

III.

21175

Kühler.

Abzukühlen ($100^{\circ} - 15^{\circ}$)

$$\text{Dampf. } 1500 \times (620 - 15) = 907\,500 \text{ W.E.}$$

$$\text{Phenol } 300 \times (100 - 40) = 18\,000 \text{ W.E.}$$

$$300 \times 0,5 (40 - 15) = 3\,750 \text{ W.E.}$$

$$\underline{929\,250 \text{ W.E.}}$$

$$\sim 1\,000\,000 \text{ W.E.}$$

bei $0,08 \text{ ata}$) Wärmehalt des Dampfes 620
und 100°) " " Phenols 100

$$\Delta t = \frac{95 \pm 15}{2} = \frac{35 \pm 20}{2} \sim 28^{\circ}$$

$K = 200$ angenommen.

$$H = \frac{930\,000}{250 \times 28} = 133 \text{ m}^2 \sim 150 \text{ m}^2$$

also 3 Kühler mit je 50 m^2

POOR
COPY 37

IV.

21176

C. Energien.

Schmelwasserpumpen.

ca. 80 cbm./stdl. 30 m.

$$N = \frac{1000 \times 80 \times 1 \times 30}{3600 \times 0,6 \times 75} = 15 \text{ PS} = 11 \text{ KW.}$$

3 Stück a 15 KW.

Triumpen.

ca. 5 cbm./ stdl.

$$N = \frac{5 \times 1000 \times 1 \times 30}{3600 \times 0,6 \times 75} = \sim 1 \text{ PS.}$$

3 Stück a 2 KW.

Verladepumpe für Phenol

20 cbm/ stdl.

$$N = \frac{20 \times 1000 \times 10}{3600 \times 0,675} \sim 1,3 \text{ PS.}$$

1 Stück a 2 KW.

Kühlwasserpumpe

30 cbm/ stdl.

$$N = \frac{30 \times 1000 \times 30}{3600 \times 0,6 \times 75} = 5,5 \text{ PS.}$$

2 Stück a 5 KW.

D. Rohrleitungen.

Schmelwasser	200 Ø	60 Ø
Tri.	150 Ø	50 Ø
Kühlwasser	150 Ø	80 Ø
Phenol,	50 Ø	

POOR
COPY 37

v.

21177

E. Siedepunkte.

Trikresylphosphat. 260° bei 15 mm.

Phenole: S.P. 190 - 230° bei 750 mm

Karbolsäure	183°
Orthocresol	191°
Paracresol	201°
Metacresol	200°
Xylenol	210 - 225°.

Canby

POOR
COPY 37

13.8.30.

21178

11. August 1930.

Büro Obering. Göppinger in Me 38.

I. G. Luo

Herr Dipl.-Ing. Wüst.

Die Herren Dr. Strombeck u. Dr. Koppe zeitweise, sowie Obering. Göppinger, Dr. Herold, Dipl. Rauscher.

Projekt Entphenolierung für Schwelwasser.

Herr Wüst legt verschiedene Zeichnungen zu dem Projekt für 1800 Tato Rohschwelwasser vor, die sich im allgemeinen mit unseren Angaben decken.

Herr Dr. Herold erwähnt, dass sich inzwischen durch Versuche an der kleinen Versuchsanlage hier, Energien und Mengen änderten. Für die zu entwerfende Anlage ergeben sich somit folgende Zahlen:

Schwelwasser	1800 Tato
Phenol	5,4 "
Direkter H. D. Dampf	14,5 " (10.)
Tri	7,2 "

Die Deflegation und Aufheizung innerhalb der Kolonne soll entfallen, dafür soll die Aufheizung des ankommenden Tri - Phenolgemisches in einem Vorwärmer vor der Kolonne geschehen. Der Dampfverbrauch (H. D. Dampf) würde sich zu ca. 50 Tato errechnen.

Konstruktiv wurde folgendes festgestellt:

Turm aus geschweißtem Rohr mit Rasselblechbelägen der Firma Herrmann, Dresden.

Condensator: Röhrencondensator. Schwelwasser durch die Röhre.

Schwelwasservorwärmung auf 35° mittels indirektem Dampf durch doppelwandige Zuführungsrohre zum Wascht. u. Stat. des Dampfes kann auch das vom

POOR
COPY 37

Besuchsbericht: Projekt Entphenolierung für Schwelwasser.

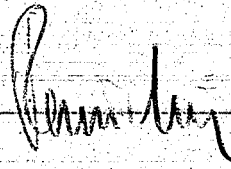
Trivorwärmer abgehende Dampf kondensat genommen werden (Kondensatopf dann erst hinter dem Ausgang des Dampfes aus dem doppelwandigen Rohr.)

Kolonnen wird nur 5 m hoch da auf die Deflegmation verzichtet wird und die Vorwärmung in einem eignen Vorwärmer geschieht.

Trivorwärmung vor dem Waschturm entfällt, da die Trimenge gegenüber der Schwelwassermenge zu gering ist als dass eine Vorwärmung wirtschaftlich wäre.

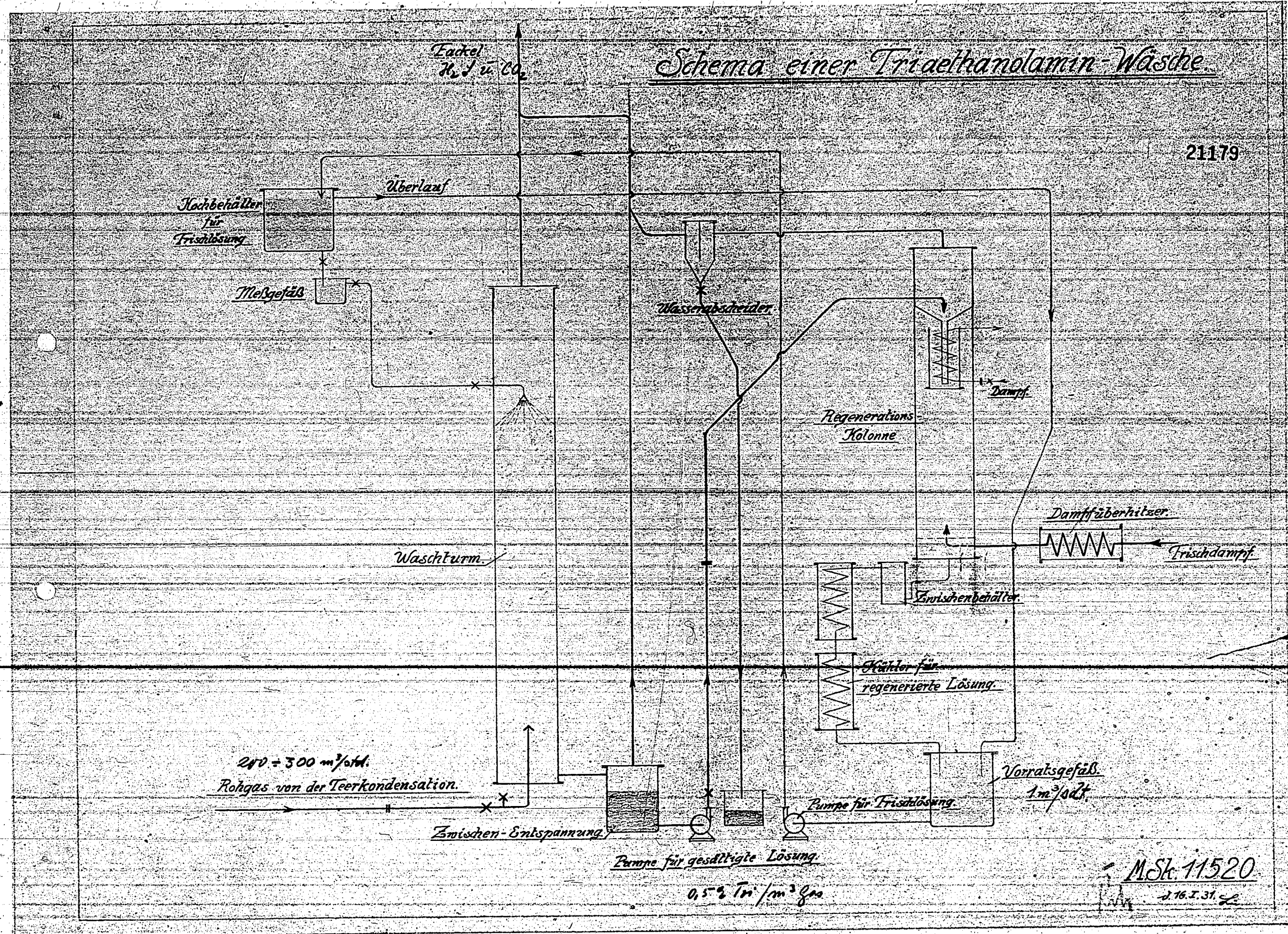
Ferner wird auf die Schaugläser, Filterkerzen und Telescoprohre verzichtet.

Vakuumpumpen ca 1100 cbm/stdl. 96% Vakuum.



Schema einer Triäthanolamin-Wäsche

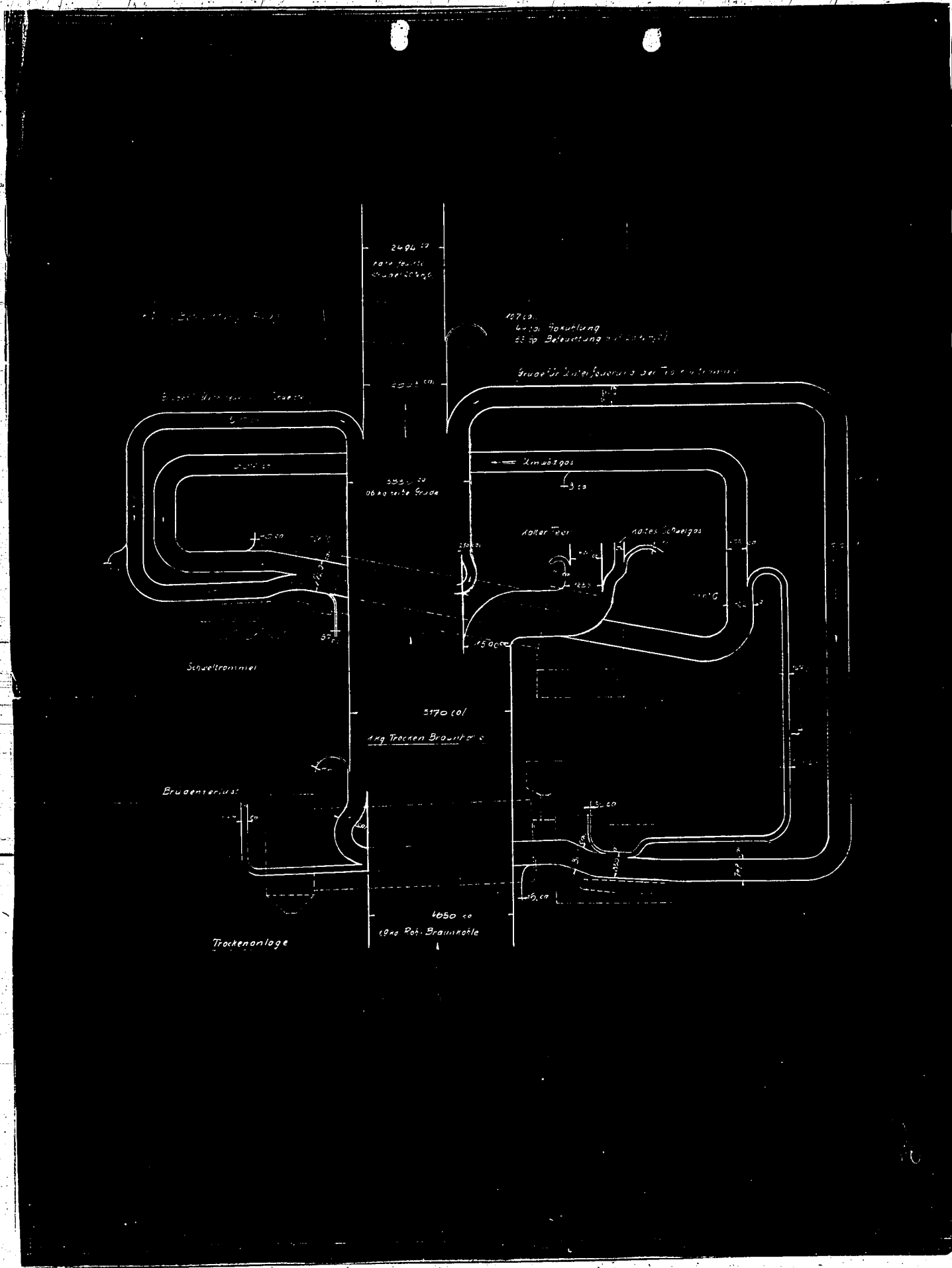
21179

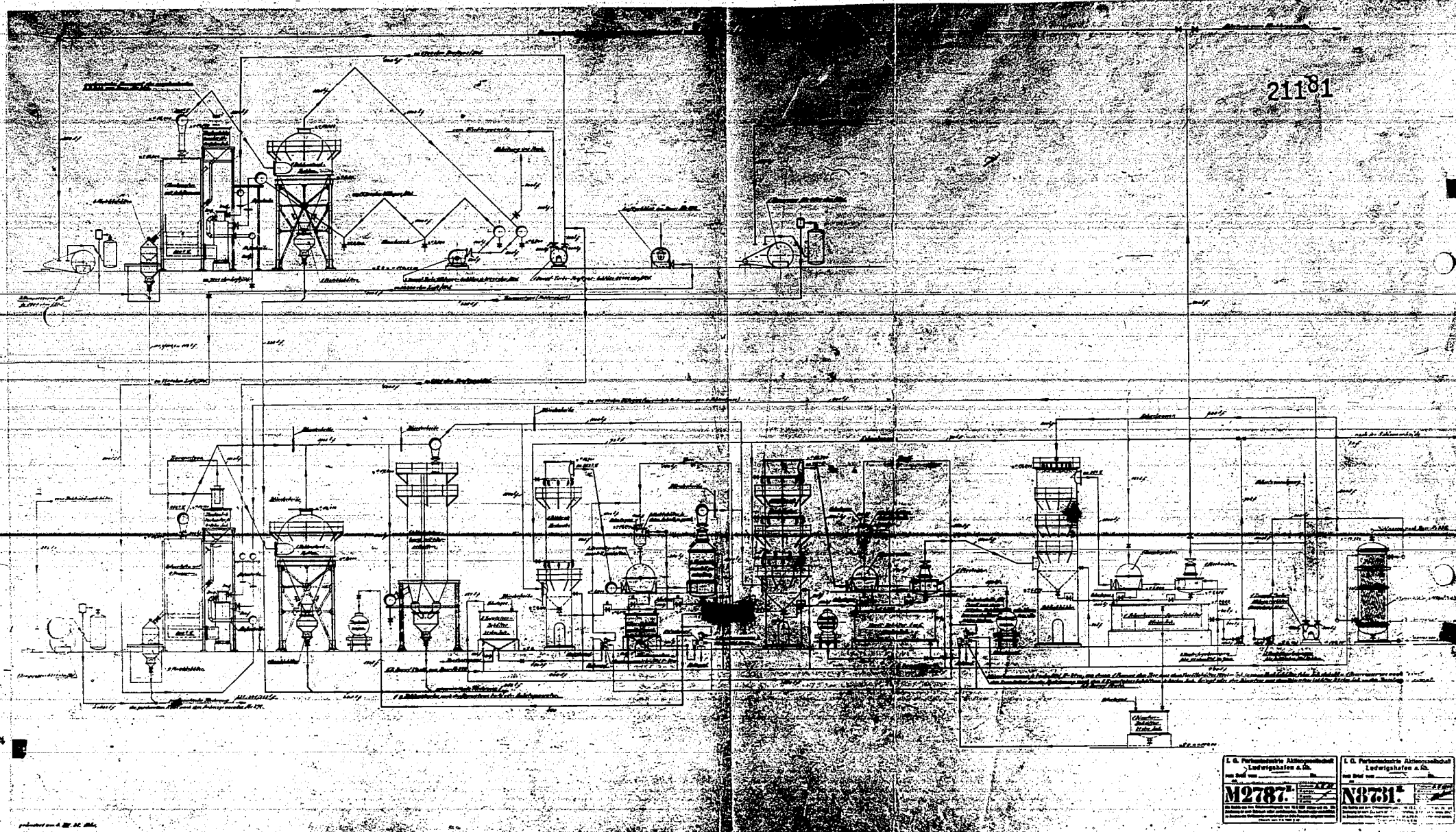


240 = 300 m³/h
 Rohgas von der Teerkondensation.

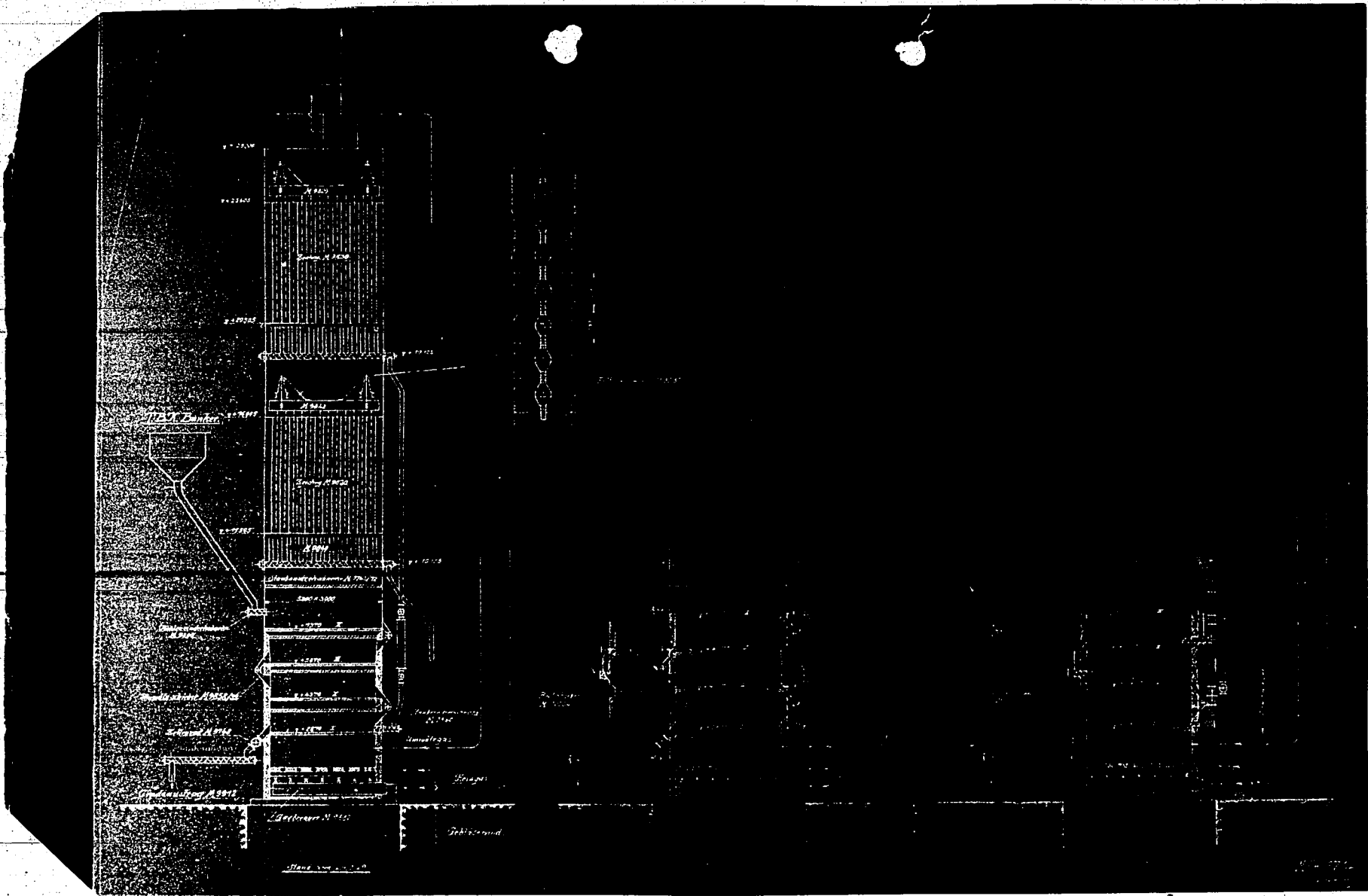
Pumpe für gesättigte Lösung.
 0,5% Tri / m³ Gas

M. Sk. 11520
 1.16.31.22

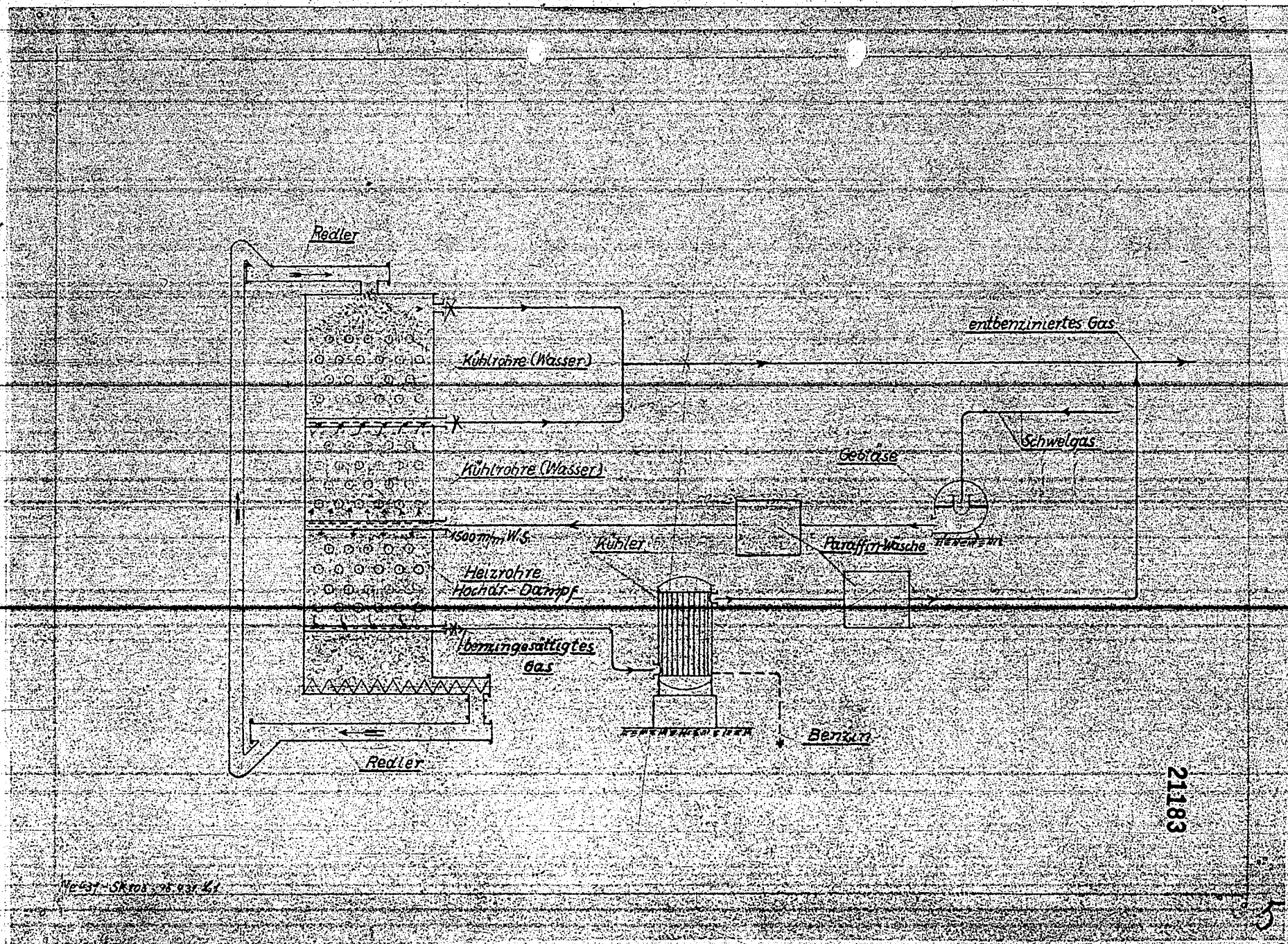




POOR COPY 37



POOR
COPY 37



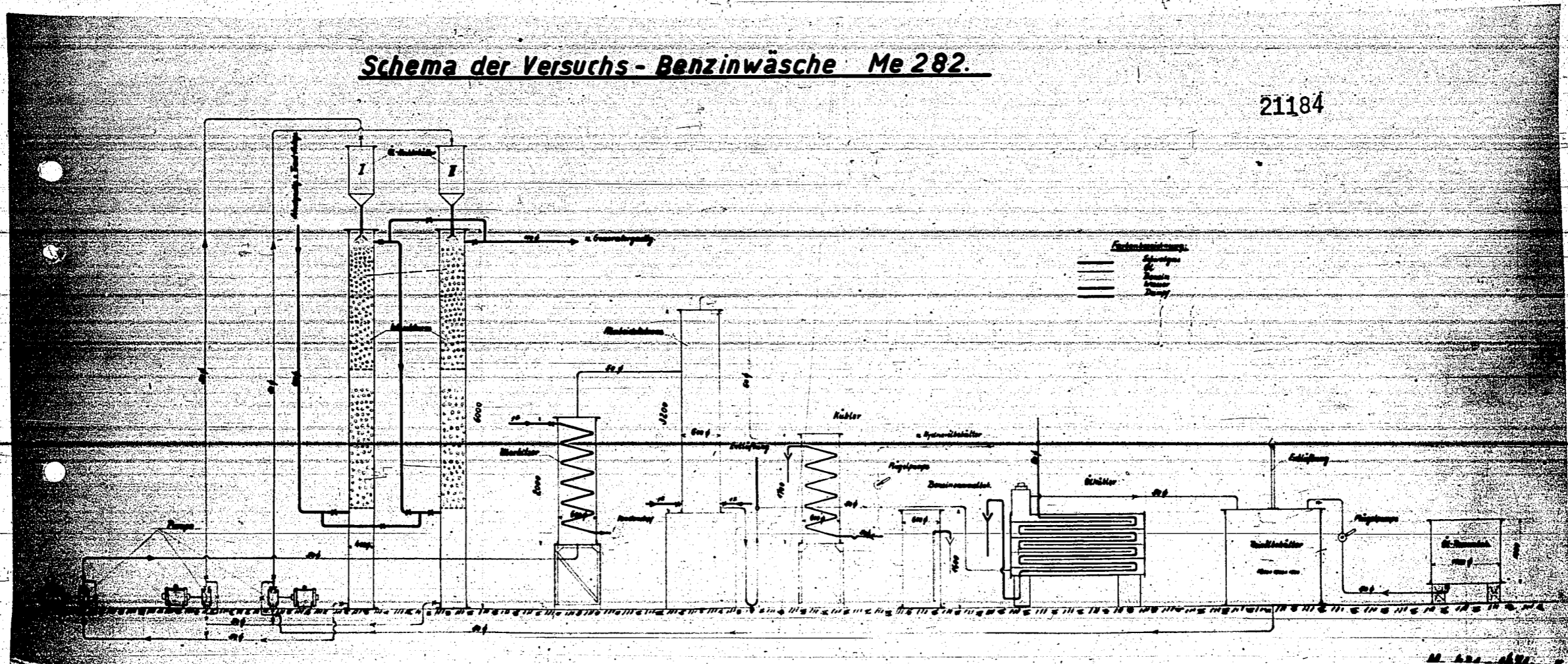
21183

Me 637 - SK 100 305 431 44

POOR COPY 37

Schema der Versuchs - Benzinwäsche Me 282.

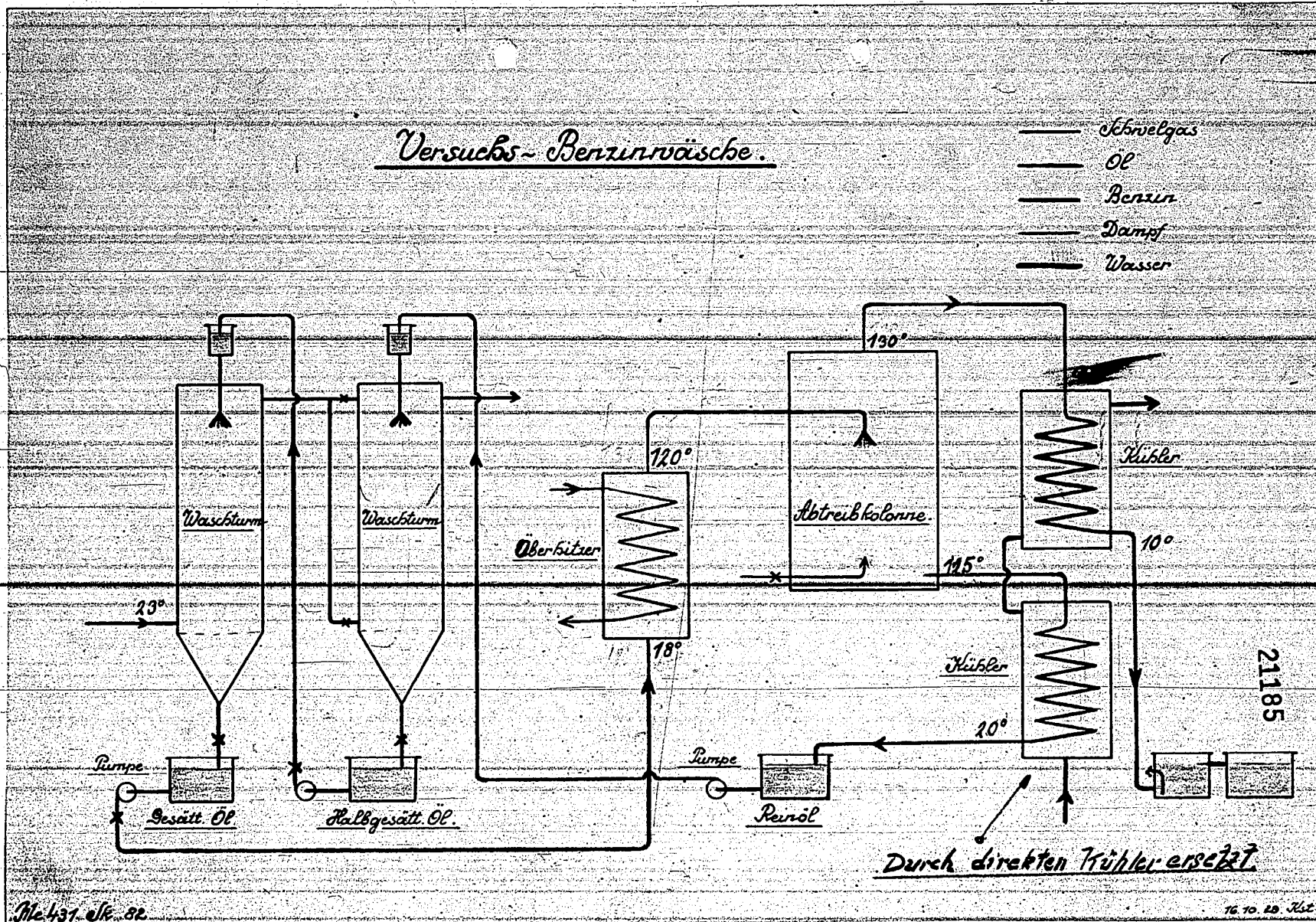
21184



POOR COPY 37

Versuchs-Benzinwäsche.

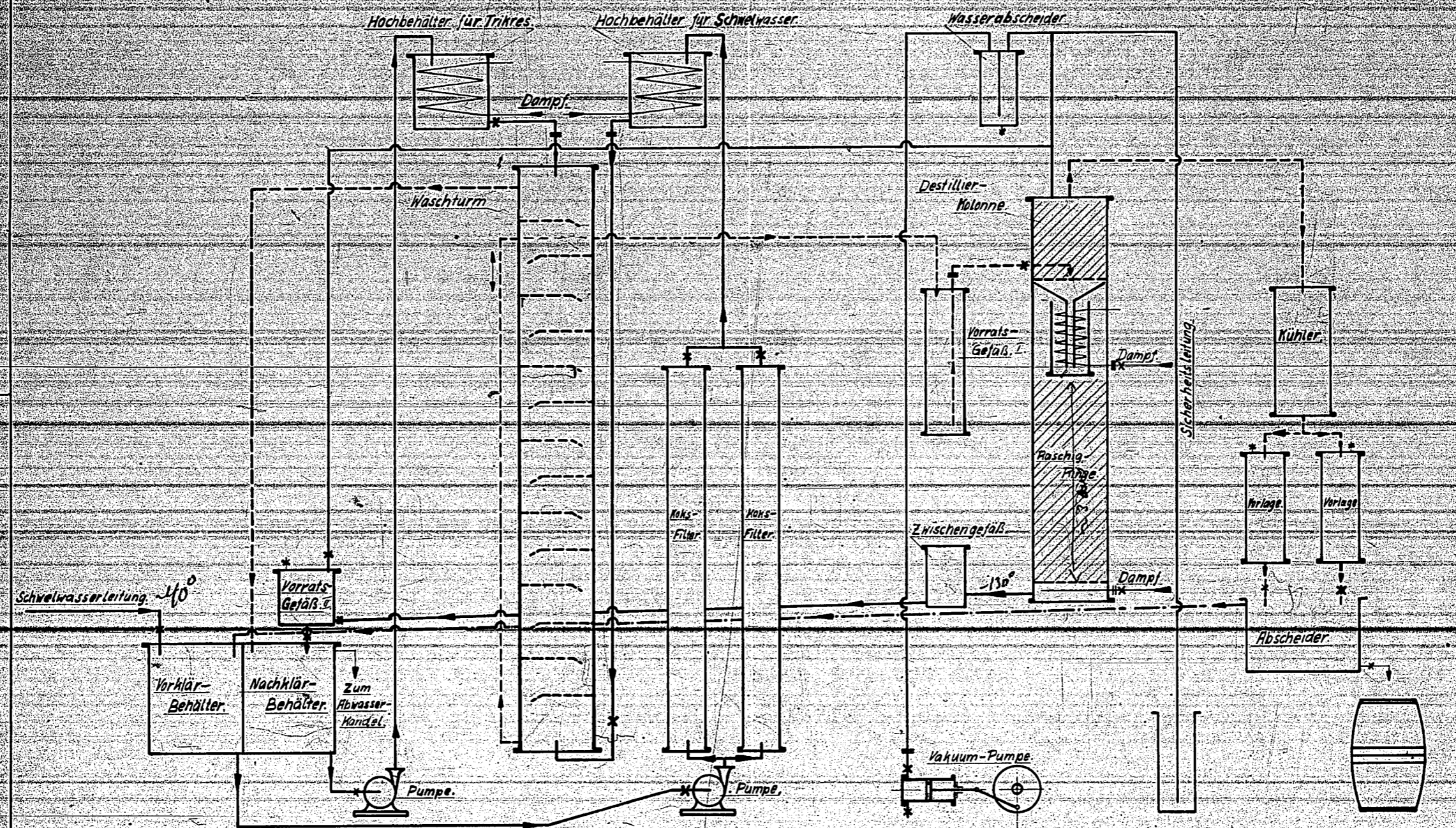
- Schnelgas
- Öl
- Benzin
- Dampf
- Wasser



Me 431. Sk. 82

Schema zur Entphenolierungsanlage.

21186

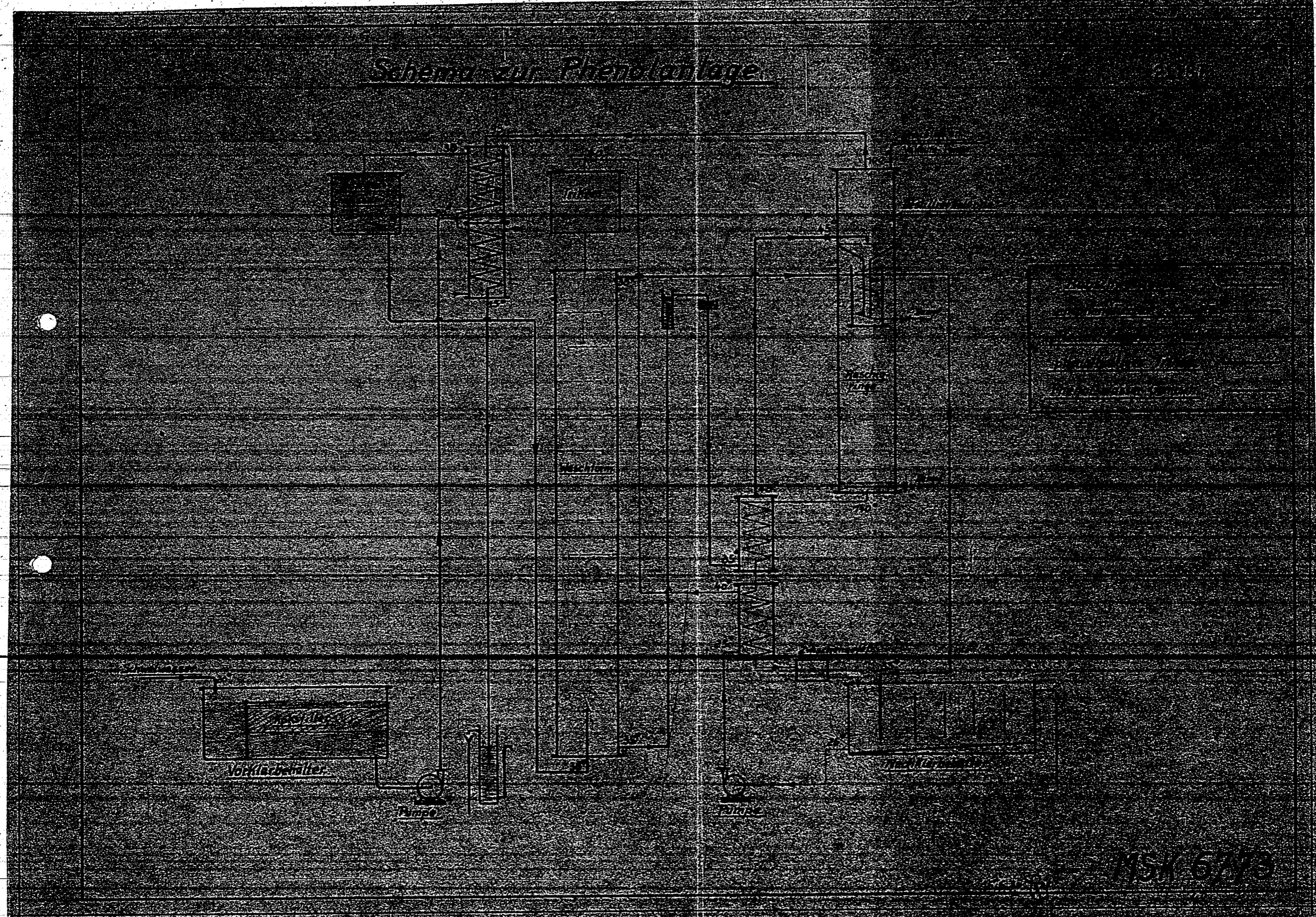


Zeichenerklärung: — Rohschwefelwasser; - - - - - entphenoliertes Schwefw.; — Reintrikresylphosphat; - - - - - phenolhaltiges Trikresylphosph.
 - - - - - Phenol-Wasser-Gemisch; — phenolhaltiges Wasser; — Vakuum; — — — — — Meßstelle.

MSK. 8118.

POOR COPY 37

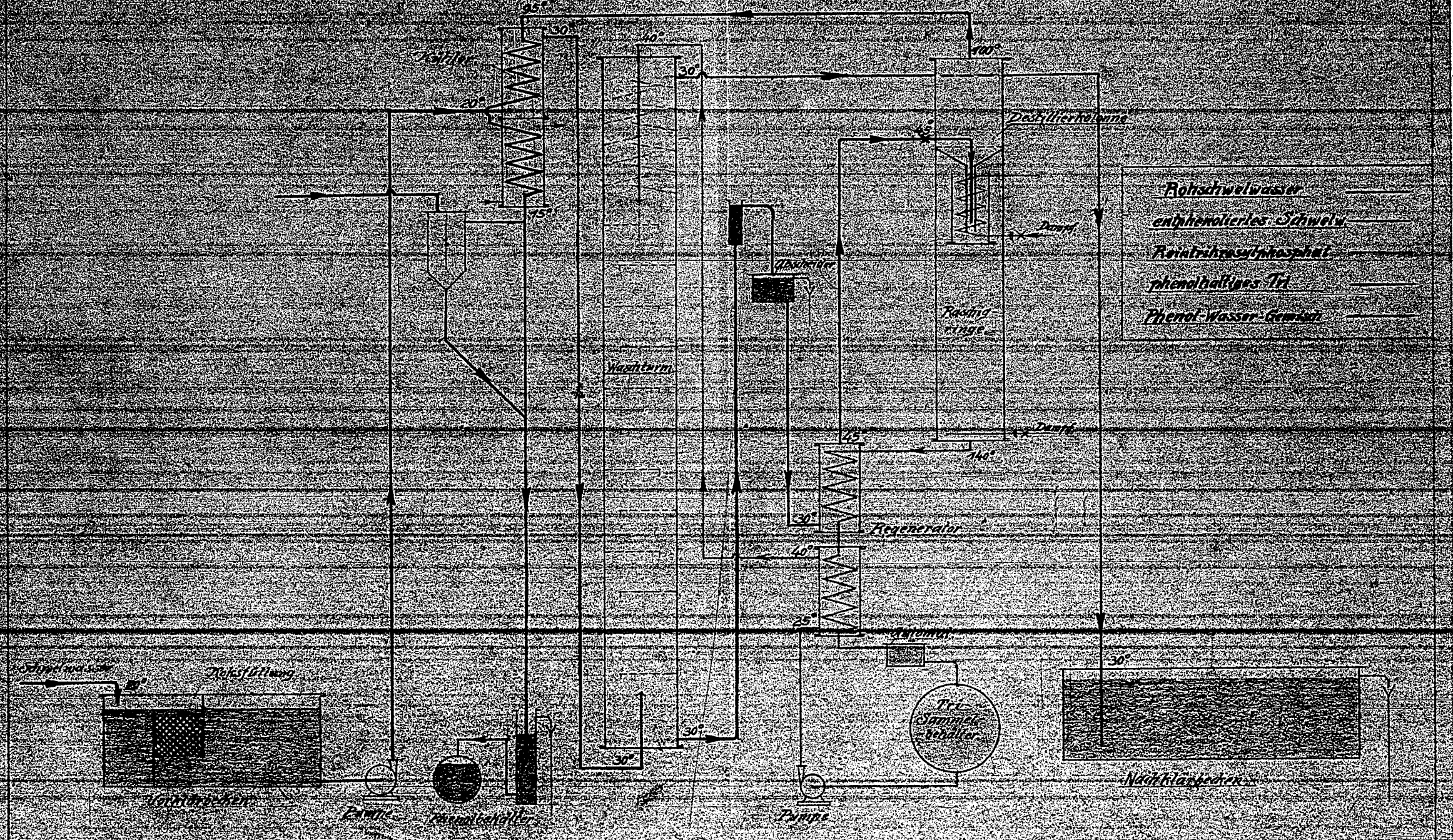
Schematische Plananlage



MSK 6/73

Schema zur Entphenolierung

21188



- Rohschmelzwasser
- entphenolertes Schwelw
- Reinstriphenylphosphit
- phenolhaltiges Tri
- Phenol-Wasser-Gemisch

MSK 6783

POOR COPY 37

21189

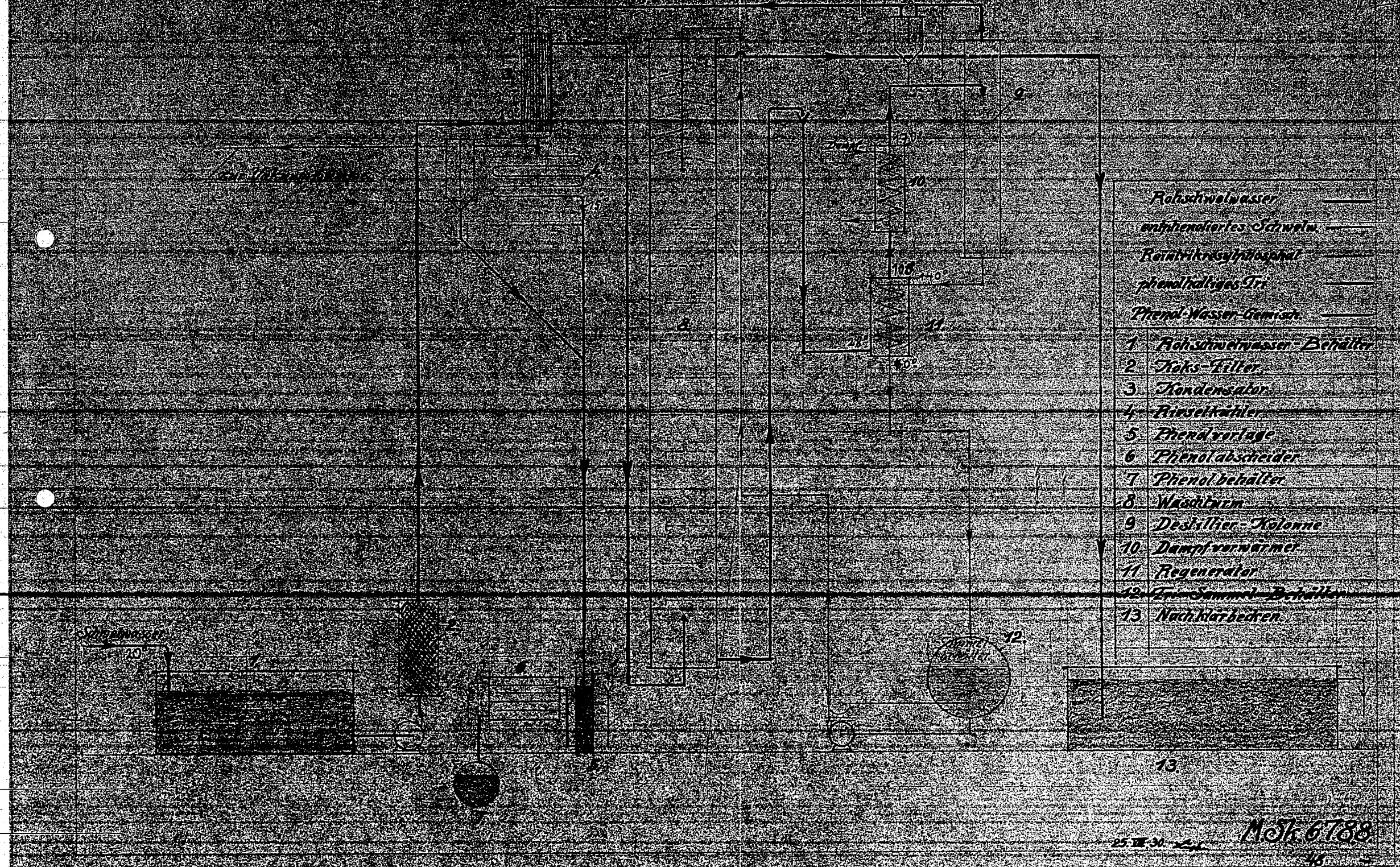
- Flüssigkeit
- mit demselben Schmelz
- Flüssigkeit
- schmelzende Flüssigkeit
- Phenol-Wasser-Gemisch
- 1 Rohschmelzwasser-Behälter
- 2 Flaks-Füller
- 3 Kondensator
- 4 Flaks-Leuchte
- 5 Phenolvorlage
- 6 Phenolabscheider
- 7 Phenolbehälter
- 8 Wächterarm
- 9 Destillier-Kolonne
- 10 Dampferwärmer
- 11 Regenerier
- 12 Flaks-Sammel-Behälter
- 13 Nachklärbehälter

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
101
102
103
104
105
106
107
108
109
110
111
112
113
114
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
161
162
163
164
165
166
167
168
169
170
171
172
173
174
175
176
177
178
179
180
181
182
183
184
185
186
187
188
189
190
191
192
193
194
195
196
197
198
199
200

POOR COPY 37

Schemo zur Entphenolierung

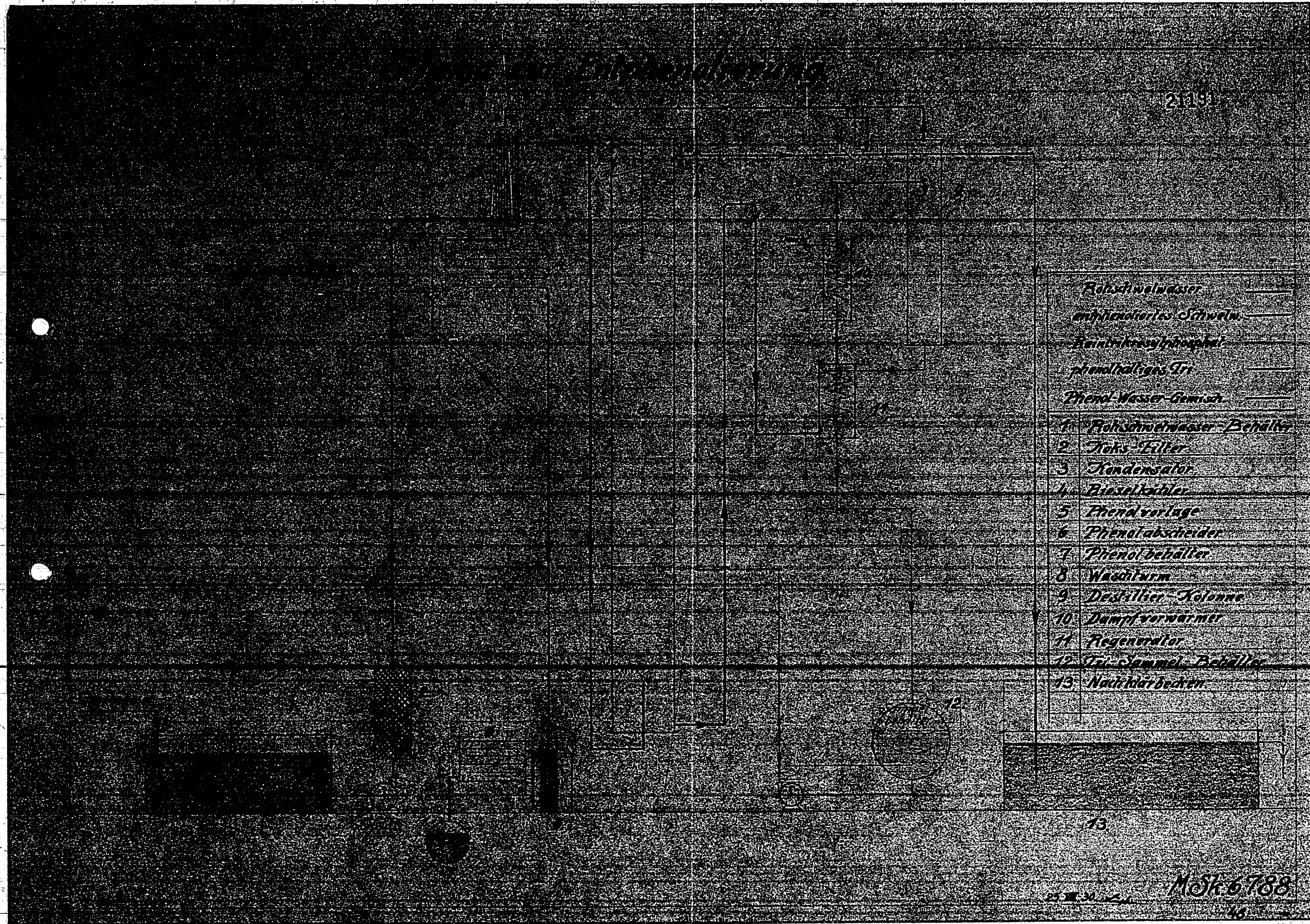
21190



- Rohschmelzwasser* _____
- entphenolertes Schwefel* _____
- Reaktorkreislaufschmelzwasser* _____
- phenolhaltiges Tri* _____
- Phenol-Wasser-Gemisch* _____
- 1 *Rohschmelzwasser Behälter*
- 2 *Triks-Filter*
- 3 *Kondensator*
- 4 *Rinsebehälter*
- 5 *Phenolvorlage*
- 6 *Phenolabscheider*
- 7 *Phenolbehälter*
- 8 *Waschturm*
- 9 *Destillier-Kolonne*
- 10 *Dampfverwärmer*
- 11 *Regenerator*
- 12 *Tri-Sammel-Behälter*
- 13 *Nachklärbecken*

MOK 6788

POOR COPY 37



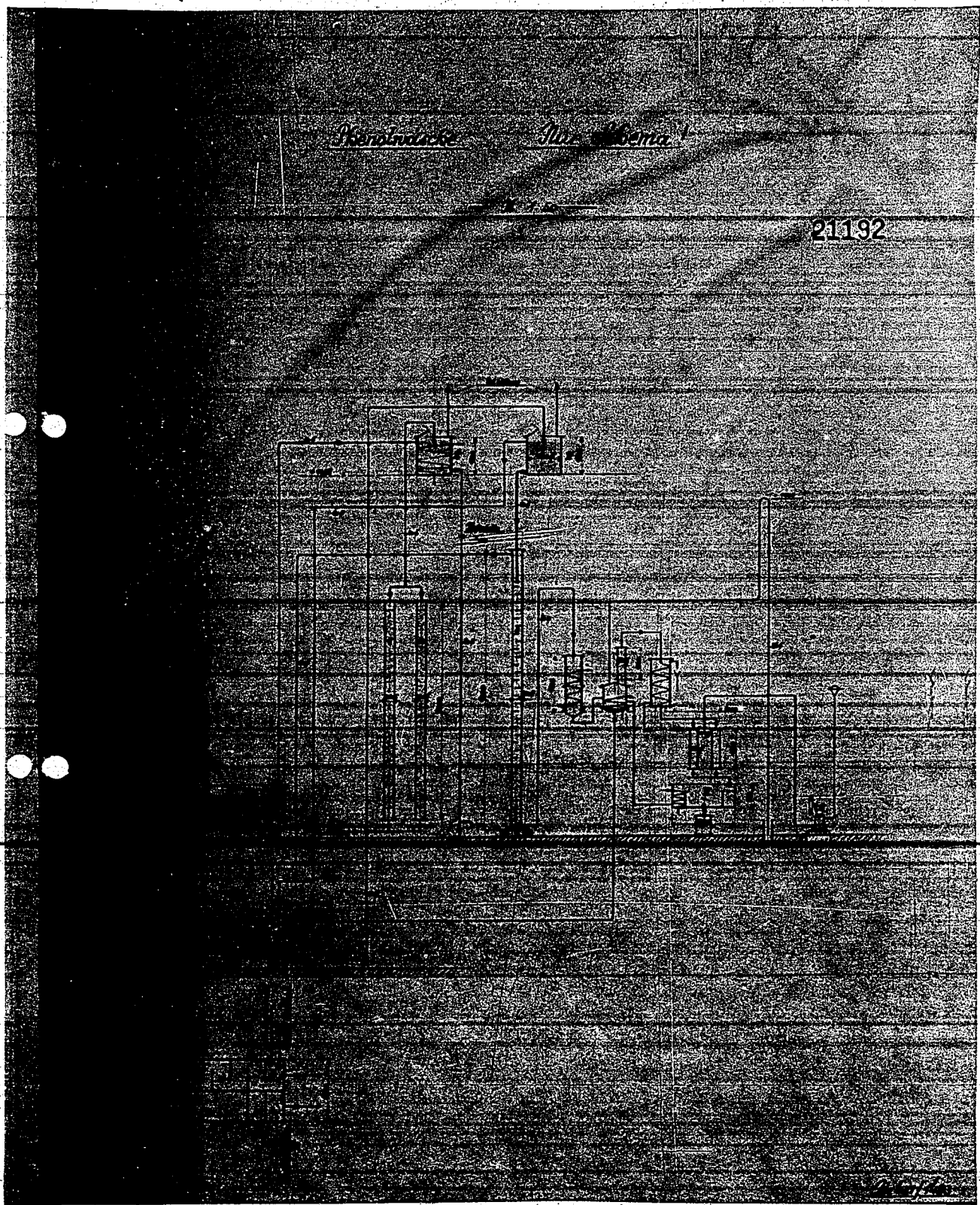
21191

- Rohschmelzwasser* _____
- empfindliches Schweln* _____
- Kontrollkryoskop* _____
- phenolhaltiges Tri* _____
- Phenol-Wasser-Gemisch* _____
- 1. *Rohschmelzwasser-Behälter*
- 2. *Toks-Füller*
- 3. *Kondensator*
- 4. *Rieselrohr*
- 5. *Phenolvorlage*
- 6. *Phenolabscheider*
- 7. *Phenolbehälter*
- 8. *Wachtturm*
- 9. *Destillier-Kolonne*
- 10. *Dampfvorwärmer*
- 11. *Regenröhr*
- 12. *Tri-Sammel-Behälter*
- 13. *Nachklärbecken*

13

MSK 6788

POOR COPY 37



POOR COPY 37

PROFESSOR

Entphenolierung 38
Riebeck

POOR COPY 38

21195

Entwurf.

Firma

A. Riebeck'sche Montanwerke

38

Halle/Saale

Betr.: Entphenolierungsanlage Deuben.

Auf Veranlassung der Firma Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H. unterbreiten wir Ihnen in der Anlage einen Kostenschlag für die in Ihrem Werk Deuben zu erstellende Entphenolierungsanlage. Die Anlage ist ausgelegt für die Entphenolierung von 25 m³/h Wasser bei einem Phenolgehalt von 6 gr/ltr. Die Phenol-Auswaschung geschieht mittels Spezial-Esters. In Anschluss an die Auswaschung wird das Phenol von dem Ester in einer Abtreibe-Destillationsanlage getrennt. Die Destillation ist so ausgelegt, dass der wertvolle Ester fast festlos zurückgewonnen und daher im Kreislauf gefahren werden kann. Die Anordnung der gesamten Entphenolierungsanlage wollen Sie den beiliegenden Schema Den 101-1 entnehmen. Der Phenolwasser-Behälter Pos. 1) ist in unser Angebot nicht mit eingeschlossen, sondern unser Angebot beginnt mit der Pumpe Pos. 26) hinter dem Phenolwasser-Behälter. Das Phenolwasser wird zunächst einer Kühlwasseranlage zugeleitet, wo es über Pumpen auf 30°C heruntergekühlt wird, anschliessend in eine Waschkolonne Pos. 4) gelangt, wo es zunächst im Gegenstrom die esterhaltigen Restgase auswäscht. Das mit Ester angereicherte Phenolwasser gelangt anschliessend in die Waschkolonne Pos. 5); hier wird es im Gegenstrom gegen den von unten nach oben laufenden Ester geführt. Der Ester reißt das im Wasser befindliche Phenol fast restlos an sich. Der mit Phenol gesättigte Ester gelangt in Anschluss daran über verschiedene Zwischenbehälter in die Abtreibe-Kolonne Pos. 23), wo im Sumpf das Phenolöl und im Kopf der Kolonne ein fast reiner Ester abgezogen wird. Die in der Kondensatorenanlage Pos. 21) und in dem Kühlapparat Pos. 20) niedergeschlagenen Esterdämpfe werden in einen Sammelbehälter geleitet und stehen für den Kreislaufprozess wieder zur Verfügung. Für das Auffangen des Reinphenols haben wir einen Lagerbehälter von 20 m³ Inhalt vorgesehen; ebenso ist für den eingehenden Reinstester ein Eingangsbehälter von 20 m³ veranschlagt.

Das in der Waschkolonne Pos. 5) im Sumpf befindliche Wasser ist mit Ester bis zu einem gewissen Grade angereichert. Um den Verlust dieses Esters zu vermeiden, gelangt daher das esterhaltige Wasser über ein System von Wärmetauschern und

POOR COPY 38

Friedrich Uhde, Ingenieurbüro und Fabrik für chem. Apparate, Dortmund

Verfahren zu der Abtreibe-Kolonne Pos. 16), in der das Wasser und der Ester getrennt werden. Das im Dampf abgezogene Wasser geht über das System der Wärmetauscher zurück in den Sammelbehälter Pos. 14) und wird von dort als entphenoltes Wasser weggepumpt. Im Kopf der Kolonne Pos. 16) wird der dampffürige Ester, der mit etwas Wasserdampf beaufschlagt ist, über eine Kondensations- und Kühlanlage verflüssigt. Der in dem Abscheider gewonnene Reinester gelangt in den Ester-Kreislaufbehälter Pos. 18), während das in Abscheider Pos. 10) anfallende Wasser nachmals in den Kreislauf der Abtreibe-Kolonne Pos. 16) zurückgeführt wird. Das System der Wärmetauscheranlage und der Abtreibe-Kolonne Pos. 8, 9 und 16) wird doppelt (Pos. 16a), 8a) und 9a) aufgestellt, um diese Apparate nach einer bestimmten Zeit mit Säure gereinigt werden müssen. Die für die Aufheizung der Kolonnen benötigten Dampfleitungen sind in dem Schema angedeutet.

Über die Aufstellung der Entphenolierungsanlage senden wir Ihnen in der Anlage unseren Entwurfsplan Dou 102-1. Wir haben die Anlage so vorgesehen, dass das benötigte Gebäude möglichst klein gehalten ist. Wir benötigen lediglich ein Pumpenhaus mit einer Länge von 20 m bei einer Breite von 8 m, während der verhältnismäßig kleine Bedienungsraum in den Abmessungen 4 x 6 m unmittelbar an das Pumpenhaus angebaut ist. Diejenigen Kühler und Kondensatoren, die hochgestellt werden müssen, wurden zum Aufstellen auf dem Dach des Pumpenhauses vorgesehen. Durch die Art der Anordnung haben wir sämtliche unnötigen Eisenkonstruktionen und Apparategerüste vermieden. Die Abmessungen der einzelnen Kolonnen und Behälter haben wir in dem beifolgenden Kostenanschlag in etwa festgelegt. Im Anschluss an den Kostenanschlag geben wir Ihnen eine kurze Aufstellung über die zu erwartenden Ausbeuten an Phenol, über den Verbrauch an Ester und den sonstigen Hilfsstoffen (Dampf, Wasser usw.).

Heil Hitler!

1 x Herrn Dipl.-Ing. Schindler
1 x Herrn Obering. Dr. Köhler
1 x Herrn Obering. Keinke
1 x Herrn Dipl.-Ing. Orth
1 x Uhde, Dortmund
Herrn Uhde,
Herrn Obering. Hoffmann
Akte
1 x Akte Leuna-Büro Uhde

POOR COPY 38

Friedrich Uhde, Ingenieurbüro und Fabrik für chem. Apparate, Dortmund

Entwurf

21197

Kostenanschlag

für eine Ester-Entphenolierungsanlage
für eine Leistung von 25 t/h Phenol-
wasser bei einem Phenolgehalt von 6
g/ltr. und bei einer Temperatur des
phenolhaltigen Wassers von ca. 60°C.

Dem Sammelbehälter für das phenolhaltige Wasser haben wir nicht in unser Angebot eingeschlossen; in einzelnen besteht die Anlage aus folgenden Teilen:

- Pos. 1) 1 Sammelbehälter für phenolhaltiges Wasser
Der Sammelbehälter gehört nicht zu unserer Lieferung.
- Pos. 2) 1 Kühler
ca. 500 mm ϕ , 6500 mm Gesamtlänge; geeignet zum Betrieb mit Rückkühlwasser bei einer Eintrittstemperatur von 38°C und einer Austrittstemperatur von 43°C.
- Pos. 3) 3 Kühler
ca. 400 mm ϕ x 6500 mm lang, zum Betrieb mit Frischwasser, bei einer Wassereintrittstemperatur von ca. 25°C.
- Pos. 4) 1 Entgasungskolonne
zum Auswaschen des in den Restgasen befindlichen Esters mittels Phenolwasser; die Kolonne ca. 11 m hoch, bei einem ϕ im unteren Teil von 1500 mm und im Oberen Teil von ca. 900 mm; der eigentliche Kolonnenteil gefüllt mit Faltenkörpern Nr. 6; die Kolonne ausgestattet mit einer Schwimmermelde-Vorrichtung mit Fernübertragung und einem Wasserstandsanzeiger.
- Pos. 5) 1 Waschkolonne
zum Waschen des phenolhaltigen Wassers mit einem Spezial-Ester, sodass der Ester das im Wasser gelöste Phenol an sich reißt. Die Waschkolonne hat eine Höhe von ca. 22 m. Im Unterteil der Waschkolonne befindet sich ein Sammelbehälter mit einer elektrischen Standsanzeigervorrichtung, die den Trennungspiegel zwischen Wasser und Ester konstant halten soll. Die oben aufgebante eigentliche Kolonne hat einen ϕ von max. 1100 mm

Friedrich Uhde, Ingenieurbüro und Fabrik für chem. Apparate, Dortmund

21198

und ist unisoliert und ebenfalls mit Faltenkörpern, jedoch Größe 2, gefüllt. Die beiden Kolonnen nach Pos. 4) und 5) erhalten ausser den genannten Armaturen die erforderlichen Verteilerböden, Mannlöcher für die Ein- und Ausbringung der Faltenkörper, eine Bedienungsfläche am Kopfe mit Steigleiter entlang der Kolonne. Ausserdem ist an jeder Kolonne ein schwenkbarer Galgen vorgesehen. Die Abvorrichtung, die an dem Galgen angebracht werden kann, um Teile zu transportieren, gehört nicht zu unserer Lieferung.

- Pos. 6) 1 Auffangbehälter mit ca. 20 m³ Inhalt, 2200 mm ϕ , ca. 3600 mm lang. Der Behälter dient zum Auffangen der gesamten Estersäule aus der Waschkolonne Pos. 5).
- Pos. 7) 1 Zwischenbehälter für esterhaltiges Wasser ca. 8 m³ Inhalt, stehende Anordnung, 2000 mm ϕ , ca. 2800 mm hoch.
- Pos. 8) 1 Gruppe von 4 Wärmeaustauscher-Elementen je ca. 500 mm ϕ und 6500 mm lang.
- Pos. 8a) 1 Gruppe von 4 Wärmeaustauscher-Elementen desgleichen, zum wahlweisen Fahren des Wärmeaustauschers über Pos. 8) bzw. Pos. 8a).
- Pos. 9) 1 Dampf-Spitzenvorheizer zum Aufheizen des esterhaltigen Wassers vor dem Eintritt in die Abscheide-Kolonne.
- Pos. 9a) 1 Dampf-Spitzenvorheizer desgleichen wie Pos. 9), zum wahlweisen Fahren von Pos. 9) bzw. Pos. 9a).
- Pos. 10) 1 Trennbehälter mit ca. 3,7 m³ Inhalt und Dampfchlangen-Beheizung.
- Pos. 11) 1 Flüssigkeitsvorlage mit Syphon für den Betrieb des Spitzenkühlers.

POOR COPY 38

Friedrich Uhde, Ingenieurbüro und Fabrik für chem. Apparate, Dortmund

21199

- Pos. 12) 1 Spitzenkühler
zum Betrieb mit Frischwasser für die Herunterkühlung
des Ester-Wasser-Gemisches auf ca. 30°C.
- Pos. 13) 1 Kondensator
zum Betrieb mit Rückkühlwasser, für das Verflüssigen
des Esterdampf-Wasserdampf-Gemisches.
- Pos. 14) 1 Zwischenbehälter
in Ausführung wie Pos. 7, bestimmt zum Aufnehmen von
entpholtem Wasser.
- Pos. 15) 1 Vorratsbehälter
für Spülsäure von ca. 2 m³ Inhalt zum Ausspülen der Ab-
treibe-Kolonnen nach Pos. 16 und 16a, der Wärmeaus-
taucher nach Pos. 8 und 8a, sowie der Spitzenvorhei-
ser nach Pos. 9 und 9a.
- Pos. 16) 1 Abtreibe-Kolonne
zum Trennen von Wasser und Ester, die Kolonne mit einer
Gesamthöhe von ca. 14 m, mit Dampf beheizt durch unmittel-
bares Einblasen von Wasserdampf mit einem Druck von
2,5 atü, gefüllt mit den erforderlichen Faltenkörpern
Größe 6, mit einem Verteilerboden, sonst die Kolonne
ausgestattet mit sämtlichen erforderlichen Armaturen,
Bedienungsbühne, Steigleiter usw. Die Kolonne hat einen
max. ϕ von 1100 mm in der Blechkonstruktion und ca. 1600
mm in der Isolierung.
- Pos. 16a) 1 Kolonne desgleichen
als Reservekolonne für Pos. 16).
- Pos. 17) 1 Sammelbehälter
von 2 m³ Inhalt zur Aufnahme von Phenol-Ester-Gemisch, der
Behälter ca. 1100 mm ϕ bei einer Länge von 2300 mm.
- Pos. 18) 1 Behälter desgleichen
jedoch zur Aufnahme von Reinstester.
- Pos. 19) 1 Vorratsbehälter
für 20 m³ Reinstester, Waggonladung, Abmessungen wie Pos. 6).

- Pos. 20) 1 Spitzenkühler
mit Frischwasserkühlung, zum Fertigkondensieren des Esterdampfes und zum Herunterkühlen des Flüssigesters auf ca. 30°C; ca. 120 m² Austauschfläche.
- Pos. 21) 1 Kondensator
für Esterdampf mit einer Austauschfläche von ca. 44 m².
- Pos. 22) 1 Flüssigkeitsvorlage
zum Spitzenkühler nach Pos. 20.
- Pos. 23) 1 Abtreibe-Kolonne
zum Trennen von Ester und Phenol, die Kolonne mit einer Gesamthöhe von ca. 14 1/2 m; der untere Aufgohbehälter besteht über eine Dampfchlange von ca. 50 m² Oberfläche, der Aufkocher mit einem ϕ von 1500 mm, der Kolonnenaußen ca. 1000 mm ϕ in der Blechkonstruktion, mit *Re-Faltenkörper*
6r Vi
schig-Ringfüllung und 3 eingebauten Verteilerböden; sonst die Kolonne ausgestattet mit den erforderlichen Armaturen, Bedienungsbühne, Steigleiter, Schwenkgalgen usw. Der Dampfeintritt für die Dampfchlange ist vorgesehen mit einem Druck von 18 atü.
- Pos. 24) 1 Frischwasserkühler
zum Herunterkühlen des im Sumpf der Kolonne Pos. 23) gewonnenen Phenolöles.
- Pos. 25) 1 Schlussbehälter für Phenolöl
mit ca. 20 m³ Inhalt; der Behälter in den Abmessungen wie Pos. 6).
- Pos. 26 a) - f) 6 Umlaufpumpen
für eine Leistung von ca. 25 m³/h, für phenolhaltiges Wasser bzw. esterhaltige und entphenoltes Wasser.
- Pos. 26 g) - h) 2 Reservepumpen zu Pos. 26 a) - f).
- Pos. 27 a) - b) 2 Zentrifugal-Pumpen
für Phenol-Ester-Gemisch und Reinester für eine Stundenleistung von ca. 5 m³.

21201

- Pos. 27e) 1 Reservepumpe zu Pos. 27)
- Pos. 28) 2 Zentrifugal-Pumpen
a) - b) für Reinester bzw. Reinphenol mit einer Stundenleistung von ca. 1,5 m³.
- Pos. 28e) 1 Reservepumpe zu Pos. 28 a) - b).
- Pos. 29a) 1 Zentrifugalpumpe
für eine Leistung von ca. 10 m³/h Reinester.
- Pos. 29b) 1 Pumpe
10 m³ zur Förderung von Phenolöl zum Schlussbehälter und Tankwagen.
- Pos. 29c) 1 Pumpe
zum Umwälzen von Spülwasser und abwechselnd Spülwasser für eine Leistung von ca. 10 m³/h.
- Pos. 30) Für sämtliche zu liefernden Pumpen die erforderlichen Teile wie Kupplungsschutz, Pass-Stücke und Armaturen. Die Pumpen nach Pos. 26) - 29) werden sämtlich ohne Elektromotoren geliefert.
- Pos. 31) Sämtliche Rohrleitungen zur Verbindung der einzelnen Anlageteile untereinander; die Anschlussleitungen nach aussen jeweils bis 1 m vor die Anlage.
- Pos. 32) Sämtliche erforderliche Armaturen, wie Ventile und Schieber, für den Betrieb der Anlage nebst den erforderlichen Flanschen, Schrauben und Dichtungen. Für die hautschädlichen Leitungen ist jedoch in unserem Angebot vorausgesetzt, dass dieselben in geschweiseter Ausführung geliefert werden.
- Pos. 33) Sämtliche erforderliche Messinstrumente, soweit sie für den Betrieb der Anlage erforderlich sind, wie Manometer, Thermometer, Flüssigkeitsstandanzeiger, Schwimmerstandmesser und Mengennessgeräte.

POOR COPY 38

Friedrich Uhde, Ingenieurbüro und Fabrik für chem. Apparate, Dortmund

21202

- 34) Für die Zusammenfassung der Messinstrumente auf einer Tafel die erforderlichen Schalttafeln, die im Bedienungshaus untergebracht werden.

Die vorstehend beschriebene Anlage liefern wir Ihnen zu einem Gesamtpreise von
RM 217.000,-

bei einem Gesamtfertigsgewicht der Anlage von ca. 145 to. Das Kontingentgewicht für die Teile beträgt ca. 170 to. Für dieses Kontingentgewicht erhalten wir von Ihnen im Bestellungsfall eine Kennziffer mit dem Zusatzzeichen "Z".

Der vorgenannte Preis versteht sich für Lieferung sämtlicher Teile frei Station Deuben einschliesslich Verpackung und einschliesslich der Montageleitung entsprechend den nachstehend festgelegten Grundsätzen. Der Transport der Teile von der Bahnstation Deuben bis zur Baustelle erfolgt durch den Besteller.

Sämtliche Apparate werden, soweit erforderlich, der antlichen Abnahme durch den zuständigen Dampfkessel-Überwachungsverein unterworfen, worüber Sie später die erforderlichen Atteste erhalten. Für die Einholung der Aufstellungsgenehmigung der Anlage liefern wir Ihnen eine Beschreibung nebst Schema in 4-facher Ausfertigung.

Zahlungsbedingungen:

In Bestellungsfall erwarten wir

- 1/3 der Auftragssumme bei Erhalt unserer Auftragsbestätigung,
- bis zu 90 % nach Anlieferung auf der Baustelle nach Massgabe der angelieferten Apparate und Maschinen,
- 10 % nach beendeter Montage und Inbetriebnahme.

Montage:

Für die Montage der Anlage stellen wir einen Ingenieur, der die Kontrolle und Überwachung der Montagearbeiten übernimmt, aber nicht ständig auf der Baustelle anwesend ist. Der Ingenieur ist in der Montage von chemischen Grossanlagen erfahren und wird je nach den Erfordernissen auf der Baustelle in gewissen Zeitabständen anwesend sein.

Des weiteren stellen wir für die Montage 3 Monteure, die in der Montage von chemischen Grossanlagen erfahren sind, die für die Dauer der Montage auf der Baustelle ständig anwesend sind. Die Kosten für diese Monteure werden restlos von uns getragen.

21203

Friedrich Uhde, Ingenieurbüro und Fabrik für chem. Apparate, Dortmund

Ferner werden vorübergehend 1 oder 2 Spezialmonteure für die Aufstellung von Pumpen und die Anbringung von Messinstrumenten für einige Tage auf der Baustelle anwesend sein. Ebenso stellen wir das Montagegerät, wie Werkzeuge, Flaschenzüge usw.

Bauseitig sind für die Montage folgende Teile zu stellen:
Schweißgerät und Schweißmaterial, Werkbänke, 1 Baubude für den Aufenthalt von ca. 10 Arbeitern, 1 überdachte Arbeitsstelle für die Aufstellung von ca. 5 Schraubstößen.

An Personal sind bauseitig zu stellen:
3 Hilfschlosser und 2 ungelernete Hilfskräfte, ausserdem 1 Schweißer, Maurer, Zimmerer und Anstreicher sind sämtlich bauseitig zu stellen.

Die Montage übernehmen wir hinsichtlich der Aufstellung sämtlicher Apparate und Maschinen, während die Erstellung der Gebäude und Fundamente nicht in unser Angebot eingeschlossen ist. Ausserdem sind in unserem Angebot nicht eingeschlossen die Kosten für die Isolierung und die Kosten für die Motoren, daher übernehmen wir für diese Teile auch nicht die Montage.

Liefertermin

Bei Benennung einer geeigneten Kennziffer schätzen wir, dass die Erstellung der Anlage in ca. 14 - 18 Monaten durchgeführt werden kann, wobei damit zu rechnen ist, dass die Montage nach etwa 10 - 12 Monaten beginnen kann. Über den endgültig festzulegenden Liefertermin werden wir uns in mündlicher Verhandlung noch weiter mit Ihnen besprechen.

An das vorstehende Angebot halten wir uns auf die Dauer von 8 Wochen gebunden und sehen Ihrer baldigen Bestellung bzw. Ihren weiteren Nachrichten mit grossem Interesse entgegen.

Heil Hitler!

Uhde

POOR COPY 38

21204

Pa/Se.

2.3.1940

1

Pa/Se.

Betr.: Ph/Deu. - Riebeck-Phenol. Anlage Deuben - 25 d/h Phenolwasser 60°C.

a) Selbstkosten:

	Fertig- gewicht kg	Kontin- gentgew. kg	Selbstkosten	
			RM/kg	Gesamt RM
1 Kühler 70 m ² , 160 Rohre 500 φ, 6000 lang, Rückkühlwasser	2 100	2 200	1,10	2.300,-
2 Kühler je 53 m ² , 125 Rohre, 400 φ, 6000 lang, Frischwasser	3 100	3 350	1,05	3.270,-
1 Entgasungskolonne				
a) Blechkonstruktion	3 400	3 750	1,-	3.400,-
b) Armaturen (ohne Ventile)	80	130	5,-	400,-
c) Faltenkörper 3,2 m ² , Gr. VI	1 230	1 340	168,-/m ²	540,-
1 Waschkolonne				
a) Blechkonstruktion	7 400	8 100	1,05	7.850,-
b) Armaturen	100	160	5,-	500,-
c) Faltenkörper 15 m ² , Gr. II	9 500	10 500	430,-/m ²	6.450,-
1 Zwischenbehälter 2200 φ, 5600 lang, s = 10 mm Wand Boden 14 mm, Inh. 20 m ³	4 000	4 400	0,70	2.800,-
2 Behälter 8 m ² , stehend, 2000 φ, 2800 hoch, s = 10, Boden = 14 mm	5 000	5 400	0,65	3.240,-
8 Wärmeaustauscher-Elemente je 65 m ² ; 500 φ, 6000 lg. 150 Rohre	12 000	13 500	0,90	11.000,-
2 Dampfeiser ab- schtänge	500	550	1,-	500,-
1 Esterabscheider 3,7 m ² , 1400 φ, 2250 hoch, s = 8, Boden = 11 mm	1 400	1 500	0,80	1.110,-
1 Syphon	80	100	0,80	65,-
1 Wasservorlage	100	110	0,60	60,-
1 Spitzenkühler (Rückkühlwasser) (Schätzung)	500	550	1,25	650,-
1 Kondensator (Frischwasser) (Schätzung)	1 200	1 300	1,40	1.700,-
Übertrag:	51.690	56 940		45.835,-

- 2 -

POOR
COPY 38

21205

2.3.1940 2

Pa/So.

Pa/So.

	Fertig- gewicht kg	Kontin- gentgew. kg	Selbstkosten RM/kg	Selbstkosten Gesamt RM
	51 690	56 940		45.855,-
1 Zwischenbehälter 8 m ³	2 500	2 700	0,65	1.620,-
2 Abtreibekolonnen				
a) Blechkonstruktion	10 000	11 000	1,10	11.000,-
b) Armaturen	150	400	6,-	900,-
c) Füllkörper 18m, Gr.VI	6 800	7 500	134/m ³	2.400,-
2 Zwischenbehälter je 2 m ³ liegend, 1100 Ø, 2300 lang				
1 x Phenol-Ester	2 300	2 450	0,65	1.600,-
1 x Rein-Ester				
1 Vorratsbehälter 20 m ³ f. Reinester	4 000	4 400	0,70	2.800,-
1 Kondensator f. Ester 44 m ²	1 200	1 300	1,40	1.700,-
1 Spitzenkühler " " 120 m ²	500	550	1,25	650,-
1 Vorlagebehälter	100	110	0,60	60,-
1 Abtreibekolonne				
a) Blechkonstruktion	4 800	5 280	1,-	4.800,-
b) Armaturen	100	250	6,-	600,-
c) Füllkörper Gr.VI, 8m ³	5 050	5 600	248/m ³	2.000,-
d) 3 Verteilerböden	720	950	1200/Stk.	3.600,-
1 Phenolkühler	50	55	0,80	40,-
1 Schlussbehälter Ph. 20 m ³	4 000	4 400	0,70	2.800,-
8 Pumpen a. 25 m ³	3 300	4 100	980/Stk.	7.800,-
3 Pumpen a. 5 m ³	1 100	1 600	850/ "	2.550,-
3 Pumpen a. 1,5 m ³	900	1 100	850/ "	2.550,-
3 Pumpen a. 10 m ³	750	900	400/ "	1.200,-
1 Säurebehälter	100	100		450,-
Zubehör zu Pumpen Kupplungsschutz, Paßstücke usw.	650	800	1,20	800,-
Rohrleitungen				
a) Rohre 10 % Gesamtgew.	10 000	12 000	1,-	10.000,-
b) Armaturen	4 500	5 500	1,10	5.000,-
c) Flansche, Schrauben, Dich- tungen (Hauptteile ge- schweisst)	2 000	2 200	1,30	2.600,-
d) Messinstrumente (außer Kolonnen)	400	700	5,-	2.000,-
e) Schalttafel	200	220	2,-	400,-
Selbstkosten d. Lieferungen:	117 860	133 105		117.755,-

- 3 -

POOR
COPY 38

21206

Pa/Se.

2.3.1940

3

Pa/Se.

b) Büro- und Ingenieur-Kosten und Abnahme:

Verwaltung			
Büro kaufm. Arbeiten	300 Stunden a RM 5,-	RM	1.500,-
Konstruktion	700 " a " 5,-	"	3.500,-
Entwurf	300 " a " 5,-	"	1.500,-
Reisen (Bestellungen, Besprechungen, Material-treiben)	30 Tage a RM 80,-	"	2.400,-
Abnahmen (Selbstkosten Seite 2)		"	3.800,-
		RM	12.700,-

c) Montage:

(ohne Inbetriebnahme), Dauer 4 Monate.

Ingenieur zur Kontrolle und Überwachung zeitweise auf Baustelle anwesend	30 Tage a RM 50,-	RM	1.500,-
20 Reisetage a RM 50,-		"	1.000,-
Reisekosten 20 Reisen a RM 70,-		"	1.400,-

Monteure

a) 3 Monteure a 4 Monate			
1 Monat a 210 Std. a RM 2,-; 60 a 2,50; 80 a 3,-		"	10.000,-
= 810,-		"	810,-
b) 2 Monteure a 14 Tage		"	750,-
c) Reisekosten 15 Reisen a RM 50,-		"	800,-
Montagegehalt RM 23,-/Mann und Monat einschl. Fracht		"	800,-

Schweißgerät u. Schweißmaterial u. 3 Hilfschlosser u. 1 Schweißer sind zu stellen;
ohne Maurer, Zimmerer, Anstreicher.

Montagekosten:

RM 16.260,-

- 4 -

POOR
COPY 38

21207

Ps/Se.

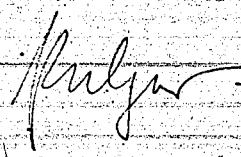
2.3.1940 4

a) Verkaufspreis (Vorschlag)

a) Selbstkosten Seite 2	RM 117.755,-
b) Bürokosten Seite 3	" 12.700,-
c) Montage Seite 3	" <u>16.260,-</u>
	RM 146.715,-
Fracht und Verpackung 120 to a RM 30,-	" 3.600,-
Risiko 10 % v. RM 150.000,-	" 15.000,-
Umsatzsteuer (+ Stempel usw.) 4,8 % v. unten	" <u>8.000,-</u>
	RM 173.315,-
Gesamtselbstkosten:	RM 174.000,-
Gewinn 25 %	" <u>43.000,-</u>
Verkaufspreis	RM 217.000,-
	<u> </u>

Fertiggewicht: ca. 145 to
Kontingengewicht: ca. 162 to
Kilopreis/ ca. RM 151/kg.

Leuna, den 2.3.1940.



21208

Ps/Se.

2.3.1940 5

Ph/Stett - Mehrkosten Pölitzi

Phenolkolonne (grösser)

a) Blechkonstruktion mehr RM 800,--
b) Verteilerböden mehr (Lizenznehmer) " 2600,--

Faltankörper mehr

a) Waschkolonne 1 " 110,--
b) " " 2 " 1.650,--
c) Abtreibekolonne 3 und 4 " 650,--
d) " " 5 " 450,--

Vakuumsauger

" 1.600,--
RM 7.860,--

Zuschläge ca. 40 %

" 3.150,--
RM 11.010,--

Endpreis Pölitzi:

RM 228.000,--

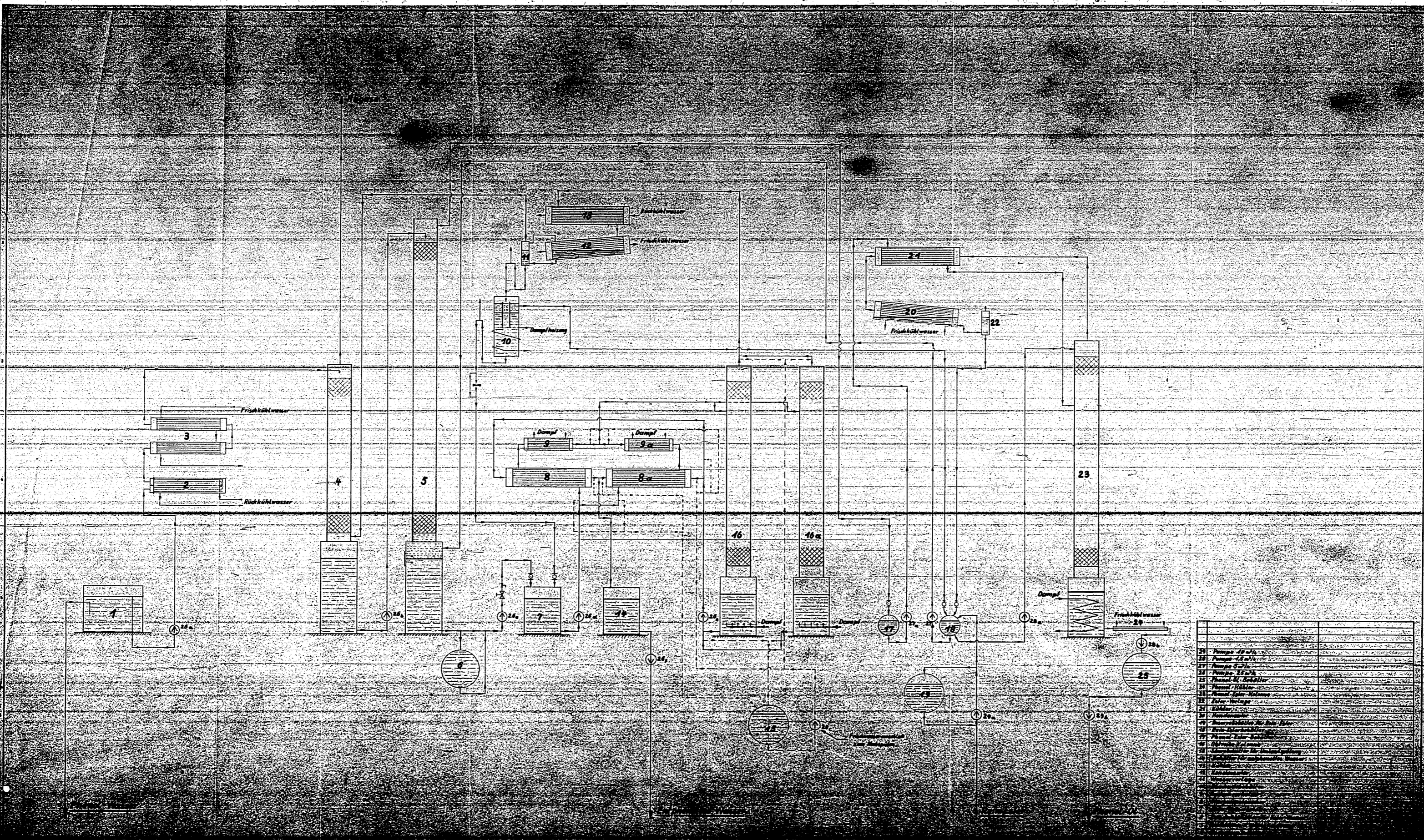
Fertiggewicht: 148 to

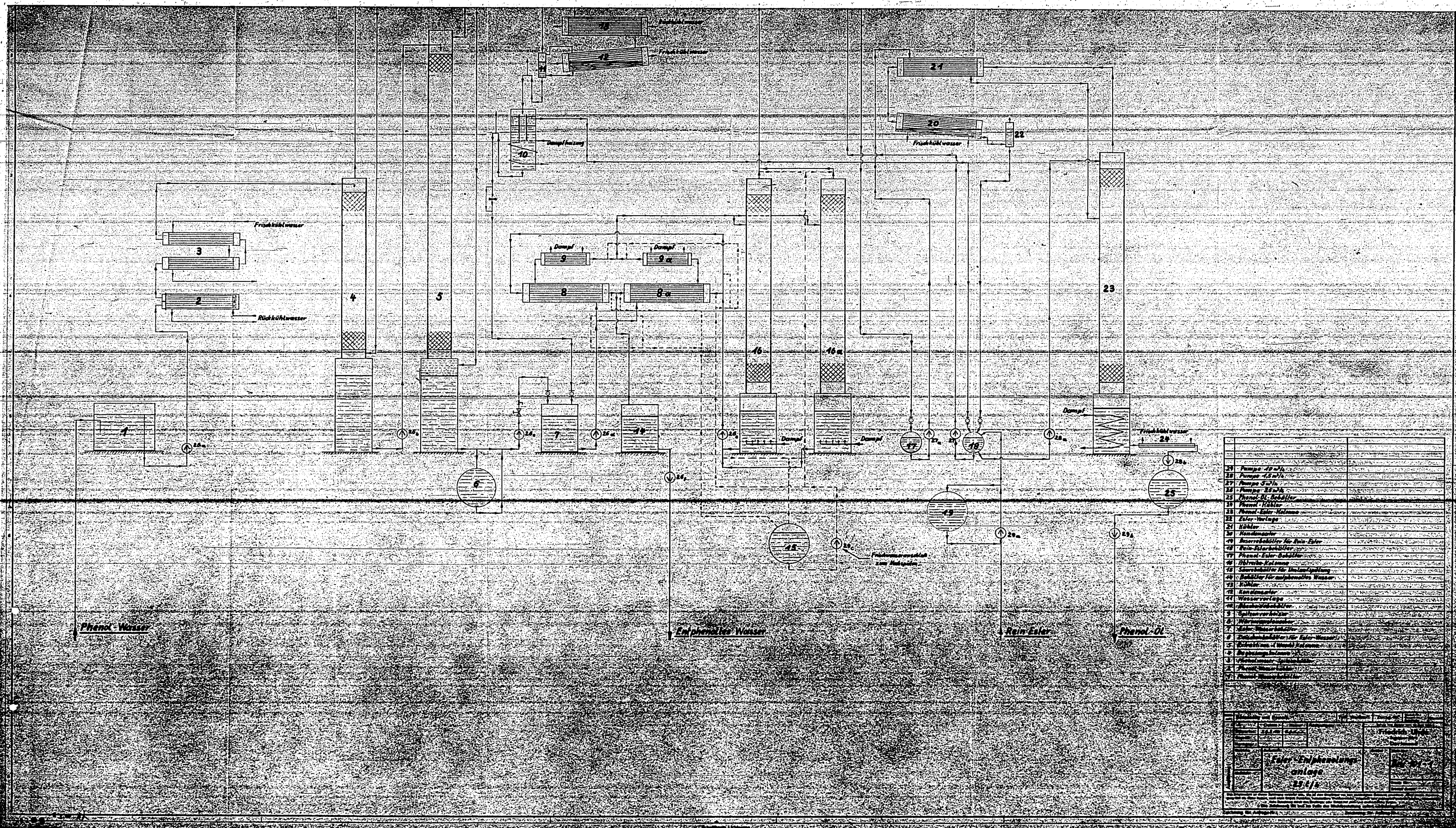
Kontingentgewicht: 165 to

Kilopreis: RM 1,54

Pölitzi

POOR COPY 38



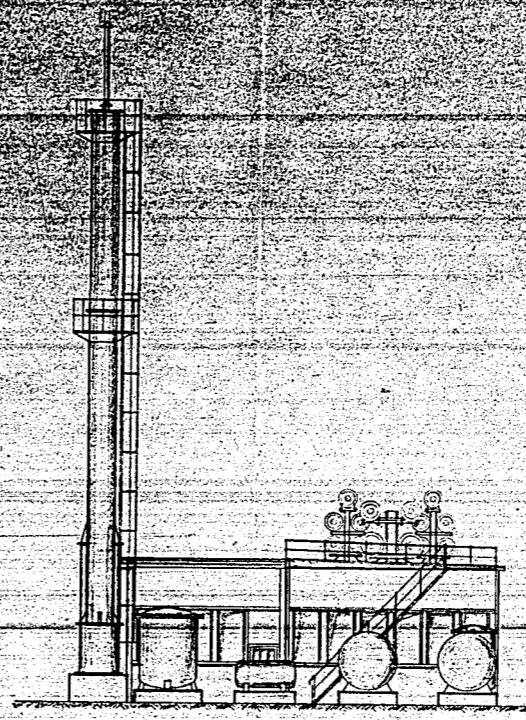
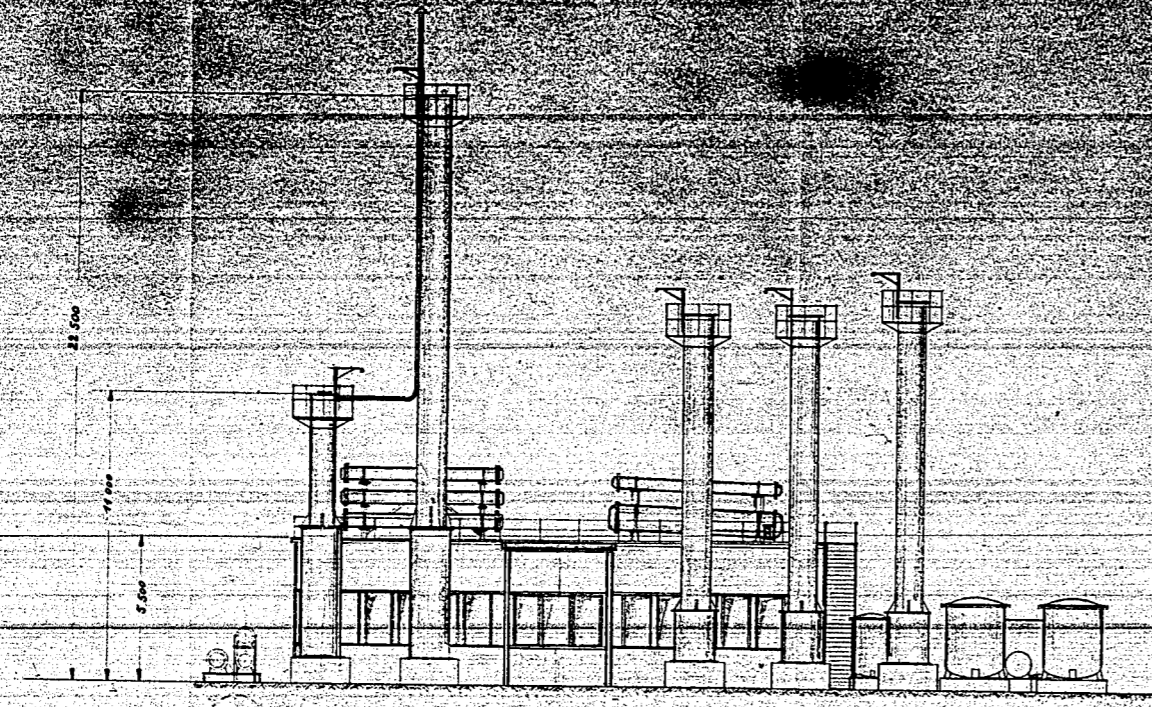


29	Pumpe 40 m ³ /h	
28	Pumpe 45 m ³ /h	
27	Pumpe 50 m ³ /h	
26	Pumpe 55 m ³ /h	
25	Phenol-Öl-Behälter	
24	Phenol-Hühler	
23	Phenol-Ester-Mischbehälter	
22	Ester-Vorlage	
21	Hühler	
20	Wasservorlage	
19	Wasservorlage	
18	Wasservorlage	
17	Wasservorlage	
16	Wasservorlage	
16a	Wasservorlage	
15	Wasservorlage	
14	Wasservorlage	
13	Wasservorlage	
12	Wasservorlage	
11	Wasservorlage	
10	Wasservorlage	
9	Wasservorlage	
9a	Wasservorlage	
8	Wasservorlage	
8a	Wasservorlage	
7	Wasservorlage	
6	Wasservorlage	
5	Wasservorlage	
4	Wasservorlage	
3	Wasservorlage	
2	Wasservorlage	
1	Wasservorlage	

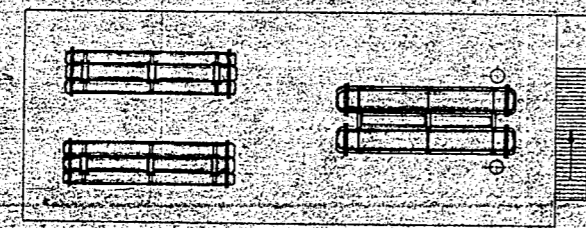
Phenol-Wasser
 Empfindliches Wasser
 Rein Ester
 Phenol-Ol

Ester-Entholungsanlage
 15.11.19

21210

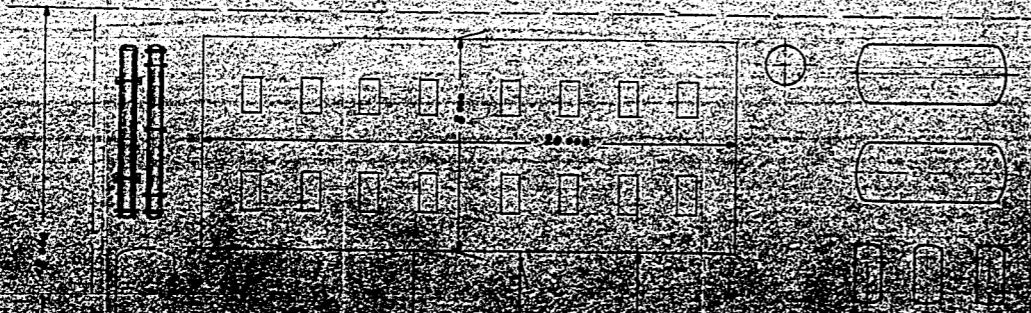


Seitenansicht

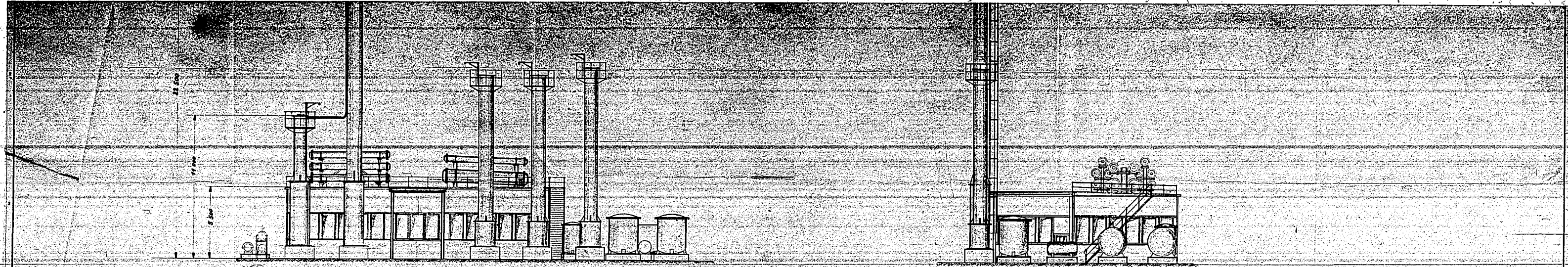


Rufsicht auf das Dach

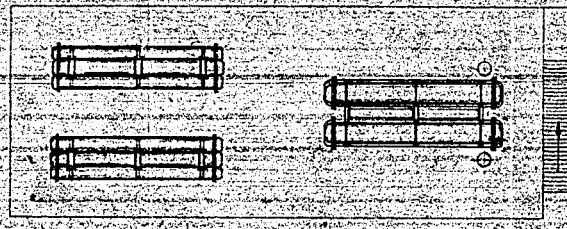
*Entwurfsskizze einer
Ester-Entphenolungsanlage 25m³/h*



Grundriss



Seitenansicht



Aufsicht auf das Dach

Entwurfsskizze einer
Ester-Entphenolungsanlage 25m³/h



Grundriß

Entwurfsskizze einer Ester-Entphenolungsanlage 25m ³ /h		Blatt 102-1	
1:100		Friedrich-Ullrich	
		Dipl.-Ing.	

Wasserreinigung

In Hannover

Wasserreinigung

39

21211

Laboratorium Mousonstrasse,

Bericht Nr. 126

Kennzeichen R.P.

Phenol

Über die Gewinnung von Phenolen aus phenolhaltigen Ölen oder deren Fraktionen.

In Bericht Nr. 109 vom 20.5.1940 des Laboratoriums Mousonstrasse waren bereits Versuche zur Anreicherung von Phenolen in Schwelbenzinen beschrieben worden. Diese Versuche hatten den Zweck, zu klären, ob das Ausbringen einer Entphenolungs-Anlage durch Behandlung von Schwelwässern mit Mittelöl gegebenenfalls unter Zusatz von die Anreicherung begünstigenden Stoffen vergrößert werden kann. Die damaligen Versuche wurden mit einem Mittelöl aus der Schwelung sudetendeutscher Kohle und einem phenolhaltigen Wasser, das durch Kaltextraktion des Mittelöls mit Frischwasser gewonnen werden war, durchgeführt. Diese Versuche zeigten, dass man das Schwelwasser durch Vermischen mit Mittelöl unter verschiedenen Verhältnissen bei 60 bzw. 90° von 8,5 g/Ltr. auf 11,3 bzw. 13,3 g Phenol/Ltr. anreichern kann. Bei höheren Temperaturen, z.B. 130°, wurden sogar 18,6 g/Ltr. im Wasser lösliche Phenole extrahiert und 60 g/Ltr. Xylenole, die sich beim Abkühlen aus dem Wasser ausscheiden. Ferner wurden Anreicherungsversuche mit Methanolzusatz durchgeführt. Dieser hatte eine erhöhte Anreicherung zur Folge. Z.B. wurden bei 20 % Methanolzusatz und 60° 16,2 g Phenol/Ltr. erreicht.

Ende Juli 1940 wurden diese Versuche im Hinblick auf das Projekt Blechhammer (Schlesien-Benzin) mit reinem Mittelöl und Schwelwasser der Steinkohlenschwelanlage (Karsten-Centrum Grube O/S) jedoch mit negativem Erfolg durchgeführt. Es stellte sich nachträglich heraus, dass das Mittelöl abgetoppt, wodurch die eigentliche Phenolfraction entfernt worden war (Vergl. Bericht Nr. 121 vom 9.8.1940).

Anfang August 1940 wurde uns dann zu den Versuchen aus der Hedderheimer Versuchs-Anlage Mittelöl und Schwelwasser aus

Stein
mit d
wurde
Anfal
Braun
Anfal
wasse
Schwe
Die n
stät
perin
lung
extra
bei d
aceta
erhal
wirts
die s
gewon
läute
A.-An
Die V
serba
der F
Nach
Entmi
und d
gehal
10,4
die d
wurde
len u
halte
gende

Steinkohle (Hedwig Wunsch-Kohle 0/8.) zur Verfügung gestellt, mit denen die nachfolgend beschriebenen Versuche ausgeführt wurden und zwar unter Beachtung des bei Schwelereien üblichen Anfallverhältnisses Öl : Wasser. Für Spülgasschwelereien mit Braunkohle beträgt der Mittelöl- bzw. Schwel- und Leichtwasser-Anfall ca. 5 % Mittelöl, 10 % Schwelwasser und 1,5 % Leichtölwasser, für Steinkohlenschwelereien 5 - 6 % Mittelöl, 8 - 9 % Schwel- und 1 % Leichtölwasser, bezogen auf durchgesetzte Kohle. Die mit diesen Produkten durchgeführten Anreicherungsversuche bestätigen die früher erhaltenen Ziffern. Darüber hinaus wurde experimentell geprüft, inwieweit bereits in der normalen Entphenolung mit Phenol beladener Ester eingesetzt werden kann zur Vor- extraktion derartiger angereicherter Wässer. Es wurden also die bei den Anreicherungsversuchen gewonnenen Wässer mit Reinbutylacetat und mit phenolhaltigem Butylacetat durchgeführt. Aus den erhaltenen Zahlen ergaben sich ganz neue Gesichtspunkte für die wirtschaftliche Gewinnung von Phenolen aus phenolhaltigen Ölen, die anhand verschiedener Schaubilder erläutert werden. Aus den gewonnenen Erkenntnissen wurden zwei Typen von Anlagen zur Phenolgewinnung entwickelt, die anhand von zwei Zeichnungen näher erläutert werden.

A. Anreicherungsversuche.

Die Versuche wurden in einem 2-Liter-fassenden, durch ein Wasserbad beheizten, Scheidetrichter durchgeführt. Die Durchmischung der Flüssigkeiten erfolgte mit einem rasch umlaufenden Rührer. Nach 1/2-stündigem Mischen wurden die Flüssigkeiten nach ihrer Entmischung unter Beibehaltung der Versuchstemperatur getrennt und das Wasser nach Filtrieren und Abkühlen auf seinen Phenolgehalt wie üblich untersucht.

Das Ausgangs-Schwelwasser hatte einen Phenolgehalt von 10,4 g/Ltr. Durch Extraktion mit Aether wurden dem Schwelwasser die darin enthaltenen Stoffe entzogen. Nach Abdampfen des Aethers wurden 1,5 g/Ltr. unter 180° siedende Bestandteile mit 17 % Phenolen und 15 g/Ltr. über 180° siedende Phenole und dergleichen erhalten. Die über 180° siedenden Phenole und Neutralöle haben folgende Siedeanalyse (vgl. Anlage 1):

In der
Lösen
enthiel
erhält
tion mi
Anlage

Anreich

a) bei

Mi

Ph

VO

b) bei

M

P

V

den ver

ausgezo

180° si

180° si

folgend

180 - 190°	7,6 Gew.%
190 - 200°	24,7 "
200 - 210°	15,7 "
210 - 220°	7,5 "
220 - 230°	10,1 "
> 230°	34,4 "

In der Fraktion 180 - 230° wurde der Neutralölgehalt durch Lösen in Lauge bestimmt und zu 2 Vol.% gefunden. Das Mittelöl enthielt 46 Vol.% saure Öle. Durch Destillation des Mittelöls erhält man 33 Gew.% einer zwischen 180 und 230° siedenden Fraktion mit 52 Vol.% sauren Ölen (vgl. die Siedeanalyse in Anlage 1).

Anreicherungsversuche mit Mittelöl und Schwelwasser :

a) bei 60° mit Schwelwasser:

<u>Versuch :</u>	1.	2.
Mittelöl : Schwelwasser	1 : 1	1 : 2
Phenolanreicherung von 10,4 g/Ltr. auf :	12,2 g/Ltr.	12,4 g/Ltr.

b) bei 95° mit Schwelwasser:

<u>Versuch :</u>	3.	4.	5.
Mittelöl : Schwelwasser	1 : 1	1 : 2	1 : 4
Phenolanreicherung von 10,4 g/Ltr. auf :	14,4 g/Ltr.	14,2 g/Ltr.	13,4 g/l

Der Versuch 4 wurde insgesamt 5 mal wiederholt und aus den vereinigten Wässern die Phenole und die Neutralöle mit Aether ausgezogen. Nach Verdampfen des Aethers wurden 7 g/Ltr. unter 180° siedende Bestandteile mit 17 % Phenolen und 23 g/Ltr. über 180° siedende Phenole und dergleichen erhalten. Letztere zeigen folgendes Siedeverhalten (vgl. Anlage 1) :

180 - 190°	6,5 Gew.%
190 - 200°	21,2 "
200 - 210°	18,1 "
210 - 220°	10,2 "
220 - 230°	7,5 "
> 230°	36,5 "

Die Fraktion 180 - 230° enthielt 7 Vol.% Neutralöle.

Im Zusammenhang mit der Phenolanreicherung interessiert besonders auch die Veränderung der Dichte und die Veränderung des Wassergehaltes des Mittelöls. Das Originalmittelöl hat eine Dichte bei 20° von 0,994 und einen Wassergehalt von 1,5 %, bestimmt durch Destillation. Durch Abtreiben bis 180° geht die Dichte bei 20° von 0,994 auf 1,0 herauf. Nach einmaliger Anreicherung des Schwelwassers bei 95°, wie Versuch 4, hatte das abgetrennte Mittelöl eine Dichte bei 20° von 0,993 und einen Wassergehalt von 2,3 %. Treibt man das Öl bis 180° ab, so hatte es eine Dichte von 0,998 gegenüber der Dichte 1,0 des Originalöls.

In einem weiteren Versuch wurden ganz extreme Bedingungen gewährt, um zu prüfen, wie weit sich die Dichte des Mittelöls verändern kann. Es wurde das Mittelöl 4 mal im Verhältnis 1 : 2 mit Wasser, enthaltend 5,2 g Phenol/Ltr. (hergestellt durch Vermischen von 1 Teil Schwelwasser mit 1 Teil destilliertem Wasser) bei 95° behandelt. Das Wasser der ersten Extraktion hatte 13,6 g Phenol/Ltr. und das der vierten Extraktion noch 10,8 g Phenol/Ltr. Die Dichte des so behandelten Mittelöls betrug bei 20° 0,988 und enthielt 1,6 % Wasser. Nach Abtreiben bei 180° hatte das Öl eine Dichte von 0,993.

Die Dichte des bis 180° abgetriebenen Mittelöls kann sich also im extremsten Falle von 1,0 auf 0,993 verschieben. Ferner wurde Schwelwasser im Verhältnis 1 : 1 mit destilliertem Wasser vermischt, wodurch ein Wasser mit 5,2 g Phenol/Ltr. erhalten wurde, das mit Mittelöl im Verhältnis 1 Teil Öl : 2 Teilen Wasser bei 95° vermischt wurde.

c) bei 95° mit Schwelwasser 5,2 g/Ltr.

Versuch : 6.

Mittelöl : Schwelwasser 1 : 2

Phenolanreicherung von
5,2 g/Ltr. auf : 13,5 g/Ltr.

Aus den Anreicherungsversuchen mit Mittelöl bei 95° ist zu ersehen, dass unter den verschiedenen Bedingungen immer praktisch gleiche Phenolgehalte im Wasser gefunden worden waren.

Interessant ist, dass die Höhe des Phenolgehaltes im angereicherten Wasser kaum vom Phenolgehalt des Wassers vor der Anreicherung abhängt.

Durch Extraktion des Mittelöls mit Schwelwasser im Verhältnis 1 : 2 unter Druck bei 120° wurde keine weitere Anreicherung gegenüber dem Versuch 4 bei 95° erzielt.

d) bei 120° unter Druck :

Versuch: 7.

Mittelöl : Schwelwasser : 1 : 2

Anreicherung von
10,4 g/Phenol auf : 14,2 g/Ltr.

Beim Abtreiben des Wassers fielen 10 Gew.% Öl, bezogen auf das Schwelwasser, aus, das aber nach seiner Siedeanalyse praktisch mit Mittelöl identisch ist (vgl. Anlage 1). Die Siedeanalyse des sich abscheidenden Oels war folgende :

180 - 190°	1,7 Gew.%
190 - 200°	4,9 "
200 - 210°	5,5 "
210 - 220°	10,3 "
220 - 230°	13,7 "
> 230°	63,9 "

Die Fraktion 180 - 230° des abgeschiedenen Oels enthält 60 Vol.% saure Öle, während die Fraktion 180 - 230° aus Mittelöl 52 Vol.% enthält.

Dem Wasser konnten durch Extraktion mit Aether 11 g/Ltr. unter 180° siedende Bestandteile und 24 g/Ltr. über 80° siedende Phenole und dergleichen entzogen werden. Letztere zeigen folgendes Siedeverhalten (vgl. Anlage 1) :

180 - 190°	11,4 Gew.%
190 - 200°	9,6 "
200 - 210°	16,1 "
210 - 220°	9,9 "
220 - 230°	10,2 "
> 230°	41,8 "

Die Fraktion 180 - 230° enthält 6,0 % Neutralöle. Die beim Ausäthern des Wassers unter 180° siedenden Bestandteile enthalten etwa 15 - 20 % Phenole. Es ist dies auf die schlechte Rektifikation bei der Engler-Analyse zurückzuführen. Da in allen Fällen nur wenig der im Wasser gelösten Bestandteile zur Destillation zur Verfügung standen, konnten keine Feinfraktionierungen durchgeführt werden.

Die Siedeanalysen der Phenole aus dem Schwelwasser und derjenigen aus dem bei 95° angereicherten Wasser sind nahezu identisch. Die Unterschiede sind in diesem Falle der Methode, der Engler-Analyse, zuzuschreiben. Aus dem bei 120° unter Druck angereicherten Wasser wurde ein Rohphenol erhalten, das etwas mehr Phenol, weniger Kresol und etwa gleiche Mengen Xylenole wie das Schwelwasser und das bei 95° angereicherte Wasser enthält.

Um die Verhältnisse kennen zu lernen, die sich bei nahezu erschöpfender Extraktion von phenolhaltigen Ölen mit Wasser ergeben, wurde das Mittelöl bei 95° im Verhältnis 1 : 10 mit Leitungswasser behandelt.

e) Erschöpfende Behandlung bei 95° mit Leitungswasser :

Versuch : 8.
Mittelöl : Frischwasser : 1 : 10
Phenolgehalt im Wasser : 8,3 g/Ltr.

Das Wasser wurde wie oben beschrieben mit Aether extrahiert und ein aether- und wasserfreier Rückstand von 19 g/Ltr. Wasser erhalten. Dieser enthält 1,5 g unter 180° siedende Bestandteile/Ltr. angereichertes Wasser, von denen sich 40 % in 2 n HCl lösen. Der über 180° siedende Anteil (19,0 - 1,5 = 17,5 g/Ltr. angereichertes Wasser) zeigt folgenden Siedeverlauf (vgl. Anlage 1) :

180 - 190°	4,4 Gew. %
190 - 200°	12,3 "
200 - 210°	17,9 "
210 - 220°	8,9 "
220 - 230°	11,0 "
> 230°	45,5 "

Aus der Siedeanalyse und der Ausbeute an Oelen /Ltr. angereichertes Wasser errechnen sich 9,7 g 180 - 230° siedende Phenole und dergleichen/Ltr. angereichertes Wasser. Nach Koppeschaar wurden im Wasser 8,3 g Phenole/Ltr. angereichertes Wasser gefunden. Diese Zahlen lassen auf einen sehr hohen Neutralölgehalt in der Fraktion schließen. Es wurde durch Lösen in Lauge zu 23 Vol.-% gefunden. Nach der Phenolanalyse 8,3 g/Ltr. angereichertes Wasser und der Ausbeute 9,7 g 180 - 230° Siedende/Ltr. angereichertes Wasser errechnet sich der Neutralölgehalt zu 15 Gew.-%. Der hohe Neutralölgehalt ist sicherlich vor allem auf die Emulgierbarkeit des Mittelöls in Frischwasser zu suchen. Während nach der Anreicherung mit Schwelwasser bei 95° das Schwelwasser klar blieb, ist das Frischwasser trüb durch emulgiertes Mittelöl und wird auch nach 24-stündigem Stehen nicht klar.

Der über 230° siedende Teil beträgt 7,8 g/Ltr. angereichertes Wasser.

Anreicherungsversuche mit der Fraktion 180 - 230° :

a) bei 60°

Versuch :	9.	10.
Fraktion 180 - 230° : Schwelwasser :	1 : 1	1 : 5
Anreicherung von 10,4 g auf:	19,8 g/l	17,6 g/l

b) bei 95°

Versuch :	11	12	13
Fraktion 180 - 230° : Schwelwasser :	1 : 1	1 : 5	1 : 12
Anreicherung von 10,4 g/l auf :	21,6 g/l	20,7g/l	17,8g/l

Während der Phenolgehalt im angereicherten Wasser bei der Durchführung der Anreicherung mit Mittelöl kaum vom Wasser-Oel-Verhältnis abhängig ist, ist bei der Verwendung der Oelfraktion 180 - 230° immerhin eine fühlbare Abhängigkeit ersichtlich.

B.) Extr

Phenol/
anges

Phenol

a) Drei

Mit rei

Teil an

und ein

Dieses

wurde e

Gefunde

b) Extr

Durch M

Phenol/
gereich

einmal

c) Extr

Es wurd

und ein

misch,

hiert.

B.) Extraktionsversuche :

Es wurde zunächst das Original-Schwelwasser mit 10,4 g Phenol/l dreimal nacheinander mit je 10 % Butylacetat ausgeschüttelt und in Wasser nach der dritten Ausschüttlung der Phenolgehalt bestimmt.

a) Dreifache Ausschüttung mit je 10 % Butylacetat :

<u>Versuch :</u>	14.
<u>Eingangswert</u>	<u>Endwert</u>
10,4 g Phenol	0,19 g Phenol/Ltr.
Ausbeute: 98,3 %.	

Mit reinem Butylacetat wurde weiter ein Gemisch von einem Teil angereichertes Wasser aus Versuch 12 mit 20,7 g Phenol/Ltr. und einem Teil Schwelwasser mit 10,4 g Phenol/Ltr. extrahiert. Dieses Gemisch mit einem Phenolgehalt von 15,5 g Phenol/Ltr. wurde ein einziges Mal mit 5 % reinem Butylacetat extrahiert. Gefunden wurde folgendes :

b) Extraktion von angereichertem Schwelwasser mit 5 % Butylacetat.

<u>Versuch :</u>	15.
<u>Eingangswert</u>	<u>Endwert</u>
15,5 g Phenol/l	5,8 g Phenol/l
Verteilungsfaktor: 1 : 34.	

Durch Mischen von einem Teil Wasser vom Versuch 13 mit 17,8 g Phenol/l und einem Teil Schwelwasser mit 10,4 g/l wurde ein angereichertes Wasser mit 14,1 g Phenol/l erhalten, das ebenfalls einmal mit 5 % Butylacetat extrahiert wurde.

c) Extraktion von angereichertem Schwelwasser mit 5 % Butylacetat.

<u>Versuch :</u>	16.
<u>Eingangswert</u>	<u>Endwert</u>
14,1 g Phenol/l	5,0 g Phenol/l
Verteilungsfaktor : 1 : 36,5.	

Es wurden weiter zwei Teile Wasser vom Versuch 13 mit 17,8 g Phenol/l und ein Teil Schwelwasser mit 10,4 g Phenol/l gemischt und ihr Gemisch, das 15,3 g Phenol/l enthielt, mit 3,3 % Butylacetat extrahiert.

d) Extr
acetWeiter
Butylac
wurde s
Phenol/
enthiele) Extr
10 %Dann wu
mit Butf) Extr
mitWird da
enthalt
gebnisg) Extr
mit

d) Extraktion von angereichertem Schwelwasser mit 3,3 % Butylacetat.

<u>Versuch :</u>	17.
<u>Eingangswert</u>	<u>Endwert</u>
15,3 g Phenol/l	7,0 g Phenol/l
Verteilungsfaktor: 1 : 35,0.	

Weitere Extraktionsversuche wurden mit teilweise mit Phenol beladenem Butylacetat in verschiedenen Verhältnissen durchgeführt. Extrahiert wurde zunächst das angereicherte Wasser von Versuch 1 mit 12,2 g Phenol/l und zwar einmal mit 10 % Butylacetat, welches 60 g Phenol/l enthielt.

e) Extraktion von angereichertem Schwelwasser 12,2 g/l mit 10 % Butylacetat enthaltend 60 g Phenol/l.

<u>Versuch :</u>	18.
<u>Eingangswert</u>	<u>Endwert</u>
12,2 g Phenol/l	5,6 g Phenol/l
Verteilungsfaktor : 1 : 11,8.	

Dann wurde Wasser vom Versuch 3 mit 14,4 g Phenol/l ebenfalls mit Butylacetat enthaltend 60 g Phenol/l einmal ausgeschüttelt.

f) Extraktion von angereichertem Schwelwasser, 14,4 g Phenol/l, mit 10 % Butylacetat enthaltend 60 g Phenol/l.

<u>Versuch:</u>	19.
<u>Eingangswert</u>	<u>Endwert</u>
14,4 g Phenol/l	5,9 g Phenol/l
Verteilungsfaktor : 1 : 14,4.	

Wird das gleiche Wasser von 14,4 g Phenol/l mit 5 % Butylacetat, enthaltend 60 g Phenol/l, extrahiert, so erhält man folgendes Ergebnis :

g) Extraktion von angereichertem Schwelwasser 14,4 g Phenol/l mit 5 % Butylacetat, enthaltend 60 g Phenol/l :

Versuch : 20.
 Eingangswert : Endwert
 14,4 g Phenol/l 7,0 g Phenol/l
 Verteilungsfaktor : 1 : 21,1.

Durch Mischen von einem Teil Schwelwasser von 10,4 g Phenol/l, mit zwei Teilen angereichertem Wasser aus Versuch 3 mit 14,4 g Phenol/l wurde ein Wasser mit 13,0 g Phenol/l erhalten, das mit 3,3 % Butylacetat, enthaltend 60 g Phenol/l, einmal ausgeschüttelt wurde.

b) Extraktion von angereichertem Wasser, 13,0 g Phenol/l, mit 3,3 % Butylacetat enthaltend 60 g Phenol/l :

Versuch : 21.
 Eingangswert : Endwert
 13,0 g Phenol/l 5,6 g Phenol/l
 Verteilungsfaktor : 1 : 39,5.

Ferner wurden Extraktionsversuche mit Butylacetat, enthaltend 100 g Phenol/l, durchgeführt. Es wurde das angereicherte Wasser von Versuch 13 einmal mit 10 % und einmal mit 5 % Butylacetat, enthaltend 100 g Phenol/l, extrahiert und folgende Werte erhalten :

i) Extraktion von angereichertem Schwelwasser, Phenolgehalt 17,8 g/l, mit 10 % Butylacetat, enthaltend 100 g Phenol/ltr. :

Versuch : 22.
 Eingangswert : Endwert
 17,8 g Phenol/l 7,5 g Phenol/l
 Verteilungsfaktor : 1 : 13,8.

k) Extraktion von angereichertem Schwelwasser, 17,8 g Phenol/l, mit 5 % Butylacetat, enthaltend 100 g Phenol /l.

Versuch : 23.
 Eingangswert : Endwert
 17,8 g Phenol/l 8,6 g Phenol/l
 Verteilungsfaktor : 1 : 21,4.

Es wurde ferner folgender Modellversuch durchgeführt :

angere
 3,3 %
 extrah
 e) Dre
 mit

0,2) Fe
 Mit de
 folgen
 (Fall
 bungen
 mit 10
 verste

durch
 bzw.
 bei B
 970 m
 Schwe
 Schwe
 Hydrie
 die Ve
 weise

im Pa
 ist an
 Bei g
 natür
 werde

gewin
 ist,
 würde

angereichertem Wasser mit 13,0 g Phenol/l wurde zuerst einmal mit 3,3 % reinem Butylacetat, dann zweimal mit 10 % reinem Butylacetat extrahiert und der Phenolengehalt des Wassers bestimmt.

e) Dreimalige Extraktion von angereichertem Schwelwasser mit 13,0 g Phenol/l, mit 3 %, 10 % und 10 % reinem Butylacetat.

Versuch:	24
Eingangswert	Endwert
13,0 g Phenol/l	0,32 g Phenol/l
Phenolausbeute :	97,5 %.

c.) Folgerungen aus den Versuchsergebnissen :

Mit den vorstehend erhaltenen Teilergebnissen wurden nun die nachfolgend beschriebenen Verfahrenskombinationen durchgerechnet :
(Falls nicht ausdrücklich vermerkt ist bei den folgenden Beschreibungen die Anreicherung bei 95° und die Extraktion des Wassers mit 10 % Butylacetat, bezogen auf durchgesetztes Schwelwasser, verstanden).

Die Anlage 2 zeigt die Steigerung der Phenolgewinnung durch einmalige Anreicherung des Schwelwassers bei 95° mit Mittelöl bzw. der Fraktion 180-230° aus Mittelöl. Als Grundlage wurde die bei Blechhammer anfallende Menge an phenolhaltigen Wässern von 970 m³/Tag gewählt. Das Verhältnis von Wasser : Mittelölen aus der Schwelung und Hydrierung wurde analog den Verhältnissen bei der Schwelung mit 2 : 1 angenommen, da genauere Unterlagen über die Hydrierung nicht zur Verfügung stehen. Bei den Berechnungen wurde die Verarmung des Hydrieröles an Phenolen bei vorheriger teilweiser Entphenolung der Schwelöle unberücksichtigt gelassen. Da im Falle Blechhammer hochphenolhaltige Öle zur Verfügung stehen, ist anzunehmen, dass der hierbei gemachte Fehler nicht gross ist. Bei genauer Durchrechnung eines bestimmten Projektfalles müssen natürlich alle diese Umstände in ihren Auswirkungen berücksichtigt werden.

In der Abbildung 1 ist zunächst die alleinige Phenolgewinnung aus den Wässern, deren Phenolgehalt zu 10,4 g/l angenommen ist, mit Butylacetat aufgezeichnet. Die Tagesproduktion an Rohphenol würde hiernach 9,5 t betragen. Durch einmaliges Vermischen mit Mit-

Mittelöl im anfallenden Verhältnis bei 95° lässt sich die Ausbeute schon auf 13,6 t Rohphenol/Tag erhöhen (Abb. 2). Die Abbildung 3 zeigt die Verhältnisse bei Verwendung der aus dem Mittelöl zu gewinnenden Fraktion, die 32 % des anfallenden Mittelöls ausmacht. Die Phenolgewinnung beträgt in diesem Falle 20,2 t Rohphenol/Tag. Bei Verwendung der Hälfte der Fraktion 180 - 230° beträgt die Phenolproduktion dagegen nur 17,2 t Rohphenol/Tag.

Durch Kreislaufführung des teilweise entphenolten Wassers, wie sie in den Abbildungen 5 - 10 auf den Anlagen 3 und 4 dargestellt ist, lässt sich die Rohphenolausbeute noch erheblich steigern. So kann sich bei einem Verhältnis von 1 Teil Schwelwasser und 2 Teilen Kreislaufwasser und Abzweigung des Kreislaufwassers hinter der vergrößerten ersten Stufe die Phenolproduktion auf 24,9 t/Tag erhöhen. (vgl. Abb. 5). Abbildung 6 und 7 zeigen kleine Variationen, wobei einmal die Menge des Kreislaufwassers, das andere Mal die Menge des Mittelöls herabgesetzt worden ist. In der Anlage 4 ist die gleiche Anordnung bei Verwendung der Fraktion 180 - 230° dargestellt, auch mit den angeführten Variationen. Im günstigsten Falle beträgt die Phenolproduktion bei einem Kreislaufverhältnis 1 : 2, 30,8 t Rohphenol/Tag.

Zum Unterschied von den in der Anlage 3 und 4 angeführten Beispielen tritt in den Abbildungen 11 und 12 (Anlage 5) das Schwelwasser in den Mischer und nicht in die erste Extraktionsstufe ein. Die Phenolausbeute steigt dadurch im Falle der Verwendung von Mittelöl und Kreislauf 1 : 2 von 24,9 t Rohphenol/Tag auf 28,8 t Rohphenol/Tag (Abb. 11) und bei Verwendung der gesamten Fraktion 180 - 230° und sonst gleichen Bedingungen von 30,8 auf 34,5 t Rohphenol/Tag.

Für den günstigsten Fall der Gewinnung von Phenolen aus Mittelöl, nach Abb. 11, wurden aus dem Mittelöl 4,0 % Phenole, bezogen auf eingesetztes Mittelöl, gewonnen. Die Gesamtphenolproduktion betrug in diesem Falle 5,9 % Phenole, bezogen auf Mittelöl.

Wird nicht wie bisher mit 10 % Butylacetat, bezogen auf durchgesetztes Schwelwasser extrahiert, sondern z.B. mit 20 % im Falle der Abbildung 11, so steigt die Phenolausbeute weiter von

28,8 auf
gewonnen
auf Mitt

7,1 %,
tion 18
arbeite

sind di
laufstu
Falle d
wische
phenolb
laufend
Ausbeut
Kreisla
(vgl. A
wonnene
der Abb

Abb. 16
der nac
und 15

man auc
jeder A
acetat
schemat
bei 95
bezogen
berechn

10 g Ph
in der
Wasser
wieder
bis auf
wird im
angerei
Phenol/

28,8 auf 32,5 t/Tag. Aus dem Mittelöl wurden dann 4,8 % Phenole gewonnen, während die Gesamtproduktion an Phenolen 6,8 %, bezogen auf Mittelöl, beträgt.

In Falle der Abb. 12 betrug die Gesamtphenolausbeute 7,1 %, bezogen auf das destillierte Mittelöl und die aus der Fraktion 180 - 230° gewonnene Phenolmenge 5,2 %, bezogen auf das aufbereitete Mittelöl.

Nach den Abbildungen 13 - 18 (vgl. Anlage 6 und 7) sind die Phenolausbeuten für das Arbeiten mit einer getrennten Kreislaufstufe berechnet. Das anfallende Schwelwasser würde in diesem Falle die mit 10 % Butylacetat beschickte dreistufige Gegenstromwäsche durchlaufen und in ihr praktisch entphenolt, während das phenolbeladene Lösemittel in einer weiteren Kreislaufstufe dem umlaufenden angereicherten Wasser entgegengeführt wird. Die günstigste Ausbeute beträgt in Falle der Verwendung von Mittelöl und einem Kreislauf 1 : 2, bezogen auf Schwelwasser, 23,1 t Rohphenol/Tag (vgl. Abb. 13) und liegt weit unter der in Abb. 11 (Anlage 5) gewonnenen Menge von 28,8 t/Tag. Die Abb. 14 und 15 stellen Variationen der Abb. 13 dar.

Bei Verwendung der Mittelölfraction 180 - 230° nach Abb. 16 beträgt die Produktion 27,9 t/Tag. Auch sie liegt weit unter der nach Abb. 12 Anl. 14 gewinnbaren Menge von 34,5 t/Tag. Die Abb. 17 und 18 sind lediglich Variationen von Abb. 16.

Statt der Anreicherung des Wassers im Kreislauf kann man auch das Wasser stufenweise mit Mittelöl anreichern, wobei man nach jeder Anreicherung des Wassers mit schon phenolenthaltendem Butylacetat teilweise entphenolt. In Abb. 19 (Anlage 8) ist dieser Fall schematisch dargestellt. Die Anreicherung erfolgt in dem Beispiel bei 95° im Gleichstrom, die Extraktion soll mit 20 % Butylacetat, bezogen auf Schwelwasser, geschehen. Das Beispiel ist ebenfalls berechnet für eine Anlage von 970 m³ Tagesdurchsatz.

Das in den ersten Mischer eintretende Schwelwasser, mit 10 g Phenol/l, wurde darin auf 14,0 g Phenol/l angereichert und in der ersten Extraktionsstufe auf 3,2 g/l extrahiert. Dieses Wasser tritt nun in den zweiten Mischer ein, reichert sich darin wieder auf 14,0 g/l an und wird in der zweiten Extraktionsstufe bis auf 1,7 g Phenol/l extrahiert. Das 1,7 g/l enthaltende Wasser wird im dritten und letzten Mischer wiederum auf 14,0 g/l Phenol angereichert und in den Extraktionsstufen 3, 4 und 5 bis auf 0,15 g Phenol/l entphenoliert. Die Produktion würde bei 970 m³ Schwelwas-

serdure
werden
Mittelöl

das Butyl-
dem Wasser
Wasser
Butylacetat
gesättigt
12,4 g

zeigt,
gewinnbar
Schwelwasser
Praktisch
im Gegenstrom
15,4 g

trahiert
wird in
in den
Entphenolung
auf dem
fende,
Kreislauf

stufenweise
ist im
reichert
vor dem
dem
Extraktion

Falle
30,7 t
6,35 %
arbeitet
die 2.

serdurchsatz/Tag 35,9 t Rohphenol betragen. Aus dem Mittelöl werden 26,2 t/Tag, entsprechend 5,4 % Phenol, bezogen auf das Mittelöl, vom Wasser aufgenommen.

Da das Mittelöl aus dem Butylacetat enthaltenden Wasser das Butylacetat aufnimmt, ist es zweckmässig, das Butylacetat aus dem Wasser vor jeder Anreicherung abzutreiben, da sonst die vom Wasser aufgenommene Phenolmenge abfällt. So wurde Mittelöl, dem 5% Butylacetat zugesetzt waren, mit Schwelwasser, das mit Butylacetat gesättigt war, bei 95° im Anfallverhältnis gemischt und im Wasser 12,4 g Phenol/l gegenüber 14,4 g/l gefunden.

Die Anreicherung lässt sich aber auch wie Abbildung 20 zeigt, durchführen, und zwar ist hier ein Beispiel für die Phenolgewinnung aus der Mittelölfraction 180 - 230° aufgezeichnet. Das Schwelwasser wird bei 95° durch zweimaliges Vermischen mit der Fraction 180 - 230° angereichert und zwar erfolgt die Anreicherung im Gegenstrom. Nach der ersten Anreicherung im zweiten Mischer auf 15,4 g Phenol/l wird das Wasser in der ersten Extraktionsstufe extrahiert, läuft aus dieser mit 1,2 g Phenol/l ab nach dem 1. Mischer, wird in diesem mit frischem Oel auf 21,0 g/l angereichert und dann in den Extraktionsstufen 2, 3 und 4 nahezu restlos entphenolt. Die Entphenolung erfolgt in diesem Falle mit 30 % Butylacetat, bezogen auf durchgesetztes Schwelwasser. Das aus dem zweiten Mischer ablaufende, zum Teil entphenolte, Oel wird in einem dritten Mischer mit Kreislaufwasser, das mit 0,2 g Phenol/l hinter der 4. Extraktionsstufe entnommen wird, nochmals behandelt. Die Kreislaufwassermenge ist im vorliegenden Falle gleich der Schwelwassermenge. Das Wasser reichert sich in dem dritten Mischer auf 6,6 g Phenol/l an und wird vor der zweiten Extraktionsstufe mit dem angereicherten Wasser aus dem ^{vierten} dritten vermischt und geht mit diesem durch die drei letzten Extraktionsstufen. Die gesamte Phenolproduktion beträgt in diesem Falle 40,2 t Rohphenol/Tag. Aus der Fraction 180 - 230° werden so 30,7 t/Tag oder 19,8 %, bezogen auf die Fraction 180-230° oder 6,35 %, bezogen auf das Mittelöl, gewonnen. Man kann aber auch so arbeiten, dass man das aus dem 3. Mischer kommende Wasser zwischen die 2. und 3. Extraktionsstufe führt.

D.) B

Besch

Rohwa

103 n

langt

pe 10

schun

wiede

und d

Pheno

tung

Turm

gasen

den b

durch

Die v

Turm

noch

entsp

dem T

Gegen

und 1

Benzol

Wasse

durch

wird

tung

geför

mit I

siert

in zw

rend

D.) Beschreibung von zwei Anlagen zur Gewinnung von Phenolen aus Mittelöl oder einer Mittelölfraction.

Beschreibung der Anlage 9.

In der Anlage 9 wird das zu entphenolende Wasser vom Rohwasserbehälter 101 mit der Pumpe 102 durch den Vorwärmer 103 nach dem dampfbeheizten Mischer 104 gedrückt. In diesen gelangt das phenolhaltige Öl aus dem Behälter 105 über die Pumpe 106 und den Wärmeaustauscher 107. Nach inniger Durchmischung im Mischer 104 werden im Abscheider 108 Wasser und Öl wieder getrennt. Während das behandelte Öl durch die Leitung 141 und den Wärmeaustauscher 107 zum Tank 109 fließt, wird das mit Phenol angereicherte Wasser von der Pumpe 110 über die Leitung 142, den Wärmeaustauscher 111 und die Leitung 143 zum Turm 112 gefördert. Dort wird das angereicherte Wasser den Abgasen aus dem Mischer 104 und den lösemittelhaltigen Abgasen aus den beiden Abtreibekolonnen 120 und 125 entgegengeführt, die durch die verschiedenen Leitungen 124 in den Turm 112 gelangen. Die von wertvollen Stoffen befreiten Abgase verlassen den Turm 120 bei 140 und gehen ins Freie oder werden, falls sie noch verwertbare Stoffe, z.B. H_2S oder CO_2 enthalten, einer entsprechenden Verwertungsanlage zugeführt. Das Wasser wird aus dem Turm 112 mittels Pumpe 113 und Leitungen 144 durch einen Gegenstromwäscher bekannter Bauweise mit den 3 Stufen 114, 115 und 116 geführt, wo die Phenole dem Wasser, z.B. mit Butylacetat, Benzol oder anderen Extraktionsmitteln, entzogen werden.

Das noch Lösungsmittelreste enthaltende, entphenolte Wasser tritt aus der letzten Stufe 116 des Gegenstromwäschers durch die Leitung 145 in den Behälter 117. Mittels Pumpe 118 wird es dann weiter über den Wärmeaustauscher 119 und die Leitung 146 in die mit direktem Dampf beheizte Abtreibekolonne 120 gefördert. Hierbei wird aus dem Wasser das gelöste Lösemittel mit Dampf angetrieben. Die Dämpfe werden im Kühler 121 kondensiert. Das Kondensat fließt nach dem Abscheider 122, wo es sich in zwei Schichten, wässriger Teil und Lösemittel, trennt. Während der mehr oder weniger grosse Mengen Lösemittel enthaltende

wässriger
117 ge
Behälter
Kolonne
dem Ab

tenden
tung 11

wässrige
und 15
geführt

Dampf
Wasser
Kühler
wird.

den Tan
Vorwär
mittel

kolonne
wasser

den Ph
und gel
zur er

Wasser
wird a
stärke
zu wel
oder a
130 ab
129 un

Buter,

wässrige Teil des Kondensates durch Leitung 147 nach dem Behälter 117 gelangt, läuft das Lösemittel durch die Leitung 148 in den Behälter 123. Das entphenolte Wasser wird schliesslich aus der Kolonne 120 über den Wärmeaustauscher 119 und die Leitungen 149 dem Abwasserkanal zugeführt.

Die in der Kolonne entstehenden, Lösemittel enthaltenden Abgase strömen aus dem Abscheider 122 mittels der Leitung 124 zum Turm 112 ab.

Ein Teil des in der ersten Stufe 114 des Gegenstromwäschers zum Teil entphenolten Wassers wird mittels Leitungen 150 und 151 über den Wärmeaustauscher 111 nach der Abtreibekolonne 125 geführt, wo dem Wasser das Lösemittel durch Einblasen von direktem Dampf entzogen wird. Aus der Kolonne 125 entweicht ein Gemisch von Wasser und Lösungsmittel in Dampfform durch die Leitung 152 in den Kühler 126, das darin kondensiert und im Abscheider 127 getrennt wird. Der wässrige Teil, der noch Lösemittel enthält, fliesst in den Tank 128 und von dort durch die Leitungen 154 und 150 über den Vorwärmer 111 wieder nach der Abtreibekolonne 125, während das Lösemittel durch Leitung 153 in den Behälter 123 geführt wird.

Das noch Phenole enthaltende Wasser aus der Abtreibekolonne 125 dient zur Vermehrung des zur Verfügung stehenden Rohwassers und zur entsprechenden Erhöhung der aus dem Öl zu gewinnenden Phenole. Es vereinigt sich in der Pumpe 102 mit dem Rohwasser und geht mit diesem zusammen über die Apparate 104, 108, 111, 112 zur ersten Extraktionsstufe 114. Durch die Abzweigung regelbarer Wassermengen zwischen der Stufe 114 und 115 des Gegenstromwäschers wird also ein Wasserkreislauf aufrechterhalten. Es ist auch möglich, stärker entphenoltes Wasser in einem derartigen Kreislauf zu halten, zu welchem Zweck dann das Wasser zwischen den Stufen 115 und 116 oder auch z.B. hinter der Stufe 116 durch die Leitungen 129 bzw. 130 abgezweigt und der Kolonne ¹²⁵ zugeführt wird, wobei die Leitungen 129 und 130 mit der Leitung 150 verbunden sein können.

Das Phenolextraktionsmittel z.B. der oben erwähnte Ester, wird z.B. im Behälter 123 gespeichert. Von dort gelangt es

nachein
114, in
mit Phen
Leitung
wird es
tungen
indirek
feldamp
Vorrich
tigen I
behälte
Leitung
Destill
nach de

aus dem
der Kol
genstro
diesem
durch d
und der
Dann ge
wasser

ben kan
durch d
kolonne
wird da
in den
Dämpfe
durch d
Flüssi
Abtreib
oder 1

aus dem
oder K

nacheinander durch die 3 Stufen des Gegenstromwäschers 116, 115, 114, in dem es dem Wasser entgegengeführt wird. Nachdem es darin mit Phenolen beladen ist, verlässt es die Stufe 114 durch die Leitung 155, die in den Behälter 131 mündet. Mittels der Pumpe 132 wird es über den Wärmeaustauscher 133, den Vorwärmer 134 und Leitungen 156 nach der Destillationskolonne 135 gefördert, die mit indirektem Hochdruckdampf beheizt ist. Der abgetriebene Lösemitteldampf verlässt die Kolonne 135 durch die Leitung 157. In der Vorrichtung 133 wird er durch Wärmeaustausch mit dem phenolhaltigen Lösemittel kondensiert. Das Kondensat wird in dem Lösemittelbehälter 123 gesammelt, der mit dem Wärmeaustauscher 133 durch die Leitung 158 verbunden ist. Das Rohphenol wird aus der Blase der Destillationskolonne 135 über die Leitung 159 und den Kühler 136 nach dem Rohphenol-Tank 137 geführt.

Man kann auch auf die Rückgewinnung des Lösemittels aus dem im Kreislauf geführten teilweise entphenolten Wasser in der Kolonne 125 verzichten, und das zwischen zwei Stufen des Gegenstromwäschers 114, 115 oder 115-116 oder nach Austritt aus diesem abgezweigte mehr oder weniger entphenolte Wasser, z.B. durch den Wärmeaustauscher 111, die Leitung 141, die Pumpe 102 und den Vorwärmer 103 unmittelbar in den Mischer 104 bringen. Dann geht im Mischer 104 in das Öl ein Teil des im Kreislaufwasser enthaltenen Extraktionsmittels über. Zur Gewinnung desselben kann man dann das phenolhaltige Öl hinter dem Abscheider 108 durch die Leitung 160 und den Vorwärmer 138 in die Destillationskolonne 139 leiten. Nachdem darin das Lösemittel abdestilliert ist, wird das Öl durch die Leitungen 162, 141 und den Vorwärmer 107 in den Behälter 109 geführt. Die aus der Kolonne 139 abziehenden Dämpfe, bestehend aus Wasser- und Lösemitteldampf, ziehen z.B. durch die Leitung 161 und 152 nach dem Kühler 126, von dort als Flüssigkeiten zum Abscheider 127 usw. In diesem Falle kann die Abtreibekolonne 125 durch die Leitungen 150 und 141 bzw. 129 oder 130 und 141 umfahren werden, fällt also weg.

Es steht nichts im Wege, für die Phenolentziehung aus dem phenolhaltigen Öl anstelle des phenolhaltigen Ausgangs- oder Kreislaufwassers ganz oder teilweise entphenoltes Wasser oder

sogar ph
wenden.
möglich
Ölfrakt
Beschrei

Entpheno
tionen d
Schwelwa
nen Phen
unter gl

hälter 1
2 geförd
semittel
falls du
z.B. mit
und von
in den M

kommende
mit indi
durch di
wertvoll

Mischer
Abscheid
gelangt
76 in de

Lösemitt
in der F
abgegeben
acetat,
dem glei
Extrakti
tionsmit
tung 77,

sogar phenolfreies Frischwasser (z.B. Brunnenwasser) zu verwenden. Letzteres ist namentlich dann empfehlenswert, wenn eine möglichst weitgehende Entphenolung der zu behandelnden Öle bzw. Öelfraktionen oder dergl. beabsichtigt ist.

Beschreibung der Anlage 10.

Die Anlage 10 ist beispielweise für eine weitgehende Entphenolung von Mittel-, Leichtölen oder entsprechenden Fraktionen durch Gegenstrom- oder Gleichstromwäsche mit Wasser oder Schwelwasser oder dergl. und Extraktion des vom Wasser aufgenommenen Phenols nach jeder Öelwäsche mit Lösemitteln, z.B. Butylacetat, unter gleichzeitiger Entphenolung von Schwelwasser geeignet.

Das vorlaufende Wasser, z.B. Schwelwasser, wird im Behälter 1 gesammelt und mittels einer Pumpe 61 auf den Begasungsturm 2 gefördert. Hier nimmt es wertvolle organische Stoffe, wie Lösemitteldämpfe oder dergl. aus Abgasen der Anlagen auf, die ebenfalls durch den Turm 2 geführt werden. Danach gelangt das Wasser, z.B. mittels Pumpe 62 und Leitung 71, durch den Wärmeaustauscher 3 und von diesem durch Leitung 72, den Vorwärmer 4, sowie Leitung 73 in den Mischer 6, worin es mit vom Abscheider 10 durch Leitung 74 kommenden Mittelöl gemischt wird unter Beheizung des Mixers z.B. mit indirektem Dampf. Die im Mischer 5 entstehenden Gase strömen durch die Leitung 27 in den Turm 2, wo sie zwecks Befreiung von wertvollen Stoffen wie beschrieben behandelt werden. Das aus dem Mischer 5 abfließende Gemisch von Mittelöl und Wasser wird in dem Abscheider 6 wieder zerlegt. Das von Phenolen angereicherte Wasser gelangt aus 6 durch Leitung 75, den Wärmeaustauscher 7 und Leitung 76 in den Gegenstromwäscher 8, in dem es mit bereits phenolhaltigem Lösemittel aus Extraktionsstufe 12 extrahiert wird. Das Wasser, das in der Extraktionsstufe 8 den grössten Teil seines Phenolgehaltes abgegeben und geringe Mengen des Extraktionsmittel, z.B. Butylacetat, aufgenommen hat, wird dann beispielweise noch zweimal mit dem gleichen Mittelöl behandelt und mit dem gleichen, die einzelnen Extraktionsstufen im Gegenstrom zum Wasser durchströmenden Extraktionsmittel extrahiert. Es gelangt also nacheinander durch die Leitung 77, den Wärmeaustauscher 7, die Leitung 78, den Mischer 9, den

Abschei
Leitung
austaus

tung 8

teren

wäscher

des Wa

Lösemitt

die Le

durch

23 für

genomme

aus den

22 zum

Kolonne

densier

und no

Lösung

25 und

hälter

diesem

wertvo

entstel

gezogen

turm 2

des bel

kohlen

wärmen

zunäch

der 14

tung 7

Abtrenn

Wasser

Abscheider 10, die Leitung 79, den Wärmeaustauscher 11, die Leitung 80, die Extraktionsstufe 12, die Leitung 81, den Wärmeaustauscher 11, die Leitung 82 in den Mischer 13.

Von hier tritt es durch den Abscheider 14, die Leitung 83, den Wärmeaustauscher 3 und die Leitung 84 in die weiteren Extraktionsstufen, nämlich den dreistufigen Gegenstromwäscher 17, 18, 19 über, worin eine nahezu restlose Entphenolung des Wassers erfolgt. Das entphenolte Wasser, das geringe Mengen des Lösemittels aufgenommen hat, wird zur Rückgewinnung derselben durch die Leitung 85 in den Behälter 20 geleitet, aus dem es die Pumpe 21 durch den Wärmeaustauscher 22 durch Leitung 86 zur Abtreibekolonne 23 fördert. Hier wird es durch Einblasen von direktem Dampf vom aufgenommenen Lösemittel befreit. Das entphenolte heisse Wasser läuft aus der Blase der Kolonne durch Leitung 87 und den Wärmeaustauscher 22 zum Abwasserkanal. Lösemittel- und Wasserdämpfe strömen aus der Kolonne durch die Leitung 88 in den Kühler 24 und werden dort kondensiert. Das Kondensat wird in dem Abscheider 25 in Lösungsmittel und noch etwas Lösungsmittel enthaltendes Wasser getrennt. Das Lösungsmittel fließt durch die Leitung 89 in den Vorratsbehälter 25 und das lösemittelhaltige Wasser durch die Leitung 90 in den Behälter 20, wo es sich mit dem entphenolten Wasser vereint, um mit diesem zusammen weiterbehandelt zu werden. Lösemittel und sonstige wertvolle organische Stoffe enthaltende Gase, die in der Kolonne 23 entstehen, werden durch die Leitungen 27 aus dem Abscheider 25 abgezogen und zusammen mit den Abgasen aus den Mischern im Begasungsturm 2 von diesen Stoffen befreit. Das für die Phenolanreicherung des behandelten Wassers dienende Öl, z.B. Mittelöl aus einer Steinkohlenspülgasschwelung, kommt aus einem Vorratsbehälter 15 nach Erwärmung in dem z.B. mit indirektem Dampf beheizten Vorwärmer 16 zunächst in den Mischer 13. Sein weiterer Weg geht über den Abscheider 14, die Leitung 91, den Mischer 9, den Abscheider 10, die Leitung 74, den Mischer 5 und den Abscheider 6 in eine Anlage zur Abtrennung von Lösemitteln und dergl. Stoffen, die es aus dem Wasser hauptsächlich in den Mischern aufgenommen hat.

durch e
treibek
Stoffe,
mit aus
im Kühl
führt.

mittel
über de

durch e
Nachdem
gelangt

traktio
in den
die Tre
mittel

liert e
tung 96
aus dem

zurückf
Destill
ter 36

gehend

dem Beh
und dur
und geh

vom Mis

Wasser

Wärmea

Leitung

wie zuv

durch I

um von

Beispielsweise gelangt es aus dem Abscheider 6 durch eine Leitung 92 über den Vorwärmer 28 nach der Abtreibekolonne 29. Die Dämpfe des Lösemittels und dergleichen Stoffe, die in der z.B. indirekt beheizten Kolonne 29 zusammen mit aus dem Öl ausgetriebenen Wasserdampf entstehen, werden z.B. in Kühler 24 kondensiert, dem sie dann durch die Leitung 93 zugeführt. Das mehr oder weniger weitgehend entphenolte, vom Lösemittel befreite Öl läuft aus der Blase der Abtreibekolonne 29 über den Kühler 30 in den Behälter 31.

Das Lösemittel fließt aus dem Vorratsbehälter 26 durch eine Leitung 94 in die Stufe 19 des Gegenstromwäschers. Nachdem es in den drei Stufen desselben nacheinander zur Wirkung gelangt ist, wird es mittels Leitung 95 nacheinander durch die Extraktionsstufen 12 und 8 in den Wärmeaustauscher 32 und aus diesem in den Vorwärmer 33 und die Destillierkolonne 34 geleitet, in der die Trennung von Lösemittel und Rohphenolen erfolgt. Hat das Lösemittel einen niedrigeren Siedepunkt als die Rohphenole, so destilliert es in der Kolonne ab. Seine Dämpfe gelangen durch eine Leitung 96 in den Wärmeaustauscher 32, in dem sie kondensieren und aus dem das Kondensat zum Lösemittelbehälter 26 durch Leitung 97 zurückfließt. Das gewonnene Rohphenol tritt aus der Blase der Destillationskolonne 34 durch den Kühler 35 in den Rohphenolbehälter 36 über.

Soll das aus dem Behälter 15 zulaufende Öl weitgehend entphenolt werden, so wird z.B. das Schwelwasser aus dem Behälter 1 über den Begasungsturm 2, den Wärmeaustauscher 3 und durch Leitungen 75, 37 und 78 schon zum Mischer 9 gefördert und geht von da aus weiter wie zuvor beschrieben.

Der Mischer 5 wird in diesem Falle mit Öl, das vom Mischer 9 über den Abscheider 10 zuläuft und entphenoltem Wasser beschickt, das aus dem Tank 20 über die Leitung 38, den Wärmeaustauscher 39, die Leitung 72, den Vorwärmer 4 und die Leitung 73 kommt. Während das entphenolte Öl aus dem Mischer 5 wie zuvor nach der Abtreibekolonne 29 usw. geht, wird das Wasser durch Leitungen 76 und 40 nach dem Wärmeaustauscher 39 geführt, um von dort weiter durch die Leitungen 40 und 84 vor die Extrak-

tionsst
gebrach
18, 19
beschr
durchlä
während

aus ihm
Mischer
lende (C
werden
den Mis
in den
Abschei
28 zur

haft au
mehrst
werden

beschr
cherung
cherten
Versuch

16,4 g
und de
10 % B
44,3,
aus di

Temper
Wasser

Zusamm

in Sch

tionsstufe 17 oder durch Leitungen 40 und 41 vor die Stufe 18 gebracht zu werden. Nach seiner Extraktion in den Stufen 17, 18, 19 bzw. 18 und 19 gelangt das Wasser im Kreislauf auf dem beschriebenen Wege wieder nach dem Mischer 5. In diesem Falle durchläuft das Lösemittel nur die Stufen 19, 18, 17 und 18, während Stufe 8 mittels einer Leitung 42 umfahren wird.

Man kann das Öl mit dem Wasser, das Phenole aus ihm aufnimmt, auch im Gleichstrom durch die entsprechenden Mischer führen. Durch die Leitung 43 kann dann das zu entphenolende Öl aus dem Vorwärmer 16 zuerst dem Mischer 5 zugeführt werden, es geht weiter durch den Abscheider 6, durch Leitung 44, den Mischer 9, den Abscheider 10 und durch die Leitung 45 zuletzt in den Mischer 13. Aus dem Mischer 13 gelangt das Öl durch den Abscheider 14 und durch die Leitungen 46 und 92 über den Vorwärmer 28 zur Destillationskolonne 29.

Anstelle der Mischer 5, 9 und 13 können vorteilhaft auch andere geeignete Vorrichtungen, z.B. Kreiselpumpen, mehrstufige Extraktionszentrifugen oder dergleichen verwendet werden.

Ein Nachteil der beiden in den Anlagen 9 und 10 beschriebenen Verfahren ist, dass das Wasser nach jeder Anreicherung abgekühlt wird, um die Phenolextraktion aus dem angereicherten Wasser bei Raumtemperatur durchzuführen. Es wurden darum Versuche zur Phenolextraktion aus einem Wasser, enthaltend 16,4 g Reinphenol/l bei verschiedenen Temperaturen durchgeführt und der Verteilungsfaktor für die Behandlung des Wassers mit 10 % Butylacetat bestimmt. Der Verteilungsfaktor wurde für 20° zu 44,3, für 60° zu 24,2 und für 95° zu 18,2 gefunden. Man ersieht aus diesen Werten, dass der Phenolverteilungsfaktor stark von der Temperatur abhängig ist. Es ist also unbedingt notwendig, das Wasser nach der Anreicherung auf Raumtemperatur abzukühlen.

Zusammenfassung :

Es wurden Versuche zur Anreicherung von Phenolen in Schwelwässern durch Vermischen des Wassers mit Mittelöl oder

der Mit
So konn
bei 95°
chert w
gung des
erreicht
des Phen
gegentü
wurden d
dass da
10,4 g
95° ang
180° sic
das dur
10 g un
enthält
sers fa
auf das
len Oel
wasser
Das aus
gegen e
Xylenol

Wässer
haltige

praktis
gestell
das Was
Entphen
wasser
werden.
wonnen.
auf Sch

der Mittelölfraction 180 - 230° bei erhöhter Temperatur ausgeführt. So konnte ein Schwelwasser von 10,4 g Phenol/l auf 14,2 g Phenol/l bei 95° durch Vermischen mit Mittelöl im Anfallverhältnis angereichert werden. Bei Verwendung der Fraktion 180 - 230°, Berücksichtigung des Anfallverhältnisses und 95°, wurden sogar 20,7 g Phenol/l erreicht. Bei Anreicherung unter Druck wurde keine Steigerung des Phenolgehaltes bei Verwendung von Mittelöl und Schwelwasser gegenüber Normaldruck und 95° erreicht. Durch Extraktion mit Äther wurden dem Wasser die gelösten Stoffe entzogen. Es wurde gefunden, dass das Schwelwasser neben Phenol 1,5 g unter 180° siedende Stoffe/l, 10,4 g Phenol/l und 5 g über 230° siedende Stoffe/l enthält. Das bei 95° angereicherte Wasser enthält neben 14 g Phenolen/l 7 g unter 180° siedende und 9 g über 230° siedende Bestandteile/l, während das durch Druckextraktion gewonnene Wasser neben 14 g Phenolen/l 10 g unter 180° siedende und 10 g über 230° siedende Bestandteile enthält. Beim Abkühlen des unter Druck bei 120° angereicherten Wassers fallen aus diesem 10 % Öle (praktisch Mittelöl), bezogen auf das Wasser aus, von denen bis 230° nur 36,1 % mit 40 % neutralen Ölen übergehen. Die Siedeanalysen des Rohphenols aus Schwelwasser und des bei 95° angereicherten Wassers sind nahezu gleich. Das aus dem Mittelöl unter Druck gewonnene Rohphenol enthält dagegen etwas weniger Kresol, sonst aber gleiche Mengen Phenole und Xylenole.

Mit den angereicherten Wässern und mit Mischungen dieser Wasser mit Schwelwasser wurden mit Butylacetat und mit phenolhaltigem Butylacetat Extraktionsversuche durchgeführt.

Aus dem erhaltenen Zahlenmaterial wurden verschiedene praktische Beispiele, die in den Anlagen 2 - 8 schematisch dargestellt sind, ausgerechnet. So kann z.B. durch Kreislaufführung das Wasser unter Verwendung von Mittelöl gemäß der Abb. 11 und Entphenolung des Wassers mit 10 % Butylacetat, bezogen auf Schwelwasser die Produktion von 9,4 t auf 28,8 t Rohphenol/Tag erhöht werden. In diesem Falle werden 4,0 % Phenole aus dem Mittelöl gewonnen. Erhöht man die Butylacetatmenge von 10 auf 20 %, bezogen auf Schwelwasser, so steigt die Phenolausbeute auf 32,8 t/Tag, d.h.

es werde
noch wei
die Ausb
kreisla
Rohphen
des Mit

Mittelö
schon Ph
weise i
diesen
Butylac

man sch
Wasser

einer e
Beispi
Butylac
Mittelö

9 und 1

Benutzu
Phenol
mit phe
in ihre
20 % st
einer P

10 Anla
18.9.19
Na.

es werden 4,8 % aus dem Mittelöl extrahiert.

Bei Verwendung von der Fraktion 180 - 230° lassen sich noch weit grössere Phenolmengen aus dem Öl gewinnen. So kann die Ausbeute einer Phenosolvan-Anlage unter Anwendung des Wasserkreislaufs und Verwendung von 10 % Butylacetat weiter auf 34,5 t Rohphenol/Tag erhöht werden. Es würden in diesem Falle 5,2 % des Mittelöls gewonnen.

Man kann aber auch die Anreicherung des Wassers mit dem Mittelöl mehrstufig und Extraktion des Phenols aus dem Wasser mit schon Phenol enthaltendem Butylacetat durchführen. Diese Arbeitsweise ist in der Abb. 19 beschrieben. Aus dem Mittelöl werden in diesem Falle 5,4 % Rohphenol gewonnen unter Anwendung von 20 % Butylacetat, bezogen auf das Schwelwasser.

Weiter lässt sich nach der Abb. 20 so arbeiten, dass man schon behandeltes Öl nochmals mit nahezu restlos entphenoltem Wasser in Berührung bringt und das wieder phenolhaltige Wasser in einer entsprechenden Stufe extrahiert. Nach dem durchgerechneten Beispiel beträgt die Rohphenolproduktion unter Anwendung von 30 % Butylacetat und der Fraktion 180 - 230° 6,3 %, bezogen auf das Mittelöl.

In den schematischen Abbildungen sind in den Anlagen 9 und 10 zwei Phenolgewinnungs-Anlagen aufgezeichnet.

In vorstehender Arbeit wurde gezeigt, dass durch die Benutzung eines in der Phenosolvan-Anlage bereits mit 5 - 6 % Phenol beladenen Lösungsmittels sich durch nochmalige Behandlung mit phenolhaltigen Wässern, die durch Behandlung mit Schwelwässern in ihrem Phenolgehalt angereichert sind, die Ausbeute um mehr als 20 % steigern lässt, wobei sich gleichzeitig die Tagesproduktion einer Phenosolvan-Anlage um mehrere 100 % erhöht.

gez. Dr. Herbert
" Dr. Eisenlohr.

10 Anlagen.

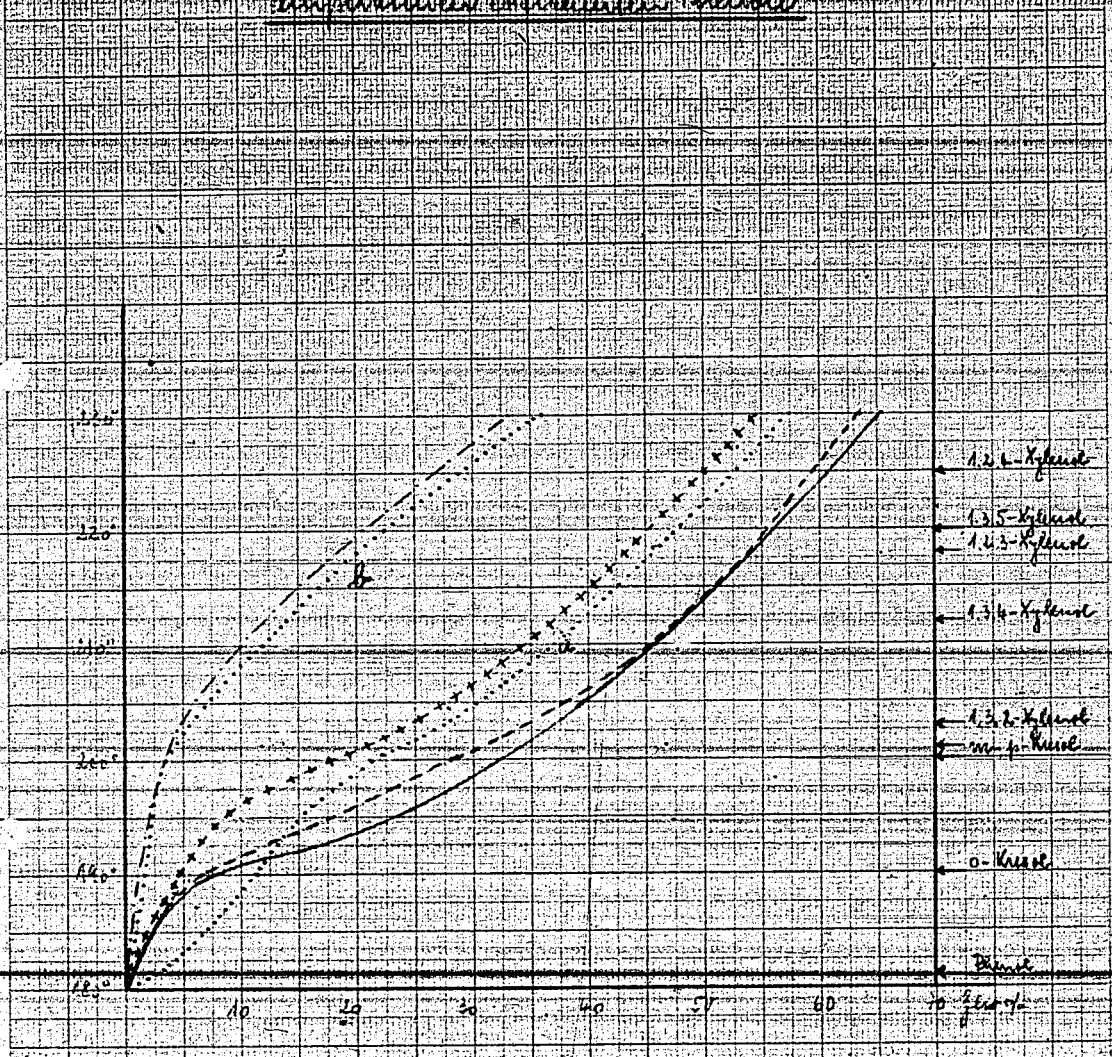
18.9.1940.

Ma.

Multiphase

21234

Siedekurven des am Luftbad mit Wasser bei verschiedenen
Temperaturerhöhungen Phenole

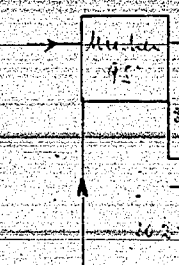


- Reibebrett aus Glasfasern
- - Reibebrett aus Eisen bei 95° derer die Saurekammer Schmelze
- ... Reibebrett aus Eisen bei 120° derer die Saurekammer Schmelze
- o/ ein Wasser selbst Phenole
- h/ beim Erhitzen ausgefallene Phenole
- - Siedekurve des Luftbads
- + + Zählphenol aus dem bei 95° angelernter Temperatur

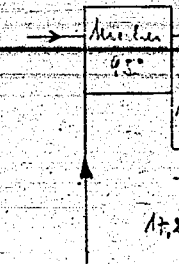
100m...
10g Phenol



100m...
10g Phenol



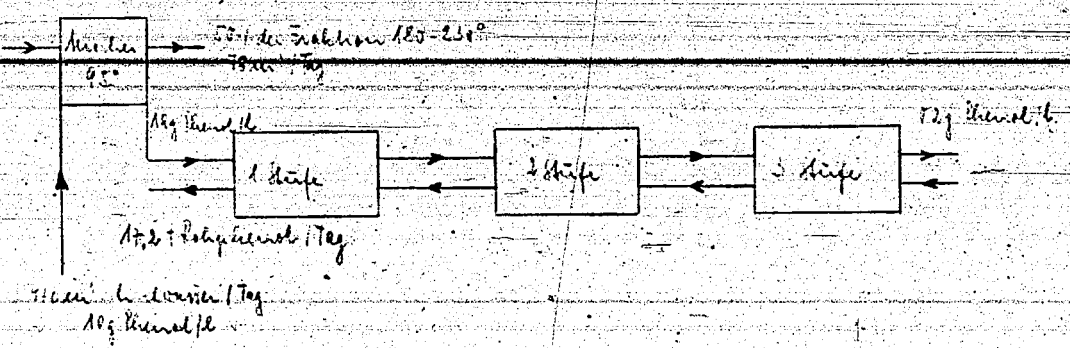
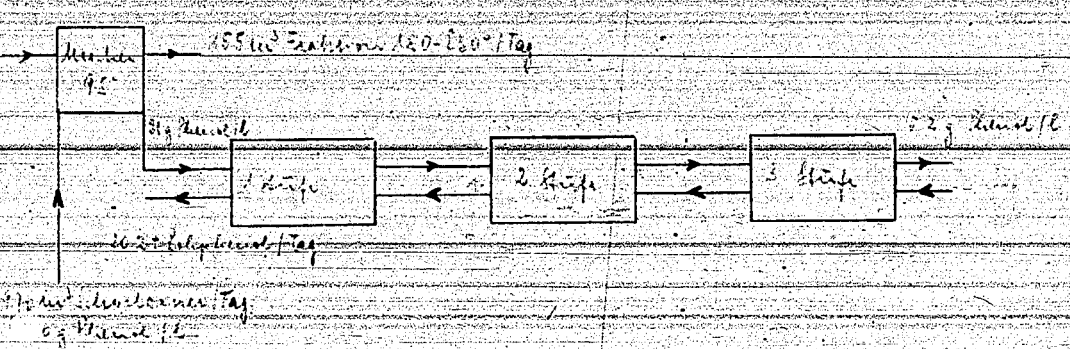
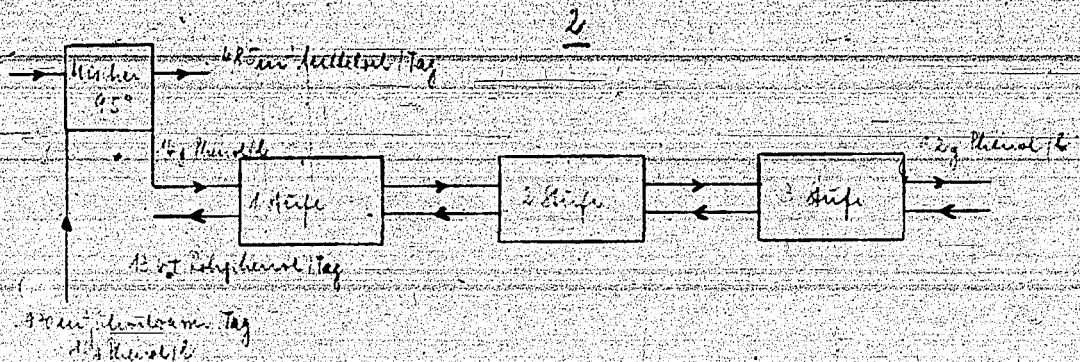
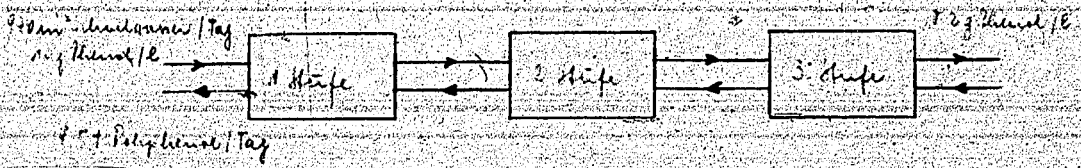
100m...
10g Phenol



100m...
10g Phenol

100m...
10g Phenol

POOR COPY 39

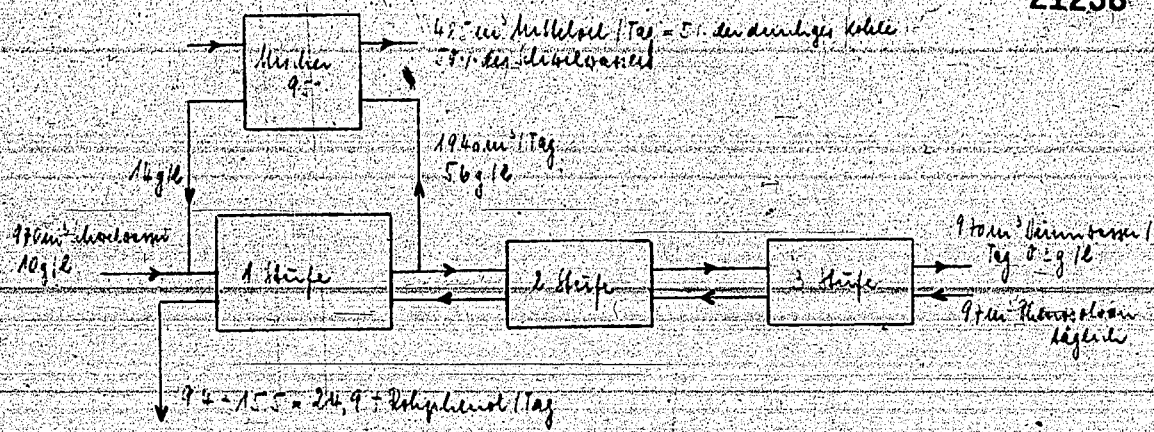


Abwasserreinigung von Schlamm durch Filtrieren
des Schlammes bei Extension 110-130 bei 95°

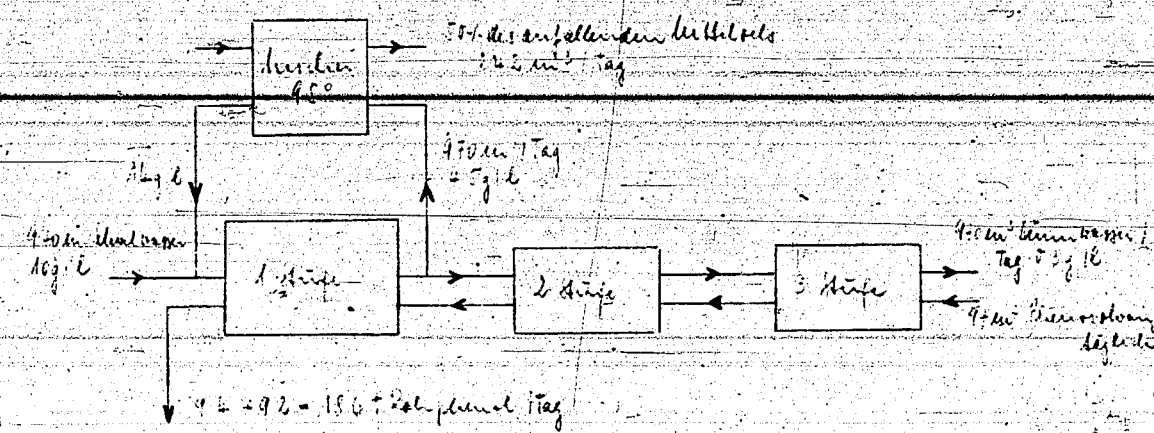
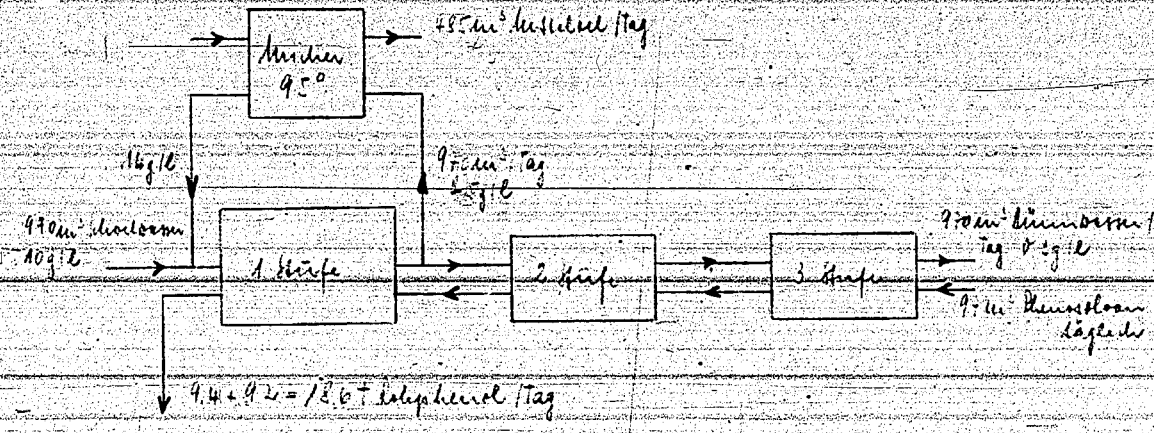
26.8.20-6

Frage 3

21236



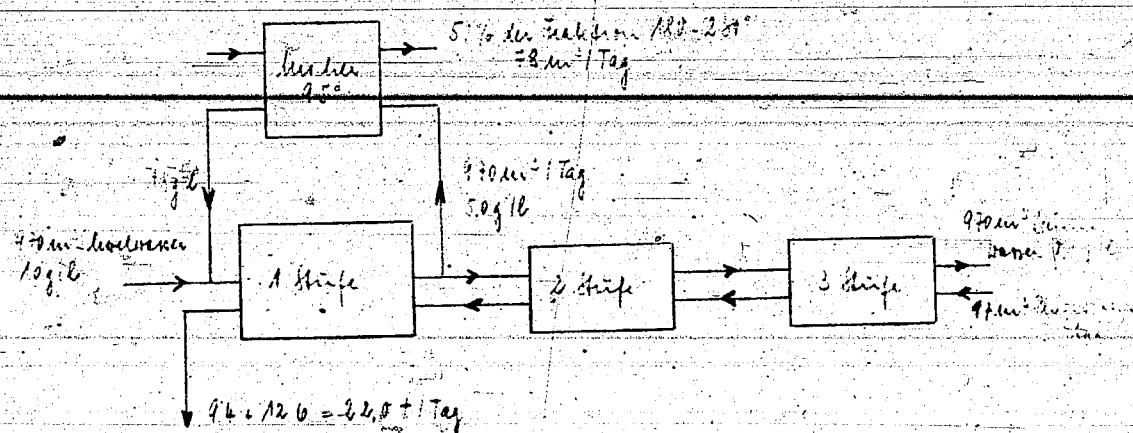
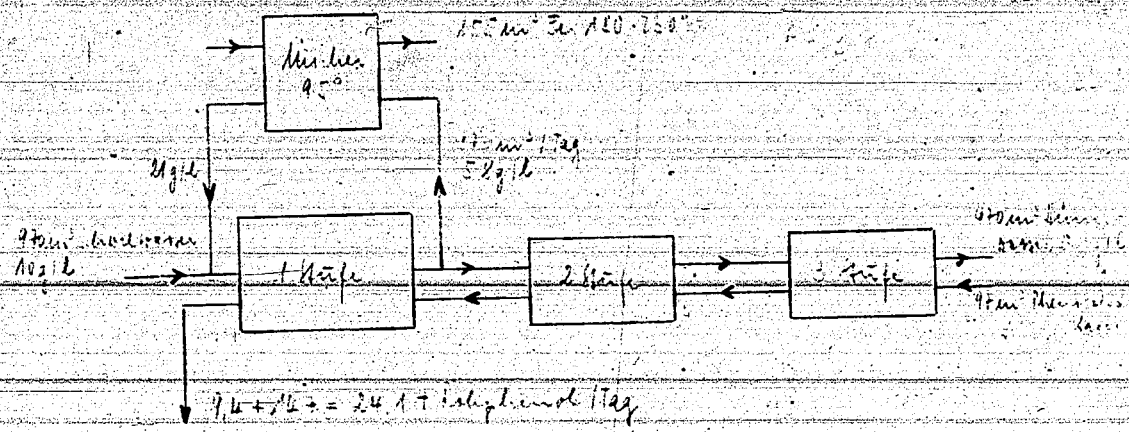
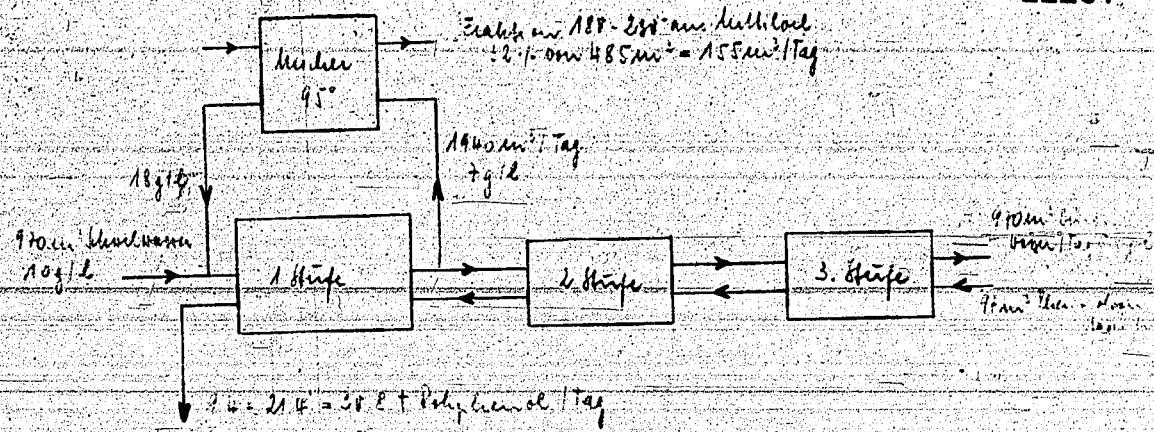
6



Wird über Berechnung der Verdunstung durch Messungen mit Holzplenum

2 + 8 40

POOR COPY 39



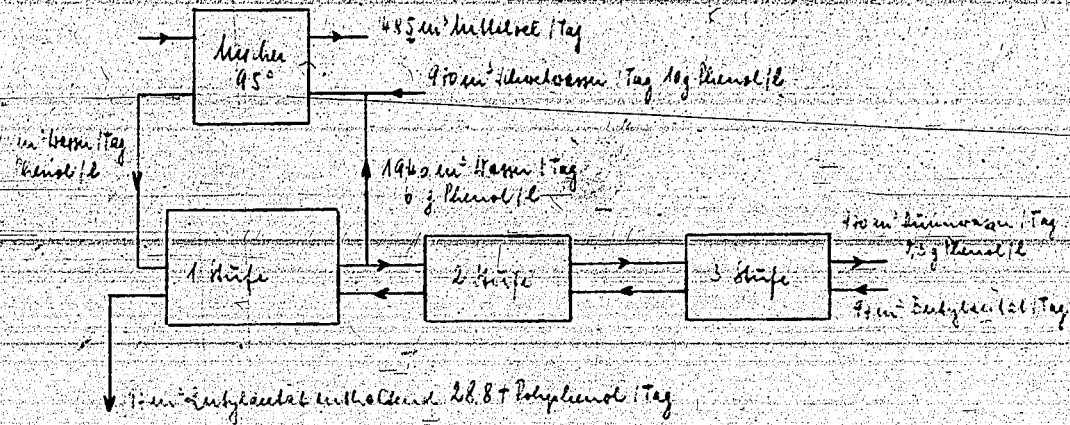
Umwandlung des Wasser durch Verweilen
 mit Fraktion $180-230^\circ$ bei 95°

POOR COPY 39

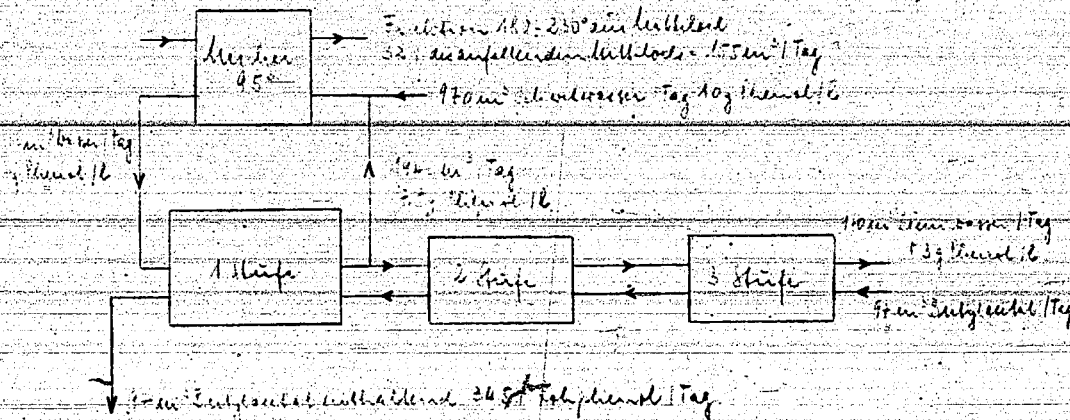
11

Anlage 5

21238

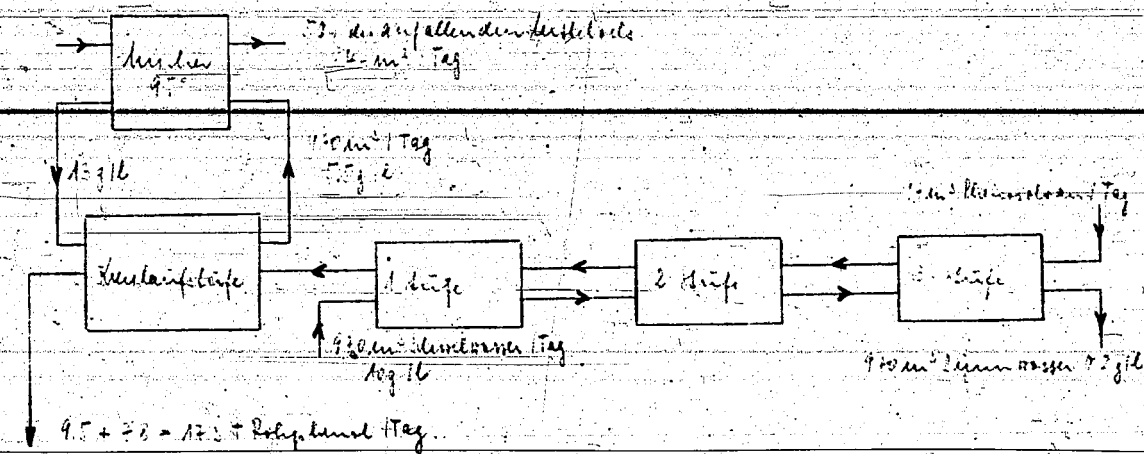
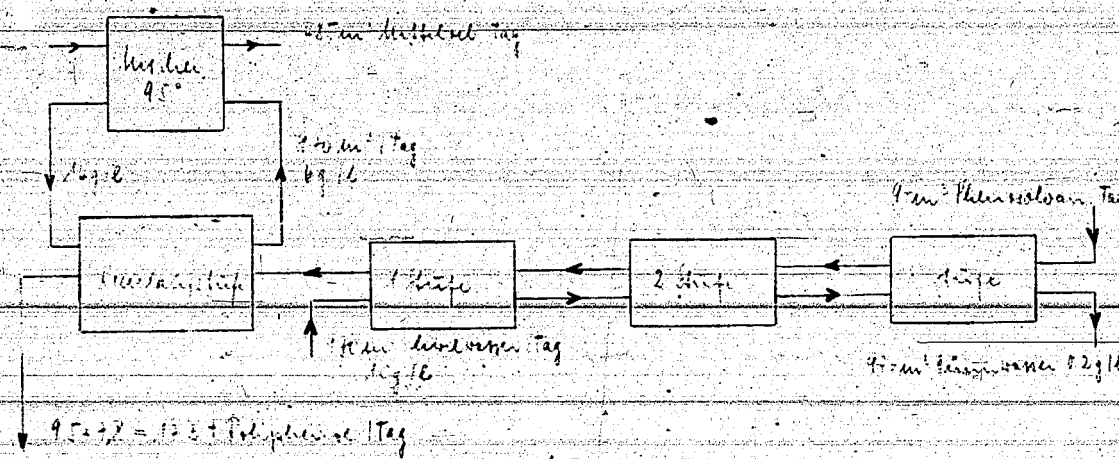
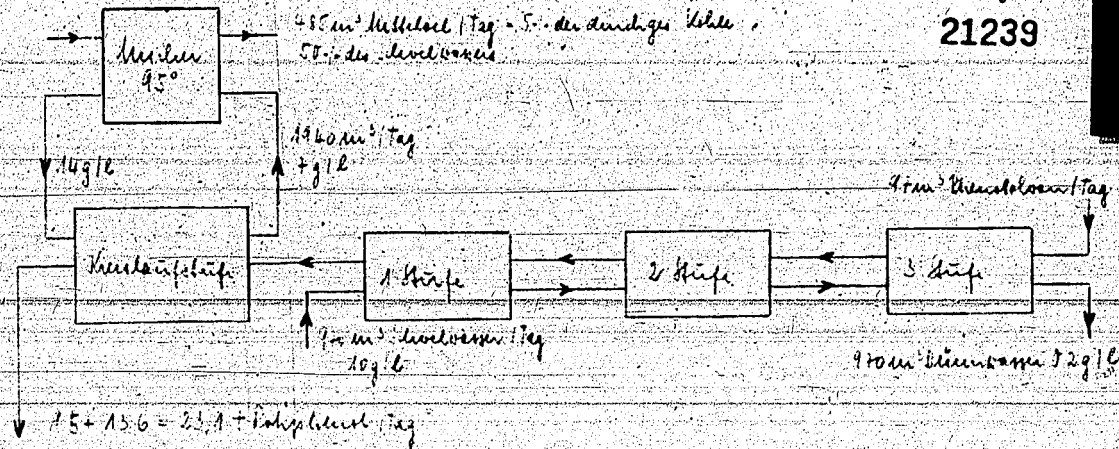


12



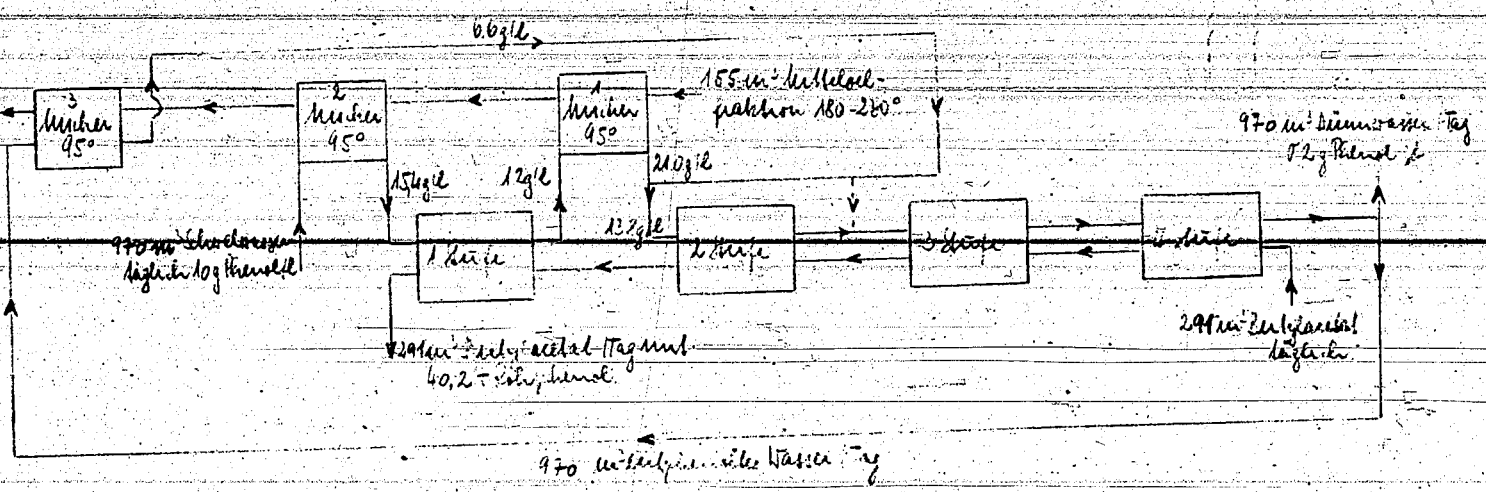
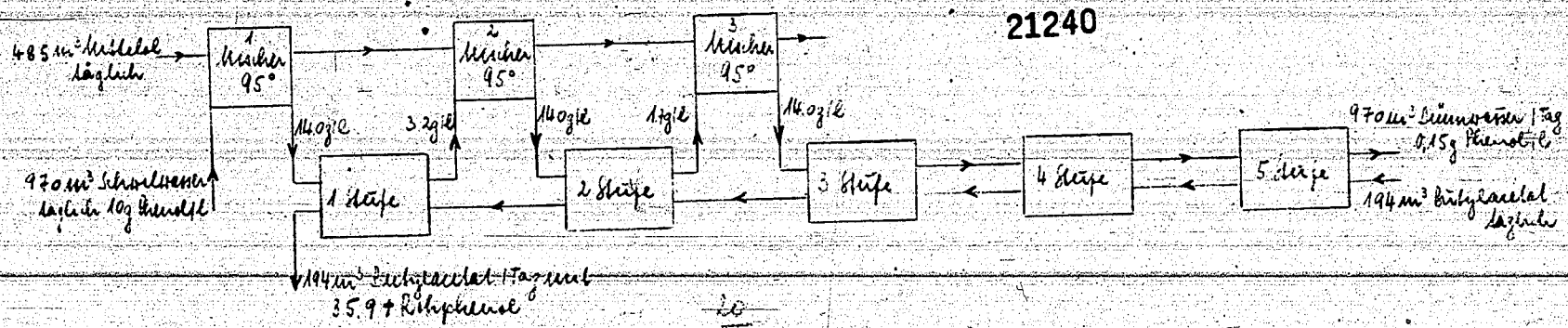
208 40

POOR COPY 39



Rechenweise Bildung von Schlammwasser durch Vermischen mit Mittelwasser

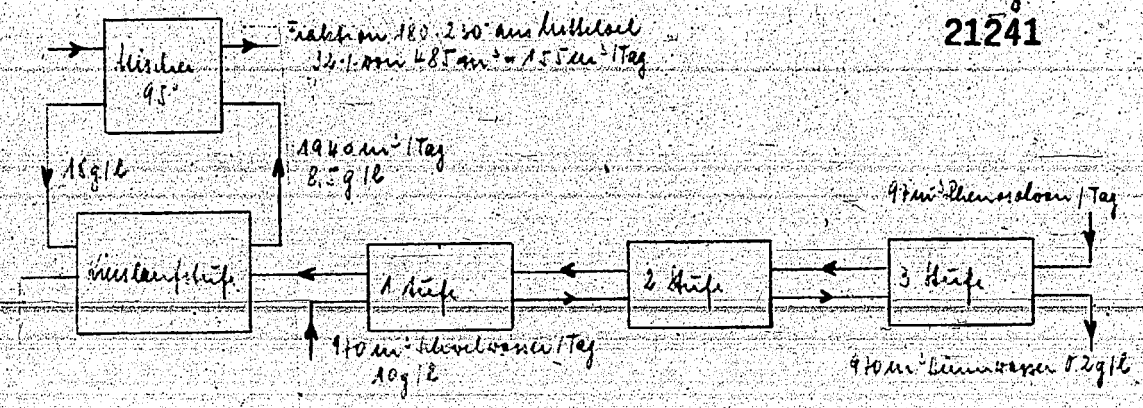
anlage 8



POOR COPY 39

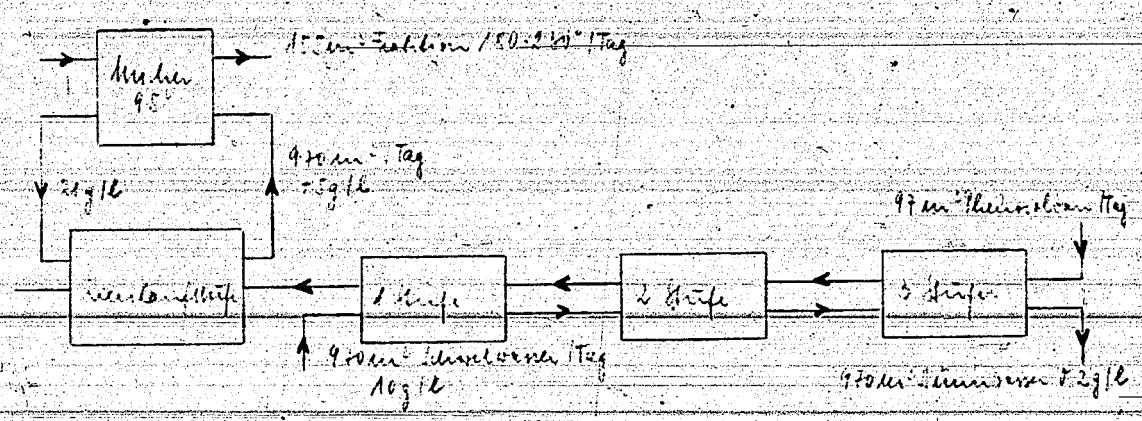
16

Anlage 7
21241



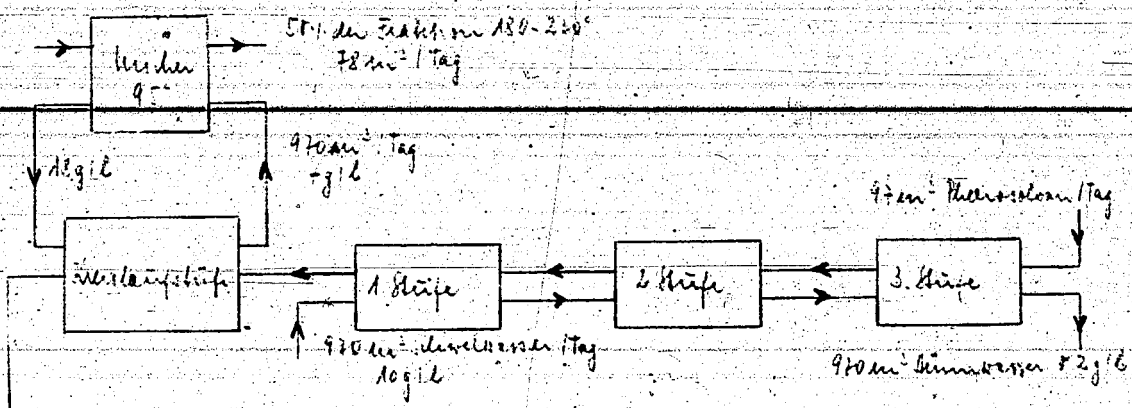
$9.5 + 18.4 = 27.9 + \text{Kälteleistung / Tag}$

17



$9.5 + 13.1 = 22.6 + \text{Kälteleistung / Tag}$

18



$9.5 + 11.6 = 21.1 + \text{Kälteleistung / Tag}$

Wärmeübertragung von Schwefelwasser durch Membranen
mit Fraktion 150-230°

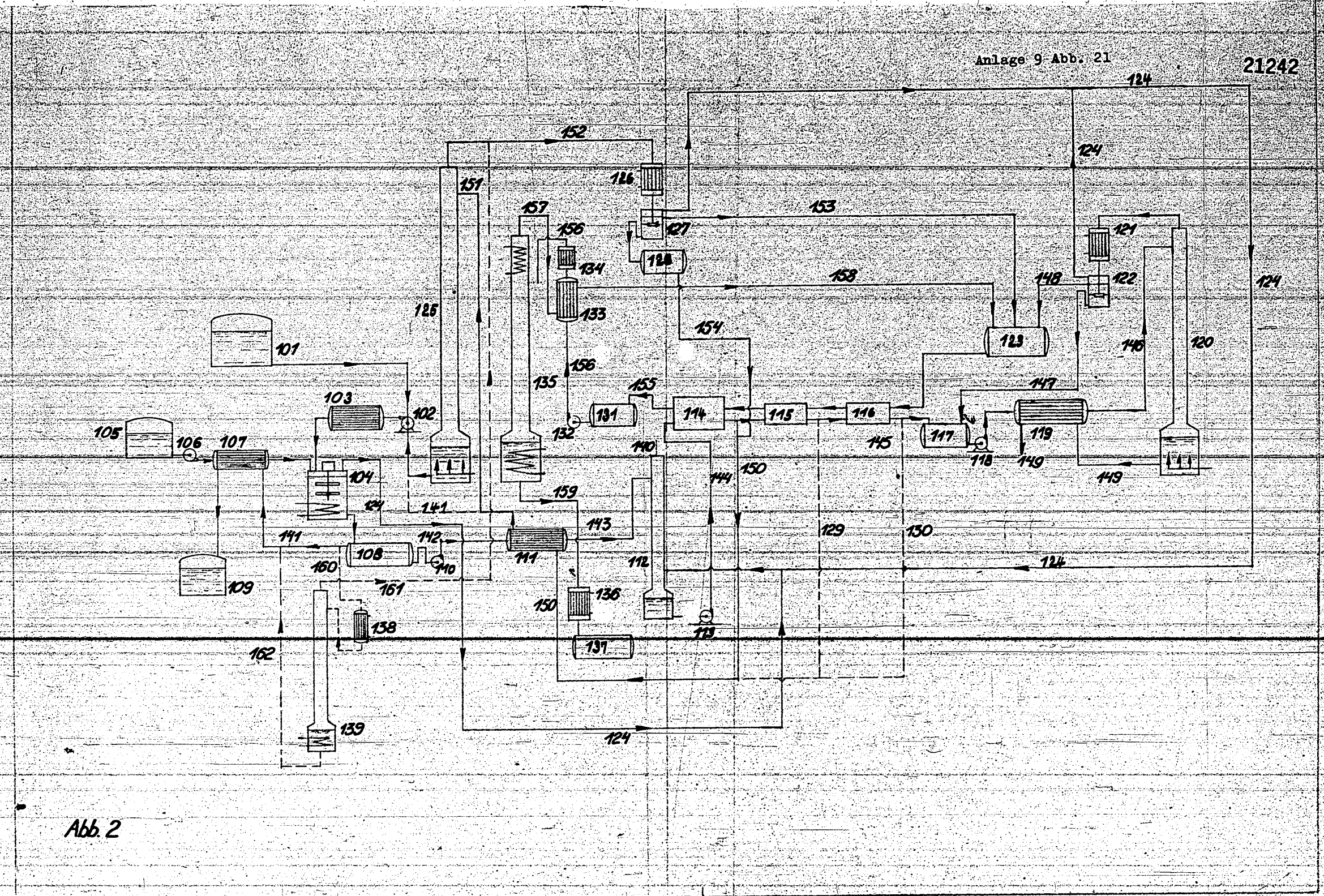
21340

POOR COPY 39

Anlage 9 Abb. 21

21242

Abb. 2



POOR COPY 39

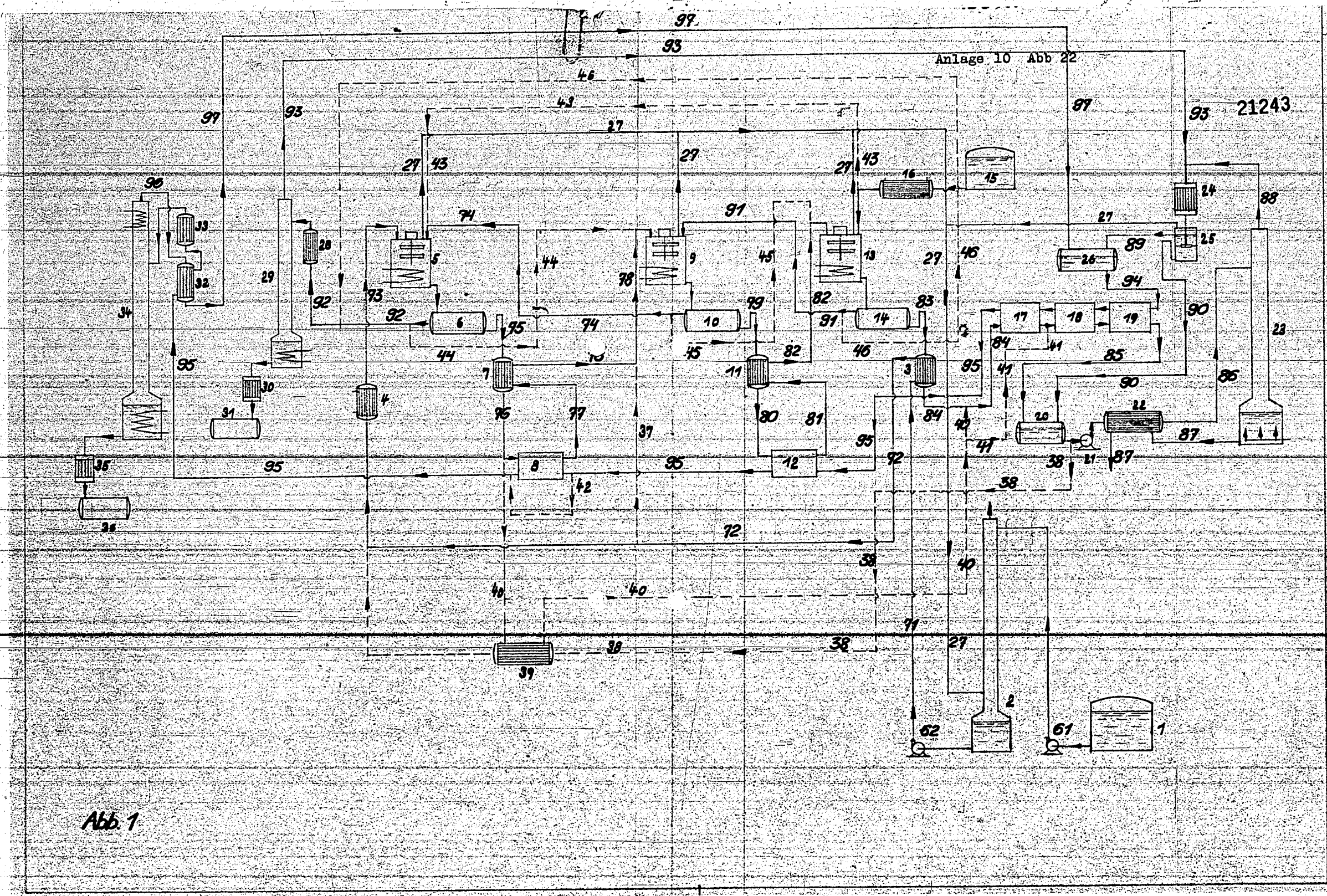


Abb. 1

POOR COPY 39

Labor. Mousonstrasse.

21244

Nachtrag zu Bericht Nr. 126.

Im Zusammenhang mit der Anreicherung von Phenolen in Schwelwässern interessiert besonders auch die Frage der Änderung der im Mittelöl verbleibenden Rohphenole. Es wurde darum Mittelöl und das mit Leitungswasser bei 95° im Verhältnis 1 : 10 behandelte Mittelöl aus Versuch 8 mit Lauge vollkommen entphenolirt, die Lauge klargedampft, mit Kohlensäure die Phenole freigemacht. Die sich nach der Zersetzung der Phenolatlaug mit Kohlensäure abscheidenden Rohphenole wurden von der wässrigen Lösung getrennt und die wässrige Lösung mit Aether erschöpfend extrahiert. Nach dem Abdampfen des Aethers wurden die Rohphenole aus der aetherischen Lösung und die beim Zersetzen der Phenolatlaug ausgefallenen Rohphenole vereinigt und ihr Siedeverlauf nach Engler bestimmt.

1.) Restlose Entphenolung vom Mittelöl mit Kalilauge:

Phenolfreies Mittelöl : 52,0 Gew.%

von der Kalilauge aus dem Mittelöl aufgenommen : 42,2 Gew.%

Verlust : 5,8 Gew.%.
CJ

Das gewonnene Rohphenol wurde bis 180° abgetoppt und danach die Siedeanalyse nach Engler ausgeführt. Diese hatte folgenden Verlauf (Gew.% bezogen auf das über 180° siedende Rohphenol):

180 - 190°	0,8 Gew.%
190 - 200°	3,1 "
200 - 210°	17,4 "
210 - 220°	16,0 "
220 - 230°	10,7 "
>230°	52,0 "

Der Siedeverlauf ist in Anlage 11 Kurve a aufgezeichnet. Rechnet man die Siedeanalyse auf das eingesetzte Mittelöl um, so erhält man folgende Werte, ausgedrückt in Gew.% Phenole, bezogen auf Mittelöl (vgl. Anlage 11 Kurve b):

- 2 -

Das hei
reich l
2.)
im Verh

Mittelö
Gew.%,

Die Fra
verlauf
(Anlage
eingese

Das hei
Wassere

180 - 190°	0,4 Gew.%
190 - 200°	1,2 "
200 - 210°	7,4 "
210 - 220°	6,8 "
220 - 230°	4,5 "

Das heisst 20,3 Gew.% des Mittelöls sind Phenole im Siede-
reich 180 - 230°. Die Fraktion 180 - 230° enthält 2 % Neutralöle.

2.) Restlose Entphenolung des zuvor bei 95° mit Leitungswasser
im Verhältnis 1 : 10 behandelten Mittelöls mit Kalilauge.

Vom Wasser bei 95° aufgenommen:	19,0 Gew.%
Von der Kalilauge aufgenommen:	29,9 "
Restlos entphenoltes Mittelöl:	47,5 "
Verlust:	3,6 "

Die Siedeanalyse des nach der Wasserextraktion noch im
Mittelöl verbleibenden Rohphenols war folgende, ausgedrückt in
Gew.%, bezogen auf das Rohphenol (vgl. Anlage 11 Kurve c):

180 - 190°	0,1 Gew.%
190 - 200°	0,2 "
200 - 210°	3,9 "
220 - 220°	14,2 "
220 - 230°	13,9 "
> 230°	67,7 "

Die Fraktion 180 - 230° enthält 4 Vol.% Neutralöle. Wird der Siede-
verlauf auf das gesamte Mittelöl bezogen, so erhält man die Kurve d
(Anlage 11) und folgende Werte ausgedrückt in Gew.%, bezogen auf
eingesetztes Mittelöl:

180 - 190°	0,03 Gew.%
190 - 200°	0,07 "
200 - 210°	1,1 "
210 - 220°	4,3 "
220 - 230°	4,1 "

Das heisst 9,6 Gew.% von 180 - 230° siedende Phenole waren nach der
Wasserextraktion bei 95° noch im Mittelöl enthalten, gegenüber

21246

- 3 -

20,3 Gew.-% von 180 - 230° siedende Phenole im Ausgangsmaterial.

Wie man aus diesen Siedeanalysen und der Siedeanalyse der vom Wasser bei 95° aufgenommenen Phenole ersieht, werden vom Wasser vornehmlich die niedrigeledenden Phenole aus dem Mittelöl herausgenommen.

gez. Dr. Herbert.

Dr. Eisenlohr.

Anlage 11.

Ma.

21248

LurgiwärmeNotiz des Herrn **Dr. Hubmann**vom **15. 1. 23.**
Blatt **1**Betrifft: **Angriff von Eisen durch phenolhaltige Teere
und Gase.****L. W. - A. E.**

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

40

*Abteilung**S. G.*Kopien an: **Dr. Kr./Hs., Schalf., Dr. Hu.
Abt. K3, 50, 30, EP und 27.**

Nach den neuerdings von Dr. Eisenlehr durchgeführten Versuchen über den Angriff von Eisen durch saure Bestandteile der Gase ist auch ein erheblicher Einfluss des Glühens des Werkstoffs auf den Angriff nachgewiesen und damit die wiederholte Beobachtung des unterschiedlichen Verhaltens nichtlegierter Werkstoffe in den Anlagen.

M.E. ist diese Erkenntnis von erheblicher Bedeutung für viele Konstruktionsteile der Abteilungen L.S., S.S., L.S., K.P. und G.F. Infrage kommen insbesondere diejenigen Konstruktionsteile, die bei Temperaturen über 50. dem Angriff der sauren Gase ausgesetzt sind. Dies sind: Gasrohrleitungen, Vorkühler, Gebläse, Heißeerdöcher, die erste Stufe von Gasrohrkühlern, Wärmeaustauscher, Kolonnen, Gashälter, Heisschlangen u. dergl. Das Ausglühen dieser Teile dürfte nach den Versuchen wie auch den praktischen Erfahrungen eine erhebliche Verlängerung der Lebensdauer bringen.

Die Versuche sind m.E. noch nicht erschöpft, insbesondere hinsichtlich der Gleichmäßigkeit, Zeitdauer beim Glühen und Höhe der Glühstemperatur. Es empfiehlt sich daher, die Versuche fortzusetzen mit den am meisten geeigneten Baustoffen und Muster zu verwenden, die mit verschiedener Glühdauer und Glühstemperatur in einem Glühofen hergestellt sind.

Ich bitte Herrn Schmalfeld, unter Führungnahme mit den anderen Abteilungen die Baustoffe auszuwählen und dem Laboratorium Konstruktions die ausgeglühten Muster zur Verfügung zu stellen.

gen. Hubmann.

-7-

LW 133a
10.000 S. 30.POOR
COPY 40

Beschreibung des Phenosolvan-Verfahrens

zur Entphenolung von Schwelwässern, Hydrierwässern und dergleichen

Das Phenosolvan-Verfahren wurde von der J.G. Farbenindustrie A.G. und der Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H. gemeinsam entwickelt. Es besteht aus einer Extraktion der phenolhaltigen Wasser mit dem Speziallösungsmittel "Phenosolvan".

Phenosolvan ist ein Gemisch von Estern niederer aliphatischer Alkohole. Es siedet zwischen 110° und 130° und hat ein ausserordentlich hohes Lösungsvermögen für Phenole. Während z. B. bei der Entphenolung mit Benzol ein Anwendungsfaktor von 100 - 200 % bezogen auf das Wasser notwendig ist, genügt bei Phenosolvan eine Behandlung mit nur 10 % Lösungsmittel, um einen Phenolrestgehalt von 0,1 - 0,2 g/l zu erreichen.

Arbeitsweise des Phenosolvan-Verfahrens.

Die Extraktionsbehandlung wird in mehreren Stufen im Gegenstrom durchgeführt. Die Stufenwäsche besteht lediglich aus einem System von Pumpen und Abscheidern. Emulsionen zwischen Extraktionsmittel und dem phenolhaltigen Wasser treten nicht auf, da das Phenosolvan ähnlich wie Äther emulsionszerstörende Wirkung besitzt. Die Gewinnung der Phenole aus dem Extrakt geschieht durch Destillation. Hierbei erhält man das Phenosolvan in reinem, wasserhellem Zustand zurück. Da Phenosolvan niedriger siedet als Phenole und Teeröle, können sich auch bei längerem Betrieb keine teerigen Verunreinigungen in dem Lösungsmittel anreichern. Aus diesem Grund bleibt die Entphenolungsleistung der Anlage immer gleichmässig.

Das in der Dreistufen-Anlage entphenolte Abwasser enthält noch etwa 1 Vol. % gelöstes Phenosolvan, welches in einer Kolonne durch direkten Dampf ausgetrieben und zurückgewonnen wird. Das zurückgewonnene Phenosolvan kehrt zur erneuten Wasserbehandlung in den Kreislauf zurück.

Wasser-Vorreinigung.

Auf die Vorreinigung der zu behandelnden Wasser braucht kein besonderer Wert gelegt zu werden. Etwas Öle und teerige Verunreinigungen gehen automatisch ins Rohphenol; sie stören darin gewöhnlich nicht, da sie über 230° sieden. Als Vorreinigung für Schwelwasser genügt im allgemeinen die Einschaltung eines rein mechanisch wirkenden Ölabscheiders. Die Wasser dürfen beliebige Mengen Schwefelwasserstoff, Ammoniak

und Kohl
Ammoniak
welche v
Rohwasse
enthalte
derartig
stören n
rufen od

Leistung

D

0,2 g/l.

zu 0,05

bei Schw

erreicht

B

auch meh

übliche

Phenole

erfasst,

allgemei

produkti

bis zu 2

230° sie

einen er

I

Wasser e

Fettsäur

sind und

J

und Kohl

bleibt g

organisc

I

Entphen

reichend

Flussläu

hältniss

jedoch e

werden k

und Kohlensäure enthalten. Es ist lediglich erwünscht, dass etwaiges Ammoniak an Kohlensäure gebunden ist. Bei gewissen Hydrierwässern, welche viel freies Ammoniak enthalten, ist daher eine Begasung des Rohwassers mit kohlenstoffhaltigen Gasen zweckmässig. Schwelwässer enthalten gewöhnlich Kohlensäure im Überschuss und erfordern keine derartige Vorbehandlung. Salze anorganischer oder organischer Art stören nicht, soweit sie nicht starke alkalische Reaktionen hervorrufen oder zur Korrosionsbildung führen.

Leistungen des Phenosolvan-Verfahrens.

Der Phenolgehalt der gereinigten Wasser liegt zwischen 0,1 und 0,2 g/l. In besonders günstig gelagerten Fällen wurden Endwerte bis zu 0,05 g/l erreicht. Derartige niedrige Phenolrestgehalte konnten bei Schwel- und Hydrierwässern bisher mit keinem anderen Verfahren erreicht werden.

Beim Phenosolvan-Verfahren werden nicht nur einwertige, sondern auch mehrwertige Phenole (wie z.B. Brenzkatechin) gewonnen. Da die übliche Phenolbestimmungsmethode nach Koppeschaar nur die einwertigen Phenole (Karbolsäure, Kresole, Xylenole, Siedebereich 180°-230°) erfasst, liegt die Ausbeute an Rohphenol beim Phenosolvan-Verfahren im allgemeinen über der analytisch im Wasser gefundenen Menge. Die Mehrproduktion, welche im allgemeinen 30 - 50 % und in besonderen Fällen bis zu 200 % der einwertigen Phenole betragen kann, besteht aus über 230° siedenden Stoffen. Sie bedeutet einen zusätzlichen Gewinn, der einen erheblichen Teil der Verfahrenskosten deckt.

Das Rohphenol hat bei Verarbeitung nicht allzu verunreinigter Wasser eine gute Qualität. Insbesondere enthält es praktisch keine Fettsäuren, da diese in den Wässern gewöhnlich an Ammoniak gebunden sind und deshalb durch Phenosolvan nicht mitextrahiert werden.

Im Gang des Phenosolvan-Verfahrens werden Schwefelwasserstoff und Kohlensäure aus dem Wasser weitgehend entfernt. Das Ammoniak verbleibt grössten Teils im Abwasser; es ist teilweise an die vorhandenen organischen Säuren, z.B. Fettsäuren, gebunden.

Das Phenosolvan-Verfahren liefert unter allen bisher bekannten Entphenolungsverfahren das reinste Abwasser. Es kann daher nach ausreichender Verdünnung mit phenolfreien Werksabwässern in nicht zu kleine Flussläufe unmittelbar abgelassen werden. Bei schwierigen Wasserverhältnissen sind noch zusätzliche Reinigungsmassnahmen erforderlich, die jedoch erst nach Kenntnis der örtlichen Verhältnisse festgelegt werden können.

Kosten

0,2 und
waigen
verbrau
und dem

angesch
genügt
Arbeits
her über

grösser
Gewinnu
gehalt

E.P. 10

Frankf
Dr. Hr./

POOR
COPY 40

21251

- 3 -

Kosten des Phenosolvan-Verfahrens.

Der Phenosolvanverbrauch liegt im allgemeinen zwischen 0,2 und 0,3 kg/m³ verarbeitetes Wasser. Hierin sind auch die etwaigen Verluste durch Undichtigkeiten eingeschlossen. Der Dampfverbrauch richtet sich stark nach der Zusammensetzung des Wassers und dem Phenolgehalt und kann nicht in generell gültigen Ziffern angegeben werden. Da das Verfahren völlig kontinuierlich arbeitet, genügt zur Bedienung auch bei grösseren Anlagen ein angelernter Arbeiter pro Schicht; bei kleinen Anlagen kann die Bedienung nebenher übernommen werden.

Die Betriebskosten einschliesslich Amortisation werden in grösseren Anlagen bei den heutigen Phenolpreisen bereits durch die Gewinnung von ca. 4 g Phenol/l Wasser gedeckt. Bei höherem Phenolgehalt bringt die Anlage einen zusätzlichen Gewinn.

E.P. 1006

Frankfurt/M., 1. Nov. 1942
Dr. Hr./Dr. Kt./Bal.-

Lurgiwerk

Betritt:

Anwesend:

Kopien an:

wies die
dringend
des Phenol
Offleben
hat die
von seit
winning

Va.

POOR
COPY 40

Lurgiwärme

Notiz des Herrn

Dr. Oetken

21252

Vom Blatt 1, 42,

Betritt:

Phenolgewinnung

L.W.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

Dr. Kohrt

Dr. Herbert

Kopien an:

Dr. Ka Dr. Das Dr. Herb. Dr. Kohrt

Anlässlich einer Besprechung mit Herrn Dr. ALPSTER wies dieser darauf hin, dass der Bedarf an Phenolen weiterhin dringend sei. Ich machte ihn darauf aufmerksam, dass es mit Hilfe des Phenolsolvan-Verfahrens ohne Schwierigkeit möglich wäre, die in Offleben und Regis verfügbaren Phenolmengen zu gewinnen. Herr Dr. A. hat die betreffenden Werte notiert. Es ist daher wahrscheinlich, dass von Seiten des Reichsamtes ein Druck auf Durchführung der Phenolgewinnung ausgeübt wird.

ges. Oetken.

Va.

Lurgiwärme

Betritt:

**E.P. Van
Lange-Te
Beyroth**

Phenol

Anwesend:

Kopien an:

Das in 1
nach dem
benutzt
Schwarze
Übertrag
gehen Ma
Kassow

In Lösung
Schüttel
mit Rohr
ein. Wie
denn
macht
das Öl
ungenü
Ulfrakti
zu verhä
einen ge

Seit 191
für eine
technisc
gen in 1
mol/Ltr
derum 2
faktor
Seine L
Über die
den glei
genütl

POOR COPY 40

21253

Lurgiwärme

Notiz des Herrn Dr. Herbert/Dr. Nissenlehr

vom 28.10.40
Blatt 1

Betiff:

Vergleich der Wirtschaftlichkeit des
Leuna-Verfahrens mit dem Thomsen-Verfahren.
Besprechung in Leuna am 3.10.40.

L.W.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

Dr. Koenig)	
Dr. Gröger)	I.G. Leuna
Dr. Bommann)	
Dr. Weber)	
Dr. Nissenlehr)	I.G. Leverkusen
Dr. Herbert)	
Dr. Nissenlehr)	Lurgi

Dr. Dax

Kopien an:	Dr. Co.	Dr. Hbn.	Dr. Da.	John.	Dr. Kt.
------------	---------	----------	---------	-------	---------

Dr. Rpg/Dr. Haber Hausenstr.

Das in Leuna von Dr. Bommann entwickelte Verfahren ist der Grundidee nach identisch mit dem Verschen-Weissenfels-Verfahren. Dieses Verfahren benutzt zur Extraktion der Phenole aus dem Wasser ein betriebseigenes Schwerebenzin, dem die Phenole durch Lauge entzogen werden. Die Übertragung des Verschen-Weissenfels-Verfahrens in den großtechnischen Maßstab scheiterte an der Emulsionsbildung zwischen Öl und Wasser und besonders zwischen Öl und Lauge.

In Leuna wurde nun folgendes gefunden:

Schüttelt man frisch destilliertes Öl von Siedebereich 170 - 240° mit Schwelwasser, so tritt eine sofortige Trennung in zwei Schichten ein. Wiederholt man diese Ansetzung mit dem gleichen Öl, nach dessen Regeneration mit Lauge, in verschiedenen Zeitabständen, so macht sich laufend eine Verschlechterung der Trennung bemerkbar und das Öl verharzt nach kurzer Zeit. Dieses Verhalten ist typisch für ungesättigte Kohlenwasserstoffe, die in beträchtlicher Menge in den Ölfraktionen der Teerprodukte enthalten sind. Um diese Luftoxydation zu verhindern wird in Leuna an einer Apparatur gearbeitet, die unter einem geringen Stickstoff-Überdruck steht.

Seit Frühjahr dieses Jahres ist in Leuna eine Laboratoriumsapparatur für einen stündlichen Durchsatz von 12 Ltr. Öl + Wasser und eine halbtechnische Anlage für 300 Ltr./Std. mit dem gleichen Öl ohne Störungen im Betrieb. Zur Entphenolung von Hydrierwasser mit etwa 4 g Phenol/Ltr. wird eine Ölfraktion von Siedebereich 170 - 240° verwendet, deren Siedekurve sich bislang nicht verändert hat. Der Verteilungsfaktor dieses Öls liegt zwischen 8 und 10 gegenüber 4 - 6 für Benzol. Seine Löslichkeit beträgt etwa 0,1 g/Ltr. Wasser. Die Ölverluste sind über die Versuchsdauer gesehen praktisch Null, es wird immer noch mit dem gleichen Einsatz gefahren, da das Hydrierwasser bereits mit Öl gesättigt in die Versuchsapparatur eintritt.

Lurgi

Vor
mit
wasser
Nähr
soll
das
eintr

Die
45 -
vers
Anla
über
ser
zur
fuga

Das
den
sche
galp
sche
Zent
wass
A 1

Bei
des
Wass
ser
den

Das
ihm
schu
1 at
ump
F 2,
Zrei
tion
führ
ange
und

O 1
neue
abfl
ist,
tsre
Laug
fics
Phen
hält
Extr
Es w
leit
weit

POOR COPY 40

Vor Eintritt in die Entphenolungsanlage muß das Wasser bei 50 - 60° mit Kohlensäure zum Austrreiben des im Wasser enthaltenen Schwefelwasserstoffs begast werden. Dies ist aus folgenden Gründe notwendig: Während die Kohlensäure im Öl eine äußerst geringe Löslichkeit haben soll, ist die Löslichkeit des Schwefelwasserstoffs im Öl so groß, daß ein großer Laugerverbrauch allein durch Bildung von Natriumsulfid eintreten würde.

Die Temperatur des Wassers kann unbeschadet des Verteilungsfaktors 45 - 50° betragen. Das in die Apparatur eintretende Wasser wird in verschiedenen Mischstufen des Öl entgegengeführt. (Siehe hierzu die Anlage.) Und zwar gelangt das Wasser aus dem Schwefelwasserbehälter über die Zentrifugal-Pumpe Z.-P. 1 (zur Vermischung von Öl und Wasser werden Zentrifugalpumpen verwendet) zum Abscheider A 1, von da zur Zentrifugal-Pumpe Z.-P. 2, zu dem Abscheider A 2, der Zentrifugal-Pumpe Z.-P. 3 und verläßt die Anlage nach dem Abscheider A 3.

Das frische Extraktionsöl wird in der Zentrifugal-Pumpe Z.-P. 3 mit dem Öl aus dem Abscheider A 2 vermischt, fließt sodann in den Abscheider A 3, trennt sich dort vom Wasser und gelangt zur Zentrifugalpumpe Z.-P. 2. In dieser wird es nun mit dem Wasser aus dem Abscheider A 1 vermischt, fließt zum Abscheider A 2, von da zur Zentrifugalpumpe Z.-P. 1, wird hier mit Schwefelwasser aus dem Schwefelwasserbehälter in Berührung gebracht und gelangt über den Abscheider A 1 zum Behälter für beladenes Extraktionsöl.

Bei einem Öl-Wasser-Verhältnis von 1 : 1 geschieht die Extraktion des Wassers in 4 Stufen. Bei Anwendung von 2 Teilen Öl und 1 Teil Wasser genügen 3 Stufen. Das aus der letzten Stufe ablaufende Wasser hat einen Restgehalt von 100 - 200 mg Phenol/ltr., was den mit dem Phenolsolvan-Verfahren in Leuna erreichten Werten entspricht.

Das Phenol enthaltende Öl gelangt nun in zwei Waschstufen, in denen ihm mit Lauge das Phenol im Gegenstrom entzogen wird. Die Durchmischung von Öl und Lauge geschieht in Orifice-Mischern, die etwa 1 atm. Druckverlust haben. Es gelangt also aus dem Behälter zur Pumpe P 1, dem Orifice-Mischer O 1, dem Abscheider A 4, der Pumpe P 2, dem Orifice-Mischer O 2, dem Abscheider A 5, der Pumpe P 3 in Kreislauf über die Leitung K.-L. 1 zum Behälter für frisches Extraktionsmittel. Auf seinem Wege wird dem Öl Natronlauge entgegengeführt. Die Lauge wird mit der Pumpe P 2 aus dem Frischlauge-Behälter angesaugt, über den Orifice-Mischer zum Abscheider A 5 gefördert und geht von da aus weiter über die Pumpe P 1, den Orifice-Mischer O 1 durch den Abscheider A 4. Dem Frischlauge-Behälter fließt immer neue Lauge aus der Regenerier-Anlage zu. Die aus dem Abscheider A 4 abfließende Lauge, die nach Angaben von Dr. B. zu 80 % gesättigt ist, wird zu ihrer 100 %igen Aufsättigung mit Phenol in einer weiteren Mischstufe mit phenolhaltigem Öl in Berührung gebracht. Der Laugeweg geht also vom Abscheider A 4 über die Pumpe P 4, den Orifice-Mischer O 3, den Abscheider A 6 zur Regenerieranlage für die Phenollauge bekannter Bauweise. Da die Frischlauge menge im Verhältnis zur Ölmenge sehr klein ist, sie beträgt 5 % bezogen auf das Extraktionsöl, wird die Lauge im Kreislauf durch die Mischer geführt. Es wird also die Lauge hinter dem Mischer A 6 durch die Kreislaufleitung K.-L. 2 vor die Pumpe P 2 geleitet und geht von hier aus weiter wie zuvor beschrieben.

Das zu schaffen mit der geförderten Pumpe P Mischer Behälter

Die 10 Dr. Benz 0,5 t 1 0,4 t 1 (Silvan) etwa 50 folgend überprüf

Auf die 1 Teil

100 Ltr Die Ent

Da 1 kg

Die Zahl felt we

Da die Trennelemente

Außer 1 Wasser phenolt

Zur Uba gleich Unde ka Betrieb ter lag wurde d zugrund Für die schartl das Phe teilen Gesetz nommen.

21255

Lurgiwärme

Notiz des Herrn Dr. Herbert/Dr. Kisselohr

vom 28.12.

Blatt 3

Das zu entphenolende Öl, das in vorliegenden Fall die gleiche Beschaffenheit wie das Extraktionsöl haben soll, wird vom Behälter mit der Pumpe P 4 über den Gräffice-Mischer G 3 zum Abscheider A 6 gefördert und geht von da mit dem Extraktionsöl zusammen über die Pumpe P 1, den Mischer G 1, den Abscheider A 4, die Pumpe P 2, den Mischer G 2, den Abscheider A 5, die Pumpe P 3 und von da aus zum Behälter für entphenoltes Öl.

Die 10 %ige Lauge wird in den beiden Stufen nach den Angaben von Dr. Demmann zu 80 % abgesättigt. D.h. es werden auf 1 t Rohphenol 0,5 t Itanatron verbraucht. (theoretisch würden auf 1 t Rohphenol 0,4 t Itanatron verbraucht werden.) Sie uns aber Dr. Greif (Mineralölbau) am 4.10. in Deuben mitteilte, soll Dr. B. bisher nur mit einer etwa 50 %igen Ausnutzung der Lauge gearbeitet haben. Es seien in folgenden die Angaben von Dr. B. betreffs der Laugeabsättigung kurz überprüft:

Auf die Ölmenge bezogen werden etwa 5 % Lauge durchgesetzt.

1 Teil Öl dient zur Extraktion von 1 Teil Wasser enthaltend 4 g Phenol/L

100 Ltr. Öl enthalten also nach der Wasserextraktion 400 g Phenol

Die Entphenolung des Öls erfolgt mit 5 % = 5 Ltr. Lauge enthaltend 500 g NaOH

Da 1 kg NaOH 2 kg Phenole bindet, beträgt die Ausnutzung der Lauge

$$\frac{400}{0,5 \cdot 2000} = 40\%$$

Die Zahlenangabe einer 80 %igen Laugeabsättigung muß also angezweifelt werden.

Da die Trennseiten von Öl und Lauge 1,5 mal länger sind als die Trennseiten von Öl und Wasser, müssen die entsprechenden Abscheider dementsprechend größer dimensioniert werden.

Außer Leunser Hydrierwasser wurde nach Angaben von Dr. B. Deubener Wasser mit Deubener Öl, ferner mit Hirschfelder und Brüxer Öl entphenolt.

Zur Überprüfung der Wirtschaftlichkeit des Leuna-Verfahrens im Vergleich zum Phenoclyan-Verfahren hat Leuna einige Anlagentypen von Uhde kalkulieren lassen. Die Angaben über die Anlagekosten und die Betriebskosten des Leuna-Verfahrens konnten wir mangels eigener Unterlagen nicht kontrollieren. Bei dem Wirtschaftlichkeitsvergleich wurde die Anlage Schlesien-Benzin gemäß unserem Angebot vom Juli zugrunde gelegt. Lizenzen wurden aus den Anlagekosten herausgenommen. Für die Betriebsmittelpreise hat Leuna die Angaben unserer Wirtschaftlichkeitsrechnung für Schlesien-Benzin zugrunde gelegt. Für das Phenoclyan-Verfahren haben wir nicht die Schlesien-Benzin mitgeteilten Verbrauchsziffern sondern die Deubener Versuchsziffern eingesetzt. Der Phenoclyan-Verbrauch wurde mit 300 g/m³ Wasser angenommen.

- 4 -

Lurgiw

Da die
schiada
punktat
durchge

Fall I.

Es soll
Benzin
so:Reine
+ 25 %
Kosten
Anlage,
renten,gesamte
excl. IKreuzge
100 LtrHiernach
Da das
verdopp
Freisatz
nen ist
das Dop
Zweifel
fähig i
voraus
können,
Gunsten
risieru
überhan
gleich

Fall II

Es würd
zusätzl
wonnen
schaltu
ledigli
aparatePOOR
COPY 40

Da die Natur der zu vergleichenden Verfahren grundsätzlich verschieden ist, muß die Wirtschaftlichkeit unter verschiedenen Gesichtspunkten betrachtet werden, die Rechnung wurde daher für 3 Fälle durchgeführt:

Fall I.

Es soll lediglich das Schwel- und Hydratwasser der Anlage Schlenker-Benzin entphenolt werden. Hiermit ergeben sich folgende Verhältnisse:

	Phenocylan- Verfahren	Leuna- Verfahren
Reine Anlagekosten	RM 420.000.-	502.000.-
+ 25 % Zusatzkosten	" 105.000.-	125.000.-
Kosten der Kautifizier- Anlage, Konstr. mit Funda- menten, Gebäuden usw.	" --	400.000.- (6 tate NaOH-Erzeugung)

gesamte Anlagekosten
exkl. Lizenz RM 525.000.- 1.027.000.-

Erzeugungskosten/
100 ltr. Rohphenol RM 8.84 9.02

Hiernach wären die Erzeugungskosten in erster Annäherung gleich. Da das Leuna-Verfahren jedoch die doppelte Anlagekosten erfordert, verdoppelt sich auch die Amortisationszeit, was bei der unsicheren Freisituation auf dem Phenolgebiet als schwerer Nachteil zu bezeichnen ist. Der Materialbedarf des Leuna-Verfahrens beträgt mehr als das Doppelte des Phenocylan-Verfahrens. Es besteht daher kein Zweifel, daß für den Fall I das Leuna-Verfahren nicht konkurrenzfähig ist. Da wir nach den neuesten Betriebsergebnissen von Deuben voraussichtlich mit einem Phenolverbrauch von 200 g/m³ rechnen können, verschiebt sich die Situation noch weiterhin zu unseren Gunsten. Es kommt dann hinzu, daß nach Angabe von Dr. Greif Kautifizieranlagen mit weniger als 20 tate (= 40 tate Rohphenol) Leistung überhaupt nicht wirtschaftlich zu betreiben sind (bei obigem Vergleich hat Leuna eine Kautifizieranlage für 6 tate eingesetzt).

Fall II.

Es wurde angenommen, daß außer der Entphenolung der Wasser noch 8 t zusätzliches Phenol durch partielle Entphenolung von Mittelöl gewonnen werden. Beim Phenocylan-Verfahren bedeutet dies die Vorsehaltung einer Phenolanreicherungs-Anlage, beim Leuna-Verfahren lediglich die Vergrößerung der Kautifizieranlage und eine Mischapparatur zur Behandeln des Öls mit angereicherter Lauge.

Reine

+ 25 %

Kosten

Anlage

kosten

Phenol

gesamt

exkl.

Erzeug

100 ltr

Es erg

von 21

Fall I

Hier w

aus Öl

kieran

Entphe

Reine

+ 25 %

Kosten

Anlage

Gebäude

Phenol

gesamt

exkl.

Erzeug

100 ltr

In Ful

Leuna-

und di

Lurgiwärme

Notiz des Herrn

Dr. Herbst/Dr. Hisselohr vom 28.10.

21257

Blatt 2

	Phenosolvan- Verfahren	Leuna- Verfahren
Reine Anlagekosten	RM 420.000.-	502.000.-
+ 25 % Zusatzkosten	" 105.000.-	125.000.-
Kosten der Kaustifizier- Anlage kompl. mit Funda- menten, Gebäuden usw.		500.000.-
Phenolanreicherung	" 165.000.-	
gesamte Anlagekosten excl. Lizenzen	RM 690.000.-	1.127.000.-
Erzeugungskosten/ 100 Ltr./Rohphenol	RM 6.07	6.11

Es ergibt sich also auch im Falle einer partiellen Entphenolung von Mittelöl eine ähnliche Überlegenheit des Phenosolvan-Verfahrens.

Fall III.

Hier wird ebenfalls eine zusätzliche Gewinnung von 8 tate Phenol aus Ölen angenommen, die jedoch voraussetzt, daß eine Kaustifizieranlage aus anderen Gründen bereits vorhanden ist, die für das Entphenolungsverfahren lediglich vergrößert werden müßte.

	Phenosolvan- Verfahren	Leuna- Verfahren
Reine Anlagekosten	RM 420.000.-	502.000.-
+ 25 % Zusatzkosten	" 105.000.-	125.000.-
Kosten der Kaustifizier- Anlage mit Fundamenten, Gebäuden usw.		520.000.-
Phenolanreicherung	" 165.000.-	
gesamte Anlagekosten excl. Lizenzen	RM 690.000.-	942.000.-
Erzeugungskosten/ 100 Ltr. Rohphenol	RM 6.07	5.55

Im Falle einer vorhandenen Kaustifizieranlage ist also das Leuna-Verfahren betriebskostentüchtig im Vorteil, die Anlagekosten und die Amortisationszeit liegen aber noch ungünstig.

Lurgi**Fall**

Es wi
diese
solva
dann
Entph

Wenn
solva
das F

Zusam

Das
Verfa
es so
die A
Anlag
Schwe
Frage
werde
führt
Ansch
die A

Diese
gegeb
verau

2-Anl

POOR
COPY 40

Fall IV.

Es wird eine restlose Entphenolung der Öle und der Wasser gewünscht. Dieser Fall wurde nicht besonders durchgerechnet, da hier das Phenolsolvanverfahren aus rein technischen Gründen nicht in Frage kommt, denn es läßt sich durch Extraktion mit Schwelwasser eine restlose Entphenolung der Öle nicht erzielen.

Wenn man allerdings eine völlig getrennte Entphenolungs- + Phenolsolvananlage in Erwägung zieht, ist es nicht ausgeschlossen, daß das Phenolsolvanverfahren dann noch konkurrieren kann.

Zusammenfassung:

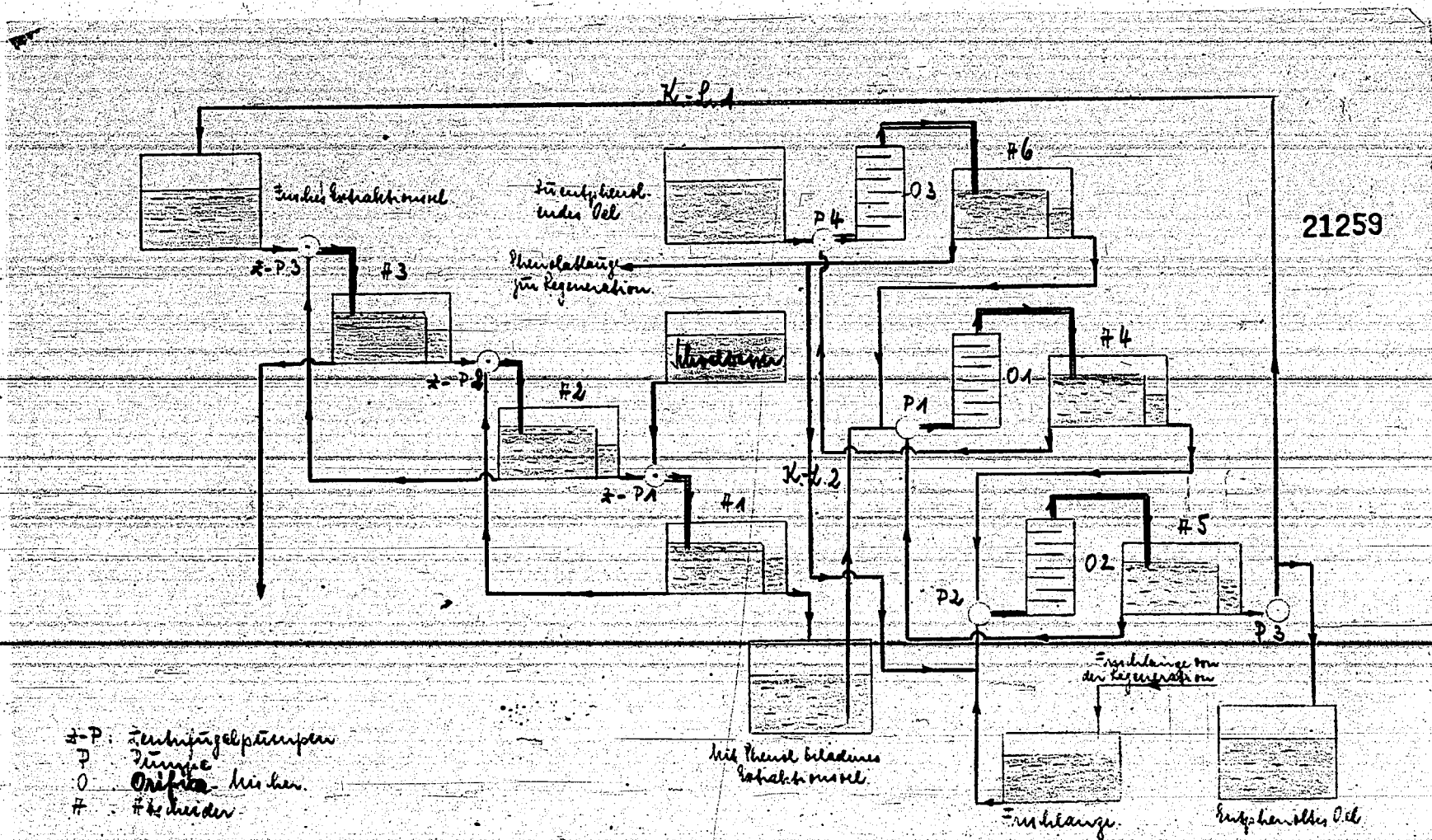
Das Leuna-Verfahren kommt als Konkurrenz für das Phenolsolvan-Verfahren für kleinere Anlagen als Schlesien-Benzin nicht in Frage, es sei denn, daß ein Kunde erhebliche Mittel aufwenden will, um die Abhängigkeit vom Lösemittelbezug bei der I.G. zu vermeiden. Bei Anlagen von der Größe Schlesien-Benzin aufwärts (über 1000 m³ Schwelwasser + Hydrierwasser/Tag) kommt das Leuna-Verfahren nur in Frage, wenn eine Austifizieranlage aus anderen Gründen erstellt werden muß oder wenn eine restlose Entphenolung der Öle durchgeführt werden soll. In diesen Fällen ist das Leuna-Verfahren allem Anschein nach dem Kopers-Verfahren wirtschaftlich überlegen, da die Anlage- und die Betriebskosten geringer sind.

Diese Beurteilung setzt natürlich die Richtigkeit der uns in Leuna gegebenen Anlage- und Betriebskostensiffern für das I.G.-Verfahren voraus.

gez. Harbert

gez. Eisenlohr

2 Anlagen



- ±-P: Zentrifugalpumpen
- P: Pumpe
- O: Ölfilter
- #: Ventile

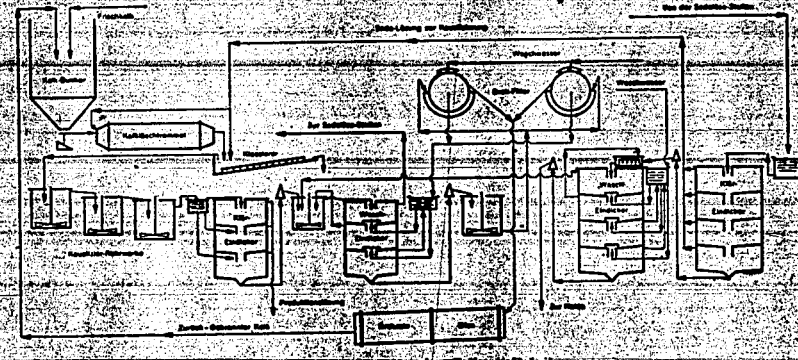
Schematische Darstellung der Leinwand-Heilung

10 6

POOR COPY 40

21260

KONTINUIERLICHE ARBEITSWEISE DURCH **DORR-APPARATUREN**



Kautschukanlage für eine Zellstoff-Fabrik

Wir bauen: Vakuum- und Druckfilter / Anlagen zur Reinigung von Abwasser
Kontinuierliche Kautschukanlagen

DORR GESELLSCHAFT M.B.H., BERLIN W 15

POOR COPY 40

gewo
Mitg
wie
wird
sowi
führ
in d
erze
schl
beha
sier
turn
Rohw
tern
rich
Dies
Wass
dem
also
hält
aus
dem
wird
das
beha
Wass
In d
gewi
dann
im G
Pher
und

21261

Aufbau einer Phenosolvan-Anlage
nach Schema E.P. 1010.

Aus gewissen Typen von Phenolwässern können auch Ketondämpfe gewonnen werden. Ausserdem erlaubt das Phenosolvan-Verfahren eine Mitgewinnung von Phenol aus Ölen. Diese Arbeitsweise gestaltet sich wie folgt:

Derjenige Teil des Rohwassers, welcher die Ketone enthält, wird über den Begasungsturm (111) und den Wärmeaustauscher (112), sowie den Vorwärmer (113) der Ketonöl-Destillier-Kolonne (114) zugeführt. Die Destillier-Kolonne (114) wird mit direktem Dampf beheizt; in dem Rücklaufkondensator (115) wird der Rücklauf für die Kolonne erzeugt. Die Ketondämpfe werden in dem Kondensator (116) niedergeschlagen und fliessen über den Gasabscheider (117) in den Ketonölbehälter (118) ab. Aus dem bei der Destillation auftretenden unkondensierbaren Gase werden noch weitere Mengen Ketondämpfe im Begasungsturm (111) durch die Berieselung mit kaltem Wasser zurückgewonnen.

Das von Ketonen befreite Wasser wird zusammen mit anderen Rohwässern nach Erwärmung im Vorwärmer (105) in den Rührwerksbehältern (101 und 103) oder gegebenenfalls in noch einfacheren Mischvorrichtungen mit einer phenolhaltigen Ölfraction in Berührung gebracht. Dies geschieht nach dem Gegenstromprinzip in der Weise, dass das Wasser zunächst dem Rührwerksbehälter (101), das Öl aber zunächst dem Rührwerksbehälter (103) zuströmt. Im Rührwerksbehälter (101) wird also das Wasser mit Öl vermischt, welches bereits den Rührwerksbehälter (103) durchlaufen hat. Stetig fliesst das Öl-Wasser-Gemisch aus dem Rührwerksapparat (101) in den Abscheidebehälter (102), in dem Öl und Wasser sich durch Absetzen voneinander trennen. Das Öl wird von hier aus seinem normalen Verwendungszweck zugeführt, während das Wasser zur Vermischung mit dem neu ankommenden Öl in den Rührwerksbehälter (103) und von dort in den Abscheidebehälter (104) gelangt.

Aus letzterem wird das Öl zu dem Rührwerksbehälter (101), das Wasser jedoch über den Kühler (1) zu dem Begasungsturm (2) gepumpt. In diesem werden die Abgase aus der nachgeschalteten Anlage zur Rückgewinnung der in ihnen enthaltenen Lösungsmitteldämpfe gewaschen. Sodann wird das Wasser in der mehrstufigen Extraktion (3) mit Phenosolvan im Gegenstrom behandelt. Das entphenolte, aber noch eine gewisse Phenosolvanmenge enthaltende Wasser gelangt in den Zwischenbehälter (4) und von dort über den Wärmeaustauscher (5) und den Vorwärmer (6) in

POOR
COPY 40

die A
kolonn
führt
und P
benh
Die o
Samme
in de
ders
dem U
Warme
Pheno
einer
konde
wird
(12/1
Das R
Schlu

Frank
Dr. Hi
E.P.

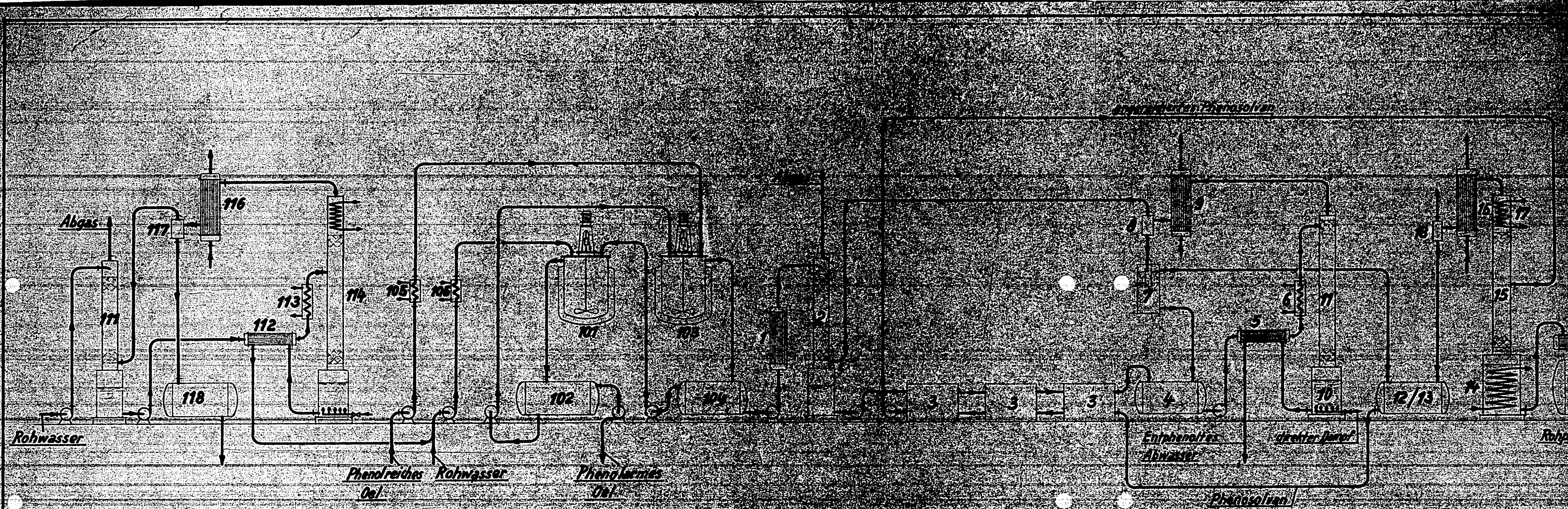
die Abtreibekolonne (11). In dem unteren Teil (10) der Abtreibekolonne wird durch direkten Dampf die erforderliche Wärme zugeführt; das im Kondensator (9) niedergeschlagene Gemisch von Wasser und Phenosolvan fließt über den Gasabscheider (8) in den Abscheidebehälter (7) und trennt sich hier nach dem spezifischen Gewicht. Die obere aus Phenosolvan bestehende Schicht wird in den Phenosolvan-Sammelbehälter (12/13) abgeleitet; die untere wasserige Schicht wird in den Zwischenbehälter (4) zurückgegeben. Die Abgase des Gasabscheiders (8) werden im Begasungsturm (2) mit Rohwasser ausgewaschen. Aus dem Unterteil (10) der Abtreibekolonne fließt das Wasser über den Wärmeaustauscher (5) in den Abwasserkanal ab.

Das in der Stufenextraktion (3) mit Phenolen angereicherte Phenosolvan wird in der Destillierkolonne (15) zerlegt. Diese ist mit einer Destillierblase (14), einem Kondensator (16), einem Rückflusskondensator (17) und einem Gasabscheider (18) versehen. Das Phenosolvan wird als Destillat wiedergewonnen und fließt in den Sammelbehälter (12/13), von hier aus geht es in den Extraktionskreislauf zurück. Das Rohphenolöl wird aus dem unteren Teil der Kolonne abgezogen, im Schlusskühler (19) abgekühlt und in einem Behälter (20) gesammelt.

Frankfurt/M., 1. Nov. 1942
Dr. Hr./Dr. Kt./Bal.-

E.P. 1010

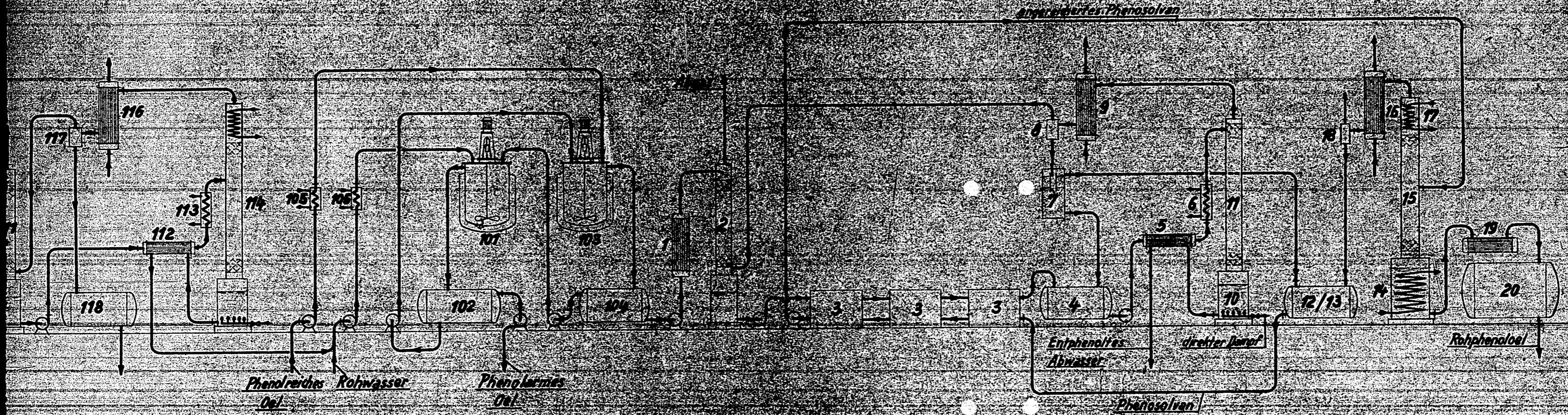
POOR
COPY 40



- 111 Begasungsturm
- 112 Wärmeaustauscher
- 113 Vorwärmer
- 114 Ketonkolonne
- 115 Rücklaufkondensator
- 116 Kondensator
- 117 Gas-Abscheider
- 118 Ketondel-Behälter
- 105 Vorwärmer
- 101 Rührwerksbehälter
- 102 Absitzbehälter
- 103 Rührwerksbehälter
- 104 Absitzbehälter
- 1 Kühler
- 2 Begasungsturm
- 3 Stufenextraktion
- 4 Behälter für phenolhaltiges Wasser
- 5 Wärmeaustauscher
- 6 Vorwärmer
- 7 Phenolarm-Abscheider
- 8 Gas-Abscheider
- 9 Kondensator
- 10 Destillierblech
- 11 Abtreibe-Kolonne
- 12 Phenolsolven-Sammelbehälter
- 13 " " Vorratsbehälter
- 14 Destillierblech
- 15 " " Kolonne
- 16 Kondensator
- 17 Rücklaufkondensator
- 18 Gas-Abscheider
- 19 Kühler
- 20 Rührkondensator-Behälter

Diese Zeichnung ist nur bestimmt für FA
 Zeichnung zum Brief vom
 Sie darf weder kopiert noch
 teiligem Dritten, insbesondere
 Konkurrenzfirmen mitgeteilt werden.
 18. Juni 1909
 38-38-10/11
LURGI
 Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H.
 Frankfurt a. M.

Schema einer Phenolsolvananlage (Verfahren LG/Lurgi)	
111 112 113 114 115 116 117 118 105 101 102 103 104 1 2 3 3 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20	111 112 113 114 115 116 117 118 105 101 102 103 104 1 2 3 3 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20



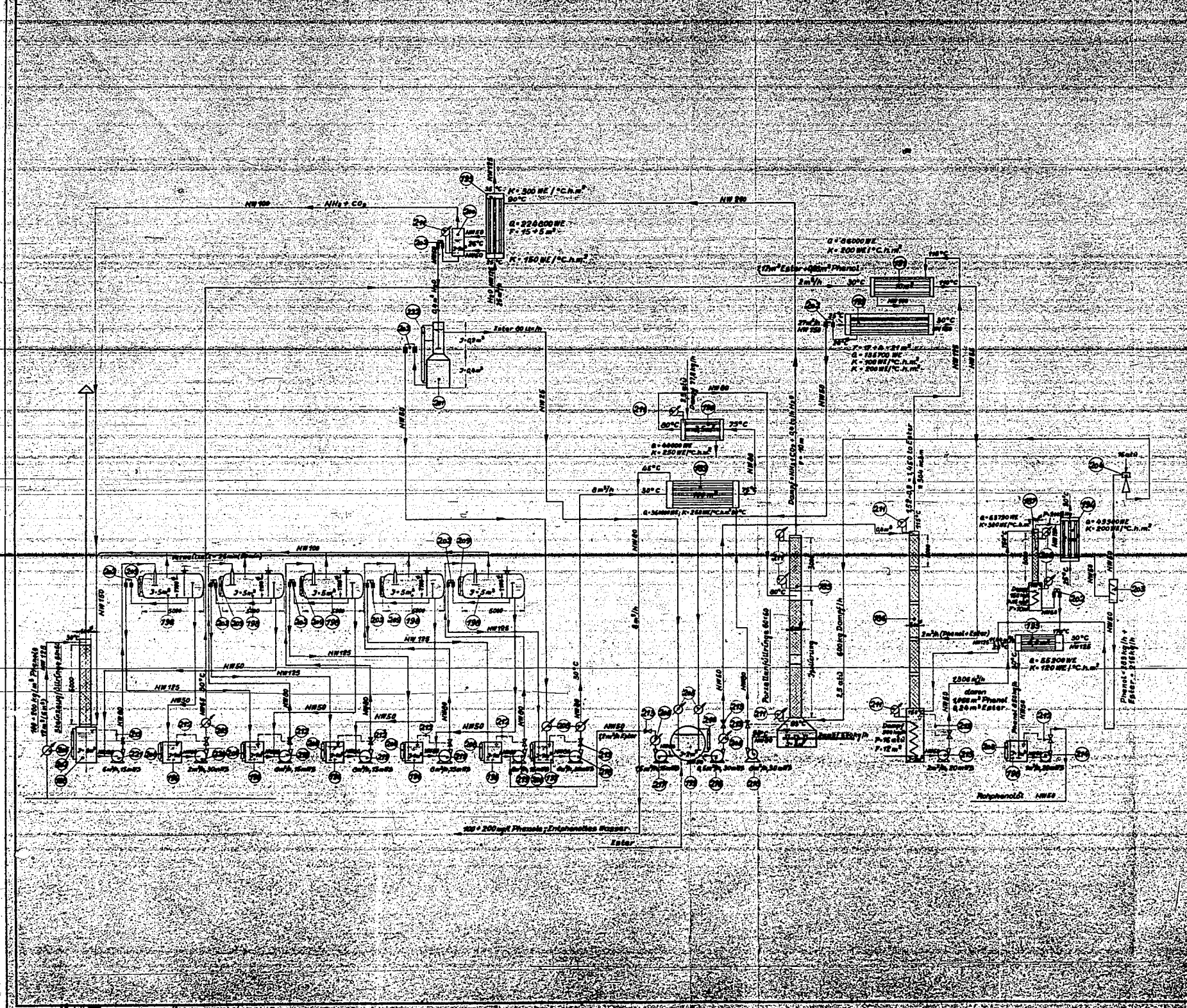
- | | |
|--------------------------------------|---------------------------------|
| 103-Rührwerksbehälter | 10-Destillierkessel |
| 104-Absatzbehälter | 11-Abstreibe-Kolonne |
| 1-Kühler | 12-Phenolsolvent-Sammelbehälter |
| 2-Begasungsturm | 13-Vorratsbehälter |
| 3-Stufenextraktion | 14-Destillierblase |
| 4-Behälter für phenolhaltiges Messer | 15-Kolonne |
| 5-Wärmeaustauscher | 16-Kondensator |
| 6-Vorwärmer | 17-Rücklaufkondensator |
| 7-Phenolsolvent-Abscheider | 18-Gas-Abscheider |
| 8-Gas-Abscheider | 19-Kühler |
| 9-Kondensator | 20-Rohphenolöl-Behälter |

Diese Zeichnung ist nur bestimmt für Fa. Lurgi
 Zeichnung zum Brief vom 1909
 sie darf weder kopiert, noch an
 teiligen Dritten, insbesondere
 Konkurrenzfirmen mitgeteilt werden.
 1883, 17. Juni 1909, Pat. Nr. 150,000
 1883, 17. Juni 1909, Pat. Nr. 150,000
 1883, 17. Juni 1909, Pat. Nr. 150,000

LURGI
 Gesellschaft für Wärmechemie m. b. H.
 Frankfurt a. M.

Gezeichnet	Gezeichnet	Gezeichnet	Gezeichnet
Prüft	Prüft	Prüft	Prüft
Schema einer Phenolsolventanlage (Verfahren LG/Lurgi)			LURGI Gesellschaft für Wärmechemie m. b. H. Frankfurt a. M.
EP 1010			EP 1010

Zugehörige Zeichnungen: Zsch. Nr.:



Prinzip

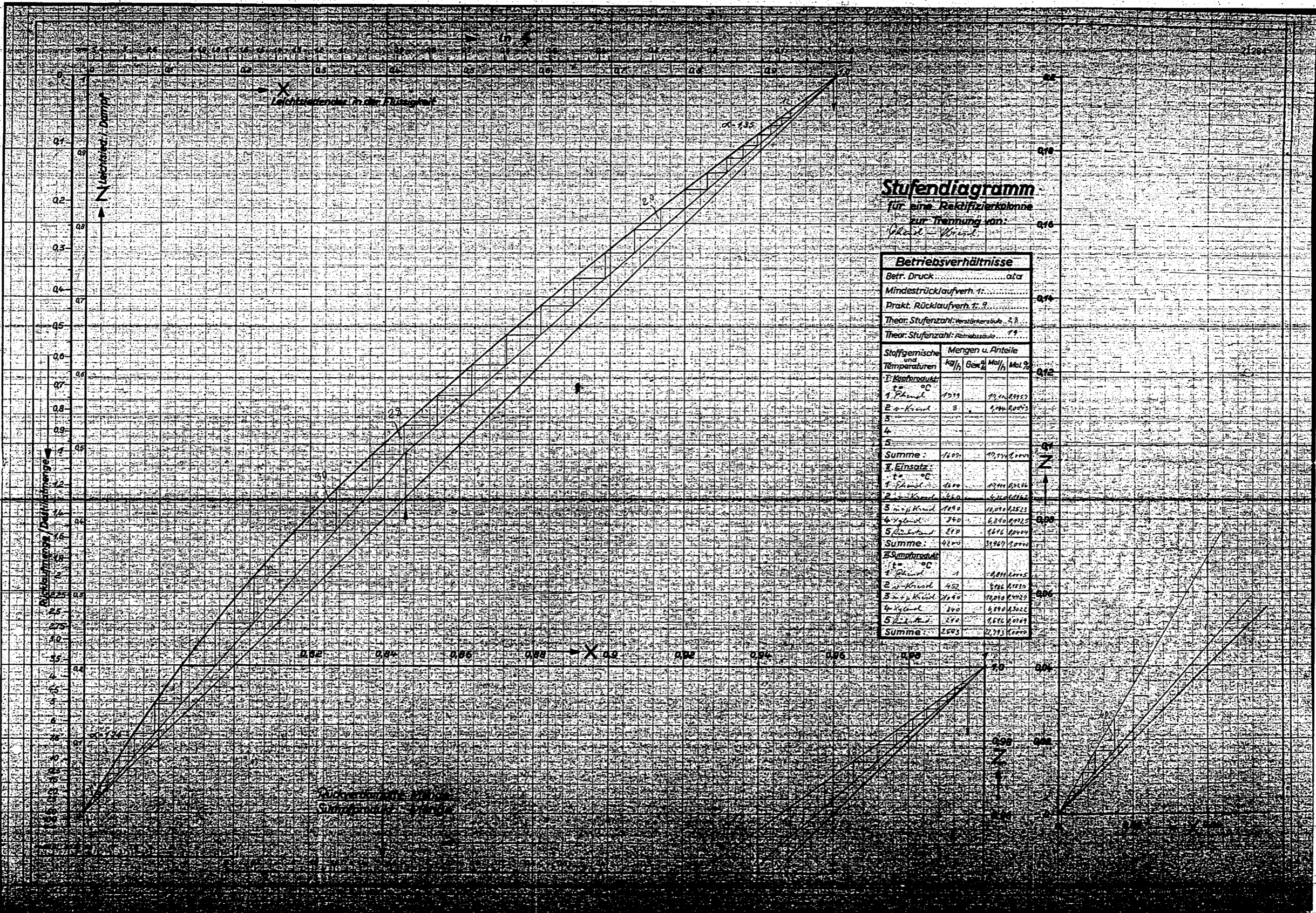
222	Schauglas z. Scheideflasche	1	
221	Pumpe 6 m ³ /h, 15 mWS	1	
220	Pumpe 2 m ³ /h, 30 mWS	1	
219	Pumpe 8 m ³ /h, 15 mWS	4	
218	Pumpe 8 m ³ /h, 30 mWS	2	
217	Pumpe 15 m ³ /h, 15 mWS	1	
216	Pumpe 0,5 m ³ /h, 30 mWS	1	
215	Pumpe 2 m ³ /h, 30 mWS	1	
214	Pumpe 1 m ³ /h, 20 mWS	1	
213	Ventil	2	
212	Automa. Sicherheitsventil	10	
211	Thermoelement	2	
210	Schauglas f. Ester-Behälter	1	
209	Schauglas f. Abfallsgefäß	5	
208	Schauglas f. Saugtopf	7	
207	Schauglas f. Entgasungs-Kol.	1	
206	Vakuummeter mit Alarm	2	
205	Ovalradialler	8	
204	Dampfstrahler	4	z. 160
203	Abwehler	1	
202	Überlaufrohr	9	
201	Scheideflasche	7	3-08 m ³
200	Sammelbehälter	7	3-1 m ³
199	Ester-Behälter	1	3-8 m ³
198	Abfallsgefäß	5	3-5 m ³
197	Saugtopf am Ende	7	3-1 m ³
196	Saugtopf	6	3-1 m ³
195	Phenol-Kühler	1	F-6,5 m ²
194	Kochkessel f. Vakuum-Kolonne	1	F-20 m ²
193	Kond. u. Kühler z. Abtreibe-Kol.	1	F-20 m ²
192	Kond. u. Kühler z. Wärmeaustausch.	1	F-21 m ²
191	Wärmeaustauscher f. Phenol-Ester	1	F-10 m ²
190	Späreaufhelfer	1	F-3,5 m ²
189	Wärmeaustauscher	1	F-100 m ²
188	Entgasungs-Kolonne	1	
187	Vakuum-Kolonne	1	Rechn. über 22. Juli 1951
186	Phenol-Ester-Kolonne	1	3. Aug. 1945
185	Abtreibe-Kolonne	1	
184	Reinigungs-	1	

Schema zur Phenolsolvan-Anlage, Durchgang/h: 6 m³ Phenolhaltiges Wasser

Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.

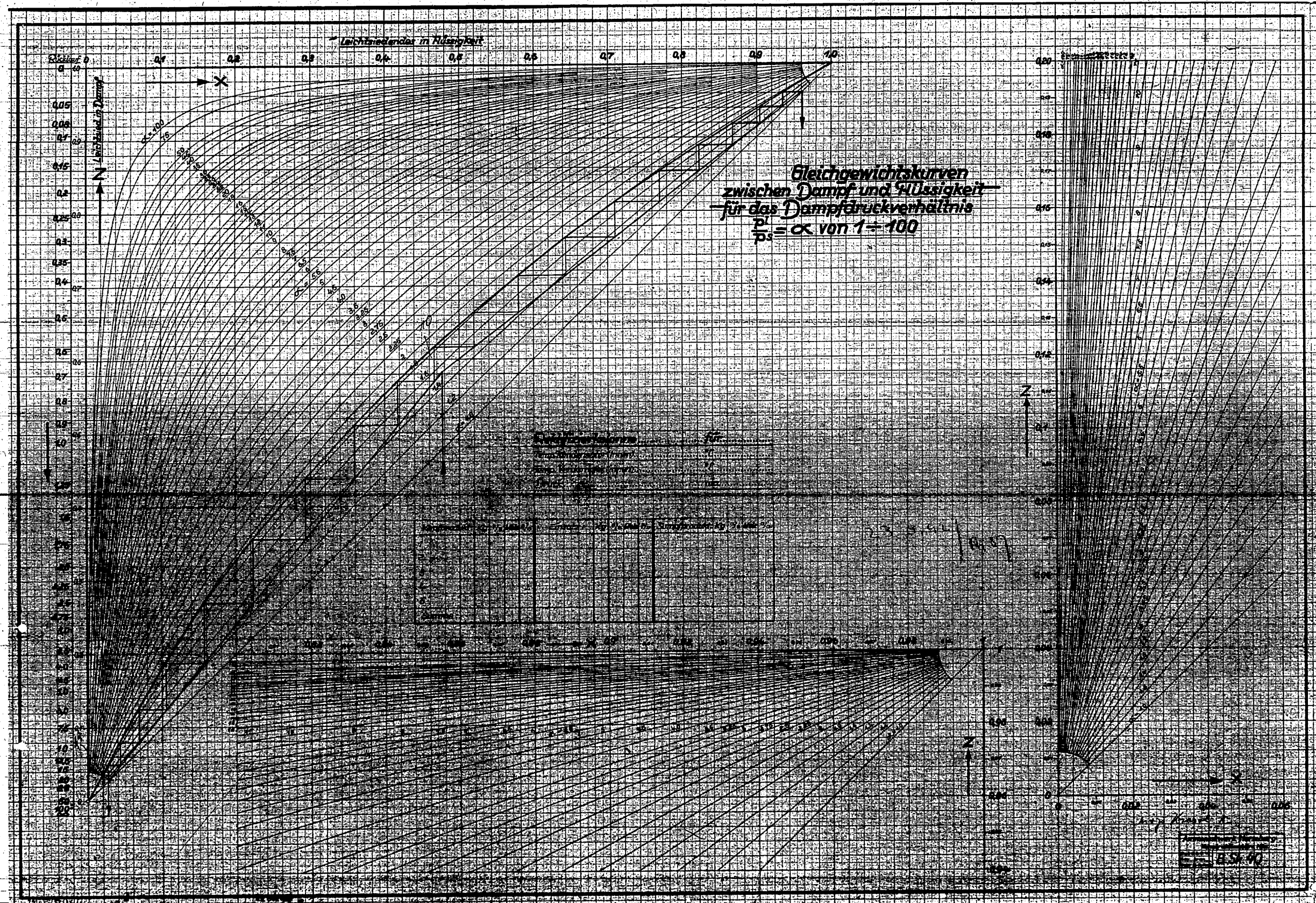
M 9092 -2

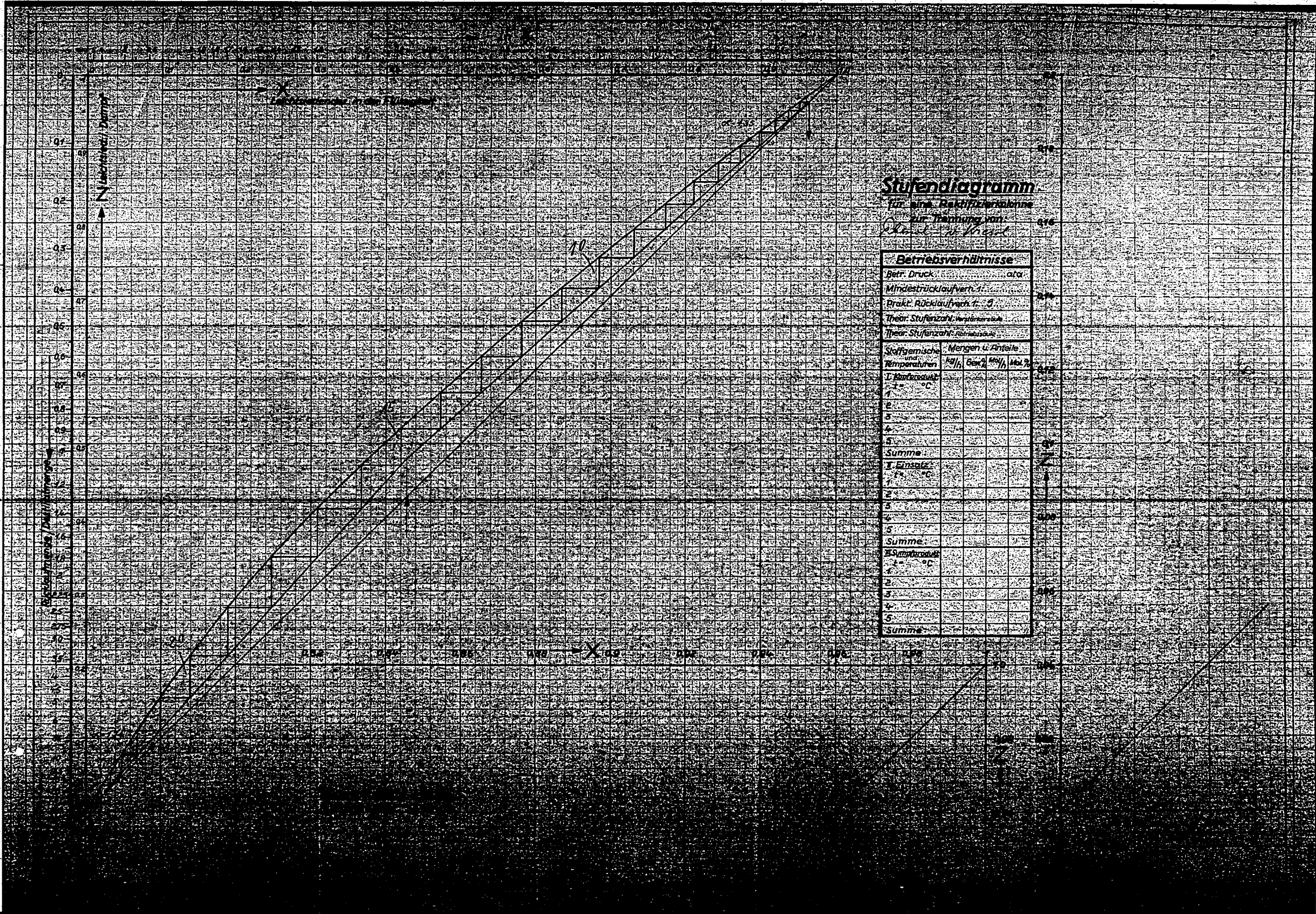
POOR COPY 40



Stufendiagramm
für eine Rektifizierkolonne
zur Trennung von:
Ethyl-Äthyl

Betriebsverhältnisse			
Betr. Druck at		
Mindestrücklaufverh. 1:		
Prakt. Rücklaufverh. 1:		
Theor. Stufenzahl: Verstärkerstufe 2:		
Theor. Stufenzahl: Abtreiberstufe 1:		
Stoffgemische			
Temperatur	Kg/h	Gew. %	Mol. %
I. Einsatz			
1. Phasen	1000	97,14	0,9853
2. Phasen	8	97,14	0,9853
3.			
4.			
5.			
Summe:	1000	97,14	0,9853
II. Abzug			
1. Phasen	1000	97,14	0,9853
2. Phasen	1000	97,14	0,9853
3. Phasen	1000	97,14	0,9853
4. Phasen	1000	97,14	0,9853
5. Phasen	1000	97,14	0,9853
Summe:	5000	97,14	0,9853
III. Produkt			
1. Phasen	1	97,14	0,9853
2. Phasen	452	97,14	0,9853
3. Phasen	1000	97,14	0,9853
4. Phasen	1000	97,14	0,9853
5. Phasen	1000	97,14	0,9853
Summe:	2503	97,14	0,9853





Stufendiagramm

für eine Batch-Fraktionierkolonne
zur Trennung von
Ethanol-Wasser

Betriebsverhältnisse			
Betr. Druck	atm		
Mindestrücklaufverhältnis	1		
Prakt. Rücklaufverhältnis	1		
Theor. Stufenzahl	Verfahrensweg		
Theor. Stufenzahl	Betriebsausg.		
Stoffgemische	Mengen u. Anteile		
	Temperatur	Mol/h	Bez. Mol/h
T. Aufguss			
1			
2			
3			
4			
5			
Summe			
T. Einsatz			
1			
2			
3			
4			
5			
Summe			

21296

- 2 -

3) Nach Durchführung der obigen Versuche sollen einige der oberen Schüsse der 300 mm Versuchskolonne auf eine Stauhöhe 0 (Schlitzoberkante und Wehr in gleichen Niveaus) umgebaut werden, und der Einfluß der Stauhöhe auf den Bodenwirkungsgrad geprüft werden.

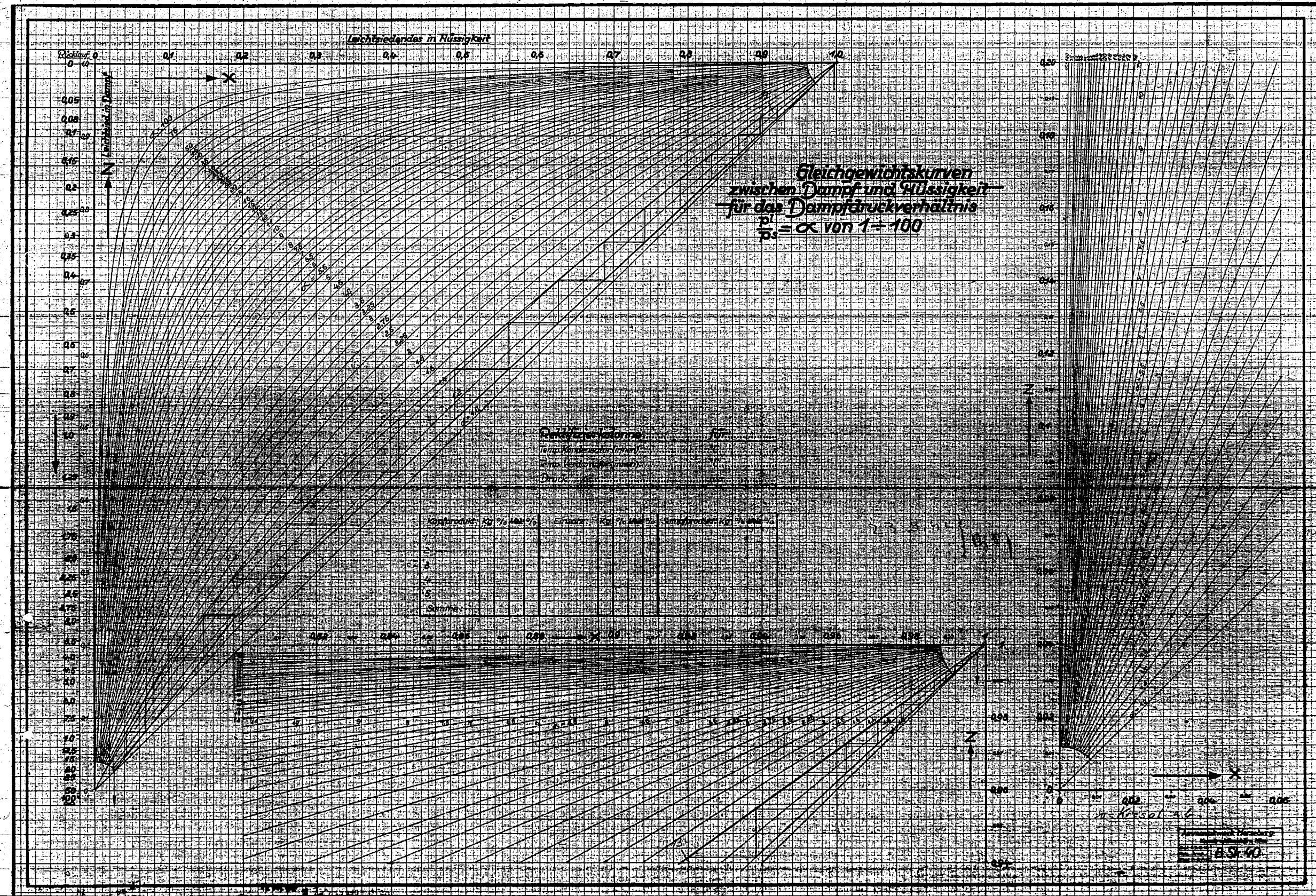
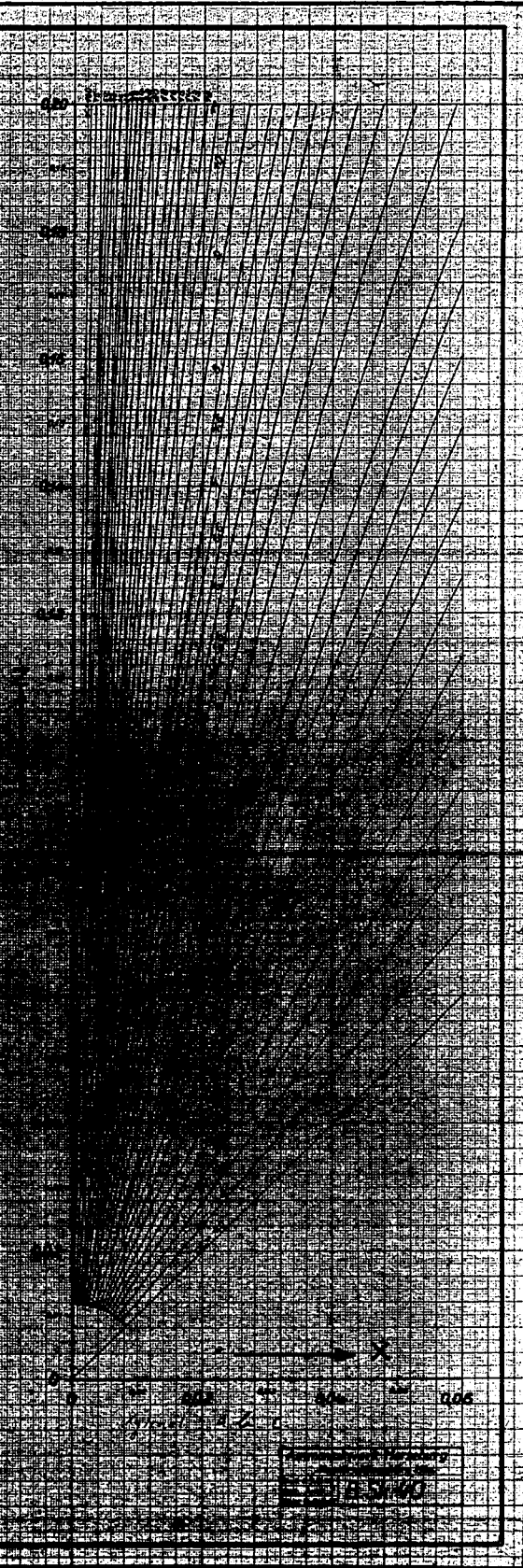
Das Konstruktionsbüro Kta. wird, sobald das Resultat der unter 1) und 2) angeführten Versuche vorliegt, eine Kolonne für 4,3 t Phenolsolvenextrakt Einsatz anlegen, die es erlaubt, das Produkt in eine wenig Brenskatechinenthaltende Fraktion und in einen phenolfreien Saupf zu zerlegen.

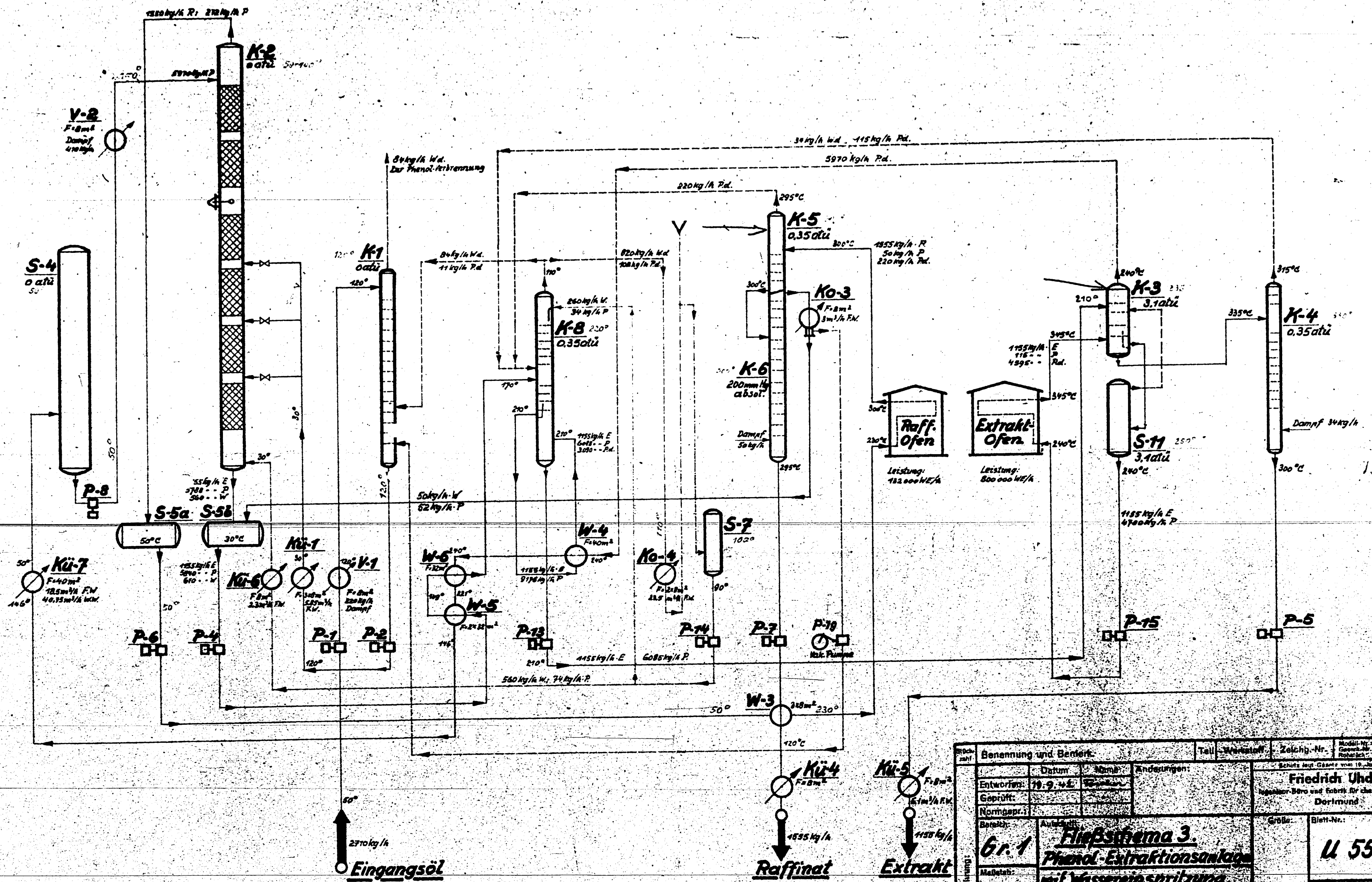
Verteiler:
Obering. Dr. Saksam
Dr. Korn
Obering. Keinke
Dr. Havemann
Ing. Wolf
Dir. Dr. Giesen
Dr. Orlicek

M. C. W.

POOR
COPY

41





Benennung und Bemerkung:	Teil:	Verzeichnis:	Zeichn.-Nr.:	Modell-Nr.:
Entworfen: 19.9.42				
Geprüft:				
Normspr.:				
Bereich:	Auftrag:			Größe:
Maßstab:	6.r.1			Blatt-Nr.:
	Fließschema 3.			U 552-4
	Phenol-Extraktionsanlage			Ersatz für:
	mit Wassereinspritzung			Ersatz durch:
Das Urheberrecht an dieser Zeichnung verbleibt dem Verfasser. Sie ist dem Empfänger mit dem üblichen Gebrauch anvertraut. Ohne unsere Genehmigung darf sie weder kopiert, noch nicht gesetzlich gebunden, insbesondere veröffentlicht, imitiert oder sonstwie verbreitet werden. Widersprüche sind dem Auftraggeber vorbehalten. Die Zeichnung ist im Falle der Nichtabnahme zurückzugeben!				
Zeichnung für Anfrage-Nr.:		Zeichnung Nr. Auftrag-Nr.:		

frühere Nr. Ph-P-7022/1

POOR COPY 41