

530000258

BAG 4182

TARGET 30/Opportunity

ESPENHAIN

## INDEX OF CIOS SPECIAL DOCUMENTS

CIOS Target No : Espenhain 3e/

Date: May 9 and 12, 1945

Name of Field Team Leader: W.C. Schroeder

Agency represented: C/O5, T.I.I.C, and M.F. and P.

Address: c/o Petroleum Attache, London

Item  
53

1. Leitende Angestellte des BKW Espenhain (43 names)
2. Annual production charts
  - a Nebenbetriebe
  - b Teerverarbeitung
  - c Schwelerei
  - d Braukohlenbriketterzeugung
3. Produktions-Schema in Jahresleistungen
4. Teerverarbeitungs- Arbeitsweise der Anlage
5. Plant plot plan for March 1944
6. Brikettfabrik I. Kohlenflussschema
7. Lurgi-Spülgasschwelefen
8. Schema der Teeröl-Extraktion (Edeleanu, 20-10406)
9. List of stocks on hand, April 1945
10. Tracing Flow sheet of Tar distillation and separation
11. Schema zur Rohsäurefabrik, C 3164
12. Parallel-Schaltung (Phenol-Plant)
13. Anlage der H<sub>2</sub>S Gewinnung
14. Clausanlage
15. Anschriften (Brockenschwefel)
16. Versand-Bericht für Monat März, 1945
17. Versand-Bericht für Monat Januar 1945
18. Summary of plant cost
19. ASW Rufnummern der Hv-Dienststellen
20. Espenhain ASW Fernsprechteilnehmer-Verzeichnis
21. Personal history of E. Thamerus
22. Personal history of A. Schlecht

These have addresses of  
Sulfur users who convert  
Cellulose.

} Not on microfilm

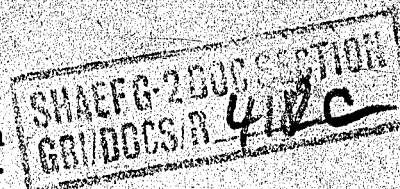
(See also documents on Edeleanu-Altenburg)

530000230

Espenhain, den 9. Mai 1945  
Ml.-

Bag 4182 53 - /

## Leitende Angestellte des BKW Espenhain



	Name	Vorname	Dienstbezeichnung	
1.	Schwarz	Friedrich	Betriebsführer und Werksdirektor	abwesend
2.	Müller	Carl	stellv. Leiter d. Betriebsführerbüros	anwesend
3.	Wahle	Richard	Betriebsdirektor	anwesend
4.	Backhoff	Kurt	Oberingenieur	anwesend
5.	Neumann	Konrad	Betriebsleiter u. Oberingenieur	anwesend
6.	Möhring	Franz	Abraum-Betriebsführer	anwesend
7.	Dietrich	Wilhelm	Obersteiger	abwesend
8.	Kilian	Richard	Brikettmeister	anwesend
9.	Mack	Kurt	Leiter des Vermessungsbüros	anwesend
10.	Dr. Thamerus	Erich	Betriebsdirektor	anwesend
11.	Dr. Richter	Kurt	Oberingenieur	anwesend
12.	Mangold	Wilhelm	Betriebs-Ingenieur	anwesend
13.	Dr. Haken	Hans-Leo	Betriebsleiter	anwesend
14.	Servais	Gerhard	Betriebs-Ingenieur	anwesend
15.	Helmer	Egmont	Betriebsleiter	anwesend
16.	Scholz	Claus	Betriebs-Ingenieur	abwesend
17.	Dr. Heller	Alfred	Betriebsleiter	anwes. (krank)
18.	Dr. Gölz	Georg	Betriebsleiter	anwesend
19.	Dr. Günther	Herbert	Chemiker	anwesend
20.	Voigt	Kurt	Betriebsdirektor	anwesend
21.	Dr. Boie	Werner	Oberingenieur	anwesend
22.	Herrmann	Walter	Betriebsleiter	anwesend
23.	Besch	Fritz	Betriebsleiter	abwesend
24.	Canitz	Martin	Betriebsleiter	anwesend
25.	Zimmermann	Kurt	Oberingenieur	anwesend
26.	Voigt	Heinrich	Werkstattleiter	anwesend
27.	Friese	Karl	Betriebsleiter	anwes. (krank)
28.	Ebert	Friedrich	Abteilungsleiter	anwesend
29.	Gärtner	Wilhelm	Leiter d. Lohnbüros	anwesend
30.	Dr. Quaiser	Karl	Betriebsarzt	anwesend

Chemiker & Ingenieure

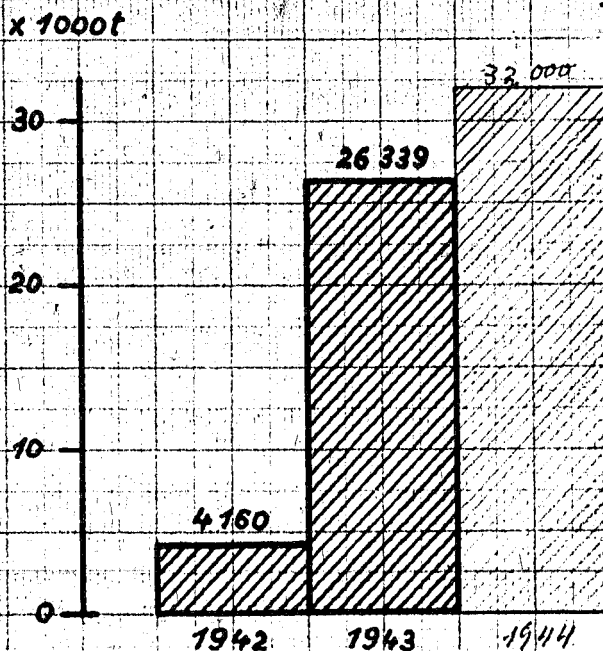
530000261

	Name	Vorname	Dienstbezeichnung	
31.	Fröhlich	Kurt	stellv. Ausbildungs- u. Berufsschulleiter	anwesend
32.	Dorer	Eugen	Betriebsobmann u. Leiter d. Wohnlager- wesens	abwesend
33.	Hartwig	Wilhelm	Oberlagerführer	abwesend
34.	Scheithauer	Anton	kaufm. Betriebs- direktor	abwesend
35.	Mattheus	Herbert	Vertr. d. kaufm. Direktors	anwesend
36.	Reh	Paul	Sachbearb. für Werkwohnungen	anwesend
37.	Benndorf	Willy	Büroleiter	abwesend
38.	Müller	Alfred	Leiter d. Material- lagerverwaltung	anwesend
39.	Männig	Albert	Leiter d. Bauwesens	beurlaubt
40.	Dr. Schlecht	Alfons	Leiter d. Aufbau- stabes	anwesend
41.	Staudner	Kurt	Brandinspektor	abwesend
42.	Cehme	Max	Werkschutzleiter	abwesend
43.	Vogel	Willy	Sachgebietsbearb. für Kraftfahrwesen	anwesend

Nebenbetriebe

Phenolgewinnung  
(Lauge 25% ig)

Leistungssteigerung bei Phenol  
von 4 160 auf 26 339 t umrd. 530%



Erstmalige Erzeugung im Jahre 1943:

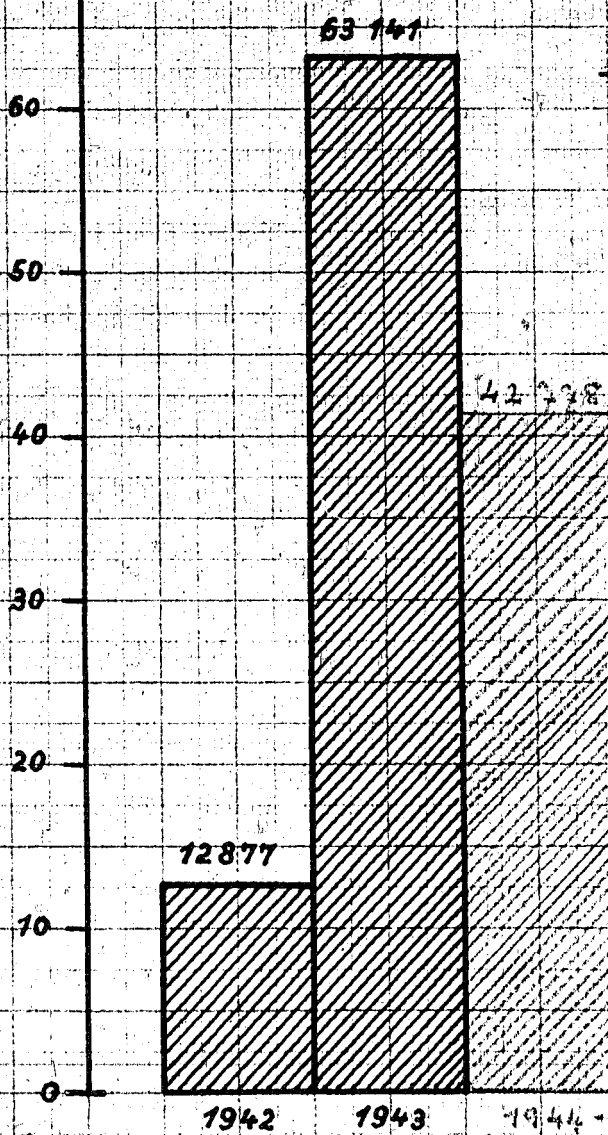
Schwefel 10 925 t  
Karbolsäure 1 119 t

Erzeugung 1944:  
Schwefel 22 000 t  
Karbolsäure 2 600 t

Teerverarbeitung

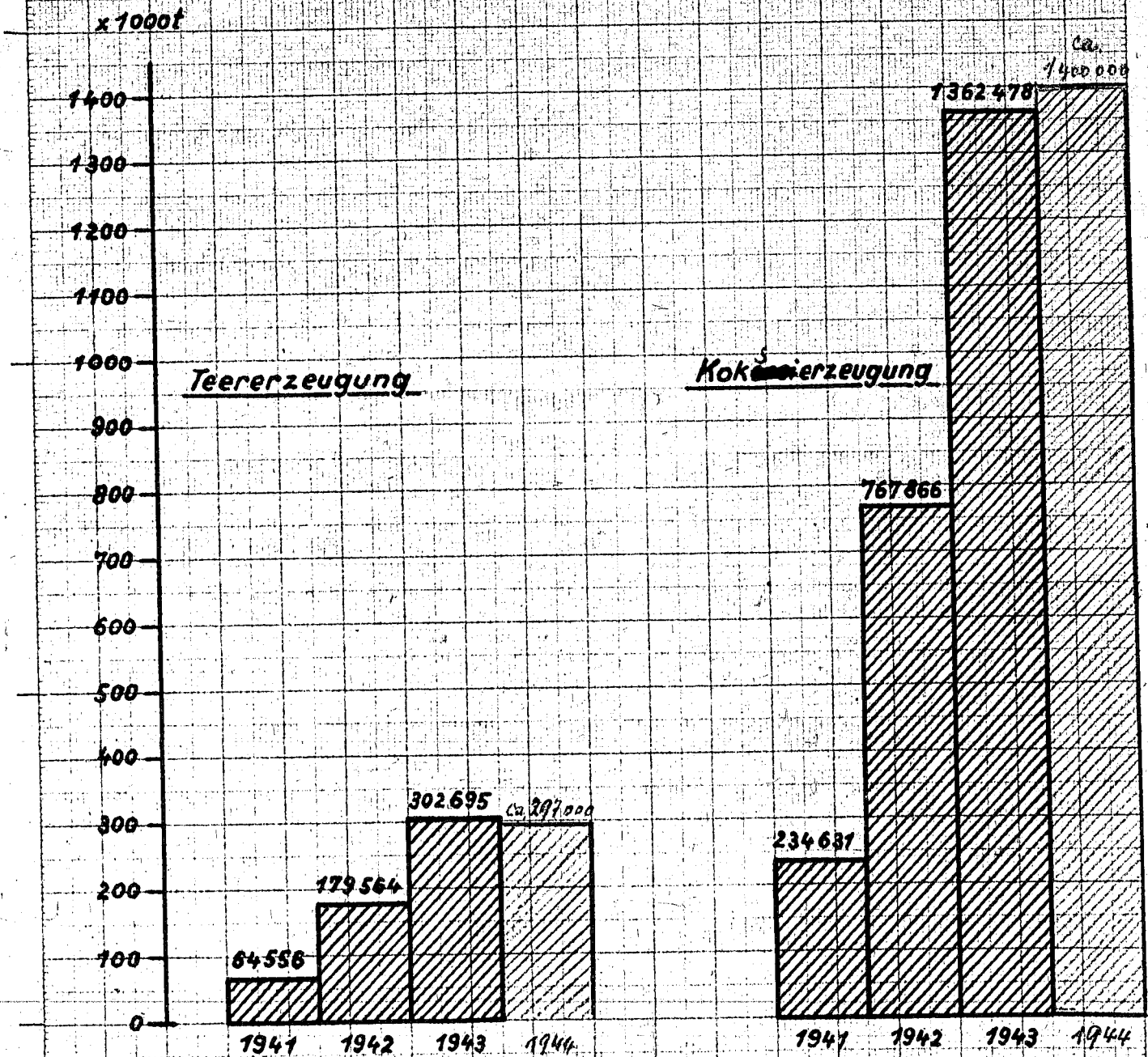
x 1000t

Heizölerzeugung

Leistungssteigerung bei Heizölvon 12877 auf 63141 t um rd. 390%Erstmalige Erzeugung im Jahre 1943

<u>Dieselöl</u>	1534 t	12.699 t
<u>Hartparaffin</u>	2099 t	6.541 t
<u>Weichparaffin</u>	1315 t	4.676 t
<u>Elektrodenkoks</u>	3996 t	7.080 t

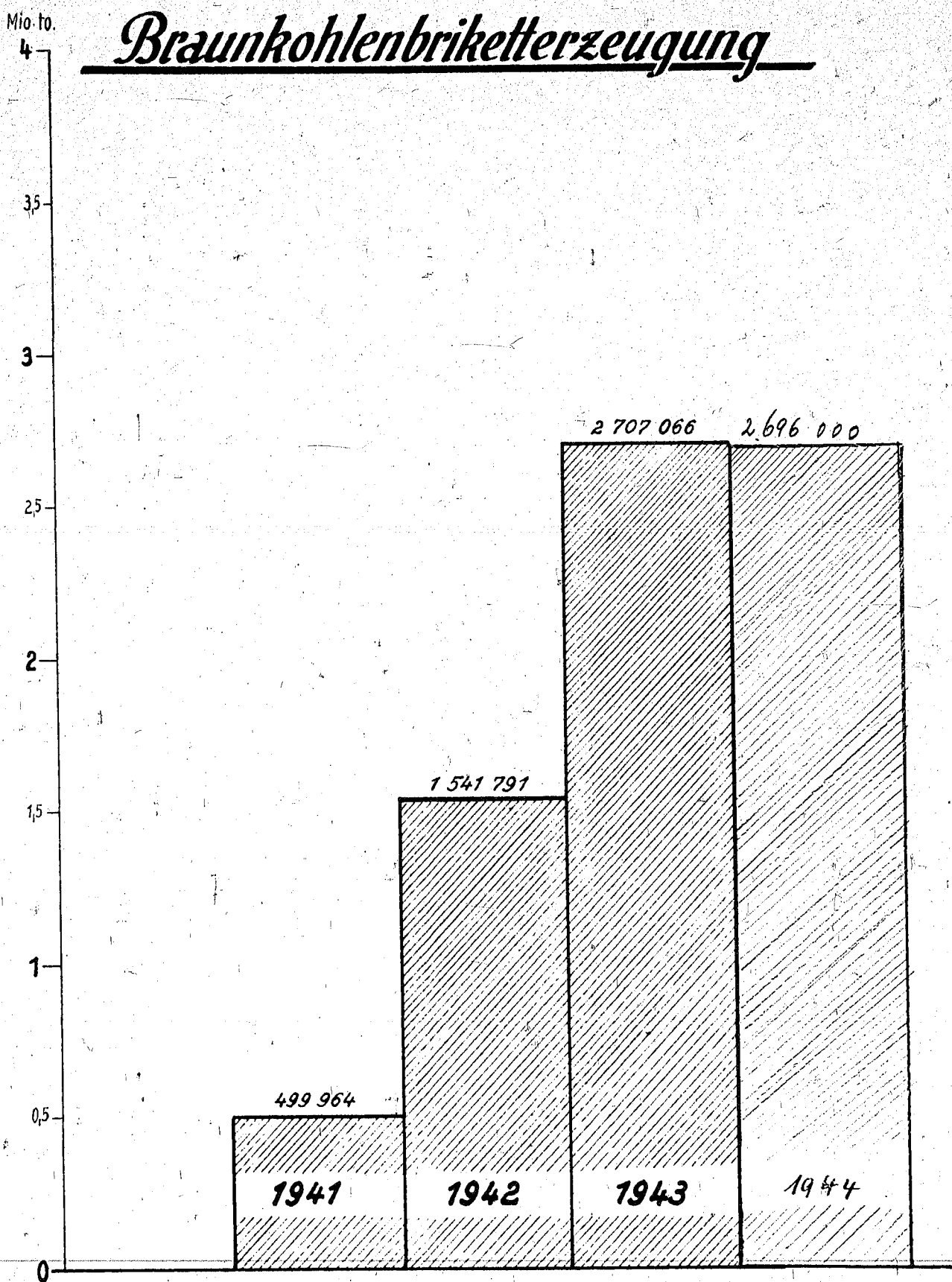
# Schmelerei



Leistungssteigerung bei Teer von 64 556 auf 302 695t um rd. 370%

Leistungssteigerung bei Koks von 234 631 auf 1 362 478t um rd. 480%

# Braunkohlenbriketterzeugung



Leistungssteigerung von 499 964 auf 2 707 066 to

um 443 %



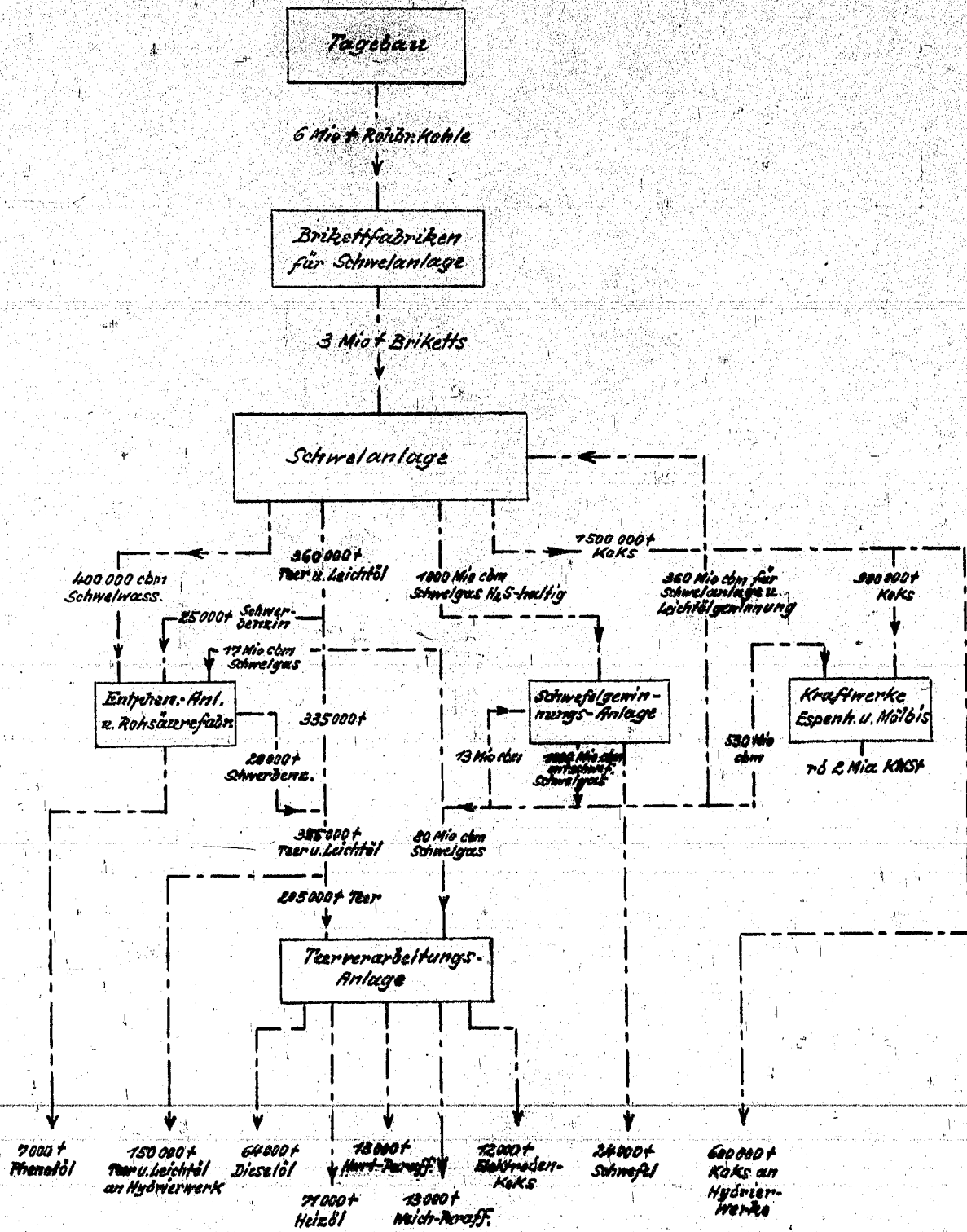
530000256

Bag 4182

53-3.

# Werk Espenhain

## Produktions-Schema in Jahresleistungen



530000267

65/42

Edeleanu-Gesellschaft m.b.H.

Berlin-Schöneberg, den 2.10.1942.

A.3619 11/A.

Teerverarbeitung Espenhain, Teerzerlegung.Arbeitsweise der Anlage.

Die Arbeitsweise der Anlage ist auf den Zeichnungen Nr.20-10406h und 20-10417d dargestellt, auf denen die Neben- und Hilfsleitungen fortgelassen sind. Die Behandlung des Teerdestillats erfolgt im wesentlichen in vier Phasen, und zwar sind dies:

die erste Extraktion mittels schwefliger Säure ( $\text{SO}_2$ ),

die zweite Extraktion mittels Benzins,

die Trennung des Hartparaffins vom Raffinat aus der ersten Extraktion durch Filtration unter Verwendung von Dichlorathan als Lösungsmittel

und die Trennung desweichparaffins vom Raffinat aus der ersten Extraktion durch Filtration unter Verwendung von Dichlorathan und  $\text{SO}_2$  als Lösungsmittel.

Vorbehandlung. Vor der eigentlichen Behandlung durchläuft das Destillat eine Trockeneinrichtung, um den Wassergehalt auf ein Minimum herabzudrücken. Die Trocknung erfolgt durch Erhitzen unter Vakuum, wobei der grösste Teil des Wassers verdampft.

Das paraffinische Destillat wird im Vorwärmer 1 durch das heisse, vom Vakuumtank 3 kommende Destillat vorgewärmt, im Anwärmer 2 mittels Dampf auf die erforderliche hohe Temperatur (ca.  $130^\circ\text{C}$ ) gebracht und gelangt dann in den Vakuumtank 3, in welchem mittels der Vakuumpumpe 102 dauernd hohes Vakuum aufrecht erhalten wird. Durch die Kreiselpumpe 159 wird das heisse Destillat durch den Vorwärmer 1 und den Vorkühler 4, in welchem es durch Wasser bis auf ca.  $50^\circ$  gekühlt wird, der ersten Extraktion zugeführt.

Die aus dem Vakuumtank abgesaugten Gase und Dämpfe werden in dem Kühler 5 gekühlt, wobei das im Vakuumtank 3 verdampfte Wasser niedergeschlagen und abgeschieden wird, und über den Schalldämpfer 102a ins Freie geblasen.

Das paraffinfreie Destillat, das die erste Extraktion nicht durchläuft, wird in gleicher Weise in den Vorwärmer 6 und 7 erhitzt und im Vakuumtank 8 entlüftet und getrocknet. Die Kreiselpumpe 160

Die oben aus dem Turmmischer 12 austretende paraffinhaltige Raffinatlösung wird der "Zwischenraffinat-Verdampfung" zugeschoben. Hier wird das Lösungsmittel, wie weiter unten näher beschrieben ist, ausgedampft und zur Wiederverwendung zurückgewonnen. Die Extraktlösung, die hauptsächlich aus  $\text{SO}_2$  mit nur verhältnismässig wenig Öl in Lösung besteht, wird mit der Kreiselpumpe 167 unten aus dem Turmmischer 12 abgezogen und über den Rührwerksmischer 150, wie bereits oben angegeben ist, in das Extraktionssystem zurückgedrückt.

Zweite Extraktion mit Benzin. Der von der Zentrifuge 13 kommende paraffinfreie Schleudereextrakt wird mit dem paraffinfreien Destillat vereinigt, nachdem dieses die Einrichtung zur Trocknung und Entlüftung durchlaufen hat. Das Gemisch wird im Destillat-Gemischkühler 151 dadurch, dass Teile der im Schleudereextrakt enthaltenen  $\text{SO}_2$  abgesaugt werden, auf etwa  $-15^\circ\text{C}$  gekühlt und dann durch die Kreiselpumpe 169b oben in den mit Füllkörpern gefüllten Turmmischer 23 eingeführt. Es fliesst hier im Gegenstrom zu dem unten eingeführten kalten Benzin nach unten. Die Kühlung des Benzins erfolgt zunächst in dem Benzin-Vorkühler 21a durch Kühlwasser, dann im Benzin-Vorkühler 21b mittels kalter Raffinatlösung und schliesslich im Benzin-Kühler 22 durch kaltes Öl- $\text{SO}_2$ -Gemisch aus dem Kühler 151, das durch die Kreiselpumpe 169a ungepumpt wird. Das den Turmmischer 23 oben verlassende Raffinat enthält den grössten Teil des Benzins und einen kleinen Teil  $\text{SO}_2$  in Lösung. Es wird anschliessend in den Turmmischer 24 eingeführt, in welchem es nochmals mit einer kleinen Menge  $\text{SO}_2$  nachgewaschen wird. Die Kühlung dieser  $\text{SO}_2$ , die aus dem Sammler 41 entnommen wird, geschieht in dem Zwischenkühler 148 durch Absaugen von  $\text{SO}_2$ -Dämpfen mit dem Kompressor 114K und im  $\text{SO}_2$ -Kühler 149 durch Absaugen von  $\text{SO}_2$ -Dämpfen mit der Rotationsvakuumpumpe 157. Die von dieser Vakuumpumpe verdichteten Dämpfe werden zum Teil als Blasegas in den Lösungsmittel-Verdampfern zum Austreiben von Benzin benutzt. Der Rest wird von dem Kompressor 114K weiter verdichtet und zur Verflüssigung in den  $\text{SO}_2$ -Kondensator 40 gedrückt.

Das erhaltene kalte Endraffinat aus dem Turmmischer 24 durchläuft den Benzin-Vorkühler 21b, in dem es bereits vorgewärmt wird, und wird dann der Raffinat-Verdampferstation zur Rückgewinnung der Lösungsmittel zugeleitet.

530000267

65/42

Edeleanu-Gesellschaft m.b.H.

Berlin-Schöneberg, den 2.10.1942.

A.3619 11/A.

Teerverarbeitung Espenhain, Teerzerlegung.Arbeitsweise der Anlage.

Die Arbeitsweise der Anlage ist auf den Zeichnungen Nr.20-10406h und 20-10417d dargestellt, auf denen die Neben- und Hilfsleitungen fortgelassen sind. Die Behandlung des Teerdestillats erfolgt im wesentlichen in vier Phasen, und zwar sind dies:

- die erste Extraktion mittels schwefliger Säure ( $SO_2$ ),
- die zweite Extraktion mittels Benzins,
- die Trennung des Hartparaffins vom Raffinat aus der ersten Extraktion durch Filtration unter Verwendung von Dichlorathan als Lösungsmittel
- und die Trennung desweichparaffins vom Raffinat aus der ersten Extraktion durch Filtration unter Verwendung von Dichlorathan und  $SO_2$  als Lösungsmittel.

Vorbehandlung. Vor der eigentlichen Behandlung durchläuft das Destillat eine Trockeneinrichtung, um den Wassergehalt auf ein Minimum herabzudrücken. Die Trocknung erfolgt durch Erhitzen unter Vakuum, wobei der grösste Teil des Wassers verdampft.

Das paraffinische Destillat wird im Vorwärmer 1 durch das heisse, vom Vakuumtank 3 kommende Destillat vorgewärmt, im Anwärmer 2 mittels Dampf auf die erforderliche hohe Temperatur (ca.  $130^\circ C$ ) gebracht und gelangt dann in den Vakuumtank 3, in welchem mittels der Vakuumpumpe 102 dauernd hohes Vakuum aufrecht erhalten wird. Durch die Kreiselpumpe 159 wird das heisse Destillat durch den Vorwärmer 1 und den Vorkühler 4, in welchem es durch Wasser bis auf ca.  $50^\circ$  gekühlt wird, der ersten Extraktion zugeführt.

Die aus dem Vakuumtank abgesaugten Gase und Dämpfe werden in dem Kühler 5 gekühlt, wobei das im Vakuumtank 3 verdampfte Wasser niedergeschlagen und abgeschieden wird, und über den Schalldämpfer 102a ins Freie geblasen.

Das paraffinfreie Destillat, das die erste Extraktion nicht durchläuft, wird in gleicher Weise in den Vorwärmer 6 und 7 erhitzt und im Vakuumtank 8 entlüftet und getrocknet. Die Kreiselpumpe 160

drückt das paraffinfreie Destillat durch den Vorwärmer 6 und den Wasserkühler 9 in die aus der ersten Extraktion kommende Extraktleitung, wo es sich mit dem Extrakt aus dem paraffinischen Destillat vereinigt.

Der Vakuumentank 8 ist über den Kühler 10 und den Abscheider 102b mit der Entlüftungspumpe 102 verbunden.

Erste Extraktion mit  $\text{SO}_2$ . Das vorgetrocknete paraffinische Destillat gelangt zunächst in die Mischpumpe 166, der zugleich der im Absetzbehälter 11 abgeschiedene Zwischenextrakt zugeführt wird. Die Mischpumpe 166 bringt die Flüssigkeiten in innigen Kontakt und schiebt das Gemisch über den Kratzvorkühler 15 und den Kratztiefkühler 16 in das Zulaufgefäß 146, aus dem die Zentrifugen 13 gespeist werden. Das Gemisch wird in dem Kratzkühler 15 durch kalte Extraktlösung aus den Turmmischern 23 und 24 und in dem Kratztiefkühler 16 durch tiefgekühlte flüssige  $\text{SO}_2$  auf etwa  $0^\circ\text{C}$  gekühlt. Infolge der Kühlung setzt eine Phasenbildung im Gemisch ein, und gleichzeitig kristallisiert Paraffin aus. Die Trennung der Phasen erfolgt in den Zentrifugen 13. Der spezifisch schwerere Schleuderextrakt, der in  $\text{SO}_2$  gelöst anfällt, wird in den Sammler 143 abgezogen und von der Kreiselpumpe 168 der zweiten Extraktion zgedrückt. Der Schleudergatsch, bestehend aus Raffinat, Paraffin und  $\text{SO}_2$ , wird von der Förderschnecke 144 in den Gatschsammler 145 und von dort durch die Dampfkolbenpumpe 130 in den Rührerkmischer 150 gefördert, in dem er mit Extraktlösung aus dem Turmmischer 12 verdünnt wird. Dieses Gemisch wird im Kratzkühler 14 auf die gewünschte Temperatur von ca.  $20-30^\circ$  gekühlt, und im Absetzbehälter 11 erfolgt die Trennung des Gemisches in zwei Schichten. Die untere Schicht enthält den von der  $\text{SO}_2$  gelösten Extrakt, die obere Schicht besteht aus Raffinat mit teilweise auskristallisiertem Paraffin und  $\text{SO}_2$ . Das Raffinat-Paraffin-Gemisch wird dann im Vorwärmer 141 auf etwa  $40^\circ\text{C}$  aufgewärmt und in den Turmmischer 12 eingeführt, in dem es mit reiner  $\text{SO}_2$  aus dem Sammler 41 im Gegenstrom behandelt wird. Vor ihrem Eintritt in den Turmmischer 12 wird die  $\text{SO}_2$  im Vorwärmer 17 auf die gleiche Behandlungstemperatur von etwa  $40^\circ$  gebracht.

Die oben aus dem Turmmischer 12 austretende paraffinnaltige Raffinatlösung wird der "Zwischenraffinat-Verdampfung" zugeschoben. Hier wird das Lösungsmittel, wie weiter unten näher beschrieben ist, ausgedampft und zur Wiederverwendung zurückgewonnen. Die Extraktlösung, die hauptsächlich aus  $\text{SO}_2$  mit nur verhältnismässig wenig Öl in Lösung besteht, wird mit der Kreiselpumpe 167 unten aus dem Turmmischer 12 abgezogen und über den Rührwerksmischer 150, wie bereits oben angegeben ist, in das Extraktionssystem zurückgedrückt.

Zweite Extraktion mit Benzin. Der von der Zentrifuge 13 kommende paraffinfreie Schleuderextrakt wird mit dem paraffinfreien Destillat vereinigt, nachdem dieses die Einrichtung zur Trocknung und Entlüftung durchlaufen hat. Das Gemisch wird im Destillat-Gemischkühler 151 dadurch, dass Teile der im Schleuderextrakt enthaltenen  $\text{SO}_2$  abgesaugt werden, auf etwa  $-15^\circ\text{C}$  gekühlt und dann durch die Kreiselpumpe 169b oben in den mit Füllkörpern gefüllten Turmmischer 23 eingeführt. Es fliesst hier im Gegenstrom zu dem unten eingeführten kalten Benzin nach unten. Die Kühlung des Benzins erfolgt zunächst in dem Benzin-Vorkühler 21a durch Kühlwasser, dann im Benzin-Vorkühler 21b mittels kalter Raffinatlösung und schliesslich im Benzin-Kühler 22 durch kaltes Öl- $\text{SO}_2$ -Gemisch aus dem Kühler 151, das durch die Kreiselpumpe 169a umgepumpt wird. Das den Turmmischer 23 oben verlassende Raffinat enthält den grössten Teil des Benzins und einen kleinen Teil  $\text{SO}_2$  in Lösung. Es wird anschliessend in den Turmmischer 24 eingeführt, in welchem es nochmals mit einer kleinen Menge  $\text{SO}_2$  nachgewaschen wird. Die Kühlung dieser  $\text{SO}_2$ , die aus dem Sammler 41 entnommen wird, geschieht in dem Zwischenkühler 148 durch Absaugen von  $\text{SO}_2$ -Dämpfen mit dem Kompressor 114K und im  $\text{SO}_2$ -Kühler 149 durch Absaugen von  $\text{SO}_2$ -Dämpfen mit der Rotationsvakuumpumpe 157. Die von dieser Vakuumpumpe verdichteten Dämpfe werden zum Teil als Blasegas in den Lösungsmittel-Verdampfern zum Austreiben von Benzin benutzt. Der Rest wird von dem Kompressor 114K weiter verdichtet und zur Verflüssigung in den  $\text{SO}_2$ -Kondensator 40 gedrückt.

Das erhaltene kalte Endraffinat aus dem Turmmischer 24 durchläuft den Benzin-Vorkühler 21b, in dem es bereits vorgewärmt wird, und wird dann der Raffinat-Verdampferstation zur Rückgewinnung der Lösungsmittel zugeleitet.

Die Hauptmenge Extrakt fällt im Turmmischer 23 an, während im Turmmischer 24 nur noch eine geringe Extraktmenge entsteht. Die Extrakte aus beiden Turmmischern werden zusammengefasst. Sie enthalten den grössten Teil der bei der Extraktion verwendeten  $\text{SO}_2$  und nur einen kleinen Teil des Benzins. Die gesamte Extraktlösung wird zunächst zur Vorkühlung des paraffinhaltigen Destillatgemisches im Kratzvorkühler 15 und anschliessend zur Vorkühlung des Zwischenextraktes im Kratzvorkühler 14 benutzt. Von dort wird sie der Extrakt-Verdampferstation zugeführt.

Rückgewinnung der Lösungsmittel für die Extraktion. Die  $\text{SO}_2$  in der Zwischenraffinatlösung aus dem Turmmischer 12 wird in einer 3-stufigen Verdampferstation ausgedampft. Zunächst wird die Hauptmenge im "Kondensatordruck-Verdampfer" 18 ausgetrieben, der mit einem durch Wasserdampf beheizten Röhrenheizkörper ausgerüstet ist. Die oben aus der Verdampferkolonne austretenden  $\text{SO}_2$ -Dämpfe werden im Kondensator 40 verflüssigt, während das verbleibende Raffinat nur noch geringe  $\text{SO}_2$ -Mengen enthält und mit einer Temperatur von ca.  $100^\circ\text{C}$  unten aus dem Verdampfer austritt. Im anschliessenden "Niederdruck-Verdampfer" 19 wird die im Öl verbliebene  $\text{SO}_2$  bis auf geringe Reste dadurch aus dem Öl ausgetrieben, dass mit Hilfe der Rotationsvakuumpumpe 106 und des Kompressors 114V in diesem Verdampfer ein geringer Unterdruck (ca. 0,8 ata) aufrecht erhalten wird. Die letzten Reste des Lösungsmittels werden dann in der dritten Verdampferstufe im "Vakuum-Verdampfer" 20 unter hohem Vakuum von der Rotationsvakuumpumpe 107 abgesaugt. Auch die beiden letztgenannten Verdampfer 19 und 20 sind mit Heizkörpern ausgerüstet, damit die im Kondensatordruck-Verdampfer erreichte Temperatur nicht absinkt, sondern erforderlichenfalls noch gesteigert werden kann. Alle drei Verdampferstufen haben Kolonnen, auf die Rückläufe aufgegeben werden, um zu verhindern, dass leichte Teile des Öls selbst mit den Lösungsmitteln verdampft werden. Bei dem Kondensatordruck-Verdampfer wird Raffinatlösung, bei dem Niederdruck- und dem Vakuumverdampfer wird lösungsmittelfreies Produkt aus dem Vakuum-Verdampfer 20 als Rücklauf benutzt. Letzteres wird von der Druckseite der Entleerungspumpe 123 als Teilstrom abgenommen und im Zwischenraffinat-Rücklaufkühler 152 durch Kühlwasser gekühlt.

In ähnlicher Weise verläuft auch die Abtreibung des im Raffinat aus dem Turmmischer 24 enthaltenen Lösungsmittels, das überwiegend aus Benzin besteht, in vier Verdampfungsstufen. Die Raffinatlösung, die bereits im Benzinorkühler 21b ihren Kalte-Inhalt abgegeben hat, wird im Vorwärmer 25 durch heisse Benzindämpfe weiter angewärmt. Im ersten Verdampfer 26, der unter dem Druck des  $\text{SO}_2$ -Kondensators 40 steht, wird unter der Einwirkung von heissen Benzindämpfen im ersten Heizkörper und von Wasserdampf im zweiten Heizkörper fast ausschliesslich der  $\text{SO}_2$ -Anteil des Lösungsmittels abgedampft. Die verdampfte  $\text{SO}_2$  strömt über die Trockenkolonne 46 zum  $\text{SO}_2$ -Kondensator 40, in dem sie verflüssigt wird. Im zweiten Verdampfer 27, dessen Heizkörper mit Wasserdampf beheizt wird, wird fast der ganze Benzinanteil des Lösungsmittels abgedampft, wozu eine Verdampfertemperatur von ca.  $120^\circ\text{C}$  erreicht werden muss. Die heissen Benzindämpfe aus diesen Verdampfer werden erstens zur Verdampfung von  $\text{SO}_2$  aus der Raffinatlösung im ersten Heizkörper des Kondensatordruck-Verdampfers 26, zweitens zur Vorwärmung der Raffinatlösung im Vorwärmer 25 und drittens auch zur Vorwärmung von Extraktlösung im Extrakt-Vorwärmer 30a benutzt. Die Benzin-Dämpfe werden dabei grösstenteils niedergeschlagen und im Benzin-Sammler 45 aufgefangen. Die noch übrig bleibenden Lösungsmitteldämpfe werden im Benzin-Kondensator 44 verflüssigt. Der dritte Verdampfer 28 (Niederdruck-Verdampfer) arbeitet unter geringem Unterdruck, der vierte Verdampfer 29 unter hohem Vakuum, wobei die letzten Reste der Lösungsmittel aus dem Raffinat verschwinden. In dem Niederdruck-Verdampfer 28 wird zusätzlich  $\text{SO}_2$ -Gas von der Druckseite der Rotationsvakuumpumpe 157 eingeblasen, um das noch im Öl enthaltene Benzin auszutreiben. Das lösungsmittelfreie Raffinat wird aus dem Vakuum-Verdampfer 29 von der Kreiselpumpe 124 zum Vorratstank bzw. zur Nachbehandlung befördert. Auch hier wird ein Teilstrom von dem fertigen Produkt abgenommen, der im Vorkühler 153 mit Kühlwasser vorgekühlt und im Kühler 220 durch kaltes Gemisch aus dem Kühler 151 tiefgekühlt wird. Dieser Teilstrom dient, wie bei der Zwischenraffinat-Verdampfung, als Rücklauf für den Vakuum- und den Niederdruck-Verdampfer der Raffinat-Verdampfung.

Die Extraktlösung wird in 5 auf einander folgenden Stufen von ihrem Lösungsmittelgehalt befreit, der überwiegend aus  $\text{SO}_2$  besteht.



Nachdem die Extraktlösung bereits in den Kratzvorkühlern 14 und 15 als Kaltemittel gewirkt hat, wird sie in den Vorwärmern 30a und 30b durch Benzindämpfe weiter angewärmt. Im Hochdruckverdampfer 31 wird dann durch Heizdampf ein Teil der im Extrakt enthaltenen  $\text{SO}_2$  unter erhöhtem Druck (von ca. 12 atü) abgedampft. Diese  $\text{SO}_2$ -Brüden werden zur Erhitzung des folgenden Verdampfers 32, der unter Kondensatordruck (5-6 atü) steht, benutzt. In diesem Verdampfer werden weitere  $\text{SO}_2$ -Mengen abgedampft, wobei zusätzlich zu dem Brüdenheizkörper ein Dampfheizkörper mitwirkt. Die im Brüdenheizkörper niedergeschlagene Hochdruck- $\text{SO}_2$  wird im Sammler 38 aufgefangen, im Kühler 39 durch Kühlwasser gekühlt und in den  $\text{SO}_2$ -Kondensatordruck-Sammler 41 abgelassen. Im folgenden Verdampfer 33 wird unter Verwendung von Heizdampf der Benzinanteil aus dem Extrakt abgedampft. Die Benzindämpfe werden zur Vorwärmung der Extraktlösung im Vorwärmer 30b benutzt und dort niedergeschlagen. Der vierte Verdampfer 34 arbeitet wieder unter Niederdruck und mit Einblasen von  $\text{SO}_2$ -Dämpfen, der letzte Verdampfer 35 unter hohem Vakuum. Der Rücklauf für diese beiden letztgenannten Verdampfer, bestehend aus Lösungsmittel-freiem Extrakt, wird im Vorkühler 154 und im Kühler 221 gekühlt. Der fertige Extrakt wird von der Kreiselpumpe 125 durch den Anwärmer 36 und durch einen Heizkörper in den Extraktverweiler 37 gedrückt, in dem die restlichen Spuren von  $\text{SO}_2$  unter der Einwirkung einer Temperatur von ca.  $160^\circ\text{C}$  neutralisiert werden.

Die von der Hochvakuumpumpe 107 aus den Vakuumverdampfern 20, 29 und 35 abgesaugten Dämpfe werden zusammen mit dem aus den Niederdruckverdampfern 19, 28 und 34 kommenden Dämpfe über den Niederdruckgaskühler 42a der Zwischenvakuumpumpe 156 und von dort über den Zwischengaskühler 42b dem Kompressor 114V zugeleitet. In den mit Wasser gekühlten Gaskühlern kondensieren die in den Dämpfen enthaltenen Benzinanteile und werden in die Sammler 43a und 43b abgeleitet. Aus dem Sammler 43a wird das gesamte Kondensat mittels der Kreiselpumpe 172 dem Benzin-Hauptsummler 45 zugeführt, in dem sich auch die in den Vorwärmern 25, 30a und 30b kondensierten Benzinnengen sammeln. Abscheider, die mit Entleerungsgefassen ausgerüstet sind, schützen die einzelnen Gasumpfen vor Flüssigkeitsschlägen.

Von dem Kompressor 114V werden die  $\text{SO}_2$ -Dämpfe zusammen mit den aus den Kondensatordruck-Verdampfern 26 und 32 kommenden Dämpfen über die Trockenkolonne 46 zum  $\text{SO}_2$ -Kondensator 40 gedrückt. Die gesamte verflüssigte  $\text{SO}_2$  wird in dem Haupt- $\text{SO}_2$ -Sammler 41 vereinigt, von dem aus sie ihren Kreislauf durch die Extraktion von neuem beginnt. Luft und unkondensierbare Gase, die mit dem Öl oder gelegentlich auch durch Stopfbuchsen in die Anlage gelangen, werden über den gekühlten Entlüfter 41a vom Kompressor für Hochdruckentlüftung 201 abgesaugt und mit ca. 15 atü Enddruck in den Kühler 199 gedrückt. Hier kondensiert die noch mit abgesaugte  $\text{SO}_2$  und fließt in den Sammler 41 zurück, während die Restgase ins Freie, abgeblasen werden.

Die Trockenkolonne 46 hat den Zweck, das Wasser zu entfernen, das noch in geringer Menge mit dem Teerdestillat in die Anlage gelangt und das von der  $\text{SO}_2$  aufgenommen wird, sobald diese mit dem Destillat in Berührung kommt. Damit sich das Wasser nicht in der  $\text{SO}_2$  anreichert und korrodierend wirken kann, wird ein Teil der  $\text{SO}_2$ -Dämpfe durch Rektifikation ständig getrocknet. Die  $\text{SO}_2$ -Dämpfe verlassen die Kolonne 46 wasser- und benzinfrei, während das ausgeschiedene Wasser mit einem gewissen Benzingehalt im Benzin-Wasserkühler 47 gekühlt und dann in den Benzin-Wasserscheider 48 geleitet wird. Hier scheidet sich das Wasser vom Benzin und sammelt sich am Boden, so dass es abgezapft werden kann. Das Benzin wird in den Benzin-Hauptsammler 45 geleitet. Zur Deckung der geringen Lösungsmittelverluste sind  $\text{SO}_2$ - und Benzin-Vorratsbehälter 49 und 50 vorgesehen, die an die entsprechenden Sammler 41 und 45 angeschlossen sind.

Paraffingewinnung. Die Abtrennung des Paraffins von dem Zwischenraffinat aus der Extraktionsanlage erfolgt in zwei Stufen. In der ersten Stufe wird das Raffinat mit Dichlorathan verdünnt und bei mässig tiefer Temperatur filtriert, wobei Hartparaffin abgesondert wird. In der zweiten Stufe wird das Filtrat aus der ersten Filtration mit einem Gemisch aus Dichlorathan und  $\text{SO}_2$  verdünnt und bei wesentlich tieferer Temperatur filtriert, wobei Weichparaffin gewonnen wird. Das aus dem Extraktionsteil der Anlage kommende Zwischenraffinat wird zunächst mit Dichlorathan bzw. mit Waschfiltrat aus der 1. Filtration verdünnt, im Vorkühler 57 mit Wasser vorgekühlt und in zwei Stufen auf die für die erste Filtration erforderliche Temperatur gebracht. Die Kühlung erfolgt in dem Vorkühler 58 im Gegenstrom

zu kaltem Filtrat, welches aus dem Filtratsammler 69 der zweiten Filtration kommt. Die Tiefkühlung auf die Endtemperatur von etwa 0° erfolgt im Tiefkühler 59 mittels tiefgekühlter SO<sub>2</sub>-Flüssigkeit, welche in einem getrennten Kühlsystem umläuft. Sowohl der Vorkühler 56 als auch der Tiefkühler 57 sind mit Kratzschnecken ausgerüstet.

Das Raffinat-C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>Cl<sub>2</sub>-Gemisch gelangt hierauf in das Bandzellenfilter 65. Unter der Einwirkung des Unterdrucks, der im Urfiltratsammler 67 durch ständiges Absaugen mittels der Vakuumpumpe 109 aufrecht erhalten wird, strömen die flüssigen Bestandteile des Gemisches durch das Filtertuch, während die festen, in Flüssigkeitseingemisch fein verteilten Paraffinkristalle sich auf dem Tuch als zusammenhängende Kuchenschicht absetzen. Der Kuchen wird dann noch mit kaltem Dichlorathan nachgewaschen, um das in ihm noch enthaltene Öl zu entfernen. Das hierzu erforderliche Dichlorathan wird im Waschkühler 62 mittels umlaufender, tiefgekühlter SO<sub>2</sub>-Flüssigkeit etwa auf die gleiche Temperatur wie das zu entparaffinierende Gemisch gebracht. Das Waschfiltrat fließt in den Waschfiltratsammler 68. Da dieses nur einen geringen Ölgehalt hat, kann es als Verdünnungsmittel dem zu entparaffinierenden Zwischenraffinat vor der Mischpumpe 194 zugegeben werden. Zuvor wird es jedoch dadurch aufgewärmt, dass es als Kühlmittel im Vorkühler 176 im Gegenstrom zum Dichlorathan geführt wird.

Das Filter ist gasdicht gekapselt, und der Gasraum ist mit einem neutralen Gas (Stickstoff, Verbrennungsgas oder dergl.) anstelle von Luft gefüllt. Das mit den Filtraten zugleich abgesaugte Neutralgas wird von der Vakuumpumpe 109 durch den Neutralgaskühler 71, in dem es mittels umlaufender kalter SO<sub>2</sub>-Flüssigkeit wieder abgekühlt wird, dem Zellenfilter 65 zugeführt. Dabei wird es dazu benutzt, den fertig ausgewaschenen Paraffinkuchen vom Filtertuch abzublasen, so dass er in den darunter liegenden Schneckenrog fällt. Die zum Abblasen erforderliche Gasmenge kann durch das Gebläse 119 vergrößert werden. Der Gasbehälter 73 dient dazu, etwaige Druck- und Mengenschwankungen des Neutralgases auszugleichen bzw. einen konstanten schwachen Überdruck in Filtergehäuse aufrecht zu erhalten. Der Paraffinkuchen wird von der Gatschförderschnecke 178 zermahlen und dem Gatschsammler 179 zugeführt. Von dort wird er durch die Gatschpumpe 191 der

Hartparaffinverdampfer-Station zgedrückt, damit der Lösungsmittelgehalt aus dem Paraffinkuchen zurückgewonnen werden kann. Sollte gelegentlich Paraffingatsch von ungenügender Reinheit anfallen, so kann dieser im Gatschabluftank 225 zurückgehalten werden und durch die Pumpe 163 dem Zwischenraffinat zugegeben werden, das frisch in die Paraffin-Gewinnungsanlage eintritt.

Die zweite Filtration vollzieht sich ganz ähnlich wie die erste. Das im Urfiltratsammler 67 bei der ersten Filtration anfallende, von Hartparaffin befreite Raffinat wird zunächst mit  $\text{SO}_2$  versetzt, die im  $\text{SO}_2$ -Kühler 63 gekühlt worden ist. Hinter der Mischpumpe 195 wird das zu entparaffinierende Gemisch in zwei Stufen auf die erforderliche tiefe Temperatur von ca.  $-20^\circ\text{C}$  gebracht. In der ersten Stufe erfolgt die Abkühlung im Kratzkühler 60 im Gegenstrom zu kaltem Filtrat, in der zweiten Stufe im Tiefkühler 61 mittels umlaufender kalter  $\text{SO}_2$ .

Die Filtration selbst erfolgt im Trommelzellenfilter 66. Der Filterkuchen wird mit einem Dichlorathan- $\text{SO}_2$ -Gemisch gewaschen, das im Waschmittelkühler 64 mittels umlaufender  $\text{SO}_2$  abgekühlt wird. Das Filtrat wird im Filtratsammler 69 aufgefangen. Der Filterentleerungstank 70 dient bei Stillsetzen des Filters zur Aufnahme des Troginhalts und wird durch die Dampfkolbenpumpe 185 entleert. Das mit dem Filtrat aus dem Filter 66 abgesaugte Neutralgas wird hinter der Vakuumpumpe 110 im Neutralgaskühler 72 mittels umlaufender kalter  $\text{SO}_2$  abgekühlt, wird dann dem Filter 66 wieder zugeführt und dort zum Abblasen des Filterkuchens benutzt. Auch bei diesem Filterkreislauf sind ein Gebläse 120 zur Erhöhung der Gasmenge zum Abheben des Kuchens und ein Gasometer 74 vorgesehen. Der Paraffinkuchen wird über die Gatschförder-schnecke 180 und den Gatschsammler 181 der Gatschpumpe 132 zugeführt, die ihn der Weichparaffin-Verdampferstation zur Rückgewinnung des Lösungsmittels zudrückt.

#### Rückgewinnung der Lösungsmittel für die Paraffingewinnung.

Der aus der zweiten Filtration kommende Weichparaffingatsch enthält noch erhebliche Mengen an Lösungsmitteln, welche in der Weichparaffinverdampferstation in 4 Stufen abgetrieben werden. Zunächst wird der kalte Gatsch in dem Vorwarmer 85 aufgeschmolzen und vorgewärmt, wozu heisse Dichlorathan-Brüden benutzt werden. Im ersten Verdampfer 86, der unter Kondensatordruck (ca. 5-6 atü) steht, wird unter der

Einwirkung von heissen Dichlorathan-Brüden im ersten Heizkörper und von Heizedampf im 2. Heizkörper praktisch nur die im Gatsch enthaltene  $\text{SO}_2$  ausgetrieben. Die  $\text{SO}_2$ -Dämpfe gehen über die Trockenkolonne 96 zum  $\text{SO}_2$ -Kondensator 90, der durch Wasser gekühlt wird und in dem die  $\text{SO}_2$ -Dämpfe verflüssigt werden. Im zweiten Verdampfer 87, der unter etwa 2 atü Arbeitsdruck steht, wird ebenfalls unter der Einwirkung von Heizedampf das gesamte, im Paraffin enthaltene Dichlorathan bis auf einen kleinen Rest verdampft. Die heissen Dichlorathan-Dämpfe werden zur Beheizung des ersten Heizkörpers am Kondensatordruck-Verdampfer 86 benutzt, wobei sie verflüssigt werden. Aus dem dritten Verdampfer 88 werden die Lösungsmitteldämpfe durch die Rotationsvakuumpumpe 184 und den Kompressor 116 abgesaugt, so dass der Druck auf etwas unter Atmosphärenspannung abgesenkt wird. Unter dem Einfluss der Druckverminderung und der Dampfbeheizung verdampfen die noch verbliebenen Mengen an Lösungsmittel, wobei reine  $\text{SO}_2$ -Gase aus der Trockenkolonne 96 zur Austreibung des restlichen Dichlorathans in die Kolonne des Verdampfers 88 eingeblasen werden. Um zu verhindern, dass leichte Bestandteile des Paraffins mit verdampft werden, wird flüssiges Dichlorathan oben auf die Kolonne aufgegeben. Im vierten Verdampfer 89, der durch die Vakuumpumpe 108 dauernd unter hohem Vakuum gehalten wird, verflüchtigen sich schliesslich die letzten Spuren von Lösungsmittel. Das nunmehr praktisch von  $\text{SO}_2$  und Dichlorathan freie Weichparaffin wird dann durch die Kreiselpumpe 129 abgepumpt. Ein Teilstrom des Fertigproduktes wird im Rücklaufkühler 214 mit Kühlwasser gekühlt und auf die Kolonne des Vakuumverdampfers 89 aufgegeben zwecks Zurückhaltung eventuell mitverdampfter Paraffinmengen.

Analog vollzieht sich auch die Abdampfung der Lösungsmittel aus dem Filtrat in 4 Stufen hinter einander. Die Filtratlösung aus dem Filtratsammler 69, die einen Teil ihrer Kalte in den Vorkühlern 60 und 58 bereits abgegeben hat, wird im Vorwärmer 75 mittels Dichlorathanbrüden weiter vorgewärmt. Im ersten Verdampfer 76 wird fast ausschliesslich der  $\text{SO}_2$ -Anteil unter Kondensatordruck abgedampft, im zweiten Verdampfer 77 der Dichlorathan-Anteil, im Niederdruckverdampfer 78 und im Vakuumverdampfer 79 werden dann die letzten Reste Lösungsmittel ausgetrieben. Das lösungsmittelfreie Filtrat wird durch

die Entleerungspumpe 127 in die Vorratstanks weiter befördert. Ein Feilstrom des Fertigproduktes wird mit Wasser im Vorkühler 182, im Rücklauf-Kühler 222 gekühlt und auf die Kolonnen des Niederdruck- und des Vakuum-Verdampfers aufgegeben.

In ähnlicher Weise wird mit dem bei der ersten Filtration gewonnenen Hartparaffin verfahren. Da jedoch nur sehr geringe  $\text{SO}_2$ -Mengen in diesem Paraffinkuchen enthalten sind, fällt die an die Trockenkolonne 96 angeschlossene Verdampferstufe fort. Das kalte Hartparaffin, das noch erhebliche Mengen an Dichlorathan enthält, wird im Vorwärmer 80 aufgeschmolzen und vorgewärmt, und zwar mittels heisser Dichlorathan-Brüden. Im Verdampfer 82 wird die Hauptmenge des Lösungsmittels ausgetrieben. Die Brüden werden zur Beheizung des Vorwärmers 80 benutzt. Der zweite Verdampfer 83 steht unter Niederdruck, d.h. unter geringem Vakuum, der dritte unter hohem Vakuum, wobei die letzten Reste von Lösungsmittel abdestillieren. Das vom Lösungsmittel befreite Hartparaffin wird durch die Entleerungspumpe 128 der Nachbehandlung zugeführt.

Überschüssige Dichlorathan-Brüden aus den Verdampfern 77, 82 und 87, die nicht in den mit Brüden beheizten Vorwärmern und Heizkörpern kondensieren, werden im Kondensator 94 niedergeschlagen und sammeln sich zusammen mit dem Kondensat aus den Brüdenheizkörpern und Brüden-Vorwärmern im Dichlorathan-Sammler 95. Von hier drückt die Kreiselpumpe 193 das Dichlorathan durch den wassergekühlten Vorkühler 176 den verschiedenen Verwendungsstellen zu.

Die von der Vakuumpumpe 108 aus den Vakuumverdampfern 79, 84 und 89 abgesaugten Dämpfe werden zusammen mit den aus den Niederdruck-Verdampfern 78, 83 und 88 kommenden Dämpfen der Zwischen-  
vakuumpumpe 184 und von dort dem Kompressor 116 zugeleitet. Sie strömen dabei durch die mit Wasser gekühlten Gaskühler 92a und 92b, wobei die in den Dämpfen enthaltenen Dichlorathan-Bestandteile kondensieren und in den Sammlern 93a und 93b aufgefangen werden. Das gemeinsame Kondensat wird durch die Pumpe 192 dem Waschfiltrat-Sammler 68 zugeführt. Der Kompressor 116 drückt die  $\text{SO}_2$ -Dämpfe über die Trockenkolonne 96 dem Kondensator 90 zu. Wie bei der Extraktionsanlage sind auch hier die Gasumpen durch Abscheider vor Flüssigkeits schlagen geschützt.

In der Trockenkolonne 96 werden die aus dem Kompressor 116 und aus den Verdampfern 76 und 86 kommenden Dämpfe durch Rektifikation in trockene reine  $\text{SO}_2$ -Dämpfe und in ein Kondensat zerlegt, das aus einem Gemisch von Wasser und Dichlorathan besteht. Dieses Gemisch wird im Dichlorathan-Wasserkühler 97 gekühlt und gelangt dann in den Dichlorathan-Wasserscheider 98. In diesem trennt sich der grössere Teil des Wassers von dem Dichlorathan infolge des Unterschiedes im spezifischen Gewicht der beiden Flüssigkeiten. Das leichtere Wasser wird oben aus dem Dichlorathan-Wasser-Scheider abgezogen, während das Dichlorathan zur Entfernung des geringen Restgehaltes an Feuchtigkeit in den Trockner 98a/b geleitet wird, der mit Calciumchlorid gefüllt ist. Das getrocknete Dichlorathan wird von hier in den Hauptsammler 95 geleitet, während wässrige Calciumchloridlösung von Zeit zu Zeit unten aus dem Dichlorathan-Trockner 98a/b abgezogen wird. Die täglich anfallende Menge der Salzlösung liegt in der Grössenordnung von höchstens 5 bis 10 Litern, die in den Abwassern der gesamten Anlage vollkommen verschwinden. Die trockenen  $\text{SO}_2$ -Dämpfe aus der Trockenkolonne 96 gehen zum Kondensator 90. Aus diesem fliesst die verflüssigte  $\text{SO}_2$  in den  $\text{SO}_2$ -Sammler 91, von dem sie durch die Kreiselpumpe 191 über den Kühler 177 wieder in die Paraffingewinnungsanlage gefördert wird. Zur Abführung unkondensierbarer Gase ist auch der  $\text{SO}_2$ -Sammler 91 mit einer Entlüftungseinrichtung ausgestattet, die aus dem Entlüfter 91a, dem Kompressor für Hochdruckentlüftung 202 und dem Kühler für Hochdruckentlüftung 200 besteht. An den  $\text{SO}_2$ -Sammler 41 und an den Dichlorathan-Hauptsammler 95 ist je 1 Vorratsbehälter 99-bezw. 100 für Lösungsmittel angeschlossen.

Kühlkreislauf. Als Kaltmittel wird für die verschiedenen tiefgekühlten Kühler, insbesondere für die Kratzkühler, kalte  $\text{SO}_2$ -Flüssigkeit benutzt, die im Kreislauf geführt wird.

Für den Kaltebedarf der Extraktionsanlage und der ersten Filtration ist ein Tiefkühler 52a vorgesehen, der durch Absaugung von  $\text{SO}_2$ -Dämpfen mittels der Rotationsvakuumpumpe 103 unter so niedrigem Druck gehalten wird, dass die  $\text{SO}_2$ -Flüssigkeit in diesem Tiefkühler eine Temperatur von ca.  $-25^\circ\text{C}$  annimmt. Die kalte  $\text{SO}_2$ -Flüssigkeit wird durch eine Kreiselpumpe 138 dauernd durch die verschiedenen Kühler geschickt, wobei sie Wärme aufnimmt. Wenn diese umlaufende  $\text{SO}_2$  in den Tiefkühler 52a zurückgelangt, verdampft ein Teil unter

dem Einfluss des niedrig gehaltenen Druckes, wobei sie sich wieder auf  $-25^{\circ}\text{C}$  abkühlt. Die verdampfte  $\text{SO}_2$  wird von der Vakuumpumpe 103 über den Gaskühler 174 und den Zwischenkühler 55 den Kompressoren 112 zugeschoben, die sie weiter in den Kondensator 53 drücken, wo sie verflüssigt wird. Zwischen einen der Kompressoren 112 und den Kondensator ist die Rektifiziersäule 175 geschaltet, in der ständig ein Teil der  $\text{SO}_2$ -Dämpfe getrocknet und gereinigt wird. Vom Kondensator 53 fließt die  $\text{SO}_2$  durch den Kühler 210 in den Sammler 54, der mit einem gekühlten Entlüfter 54a zur Entfernung unkondensierbarer Gase ausgerüstet ist. Als Vorratstank für Kühl- $\text{SO}_2$  dient der Behälter 56. Die  $\text{SO}_2$  aus dem Sammler 54 wird auf den Ansaugedruck der Kompressoren 112 im  $\text{SO}_2$ -Zwischenkühler 55 entspannt und dabei durch teilweise Verdampfung vorgekühlt und gelangt von dort zurück in den Tiefkühler 52a.

Für die zweite Filtration, die bei tieferen Temperaturen arbeitet, ist ein weiterer  $\text{SO}_2$ -Tiefkühler 52b vorgesehen. In diesem wird durch Absaugen mittels der Hochvakuum-Pumpe 105 eine Temperatur von ca.  $-35^{\circ}\text{C}$  aufrecht erhalten. Die Vakuumpumpe 105 drückt die abgesaugten  $\text{SO}_2$ -Dämpfe, über den ersten Tiefkühler 52a, der Zwischenvakuumpumpe 103 zu, so dass sie ebenfalls über die Kompressoren 112 in den Kondensator 53 gelangen. Die tiefgekühlte  $\text{SO}_2$  aus dem Tiefkühler 52b wird von der Kreiselpumpe 189 den Bedarfsstellen zgedrückt und fließt, nachdem sie dort als Kaltemittel gewirkt hat, in den ersten Tiefkühler 52a zurück. Von dort gelangt sie zur weiteren Abkühlung wieder in den zweiten Tiefkühler 52b. Damit auch die flüssige  $\text{SO}_2$ , die als Kälte-träger von den Kreiselpumpen 188 und 189 ständig umgepumpt wird, trocken und rein gehalten werden kann, wird ein Teilstrom von der Druckseite der Pumpe 188 entnommen und durch die Kreiselpumpe 190 auf die Rektifiziersäule 175 aufgegeben. Die eventuell in der  $\text{SO}_2$  enthaltenen Unreinheiten, wie Wasser, Öl oder dergl., werden unten aus der Rektifiziersäule abgezogen, während reine  $\text{SO}_2$ -Dämpfe oben aus der Kolonne austreten und in den Kondensator gelangen. Ausserdem besteht die Möglichkeit, die im Ölabscheider 112a oder im Entleerungsgefäß 174a zum Gaskühler 174 anfallenden Flüssigkeitsmengen im Umdestillierkessel 209 zu destillieren.



Anordnung der Anlage.

Die Anordnung der vorstehend beschriebenen Anlage, die auf 3 Gebäude verteilt ist, ist aus dem Lageplan mit Querschnitten, Zeichnung Nr.10-10345i, und aus der Langsschnitte-Zeichnung Nr.10-10445 zu erssehen. Diese Pläne geben auch einen Begriff von der Grösse der einzelnen Apparategruppen. Während auf den schematischen Darstellungen des Arbeitsganges parallel arbeitende, gleichartige Apparate nur einmal gezeichnet sind, gehen aus dem Lageplan die tatsächlichen Stückzahlen der einzelnen Maschinen und Apparate einschliesslich der Reserve-Einheiten hervor. Auf diesem Plan sind auch einige weitere Hilfsapparate und Nebeneinrichtungen gezeigt, die nicht zu dem Behandlungsprozess unmittelbar gehören und infolgedessen in den beiden Schema-Zeichnungen nicht erscheinen:

Extraktionsbau. Im Extraktionsbau steht dicht vor der Zentrifugenbühne der Zentralsammler 51, der bei Entleerung einzelner Apparate und Abscheider deren Flüssigkeitsinhalt aufnimmt. Die Dampfkolbenpumpe 162 drückt die anfallenden Flüssigkeitsmengen dem Arbeitsprozess wieder zu. In die daneben stehenden Sammler für Sicherheitsleitungen 216 und 223 blasen die Sicherheitsventile ab, durch welche die mit Flüssigkeit vollgefüllten Apparate geschützt sind. Wegen dieser Sicherheitsventile und wegen der Sicherheitsbrechplatten, mit denen alle Lösungsmittelverdampfer und alle übrigen SO<sub>2</sub> enthaltenden Druckgefässe ausgerüstet sind, wird auf die Abhandlung über die Sicherheitseinrichtungen (A.3551 vom 23.9.42) verwiesen. Die Abgasleitungen der Brechplatten-Sicherheitsventile sind mit Sammelkästen verbunden, von denen der eine an der Ostwand des Extraktionsbaus im Freien steht. Von dort gelangen die Abgase bei Bruch einer Brechplatte in den Kamin vor der Zentrifugenbühne. In diesen Kamin wird auch die Luft gedrückt, die von den Ventilatoren 207 aus der Grube für den Schleudereextrakt-Sammler 143 und den Schleudergatschsammler 145 abgesaugt wird. Ein zweiter Sammelkasten für Brechplattenleitungen nebst Abgaskamin und Ventilator (207) <sup>1st</sup> im nördlichen Teil des Extraktionsbaus an der Westwand vorgesehen. In diesen werden auch diejenigen Gase geführt, die aus dem Kühler für Hochdruckentlüftung 199 und der Evakuierungspumpe 203

abgeblasen werden. Die hier genannte Evakuierungspumpe 203 und ein kleiner Kompressor 205 dienen dazu, um einzelne Apparate bei Bedarf zu evakuieren, und sind über eine Ringleitung mit der gesamten Extraktionsapparatur verbunden.

In der Mitte des Hauptbedienungsganges, der langs durch die ganze Anlage führt, sind zwei Instrumententafeln aufgestellt, auf denen die wesentlichsten automatischen Regler und Schreiber zur Überwachung der Anlage zusammengefasst sind.

Die 3 Turmmischer Pos. 12, 23 und 24 sind ausserhalb des Gebäudes auf der Westseite aufgestellt. Ferner sind die Gaskühler und Kondensatoren der stehenden Röhrenkühlerbauart, die Sammler und Vorratsbehälter für Lösungsmittel im Freien untergebracht.

Maschinenhaus. In diesem Gebäude sind die Kompressoren für die Lösungsmittelverdampfung der Extraktion und der Paraffingewinnung zusammengefasst. Ausserdem befinden sich hier alle Maschinen und Apparate des Kühlkreislaufes. Von hier aus werden die verschiedenen Bedarfsstellen, insbesondere die angrenzend untergebrachten Kratzkühler mit der als Kaltemittel zirkulierenden flüssigen  $SO_2$  versorgt.

Gaskühler, Kondensatoren, Sammler und Vorratsbehälter für Kaltemittel stehen wiederum im Freien. An der Nordostecke des Maschinenhauses steht ausserdem der Pressluftsammler 217, von dem die automatischen Regulierventile innerhalb der gesamten Anlage gesteuert werden, und der durch die Dampfkolbenpumpen 211 unter praktisch konstantem Luftdruck gehalten wird.

Entparaffinierungsbau. Dieser hat zwei Abgaskamine, einen im Nordostteil des Gebäudes, den anderen an der Westwand. In diese Kamine werden die Austrittsleitungen von den Ventilatoren 208, der Evakuierungspumpe 204, dem Kühler für Hochdruckentlüftung 200, sowie die Austrittsleitungen von den beiden Sammelkasten für Brechplattenleitungen geführt.

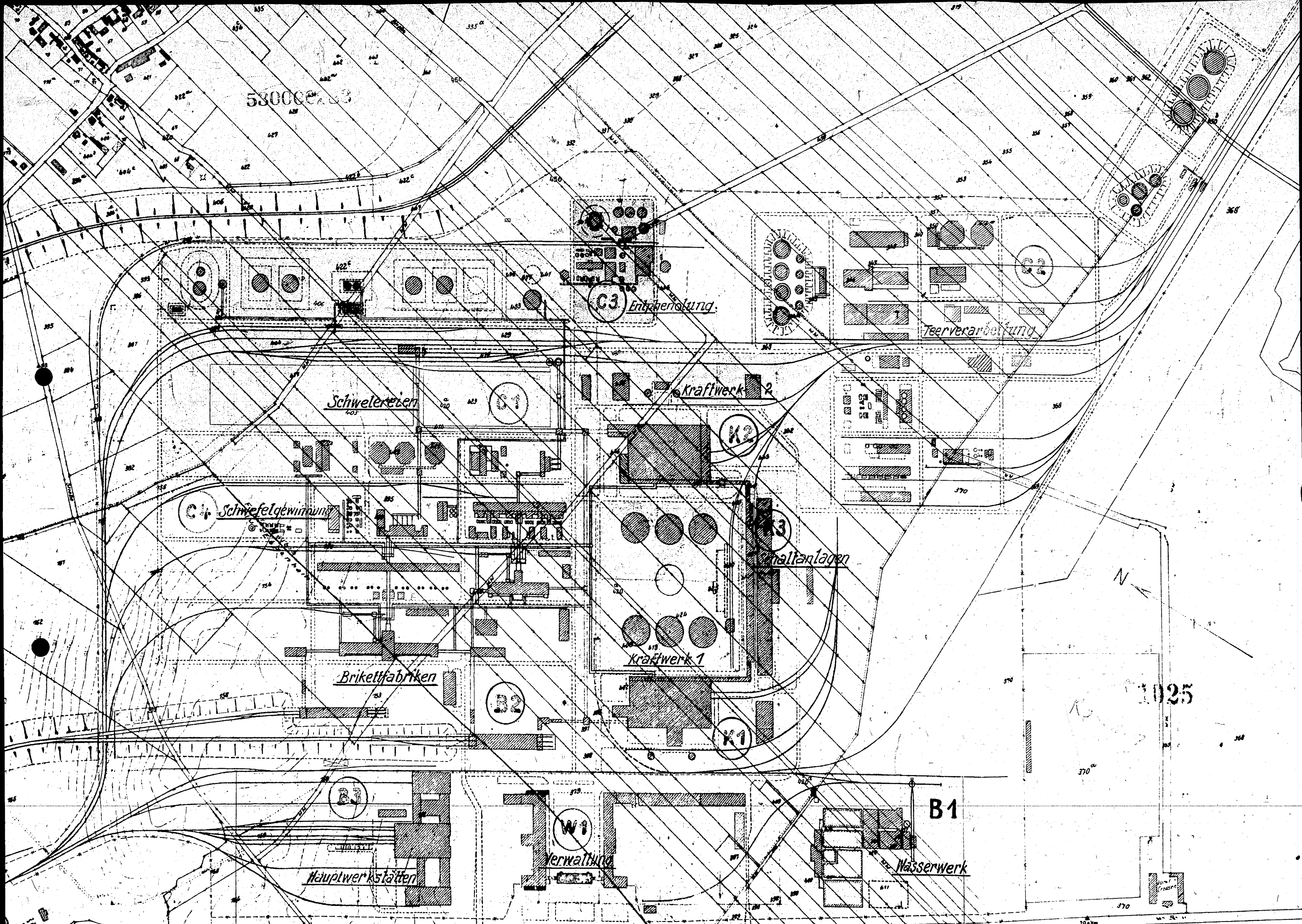
Alle Abgaskamine enden so hoch über Dach, dass die austretenden Gase hinreichend mit Luft verdünnt werden und keine Belastigung der Umgebung hervorrufen.

Aehnlich wie im Extraktionsbau sind auch hier zwei Instrumententafeln zentral am Hauptbedienungsgang aufgestellt.

Zu den im Freien stehenden Gaskühlern, Kondensatoren und Sammlern für Dichlorathan und  $\text{SO}_2$  kommen auf der Westseite des Entparaffinierungsbaus noch einige Wärmeaustauscher und die beiden Neutralgasbehälter hinzu, die mit den beiden Filtergruppen verbunden sind.

Da die gesamte Anlage voraussichtlich später um etwa 25% ihrer vorläufigen Höchstleistung vergrössert werden soll, ist in allen 3 Gebäuden genügend Raum zum Aufstellen weiterer Maschinen und Apparate freigehalten, die bereits durch strichpunktierte Linien im Lageplan angedeutet sind.

580000



C4 Schwefelgewinnung

Schwefelstein

C3 Entschwefelung

Teerverarbeitung

Kraftwerk 2

Kaltanlagen

Kraftwerk 1

Brikettfabriken

B1

Wasserwerk

W1 Verwaltung

Hauptwerkstätten

Espenhain im März 1944

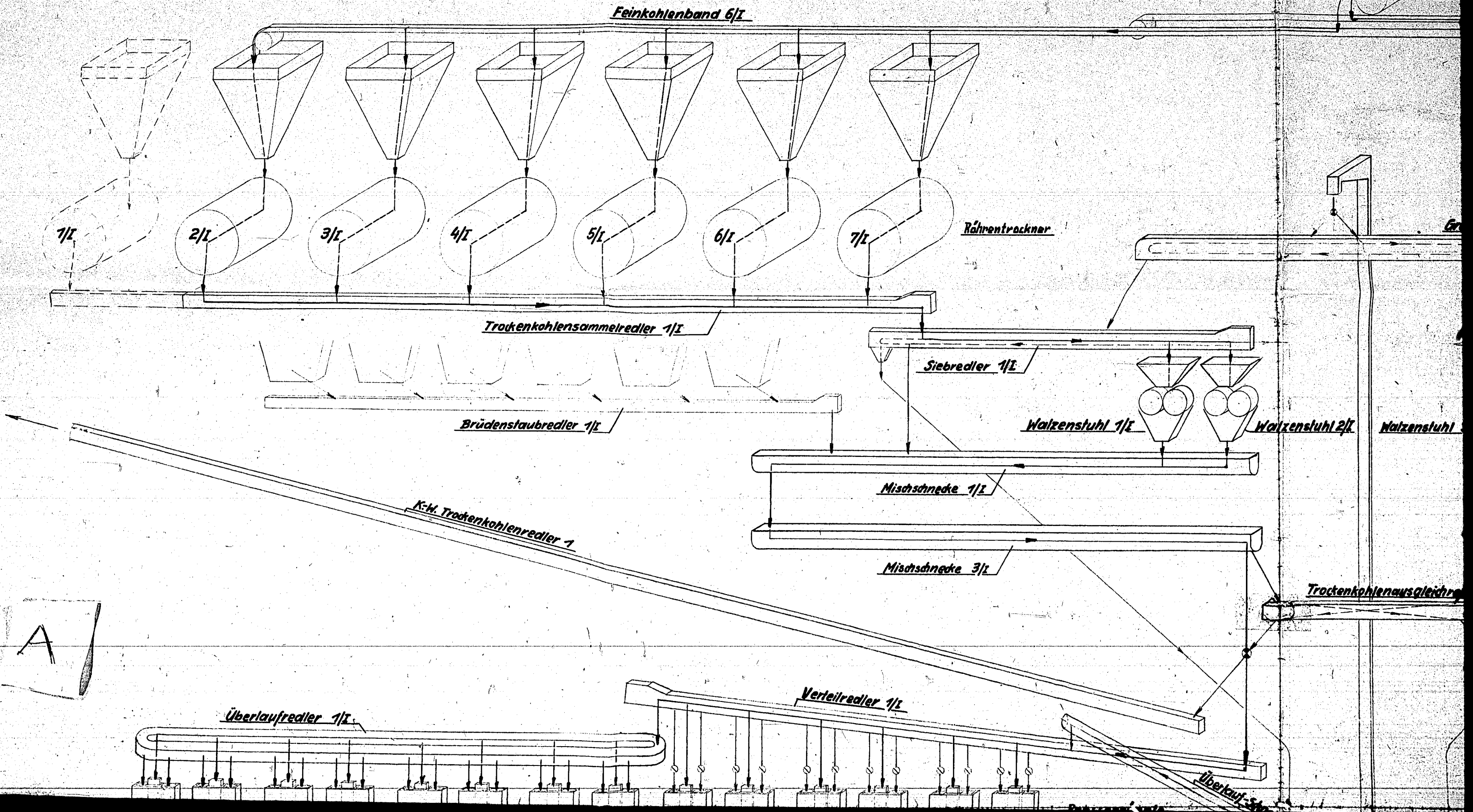
1:5000

Aktiengesellschaft  
Sächsische Werke.

TB.

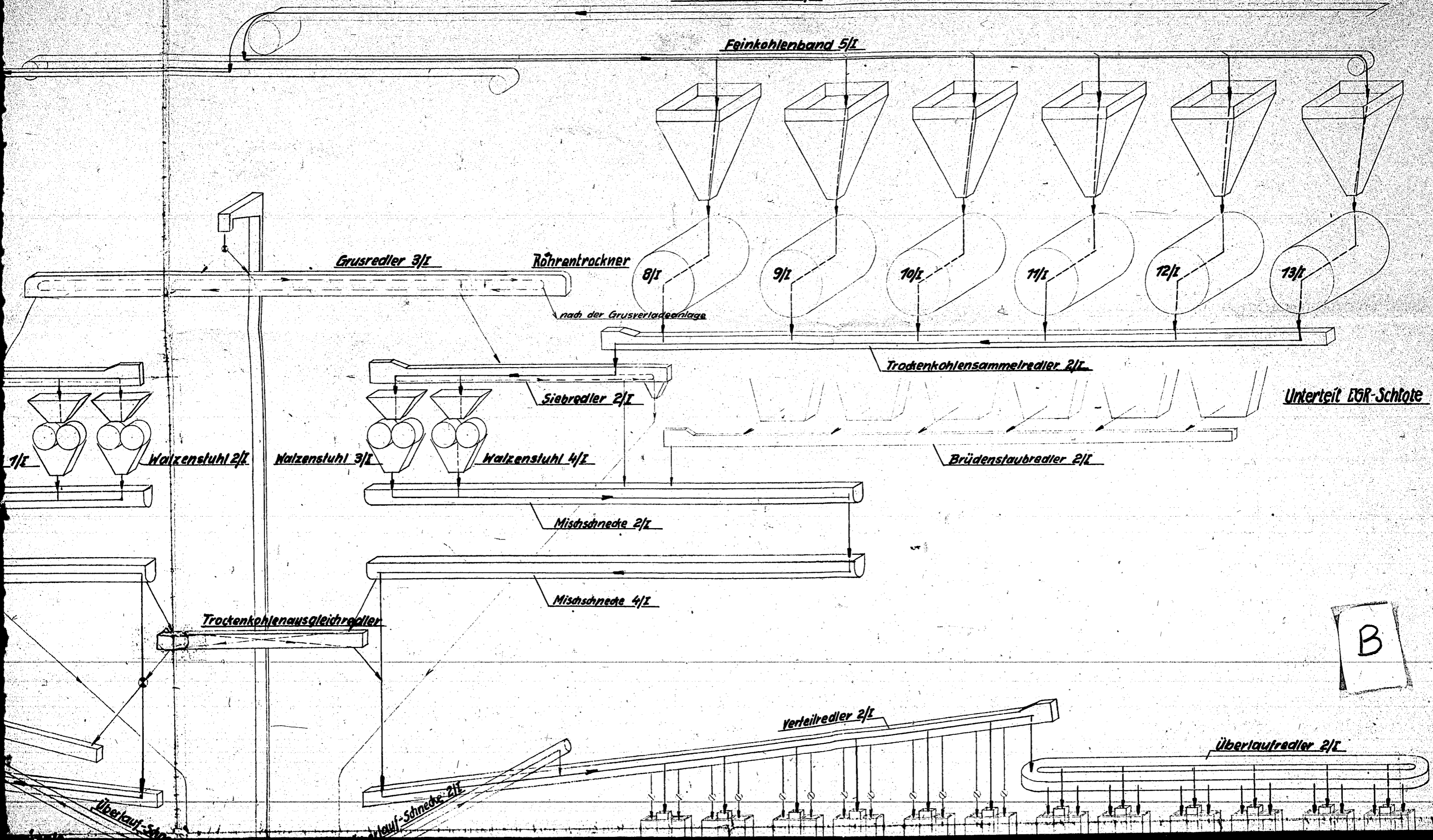
Bag 4182  
53-55

53000284



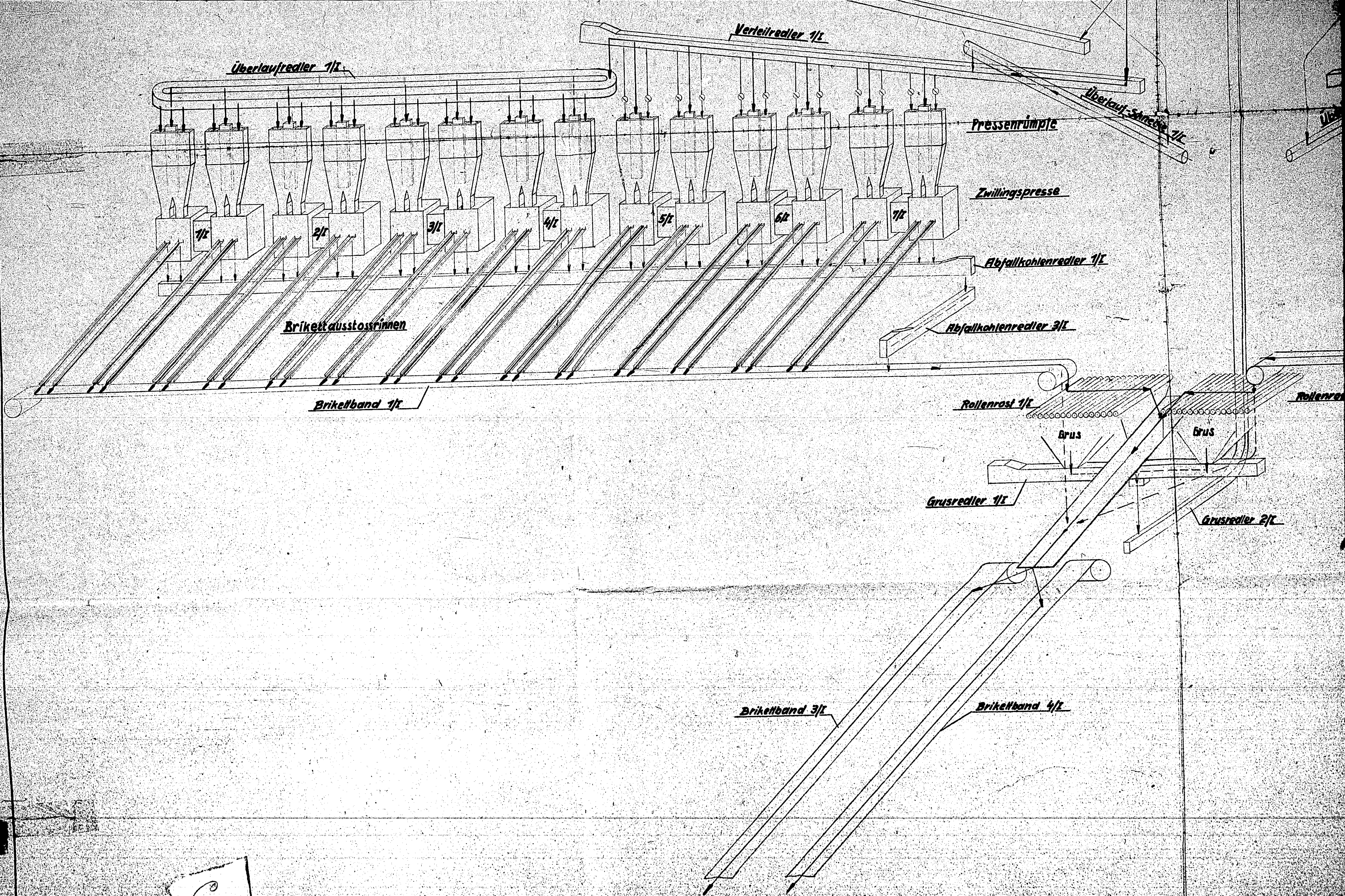
Feinkohlenband 4/I

Feinkohlenband 5/I



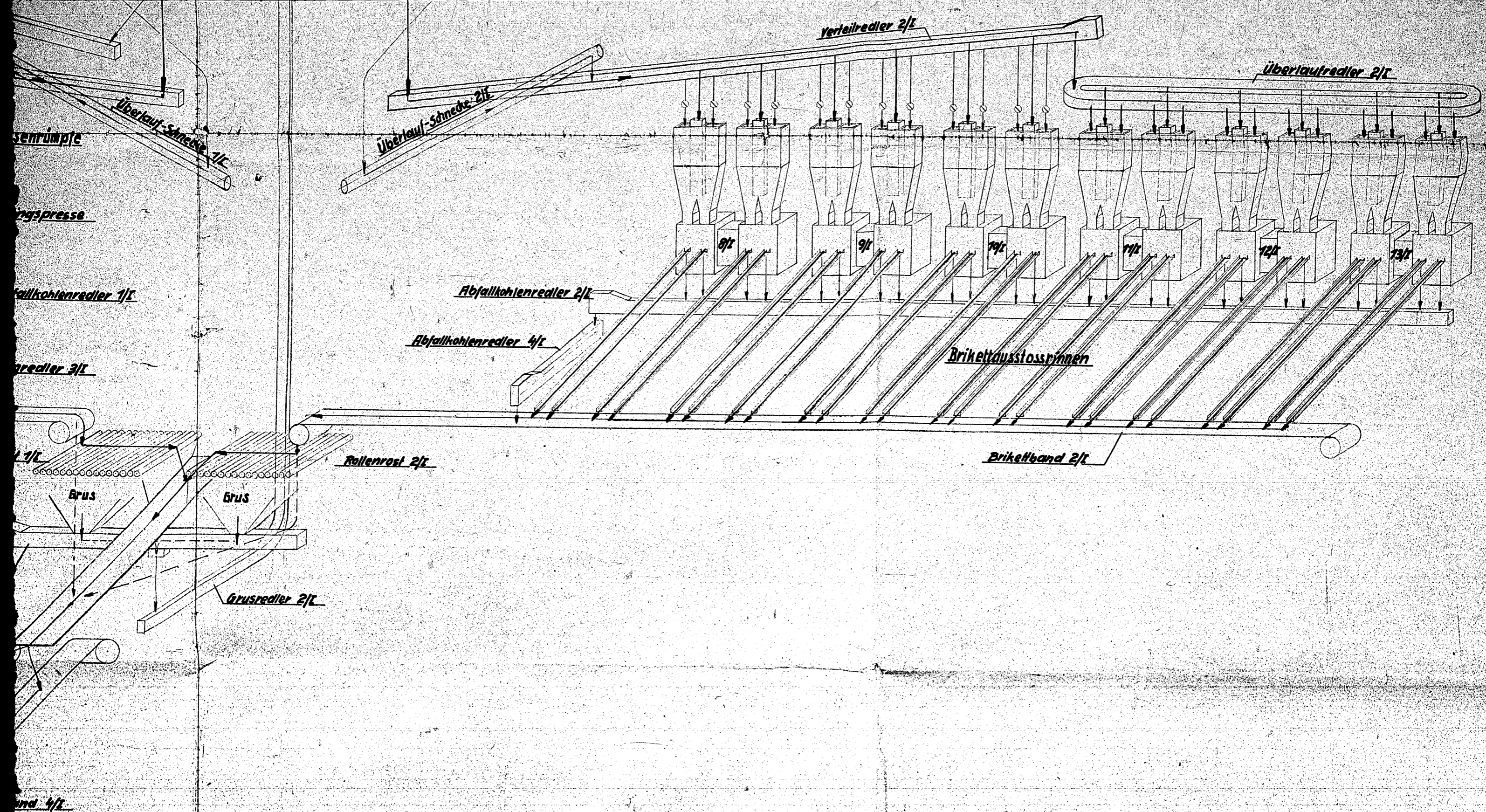
Unterteil EGR-Schlote

B



C

ASW



Bag 482 53-6

10.3.41	10/	Bezeichnungen geändert	720.0.31c
22.10.41	10/	ergänzt durch Überlauf-Schnecke	720.0.31b
1	21.10.38	10/ Ergänzt durch Staubredler unter den RAR-Schloten	720.0.31a
Lfd. Nr.	Dat.	Name	Bezeichnung der Änderungen
			Zeichn. Nr.

**Werk Espenhain** **Brikettfabrik I**

## Kohlenfluschema

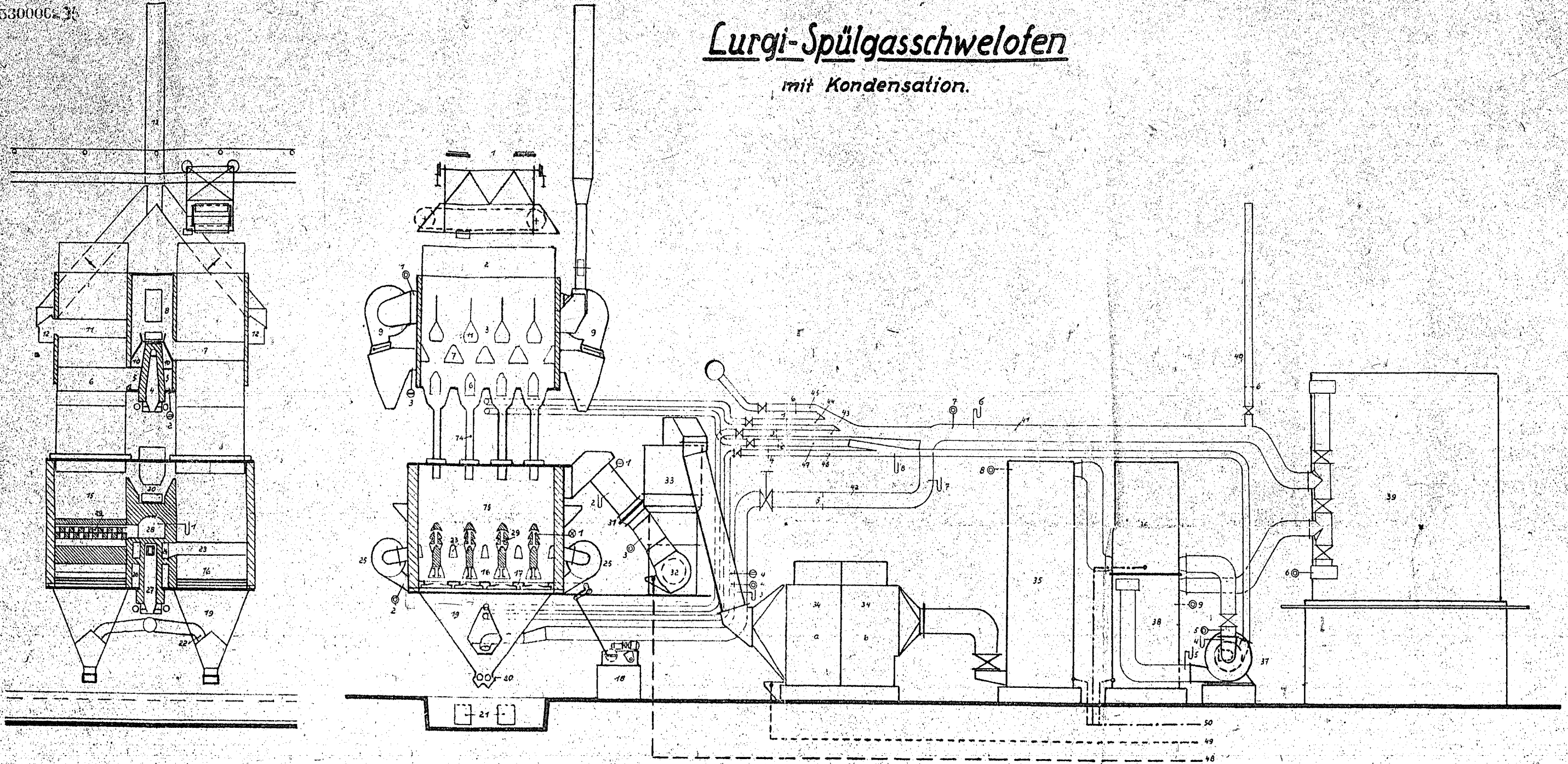
4937	Dat.	Name	Aktiengesellschaft	Büro <b>IM</b>	Zeichn. Nr.
gezeichnet	31.7.	<b>H</b>	<b>Sächsische Werke</b>	<b>Esp 720.0.31</b>	
geprüft			<b>Dresden</b>		
gesehen			<b>HI</b>		Ersatz f. Skizze
					Ersetzt d.

D



# Lurgi-Spülgasschwelofen mit Kondensation.

53000C-31



- 1 Beschichtungsbänder u. Wagen
- 2 Bunker
- 3 Trockner
- 4 Trockner-Brenner u. Brennkammer
- 5 Trocknermischgaskammer \*
- 6 Trockner-Eintrittsroste
- 7 Schwaden Absaugroste
- 8 Absaugkammer mit Staubkratze
- 9 Schwadenkreislaufgebläse
- 10 Gebläsedruckkanal
- 11 Abschwadenroste
- 12 Abschwadensammelkanäle
- 13 Abschwadenkamin
- 14 Trocknerschläuche
- 15 Schwelzone
- 16 Kokskühlzone
- 17 Verdränger
- 18 Verdrängerantrieb
- 19 Kokstrichter
- 20 Austragschleuse
- 21 Kokstragband
- 22 Kühlgas Eintritt
- 23 Kühlgasabsaugroste
- 24 Gebläsesaugkanäle

- 25 Kühlgaskreislaufgebläse
- 26 Gebläsedruckkanäle
- 27 Schweler-Brenner u. Brennkammer \*
- 28 Schwelermischgaskammer \*
- 29 Heißgasroste
- 30 Schwelgassammelkanal m. Staubkratte
- 31 Stechschieber
- 32 Staubabscheidertrommel
- 33 Vorkühler
- 34 E.G.R. a. Vorreinigung, b. Nachreinigung
- 35 Querrohrkühler I
- 36 Querrohrkühler II
- 37 Gas- u. Luftgebläse
- 38 Schlußkühler
- 39 Benzinwäscher
- 40 Überschußgasackel
- 41 Reingasleitung
- 42 Kühlgasleitung
- 43 Schwelerbrennergasleitung
- 44 Trocknerbrennergasleitung
- 45 Überschußgasableitung
- 46 Schwelerbrennerluftleitung
- 47 Trocknerbrennerluftleitung
- 48 Vorkühlerteer- u. Staubteerleitung

- 49 E.G.R.-Teerleitung
- 50 Mittelölleitung

\* Aus der Brennkammer strömen die Gase in einen davor und dahinter liegenden senkrechten Schacht. Dort mischen sie sich mit den Kreislaufgasen, die aus den Gebläsedruckkanälen dazukommen. Die vermischten Gase gelangen dann durch die Mischgaskammer in die Eintrittsroste.

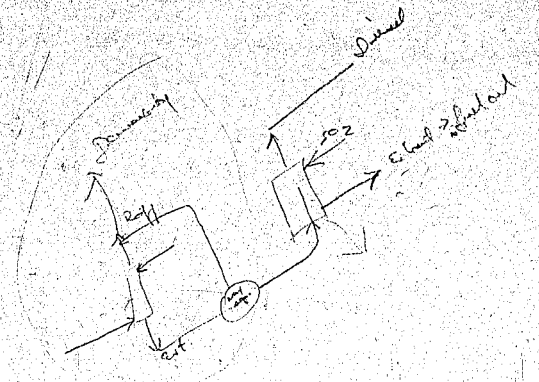
### Meßstellen:

- Temperaturen
- ⊗ Thermoelement
- ⊖ Widerstandsthermometer
- 1 Schweler-Mischgas
- 1 Schweleraustritt
- 2 Trockner Eintritt
- 3 Trockner Kreislauf
- 4 E.G.R.-Eintritt
- ⊖ Quecksilberthermometer
- 1 Trockner Kreislauf

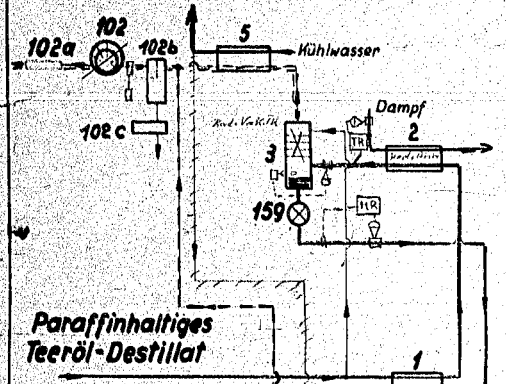
- 2 Kühlgasgebläse
- 3 Schweler-Austritt
- 4 E.G.R.-Eintritt
- 5 Gebläseeintritt
- 6 Wäschereintritt
- 7 Reingas
- 8 Frischwasser
- 9 Kühlwasser
- ⌋ Drücke
- 1 Schweler-Mischgas
- 2 Schweler-Austritt
- 3 E.G.R.-Eintritt
- 4 Gebläse-Eintritt
- 5 Gebläse-Austritt
- 6 Reingas
- 7 Kühlgas
- 8 Luft
- ⊕ Gasmengen
- 1 Trockner Gas
- 2 Trockner Luft
- 3 Schweler Gas
- 4 Schweler Luft
- 5 Kühlgas
- 6 Überschußgas

530000286

Schicht  
Post  
Soi. 1000  
E. 1000  
Raff. 1000  
T.W. 1000  
Luf. 1000  
Mengen 1000



### Erste Destillat-Entlüftung

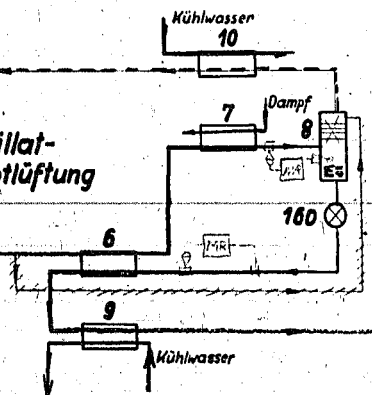


Paraffinhaltiges  
Teeröl-Destillat

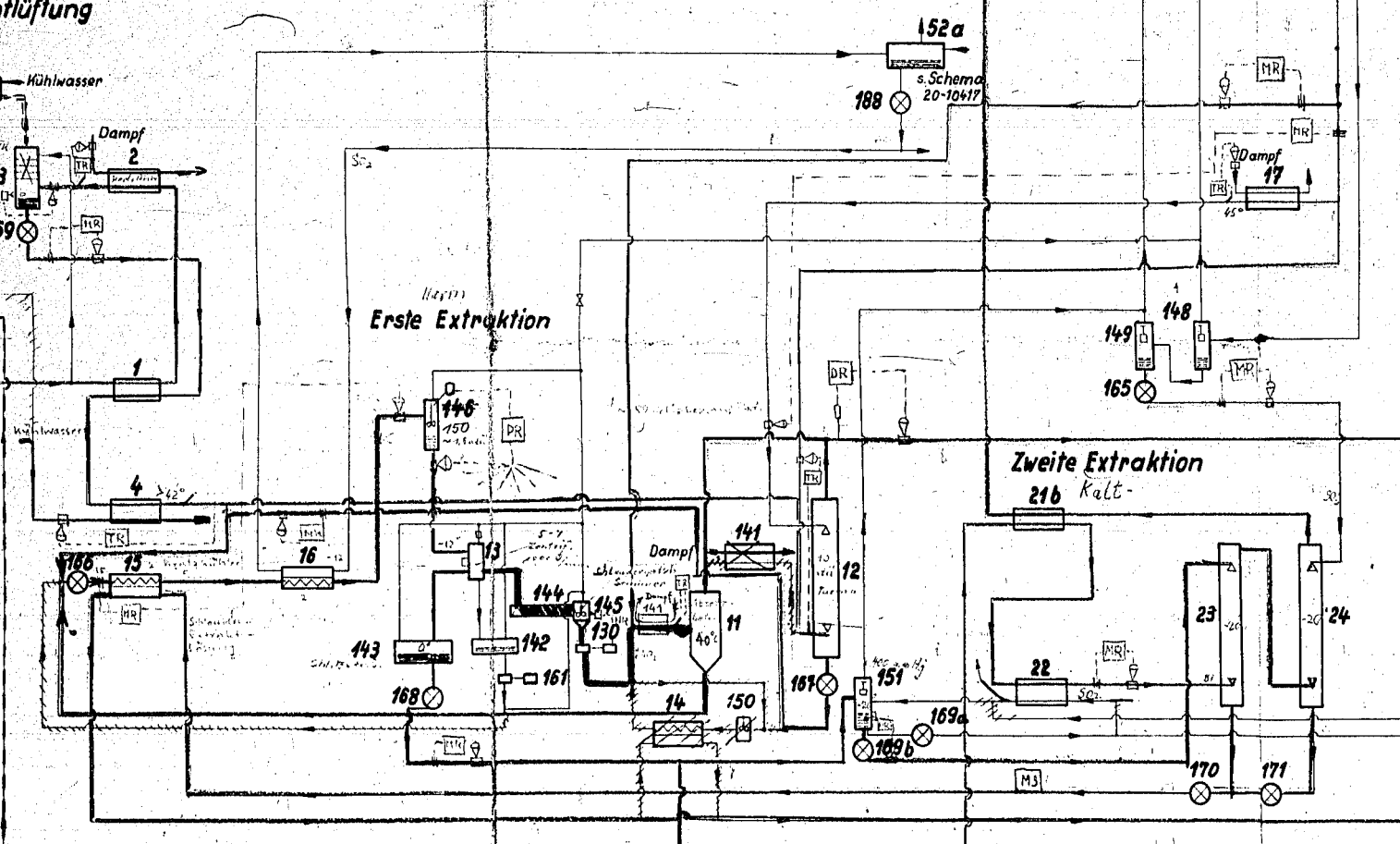
Paraffinfreies  
Teeröl-Destillat

Schicht

### Zweite Destillat-Entlüftung



### Erste Extraktion



### Zweite Extraktion 21b Kalt-

### Raffinat- Verdampfung Dieselöl

### Zwischen-Raffinat- Verdampfung Rohgatorn

### Extrakt-Verdampfung Heizöl

Dieselöl

Zwischen-  
Raffinat

Heizöl

⊗ Flüssigschichten  
□ □ Muffenschichten

Bag. 4182 53-8-

Tag	Name	Edeleanu-Gesellschaft m.b.H. Berlin
Entwurf	7.5.41	
Gezeichnet	BL	
Geprüft		

Auftrag 1004

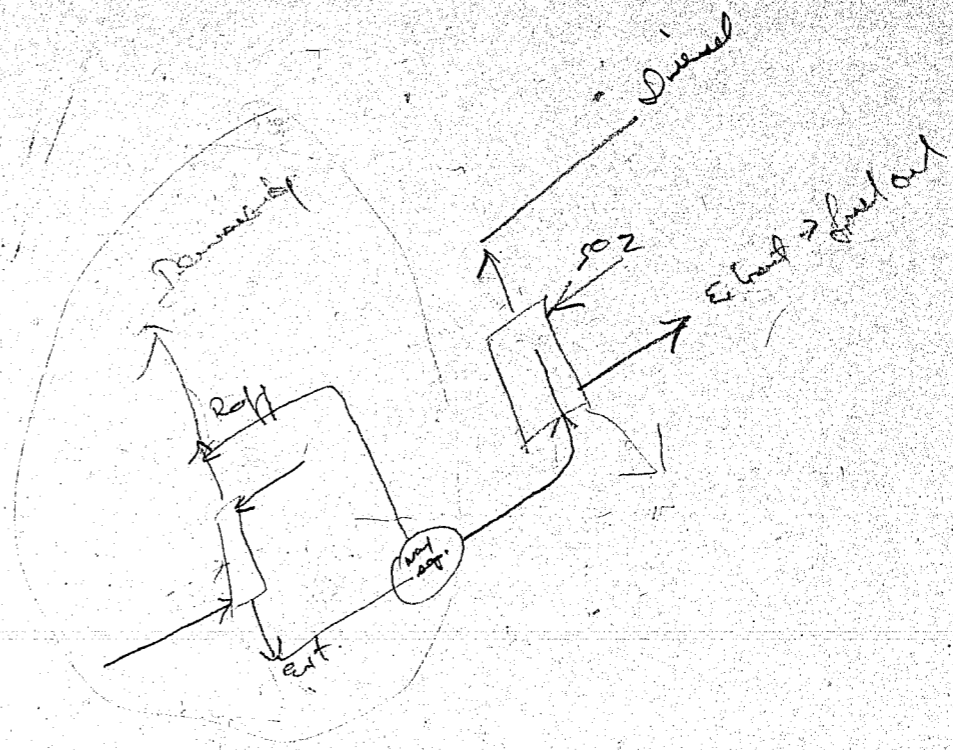
Schema der  
Teeröl-Extraktion

20-10406

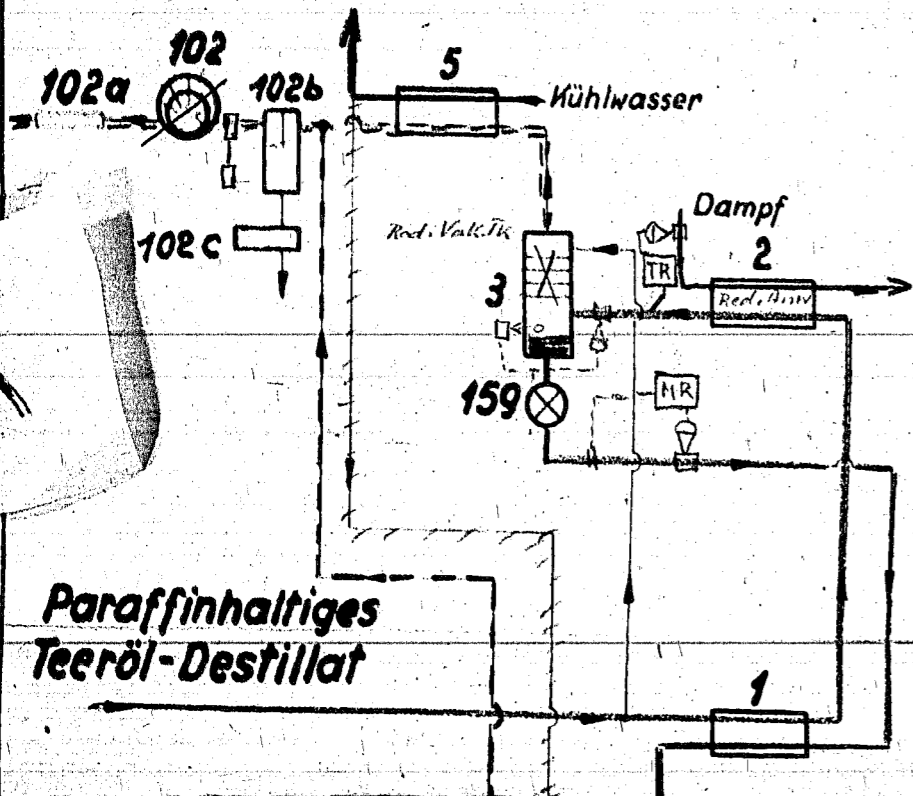
A.S.W. Esplanon

530000286

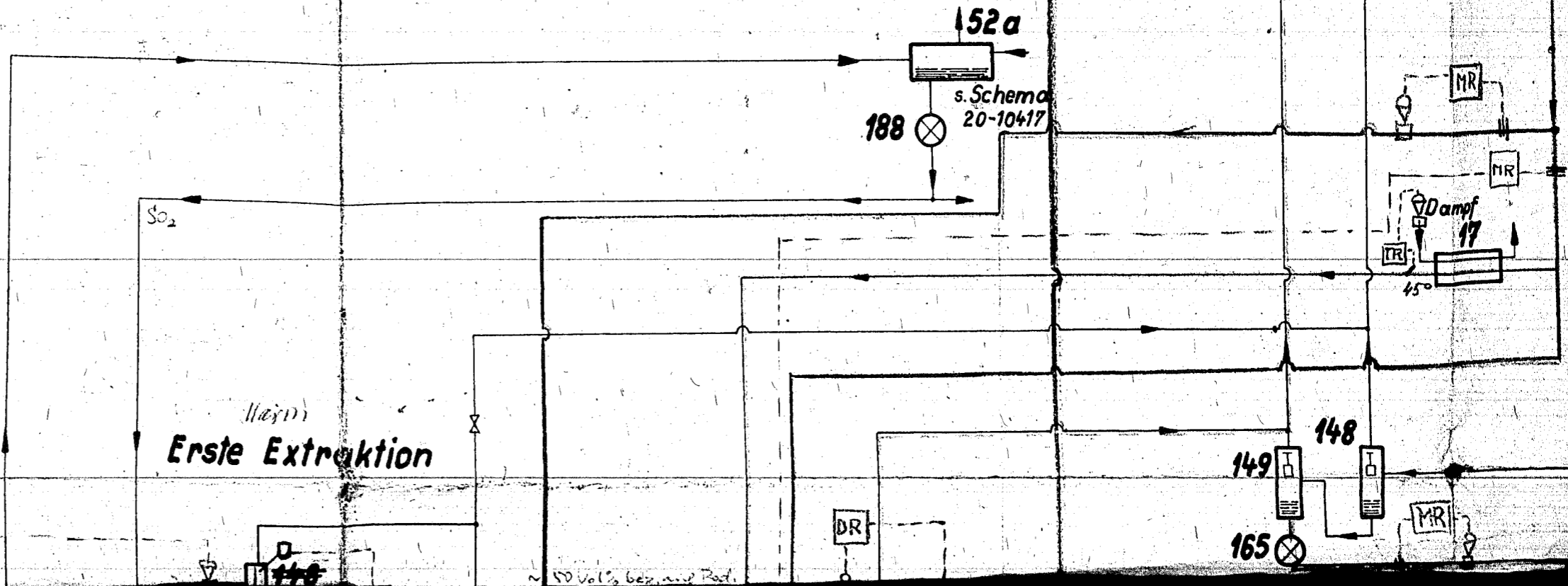
Schweißöl  
 Pest  
 Sol gelb  
 E braun  
 Raff. grün  
 T.W. blau  
 Luft grau  
 Drogen orange

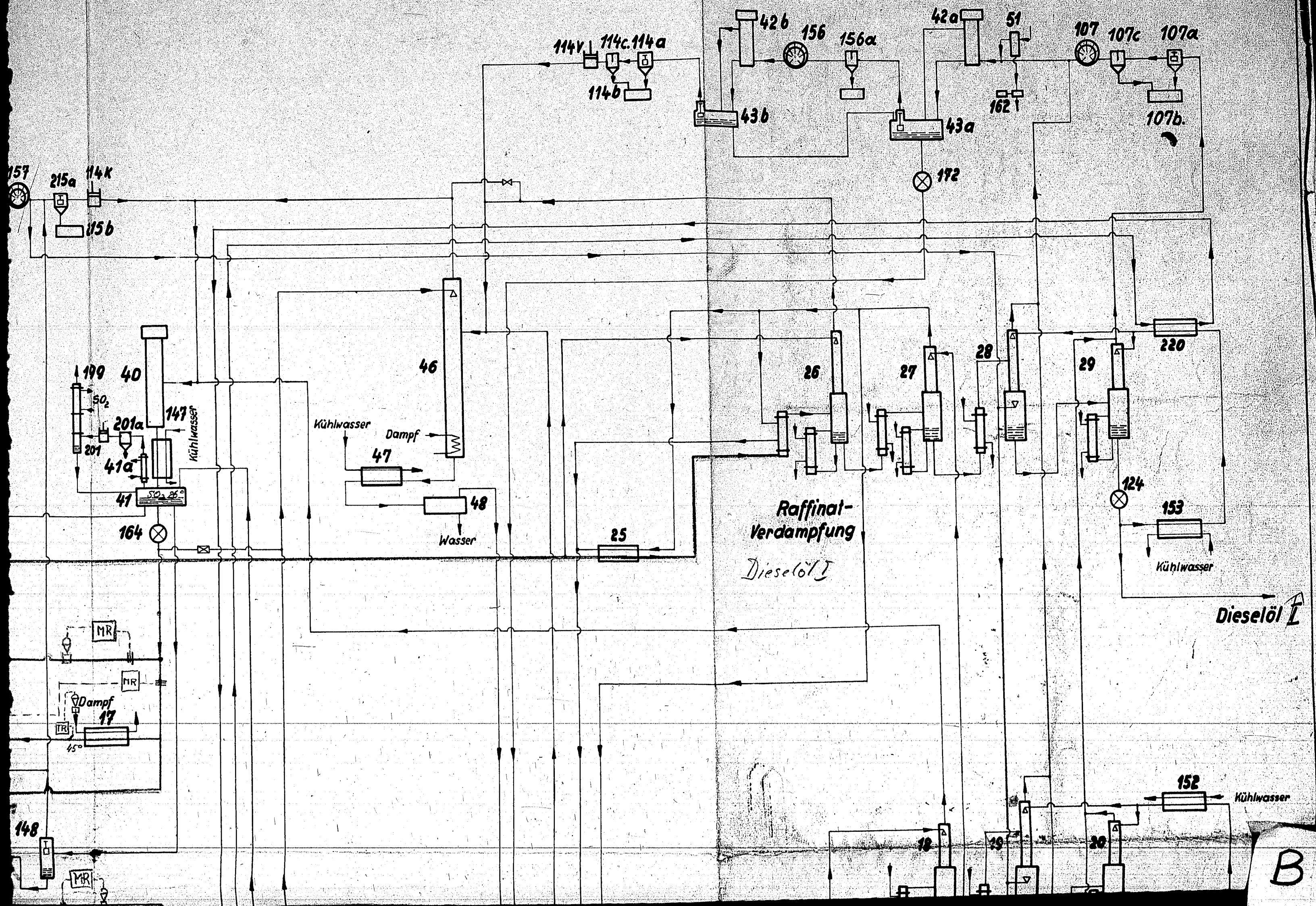


### Erste Destillat-Entlüftung



### Erste Extraktion





B

Paraffinhaltiges  
Teeröl-Destillat

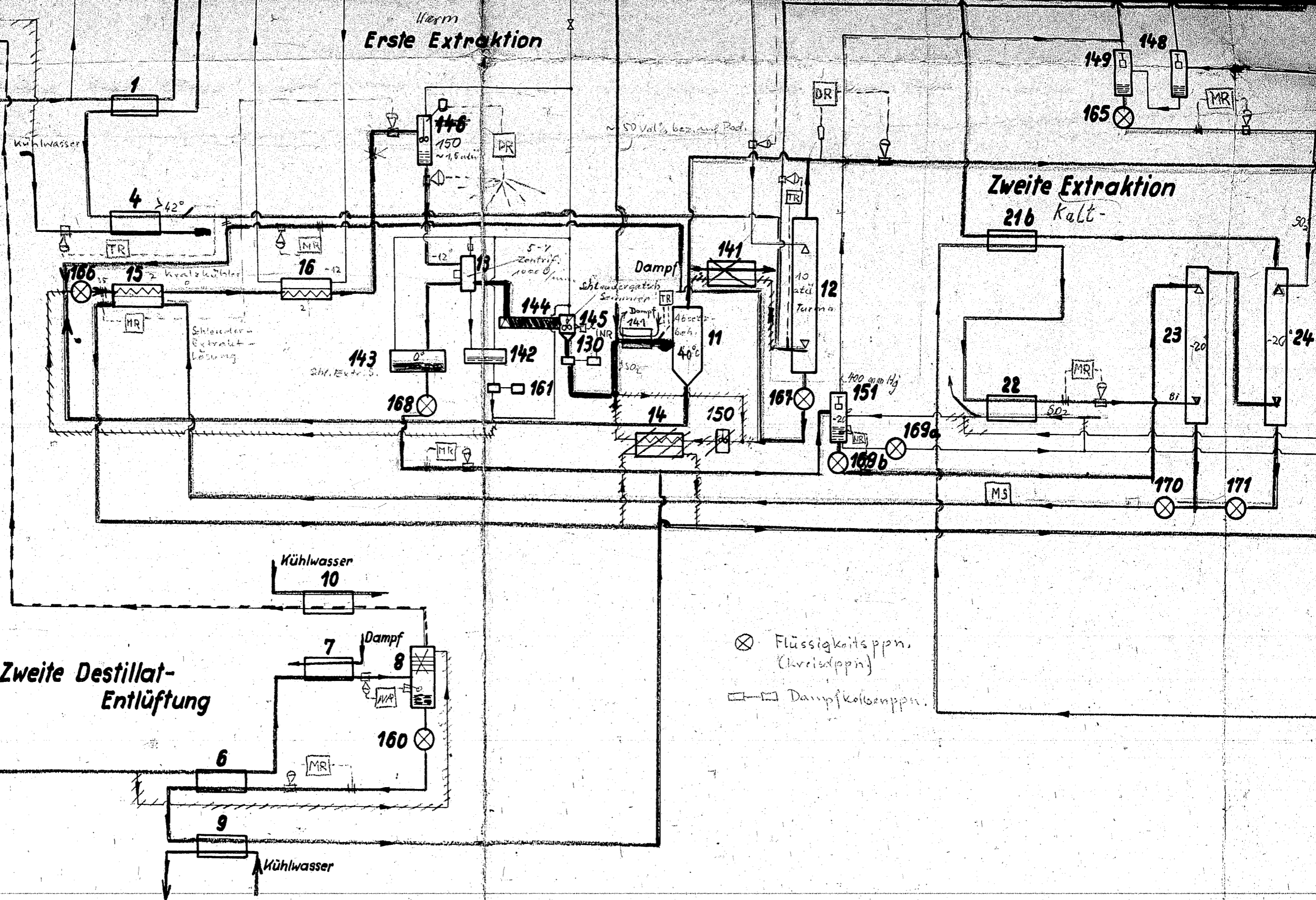
Erste Extraktion

Zweite Extraktion  
216 kalt-

Zweite Destillat-  
Entlüftung

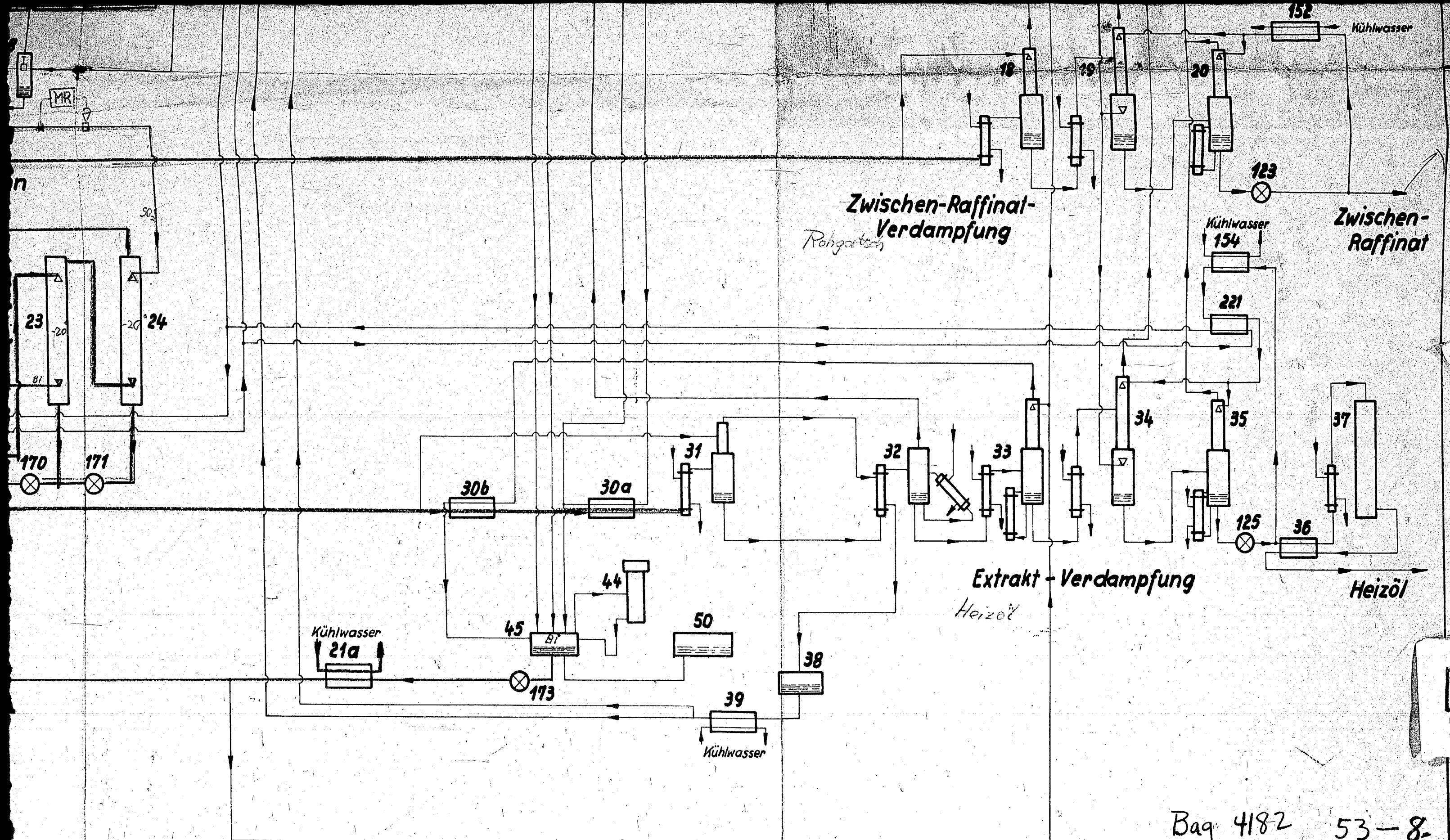
Paraffinfreies  
Teeröl-Destillat

zTL Schweröl



⊗ Flüssigkeitsppn.  
(Kreisppn.)

⊞ Dampfkeilenppn.



Bag 4182 53-8-

Entwurf	Tag	Name	Edeleanu-Gesellschaft m. b. H. Berlin
Gezeichnet	7.5.41	BL.	
Geprüft			
Auftrag 1004			Schema der Teeröl-Extraktion
			20-10406
			α β γ δ ε ζ η θ

A.S.W. Espenhain

520000287

Aktiengesellschaft  
Sächsische Werke  
Werk Espenhain

Grossdeuben, April 25th 1945

Fabrication of Oilfuel in the plant of the  
A.G. Sächsische Werke in Espenhain.

1.) Stocks

At present there are in the tanks:

- 500 mtr. tons special Dieseloil 2 (170 to 230° Engler)
- 200 " " heavy Dieseloil (280 to 400° 2,5° E. b. 20°c)

This oil is only available if there is installed a gasolinengine-driven pump, to pump it into barrels.

2.) Fabrication of Oilfuel

The rawmaterial for the production is tar of browncoal. This tar is obtained in moulderingovens which use briquettes of browncoal. The moulderingplant is connected with a powerplant. The boilers of the powerplant use the coke and the mouldering-gas of the moulderingplant as fuel.

Untill the present time the browncoaltar was delivered partially to hydrogenplant for fabrication of gasolene. The other part was used to make Dieseloil, Oilfuel and Paraffin. The latter is made by distilling and extracting in an Edeleanu-plant.

Regardless the war-destruction we would be able to start the plant with 6 moulderingovens at June 1.st under the following suppositions.

- a.) Secure delivery of electricity.  
(Fore this it is necesery to make a 100 000 volt-connection with a troupe of electricians)
- b.) The repair of the pipelines for water for the powerplant.
- c.) To secure the necessary workmen and speciallists.  
(Suplication of the necessary pass-bills)
- d.) The usage of the speciallists of other technical firms.
- e.) The secure delivery of gas and oxigen for welding.
- f.) Admittance of a few trucks and cars.

For the first the production would be:

- 15 tons raw-gasoline per day ( $60^{\circ}$  to  $165^{\circ}$  c)
- 15 tons special Dieseloil 2 per day ( $220^{\circ}$  to  $300^{\circ}$ )
- 135 tons tar per day
- 15 tons middleoil per day

The latter may be used direktly in tractors, it may also be worked up into 7 tons of Dieseloil and 7 tons bunkerfuel. The tar has to be stored for the hydrogen-process to make gasoline.

At present it is not possible to put the tar throu our destillingplant.

With the above are produced 900 tons coke per day for the powerplant.

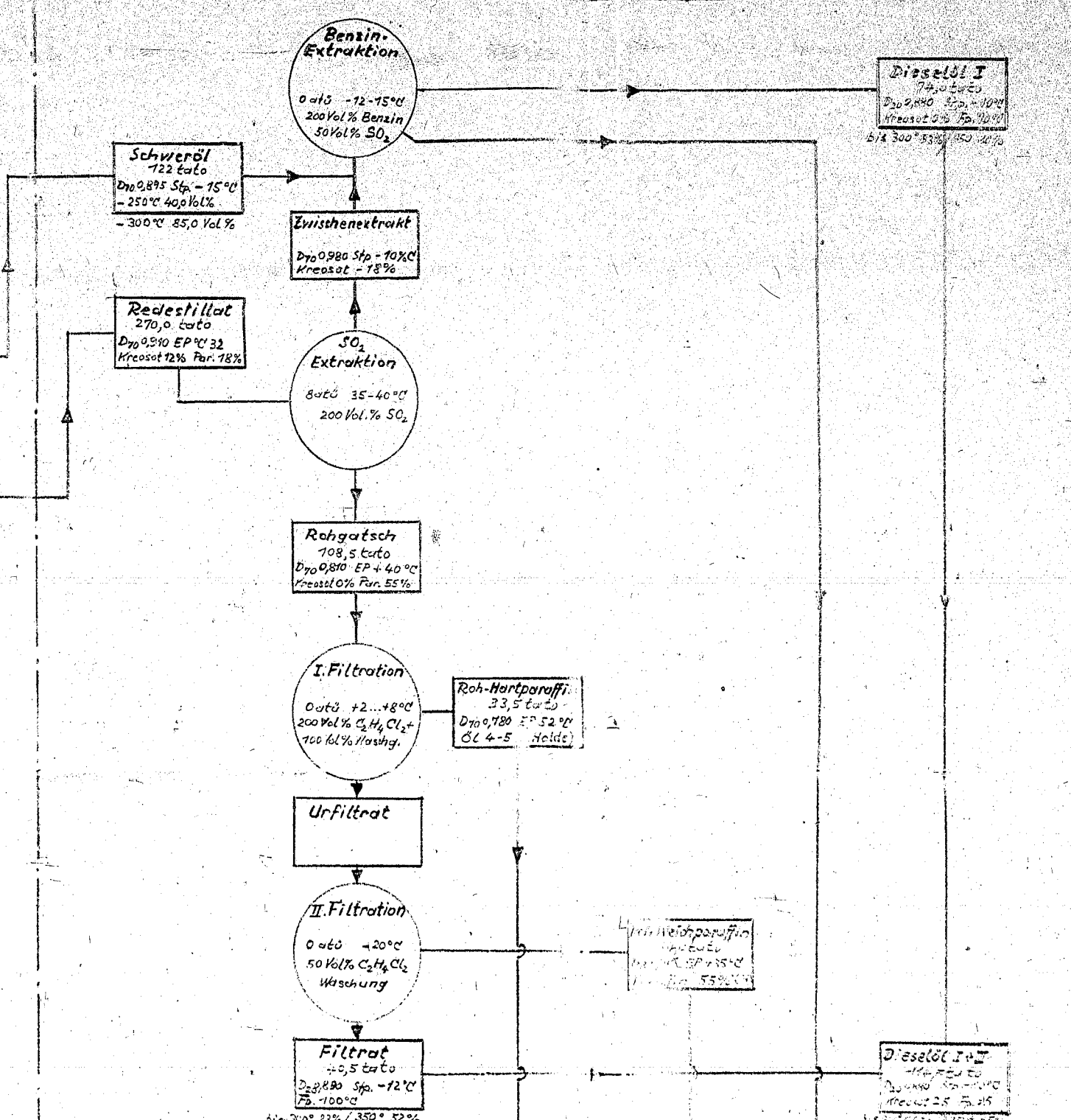
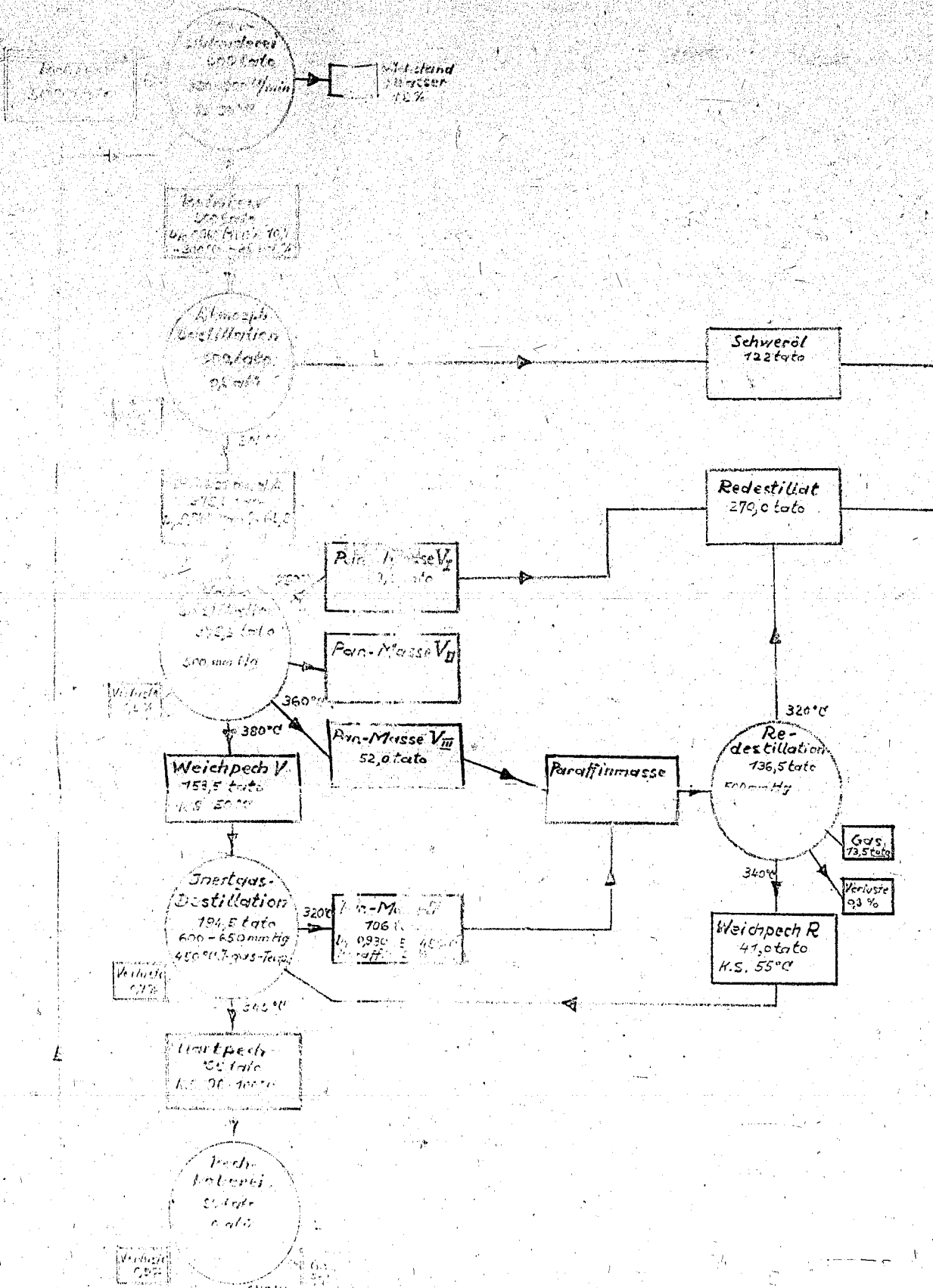
This produces an electricity of 40 to 50 million watt.

ASW - Espenhain

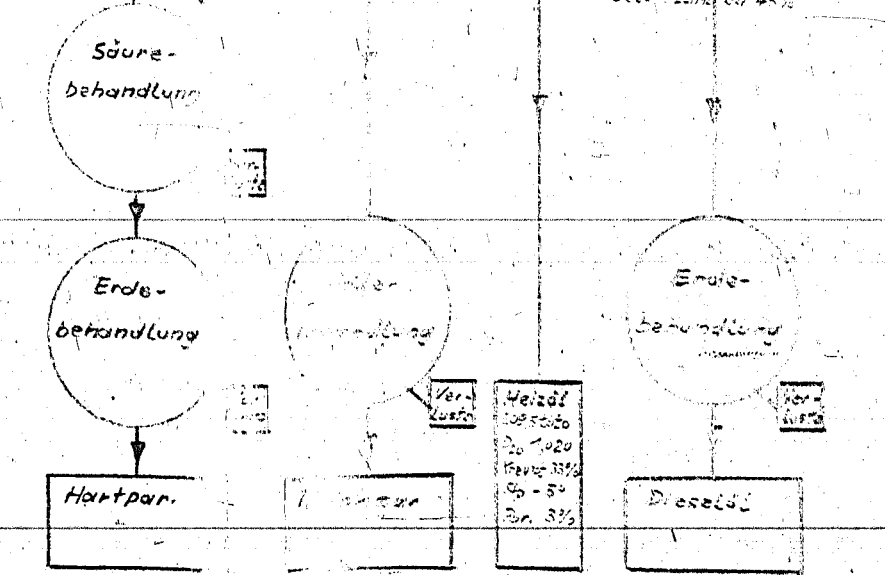


### Teerdestillation

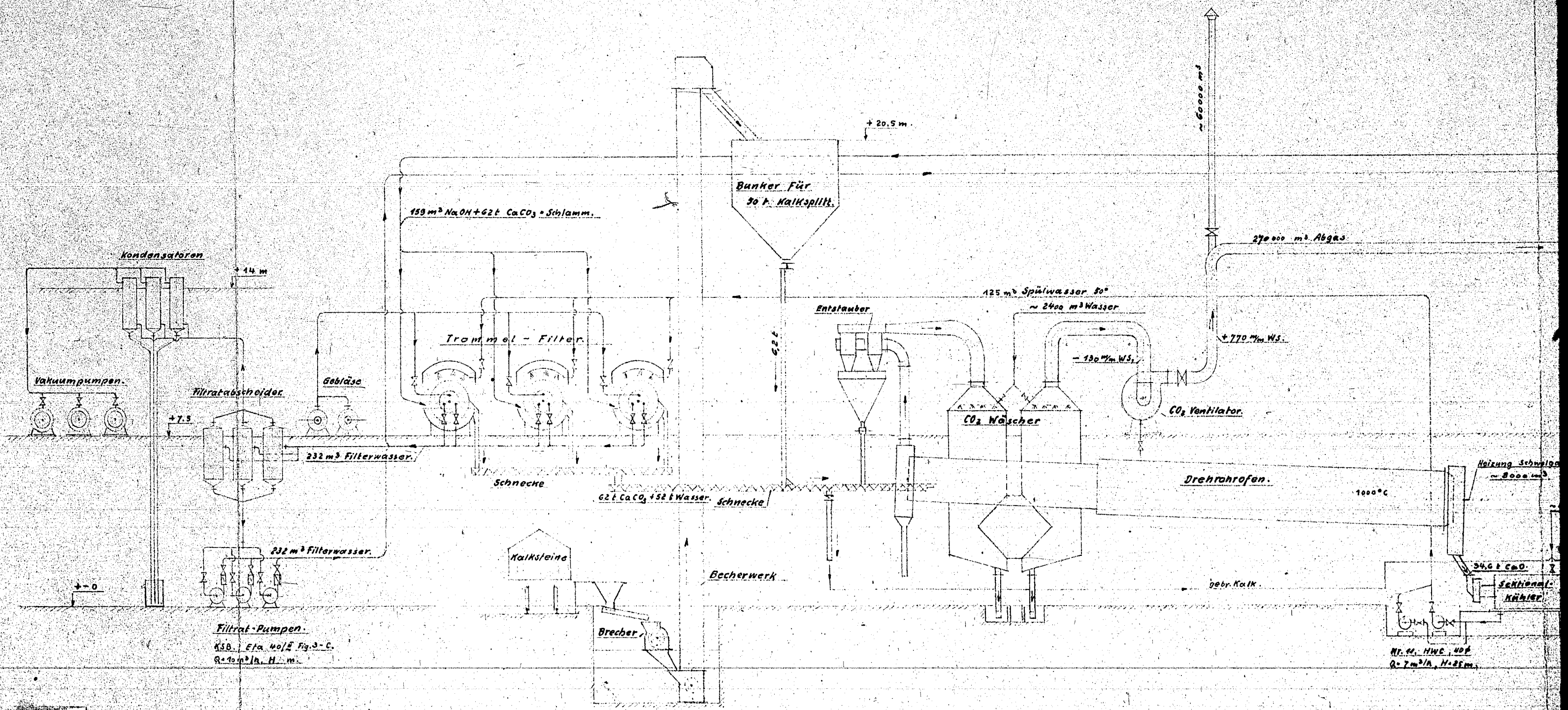
### Teerzerlegung



### Nachbehandlung

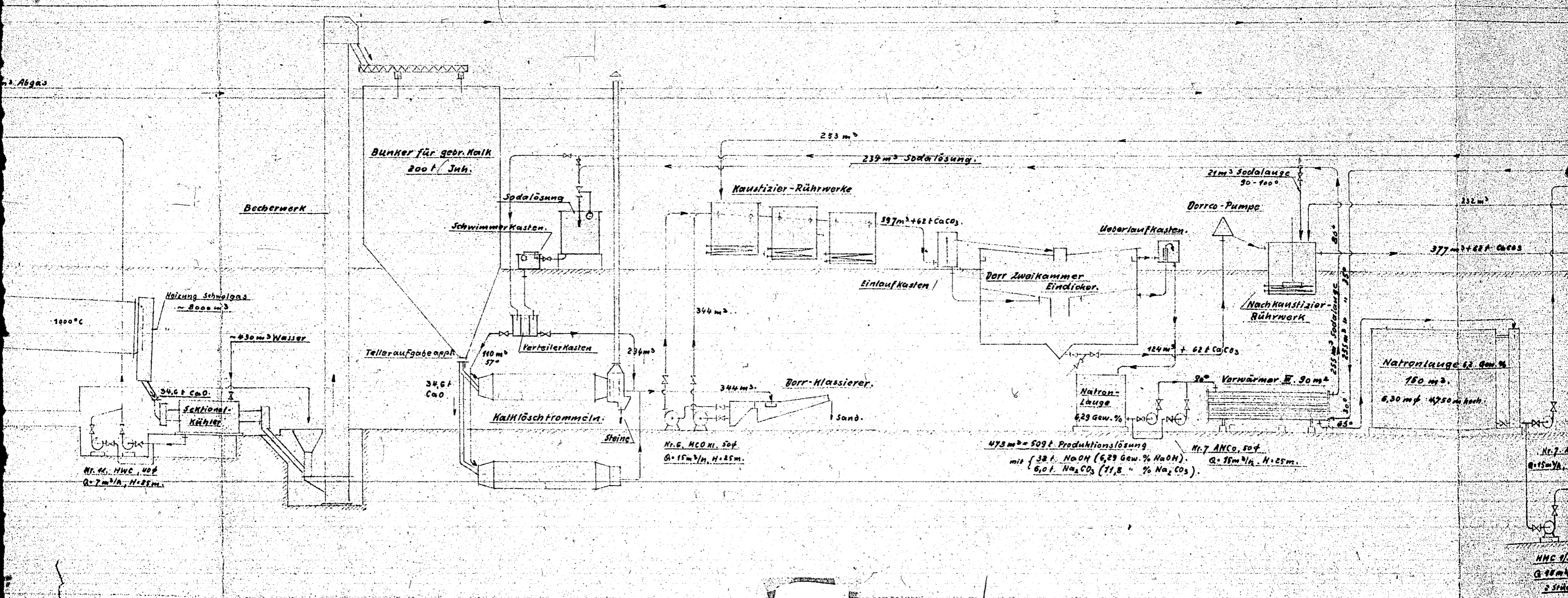


58000390



A

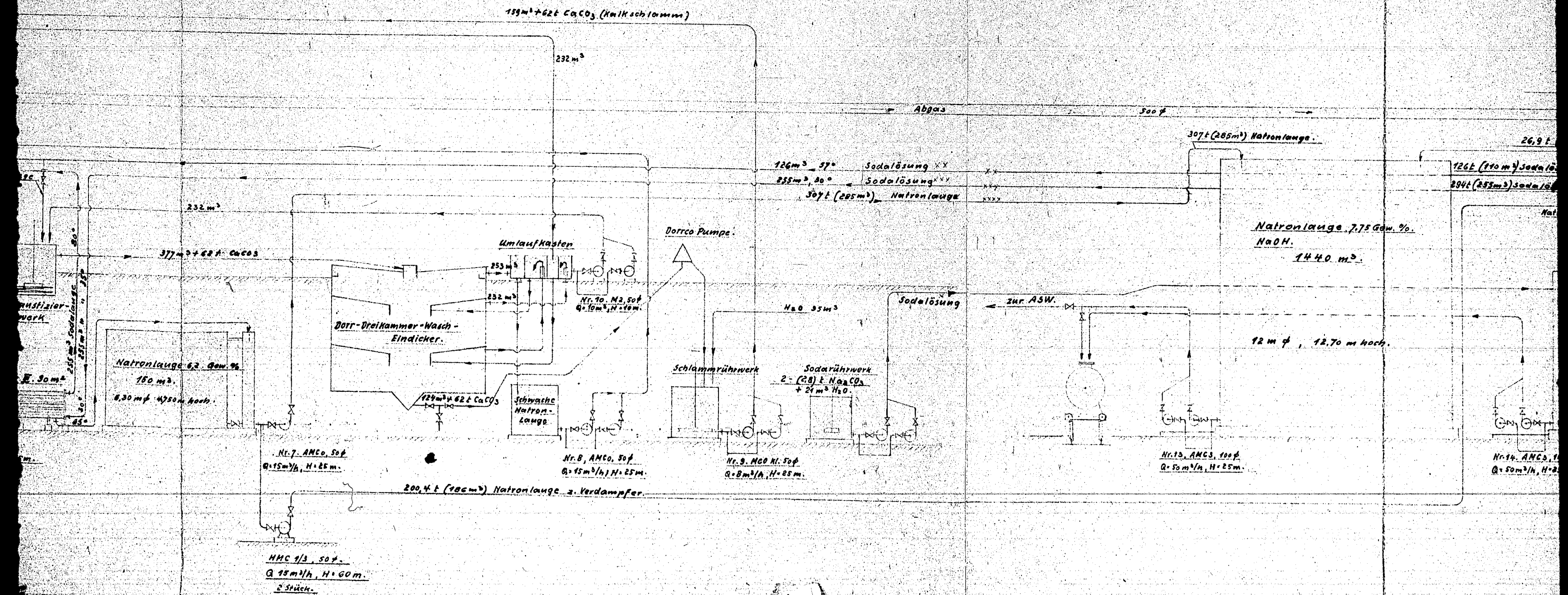
Alle Mengenangaben sind auf einen An

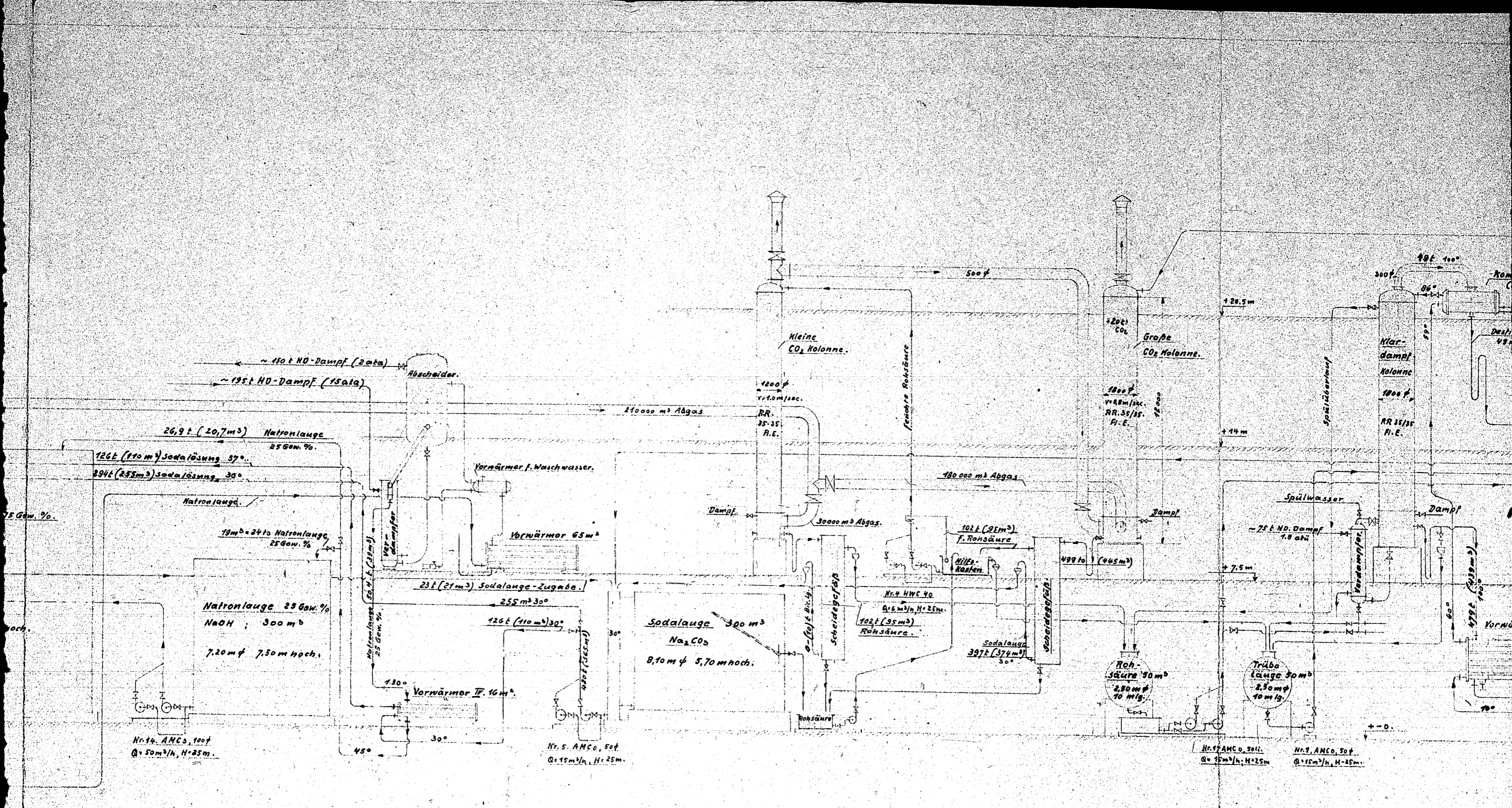


B

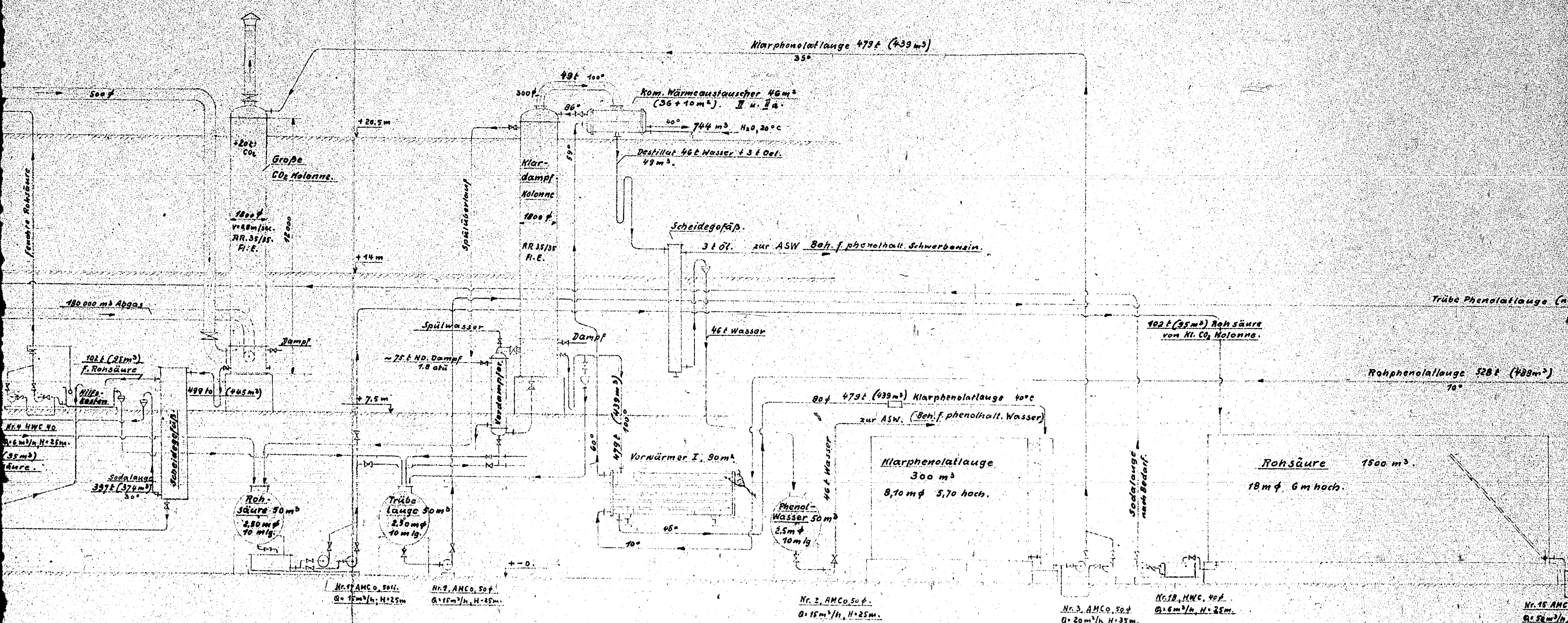
Nr. 7 ANCO 50t  
Q = 15 m³/h, H = 25 m.  
HMC 1/1  
Q = 10 m³/h  
3 Stück

Alle Mengenangaben sind auf einen Arbeitstag von 24 Stunden bezogen!





D



Klarphenolatlauge 479t (439 m³)

Kom. Wärmeaustauscher 46 m²  
(36 + 10 m²) II u. Ia.

744 m³ H₂O, 20°C

Desfillat 46t Wasser + 3t Öl  
49 m³

Scheidegefäß

3t Öl zur ASW Beh. f. phenolhalt. Schwerbenzin.

102t (95 m³) Rohsäure  
von Kl. CO₂ Kolonne.

Rohphenolatlauge 520t (488 m³)  
70°C

80t 479t (439 m³) Klarphenolatlauge 10°C  
zur ASW. (Beh. f. phenolhalt. Wasser)

Klarphenolatlauge  
300 m³  
8,10 m φ 5,70 hoch.

Rohsäure 1500 m³  
18 m φ 6 m hoch.

Nr. 17 AMCo. 50t.  
Q = 15 m³/h, H = 25m.

Nr. 2, AMCo. 50t.  
Q = 15 m³/h, H = 25m.

Nr. 2, AMCo. 50t.  
Q = 15 m³/h, H = 25m.

Nr. 3, AMCo. 50t.  
Q = 20 m³/h, H = 35m.

Nr. 10, MWC. 40t.  
Q = 6 m³/h, H = 25m.

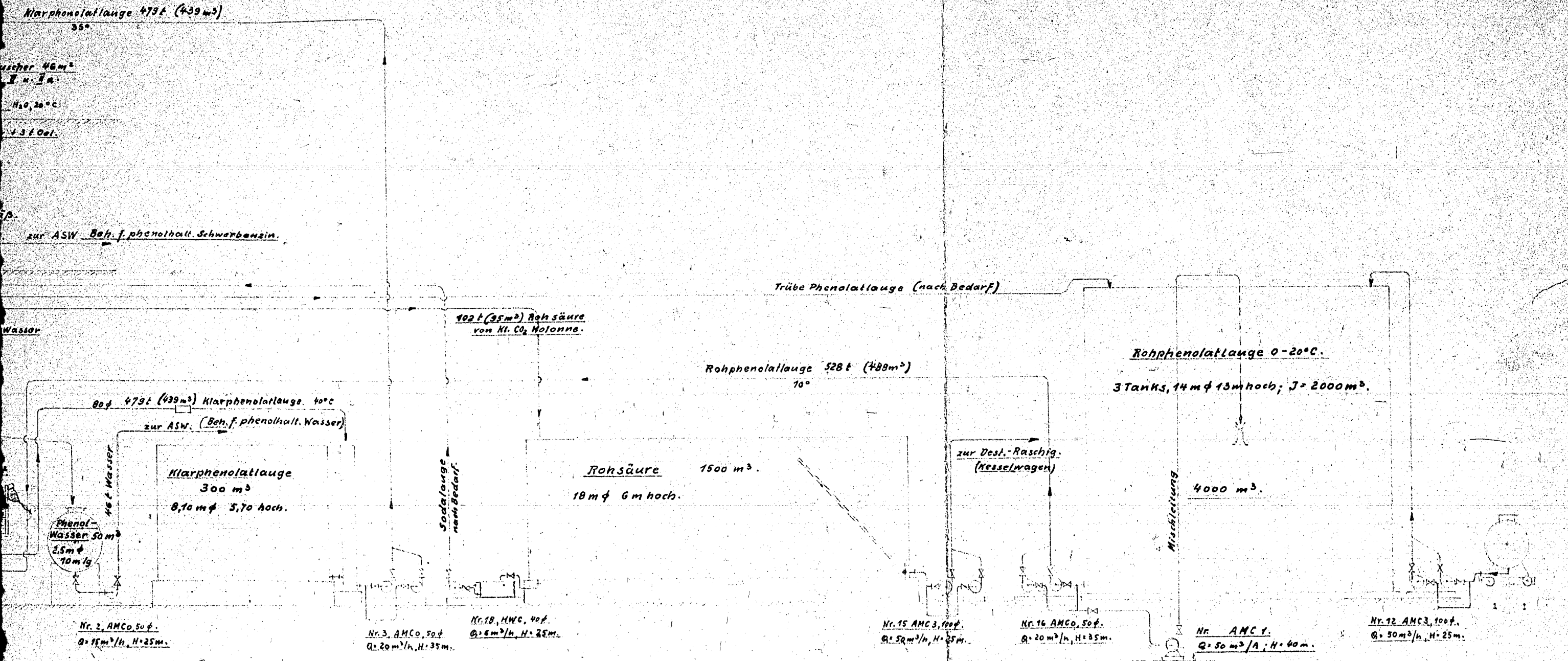
Nr. 15 AMCo.  
Q = 5 m³/h.

Schema nach dem Stand vom 24. 8. 41

Gezeichnet  
Geprüft

E

Rohphenolat  
Rohsäure  
Sodalösung  
Natronlauge  
Dorrlauge



Schema nach dem Stand vom 24. 6. 41

Datum 14. 5. 41  
 Name L.  
 Gezeichnet  
 Geprüft

Maßstab 1:150  
 Rohsäurefabrik ASW. Espenhain.  
 Schema zur  
 Rohsäurefabrik.

Bag 4182 53-11.

C 3164.

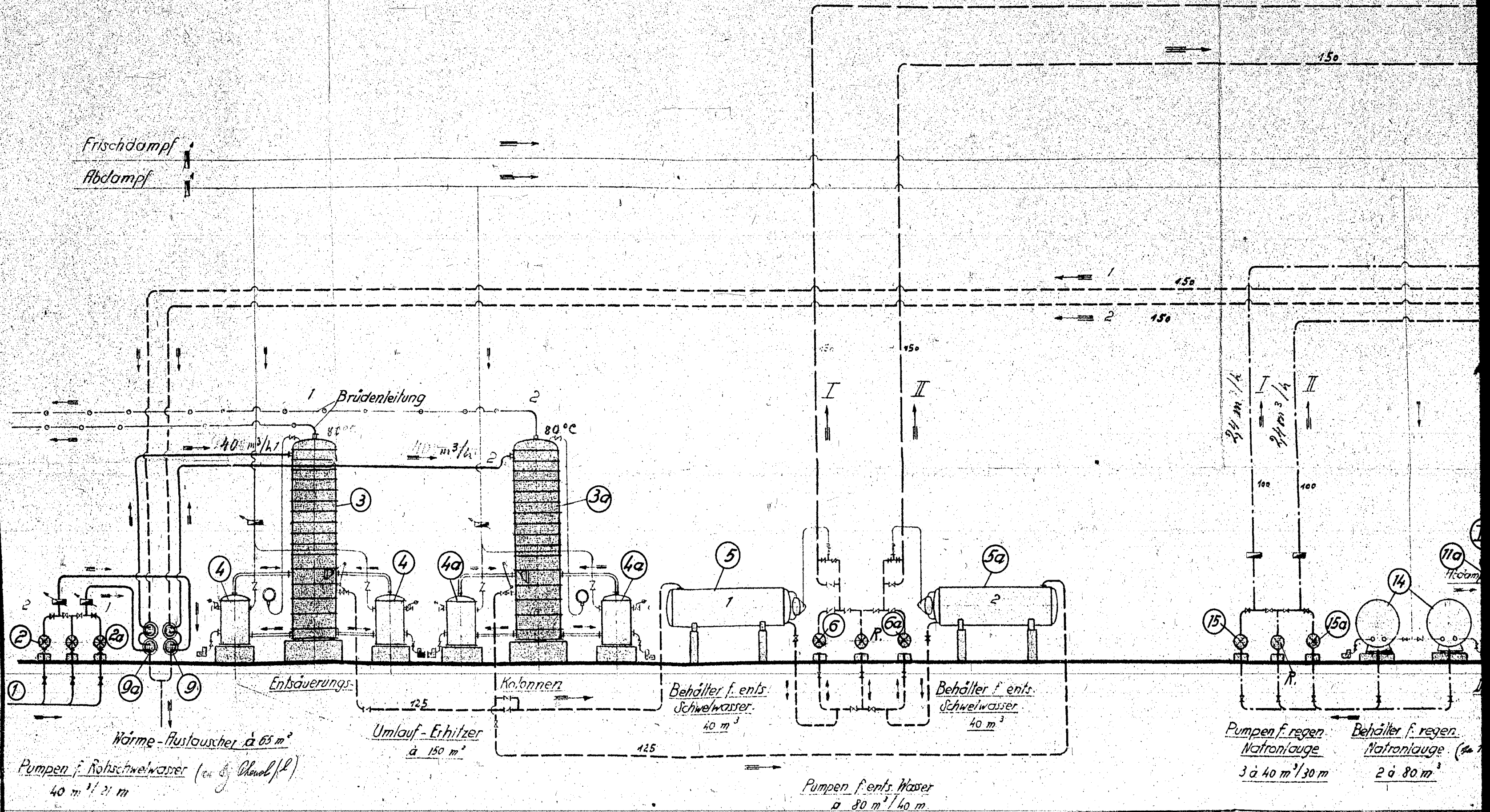
Ersatz für: C 3005  
 Ersetzt durch:

F

530000291

Bag 4182 53-

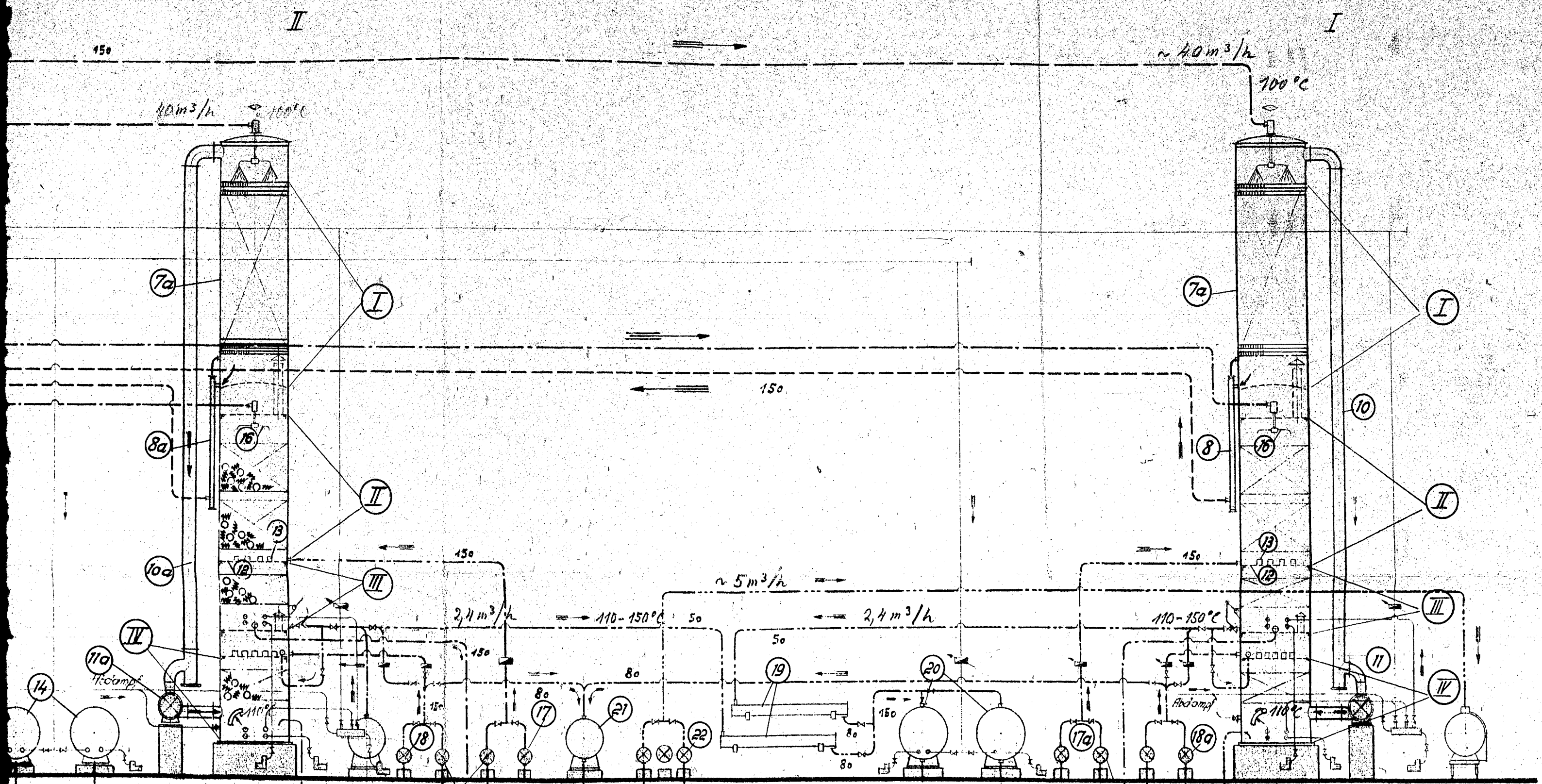
1) Parallel-Schaltung



A



182 53-12,  
allung



14 Dampf-Umwälzgebläse 70 000 m<sup>3</sup> / 383 m W.S.  
 15a Entphenolungsturm  
 16a Puffer f. regen  
 17a Patronauge (für 18% U.S.)  
 18a 2 à 80 m<sup>3</sup>  
 19a Pumpen f. Lauge-Umlauf  
 19a Vorwaschlauge  
 20a 2 à 90 m<sup>3</sup> / 8,5 m  
 21a (evtl. 2te Phenol-Waschstufe)  
 22a Pumpen f. Vorwaschlauge  
 22a 2 à 90 m<sup>3</sup> / 8,5 m  
 23a Phenolatkühler à 65 m<sup>2</sup>  
 24a 50% Natriumphenolat  
 25a Pumpen f. Lauge-Umlauf  
 25a 2 à 90 m<sup>3</sup> / 8,5 m  
 26a Pumpen f. Vorwaschlauge  
 26a 2 à 90 m<sup>3</sup> / 8,5 m  
 27a Dampf-Umwälzgebläse 70 000 m<sup>3</sup> / 383 m W.S.  
 28a Entphenolungsturm

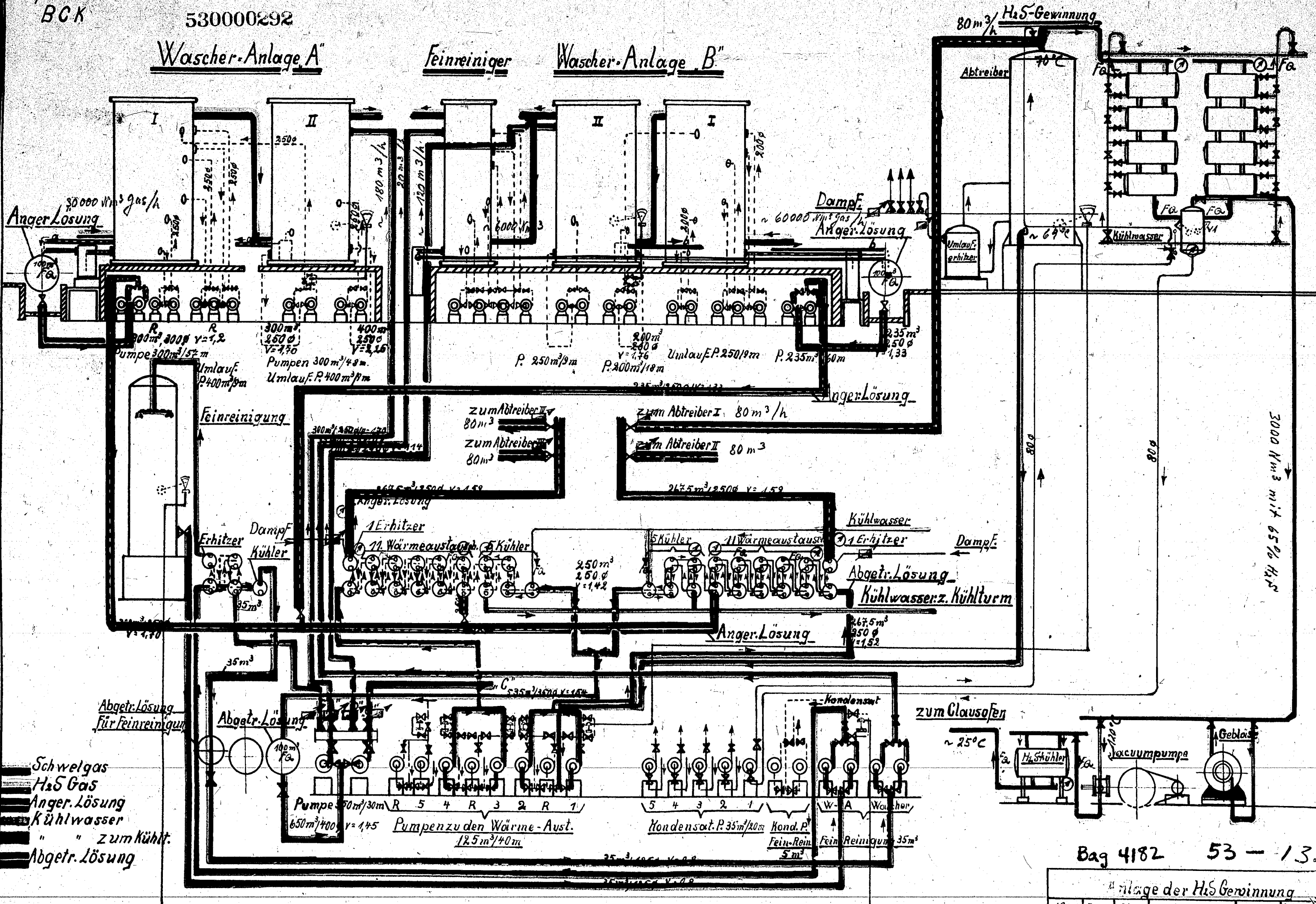
ASW  
Esenhain  
BCK

530000292

Wascher-Anlage A

Feinreiniger

Wascher-Anlage B



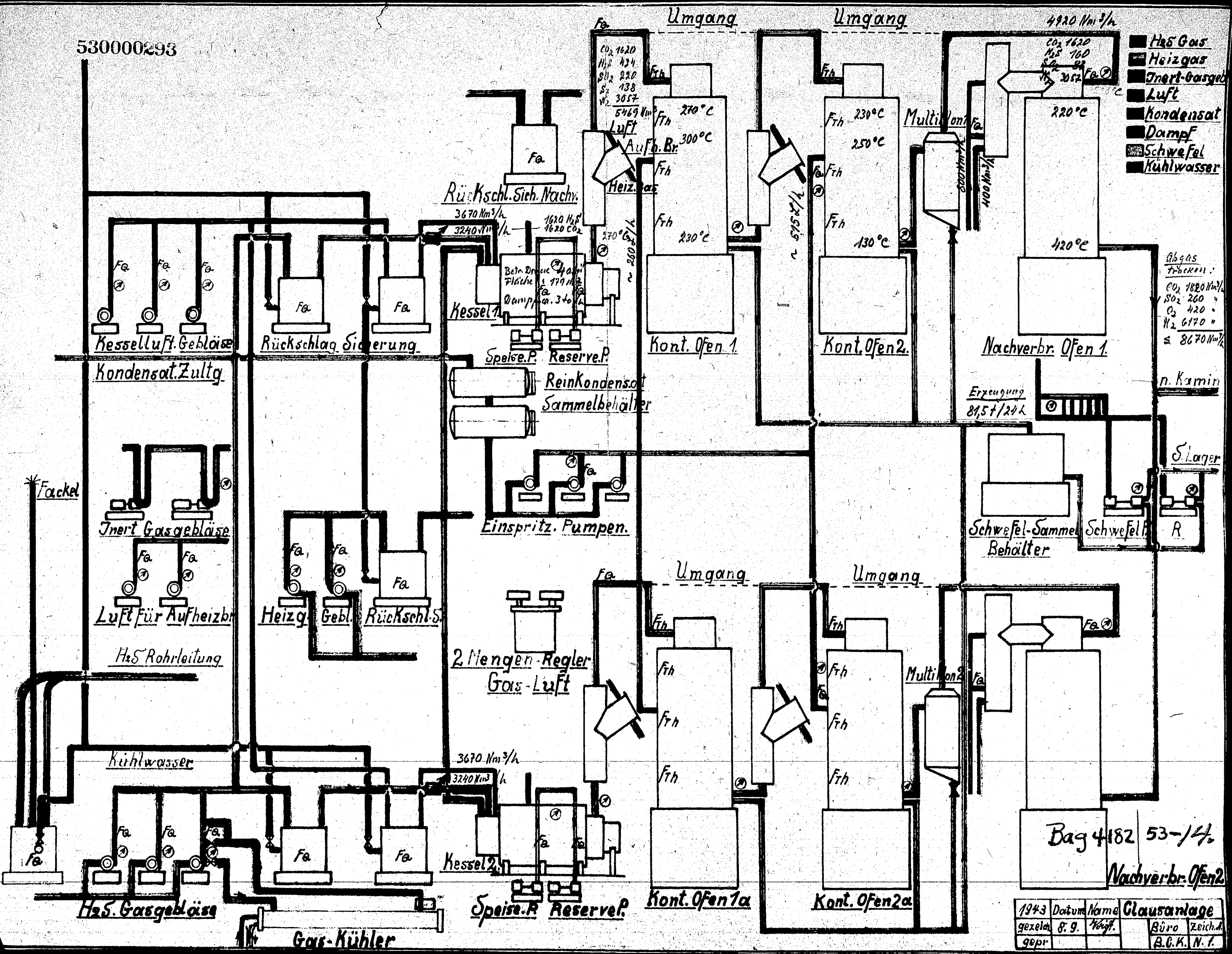
Bag 4182 53 - 13.

Anlage der H<sub>2</sub>S Gewinnung

1943	Dat.	Name	Büro	Zeich.
gez.	4.10.	Kogel	B.C.K.	M.5
gepr.				

530000293

- H<sub>2</sub>S Gas
- Heiz gas
- Inert-Gasgeb
- Luft
- Kondensat
- Dampf
- Schwefel
- Kühlwasser



Abgas  
Fraktion:  
CO<sub>2</sub> 1820 Nm<sup>3</sup>/h  
SO<sub>2</sub> 260 " "  
O<sub>2</sub> 420 " "  
N<sub>2</sub> 6170 " "  
Σ 8670 Nm<sup>3</sup>/h

n. Kamin

Slager

Bag 4182 53-1/4

Nachverbr. Ofen 2

1943	Datum	Name	Clausanlage	
gezeichnet	8. 9.	Kögl.	Büro	Zeich.
gepr.			A.G.K. N. 1.	

Bag 4182

53 - 15.

530000294

Anschriften (Brockenschwefel)

- 1.) Thüringische Zellwolle A.G.  
Schwarza/Saale
- 2.) Süd-Chemie Aktiengesellschaft  
Heufeld/Oberbayern
- 3.) Anorgana GmbH.  
Kastl/Oberbayern
- 4.) Chemische Werke  
Aussig/Sudetengau

530000295

- 3 -

Versand - Bericht für Monat März 1945

von TC/P a. TC/S

Rebsäure:

Ammoniakwerk Merseburg	951 940 kg
<u>Leunawerke Krs Merseburg</u>	<u>                    </u>

Brockenschwefel:

1.) Thüringische Zellwolle A.G., <u>Schwarsa / Saale</u>	203 740 kg
2.) SUD-Chemie A.G., <u>Heufeld / Obb.</u>	147 610 kg
3.) Anorgana GmbH., <u>Kastl. / Obb</u>	54 530 kg
4.) Chemische Werke <u>Aussig / Sud.</u>	35 810 kg
	<u>                    </u>
	441 690 kg
	<u>                    </u>

Eisenhain, den 5. April 1945

K Sz/He.

KSO - Versandstelle:

*P. P. P. P.*

530000296

17.

Versand - Bericht für Monat Januar 1945von TC/T

<u>Koks nach Brabag - Zeitz:</u>	14 909 000 kg
<u>Koks nach Brabag - Magdeburg:</u>	1 145 000 kg
	16 054 000 kg
	=====

✓ <u>Teer an Steinwerk Wittig:</u>	12 227 000 kg
✓ <u>Teer nach Pölitz/Pommern:</u>	1 252 900 kg
✓ <u>Teer nach Schaffhausen/Schweiz:</u>	490 210 kg
	13 970 110 kg
	=====

✓ <u>Leichtöl nach Böhlen:</u>	2 389 870 kg
	=====

✓ <u>Waschoel nach Böhlen:</u>	186 500 kg
✓ <u>Waschoel nach Hirschfelde:</u>	42 680 kg
	229 180 kg
	=====

✓ <u>Molchoel nach Hamburg:</u>	36 660 kg
	=====

<u>Schwerbenzin an das Alte Lager:</u>	5 720 kg
	=====

Braunkohlkoks (Industriekoks)  
Im Auftrag der Hako.  
Empfänger:

1.) <u>Kraftwerk Süd - Connewitz:</u>	10 813 000 kg
2.) <u>Kurmärkische Zellwolle - Wittenberge:</u>	5 349 000 kg
3.) <u>Wilhelm Vogel - Lunzenau:</u>	1 865 000 kg
4.) <u>Henkel GmbH., - Genthin:</u>	1 084 000 kg
5.) <u>Junkers Flugzeugwerke - Köthen:</u>	962 000 kg
6.) <u>Kursachsen AG., - Karadorf:</u>	961 000 kg
7.) <u>Wiede &amp; Söhne - Trebsen:</u>	736 000 kg
8.) <u>Kammgarnspinnerei - Wiesenburg:</u>	238 000 kg
9.) <u>Kartonfabrik - Elbicht:</u>	44 000 kg
	22 052 000 kg
	=====

*Grunde an versch. Firmen i/A.d.Hako:*

<u>Grunde an versch. Firmen i/A.d.Hako:</u>	688 000 kg
	=====

Espanhain, den 2. Februar 1945

K Sz/He.

KSO - Versandstelle:

D.f. KAB, TC, TC/T, TSO/B, KSO/Vd

Versand - Bericht für Monat Januar 1945

von TC/Ü

Heizöl:

Empfänger:

- ✓1.) M.A.U.R.E.B.M. 3 642 730 kg  
Swinemünde
- ✓2.) Kriegsmarinearsenal Kiel 1 883 850 kg  
Brandsbek/Holstein
- ✓3.) KMA. Gotenhafen 660 660 kg  
Danzig-Weichselbahnhof

6 187 240 kg

=====

Sonderdieselskraftstoff II:

- ✓1.) Kriegsmarinearsenal Kiel 606 800 kg  
Brandsbek/Holstein
- ✓2.) M.A.U.R.E.B.M. 182 080 kg  
Swinemünde
- ✓3.) Fritz Wagner 114 080 kg  
Magdeburg
- ✓4.) Erprobungsstelle 38 230 kg  
Rechlin/Märzitz

941 190 kg

=====

Dieselloil:

- ✓1.) M.A.U.R.E.B.M. 762 710 kg  
Swinemünde
- ✓2.) Marine - Ausrüstungsstelle 620 070 kg  
Wesermünde.
- 3.) Altes Lager 11 200 kg  
Espenhain
- ✓4.) ASW 4 150 kg  
Böhlen

1 398 130 kg

=====

Waschoel nach Hirschfelde:

50 800 kg

Waschoel für Reichsbahn Engelsdorf:

89 290 kg

140 090 kg

=====

Hart-Paraffin:

Nordd. Mineralölwerke Pölitz:

425 670 kg

Weichparaffin:

Nordd. Ölmühlenwerke, Hamburg-Bidelstedt:

153 120 kg

Braunkohlenteerkoks (B-Koks):

1.) V.A.W. - Schwarzkodlm:

338 930 kg

2.) Voigt & Co., Dresden:

68 740 kg

407 670 kg

=====

Espenhain, den 2. Februar 1945

K Ss/He

KSO-Versandstelle:

D.f. KAB, TC, TC/T, TSO/B, TC/Ü, KSO/Va.

Versand - Bericht für Monat Januar 1945

Braunkohlen - Teerrückstände

*Brown Coal-Tar-Residue*

X.) <u>Fa. Fritz Stenzel K.G.,</u> <u>Halle / Sasle</u>	43 110 kg
✓Z.) <u>Fa. W. Priem &amp; Co.,</u> <u>Magdeburg</u>	86 510 kg
	<hr/>
	329 620 kg
	<hr/>

Espenhain, den 2. Februar 1945

K Sz/He.

D.f.

KAB

TC

TC/T

T90/B

KSO/va

KSO - Versandstelle: *[Handwritten Signature]*



Versand - Bericht für Monat Januar 1945

Schwelertassen

*Copy*  
*By order of the firm*  
Im Auftrag der Fa. Fritz Stenzel K.G.,

1 747 000 kg

Halle / Saale  
=====

=====

Espenhain, den 2. Februar 1945

K Sz/He

D.f.  
KAB  
TC  
TC/T  
TSO/B  
KSO/va

KSO - Versandstelle: *0*  
*1/1/45*

530000300

Versand - Bericht für Monat Januar 1945

von TC/P und TC/S

Rohsäure:

- Phenol*
- Rau phenolic acids*
- ✓ 1.) Fa. Dr. F. Raschig 1 243 040 kg  
Werk - Espenhain
  - ✓ 2.) Ammoniakwerk Merseburg 148 490 kg  
Leunawerke Krs Merseburg
  - 3.) Fa. August Nowack, 100 740 kg  
Bautzen
- 1 492 270 kg  
=====

Phenolatlauge (Natronlauge)

Fa. Dr. F. Raschig 57 040 kg  
Ludwigshafen/Rhein  
=====

Reg. Lauge

ASW - Böhlen: 1 104 560 kg  
=====

Brookenschwefel:

- Crushed Sulfur*
- 1.) I.G. Farbenind. Frankfurt/M. 47 460 kg
  - 2.) Kurm.Zellwolle Wittenberge 416 940 kg
  - 3.) Dr. C. Costard, Leipzig: 21 590 kg
  - 4.) Fa. Heydenreich Leipzig: 17 100 kg
  - 5.) Wolff & Co., Cordingen 35 960 kg
  - 6.) Kausch & Co., Lüneburg: 18 980 kg
  - 7.) Chemische Werke, Aussig: 277 630 kg
  - 8.) Fa. Eisfeld, Othfresen: 42 190 kg
  - 9.) Pulverfabrik Hamm, Au/Sieg: 103 550 kg
  - 10.) Pulverfabrik Adolzfurt, Bretzfeld: 45 260 kg
  - 11.) Hüttenwerke, Oker/Harz: 19 470 kg
  - 12.) I.G. Farbenind. Premnitz/Westhavelland: 111 390 kg
  - 13.) Süd-Chemie AG., Heufeld/Obb.: 19 310 kg
  - 14.) Spieß & Sohn, Leinigen: 17 670 kg
  - 15.) Kali-Chemie A.G., Hönnigen/Rhein: 19 400 kg
  - 16.) Papierfabrik, Lautenthal: 19 340 kg
  - 17.) Pulverfabrik Adolzfurth, Crailsheim: 20 200 kg
  - 18.) Thür. Zellwolle, Schwarze/Saale: 122 840 kg
- Espenhain, den 2. Februar 1945 1 376 280 kg  
=====

K 33/He

D.f.KAB, TC, TC/T, TSO/S, TC/P, KSO/Vd.

KSO - Versandstelle:

Versand - Bericht für Monat Januar 1945

Otto - Kraft - Stoff (Benzin)

*Crude Gasoline*

Rohoel

- ✓ 1.) ASW 4 973 kg  
Böhlen.
- ✓ 2.) Hauptverwaltung 405 kg  
Dresden
- ✓ 3.) ASW 3 888 kg  
Hirschfelde
- 4.) ASW 7 477 kg  
Espenhain

16 743 kg

Rohoel: *Dieselöl*

ASW  
Hirschfelde 1 780 kg

Espenhain, den 2. Februar 1945

D.f.  
KAB, TC, TC/T, TSO/S, KSO/Na.

KSO - Versandstelle:

Bag 4182 53-18

Summary of Plant Cost

530000302

A S W , BKW Espenhain

Planungssumme

1. Tagebau-Neuaufschluß Espenhain	RM 78 918 300,--
2. Schwelanlage Espenhain, 1. Ausbau	" 30 728 100,--
3. " " 2. Ausbau	" 43 684 100,--
4. Teerverarbeitungsanlage	" 30 030 100,--
5. Schwefelgewinnungsanlage	" 6 012 700,--
6. Entphenolungsanlage und Rohsäurefabrik	" 6 062 100,--
7. Erweiterung d. Brikettfabrik <del>und</del> für die Gasanlage Böhlen	" 632 900,--
8. Gemeinsame Anlage für Tagebauaufschluß Schwelanlage und Kraftwerk Espenhain	" 44 613 300,--
9. Bauzinsen und Projektierungskosten für Braunkohlen- und Kraftwerk	" 46 450 000,--
10. Wasserbeschaffung Espenhain	" 10 600 800,--
11. Kraftwerk Espenhain	" 36 221 100,--
12. Kraftwerk Mölbis	" 48 955 700,--
13. Schaltanlagen Fernsprechanlagen	" 17 968 100,--
14. Kraftfahrzeuge	" 2 915 100,--
15. Grundstücke	" <del>25 000 000,--</del> 26 563 500,--
	RM 430 355 900,--

Espenhain, den 12.5.1945  
Mi.-

8. Bauleitungs kosten	7 983 800
Verkostäten u. Lager	6 806 700
Wohnlager	6 523 000
Bauerschwerisse	29 000
Verwaltung	3 286 900
Gelände - Abschachtung	1 619 200
Feuerschi - Luftschutz - T	2 807 700
Graben - Köfe	7 315 400
Gleis anlagen	2 473 500
Lokomotiven	295 500
Kontrollhaus (Laboratorium, Verwaltung, Vermessung u. s. v.)	5 472 600

PLANT: ASW - EspenhainTARGET NO:LOCATION: EspenhainRECORD OF INDIVIDUALDATE: 5. Mai 1945

## Interviewed

Name in full : Thamerus Erich  
Mast First Middle

Title at this plant : Betriebsdirektor Immediate Dir. Schwarz  
 Superior:

Nature of Duties : Chemie-Betriebe

Home address : Großdeuben bei Leipzig  
 Lindenstr. 26

Telephone NO: 514 Gaschwitz

Occupation Direktor der Chemischen Betriebe

## Universities attended and degrees:

Dresden: Technische Hochschule  
 Marburg: Universität

State fully any connection previously had with Armed Forces, or forces of defense, fire prevention, etc.

Nein

Record of Technical Experience - Give last position first, then previous positions in reverse order of dates. In each case give: Location, Position Held, and dates by year when so occupied. Give immediate superior in each position. Account fully for last ten years experience at least.

1941 - heute	ASW - Espenhain: Betriebsdirektor
1936 - 1941	ASW- Hirschfelde: Oberingenieur u. Betriebsleiter
1935 - 1936	ASW - Hauptverwaltung: Planung des Braunkohlenwerkes Hirschfelde
1933 - 1935	Städtische Gas-, Wasser- und Elektrizitätswerke Klotzsche b. Dresden, Werksleiter
1931 - 1933	Städtische Gas- und Wasserwerke Gablonz a.d. Neiße (Tschechoslowakei) Technischer Angestellter
1926 - 1931	Chemische Werke Lothringen (I.G. Farbenindustrie A.G.) Laboratoriums- und Betriebsleiter
1924 - 1926	Assistent am physikalischen chemischen Institut Universität Marburg
1922 - 1924	Consolidierte Alkaliwerke Westeregeln b. Magdeburg Laboratoriums- und Betriebsleiter.

*J. Thamerus*

530000304

Bag 4182 53-22

PLANT: ASW. - Espekain TARGET NO:

LOCATION: Espekain

RECORD OF INDIVIDUAL  
Interviewed/Not Interviewed

DATE: 5/12/45

Name in full : Schlecht Alfons  
Last First Middle

Title at this plant : Betriebsleiter Immediate Superior Director Schwarz (Espekain)

Nature of Duties : Betriebskontrolle  
Mefstechnik u. Statistik

Home address : Magdeburg  
Bergstrafe 23

Telephone No: \_\_\_\_\_

Occupation Mefstechnik und Statistik / Physiker  
Überwachung des Produktionsgangs.

Universities attended and degrees:  
München: Technische Hochschule u. Universität  
Münster: Universität

State fully any connection previously had with Armed Forces, or forces of defense, fire prevention, etc.  
None

Record of Technical Experience - Give last position first, then previous positions in reverse order of dates. In each case give: Location, Position Held, and dates by year when so occupied. Give immediate superior in each position. Account fully for last ten years experience at least.

1943 - heute ASW - Espekain  
1941 - 1943: J.L. Eckardt A.G. Hettgen - Bad Launichen  
(Beauftragter für sämtliche chemischen Werke)  
1935 - 1941: Rudolf G.m.H. Böhmer (Kugellagerwerke)  
1928 - 1935: Lehrbeauftragter für Mathematik  
am Max-Planck-Institut für physikalische  
Hochschule Göttingen.

G. Schlecht

# ENDING

## CODE DESIGNATIONS AND ROLL NUMBER

33

SENDING STATION  
CODE DESIGNATION

(A)

ROLL  
NUMBER

RECEIVING STATION  
CODE DESIGNATION

## DATE PHOTOGRAPHED

3 AUGUST 1945

BY:

P. CARR Sp. P. 3/2

J. DURAN Sp. P. 3/2

USNR