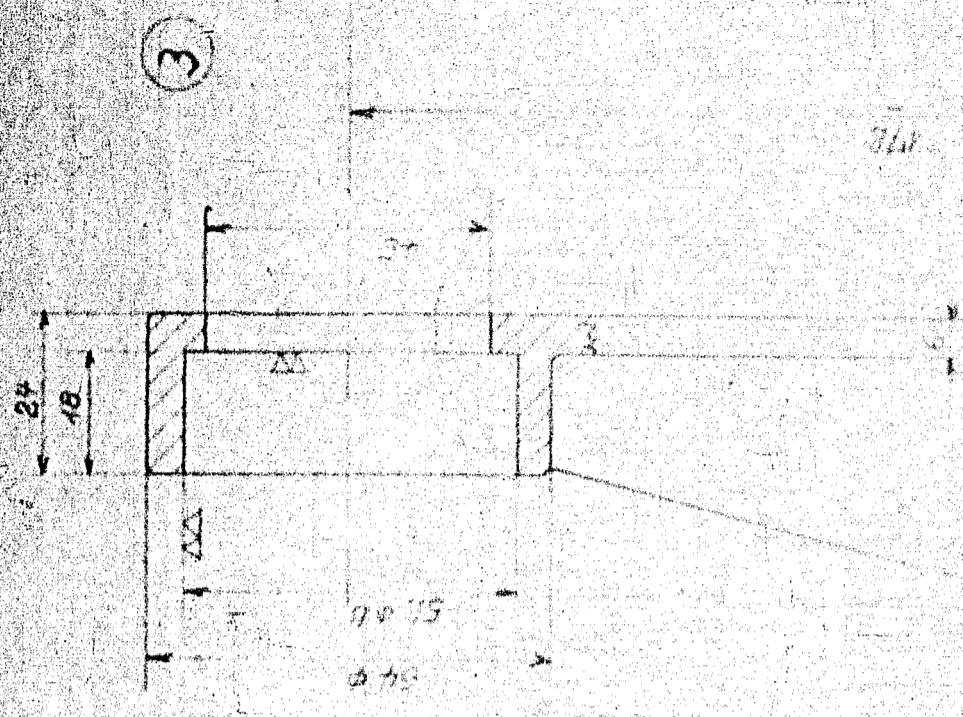
000293

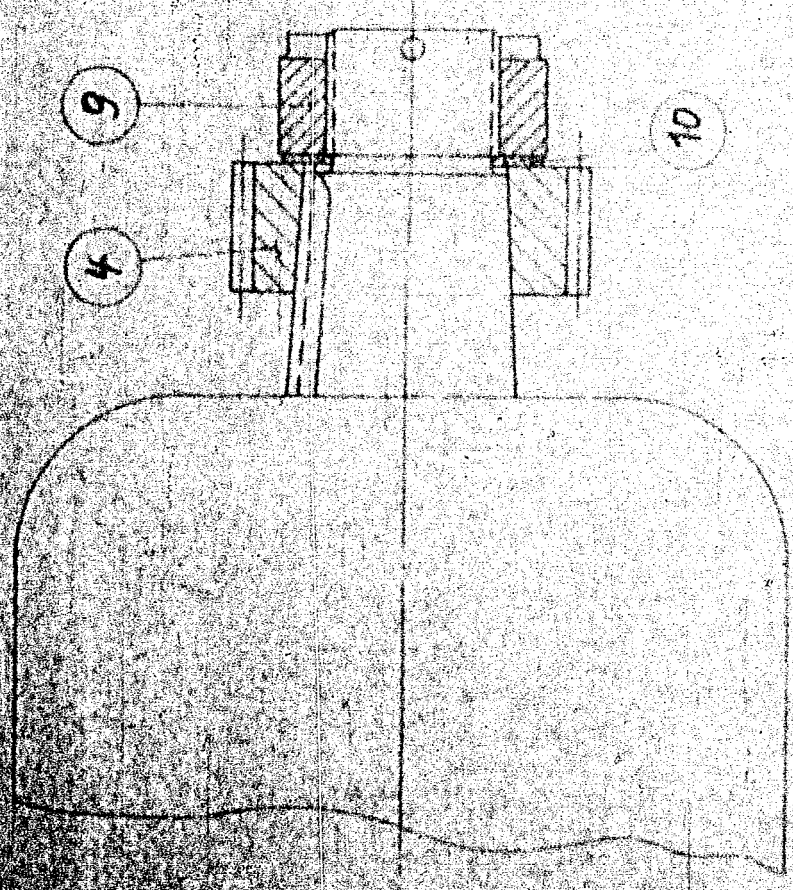
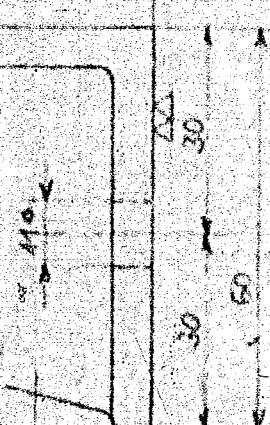


Paßsystem	Betriebsdruck	atü	Probendruck	atü
Einheitsbohrung				
Ausführung: 297R 026 Probenart: Material:			260-7-G-TP 1780	
Modifikation: 125	I G Farbenindustrie Aktiengesellschaft Liefergegenstand am Rhein			
<small>Alle Elemente sind dem Druckversuchstande vom 19. 1. 1927 unterworfen. Bei der Ausführung ist nach den Angaben des Zeichnungsstabes zu verfahren. Die Ausführung ist dem Zeichnungsstab gemäß den in dieser Probestunde enthaltenen Vorschriften vom 1. 1. 1927 zu folgen. Die Ausführung ist dem Zeichnungsstab zu übergeben.</small>				



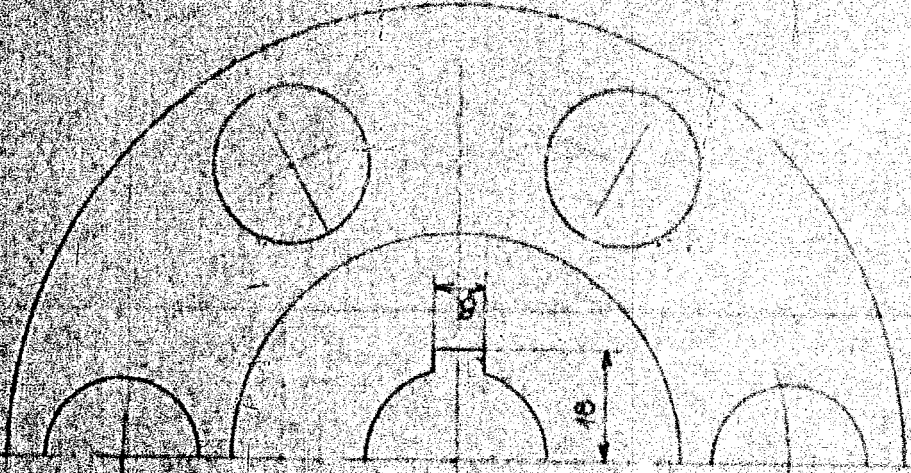
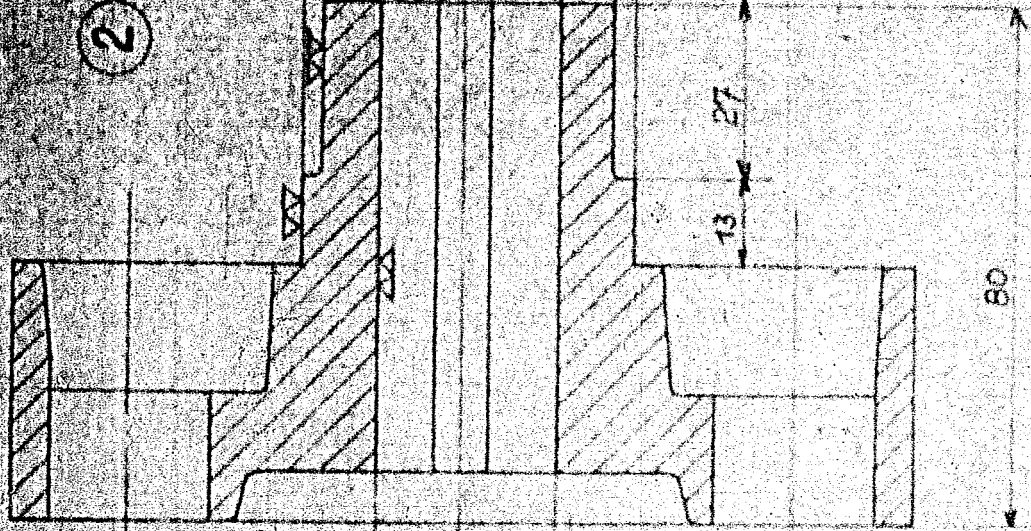
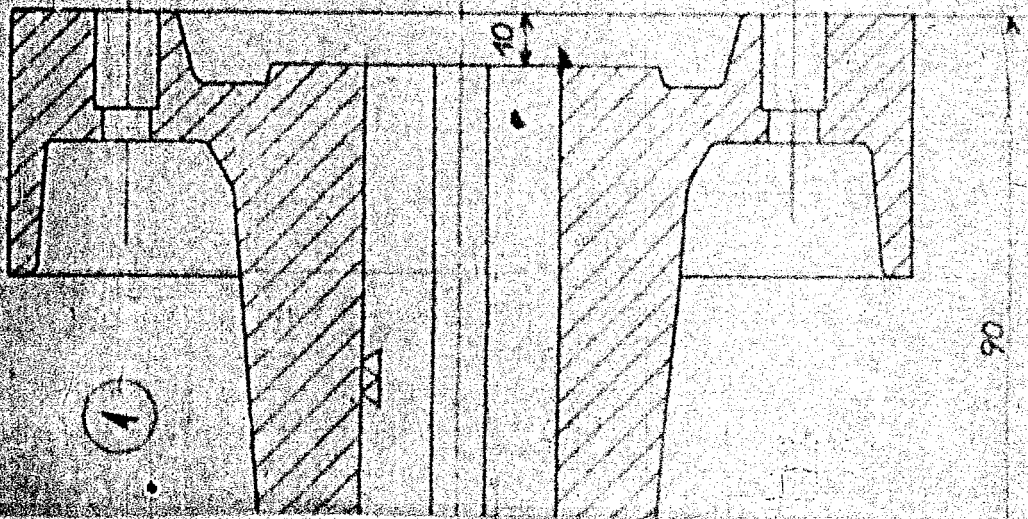
205-11
 205-11



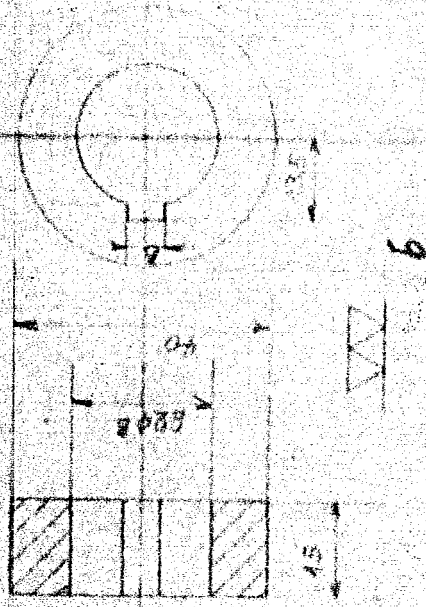
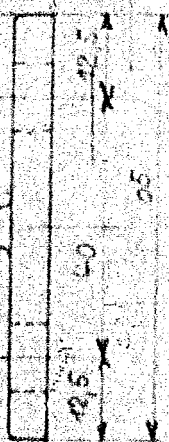
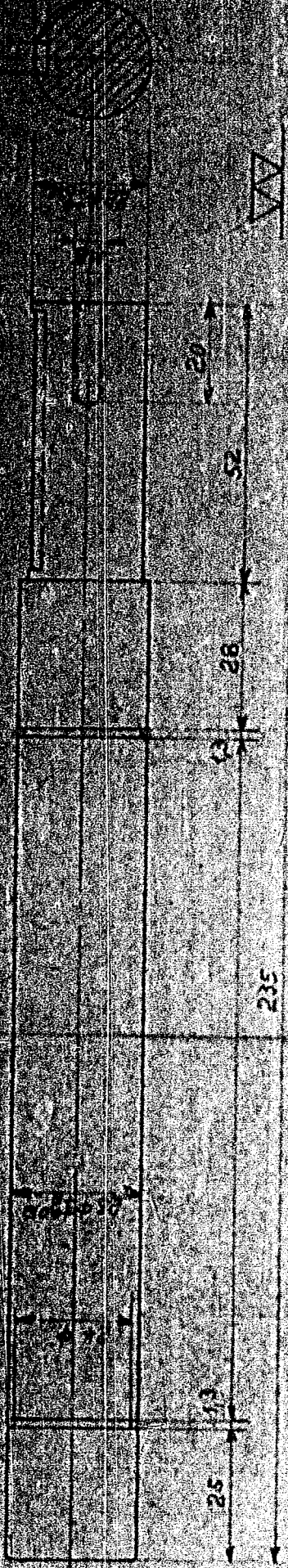


Handwritten signature or mark.

Elektronen-Zapfen-Verstellung 140, 550, 661



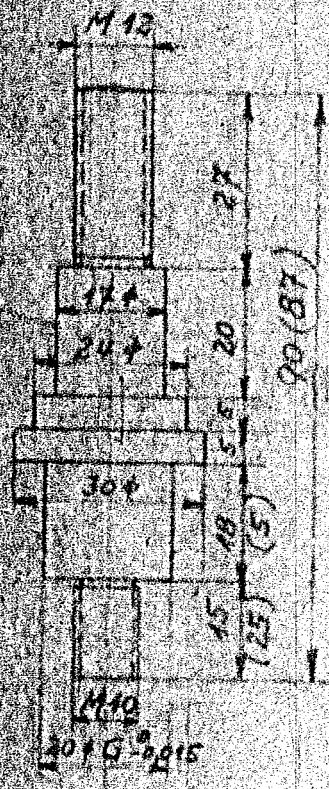
1	Lochscheibe	1400	2	630M	2860-1
2	Lagerbock		3	1200	
1	Zahnritzel		4	350M	vorhanden
1	Welle		5	450M	
1	Zwischenring		6	313M	
2	Steigring	25a	7	Rein	
2	Bauelement	52, 25, 15	8	60M	4-1205
1	Transmutter	M27	9	30M	vorhanden
1	Scheibe	4-28-2	10	300M	
1	Scheibe		11	450M	260-1-179-1218
1	Zahnrad		12	60M	vorhanden
1	Sechskant	M8x20	13	630M	Dim 82
2	Exzenter		14	450M	260-1-179-1206
2	Mutter		15	450M	260-1-179-1205
2	Flanschlager		16	30M	4-1303
1	Schubstange		17	450M	
2	Boizen		18	450M	260-1-179-1207
2	Mutter	M12	19	630M	Dim 8752
2	Mutter	M12	20	450M	Dim 914
2	Sechskant		21	450M	260-1-179-1218
2	Schrauben	25x10x4	22	450M	
1	Transmutter	M18	23	313M	Dim 875
1	Einbauelement	6x50	24	300M	



Paßsystem Einheitsbohrung		Betriebsdruck	mit	Arbeitsdruck	mit						
<table border="1"> <tr> <td>Feig</td> <td>Strome</td> </tr> <tr> <td>...</td> <td>...</td> </tr> <tr> <td>...</td> <td>...</td> </tr> </table>		Feig	Strome	260-7-55-1305			
Feig	Strome										
...	...										
...	...										
<table border="1"> <tr> <td>...</td> <td>...</td> </tr> <tr> <td>...</td> <td>...</td> </tr> </table>							
...	...										
...	...										
Hersteller I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein		1. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein									
<small>Alle Rechte an den Erfindungsgegenstand sind vorbehalten. Die Ausführung ist nur durch die I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft, Ludwigshafen am Rhein, gestattet. Druck- und Vertriebsstellen sind in den Patenten angegeben. Hauptwerk: I. G. Farbenwerke AG, Ludwigshafen.</small>											

1x nach offenen Maßen aüß.
1x " Klammer " "

000295



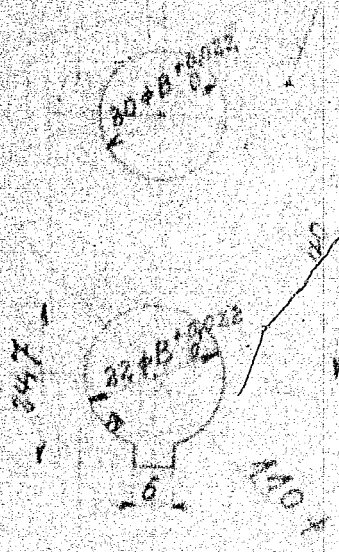
Bearbeitung ∇

Material: St. 50.11

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Lehrerbildung am Rhein St. 11/12	114	Bolzano für Exzentren Unternehmensbuch und DIN 24	260-1-TY 1309
---	-----	--	---------------

000296

19 mm stark



Bearbeitung ∇

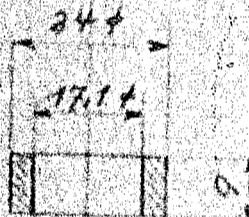
Material: St. 50.11

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Lehrerbildung am Rhein St. 11/12	114	Scherbe Unternehmensbuch und DIN 24	260-1-TY 1309
---	-----	--	---------------

Material: St. 50.11

F. B. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein 31.10.39	Preis 1,11	Scheibe Distanzstück nach DIN 4	260-1-TP-1219
---	---------------	------------------------------------	---------------

000297

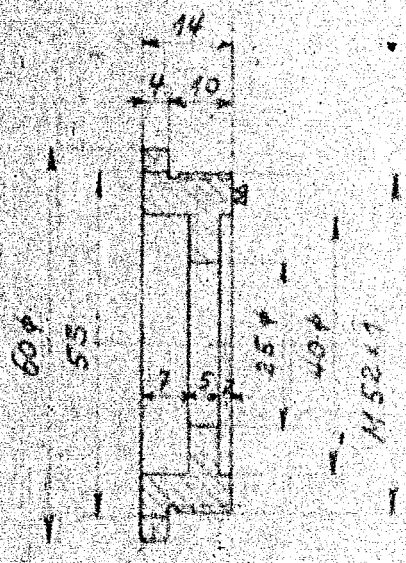


Bearbeitung ∇

Material: St. 50.11

F. B. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein 31.10.39	Preis 1,11	Distanzstück Distanzstück nach DIN 4	260-1-TP-1218
---	---------------	---	---------------

000298



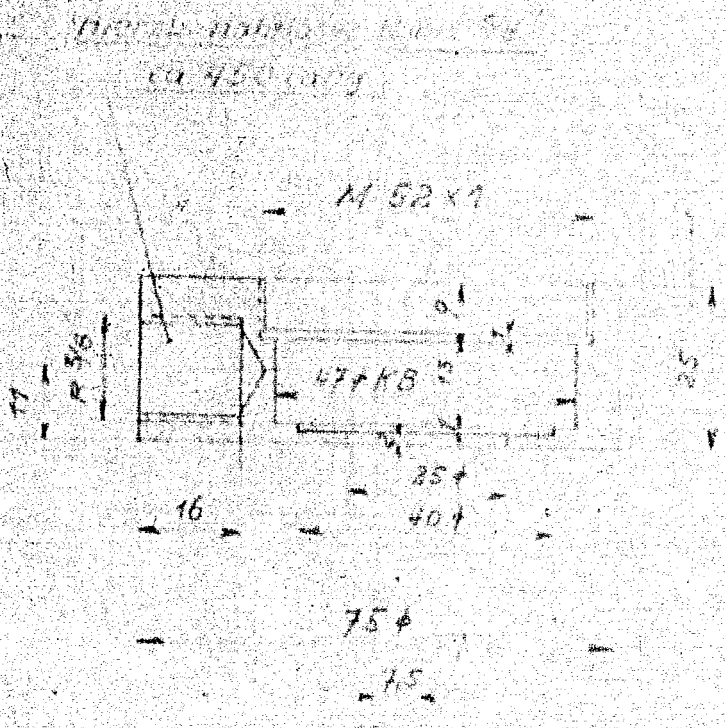
4 Nuten am Umfang
8mm breit

Bearbeitung ∇

Material: St. 50.11

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein 31.10.39	Mater 1:1	Nutmutter für Schraubstange Gehärtungsbehandlung nach DIN 24	260-1-11-1
---	--------------	---	------------

000299

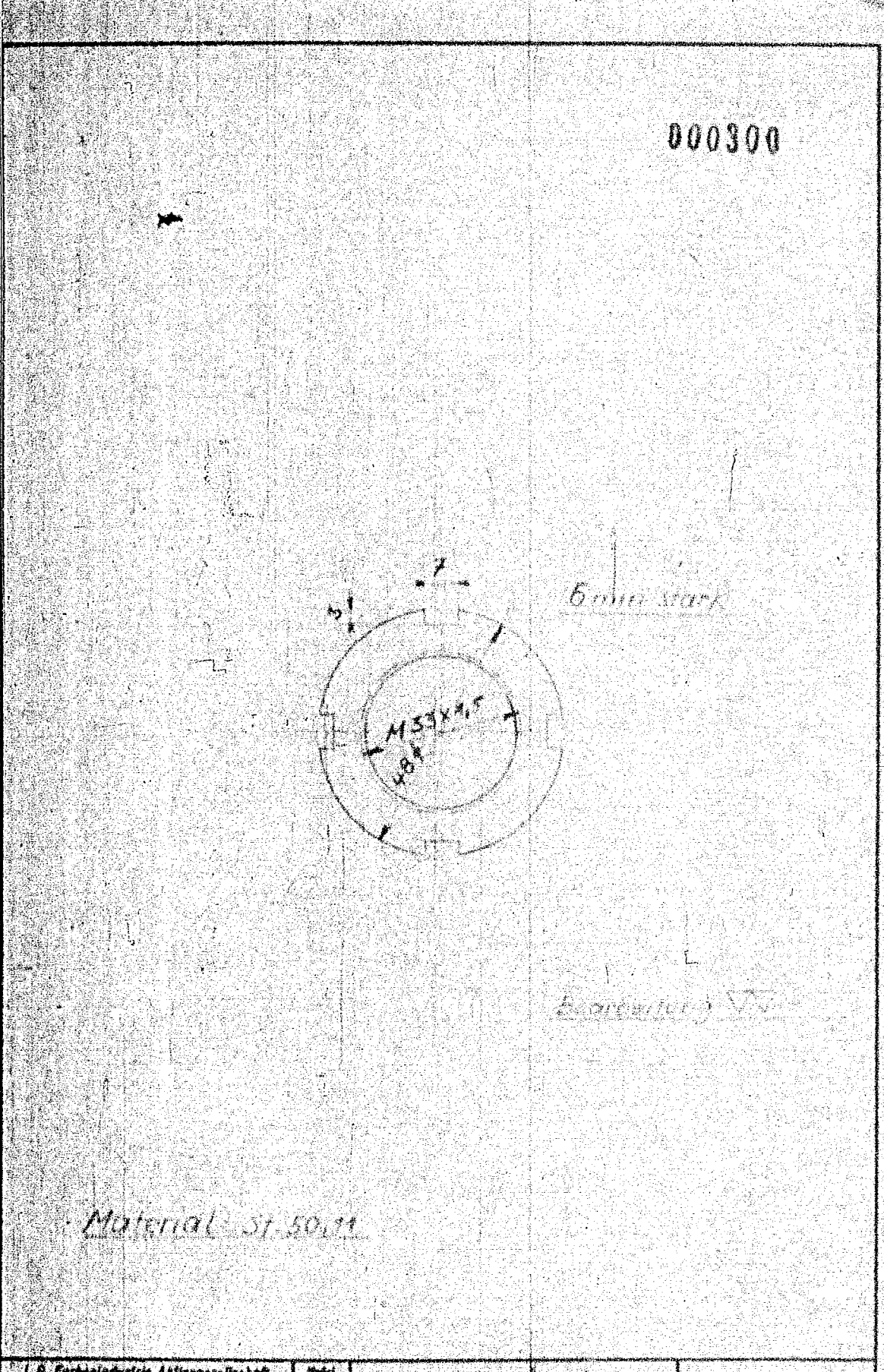


Material: St. 50.11

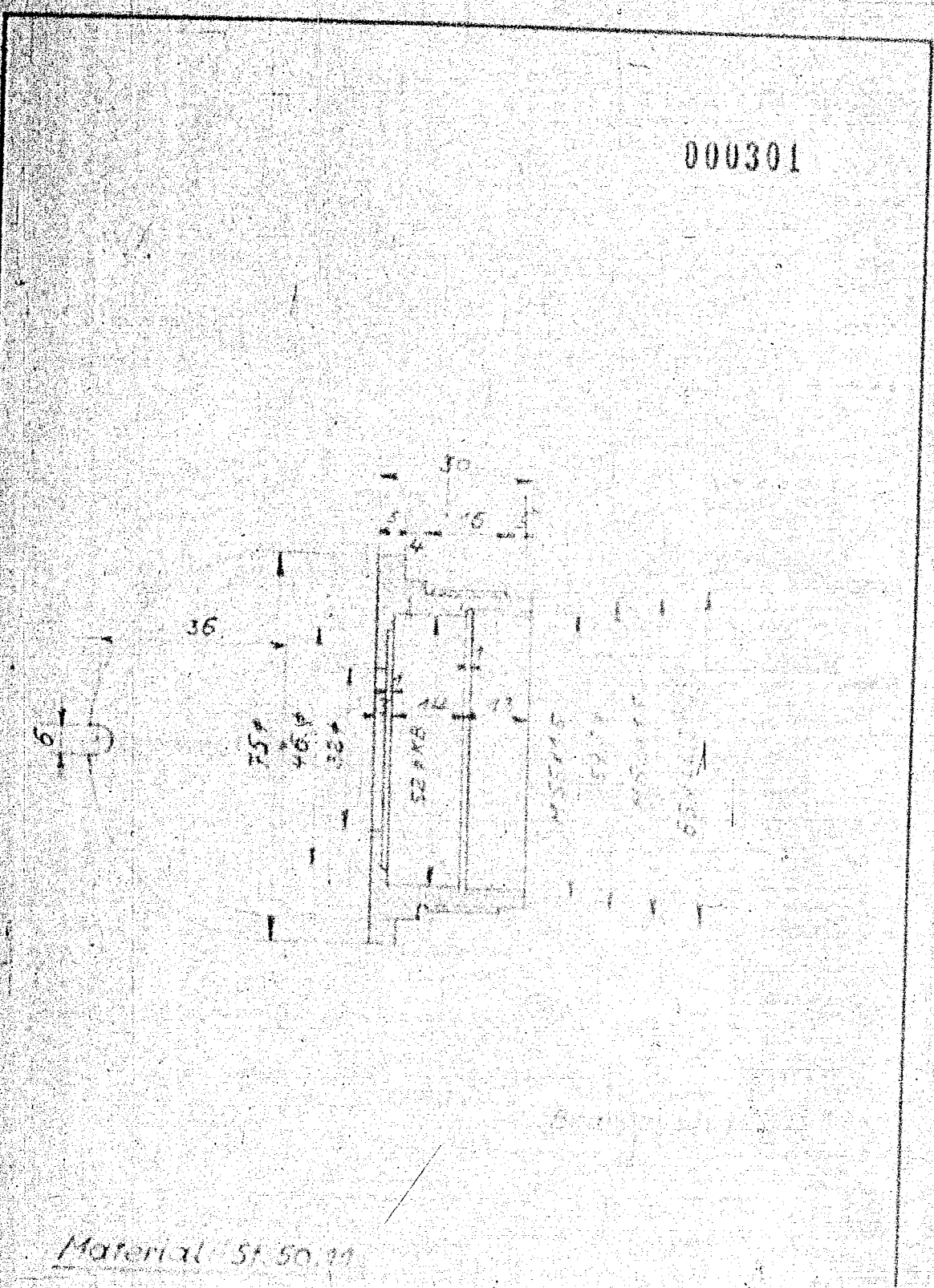
I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein 31.10.39	Mater 1:1	Nutmutter für Schraubstange Gehärtungsbehandlung nach DIN 24	260-1-11-1
---	--------------	---	------------

Maschine 51.22.11

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein Pat. 30.10.29	Modell 1.1	Exzenterschnecke	260-1.10.1131
--	---------------	------------------	---------------

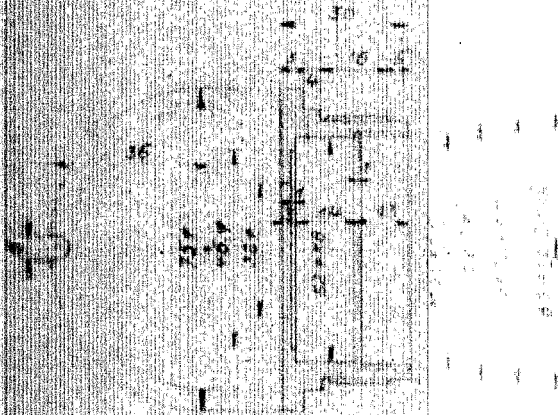


I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein Pat. 30.10.29	Modell 1.1	Nutmutter für Welle	260-1.10.1131
--	---------------	---------------------	---------------



I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft	Modell		
--	--------	--	--

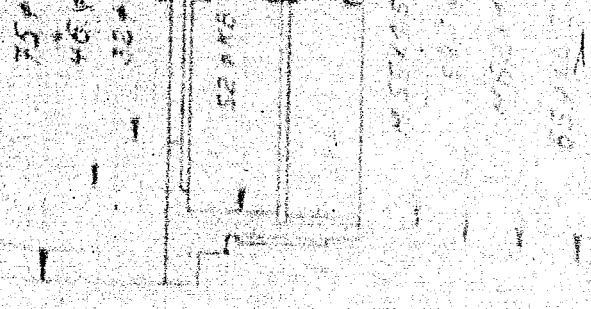
000301



Material: St 50 11

1	2	3	4	5	6
---	---	---	---	---	---

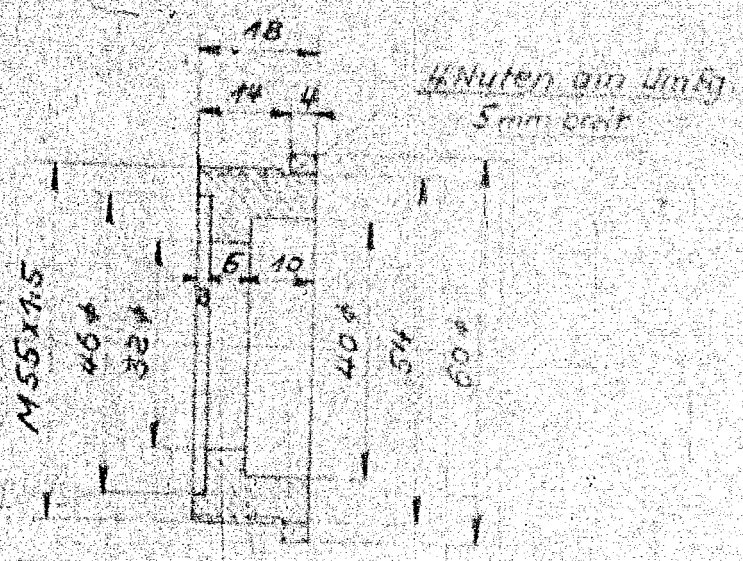
6



Material: St. 50 11

L. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein Nr. 30.18.33	Maßstab 1:1	Lagerführung <small>Einheitsmaßstab nach DIN 21</small>	
---	----------------	--	--

000302

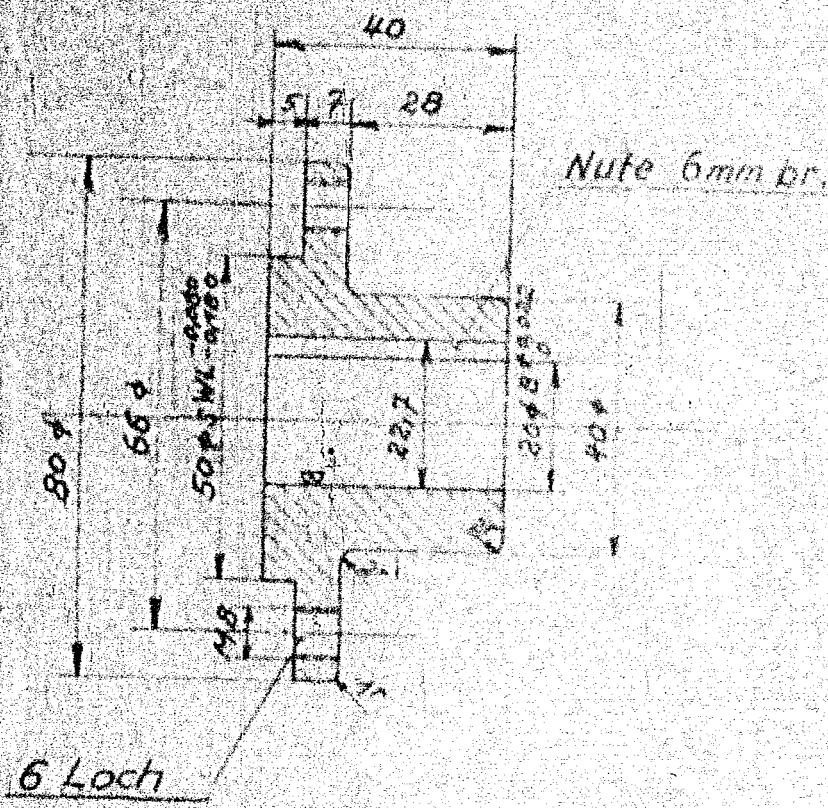


Bearbeitung ∇

Material: St. 50 11

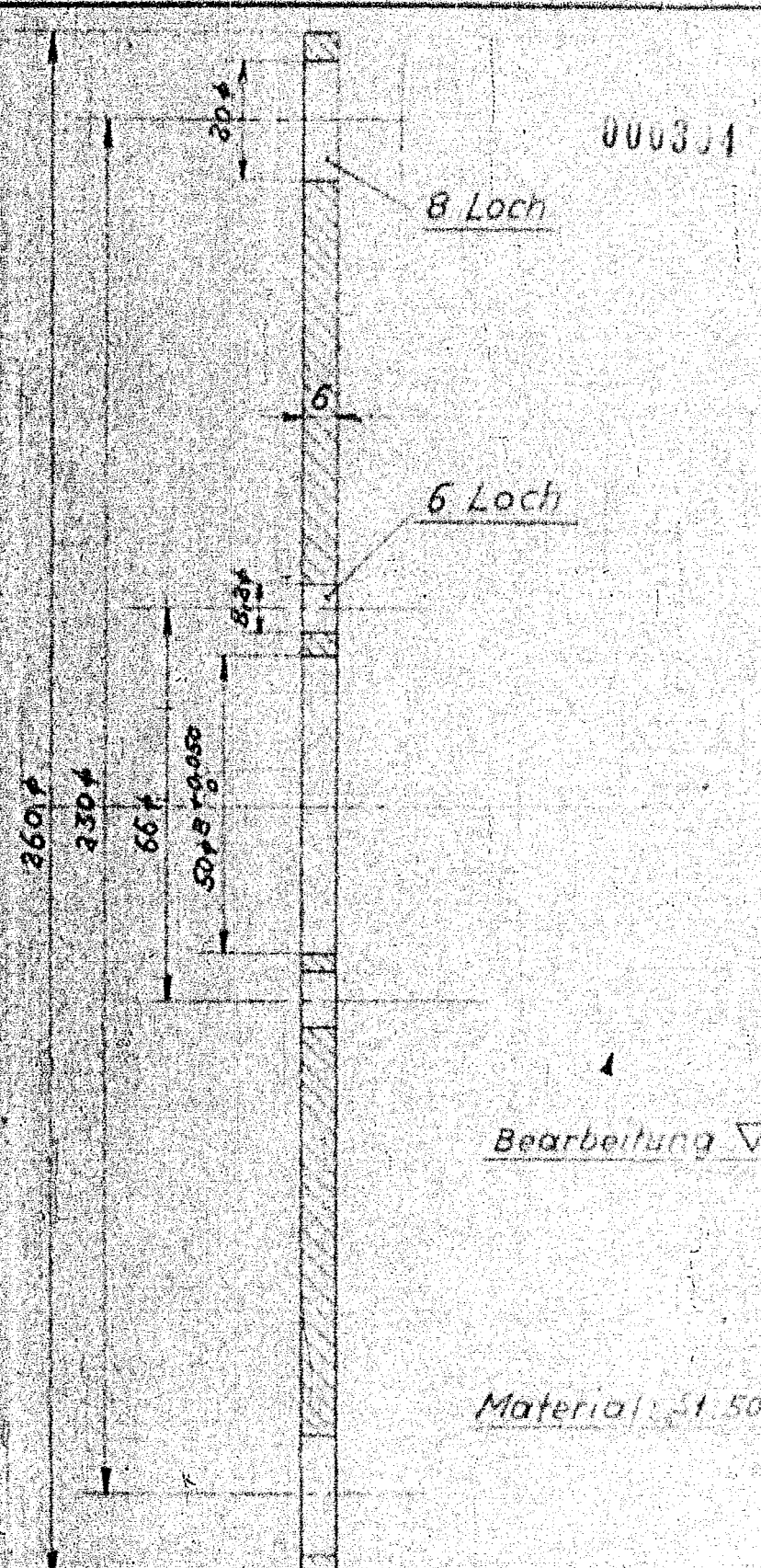
L. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein Nr. 30.18.33	Maßstab 1:1	Mutter für Lagerführung <small>Einheitsmaßstab nach DIN 21</small>	30-1-70-7-35
---	----------------	---	--------------

000303



L. G. Fabrikanten- und Abnehmer-Bezeichnung Lagerort und die Menge 30.7.59	Masch. 1:1	Nabe Übersichtszeichnung nach DIN 34	200-T-74-1191
--	---------------	---	---------------

000304

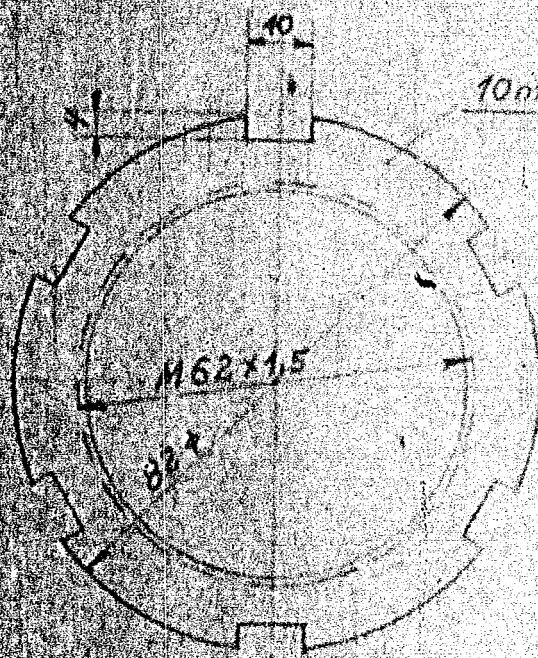


L. G. Fabrikanten- und Abnehmer-Bezeichnung Lagerort und die Menge 30.7.59	Masch. 1:1	Scheibe Übersichtszeichnung nach DIN 34	200-T-74-1191
--	---------------	--	---------------

Material: St. 50.11

L. B. Fabrikationstechnik Abteilung Maschinenbau
Lagerbau
1:1
Scheibe
Drehwerkzeuge nach DIN 18
260-1-TM-1295

000305



Bearbeitung ∇

Material: St. 50.11

1:1 Aufmutter für Lagerführung
260-1-TM-1297

TITLE PAGE

VI. Cracking catalyst for the Moosbierbaum plant.

Frame Nos. 306 - 320

Geheim!

HAUPTLABORATORIUM
Versuchsgruppe He 219
A.N. 95/42 c

1. Dies ist eine Zwischenstufe im Sinne des Pat. 104633.
2. Weitergabe nur verbunden mit Patentberatung als Geheimnis.
3. Weitergabe ohne Zustimmung des Empfängers unter keinerlei Umständen.

Leuna Werke, 28.10.1944
Dr. Hill

600396

Bezug auf Kontakt für HE-Schlüssel
Es ist eine erste orientierende Beschreibung
betreffend Kontakt für HE-Schlüssel
am 21. 10. 1944

Zusammen die Herren: Dr. Banisch, Dr. Hoffmann, Dr. Hill, Dr. Kosterlitz, Dr. ...

Kontakt für HE-Schlüssel

Dr. Banisch hat für eine Kontakt-Technologie im Sinne des Patents 104633 als erster Kontakt 100 g SiO_2 in Form eines ...
150 g H_2SO_4 (spez. Gew. 1,84) in einem Kontakt- ...
Kontaktform 6 im Kugelform. Mit der Fertigstellung der ...
Anfang 1945 geteilt werden.

Dr. Kosterlitz gibt einen Überblick über die ...
Kontakt-Technologie 1944.

SiO_2 -Herstellung

Wasserglas, BK 30, der Firma Kluge, ...
200 g SiO_2 (1,84) ...
2 n- H_2SO_4 ...
entstehende Sol enthält 100 g SiO_2 ...
Stunden) über einem ...
Kontaktwasser (eisenfrei) ...
Darauf wird es ...
zahlen (90 - 95 % durch 10 000 ...)

Dr. Kosterlitz betont, daß das ...
wasser ...
Kontaktwasser über A-Kohle ...

Dr. Banisch weist darauf hin, daß das ...
seine Verwendbarkeit für die ...
Dr. Kosterlitz ...

Dr. Kosterlitz ...
Kontakt herstellen.

Al_2O_3 -Herstellung

Es wird eine ...
durch 10 000 ...

Kontakt-Herstellung

Die KI wird in ...
(0,15 Mol H_2O / Mol Al_2O_3) ...
darauf in einer ...
verformt. Die ...
schrank) getrocknet. ...
wird der Kontakt bei ...
triert wird. ...
der der Kontakt ...

Dr. Hill weist darauf hin, daß ...
verfahren 1944.

Dr. Banisch ...
werden sich ...

1. Das ...
2. Das ...

000307

Factor, Kaugummi- und Kaugummi-Produkte
Eine Herstellung des Kaugummi-Produkte
durchzuführen. Für die Herstellung des Kaugummi-
Produkte.

1. Beschaffung der Rohstoffe
2. " " " " " "
3. Beschaffung der fertigen Kaugummi-
Produkte der Kaugummi-Produkte

Kontakt für die Verhandlungen

Dr. Kaufmann für die Verhandlungen
Kontakt 1948 in G. an F. G. (Dr. Kaufmann)
Die Kaugummi-Fabrik zur Herstellung
in der Lage ist, Dr. Hill will, nachdem
Schleppen zu erhalten.

In nächster Zeit wird wieder
Kontakt sein.

- Dr. Kaufmann
- Dr. Hill
- Dr. ...
- Dr. ...
- Dr. ...
- Dr. ...
- Dr. ...

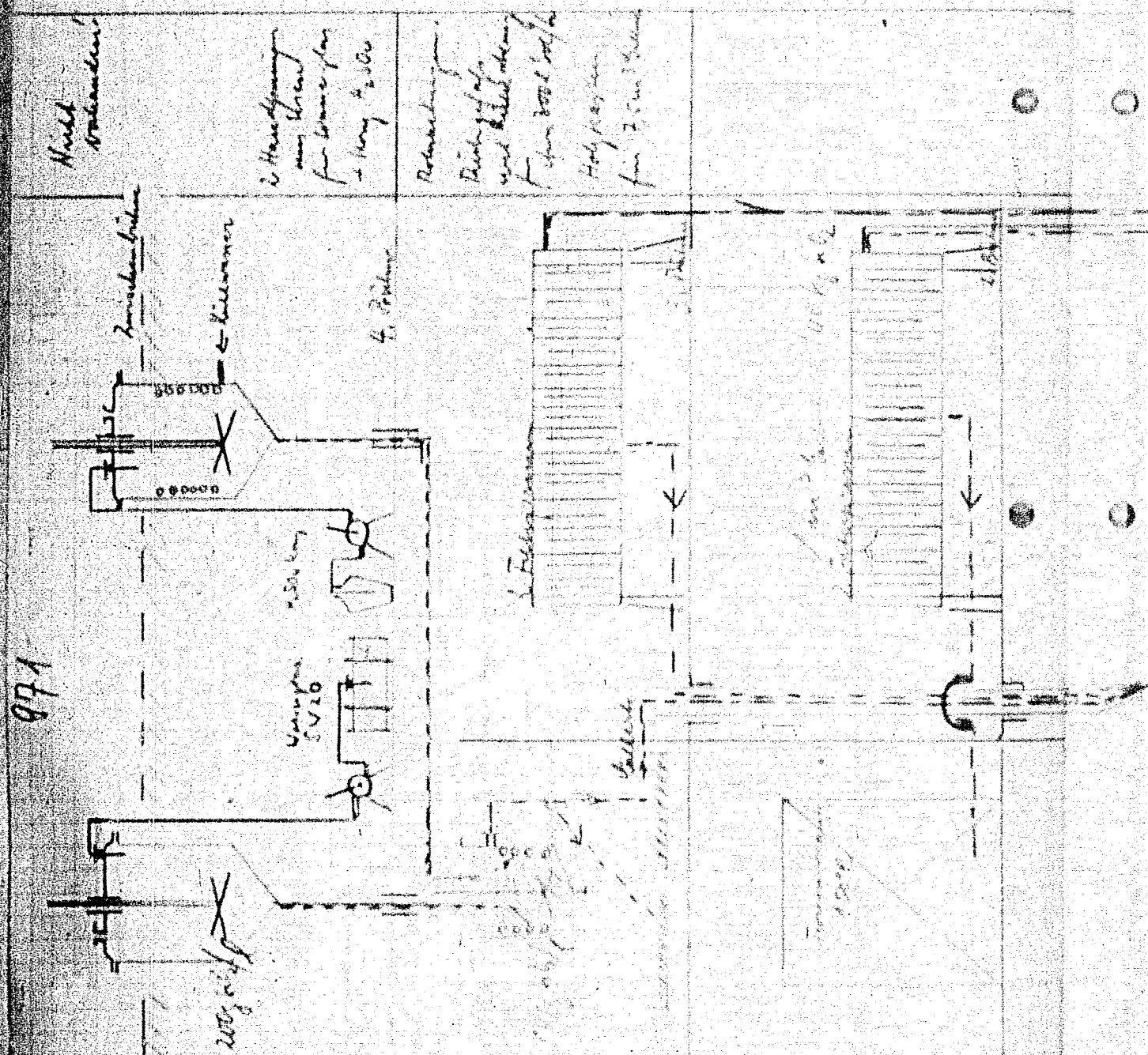
Skema für

000319

H. H. Koutalst



000319



Nach einem in Leuna von Dr. Lang...
 an den Generatordienstleistungen...
 bei dem der Vorteil hätte...
 die nach diesem Verfahren...
 stets eine...
 intensiver...
 oben zu können.

An Apparaturen zur Herstellung...
 Kontakte sind in Mbb. vor allem...
 nütigen Pfl... und...
 von 60...
 säure...
 für...
 stat...
 Wärdentrockner...
 zur Verfügung...
 ausser Betrieb...
 nun sofort zur Verfügung...

Da es an sich wünschenswert...
 ner Anwendung...
 kation...
 turen...
 von Mbb....

Leuna ist an der...
 interessier...
 fahrer sind...

2) Aluminium

Bei der...
 haltige...
 in Gegenwart...
 gefällt...
 der...
 dass...
 lit in...
 auf die...
 her...
 Schkop...
 in Mbb....

Für die...
 del...
 bracht...

Über die...
 ist noch...
 von Mbb....

Der...
 in Mbb. ist...
 ein noch...
 Ferner...
 Verfügung...
 Heratell...
 bearbeitete...
 Herr Meyer...
 Bezug auf...

Man...
 des...
 Ad...
 nach...
 der...

HAUPTLABORATORIUM
Abt. Versuchslabor.
A.N. 19/43 e

000315

Leuna Werke, den 2. Febr. 1943
Dr. Ha. / Ha.

KK

Aktennotiz

Über den Besuch der Herren Dr. Hill und Dr. Hahn
in Oppau am 2. Febr. 1943

Kieselgel

Herr Dr. Rabe wurde zunächst von dem genauen Gang der Kieselgelherstellung in Leuna wie folgt in Kenntnis gesetzt:

- 1.) Die Wasserglaslösung wird aus Wasserglas von spez. Gew. 1,33 - Pa. Kluge, München - durch Verdünnen mit Wasser auf ein spez. Gew. von 1,175 hergestellt.
- 2.) Zn-H₂SO₄ wird durch Verdünnen von einer H₂SO₄-Lösung kondensiert.
- 3.) In einem 100 ltr. Reaktionstopf werden 200 g Zn-H₂SO₄ auf weniger als +5° abgekühlt, verflüssigt und unter Umrühren und Kühlung Wasserglas und H₂O zugesetzt. Die Reaktion verläuft bei einem konstanten pH von 1,5 bis zu einer pH-Wertsteigerung über +10° eintritt.
- 4.) Das entstandene Gel wird in einem Quälapparat bei 100° unter Umrühren 100° erhitzt und das überschüssige Wasser nach dem Abkühlen in kleine Abzügen verdunstet. Diese vielfache Dekantation wird mit 20 ltr. Wasser durchgeführt, bis zur Sulfidfreiheit ausgetrocknet, wobei ein pH-Wert von 10 erreicht wird. Sodann wird die Masse durch ein Sieb mit nur noch einer ganz schwachen Fraktion des Wasserstoffperoxyds letzte Dekantation erfolgt, um die Sulfidfreiheit zu erreichen.
- 5.) Man wird das Gel auf Wasserbad von 100° unter Umrühren befreit und auf Al-Silicaten in 20 ltr. Wasser nachgeschwemmt. Bei 80° - 100° auf 60° - 70° Pastenstand aufgeschwemmt und in Formallösungslösung auf 90° - 95° unter Umrühren 20 ltr. Wasser fein geschwemmt.

In dieser Form wird es mit 6% einem Aluminiumchlorid-Lösung in Verbindung von verdünnter H₂O₂-Lösung getrocknet. Die Trocknung erfolgt, wobei die Plastizität der Masse durch Erhitzen von 100° auf 500° erreicht wird. Diese Masse wird verformt, getrocknet und schließlich bei 500° erhitzt. In dieser Form stellt der Kieselgel ein feinkörniges, artige sehr feste und dabei hochporöse Masse dar, die für weitere Vervollkommnung wird gearbeitet.

Die Toleranz für Verunreinigungen im Kieselgel ist für Kationen Ionen vorläufig noch 0,05 %.

Die Oppauer Herstellungsbedingungen für Kieselgel sind in den oben Gesagten in einigen Punkten so:

- 1.) Bei etwa der Hälfte des Wasserstoffperoxyds wird die ganze Schwefelsäure vorgemischt und die Reaktion bei Erreichung von pH = 3,5 eingedampft.
- 2.) Die Fällungstemperatur wird nicht konstant gehalten.
- 3.) Die Koagulation erfolgt durch Erhitzen des Gels bei Raumtemperatur.

000316

- 4.) Die Anwaschung wird bei etwa 40° vorgenommen. Die veränderte Anwaschung durch Erhitzen der Masse wird durchgeführt.
- 5.) Das Gel besitzt nach dem Abkühlen den gleichen Glührückstand von 13% gegen 2% nach Erhitzen, wenn abgeaselt wurde.
- 6.) Bei der Trocknung, die im Vakuum erfolgt, wird die Temperatur von 300°C erreicht.

Daneben nimmt es nicht wunder, daß die ersten Musterungen in Leuna nicht entsprechen, zumal auch die Kieselgelherstellung in Leuna die übliche Alkali erfährt und diesen sowie Calcium in sehr geringen Mengen vorhanden sind, was dies nach Leunener Erfahrung nicht in Betracht kommt. Es ist also jedoch in den vorhandenen Apparaten eine große Anzahl von Stellen, an denen ein Kieselgel nach dem Leunener Konzept hergestellt werden sollte, der bisherigen Fallgröße, sondern mit Kühlschlangen und Isolierung versehen werden. Mit der Industriemasse dieser Apparate bei Leuna wird dieser Woche zu rechnen. Wunschensart wäre vom Standpunkt des Betriebes, wenn man die Oppauer Trocknungsweise beibehalten könnte. In Ver- suchung aus der allerletzten Zeit in Leuna darauf hingewiesen, daß eine solche Trocknung vielleicht katalytisch ohne Nacharbeiten möglich sein könnte, wurden zwei Oppauer Trocknungen durchgeführt. In einer Betriebscharge bei 300°C im Vakuum getrocknet, in der anderen Charge bei 100°C im Vakuum getrocknet.

Außerdem sollen die beiden Oppauer Kieselgelarten, die in Leuna her- geardungs einer Prüfung unterzogen werden.

Die Musterungen in Menge von 5 kg 316 sollen in Leuna am 2. Febr. in Leuna eintreffen.

In Leuna wird sofort untersucht, inwiefern das Kieselgel, das von Oppauer Herstellungsart, als eine nachfolgende Beschäftigung des Betriebes sei, viel weicher und rumpelender ist, ohne die katalytische Aktivität angeht, werden werden.

Aluminiumoxyd

An die Herberechnung über Kieselgel schloß sich eine Besprechung der Aktivitätsfabrik unter Führung des katalytischen Leunener. Bei einem Besuch bei Herrn Dr. Dietzel wurde von diesem Herberechnung der Versuch nach einer umfassenden Aussprache zwischen Leuna und Oppau über den Tonereinsatz ausgeprochen. Am verbleibenden Tag wurde ein Tag in April in Leuna vorgenommen.

Herrn Dr. Dr. Gieseler,
* Dr. Dr. Herold
* Dr. Henrich
* Dr. Hill
* Dr. Dietzel
* Dr. Rabe
* Dr. ...

In Leuna wird sofort untersucht, inwieweit das gleiche Material für
Oppauer Herstellung, die, als eine unvollständige Kieselgelherstellung
Betriebs zeigte, viel wasser- und raumpfehlender ist, als die Her-
stellung der katalytischen Aktivität angelegten Versuchsanlage.

Aluminiumoxyd

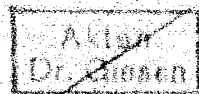
In die Besprechung über Kieselgel schloß sich eine Besprechung über
Aktivtordeherstellung unter Führung des überlebtesten Herrn Dr. Rabe.
Bei einem Besuch bei Herrn Dr. Dietzel wurde von diesem Herrn Dr. Rabe
der Wunsch nach einer umfassenden Zusammenarbeit zwischen Leuna und
Oppau über das Tenaregebiet ausgesprochen. Ein Verlaufsbericht wurde
wird ein Tag im April in Leuna vorgelesen.

Herrn Dir. Dr. Wissen
" Dir. Dr. Herold
" Dr. Henrich
" Dr. Hill
" Dr. Kraus
" Dr. Rabe
" Dr. Schumann
" Dr. ...

HAUPTLABORATORIUM
Abt. Versuchslabor.
A.N. 50/43 &

0003/17

Leuna Werke, den 28.5.1943
Dr. Hu/Boh



Aktennotiz

Betr.: Kieselgel. Verhandlung in Leuna am 19.5.42

Anwesend: Herr Dir. Dr. Herold
" Dr. Rabe Oppau zu Gast
" Dr. Krajewski
" Dr. Kaufmann
" Dr. Hill zeitweise
" Dr. Hartmann
" Dr. Huls
Frl. D. Chem. Bauer

Eingangs wurde Herr Dr. Rabe von der Wichtigkeit, die der hier ent-
wickelte Krack-Kontakt für neuere in Leuna entwickelte Verfahren be-
setzt in Kenntnis gesetzt. Neben verschiedenen Versuchsanlagen in
Leuna wird er vor allem für eine Krackanlage, die in Meesbierbaum
erstellt werden soll, in einer Menge von 100 to benötigt werden.

Da dieser Kontakt nunmehr aber zu 85 Gew.% aus Kieselgel besteht, dem
dabei der Hauptanteil an der katalytischen Aktivität zukommt, ist die
reproduzierbare Herstellung des Kieselgels eine Frage von ganz be-
sonderer Wichtigkeit.

Darum befragt, teilt Herr Dr. Rabe mit, daß die Oppauer Kieselgel-
fabrik derzeit nur zu 50% ausgenutzt ist und prinzipiell in der Lage
wäre, das erforderliche Kieselgel herzustellen.

Die Fertigung des Kontaktes wurde dann in der Weise vor sich gehen,
daß Oppau die Herstellung der einen Komponente, nämlich des 70%igen
Kieselgels, in gemahlener Form übernimmt und sodann in Leuna die Ver-
arbeitung mit der zweiten Komponente, einer bestimmten Aktivtorde
Leunaer Herstellung, sowie die Verformung, Glühung und nötigenfalls
eine anschließende Fränkung erfolgt.

Da die Hauptschwierigkeit bei der Herstellung in Oppau bisher in dem
geforderten hohen Reinheitsgrad bezüglich Alkali-Gehalt zu sehen ist,
auf dem zur Herstellung eines aktiven Kontaktes unbedingt bestanden
werden muß, wird der Vorschlag gemacht, die Auswaschung nach einem
bereits bekannten Verfahren im Kieselgel durchzuführen, indem man
es in großer Verdünnung über Ionenaustauscher leitet. Aus verschie-
denen Gründen, vor allem aber deswegen, weil zur Ausübung dieses Ver-
fahrens, das sehr große Räume erfordert, die Errichtung einer neuen
großen Anlage erforderlich wäre, erscheint es im Augenblick nicht
realvoll, Versuche dazu anzustellen.

Es soll also wie bisher nach dem in Oppau ausgeübten Verfahren durch
Angleichung an die in Leuna entwickelten Herstellungsbedingungen
ein Kieselgel der gewünschten Qualität hergestellt werden.

Nach Oppauer Erfahrungen ist die Qualität des Kieselgels weitgehend
vom verwendeten Wasserglas abhängig. Der Unterschied im Wasserge-
halt zwischen dem in Oppau und dem in Leuna hergestellten Gel (13%
bzw. 9% SiO₂) kann auf einen verschiedenen Polymerisationsgrad der
Kieselkure zurückgeführt werden, der wahrscheinlich mit der Ver-
schiebenheit der Ausgangsmaterialien in Zusammenhang steht.

Schwierigkeiten, die in Leuna in der letzten Zeit aufgetreten waren, können möglicherweise in bisher unbekannt gebliebenen Änderungen bei der Herstellung des verwendeten Wasserglases bei dem Lieferwerk liegen.

Da Oppau über Marktverhältnisse und Lieferfirmen bezüglich Wasserglas stets auf dem laufenden ist, werden von dort aus möglichst viele eisenarme Wasserglasesorten beschafft und versuchsweise zu Kieselgelen verarbeitet, die dann in Leuna zur katalytischen Überprüfung gelangen werden.

Proben von Rheingörsheimer Wasserglas (Oppau) und Wurzener Wasserglas (Leuna) werden sofort ausgetauscht.

Von Wasserglas ist auch die Verunreinigung mit Eisen abhängig.

Krasse Versuche an einem hochaktiven Kontakt bezüglich des Eiseneinflusses sind in nächster Zeit anzustellen.

Nach Leunauer und amerikanischen Erfahrungen wird durch einen Eisengehalt in der Größenordnung von Prozenten eine starke Vermehrung der Koksbildung hervorgerufen, die eine erhebliche Verschlechterung des Kontaktes bedeutet.

Zur Herstellung des Sols teilt Herr Dr. Rabe mit, daß in der letzten Zeit in seinem Betriebe kühlbare Fällungsgefäße zur Aufstellung gelangt sind.

Abgesprochen ist in den letzten Monaten in Leuna der Versuch unternommen worden, die Waschung des Kieselgels durch Umpumpen des Waschwassers mit einer Dampfstrahlpumpe vorzunehmen, dabei konnte auch in Leuna nur eine Reinheit von 0,2% Na im Kieselgel erreicht werden. Die Sachbearbeiter sind mit Herrn Dr. Rabe der Ansicht, daß das in ungewaschenen Gel vorhandene Na nur aus Teil als Na_2SO_4 zum anderen Teil an SiO_2 gebunden vorliegt. Es hat den Anschein, als ob dieses gebundene Na bei Temperaturen des Waschwassers über 25°C nur noch sehr schlecht ausgewaschen werden kann.

Versuche darüber werden in Leuna angestellt.

Wie die letzten Mastersendungen aus Oppau und auch Leunauer Versuche zeigen, bringt die zur Zeit in Oppau geübte Trocknung bei 300°C neben einer schlechteren Verarbeitbarkeit in der Verformung auch eine deutliche Aktivitätsschädigung mit sich. Eine Trocknung bei 100° ist jedoch neuerdings durch den Einsatz eines Vakuumtrockenschrankes in Oppau möglich geworden.

Die erforderliche Mahlfeinheit des fertigen etwa 70%igen Gels kann im Gegensatz zu den seinerzeit in Oppau angegebenen Zahlen heute mit etwa 1% über 3800 Maschen und 50% unter 10 000 Maschen angegeben werden.

Für die nächsten Monate wurde der folgende Arbeitsplan festgelegt: In 4 Wochen laufen Oppauer Kieselgelmuster in Leuna ein. Unter der Voraussetzung, daß sie katalytisch genügen, würde Oppau zu Ende Juli 5 to dieses Produktes (60-70% SiO_2 , Mahlfeinheit wie oben) nach Leuna auf den Weg bringen. Die Verarbeitung zum Endkontakt kann dann in Leuna in 3 Wochen durchgeführt sein, so daß mit einer Lieferung zu Anfang September zu rechnen wäre. Es wurde betont, daß als Anfahrtermin der betr. technischen Anlage, die diese Menge als ersten Einsatz benötigt, bereits Ende Juli genannt wird, somit also diese erste Lieferung äußerst dringlich zu behandeln ist.

Die nächste Lieferung wird in einer Gesamtmenge von 20 to bis zu Ende des Monats November durchzuführen sein. An dieses Kieselgel

000319

- 3 -

werden dann besonders hohe Anforderungen bezüglich katalytischer Aktivität gestellt werden.

Soweit sich die Belange der Krackanlage Moosbierbaum heute überblicken lassen, werden zu ihrer ersten Füllung rund 100 to Kieselgel als fertig verarbeiteter Kontakt vorliegen müssen. Für den laufenden Bedarf der Anlage kann mit etwa 3 moto Kieselgel gerechnet werden.

Hierzu teilt Herr Dr. Rabe mit, daß eine Anlage bei rechtzeitiger Bestellung auf dem Wege einer Vorratswirtschaft in den monat gängigen Sorten ohne weiteres imstande ist, bis zu 150 moto des gewünschten Geles herzustellen.

Herrn Dir. Dr. v. Staden
Dir. Dr. Olesen/Dr. Hill
Dr. Rabe, Oppan
AWP
Hauptlabor. (Versuche)

000320

Elektron II
Org. Abt. Kontaktfabrik
Hauptlabor. (Versuche) (2065)

I. O. Ludwigshafen

Herrn Herrn Dr. Rabe,

Stickstoff-lbt.
Ra/Op. 10 4691

16. 6. 43

S. - B. / Ad. / W. /

31. Juli 1943

51.

Kieselgel

Um Ihnen bei der Wasserglasbeschaffung von Klug, Gerson, G. & Co. behilflich zu sein und sie zu beschleunigen, haben wir die Firma besucht; vergl. unser FB an Dr. Curs vom 27. d. M. folgenden Wortlaut:

"Werden versuchen, nach Besuch bei Klug, Gerson, G. & Co. innerhalb I.O. gegen Kontingenzwerk Bitterfeld vorzuziehen. Weitere Nachricht folgt".

Wir lassen Ihnen als Anlage der Besuchsbereicht zugehen. Sie werden darauf, daß ein Austausch des Gases von Sphingonheim gegen die von Klug, Gerson, G. & Co. möglich ist, und daher die Reichsstelle nicht besucht zu werden braucht. Wir haben in der Zwischenzeit dazu von I.O. Bitterfeld eine Unverbindlichklärung unter der Bedingung erhalten, daß Bitterfeld das Sphingonheimer Produkt im Betrieb verwenden kann und die durch die Bezugverlagerung entstehende Sperrkosten von uns getragen werden.

Weiterhin haben wir vermerkt, daß das Sphingonheimer Produkt durch Vermittlung Ihres Werkes an Bitterfeld sofort bezogen wird. Sollte sich dieses Produkt als brauchbar erweisen, woran wir im Übrigen nicht zweifeln, so bitten wir, die Reichsstelle Chemie, eines Ansuchen der Firma Klug, Gerson, G. & Co. von der vorzunehmenden Bezugverlagerung zu veranlassen und alle weiteren Schritte von dort aus zu tun.

Aus unseren jüngsten Versuchen geht mit großer Deutlichkeit hervor, daß Kieselgel durch Ammoniakadsorption in seiner katalytischen Aktivität bei der Verarbeitung auf Frackkontakt schwer geschädigt wird. Die Brennstoffkonzentration, unterhalb welcher keine nennenswerte Beschädigung mehr eintritt, ist uns noch nicht bekannt. Ebenso wissen wir noch nicht, ob nicht auch schon durch Ammoniak bei der Fällung und Waschung eine Vergiftung erfolgt.

Qualitativ stellen wir in den Kieselgelmustern, die wir in Laufe der Monate von Ihnen erhalten haben, eine viel höhere Ammoniakadsorption fest als in unseren Versuchsherstellungen.

Bis zur näheren Aufklärung der Verhältnisse, von der wir die Möglichkeit verständigen werden, bitten wir, bei Herstellung von Versuchsmustern für andere Zwecke während der ersten Fertigung auf peinlichste Fernhaltung von Ammoniak zu achten.

1 Anlage

1. AUG. 1943 7285

an nur nach der Abklärung der Verhältnisse, von der wir uns insofern als möglichst ver-
sichern werden, bitten wir, bei Herstellung von Versandbeständen für unsere
Zwecke während der kurzen Fertigung auf peinlichste Einhaltung von Ansehen zu
achten.

1 Anlage

1. AUG. 1943 7285

TITLE PAGE

VII. Miscellaneous reports and minutes of meeting.

TITLE PAGE

1. Conference on oil processes February 25, 1943.

Frame Nos. 321 - 324

Mineralöl
A 441/1943

25.2.43
Dr. Tr/Pd 00321

Aktuelle

Über eine Besprechung bei den Norddeutschen Mineralölwerken
Pöhlitz am 25. Februar 1943.

Anwesend die Herren: Dr. Hartmann
Dipl. Ing. Voigtländer
Dr. Ringer
Dr. Becker
Dr. Baumeister
Dipl. Ing. Schappert
Dr. Freuge.

A) Rohstofflage

Herr Dr. Hartmann teilte mit, daß im Jahre 1943 etwa 9.600 t
SG 1106 hergestellt werden sollen, und zwar in der Weise,
daß, ausgehend von einer Produktion von etwa 500 t im
Januar/Februar, eine Steigerung im Laufe des Jahres bis
zu etwa 1.000 t ab Oktober vorgesehen ist. Die dafür
notwendige Menge Ausgangsmaterial erscheint gesichert.
NHW werden in der Hauptsache folgende Produkte erhalten:

- 1) Synthet-Paraffine
(Rheinpreußen, Viktor-Rauzel, Kassner Steinkohle, Krupp,
Schwarzeide), die z. T. das Hauptkontingent bilden
und in Mengen von etwa 570 t/Monat angeliefert werden.
- 2) Harz bzw. Tafelparaffin
- 3) Brennrohlenparaffin von Hesperhain, sobald die dortige
Anlage angelaufen ist (etwa ab Mai d. J.).

Dr. Ringer betonte, daß vor allen dafür Sorge getragen
werden müsse, die Rohstoffbasis durch ^{Anteilsprochende} Weiterverarbeitung
von Erdölgesch zu erweitern. Vorversuche sind bereits
im Gange. Da Erdölgesch infolge ihres teilweise aus
naphthenischen und aromatischen Kohlenwasserstoffen be-
stehenden Ölgehaltes nicht direkt brauchbar sind, müssen
sie einer Vorbehandlung unterworfen werden. Dazu stehen
uns drei Wege zur Verfügung:

000322

1) Abtrennung bestimmter Vorlauf- und Rückstandswasser
durch Destillation.

Da eine Destillation ein äußerst einfaches Verfahren
zur Reinigung von Erdölparaffinen sein würde, soll
diese Möglichkeit vorzüglich von Herrn Dr. Baumeister
geprüft werden. Als Untersuchungsprodukte kämen vor
allen die Gatsche der Rhönania und der Deuring in Frage.
Eine bei den NHW zum Zwecke der Vorreinigung erstellte
Destillationsapparatur würde außerdem den Vorteil
bieten, schädliche Rückstandsparaffine aus dem Kreislauf
der Schmierölsynthese abzuschieben, um Koksbildung in
den Kolonnen zu vermeiden.

2) Reinigung durch Entölung

Ein Extraktionsverfahren würde die schädlichen Kohlen-
wasserstoffe zwar weitgehend entfernen, aber sicher
auch ziemlich kostspielig sein. Dipl. Ing. Voigtländer
teilte hierzu mit, daß die Reichsstelle für Mineralöl
zusammen mit den Norddeutsche Ölwerkenwerke, Hamburg -
Altona, die Möglichkeit einer Entölung von Erdölgesch
prüfen will.

3) Vorreinigung durch Hydrierung

Die bisher vorliegenden Versuche über die Vorbehandlung
von Erdölgesch durch Hydrierung werden von Herrn Dr. Freuge
gemeinsam mit Herrn Dr. Baumeister und Hochdruckversuche
im zusammengestellt.

B) Betriebsergebnisse

1) Krackstufe

(vgl. Aktenvermerk der NHW vom 24. Februar 1943)

Dr. Hartmann teilte mit, daß die wärmetechnische
Untersuchung des Verfahrens und die daran anschließenden
Änderungen gute Erfolge gebracht hätten. So wird der
Verdampfer jetzt nur noch mit einer Belastung von
etwa 50-60 Liter/Std. gefahren und außerdem in der
Wärmeheizung voll ausgefahren. Das Produkt geht mit
etwa 400° aus dem Verdampfer heraus und erfordert
nur noch eine verhältnismäßig geringe, zusätzliche
Aufheizung in der Kolonne. Ferner wird mit Zudate von

Dr. Hartmann teilte mit, daß die wärmetechnische Untersuchung des Verfahrens und die daran anschließenden Änderungen gute Erfolge gebracht hätten. So wird der Verdampfer jetzt nur noch mit einer Belastung von etwa 50-60 Liter/Std. gefahren und außerdem in der Wälaganheizung voll ausgefahren. Das Produkt geht mit etwa 480° aus dem Verdampfer heraus und erfordert nur noch eine verhältnismäßig geringe, zusätzliche Aufheizung in der Kolonne. Ferner wird mit Zusatz von

- 3 -

etwa 2-3 % Wasserdampf in den Verdampfer gefahren und nach Abstellen der Anlage bei hoher Temperatur mit Wasserdampf ausgeblasen. Alle diese Maßnahmen haben zur Folge, daß der Koksansatz in der Kolonne nur noch gering ist und der weitaus größte Teil des Koks an sich im Verdampfer absetzt. Die Reinigung der Kolonne erfordert jetzt nur noch 3 Tage.

c) Polymerisation

Die Ausbeuten bei der Polymerisation betragen jetzt etwa 50 % bezogen auf eingesetztes Paraffin bei einer Viskosität von 5,8 bis 5,9 B° bei 100°C. Im folgenden wird ein Vergleich von Ausbeuten und Eigenschaften der früher und jetzt erhaltenen Produkte gegeben (vergleiche Aktennotiz v.12.8.47)

Ausbeuten in % bezogen auf Gesamtansatz

Krackstufe	12.8.47	21.2.47
Olefine	78,5	76,5
Krankrückstand	0,5	0,5
Gas und Verlust	20,9	23
Endprodukte		
Dicköl	37,3	52
Heißdampfzylinderöl	9,7	7,4
Vorlauföl aus Heißdampfzylinderöl	3,4	3,0
Vorlauföl	26,1	12,1
Verlust	2,1	2,0
Dicköl + Heißdampfzylinderöl	47,0	59,4

Eigenschaften der Endprodukte

Dicköl		
B ₅₀	37,75	41,6
B ₉₉	5,54	5,85
V.I.	118	116
Flammpunkt °C	328	319
Stockpunkt °C	-29	-34
Comradsonstest	0,12	0,2
Heißdampfzylinderöl		
B ₁₀₀	9,0	8,5-9,0
Flammpunkt	315°	314-317
Stockpunkt	-26	-24

-4-

- 4 -

000321

Nach einer Mitteilung von Herrn Dr. Baumelster ist es möglich, durch getrennte Polymerisation der leichten und schweren Anteile der Olefine zu weitaus höheren Viskositäten im Endprodukt zu kommen, als es bei einer Polymerisation der Gesamtolefine möglich ist.

Schwierigkeiten ergeben sich im Betrieb noch durch Korrosionen in den Waschbehältern für das Polymerisat und in den Zentrifugen. Diese sollen dadurch behoben werden, daß sämtliche Waschkessel ausgemauert und die Zentrifugen teils durch Gummierung der stehenden Teile und teils durch Lackierung der bewegten Teile geschützt werden.

Abschließend stellte Herr Dr. Ringer fest:

- 1) Die Versuche zur Erweiterung der Rohstoffbasis sollen vor- dringlich weiter betrieben werden (Dr. Baumelster-Hochdruck- versuche)
- 2) In der Krackstufe werden jetzt die Ausbeuten erreicht, wie sie im Oppau vorliegen. Es soll jetzt alles daran gesetzt werden, die vorgesehene Sollproduktion von 18.000 to Schweröl zu erreichen unter der Voraussetzung, daß die Rohstoffbasis durch Einbeziehung von Krüllgatschen er- weitert wird.
- 3) Hinsichtlich der Polymerisation sollen die Versuche zur Erhöhung der Viskosität des Dicköls weiter fortgesetzt werden, um evtl. Forderungen auf höhere Viskositäten erfüllen zu können. Dabei sollen sowohl die oben angeführten Be- obachtungen Dr. Baumelsters bei der Polymerisation einzelner Fraktionen wie auch die Versuche mit Naphthalinansatz weiter verfolgt werden.

Dr. Freuge

als in Oppau vorliegen. Es soll jetzt alles daran gesetzt werden, die vorgesehene Zellproduktion von 18.000 t Schmieröl zu erreichen unter der Voraussetzung, daß die Rohstoffbasis durch Einbeziehung von Erdölgasen erweitert wird.

- 3) Hinsichtlich der Polymerisation sollen die Versuche zur Erhöhung der Viskosität des Dicköls weiter fortgesetzt werden, um evtl. Forderungen auf höhere Viskositäten erfüllen zu können. Dabei sollen sowohl die oben angeführten Beobachtungen Dr. Baumsterns bei der Polymerisation einzelner Fraktionen wie auch die Versuche mit Naphthalinsulfat weiter verfolgt werden.

ev. Traupe

TITLE PAGE

2. Separation of propylene and propane mixtures.

Frame Nos. 335 - 336

Akte 2011

Betrifft: Trennung von Propylen-Propen-Gemischen.

Vergleich zwischen Destillation und Absorptionsverfahren für ca. 24 000 t/a Propylen

Nach dem Vorschlag von Leuss (Bericht Nr. Orlicak vom 15.3.43) wird die Trennung der beiden Komponenten durch eine Destillation in Verbindung mit einer Kältepumpe als vorteilhaft empfunden. Der Energie- und Stromverbrauch errechnet sich dabei aufgrund der theoretischen Untersuchung als so günstig, dass die Trennungskosten in dem genannten Bericht - allerdings ohne Personalkosten - mit 0,1- bis zu 1,00 je 100 kg Propylen, bei einem Anlagewert von ca. 1 Mio Mk anzuhaben werden.

Ein zweites Trennungsverfahren wurde von Dr. Häuber, up in einer Versuchsanlage durch Auswaschen des Propylenanteils mit einer Äthylaminhaltigen Kupferlauge im halbbatchweisen Betrieb erprobt. Als Trennungskosten wurden für dieses Verfahren von Dr. Häuber vorläufig 0,12 je 100 kg rein Propylen genannt.

Diese für beide Verfahren angegebenen Trennungskosten sind jedoch auf verschiedener Grundlage aufgestellt und nicht vergleichbar. Im folgenden soll deshalb eine Gegenüberstellung der statistischen auf vergleichbarer Grundlage vorgenommen werden. In dem beiden Verfahren ist vornehmlich folgendes zu beachten:

I. Destillationsverfahren. Dieses Verfahren ist zu sich hinweisen, da es liegen die Dampfdruckkurven der beiden Komponenten für eine technische Destillation ungefährlich nahe beieinander (z. B. Siedepunktdifferenz bei 1 ata bzw. ca. 7° bei 1 ata). Dies macht auch verhältnismäßig hohen Rücklauf (30:1) und eine große Bodenschicht (23 theoretisch, effektiv 150) der Kolonnen erforderlich. Die von Dr. Orlicak benötigten Kapazitäten für Propylen stellen bei den in Betracht kommenden Druckverhältnissen recht gut mit amerikanischen Leistungen (zusammengestellt vom Technischen Institut, Dr. Kling, vom 7.8.43) überein. Die Zahlen gehen darüber hinaus vorläufigen Charakter C) durch eigene Rechnungen 1943 überprüft werden.

Für den vorliegenden Vergleich werden insbesondere die von Dr. Orlicak benutzten theoretischen Grundlagen und die daraus ermittelte Bodenschicht und das Rücklaufverhältnis übernommen. Die von Dr. Häuber vorgesehene Vorrichtung der Kältepumpen durch eine Verdampfung, welche eine Reinigung der Kolonnen der höheren Kohlenwasserstoffe durch eine Destillation wahrscheinlich in den meisten Fällen erforderlich ist. Wird unterhalb aufgeführt, aber bei dem vorgenannten Vergleich durch die Destillation übernommen. Durch die Erhaltung der niedrigen Temperatur von 1. oder 2. Druckstufe der Kolonne wird der mittlere Einsatz betriebl. daß bei dem sehr geringen Temperaturfall in dem System im Mittel geringer Verschmutzung der Kältepumpen zu berücksichtigen auftreten können. Zur Sicherung eines ausreichenden Betriebsbetriebs sind darüber hinaus Kältepumpen an den Verdampfern bei den Kolonnen vorgesehen.

Es ist nach dem auf einzuweisen, daß die Destillation der Propylen vollständig in der Anlage sein. In dem nachfolgenden Bericht wird die

durch im dehydrierten Gas aufzusuchen. Bei entsprechender Größe bereits können evtl. die C₄-Anteile durch die Kälte bis auf ein bestimmtes Maß entfernt werden.

In dem geringen Temperaturunterschied zwischen den beiden Stoffen besteht eine Gefahr für eine weitere Trennung gesehen werden, da naturgemäß geringe Durchschneidungen des Gleichgewichts auf den Kolonnenböden vorliegen. Die Einschaltung einer Kältepumpe mit einer als willkommenes Organ angesehen werden, um solche Überkreuzungen zu vermeiden. Durch gleichbleibende Temperatur der Kältepumpe (auf einem Wasser) ist auch die Unveränderlichkeit der verdampften Propylenmenge und damit die konstant bleibende Verdampfung in der Anlage gewährleistet.

Nach Angaben des elektrischen Betriebes ist - abgesehen von unberücksichtigbaren Störungen im Netz, besonders bei Frostwetterlagen - normalerweise mit Änderungen der Periodenzahl von 0 min pro 10 h zu rechnen. Es seien dieselben für Oppau allerdings wesentlich höher. Mit der angegebenen Zahl errechnet sich bei 1 ata eine durchschnittliche stündliche Druckänderung von 0,003 at bzw. eine Temperaturänderung von 0,1°. Bei einem Temperaturunterschied von 7° zwischen Kopf und Fuß bedeutet dies unter Voraussetzung linearer Temperaturverlaufes eine atmosphärische Temperaturverlagerung von 3,11 der Böden. Dies kann als zulässig angesehen werden, jedoch bedarf die Frage der physikalischen Eigenschaften der Stoffe bei der Destillation mit Kältepumpe besondere Beachtung.

Um beim Abfahren evtl. unvollständig destilliertes Propylen wieder zurückgeben zu können, wurden in der Destillation Rückbehälter für 1 t Propylen vorrat aufgenommen. Ferner wurde über die von Leuss vorgesehene Apparatur (bzw. Energiebedarf) hinaus eine Kälte- oder Kälteerzeugungs Vorrichtung vorgesehen, um den von Leuss als vorteilhaft empfundenen Betrieb bei 0,1 ata mit einer Kondensatortemperatur von 10° bis 15° Kälte bei höherem Druck in der Destillation (beispielsweise bei 10 ata) nicht durch diese Kälteanlage zwar vermeiden, jedoch werden durch die Kolonnen etc. thurer.

Die Destillationsanlage liefert das Propylen in 100%iger bzw. 99%iger den Angaben des genannten Berichtes wird eine Destillation bei 0,1 ata ein Propylengehalt von 0,5 % in Propylen durchgeföhrt, das sich als sehr reichhaltig angesehen werden kann. Durch dessen Abtrennung nach der im Rohgasgemisch enthaltenen leichtflüchtigen Bestandteile abgetrennt werden, die sich durch einfaches Stabilisieren durch ein leichtflüchtiges Mittel abtrennen lassen werden. Die betragen nach Anlage 2 beispielsweise 1,4 % . Auch für die schwerflüchtigen Komponenten (Propen) kann angenommen werden, daß die Trennung bis auf einen Gehalt von 0,5 % Propen durchgeföhrt werden kann. Als Verunreinigungen können hierzu die von der Kälte nicht aufgenommenen C₄-Anteile, die nach Anlage 2 beispielsweise über 6 Gew. % betragen.

II. Waschverfahren. Das Verfahren beruht auf der selektiven Absorption von Propylen in Äthylaminhaltiger Kupferlauge. Weitere Angaben über dieses Verfahren sind enthalten in den technischen Berichten Nr. 117 und 120 der Stl. Abt. Op. Verfähe Dr. Fr. Sinaler, Kolonnenprojekt Vers. Op. 120/220 vom 13.8., 8. und 14.3.1943. Sie wurden durch Dr. Orlicak mitgeteilt von Dr. Häuber ergänzt. Die dem Bericht betreuenden Angaben werden in der

Abtrennen lassen werden. Die betriebsbereite Anlage 6 betriebsbereit 1,44 %
 Auch für die schwerflüchtige Komponente (Propyl) kann angenommen werden,
 daß die Trennung bis auf einen Gehalt von 0,2 % Propylen durchgeführt
 werden kann. Als Verunreinigungen können hierzu noch 1 % von der Trennung
 nicht aufgenommenen C_2 -Anteile, die nach Anlage 6 betriebsbereit über
 6 Gew. % betragen.

II. Waschverfahren. Das Verfahren beruht auf der selektiven Löslichkeit
 von Propylen in Äthylaminhaltiger Kupferlauge. Die Details über die-
 ses Verfahren sind enthalten in den Patenten Dr. 112, 117 und 118
 der Stl. Abt. Op., Versuche r. r. Linde, Kohlenwasserstoff Vers. 128/229
 vom 13.8., 6. und 12.5.1943. Sie wurden durchmündliche Mitteilungen von
 Dr. Häuber ergänzt. Die dem Stofflad betreffenden Angaben werden in der

Anlage 8 übernommen.

In der Kalkulation wurde angenommen, daß 1 m³ Kupferlauge 5 m³ C_2H_6
 bei 20-25°C und ca. 10 ata aufnehmen. Das nicht absorbierte Restgas ver-
 läßt die Kupferlauge mit ca. 10 ata. Es besteht in der Hauptsache
 aus Propan und Wasserstoff und wird zur Gewinnung des Rückpropans auf
 ca. 40 ata komprimiert. Hierauf wird es zuerst mit Rückkühler und
 dann mit Sole auf +5° gekühlt, wobei der Hauptteil des Propans konden-
 siert. Der Wasserstoff und das Methan gehen zum noch weitergehenden Aus-
 waschung des entsprechend weissen Teildruck mitgetragenen Propans über
 eine Ölwäsche.

Das Propylen wird durch Stufenentspannung und Erwärmung auf 35-45° auf
 ca. 95 Vol.-%iges Gas (vgl. Anlage 6) gewonnen. Sofern Propylen flüssig
 benötigt wird, muß es anschließend noch komprimiert und kondensiert wer-
 den, vgl. Apparateverzeichnis Anlage 8. Die Kosten dieser Verflüssigung
 wurden in die vergleichbaren Kostensummen 1, 4 und 5 aufgenommen.

Bemerkungen zur Kalkulation. Wegen der verschiedenen Zusammensetzung
 des Rückpropans bei der Destillation und beim Waschverfahren (vgl. An-
 lage 6) muß für eine vergleichende Beurteilung bei der Verfahren eine
 Annahme über eine vergleichbare Stoffbilanz getroffen werden. Das
 Rückpropan vor der Dehydrierung zusammen mit dem Frischpropan wieder
 eingesetzt wird, was auch die Dehydrierstufe (Verfahren Dr. 112 bei
 Dr. Conrad) in diese Stoffbilanz einbezogen werden. Aus den genannten
 Gründen wurde in Anlage 7, eine vergleichbare theoretische Stoffbilanz
 aufgestellt. Sie wurde mit dem Einsatz von reinem Frischpropan, in die Ri-
 gen aber mit den Ausbeuten und Umsätzen der betreffenden Verfahrensbetrie-
 be berechnet. Zur Bemessung der Apparaturen und Trennungskosten dienten
 die Unterlagen aus der Stoffbilanz mit dem wirklich verwendeten Einsatz-
 gas (Anlage 6).

Als Ausbeute für die Dehydrierung wurde 97,3 kg C_2H_4 im Spaltgas (d. i.
 91,4 % der Theorie) angenommen. Ferner wurde für Anlage 7 in Überein-
 stimmung mit Anlage 8 unterstellt, daß bei der Destillation 0,2 % C_2H_6
 bei der Kupferlaugewäsche 1,09 % C_2H_6 , entsprechend 97,4 % Ausbeute der
 Cu-Lauge-Wäsche, in das Rückpropan übertritt und verloren gehen. Da-
 rüber hinaus wurde in beiden Fällen ein Undichtigkeitsverlust von 0,5 kg
 C_2H_4 in der Kompression und übrigen Apparatur angenommen. Weiterhin wur-
 de für den Vergleich unterstellt, daß mit dem Reinspropylen bei beiden
 Verfahren je 100 kg Frischpropan 0,8 kg Propan in der Weiterverarbeitung
 verloren gehen bzw. in das Endprodukt übertritt. Beim Waschverfahren
 wurde außerdem angenommen, daß das über den Propangehalt bei der Destil-
 lation hinaus mit dem 95%igen Propylen abziehende Propan (4 kg C_2H_6 je
 100 kg eingesetztes Frischpropan) vom Verbraucher durch irgend ein Trenn-
 verfahren zurückgewonnen und mit dem Rückpropan vor der Dehydrierung
 wieder eingesetzt wird, vgl. Anlage 7. In beiden Fällen wurde die Ver-
 arbeitung von 28 000 Jato reinem Frischpropan vor der Dehydrierung su-
 grundgelegt. Die stündliche Leistung ergibt sich mit diesen Annahmen
 bei Verfahren I zu 2780 kg C_2H_4 , bei Verfahren II zu 2763 kg C_2H_4 , 100%ig
 gerechnet.

Bei der Ermittlung der Trennungskosten wurden die Personalkosten wie in
 einem mitteldeutschen I. d. -Werk eingesetzt. Die Energiepreise wurden
 ebenfalls für einen mitteldeutschen Standort mit ähnlichen Energiever-
 hältnissen angenommen und zwar:

Strom	RM 2.- / kWh; Dampf (Mischpreis)	RM 2.20 / t
Wasser	RM 1.20 / m ³ ; Heizgas	RM 6.- / 1000 kcal

Die Kalkulation der Dehydrierung, Verfahren Dr. Conrad, Dr. Lohel, ist an-

Notiz Büro Sparte I vom 18.5.43, in welcher die Kompression und Ölwäsche
 mitgerechnet waren, wurde für den vorliegenden Zweck auf vergleichbarer
 Grundlage umgerechnet (Anlage 1), um den Einfluß der Kompression und
 Ölwäsche getrennt zu überschauen. Ein Posten für Unvorhergesehenes wurde
 nur bei der Dehydrierstufe in die Kalkulation aufgenommen.

Ergebnis der vergleichbaren Kalkulation. Das Ergebnis der Kalkulation
 ist im Einzelnen aus den Anlagen 1 bis 5 ersichtlich. Die Anlagekosten
 enthalten außer den Beträgen für Apparatur und Gebäude einen Anteil von
 ca. 20% für allgemeine Anlagen, Kanalisation, Geländeaufbereitung, Ab-
 schluß usw., jedoch keine Energieanlagen. Die Umarbeitungskosten setzen
 sich aus den Fabrikationskosten und Chemikalienkosten jedoch ohne Propyl-
 kosten zusammen und beziehen sich auf je 100 kg Reinspropylen in ca.
 99,8 bzw. 95 %igem Propylen hinter der Destillation bzw. Kupferlauge-
 Wäsche.

	I. Destillation		II. Waschverfahren	
	Anlage- kosten ca. Mio RM	Um-arbei- tungskost. RM / kg C_2H_6	Anlage- kosten ca. Mio RM	Um-arbei- tungskost. RM / kg C_2H_6
Dehydrierung (Dr. Conrad) ohne Kompression und Ölwäsche	4.90	11.92	4.90	12.06
C_2H_4 -Hydrierung	0.04	0.35	0.04	0.34
A-Kohle-Anlage	0.06	0.21	0.06	0.22
Kompression des Spalt- gases	0.90	1.96	0.73	1.31
Kompression des Rück- propans	-	-	0.55	6.91
Gasführung und Kon- densation	0.51	0.74	0.45	0.64
Ölwäsche für H_2 etc.	0.35	0.64	0.35	0.72
Destillation bei 9 ata	1.64	3.10	-	-
Cu-Lauge-Wäsche	-	-	1.36	2.48
einmalige Füllung Cu-Lauge	-	-	0.70	
3a. I fl., II gasf.	8.62	18.86	8.78	18.88
zusätzliche Propylen- verflüssigung	-	-	0.51	4.06
3a. Gesamt I. und II. flüssig	8.62	18.86	9.29	19.55

Der Propanverbrauch in der Dehydrierung je 100 kg gewonnenes Reinspropylen
 nach Abtrennung des Rückpropans beträgt nach Anlage 7 beim Ver-
 fahren I 116,8 kg, beim Verfahren II 112,2 kg. Eine Gutschrift für das

Dehydrierung (Dr. Conrad)				
ohne Kompression und Ölwäsche				
	4.90	11.92	4.90	12.00
O_2H_2 -Hydrierung	0,04	0,35	0,04	0,34
A-Kohle-Anlage	0,08	0,31	0,08	0,22
Kompression des Spaltgases	0,99	1,98	0,72	1,31
Kompression des Rückpropans	-	-	0,35	0,91
Gaskühlung und Kondensation	0,51	0,74	0,48	0,64
Ölwäsche für H_2 etc.	0,35	0,64	0,35	0,72
Destillation bei 9 ata	1,84	3,10	-	-
Cu-Lauge-Wäsche	-	-	1,36	1,45
einmalige Füllung Cu-Lauge	-	-	0,30	
Sa. I fl., II gasf.	8,62	18,66	8,75	18,58
zusätzlich Propylenverflüssigung	-	-	0,51	0,85
Sa. Gesamt I. und II. flüssig	8,62	18,66	9,26	19,43

Der Propanverbrauch in der Dehydrierung je 100 kg gewonnenes Reinepropylen nach Abtrennung des Rückpropans beträgt nach Anlage 7 beim Verfahren I 116,8 kg, beim Verfahren II 118,2 kg. Eine Gutschrift für das

Restgas bei der Dehydrierung, das hinter der Ölwäsche die Apparatur verläßt, wurde in die Kalkulation nicht eingesetzt.

In der Destillationsanlage bei 9 ata ist eine Kälteanlage mit 0,25 Mio RM enthalten, deren Notwendigkeit sich aus Anlage 6 ergibt. Durch Erhöhung des Betriebsdruckes der Destillation auf 13 ata kann die Kälteanlage weggelassen werden. Durch den höheren Druck verteuert sich aber die Apparatur um 0,12 Mio RM, so daß die Anlagekosten für die Destillation in diesem Fall 1,71 Mio RM betragen.

Zusammenfassung. Die Anlage- und Betriebskosten liegen für das Waschverfahren nur unwesentlich höher als beim Destillationsverfahren. Das Destillationsverfahren liefert je nach der Reinheit des Frischpropans bzw. der Zusammensetzung des Spaltgases ein bis zu 99,5%iges Propylen, während beim Waschverfahren zunächst nur ein ca. 95%iges gasförmiges Propylen zu gewinnen ist, das notwendingenfalls durch Komprimieren nach verflüssigt werden muß.

Die hauptsächlichsten Kalkulationsergebnisse für verflüssigtes Propylen sind folgende:

	I. Destillationsverfahren	II. Waschverfahren
Anlagekosten der Dehydrierung	4,9 Mio RM	4,9 Mio RM
Anlagekosten der Trennanlagen bis Propylen fl.	3,72	4,39 *)
Dehydrierkosten je 100 kg C_3H_8	RM 11,92	12,00
Trennkosten (je 100 kg C_3H_8 flüssig)	RM 6,92	7,47
Propankosten je 100 kg C_3H_8 (beispielsw. à RM 30,- x kg)	RM 30,04	30,00
Gestehpreis je 100 kg Reinepropylen z.B.	RM 53,88	54,99

Zum Schluß ist noch zu bemerken, daß das Waschverfahren in halbertechnischen Maßstab bereits erprobt ist, während das Destillationsverfahren sich zunächst auf rechnerische Ermittlungen stützen muß, die allerdings nach einer noch versuchsweisen Nachprüfung der Dampfdruckkurve, des Verfahrens als gut begründet angesehen werden dürfen. Jedoch sei noch darauf aufmerksam gemacht, daß die vorläufig angenommene Belastbarkeit der Kolonnen übereinstimmend mit Fußnote 7, S. 7 des Berichtes von Dr. Orlicek, unter höheren Drücken in einer Versuchskolonnen noch geprüft werden muß.

*) (Einschließlich 0,3 Mio RM für einmaligen Aufwandsbeitrag).

- § Herrn Dir. Dr. Müller-Conrad
- Dir. Dr. Goldberg
- Dr. Nietzel
- Dr. F. Winkler
- Dr. Häuber
- Dr. Hirschbeck
- Dr. Kreyer

Propandehydratierung, Verfahren Dr. Wietzel, Dr. Genrad
Vorkalkulation der Herstellungskosten

je 100 kg Reinspropylen im Endprodukt nach der Destillation bei einer Produktion von 24 000 Jate Reinspropylen.

Zur Ermittlung der Betriebskosten für die Dehydratierung wurden die Unterlagen der Kalkulation Büro Sparte I vom 18.6.43 mit den neu angenommenen Vergleichsunterlagen umgerechnet und auf den heutigen Stand gebracht. Die Waschkosten wurden bei der Dehydratierung abgesetzt und in den Kosten der Glasecke verrechnet.

Chemikalien (lt. Aktennotiz Büro Sparte I vom 18.6.43):

	Menge je 100 kg	Preis je 100 kg	Kosten je 100 kg C ₃ H ₆
Kontakt	0,76 kg	RM 200.-	RM 151,60
Chemikalienkosten			RM 151,60
Personalkosten, Werkgemeinkosten, Steuern			1,42
Energien: Strom	21 kWh		1,42
Dampf	162 kg	RM -0,36	-0,58
Süßsch.f. Abhltsdampf	72 kg	-0,16	-0,11
Heißgas	210 m ³		2,40
Wasser	235 m ³		-1,10
Reparaturen			1,53
Amortisation			1,97
Verzinsung und Feuerschutz			1,27
Chemikalienkosten			RM 8,90
Unverhergesehenes, 10% der Spesen			2,13
Umarbeitungskosten je 100 kg Reinspropylen (Verfahren I)			11,92

Die stündlichen Betriebskosten bzw. Umarbeitungskosten betragen somit bei einer Erzeugung von 2780 kg/h Reinspropylen RM 331,20. Die gleichen stündlichen Betriebskosten treten bei gleichem Propandehydrat nach dem Verfahren II mit nachgeschalteter Cu-Lauge-Anlage auf. Da beim Verfahren II eine Reinspropylenmenge von 2745 kg/h hinter der Waschanlage gewonnen wird, so ergeben sich die

Umarbeitungskosten je 100 kg Reinspropylen zu RM 12,08

Anlage 2 Propylen-Propantrennung mittels Destillation
Vorkalkulation der Trennungskosten pro 100 kg C₃H₆

Chemikalien	Menge je 100 kg	Preis je 100 kg	Kosten je 100 kg C ₃ H ₆
A-Kohle	0,021 kg	RM 100.-	RM -0,02
Hydrierkontakt	0,038 "	" 800.-**)	" -0,30
paraffin. Mittelöl (Waschöl)*)	0,087 "	" 20.-	" -0,02
Chemikalienkosten			RM -0,30
Fabrikationskosten			
Personalkosten, Werkgemeinkosten, Steuern, Verkehrskosten			RM -0,68
Energien: Strom ungefähr 97 kWh			1,94
Dampf	87 kg		-0,19
Wasser	22,5 m ³		-0,27
Preßluft			-0,01
Reparaturen			1,17
Amortisation			1,20
Verzinsung und Feuerschutz			-0,28
Chemikalienkosten			RM 6,62
			RM -0,30
			RM 6,32

Anlage 3 Propylen-Propantrennung mittels Kupferlaugewäsche
Vorkalkulation der Trennungskosten pro 100 kg C₃H₆

Chemikalien	Menge je 100 kg	Preis je 100 kg	Kosten je 100 kg C ₃ H ₆
Cu-Lauge	0,15 kg	RM 200.-	RM -0,30
A-Kohle	0,021 "	" 100.-	" -0,02
Kontakt f. C ₃ H ₆ -Hydrierung	0,038 "	" 800.-**)	" -0,30
H ₂ O	0,125 "	" 8.-/kg H ₂ O	" -0,01
Ku-Lauge 50%ig	0,146 "	" 4,08	" -0,01
Waschöl*)	0,087 "	" 20.-	" -0,02
Chemikalienkosten			RM -0,70
Fabrikationskosten			
Personalkosten, Werkgemeinkosten, Steuern, Verkehrskosten			RM -0,71
Energien: Strom	70 kWh		1,50
Dampf	102 kg		-0,52
Wasser	20 m ³		-0,36
Preßluft			-0,01
Reparaturen			1,42
Amortisation			1,41
Verzinsung und Feuerschutz der Anlage, der Cu-Lauge			1,06
Chemikalienkosten			RM 6,77
			RM -0,70
			RM 6,07

*) Wegen der vorgeschalteten A-Kohle-Anlage konnte der Waschölbedarf niedrig angenommen werden.
 **) Vorläufiger Preis

Apparaturen
 Amortisation
 Versicherung und Feuerschutz der Anlage,
 der Cu-Lauge
 Chemikalienkosten

1.44
 1.41
 1.06
 -1.08
 6.77
 -1.70
 5.07

*) Wegen der vorgeschalteten A-Kohle-Anlage konnte der Waschbedarf niedrig angenommen werden.
 **) Vorläufiger Preis

Büro Sparte I

Anlage 1

Propylen-Propantrennung mittels Destillation

Schätzung der Anlagekosten zur Gewinnung von 24000 Jato C₃ in 95%igen
 verflüssigten Propylen aus drucklosem Spaltgas der Dehydrierung
 einschl. C₂H₂-Hydrierung und A-Kohle-Anlage

2 Kontaktofen für C ₂ H ₂ -Hydrierung je 2 m ³ Inhalt	RM 18 000.-
3 Kompressoren je 3000 m ³ /h auf 15 atd mit Getriebe, für Spaltgas	335 000.-
3 Motoren 350 kW, n = 1000	66 000.-
3 A-Kohletürme 1200 Ø, 10 m ³ Inhalt	30 000.-
1 Kühler zum verflüssigen des verdichteten Propen-Propylengases	15 000.-
2 Hochdruckkolonnen 2400 Ø, 9 atd Betriebsdruck	400 000.-
6 Umlaufverdampfer je 700 m ² Heizfläche	800 000.-
6 Umwälzpumpen zu den Verdampfern	42 000.-
6 Motoren je 12 kW, n = 2900	16 000.-
1+1 Turbokompressoren z. Verdichten von stündl. 90 t C ₃ H ₆ von 9 atd auf 11,6 atd	100 000.-
1+1 Motoren 720 kW, n = 2900/min	50 000.-
1 NH ₃ -Kältemaschinen-Anlage 550 000 kcal/h	100 000.-
1 Kühler z. Verflüssigen des Rücklaufes 200 m ²	20 000.-
1+1 Kaltwasserkreiselpumpen je 65 m ³ /h	3 000.-
1+1 Motoren 4 kW, n = 1450	2 000.-
2+1 Kreiselpumpen je 90 m ³ /h auf 30 m	5 000.-
2+1 Motoren 9 kW, n = 2850	4 000.-
6 Lagerbehälter 12 m ³ Inhalt, 12 atd	60 000.-
1 Rohrsystem mit Ringfüllung für Ölwäsche	15 000.-
1+1 Kreiselpumpen je 3 m ³ auf 30 m	2 000.-
1+1 Motoren je 2 kW, n = 2850	2 000.-
1 Wärmetauscher vor dem Ausstreiber, 1 Kühler für Waschöl	6 000.-
2 Lagerbehälter für Waschöl à 10 m ³	12 000.-
1+1 Presspumpen 300 l/h auf 40 atd für Waschöl	10 000.-
1+1 Motoren je 2 kW, n = 2850	4 000.-
1 Ausstreiber z. Austreiben des Rückpropans	10 000.-
	RM 1753 000.-
bautechnische Beihilfe, elektr. Installation, Rohrleitungen, Meßinstrumente, Unverhergesehenes	720 000.-
Gebäudekosten	RM 2 480 000.-
	704 000.-
Allgemeine Anlagen	RM 3 184 000.-
	646 000.-
	RM 3 840 000.-

Büro Sparte I

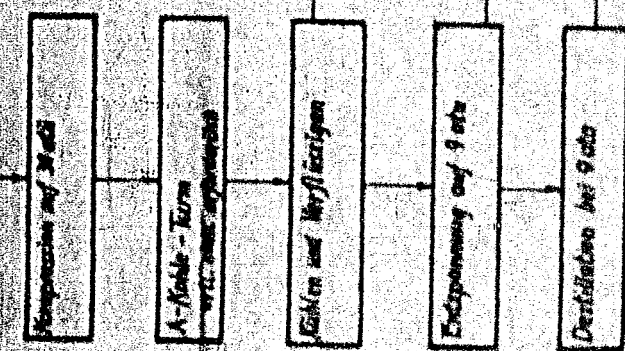
Anlage 2

Propylen-Propantrennung mittels Kupferlaugewäsche

Schätzung der Anlagekosten zur Gewinnung von 24 000 Jato C₃ in 95%igen
 verflüssigten Propylen aus drucklosem Spaltgas der Dehydrierung
 einschl. C₂H₂-Hydrierung und A-Kohle-Anlage

2 Kontaktofen für C ₂ H ₂ -Hydrierung je 2 m ³ Inhalt	RM 18 000.-
3 Kompressoren je 3000 m ³ /h auf 15 atd mit Getriebe, für Spaltgas	335 000.-
3 Motoren 350 kW, n = 1000	66 000.-
3 A-Kohletürme 1200 Ø, 10 m ³ Inhalt	30 000.-
2 Waschtürme 1400 Ø mit Raschigringfüllung (für Cu-Lauge)	60 000.-
2 Wärmetauscher je 60 m ² für Cu-Lauge	30 000.-
2 dampfbeheizte Cu-Lauge-Erhitzer je 7 m ²	12 000.-
2 Kühler je 360 m ² für Cu-Lauge	36 000.-
2 Entspannungstürme für 3 atd für Cu-Lauge	12 000.-
2 " " " 1 atd	12 000.-
2 " " " 0,3 atd	12 000.-
2 " " " 0,1 atd	12 000.-
2+1 Kreiselpumpen für 175 m ³ /h Cu-Lauge	11 000.-
2+1 Motoren 180 kW, n = 1450/min	39 000.-
3 Vakuumumpen	135 000.-
3 Motoren 150 kW, n = 1450	60 000.-
3 " " " 115 " , n = 1450	48 000.-
3 " " " 40 " , n = 1450	15 000.-
1 Waschturm 850 Ø, 5500 hoch offen, und ausgebaut für H ₂ SO ₄ -Wäsche	6 000.-
1+1 Kreiselpumpen 6 m ³ /h auf 10 m	2 000.-
1+1 Motoren 2 kW, n ₃ = 1450	2 000.-
1 Gasometer 3000 m ³ Inhalt für Reinspropylen	100 000.-
2 Lagerbehälter für Cu-Lauge je 60 m ³	30 000.-
1+1 Kompressoren 3500 Nm ³ /h von 11 atd auf 40 atd für Rückpropen	90 000.-
1+1 Motoren 250 kW, n = 1000	40 000.-
3 Kühler je 200 m ² vor der Ölwäsche	36 000.-
3 " " " je 150 m ²	14 000.-
1 Rohrsystem mit Ringfüllung (Ölwäsche)	23 000.-
1+1 Kreiselpumpen 3 m ³ /h auf 30 m	2 000.-
1+1 Motoren je 2 kW, n = 2850	2 000.-
1 Wärmetauscher vor dem Ausstreiber	15 000.-
1 Kühler für Waschöl	12 000.-
1+1 Presspumpen 3000 l/h auf 40 atd für Waschöl	10 000.-
1+1 Motoren 10 kW, n = 1000	4 000.-
1 Ausstreiber z. Abtreiben des Rückpropans	10 000.-
1 Kältewaschanlage für 350 000 kcal/h	120 000.-
1+1 Kompressoren je 2000 Nm ³ /h auf 20 atd zur C ₂ H ₆ -Verflüssigung	130 000.-
1+1 Motoren 250 kW, n = 1000	38 000.-
1 Kondensator	7 000.-
2 Lagerbehälter je 12 m ³ , 12 atd	68 000.-
2 Lagerbehälter à 10 m ³ für Waschöl	10 000.-
	RM 1 781 000.-
bautechn. Beihilfe, elektr. Install., Rohrleitungen, Meßinstrumente, Unverhergesehenes	207 000.-
	RM 1 988 000.-
Gebäudekosten	720 000.-
	RM 2 708 000.-
Allgemeine Anlagen	712 000.-

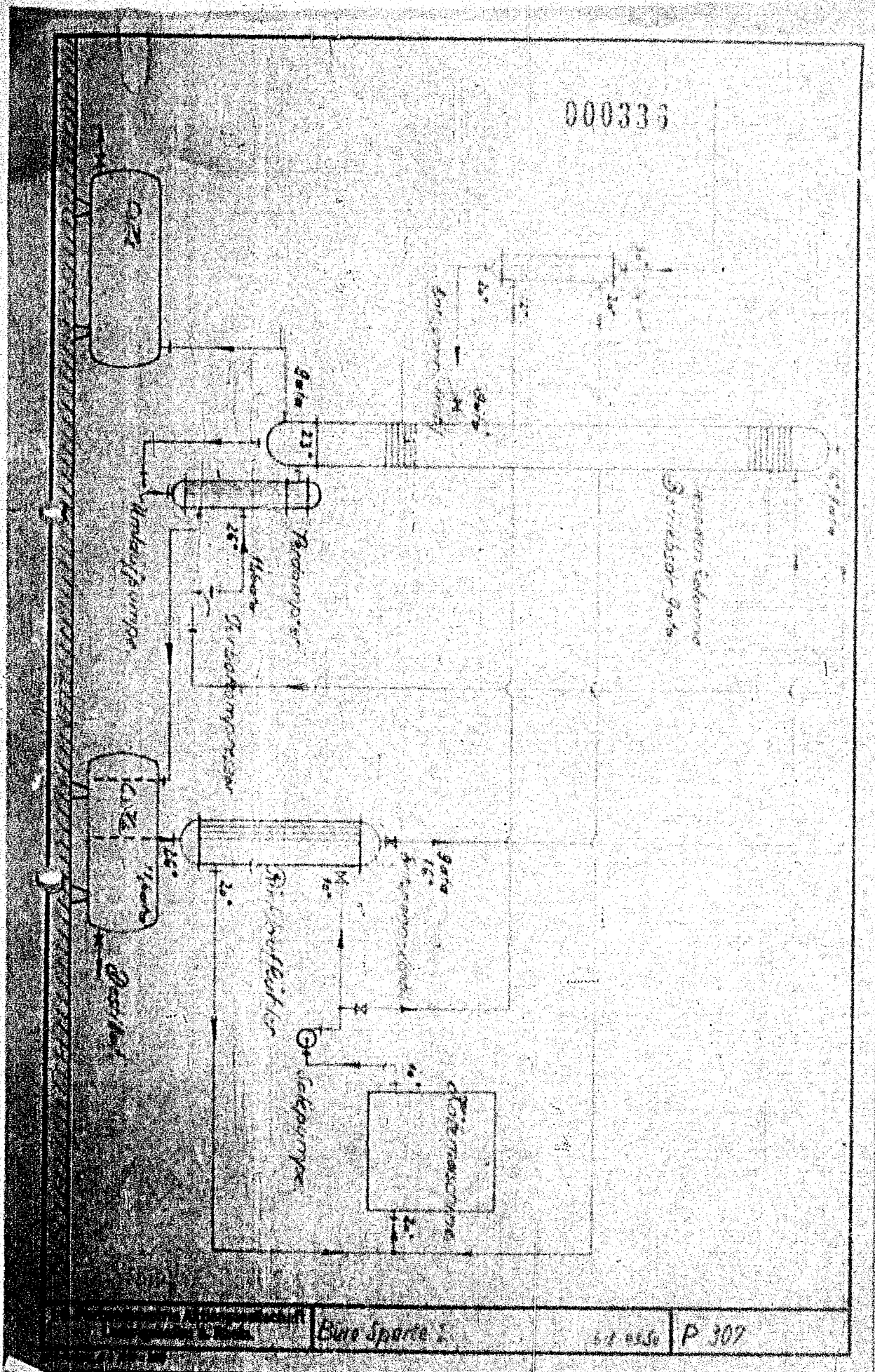
1. 100
 2. 100
 3. 100
 4. 100
 5. 100
 6. 100
 7. 100
 8. 100
 9. 100
 10. 100
 11. 100
 12. 100
 13. 100
 14. 100
 15. 100
 16. 100
 17. 100
 18. 100
 19. 100
 20. 100
 21. 100
 22. 100
 23. 100
 24. 100
 25. 100
 26. 100
 27. 100
 28. 100
 29. 100
 30. 100
 31. 100
 32. 100
 33. 100
 34. 100
 35.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



Propylen 96,25 g, flüssig *)

K	85,5	100,0	117,0
C	1,2	1,3	1,5
H	14,3	15,7	18,5
O	0,0	0,0	0,0
N	0,0	0,0	0,0
S	0,0	0,0	0,0
Cl	0,0	0,0	0,0
Br	0,0	0,0	0,0
I	0,0	0,0	0,0
As	0,0	0,0	0,0
Sb	0,0	0,0	0,0
Bi	0,0	0,0	0,0
B	0,0	0,0	0,0
Al	0,0	0,0	0,0
Fe	0,0	0,0	0,0
Ni	0,0	0,0	0,0
Cu	0,0	0,0	0,0
Zn	0,0	0,0	0,0
Mg	0,0	0,0	0,0
Mn	0,0	0,0	0,0
Pb	0,0	0,0	0,0
Ag	0,0	0,0	0,0
Au	0,0	0,0	0,0
Ca	0,0	0,0	0,0
Na	0,0	0,0	0,0
K	0,0	0,0	0,0
Li	0,0	0,0	0,0
Be	0,0	0,0	0,0
Mg	0,0	0,0	0,0
Al	0,0	0,0	0,0
Si	0,0	0,0	0,0
P	0,0	0,0	0,0
S	0,0	0,0	0,0
Cl	0,0	0,0	0,0
Br	0,0	0,0	0,0
I	0,0	0,0	0,0
B	0,0	0,0	0,0
C	0,0	0,0	0,0
N	0,0	0,0	0,0
O	0,0	0,0	0,0
F	0,0	0,0	0,0
He	0,0	0,0	0,0

*) Nach Propylen erhaltene geringe Mengen Kohlenwasserstoffe für Molekulargewicht & Siedepunkt



TITLE PAGE

3. Lecture of Dr. M. Pierst Tea meeting October 28, 1942: "Entwicklung der Methanol-Synthese und der katalytischen Hochdruckhydrierung anschließend an die Ammoniaksynthese nach dem heutigen Stand." "The recent development of the methanol synthesis and the catalytic high pressure hydrogenation following the ammonia synthesis."

I. G. Ludwigshafen
Hochdruckversuche

An

Büro Sparte I
Eingang:
30 NOV 1942

Ihre Zeichen

Ihre Nachricht vom

Ursache Zeichen

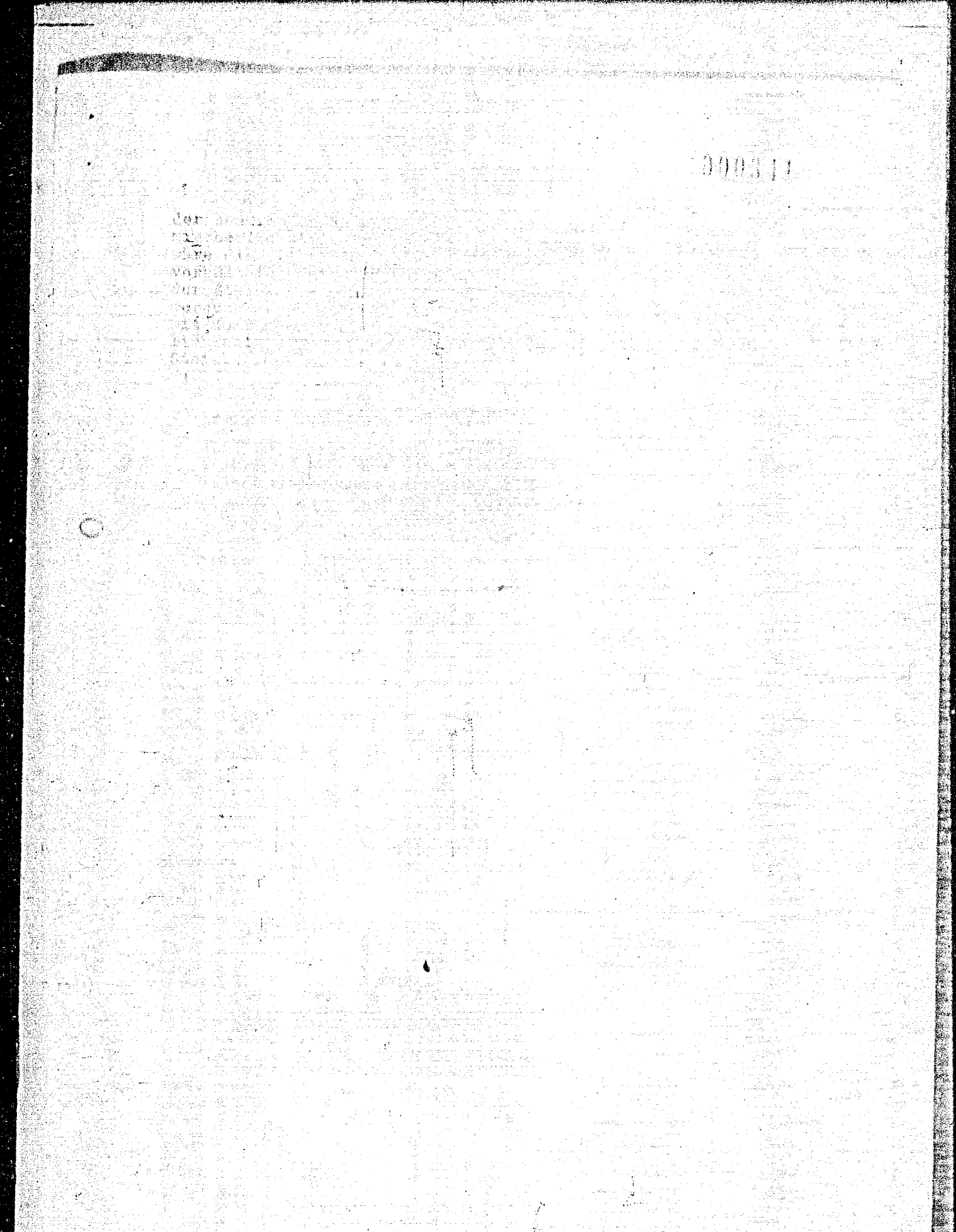
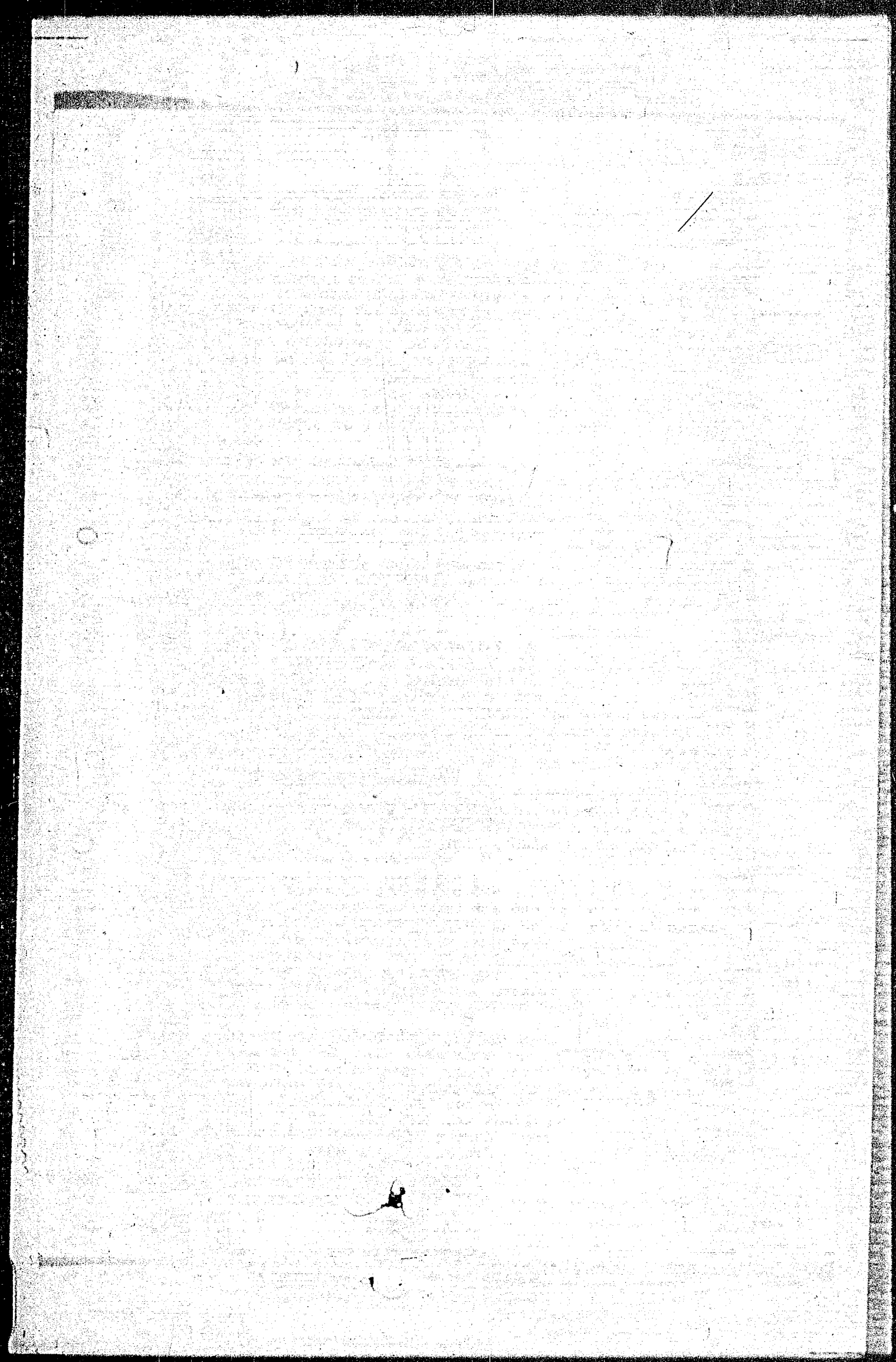
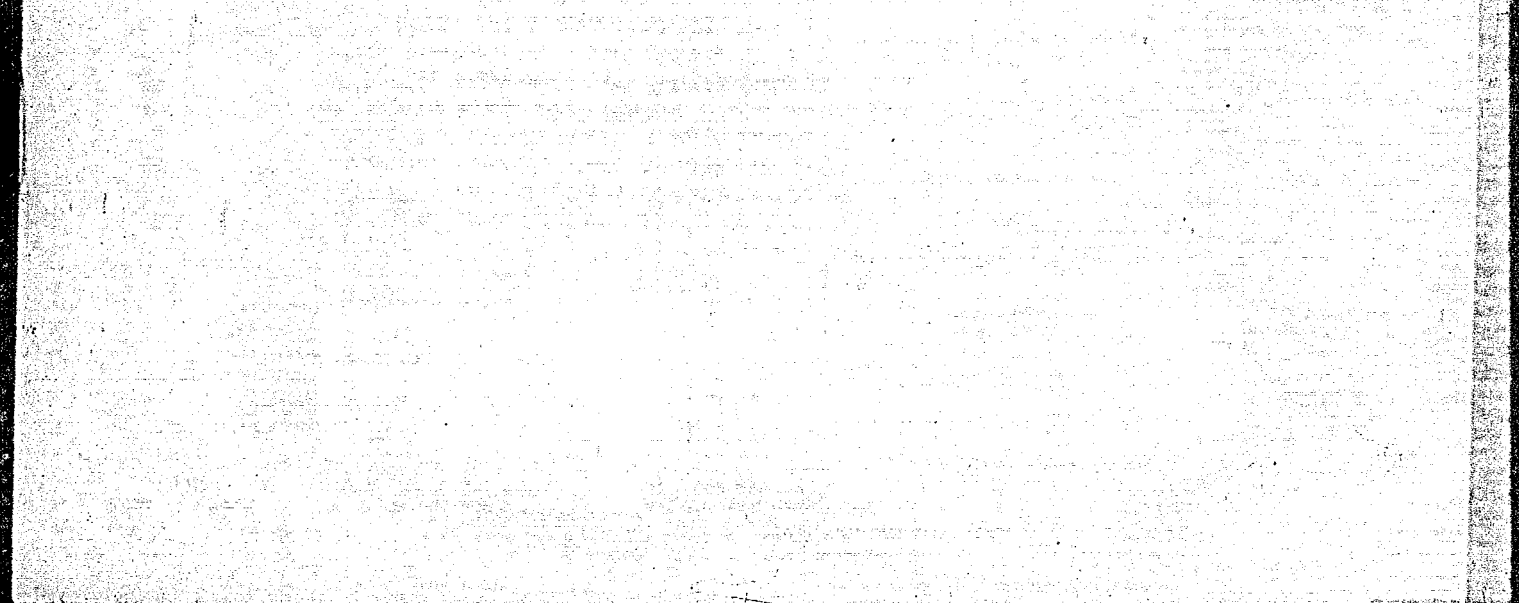
Betreff

30

1942

V

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT LUDWIGSHAFEN A. RH.



10212

Zentrale Entwicklung des D-Hydrier-Verfahrens
1910 - 1923

Jahr	Bereits	10	100
1910		Ein Versuch über die Umwandlung von D in D	
1911	Erste Versuche über Druck einwirken auf ein höheres Druck		
1913		1.1. Verbesserung der Katalysatorkonzentration und Menge an Wasserstoff in verschiedenen Reaktionsbedingungen	
1914	1.2. Eine Verbesserung durch Änderung der Temperatur und Wasserstoffkonzentration		
1916	1.3. Verbesserung der Anordnung der Reaktionsgefäße	100.000 Liter in Betrieb	
1918	1.4. Ein Versuch über die Anordnung der Reaktionsgefäße	10.000 Liter in Betrieb	
1919	1.5. Ein Versuch über die Anordnung der Reaktionsgefäße	20.000 Liter in Betrieb	
1920	1.6. Ein Versuch über die Anordnung der Reaktionsgefäße		100.000 Liter in Betrieb
1921	1.7. Ein Versuch über die Anordnung der Reaktionsgefäße		100.000 Liter in Betrieb
1922	1.8. Ein Versuch über die Anordnung der Reaktionsgefäße		100.000 Liter in Betrieb
1923	1.9. Ein Versuch über die Anordnung der Reaktionsgefäße		100.000 Liter in Betrieb

500313

Zeitliche Entwicklung des Giffinger Verfahrens
1924-1932

Jahr	Bezeichnung	Inhalt	Verfasser
1924	Erste Beschreibung des Verfahrens	Erste Beschreibung des Verfahrens	Giffinger
1925	Erweiterung des Verfahrens	Erweiterung des Verfahrens	Giffinger
1926	Erweiterung des Verfahrens	Erweiterung des Verfahrens	Giffinger
1927	Erweiterung des Verfahrens	Erweiterung des Verfahrens	Giffinger
1928	Erweiterung des Verfahrens	Erweiterung des Verfahrens	Giffinger
1930	Erweiterung des Verfahrens	Erweiterung des Verfahrens	Giffinger
1931	Erweiterung des Verfahrens	Erweiterung des Verfahrens	Giffinger
1932	Erweiterung des Verfahrens	Erweiterung des Verfahrens	Giffinger

000314

Liste der in der Anlage 10 des Gesetzes vom 1. März 1934

Nr.	Bezeichnung	Standort	Verwaltung
115
116
117
118
119
120
121
122
123
124
125
126
127
128
129
130
131
132
133
134
135
136
137
138
139
140
141
142
143
144
145
146
147
148
149
150
151
152
153
154
155
156
157
158
159
160

000315

**Braunkohle-
und Braunkohlenteerhydrierwerks**

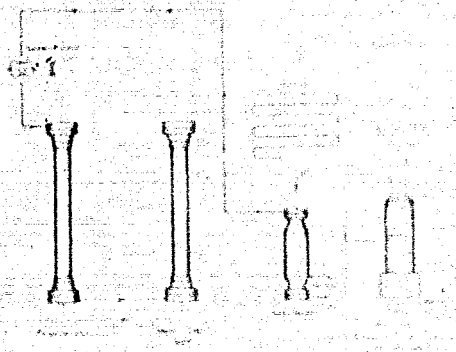
Nr.	Bezeichnung	Standort	Verwaltung
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79
80
81
82
83
84
85
86
87
88
89
90
91
92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

000316

Steinkohle- und Ölhydrierwerke

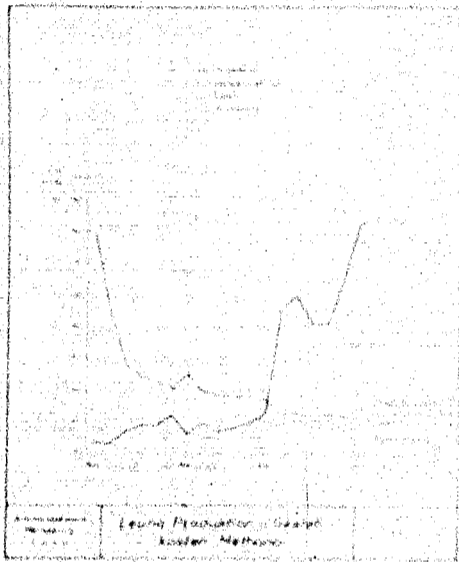
Werk	Ort	Waldung	Bevölkerung	Produktion	Waldung	Produktion
Steinkohle						
Ölhydrier						
Waldung						
Bevölkerung						
Produktion						
Waldung						
Produktion						
Waldung						
Produktion						

000317



Hydrotreating-Synthese

1905



Learning Production of Geared
Kessler Methods

000351

Elementaranalysen

	Asche S, N, E	100 C	H
Stiehkohle	15		5.2
Hochtemp. Teer	7.4		7.8
Urteer	11.2		7
Braunkohle	31.2		7.4
Generatorteer	1.7		11
Schrotteer	1.7		13.6
Erdöl H - 500			13.7
H - 500			14.8
Heizöl			15.6
Peck			1
Merkepholl			
Schmelz			14.7
Queck			14.7
Leuchtd			14.3
Benzin			14.4
Paraffin			17.2
Butan			20.8
Propan			23.3
Methan			25

000352

Wasserstoffverbrauch

Reinstoff	Endprodukt	Wasserstoff je 1 Endprodukt
Stiehkohle	Ausbeute	1.87
Braunkohle		1.87
Koharabbe		1.87
Stiehkohleabbe		1.87
Braunkohleabbe		1.87
Erdöl		1.87
Stiehkohle	Ausbeute	1.87
Braunkohle	Ausbeute	1.87
Erdöl	Ausbeute	1.87
Braunkohleabbe	17% Wasserstoff abbe	1.87

800353

Autobenzine aus verschiedenen Rohstoffen

Ausgangsstoffe	Autobenzin	
	spez. Gewicht	Detonanzahl
Paraffin	0,680	45
Erdöl gemischbasisch	0,722	64
Erdöl asphaltbasisch	0,728	67
Schieferöl paraffinisch	0,712	65
Schieferöl asphaltisch	0,732	66
Braunkohlenschwefeltee	0,734	65
Braunkohlverflüssigung	0,735	66
Erdölrockrückstand	0,745	74
Steinkohlverflüssigung und Extrakt	0,745	74
Steinkohlenhochtemperatur tee	0,748	75

000354

**Destillations- u. Sumpffasehydrierprodukte
aus asphaltbasischem Rohöl**

	Destillationsprodukte aus asphaltbasischem Rohöl			Sumpffasehydrierprodukte aus asphaltbasischem Rohöl		
	Benzin	Mittelöl	Schweröl	Benzin	Mittelöl	Schweröl
Spez. Gewicht	0,720	0,852	1,000	0,727	0,874	0,997
gr 100°C	12,4	14,8	12,3	17,2	13,7	11,1
Anfangspunkt °C	41	18	—	40	41	—
Schwefelgehalt %	0,14	0,8	0,7	0,148	0,01	0,4

000355

**Hydrierung
von Braunkohlenschwefel**

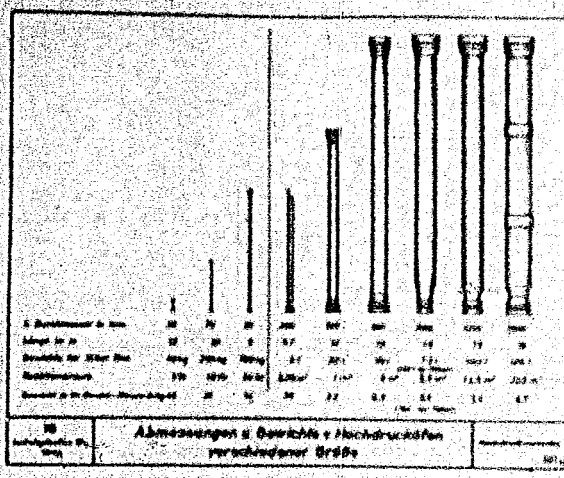
	Benzin	Sumpffase- hydrierung	Sumpffase- hydrierung
Spez. Gewicht 15°C	0,725	0,860	0,915
Anfangspunkt °C	23	18	40
Endspunkt °C	193 - 225*	193 - 225*	183 - 219*
% Paraffin	24	3	0,3
% Schwefel	1,6	13	0,05

000356

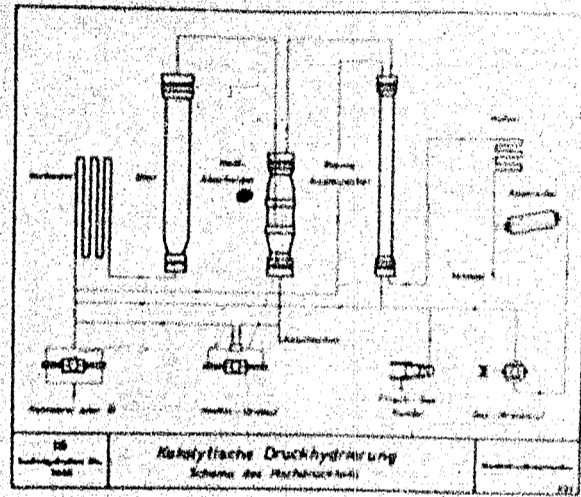
**Veränderung des Wasserstoffgehaltes
durch Sumpphase- u. Gasphasehydrierung**

	K-W	Strom- kohle- abwägen	Strom- kohle- aufwägen
Reaktionsmischl.	13,3	11,8	12,1
Reaktionsmischl.	13,3	12,1	12,1
Reaktionsmischl.	14,1	13,0	12,1
Reaktionsmischl. mit Kohlen	17,9	17,8	17,0

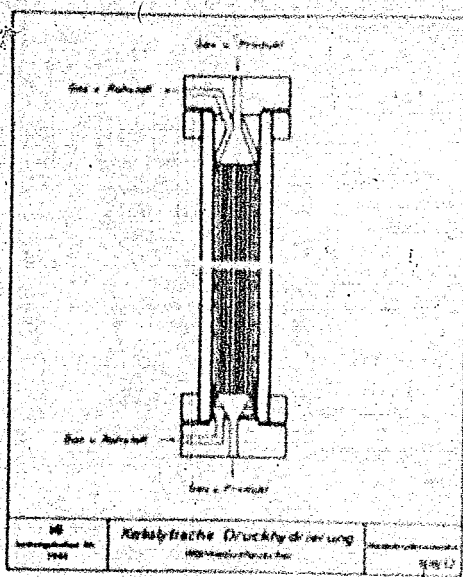
000357



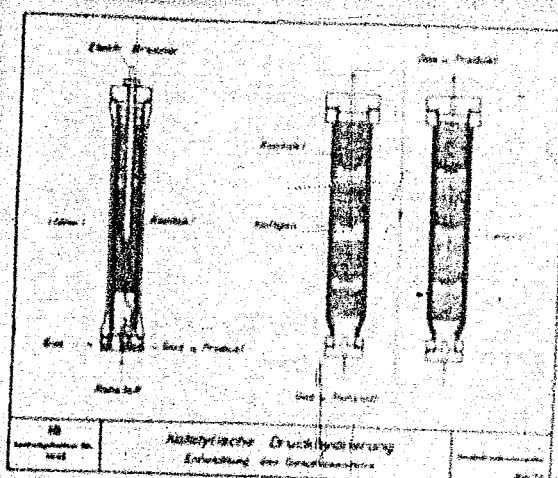
000358

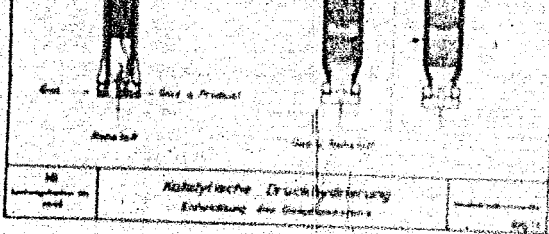


000361

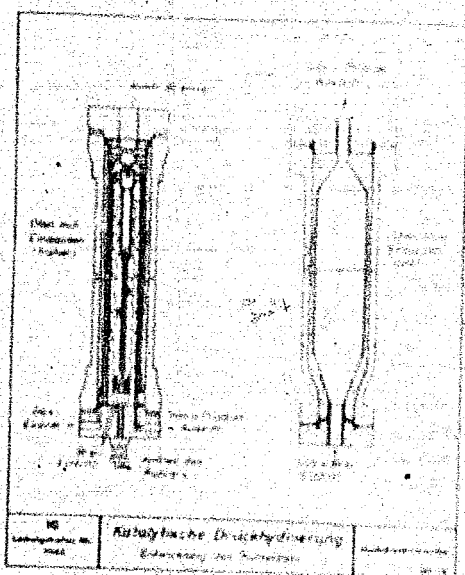


000362

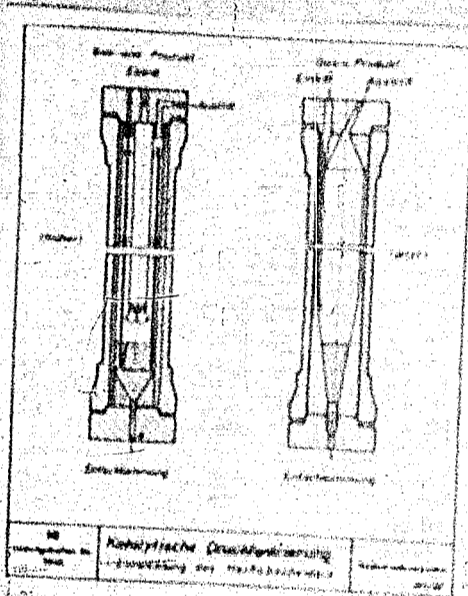




000363



000364



10	Katholytische Zellenanordnung	Zentralrohr
----	-------------------------------	-------------

000365

Autobenzin aus Steinkohlemittelöl

hergestellt mit verschiedenen Katalysatoren.

Katalysator	A	B	C	D
Spez. Gewicht	0,735	0,745	0,770	0,830
Aromatengehalt	5	10	20	55
Oktanzahl				
Research-Methode	67	75	78	95
Motor-Methode	66,5	74	75	83

Verfahren

1. Das Rohöl wird durch einen 10 cm Durchmesserigen Kolonnen mit 10 cm Höhe bei 200°C destilliert.
2. Das Destillat wird durch einen 10 cm Durchmesserigen Kolonnen mit 10 cm Höhe bei 200°C destilliert.
3. Das Destillat wird durch einen 10 cm Durchmesserigen Kolonnen mit 10 cm Höhe bei 200°C destilliert.
4. Das Destillat wird durch einen 10 cm Durchmesserigen Kolonnen mit 10 cm Höhe bei 200°C destilliert.

000366

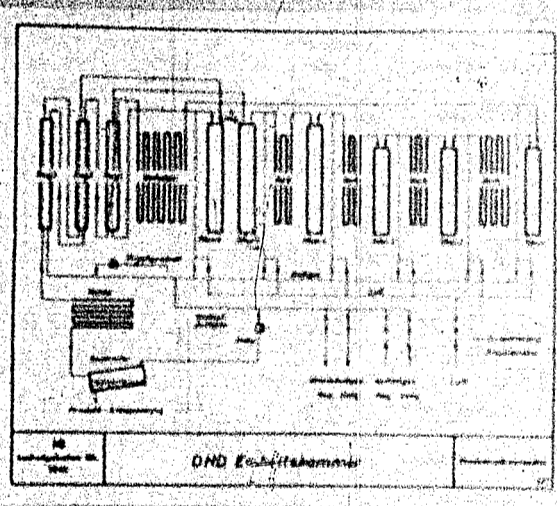
Motoröl	Ag. Sulfon. Benz. Methode	Katalysatoren	2. Wertigkeit
80/90	1000 W	1000 W / 1000 W	83
80/90	700 W	1000 W / 1000 W	87
70/80	700 W	1000 W / 1000 W	75
70/80	700 W	1000 W / 1000 W	83
70/80	700 W	1000 W / 1000 W	83

Einsetzung von Wolfram und Molybdän in Katalysaten für die Benzolherstellung

1	10/10/1942	97	97	10	10	10	10
2	10/10/1942	97	97	10	10	10	10

1. Die...
 2. Die...
 3. Die...
 4. Die...

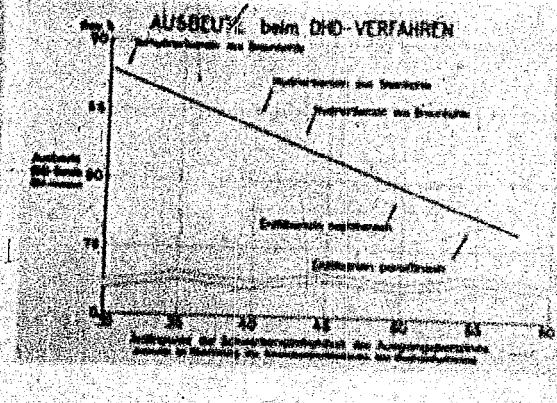
000369



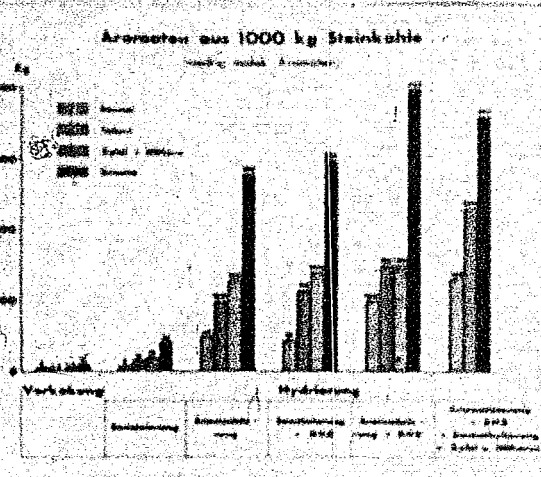
Ergebnisse

1. Die bei der Gasreinigung durch die Zonen des ...
2. ...
3. ...
4. ...

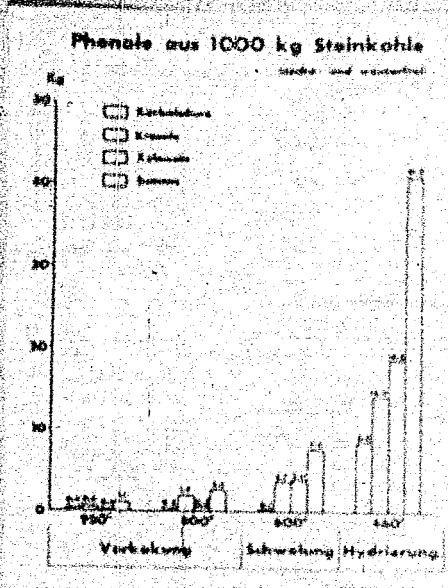
000370



000371

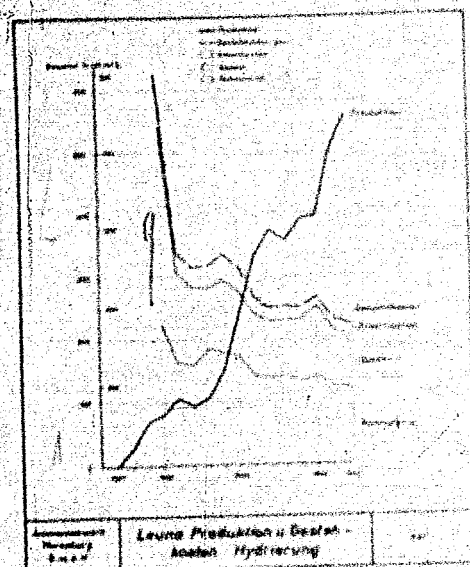


000372



g

000373



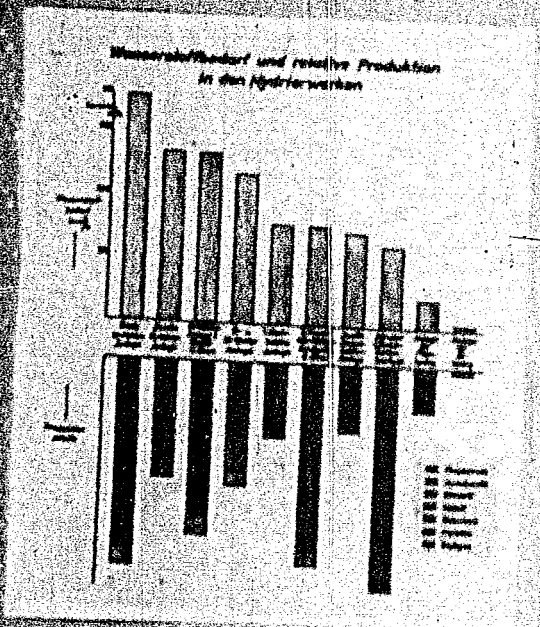
Gesamt

1. Die in der Tabelle angegebenen Werte für die Produktion der verschiedenen Erzeugnisse sind in Prozent der Gesamtproduktion angegeben.

2. Die in der Tabelle angegebenen Werte für den Verbrauch der verschiedenen Erzeugnisse sind in Prozent der Gesamtproduktion angegeben.

3. Die in der Tabelle angegebenen Werte für den Verbrauch der verschiedenen Erzeugnisse sind in Prozent der Gesamtproduktion angegeben.

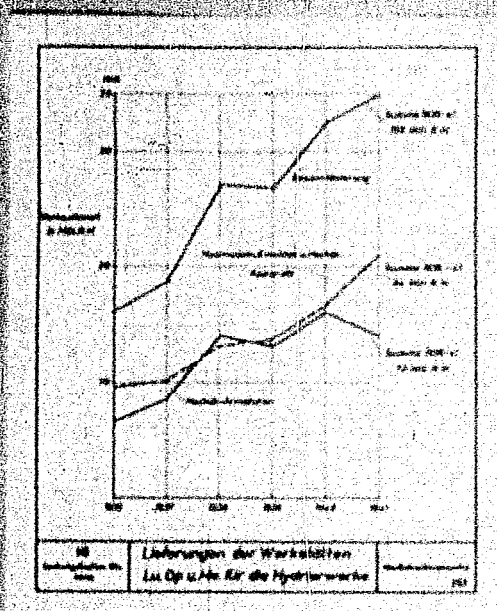
000375



(Original)

1. Die ...
2. ...
3. ...
4. ...

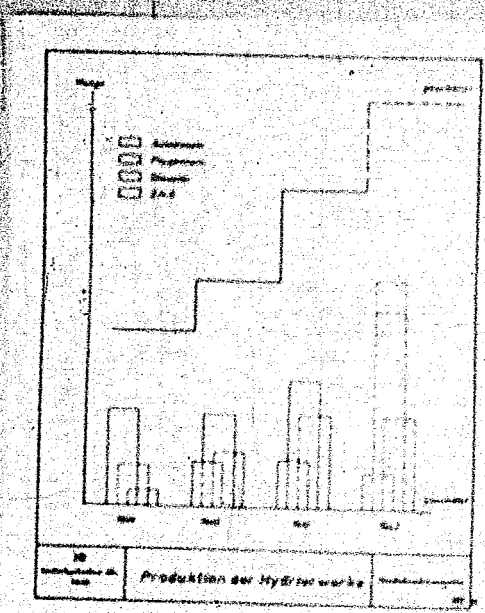
000378



System

- 1. This system is designed for the purpose of...
- 2. It is intended to be used in the following manner...
- 3. The system is designed to be used in the following manner...
- 4. The system is designed to be used in the following manner...

000378



TITLE PAGE

4. Conference on various oil processes Marcy 17, 1948.

Frame Nos. 380 - 382

Kohlenwasserstofftagung in Ia (17.3.42)

380

Die Tagung hatte schon am Vortage begonnen. Am 17.3. wurde das Gebiet der Alkylierung noch zu Ende besprochen.

Dr. Blümel, Op behandelte die katalytische Wirksamkeit der Schwefelsäure bei der Alkylierung. Bei Anwendung von 98 % H_2SO_4 in Langzeitversuchen bis zu 55 Stunden ergab sich ein erster Abfall in den ersten 10 Stunden, dann ein Gebiet verhältnismäßig langer Konstanz der Katalyse, wobei die Konzentration der Säure von 97 % (10 Std.) bis auf nur 96,2 % (48 Std.) abfiel; nach weiteren 7 Stunden, insges. also 55 Stunden war die katalytische Wirksamkeit stark zurückgegangen, wobei auch die Säurekonzentration auf 92 % abfiel. Ferner wurde gefunden, daß durch Zusatz von Sulfaten z.B. Äthylsulfid (wird bei Op durch H_2SO_4 nicht angegriffen) Sulfur A und C der Schwefelsäureverbrauch von 7/2 - 8 kg auf etwa 6/2 kg Schwefelsäure/100 kg Produkt zurückgeht.

Dr. Bähr berichtet über sein Kreislaufalkylierungsverfahren, wobei hochkonzentrierte Gase bestehend aus Butylen und Isobutan kontinuierlich durch zwei Pumpen in einem Kreislaufsystem mit Schwefelsäure in Berührung gebracht werden. Die Gase verschwinden innerhalb kurzer Zeit (unter 1 Sekunde) in der Schwefelsäure, während über die notwendige Berührungzeit mit der Schwefelsäure (normal 30 Min. angenommen und gefunden) nichts gesagt werden konnte. Kennzeichnung des Produktes: 89% bis 170°, MOZ 94, verbleit 103 - 109.

Dr. Ringer Es wurde von Dr. Ringer darauf hingewiesen, daß sich die IG auch mit der Leichtbenzinalkylierung (Martinsieren) befassen sollte, da dieses Verfahren Interesse hat. Es handelt sich dabei um die Alkylierung von Leichtbenzinen mit einem Siedepunkt von 70 - 90°C (in der Hauptsache Pentane) mit Isobutan. Bei dieser Alkylierung sind die Ausbeuten, bezogen auf Isobutaneinsatz 140%, der Schwefelsäureverbrauch ist höher als bei der Alkylierung mit Buten. Dr. Klein, Op hat hierüber schon Versuche in Zusammenhang mit anderen Arbeiten gemacht und gibt an, daß die Ausbeuten bisher noch unbefriedigend sind, daß es aber nach Abscheidung der Diolefine gelingen wird den Schwefelsäure-Verbrauch zu verringern. Man erhält bei der Leichtbenzinalkylierung hochwertiges Grundbenzin, gesättigt und von hoher Bleiempfindlichkeit. Die MOZ betragen z.B. 93 - 94, nach Bleizusatz 110.

- 2 -

- 2 -

000381

Was die Alkylierung von Isobutan und Butylen betrifft so wurde abschliessend festgestellt, daß im Vergleich zu Amerika die Alkylierung in Deutschland wesentliche Verbesserungen aufweist. U.a. sind die Siedekurven, die Grenzschichten, die Überlebensfähigkeit und die Apunkte besser als bei den in Amerika hergestellten Produkten z.B. beträgt der Gehalt an Hochsiedendem (d.h. über 180°C) 10% bei uns gegenüber 18 - 20% in Amerika.

Dr. Bähr Versuche zur Chlorierung von Butan zur Herstellung von Butylen.

Durch Hochtemperaturchlorierung (950 - 600°C) von 1 Teil Butan mit 0,6 Teilen Chlor erhält man ein Gemisch von Dichlorbutan, Monochlorbutan und nicht umgesetztem Butan mit HCl Gas das durch fraktionierte Kondensation von Dichlorid und Monochlorid befreit wird und durch Waschen mit 20% HCl von der vorhandenen Salzsäure befreit wird. Die Salzsäure, die dabei auf 40% aufkonzentriert wird, wird in einer Elektrolyse in Chlor und H_2 zerlegt. Das nicht umgesetzte Butan, das an 15% Butylen enthält kehrt nach dem Trocknen mit Silicagel wieder mit entsprechend neuem Butan ergänzt in den Prozess zurück. Ebenso das Chlor nach Trocknen mit H_2SO_4 . Die Produkte Monochlorbutan und Dichlorbutan werden jeweils in einem besonderen Spaltfen geasalten und man erhält aus Dichlorbutan Butadien, aus Monochlorbutan Buten neben geringeren Mengen Butadien, das durch Auswaschen noch größtenteils entfernt werden kann. Die Reinheit des Butadiens ist 94 - 100%, die des Butylens 95 - 98%. Als beste Arbeitsweise hat sich ergeben, aus 100 Teilen Butan 75 Teile Butylen und 25 Teile Butadien zu machen. Da das Butan und die übrigen Produkte trocken angewandt werden, haben sich bisher sowohl in den Öfen, als auch in den Kondensatoren keine Korrosionen ergeben. Die HCl -Auswaschung erfolgt in Türmen aus Porzellan. Der Brenner besteht aus Eisen und legt sich gut bewährt. Ein Öfen der ermöglicht, bis 100 m³/h Butan durchzusetzen ist zur Zeit in Arbeit.

Für die Salzsäurespaltung ist auch der Deskompress anwendbar. Nach der Kalkulation von der Bähr ergibt sich ein Butylenpreis von 46 Pfg. / kg Butylen 100%. Dabei wurde ausgegangen von einem Verkaufspreis von 23 Pfg./kg Butan und dem erhaltenen Butadien eine Gutschrift von 0,80 RM gegeben. Nach Mitteilung vergütet die Bunafabrik für 100% Butylen 1,- RM/kg. In den oben erwähnten 46 Pfg./kg Butylen beträgt der Stromanteil (Elektrolyse der Salzsäure usw.) 16,80 Pfg. Der Anlagewert wurde mit 500,- RM/1000 Butylen angenommen. Eine Nachprüfung dieser Kalkulation von ANP soll demnächst stattfinden.

Dr. Pohl, Leuna berichtet über die Ergebnisse der Isomerisierungsversuche Leuna, n-Butan mit 0,02% H_2O max, olefinfrei und alkylfrei unter einem Druck von 16 atü bei 90°C verdampft, mit HCl (10%) versetzt und über $AlCl_3$ geleitet. Die Temperatur steigt hierbei auf 100°C an. (Reaktionswärme experimentell 30 Kal/kg Produkt). Koch

- 3 -

auswaschen noch größtenteils entfernt werden kann. Die
Reinheit des Butadiens ist 98 - 100 %, die des Butylens
95 - 98 %. Als beste Arbeitsweise hat sich ergeben, aus
100 Teilen Butan 75 Teile Butylen und 25 Teile Butadien
zu machen. Da das Butan und die übrigen Produkte trocken
angewandt werden, haben sich bisher sowohl in den Öfen,
als auch in den Kondensatoren keine Korrosionen ergeben.
Die HCl-Auswaschung erfolgt in Türmen aus Porzellan.
Der Brenner besteht aus Eisen und legt sich gut beschicht.
Ein Ofen der ermöglicht, bis 100 m³/h Butan durchzu-
setzen ist zur Zeit in Arbeit.

Für die Salzsäurespaltung ist auch der Deskompressor an-
wendbar. Nach der Kalkulation von der Zähr ergibt sich
ein Butylenpreis von 46 Pfg. / kg Butylen 100 %. Dabei
wurde ausgegangen von einem Verkaufspreis von 25 Pfg./kg
Butan und dem erhaltenen Butadien eine Gutschrift von
0,80 RM gegeben. Nach Mitteilung vergütet die Mannfabrik
für 100 % Butadien 1,- RM/kg. In den oben erwähnten
46 Pfg./kg Butylen beträgt der Stromanteil (Elektrolyse
der Salzsäure usw.) 16,30 Pfg. Der Anlagewert wurde mit
500,- RM/Jato Butylen angenommen. Eine Nachprüfung dieser
Kalkulation von AWP soll demnächst stattfinden.

Dr. Pohl, Leuna berichtet über die Ergebnisse der Isomerisierungs-
versuche Leuna. n-Butan mit 0,02 % H₂O max, olefinfrei
und alkylatfrei wird unter einem Druck von 16 atü bei
90° verdampft, mit HCl (10%) versetzt und über AlCl₃ re-
klatet. Die Temperatur steigt hierbei auf 100° an.
(Reaktionswärme experimentell 30 Kal/kg Produkt). Nach

000382

Passieren eines Abscheiders für mitgerissenes AlCl₃
und nach Kühlen fällt das Produkt in einen Vorratsbe-
hälter an, von wo es mittels einer Pumpe auf die so-
genannte HCl-Kolonne gegeben wird, wo die Trennung
des Isobutans von Butan und der Salzsäure erfolgt. Das
Isobutan hat nach dieser Kolonne noch einen HCl-Gehalt
von 0,12%, der in einer Leugenwäsche beseitigt wird.
Dann geht es unmittelbar in die Alkylierung. Im Iso-
merisierungs-Kreislauf geht ein Gas mit folgenden Ge-
halten: 3 % O₂, 5 % I - O₂, 15 - 10 % HCl, Rest Butan.
Der Umsatz beträgt 30 %, die Belastung 3 Vol. flüssig
Vol Al Cl₃ (2,5 Vol. flüssig auf n Butan/ Vol AlCl₃)
Ausbeute 98 - 99 % bezogen auf eingesetztes Butan, die
Strömungsgeschw. 1/2 cm/sec, der Kontaktverbrauch 0,5
auf hergestelltes Isobutan.

Dr. Schütze, Oppau berichtet über hydriertes Polymerbenzin aus
der Mitteldruck (30 atü) - und Hochdruckpolymerisation
bei der Erzeugung Schwarzsäure. Mitteldruckpolymerisat hat
eine MOZ von 81, die durch Hydrieren des Polymerbenzins
auf 52 heruntergeht, während Hochdruckpolymerisat von
MOZ 81 durch Hydrieren auf 77 zurückgeht. Bei Verwendung
von hydriertem Hochdruckpolymerisat zur Verflüchtigung mit
aromatisierten Benzinen erhöht sich das Verdichtungsver-
hältnis stärker, als mit entsprechendem Grundbenzin des-
selben Oktanzahl, sodass das hydrierte Hochdruckpolymer-
benzin ein gut geeignetes Mittel für die Verflüchtigung
mit aromatisierten V.a. Stoffen ist, da diese bekanntlich
wegen ihres hohen Siedepunktes für sich nicht wegen der zu
erwartenden Schmierölverdünnung verwendet werden können.

TITLE PAGE

VIII. Reports on various process - Dr. Huber.

TITLE PAGE

1. Acetylen aus Acethan durch therm. Spaltung nach
Dr. Häber.
Ethyne from ethane by thermal splitting
according to Dr. Häber.

Frans. Nos. 383 - 385

Stickstoffabteilung Oppau
Verfahren Dr. Fr. Finkler
Kohlensauerstoff-Verf. Op. 198/159
(Dr. Häuber)

383

Aktennotiz
(Nr. 57)

Bez.: Äthylen aus Äthan durch therm. Spaltung nach Dr. Häuber
Großversuch in Nr. 224 x. - Zweite Mittellung.

Am 10.4.1940 wurde der „Schlangensofen“ in Nr. 224 x. mit einem ca. 100 m langen PP30-Schlange (54 mm I. D.) und nach Durchföhrung einiger Abänderungen der nachgeschalteten Apparaturen wieder mit Äthan gas beaufschlagt und ist x. It. in Betrieb. Die Heizanlage ist unverändert geblieben.

Vorliegende Mittellung umfasst die Versuchsperiode vom 10.4. bis zum 10.5.1940 (= 1000 Betriebsstunden). Kleinerer Betriebsstörungen ausserhalb der Versuchsanlage erforderten vorübergehend die Umstellung der Schlangenschlange auf Stickstoff während der Dauer der vorzunehmenden Arbeiten, ohne dass dadurch Gefahr gefahren worden ist.

Temp. Ofeneingang: ca. 365 °C
" Ofenausgang: " 340 °C

Durchsatz: " 750-305 m³/h Äthan gas

Das Spaltgas wurde der Linde-Anlage Nr. 300 zugeführt.

Die aus den vorliegenden Stickstoffanalysen ermittelten Ergebnisse bestätigen die Ergebnisse der früheren Versuche.

Es werden erhalten:

Aus dem Spaltofenausgangspus

bei einmaligen Durchgang: ca. 40% C₂H₆

bei 100 %ig. Rückführung von C₂H₆ + C₂H₄: ca. 45% C₂H₆

Aus C₂H₆

bei 100 %ig. Rückführung des nicht umgesetzten C₂H₆: ca. 45% C₂H₆

4. Erste Mittellung: Aktennotiz Nr. 50, Dr. Häuber, vom 10.4.1940
(Ergebnisse der ersten Versuchsperiode vom 11.11.39 bis 10.1.40)

384

Anmerkung:

Die von anderer Seite empfohlenen Versuchsbedingungen sind von ungeschulten Arbeitern gemacht worden. Wir glauben nicht annehmen zu müssen, dass wir auf die genaue Durchführung dieser Analysen - schon aus Zeit- und Personalmangel - keinen Anspruch machen können. Sie werden von uns nur als Richtschnur betrachtet.

Es muss können eine genaue Überwachung der Bedingungen der Versuchsperiode nicht aufgrund derart werden, die zu ungenügenden Messungen störenden Faktoren treten könnten. Die Messungen sind beschränkt besetzt werden können.

Stoffabteilung
 Versuche Dr. Fr. Finkler
 Kohlenwasserstoffversuche Op 198/339
 (Dr. Häuber)

386
 Oppon. den 6. Februar 1940

Aktennotiz
 (No. 5)

Betr.: Kalkulationsunterlagen für die Herstellung von Polybi aus Propin
nach den in Op 198/339 entwickelten Verfahren (thermische Poly-
merisation, Dr. Häuber).

Die bei der Entwicklung der Verfahren zur Herstellung von Polymerbenzin durch thermische Spaltung und Polymerisation von n-Butan, n-Pentan- und Fischergasen gesammelten Erfahrungen, insbesondere Kombinationsmöglichkeiten unter Verwendung von Kupferlauge- und Chlorische, geben Veranlassung, die Herstellung von Polymerbenzin aus Propin nochmals zu beurteilen, nachdem sie bereits im Jahre 1936 nach dem 2-Stufenverfahren Dr. Fr. Finkler-Dr. Häuber in vereinfachter Form durchgeführt worden war.

Analog den Versuchen zur Herstellung von Polymerbenzin aus n-Butan wurden auch hier mehrere Ausführungsformen des Verfahrens aufgestellt und erprobt. Hiervon sind im Folgenden wiedergegeben:

- Fahrweise I = 2-Stufenverfahren mit gemeinsamer Erhitzung des Propin- und Rücklaufgases
- " II = 1-Stufenverfahren entsprechend dem amerikanischen Prozess

Siehe u. a. Bericht (No. 13) Dr. Häuber v. 19. 1. 36. "Herstellung von Polymerbenzin aus Propin gas", "Leuz" nach dem Verfahren Dr. Fr. Finkler-Dr. Häuber.
 Aktennotiz (No. 26) Dr. Häuber v. 24. 1. 36. "Herstellung von Polymerbenzin aus gasförmigen Kohlenwasserstoffen I u. II", Stütz des Finkler-Häuber-Verfahrens".
 Bericht (No. 32) Dr. Häuber-Dr. Hirschbeck vom 17. 11. 36. "Herstellung von Polymerbenzin aus Fischer gas", nach dem Verfahren Dr. Fr. Finkler-Dr. Häuber.
 Aktennotiz (No. 41) Dr. Häuber-Dr. Hirschbeck-Dr. Feinert vom 24. 1. 1939: "Kalkulationsunterlagen für die Herstellung von Polybi aus n-Butan nach den in Op 198/339 entwickelten Verfahren".

Zusammenfassung:

Ausgangsmaterial: Propin gas „Leuz“			
mit	Vol. %		
C ₂ H ₆	5,1		
C ₃ H ₈	101,4		
C ₄ H ₁₀	93,5		
Ergebnisse:		Fahrweise I	Fahrweise II
Rohpolybi-Ausbeuten in Gew. % Propin gas		74,7	70,5
Oktanahlen:			
Polybi bis 200° siedend:			
Research-Methode		85	83
Motor-Methode		75	76
Mischwerte mit I. O. 3-Benzin:			
Research-Methode		91	90
Motor-Methode		87	87
Erdölfraktion bis 200° siedend:			
Research-Methode		66	67
Motor-Methode		65	65
+ 0,1 % Blei			
Research-Methode		66	69
Motor-Methode		66	69
Propinansatz bei den Versuchen in Op. 339			

Propan nach Dr. Häuber. - Fuhrweise 7 (Skizze IX 1011)

f	g	h	i	k	l	m	n	o	p	q	r	s	t	u	v	w	x	y	z	
Eingang Stabilizer	Ausgang Stabilizer	Eingang Polyofan (p. 1, 3)	Ausgang Polyofan	Apparat Trennbehälter	Verfahren	Eingang Probe	Ausgang Probe	100%	Verfahren	100%	Verfahren	100%	Verfahren	100%	Verfahren	100%	Verfahren	100%	Verfahren	100%
4011,1	3265,0	3670,8	3870,6	1227,7	1,2	213,7	213,7	450,0	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
	8,018	1,924		0,920		1,216	0,750													
0,8	1,6	1,0	1,0	0,2	0,8	18,0	14,4	60,0	10,0											
10,0	13,8	13,0	17,4	17,3	10,5	10,5	20,4	22,0	14,0											
2,8	2,5	3,1	2,3	2,0	2,5															
3,2	1,8	2,0	1,9	3,2	2,2															
-	1,8	0,6	2,3	0,3	1,4	50,0	37,0	1,0	1,0											
3,8	7,5	4,0	5,5	3,0	4,7															
52,1	63,0	63,1	51,3	11,0	10,2															
6,0	5,5	7,8	4,4		2															
2,8	2,3	1,7	1,8	2,1	2,1															
18,6																				
100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Anlage 3.

Polybi aus Propan nach Dr. Häuber. - Fuhrweise II (Skizze 1012).

Bez. i. d. Skizze	(a)	(b)	(c)	(d)	(e)	(f)	(g)	(h)	(i)	(j)	(k)	(l)	(m)	(n)	(o)	(p)	(q)	(r)	(s)	(t)	(u)	(v)	(w)	(x)	(y)	(z)
Gesamtführung	Propaganda	Eingang Trennschale Polyofan	Eingang Stabilizer	Ausgang Stabilizer	Eingang Polyofan	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang	Eingang
10/15 (0,760)	1000	17198	16903	16106	17198	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926	1,926
	2,015																									
Analysen:																										
H ₂																										
C ₂ H ₄																										
C ₂ H ₆																										
C ₂ H ₂																										
C ₂ H ₄ O																										
C ₂ H ₆ O																										
C ₂ H ₄ O ₂																										
C ₂ H ₆ O ₂																										
C ₂ H ₄ O ₂ O																										
C ₂ H ₆ O ₂ O																										
100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0

DEE

Seite 5

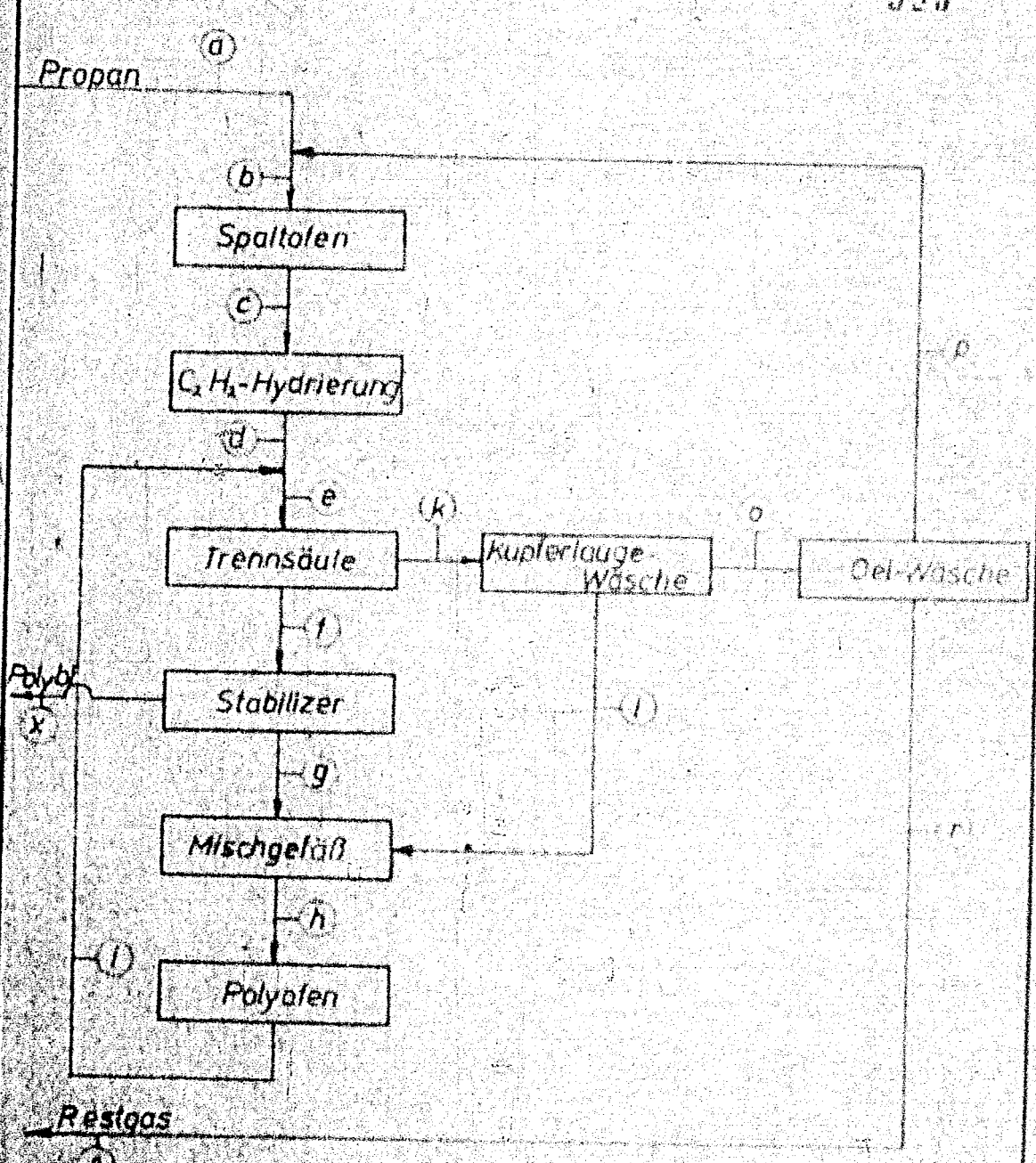
12

Polybi aus Propen nach Dr. Haber.

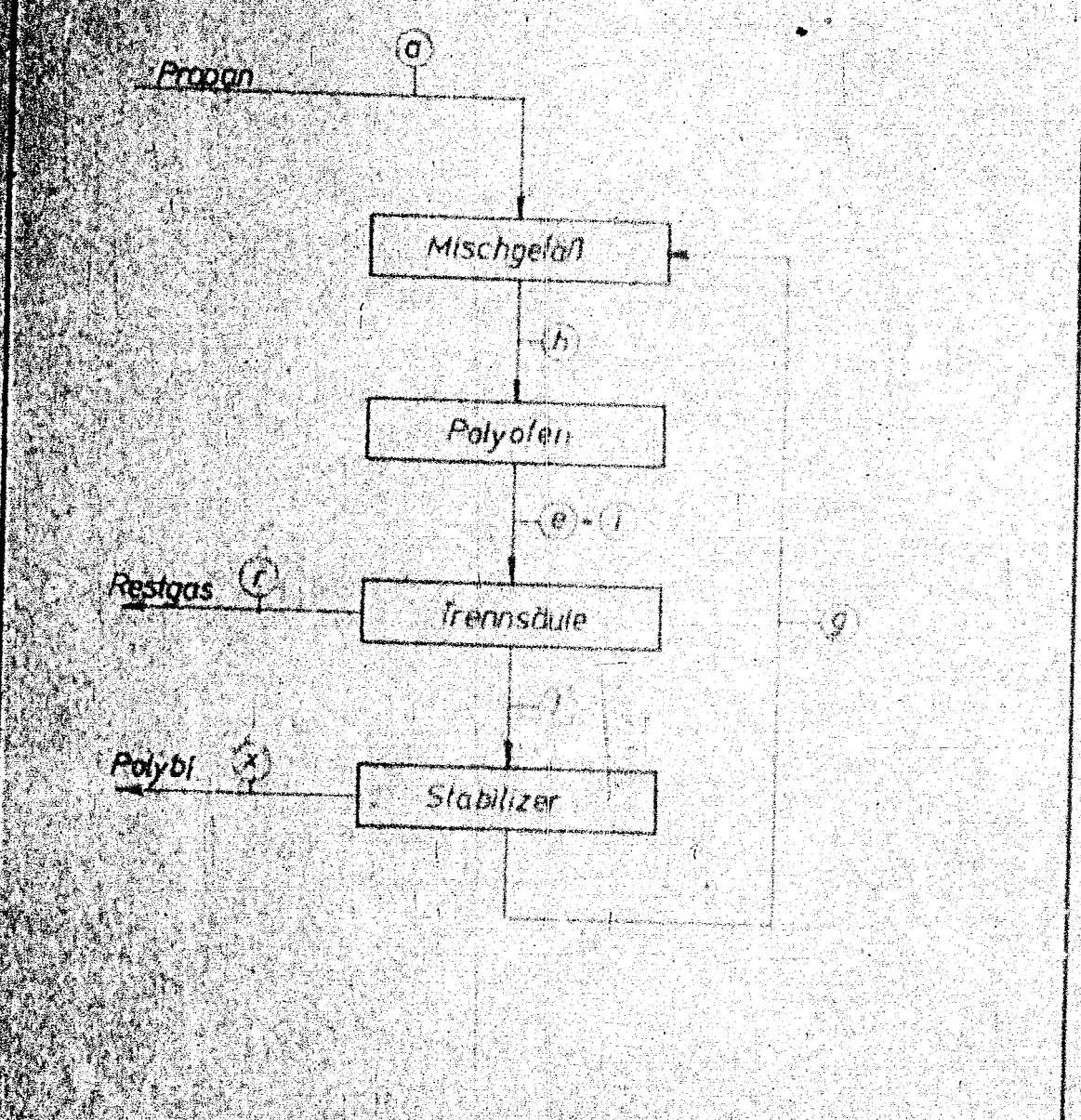
Polybi-Eigenschaften.

Fahrschein 1		Fahrschein 2		
Polybi dest. bis 200°C	Polybi hydr. u. dest. bis 200°C	Rohpolybi	Polybi dest. bis 200°C	Polybi hydr. u. dest. bis 200°C
85,22	85,00	85,05	84,40	84,47
14,74	14,86	14,63	14,88	15,50
11197	11204	11253	11291	11372
10402	10502	10463	10457	10514
0,715	0,714	0,702	0,694	0,682
144	1,8	129	115	2,0
10	8	10	5	4
31	0	32	31	1
10	26	9	8	25
49	66	49	54	75
36,5	40,0	30,0	35,0	34,5
0,5	-	3,0	1,5	1,4
48,0	49,0	66,5	71,0	67,4
57,5	57,0	72,0	60,5	71,0
94,5	94,5	91,0	-	-
96,5	96,0	94,5	-	-
96,5	97,0	94,5	97,0	97,0
200	205	200	170	180
55	59	49	44	42
93	91	75	64	71
165	168	162	125	140
0,35	0,27	0,52	0,37	0,34
0,68	0,58	1,06	0,78	0,69
1,22	1,02	1,71	1,27	1,21
83	64	-	67	57
75	65	-	76	62
91	-	-	90	-
87	-	-	91	-
-	86	-	-	89
-	86	-	-	87
66,4	65,5	70,5	65,7	64,5

Einmengen, benötigt ein Zusatz von weniger als 0,1 von Methylstrahlöl auf einen Liter



Fahrweise I
2-Stufen-Verfahren



Fahrweise II
1-Stufen-Verfahren

TITLE PAGE

3. Aethylen aus Aethan durch thermische Spaltung nach Dr. Häuber. (Anfahren des Grossversuchs-ofens in Nr. 924 x).

Ethylene from ethane by thermal splitting according to Dr. Häuber: (Large scale experiment).

Frame Nos. 397 - 400

397

Stoffstoffabteilung Oppau
Versuche Dr. Fr. Winkler
Kohlenwasserstoff-Vers. Op. 1937/38
(Dr. Häuber)

Vorläufige Aktennotiz

(No. 39)

Betr. Aethylen aus Aethan durch thermische Spaltung nach Dr. Häuber.
Anfahren des Großversuchs-ofens in Nr. 924 x.
Ergebnisse der ersten Versuchsperiode vom 13.11.39 bis 17.12.39

Der in der Aktennotiz vom 10.7.39 angegebene Versuchsaufbau in Nr. 924 x wurde am 13.11.39 mit 400 x 110 ml/h Aethan aus dem bereits nach einer Anfahrzeit von 2 Stunden durch die thermische Spaltung erzeugten Spaltgas an die Produktion der „Schlammofen“ gegeben werden.

Der Schlammofen war von 13.11.39 bis 17.12.39 in Betrieb und wurde ab 24.11.39 von Herrn Dr. Gieseler, Leuningen, übernommen.

Da das anfallende Spaltgas in der U-förmigen Anlage Nr. 924 x zusammen mit dem Spaltgas der Sauerstoffvakuumanlage verarbeitet werden musste und diese Anlage nur mit einem Gas besetzt werden konnte, welches in seinem Aethan-gehalt dem Spaltgas der Sauerstoff-Vakuumanlage entspricht, war es in Einver-ständnis mit Herrn Dr. Gieseler erforderlich, den Spaltofen überlebens von den

1) Aktennotiz (No. 39), Dr. Häuber-Dr. Hirschbeck: „Herstellung gasförmiger Olefine durch thermische Spaltung von Propan. Ergebnisse der im „Schlammofen Dr. Häuber“ durchgeführten Versuche mit „Propanox-Leun“.

... wurde am 13.11.39 mit 400 - 470 m³/h Aufschlag zu ...
Bereits nach einer Laufzeit von 2 Stunden ...
tung geeigneten Spaltgas an die Produktion der ...
gegeben werden.

Der Schlangofen war von 17.11.39 bis 17.12.39 ...
in Betrieb und wurde ab 24.11.39 von Herrn Dr. ...

Da das anfallende Spaltgas in der ...
Spaltgas der Sauerstoffvakuumanlage ...
anlage nur mit einem Gas besetzt werden konnte, welches in seinem ...
gehalt dem Spaltgas der Sauerstoff-Vakuumanlage entspricht, war es im ...
verständnis mit Herrn Dr. Olesen erforderlich, den Spaltofen ...

-
- 1) Aktennotiz (No. 39), Dr. Häuber-Dr. Hirschbeck: „Herstellung gasförmiger
Ölefine durch thermische Spaltung von Propan. Ergebnisse der im Schlang-
ofen Dr. Häuber“ durchgeführten Versuche mit „Propanum Leuna“.

