

3446 - 30/501 - 41

A k t e n n o t i z .Acetylen - Anlage Ungarn.

000721

A) Theoretische Unterlagen.

Während am 17. Oktober 1942 auf Grund der damaligen Anforderungen eine Durchrechnung auf Basis 12 000 n-cbm Acetylenherzeugung pro Tag durchgeführt wurde, ist in der Zwischenzeit von den ungarischen Herren diese Anforderung dahin geändert worden, dass sie nunmehr eine ausreichende Acetylenmenge für die Herstellung von 7000 kg Acetaldehyd erzeugen wollen. Sie geben diese Menge mit 4000 n-cbm Acetylen an entsprechend 4 680 kg pro Tag. Die 4000 cbm entsprechen 166 cbm bzw. 0,195 t Acetylen/Std. Als Ausgangsgas wurde wieder ein Gas mit Analyse

99,0 - 99,25 % CH<sub>4</sub>  
 0,2 - 0,75 % N<sub>2</sub>  
 0,0 - 0,4 % H<sub>2</sub>  
 0,0 - 0,4 % O<sub>2</sub>

der Einfachheit halber zugrunde gelegt.

Nach hier vorliegenden Versuchsdaten wurden im Jahre 1938 bei abschliessenden Versuchen im Plat-tenofen bei einem Vakuum von 76 - 80 mm ein Verhältnis von zu Acetylen umgesetztem Methan zu Methan, das zu Kohlenstoff zerstört wurde, wie 1 : 1 gemessen, wobei noch eine gewisse Sicherheit insofern enthalten ist, als vielfach Werte von 1 : 0,8 vorkamen. Die Umwandlung betrug ca. 40 % des Methans : Acetylen bei guter Vorheizung.

000722

- 1a -

Ein Absinken des Vakuums auf 100 bis 120 mm gab eine ausserordentlich starke Verschiebung des Verhältnisses Acetylen zu Kohlenstoff zu Gunsten des Kohlenstoffs, so dass die Höhe des Vakuums, die im Ofenkopf gemessen wurde, unbedingt eingehalten werden muss. Leider gab der Versuchsofen im Jahre 1938 keine ganz einwandfreien Daten über die Aufheizzeit. Infolge eines kleinen konstruktiven Fehlers, der bei einem Umbau des Ofens erfolgt war, war es nicht möglich, die grossen Überschussmengen an Luft in den Ofen zu bringen, die das glatte Abbrennen des Kohlenstoffs in kurzer Zeit bewirkten, man musste daher die Heizung länger ausdehnen. Da aber bei richtig konstruiertem Ofen in früheren Jahren über viele Monate hindurch bei Reaktionszeit zu Heizzeit wie 1 : 1 gearbeitet worden war, besteht kein Zweifel, dass für die Grossanlage dieses Schaltschrittverhältnis eingehalten werden kann.

Für die Umsetzung in der zu konstruierenden Anlage wird mit einer 36 %igen Umsetzung zu Kohlenstoff gerechnet, demgemäss bleiben 28 % Methan unumgesetzt. Da für 4000 n-cbm Acetylen theoretisch 8000 n-cbm Methan gebraucht werden, beträgt der Methanbedarf  $8000 : 36 = 22\ 200$  cbm. Bei 90 %iger Waschausbeute, in der auch der Verlust ein-kalkuliert ist, der durch die Diacetylenbildung entsteht, werden  $22\ 200 : 0,9 = 24\ 700$  cbm Methan gebraucht. Bei der oben angegebenen Umsetzung errechnet sich die Endgasmenge folgendermassen:

- 2 -

		tägl. Gasmenge	stündl. Gasmenge	prozentuale Zusammensetzung
CH <sub>4</sub>	24700x0,28 =	6 910	288	15,7
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	24700x0,36 =	4 450	185	10,1 +)
H <sub>2</sub>	24700x0,36x $\frac{3}{2}$ =	13 350	555	30,2
H <sub>2</sub>	24700x0,36x2 =	17 800	740	40,5
N <sub>2</sub> aus	-	300	12,5	3,05
N <sub>2</sub> Rauchg.	24700x0,05x0,84 =	1 050	44	
CO <sub>2</sub> "	24700x0,05x0,13 =	170	7	0,4
O <sub>2</sub> "	24700x0,05x0,02 =	25	1	0,05
		<u>44 060</u>		

Die Zusammensetzung des Rauchgases, die weiter unten näher aufgeführt wird, wird hier als bekannt vorausgesetzt mit 85 % Stickstoff, 13,4 % CO<sub>2</sub> und 2,1 % O<sub>2</sub>. Die Menge des Reaktionsgases errechnet sich also zu 44 060 m<sup>3</sup>/Tag = 1 840 m<sup>3</sup>/h. In den 10,1 % Acetylen sind 0,4 % Diacetylen u.s.w. mit enthalten. Aus der Kohlenstoffreaktion entstehen 24 700 x 0,36 x 12 : 22,4 = 4 770 kg Kohlenstoff pro Tag = 199 kg Kohlenstoff pro Stunde. Die Wärmebedarfsrechnung ergibt folgendes Bild:

Die Reaktion 2-Methan = Acetylen + 3-Wasserstoff erfordert für 1 m<sup>3</sup> Methan 1 970 WE. Die Reaktion Methan = Kohlenstoff + 2-Wasserstoff erfordert 920 WE/m<sup>3</sup> Methan. Die mittlere spezifische Wärme bei 1600° für Methan ist 0,87, von Wasserstoff 0,33, von Acetylen 0,87, von Stickstoff, Kohlenoxyd und Sauerstoff = 0,35 und von Kohlensäure 0,57. Der Kohlenstoff hat eine spes. Wärme von 0,4/kg. Da die Gase aus dem Ofen heiß austreten, muß die fühlbare Wärme der heiß austretenden Gase im Ofen aufgewendet werden. Bei einer Austrittstemperatur von 1 500°C errechnet sich die stündlich aus dem Ofen austretende Wärme folgendermaßen:

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_2 &= 1480 \times 0,87 \times 473 &= 610 \times 10^3 \text{ WE} \\
 \text{H}_2 &= 1480 \times 0,33 \times 1295 &= 2 380 \times 10^3 \text{ WE} \\
 \text{N}_2 \text{ CO}_2 \text{ O}_2 &= 1480 \times 0,35 \times 65 &= 33 \times 10^3 \text{ WE} \\
 &&= \underline{1 276 \times 10^3 \text{ WE}}
 \end{aligned}$$

Die für die Reaktion gebrauchte Wärme errechnet sich folgendermaßen:

$$\begin{aligned} \text{Acetylenbildung} &= 1970 \times 1030 \times 0,36 = 730 \times 10^3 \text{ WE} \\ \text{Kohlenstoffbildung} &= 920 \times 103 \times 0,36 = 340 \times 10^3 \text{ WE} \\ &= 1070 \times 10^3 \text{ WE} \end{aligned}$$

Der im Ofen abgeschiedene Kohlenstoff verbraucht außerdem an fühlbarer Wärme  $1480 \times 0,4 \times 118 \times 10^3 \text{ WE}$ . In Summa werden also gebraucht  $2\,464 \times 10^3 \text{ WE}$ . Die Deckung dieses Wärmebedarfes geschieht einmal aus der Kohlenstoffverbrennung. Die Verbrennungswärme des Kohlenstoffs ist mit  $8\,150 \text{ WE}$  angenommen. Es ist ferner angenommen, daß 90 % des abgeschiedenen Kohlenstoffs aus dem Füllmaterial im Ofen verbleiben. Daraus ergibt sich die bei der Kohlenstoffverbrennung entstehende Wärme zu  $199 \times 8\,150 \times 0,9 = 1\,460 \times 10^3 \text{ WE}$ . Rechnet man mit einer 90%igen Luftausnutzung bei der Verbrennung, so ist der Luftbedarf für die Verbrennung  $199 \times 22,4 \times 0,9 : 12 \times 0,2 \times 0,9 = 1\,860 \text{ m}^3$ .

Zur Errechnung der für die Deckung der gesamten Reaktionswärme notwendigen Heizgasmenge muß der Wirkungsgrad des Ofens berechnet werden. Bei einem äußeren Durchmesser von 1412 mm (siehe weiter unten) ergibt sich bei 4 m Ofenhöhe die Außenfläche des Ofens zu  $18 \text{ m}^2$ . Laut Tabelle sind hier für die Konvektionsverluste bei einem mittleren Manteltemperatur von  $350^\circ\text{C} = 350 \times 18 \times 4 = 25\,000 \text{ WE}$  die Strahlungsverluste  $= 8\,500 \times 18 \times 0,7 = 105\,000 \text{ WE}$ , in Summa also  $130\,000 \text{ WE}$  pro Ofen. Da 2 Ofen benötigt werden, betragen die Gesamtverluste  $260\,000 \text{ WE}$ , bei einem Heizungsbedarf von  $2\,464 \text{ WE}$  sind das 10,5 %. Der Rauchgasaustritt errechnet sich (siehe weiter unten) mit  $630^\circ\text{C}$ . Bei  $5\,000 \text{ m}^3$  Rauchgas betragen die Rauchgasverluste  $5\,000 \times 0,35 \times 600 = 1\,070\,000 \text{ WE}$ , sodaß sich die Gesamtverluste zu  $1\,310\,000 \text{ WE}$  ergeben. Da  $2\,460\,000 \text{ WE}$  für die Heizung gebraucht werden, so beträgt der Gesamtwärmeaufwand  $3\,770\,000 \text{ WE}$  und der Wirkungsgrad des Ofens 65 %. Von diesen  $3\,770\,000 \text{ WE}$  werden  $1\,460\,000$  durch Kohlenstoffverbrennung gedeckt, so daß  $2\,310\,000 \text{ WE}$  noch bleiben, von denen  $120\,000 \text{ WE}$  abzusetzen sind, da man zu berücksichtigen hat, daß der Kohlenstoff

vor der Verbrennung schon auf 1.400 bis 1.500°C vorgeheizt ist, so daß durch Gas 2 200 000 WE zu decken sind. Das entspricht einer Methanmenge von 256 m<sup>3</sup>/h bei einem Heizwert des Methans von 8 560 WE/m<sup>3</sup>. Wegen manchmal beobachteter nicht vollständiger Verbrennung des Methans wird mit einem Verbrennungswirkungsgrad von 87 % gerechnet, so daß 294 m<sup>3</sup> Methan als wirklicher Heizgasbedarf entstehen. Die für diese Methanmenge benötigte Luft beträgt nach der Gleichung  $\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 = 10 \text{ m}^3 \text{ Luft} / \text{m}^3 \text{ Methan}$ . Es wird mit 90%iger Luftausnutzung gerechnet, so daß ein Gesamtluftbedarf für die Methanverbrennung von 3 240 m<sup>3</sup> entsteht. Für die Kohlenstoffverbrennung wurden oben schon 1 860 m<sup>3</sup> bei 90%iger Luftausnutzung berechnet, so daß der gesamte Luftbedarf 5 100 m<sup>3</sup> sein wird. Die nähere Durchrechnung ergibt ca. 4 800 m<sup>3</sup> Rauchgas, das im trockenen Zustande 4 030 m<sup>3</sup> Stickstoff enthält und außerdem 660 m<sup>3</sup> CO<sub>2</sub> und 105 m<sup>3</sup> O<sub>2</sub>.

Am Tage sollen 4 000 m<sup>3</sup> reines Acetylen hergestellt werden, das sind 166 m<sup>3</sup> Acetylen/h. Da pro Stunde 1 030 m<sup>3</sup> Methan für die Reaktion verbraucht werden, so beträgt der Bedarf 6,2 m<sup>3</sup> Methan/m<sup>3</sup> gebildetes Acetylen. Für die Heizung werden pro Stunde gebraucht 294 m<sup>3</sup> Methan. Dividiert man durch 166 m<sup>3</sup> erzeugtes Acetylen, so beträgt der Heizgasbedarf 1,77 m<sup>3</sup> Methan/m<sup>3</sup> Acetylen. An Wasserstoff werden erzeugt 1 295 m<sup>3</sup>, die durch 166 dividiert eine Menge Wasserstoff von 7,88 m<sup>3</sup> Acetylen ergeben. Unumgesetzt bleiben 28 % des eingesetzten Methans, d.h. 290 m<sup>3</sup> oder 1,75 m<sup>3</sup> pro m<sup>3</sup> Acetylen. Das Endgas enthält also nach der Herausnahme des Acetylens Wasserstoff zu Methan in einem Verhältnis von 7,88 : 1,77 oder einen Wasserstoff von ca. 81 % Reinheit.

B) Anlage der Apparate.

1.) Ofengruppe.

Zur Berechnung der Ofen wird von unserem Versuchsofen ausgegangen. Der Versuchsofen hatte bei 60 m<sup>3</sup>/h momentanen CH<sub>4</sub>-Einsatz eine wirkliche Umsatzleistung von 30 m<sup>3</sup> Methan/h. Der Ofen wurde in einminütlichem Wechsel geschaltet, d.h., der Ofen lief die Hälfte der

Zeit auf Reaktion, die Hälfte der Zeit auf Heizung.  
Der Ofen hatte 290 mm l.  $\beta = 660 \text{ cm}^2$  Querschnitt. Für  
 $1\ 030 \text{ m}^3$  Methaneinsatz werden also  $660 \times 1\ 030 : 30 =$   
 $22\ 600 \text{ cm}^2$  Ofenquerschnitt benötigt. Man wird unbedingt  
2 Ofen bauen, um die nachgeschaltete Vakuumapparatur  
mit gleichmäßiger Belastung fahren zu können. Jeder  
Ofen hat also einen Querschnitt von  $11\ 300 \text{ cm}^2$  entspre-  
chend 1 200 mm l.W. Der Außendurchmesser des Ofens er-  
rechnet sich folgendermaßen:

l.W. 1 200 mm, 80 mm Anmauerung, 6 mm Sichromalmantel,  
10 mm Lüftspalt und 10 mm Stärke des Außenmantels.

Daraus ergibt sich ein äußerer Durchmesser von 1 412 mm.  
Die Füllkörperhöhe im Ofen soll 4 m betragen, die Höhe  
des  $\text{Al}_2\text{O}_3$ -Materials 1 200 mm. Für die oberste  $\text{Al}_2\text{O}_3$ -  
Schicht ergibt sich folgender Wärmewechsel:

Die Reaktion findet statt in der Temperaturlage zwischen  
1 200 und 1 480°C, d.h., das Gas muß in der Reaktions-  
zone um 280° erwärmt werden, dafür ist eine Wärmemenge  
von  $280 \times 1\ 030 \times 0,87 = 250 \times 10^3 \text{ WE/h}$  erforderlich.  
Für die Reaktion werden, wie oben näher dargestellt,  
 $1\ 070 \times 10^3 \text{ WE}$  gebraucht, so daß die oberen Aluminium-  
oxyd-Platten  $1\ 320 \times 10^3 \text{ WE}$  zu speichern und bei der  
Reaktion abzugeben haben. Bei 30 Schaltperioden ergibt  
sich so eine Wärmemenge von  $44 \times 10^3 \text{ WE}$  als Speicher-  
wärme für die Ofengruppe oder pro Ofen  $22 \times 10^3 \text{ WE}$  zu  
speichernde Wärme pro Reaktionsperiode. Der Versuchs-  
ofen enthält auf 1 000 mm Höhe 117 kg Plattenmaterial,  
entsprechend enthält ein Ofen mit  $11\ 300 \text{ cm}^2$   $117 \times$   
 $11\ 300 : 660 = 2\ 000 \text{ kg}$  Platten/m. Die spez. Wärme  
des Aluminiumoxyds beträgt 0,2. Die Temperaturdiffe-  
rens pro Reaktionswechsel ergibt sich also zu  $22 \times 10^3$   
 $: 2\ 000 \times 0,2 = 55^\circ\text{C}$ . Die unteren 3 m Platten haben  
lediglich den Zweck der Vorwärmung des Methans. Auf  
dieser Ofenstrecke tritt infolge der zu niedrigen Tem-  
peratur noch keine Reaktion auf. Da (siehe oben) im  
ganzen  $1\ 270 \times 10^3 \text{ WE}$  Aufheizwärme zu übertragen  
sind, von denen aber  $250 \times 10^3 \text{ WE}$  dem Aluminiumoxydteil  
übertragen werden, so bleiben für den unteren Teil

1 020 x 10<sup>3</sup> WE zu übertragen, oder pro Ofen 510 x 10<sup>3</sup> WE, pro Schaltung also 17 x 10<sup>3</sup> WE. Da für die Vorheizungszone 3 m Höhe vorgesehen sind, so enthält die Vorheizungszone 3 x 2 000 = 6 000 kg Platten. Damit wird die mittlere Temperaturschwankung der Vorheizungszone 17 000 : 6 000 x 0,2 = 14°C.

Es ist nunmehr zu berechnen, mit welcher Temperatur das Rauchgas aus dem Ofen austritt. Dem Rauchgasstrom entgegen strömt in der Reaktionsperiode das Methan. Wir haben eben errechnet, daß das Methan 1 020 x 10<sup>3</sup> WE Wärme im Regenerativteil aufnimmt. Diese 1 020 x 10<sup>3</sup> WE kann das Rauchgas in diesem Teil abgeben. Da einschließlich Wasserdampf 5 300 m<sup>3</sup> Rauchgas vorhanden sind, so ist die Temperaturdifferenz, die das Rauchgas bei dieser Abkühlung durchläuft, 1 020 x 10<sup>3</sup> : 5 300 x 0,35 = 550°C. Das Rauchgas wird also von 1 200 auf 650°C abgekühlt. Nach dem Ofen tritt das Rauchgas in einen Abhisskessel ein. Hier wird es bis auf 250°C weiter heruntergekühlt und erzeugt dabei (650 - 250) 5 300 x 0,35 = 740 000 WE oder 1,1 t Dampf bei einem Wärmeinhalt des Dampfes von 675 000 WE/t.

## 2.) Absaugung und Kompression.

Die ganze Reaktion findet im Vakuum bei 76 mm abs. Druck statt. Gemessen soll dieser Druck im Ofenkopf sein. Unmittelbar nach dem Ofen wird zur Abschreckung Wasser in das Gas eingespritzt. Hier ist eine möglichst niedrige Kühlwassertemperatur zu verlangen. Da mit dem Gase 1 270 000 WE aus dem Ofen herangeführt werden, so ergibt sich die Wassermenge, wenn man eine Temperaturerhöhung des Wassers um 5° zuläßt, zu 1 270 000 : 5000 = 250 m<sup>3</sup>. Rechnet man, daß in dem trockenem Gas Wasser bei der Einspritzung verdampft und legt einen Partialdruck des Wasserdampfes von 25 mm zugrunde, so bedeutet das, daß unmittelbar nach dem Ofenkopf das Reaktionsgas selber einen Partialdruck von 51 mm hat. Da, wie oben ausgerechnet, pro Stunde 1 850 m<sup>3</sup> Reaktionsgas entstehen

so ist das Volumen des Wasserdampfgesättigten Gases am Ofenkopf  $27.600 \text{ m}^3$ . Rechnet man weiter, daß durch die Waschorrichtungen, Ventile und Rohrleitungen noch ein kleiner Druckverlust von 5 mm eintritt, so ergibt sich an der Vakuummaschine selbst ein Ansaugvolumen von ca.  $31.000 \text{ m}^3$  bei 71 mm Druck.

Die Wasserdampfmenge beträgt 25 : 76 = 33 % der gesamten Gasmenge, d.h., die Reaktionsgasmenge von  $1.860 \text{ m}^3$  ist 67 % der gesamten Gasmenge. Damit ergibt sich die Wasserdampfmenge zu  $1.860 : 67 \times 33 = 920 \text{ m}^3$ . Bei einem spez. Gewicht des Wasserdampfes von 18 : 22,4 entspricht diese Menge 800 kg. Für die Verdampfung dieser Wassermenge sind 450 000 WE notwendig, d.h., von den 12 760 000 WE werden 450 000 oder rd.  $\frac{1}{3}$  durch die Wasserverdampfung gedeckt. Benutzt man also nur Abkühlung die oben berechneten  $250 \text{ m}^3$  Wasser, so werden diese sich nicht um  $5^\circ$ , sondern nur um etwa  $3,5^\circ$  erwärmen. Läßt man  $5^\circ\text{C}$  Erwärmung zu, d.h., hat man  $20^\circ$  warmes Kühlwasser zur Verfügung, das sich auf  $25^\circ\text{C}$  erwärmt, so braucht man zur Einspritzung  $160 \text{ m}^3$  Wasser.

Nach Angaben der Fa. Neumann & Esser beträgt der Kraftverbrauch für die Absaugung von  $350 \text{ m}^3$  Reaktionsgas 90 kW unter Berücksichtigung der Wasserdampfsättigung. Für  $1.860 \text{ m}^3$  Reaktionsgas würden sich also  $90 : 375 \times 1.860 = 440 \text{ kW}$  ergeben. Nach den Angaben der gleichen Firma <sup>W. F. G.</sup> für die Kompression des abgesaugten Reaktionsgases von 1 auf 11 ata 39 kW gebraucht. Rechnet man in demselben Verhältnis um, so ergibt sich als Kompressionsleistung eine solche von  $39 : 375 \times 1860 = 195 \text{ kW}$ . Damit ergibt sich die gesamte Maschinenleistung zu 635 kW. Die Rechnung bezieht sich auf eine Kolbenmaschine. Für 30 000  $\text{m}^3$  Gesamtansaugleistung wird sich aber voraussichtlich auch ein Turbo-Gebläse anwenden lassen. Nach Angaben der GHH werden für  $3.750 \text{ m}^3$  Reaktionsgas/h 900 kW gebraucht, um diese Menge auf 1 ata zu bringen. Die für die vorgesehene Anlage notwendige Lei-

stung ergibt sich also zu  $900 : 4\ 750 \times 1\ 860 = 350$  kW, d.h., für die Vakuummaschine um ca. 20 % niedriger als für die Kolbenmaschine berechnet. Der gesamte Kraftbedarf würde sich in diesem Falle auf  $350 \times 195 = 545$  kW stellen. Wie sich weiterhin ergibt, wird die Kompressorstufe um 30 % höher belastet als eben ausgerechnet, da bei der Anwaschung des Acetylens 30 % des Gases zurückgeführt werden. Hierdurch erhöht sich die Kompressorleistung von 195 auf ~~260~~ <sup>220</sup> kW, so daß bei Anwendung von Kolbenmaschinen in Absaug- und Kompressionsstufe insgesamt ~~720~~ <sup>630</sup> kW aufzuwenden sind, für Turbo-Sauger in der Absaugstufe und Kolbenmaschine in der Kompressionsstufe ~~630~~ <sup>610</sup> kW.

### 3.) Anwaschung.

Die Anwaschung des Acetylens erfolgt in einer Wasserwäsche bei 11 ata-Druck. In einem ersten Wasserturm wird das Diacetylen mit einer kleinen Wassermenge ausgewaschen. In einem zweiten Turm wird das Acetylen selbst mit einer etwa vier mal so großen Wassermenge herausgeholt. In einem dritten Turm werden die mit dem Acetylen ausgewaschenen Gase wie Methan und Wasserstoff entspannt und mit Hilfe von in den unteren Teil des Turmes eingeblasenem reinem Acetylen praktisch vollständig aus dem Wasser ausgetrieben. In einem vierten Turm wird sodann das Wasser in ein hohes Vakuum von 40 - 50 mm hinein entspannt, wobei das Acetylen frei wird. Es ist schließlich noch ein fünfter Turm vorhanden, in dem das in der ersten Waschstufe mit Diacetylen und Acetylen angereicherte Wasser bei normalem Druck mit acetylenfreiem Endgas in solcher Menge durchgeblasen wird, daß praktisch das ganze Acetylen, aber nur etwa 25 % des Diacetylens wieder abgetrieben wird. Diese Abtreibegase sowohl wie die Abgase aus dem ersten Entspannungsturm gehen wieder vor den Kompressor.

Für die Auswaschung sind Raschigringtürme vorgesehen.

Bei der Auswaschung des Acetylens hat sich eine Höhe von 7 m für die Raschigtürme als ausreichend erwiesen. In diesen Türmen wurden s.Zt. 10 mm Ringe verwendet. Nach den Arbeiten von Kirschbaum ist unter günstigsten Verhältnissen im Waschturm 1 m Packungshöhe bei 10 mm Ringen 9 theoretischen Böden äquivalent, bei 25 mm Ringen 4 theoretischen Böden. Da für den Großbetrieb 25 mm Ringe verwendet werden sollen, müssen die Türme gegenüber der Versuchsanlage im Verhältnis 9 : 4 vergrößert werden, um den gleichen Wirkungsgrad zu erreichen. Sie werden also 16 m hoch werden. Der erste Turm erhält unter Berücksichtigung des Rückströmungsgases  $2\ 410\ m^3$  Gas, das bei 11 ata und  $20^\circ C$  einer Beaufschlagung des Turmes mit  $240\ m^3$  effektivem Volumen/h entspricht. Für die Auswaschung des Diacetylens werden erfahrungsgemäß ca. 22 % der Wassermenge gebraucht, die für die Acetylenauswaschung notwendig ist. Für die Acetylenauswaschung würden gebraucht werden  $240 \times 1,4 = 340\ m^3/h$ , da das  $\alpha$  für Acetylen 1 ist und wir mit dem 1,4-fachen der theoretischen Wassermenge nach der Formel  $Q = \frac{v}{\alpha \times p}$  errechneten Wassermenge gearbeitet haben. Für die Diacetylenauswaschung ist das  $\alpha$  4,5, folglich ergibt sich die benötigte Wassermenge zu  $340 : 4,5 = 75\ m^3$ . Für die Berechnung des Turmdurchmessers wurde folgendermaßen vorgegangen: In der Destillier- und Rektifizierertechnik von Kirschbaum ist am Ende des Buches eine graphische Tafel enthalten, mit deren Hilfe bei gegebener Gasdichte, gegebener Viskosität der Berieselungsflüssigkeit, gegebenem Raschigringdurchmesser die Widerstände berechnet werden können, die sich bei verschiedenen Gasgeschwindigkeiten in Abhängigkeit von der Berieselungsmenge ergeben, und zwar wurde die Gasgeschwindigkeit in cm/sec. über 1 mm Wassersäule, die sich nach der Kirschbaum'schen Berechnungsmethode pro lfd. Meter Füllungshöhe ergeben, aufgetragen. Der ge-

nerelle Verlauf der Kurven ist so, daß bei kleinen Gasgeschwindigkeiten die mm Wassersäule nur langsam steigen. Bei Überschreiten einer gewissen Gasgeschwindigkeit erfolgt dann ein außerordentlich schneller Anstieg. Von Kirschbaum wird angegeben, daß alle technischen Anlagen unter 50 mm Wassersäule pro lfd. Meter Gegendruck arbeiten müssen, da hier die Gefahr des Tragens der Säulen schon einsetzt. Allerdings arbeiten nach Kirschbaum meistens die Säulen bei diesen Gegendrücken auch am besten, wobei allerdings nur verhältnismäßig kleine Berieselungsverhältnisse, wie sie in Destillations Säulen u. s. w. herrschen, zugrunde gelegt worden sind. Wir sind, um ein Ubersprudeln der Wäsche auf jeden Fall zu vermeiden, auf einen Gegendruck in den Wäschern von 3 bis 7 mm gegangen. Die Gasgeschwindigkeit liegt bei diesen Gegendrücken im allgemeinen auf ca. 40 - 50 % der Geschwindigkeit, die bei einem Gegendruck von 50 mm Wassersäule erreicht wird. In der nachfolgenden Tabelle sind die wichtigsten Berechnungsunterlagen zusammengestellt:

	<u>C<sub>4</sub>H<sub>2</sub>- Wäscher</u>	<u>C<sub>4</sub>H<sub>2</sub>- Entspanner</u>	<u>C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>- Wäscher</u>	<u>C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>- Entspanner</u>
m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O/m <sup>3</sup> Gas	0,31	0,3	1,4	1,3
Druck ata	11	1	11	1,5
spez. Gew. d. Gases beim Betriebs- zustand	3,3	0,7	3,3	1,3
Gasgeschw. b. 50mm Wassersäule/lfd. m in cm/sec.	22	35	6,5	11
gewählte Gasge- schwindigk. cm/s	10	15	3,5	5
gerechn. Widerst. mm Wassersäule/ lfd. Meter	7	5	3,5	3
Turndurchmesser in mm	920	840	1550	1130

Damit ist die Größe der einzelnen Wäscher festgelegt. Die Menge und Zusammensetzung der Gase ergibt sich aus der folgenden Tabelle.

	m <sup>3</sup>	% CH <sub>4</sub>	% H <sub>2</sub>	% C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	% C <sub>4</sub> H <sub>2</sub>	% H <sub>2</sub> Inerte
Reaktionsgas	1840	15,7	70,7	9,8	0,3	3,5
ges. Entspannungsgas	570	15	30	55	-	-
Gesamtgas Wäsche- eintritt	2410	15,5	61,2	20,5	0,2	2,6
Endgas Wäscheanstr.	1659	17,4	78,4	0,3	-	3,9
Entsp. Gas Diacety- lenentspanner	300	18,3	36,7	45	-	-
Entsp. Gas Acetylen- entspanner	270	11,1	22,6	66,4	-	-

Gewonnen werden in der Waschanlage 166 m<sup>3</sup> Acetylen. Die Berieselungsaufgabe des Diacetylenwaschers erfolgt mit 75 m<sup>3</sup> Wasser, die in den Diacetylenentspannern entspannt werden. Hier werden sie mit 105 m<sup>3</sup> Acetylenfreiem Restgas zur Entfernung der mitausgewaschenen Acetylenanteile durchgast. Aus dem Diacetylenentspanner entweichen die 300 m<sup>3</sup> Entspannungsgas, die im oberen Teil des Diacetylenentspanners mit 15 m<sup>3</sup> Wasser nachberieselt werden, um kleine Mengen Diacetylen, die bei der Durchgasung mit freigesetzt werden, wieder zurückszuwaschen. Das Gas aus der Vorwäsche wird im Hauptwäscher mit stündlich 340 m<sup>3</sup> Wasser gewaschen. Das Wasser wird in den Acetylenentspannern entspannt und hier mit 62 m<sup>3</sup> Reinacetylen entgast, wobei ein Druck von 1,5 ata eingehalten wird. Das Reinacetylen entfernt die im Wasser mit ausgewaschenen Methan- und Wasserstoffanteile, so daß im ganzen 270 m<sup>3</sup> Gas diesen Entspannungsturm verlassen. Das so durchgaste acetylenhaltige Waschwasser ist nunmehr frei von allen anderen Gasen außer Acetylen und Kohlensäure. Es wird nunmehr bei einem Vakuum von 40 - 50 mm in einem besonderen Entgaserkessel entspannt, wobei unter ziemlich reichlicher Verdampfung von Wasser das Acetylen ausgetrieben und über einen Verdichter auf Normaldruck gebracht wird. Die Kohlensäure muß mittels einer chemischen Waschanlage entfernt werden.

000733

- 12 -

Der gesamte Kraftbedarf der Anlage setzt sich folgendermaßen zusammen:

Absaugen des Reaktionsgases	440 kW	
Komprimieren des Reaktionsgases und Rückführgas (nicht mit Turbosauger)	260 kW	
Luftgebläse	20	
Heisgasgebläse	2	
Steuerungsanlage	5	
Wasserdruckpumpe für Wäsche 430 cbm 10 atü	185 kW	bei 50 % Rückgewinnung ~95 durch Entspannung
Vakuumpumpe an $C_2H_2$ -Entgaser	130 kW	
Wasserpumpe	45 kW	
Alkasitwäsche	5 kW	
Kühlwasserpumpe (600 cbm 3 atü)	75 kW	
	<u>1 167 kW</u>	<u>1 077</u>
Konstiges 10 %	<u>117</u>	<u>108</u>
	<u>1 284 kW</u>	<u>1 185</u>

Dampfverbrauch für Alkasitwäsche ~ 0,3 t

Betriebsmittelaufwand.

Aus den oben angeführten Angaben ergibt sich folgender Betriebsmittelaufwand

Erdgas für Reaktion	1 040 m <sup>3</sup> /h
für Heizung	294 "
Kraftbedarf unter Voraussetzung, daß das Wasser rückentspannt wird und das ein Turbo-Sauger für die Absaugung des Reaktionsgases benutzt wird	1 100 kW
Frischwasserbedarf	100 m <sup>3</sup>
Reparaturen	3% d. Anlagekosten
Sonstige Betriebsmittel einschl. des Ersatzes für das Spezialfüllmaterial der Oefen	3% "
Löhne für 1 Meister/Tag, 1 Vorarbeiter + 4 Mann/Schicht	
Kondensat	1,2 t
Amortisation und Verzinsung	12 % d. Anl. Kosten

Die Anlagekosten errechnen sich folgendermaßen:

1.) <u>2Oefen</u>		
2 Mäntel	RM 28 000	
Außenmauerung	28 000	
10 A-Platten	47 000	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -Platten	130 000	
8 Brenner	4 000	
Steuerung	15 000	
Meßapparate	20 000	
Ventile u. Rohrleitungen	70 000	RM 342 000
2.) Turbo-Sauger für 44000 m <sup>3</sup> Reaktionsgas/Tag		
		110 000
3.) Kompressor für 2400 m <sup>3</sup> 1-11 ata		
		30 000
4.) Motor für Turbosauger 400 KW 3000 Touren		
		10 000
5.) Motor für Kompressor 260 kW		
		8 000
6.) Vakuumpumpe, f. Acetylenabsaugung Ansatzmenge 228 m <sup>3</sup> bei 50 mm Druck, Wasserdampfgeschwindigkeit. = 7 000 m <sup>3</sup> Ansaugvolumen pro Std.		
		25 000
7.) Motor 135 kW 1000 Touren		
		8 000
8.) 1 Gasometer für ca. 250 cbm		
		15 000
9.) 1 Gradierwerk für 500 cbm Wasser/h		
		10 000
<del>zu übertragen:</del>		<del>558 000</del>

	Uebertrag	RM 558 000
10.) verschiedene Pumpen		8 000
11.) CO <sub>2</sub> -Wäsche für ca. 200 cbm Gas mit 25% CO <sub>2</sub>		40 000
12.) 1 Luftgebläse für 5000 cbm 400 mm Pressung		2 000
13.) 1 Heizgebläse für 300 m <sup>3</sup> 400 mm Pressg.		1 500
14.) 1 Wasserpumpe f.d.Wäsche für 350 cbm Wasser/h auf 10 atü		6 000
15.) Waschtürme		
a) 16 m hoch, 920 mm Ø, 12 mm Wandst. mit Einbauten u.Böden 5,7 t		
b) 16 m hoch, 1,55 Ø, 15 mm Wandst. mit Einbauten u.Böden 12 t		
c) 16 m hoch, 1,13 Ø, 8 mm Wandst. mit Einbauten u.Böden 4,8 t		
c) 16 m hoch, 105 mm Ø, 8 mm Wandst. mit Einbauten u.Böden 3,4 t		
Summa	25,9 t =	33 000
16.) 1 Entspannungsturm ca. 10 t		13 000
17.) Raschigringfüllung Inhalt		
Wascher a) 0,67 m <sup>2</sup> x 16 m Höhe		
b) 1,90 " x 16 m "		
c) 1,00 " x 16 m "		
d) 0,82 " x 16 m "		
3,9 " x 16 m " = 62 cbm		
1 m <sup>3</sup> 25 mm Ringe = 214 RM		13 500
18.) Entspannungsdüsen		15 000
19.) Reglereinrichtung		50 000
20.) <del>2 Abhitzeessel à 350 000 RM/Kessel für ein t von 320° Gew.ca. 6,4 t je Kessel bei 2 RM/kg 12 800 RM od. einschl.Armaturen u.Zubehör 15 000 RM je Kessel</del>	<del>30 000</del>	<del>770 000</del>
21.) Rohrleitungen 25 % der Apparatkosten		192 500
22.) Montage 25 % der Apparatkosten		192 500
23.) Gebäude und Fundamente 15 % d.Apparatkosten		115 500
Summa		<u>1 270 500</u>

000730

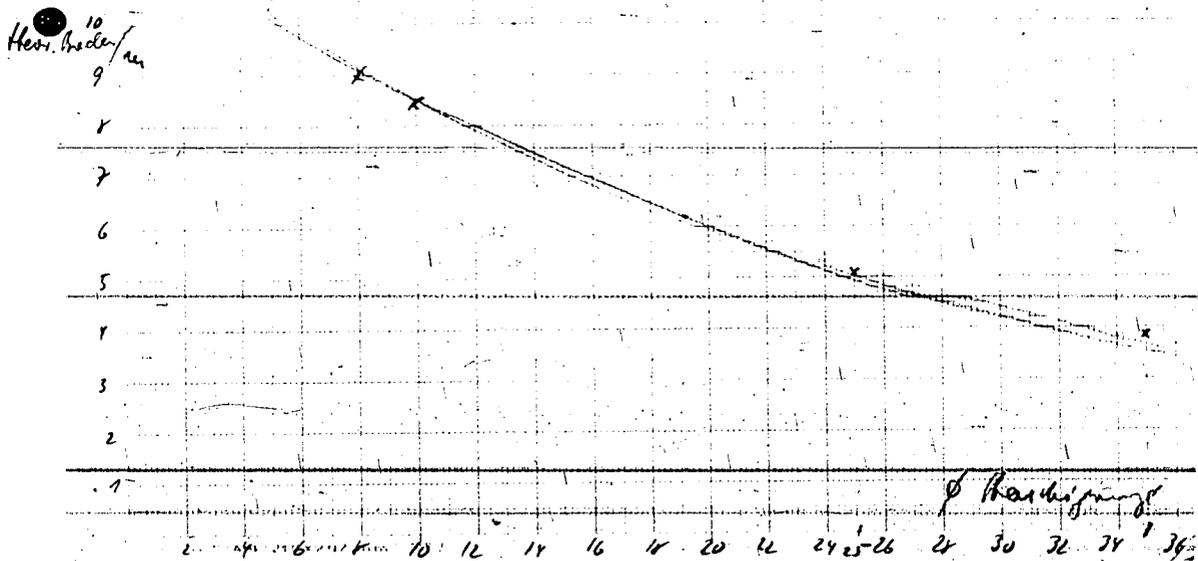
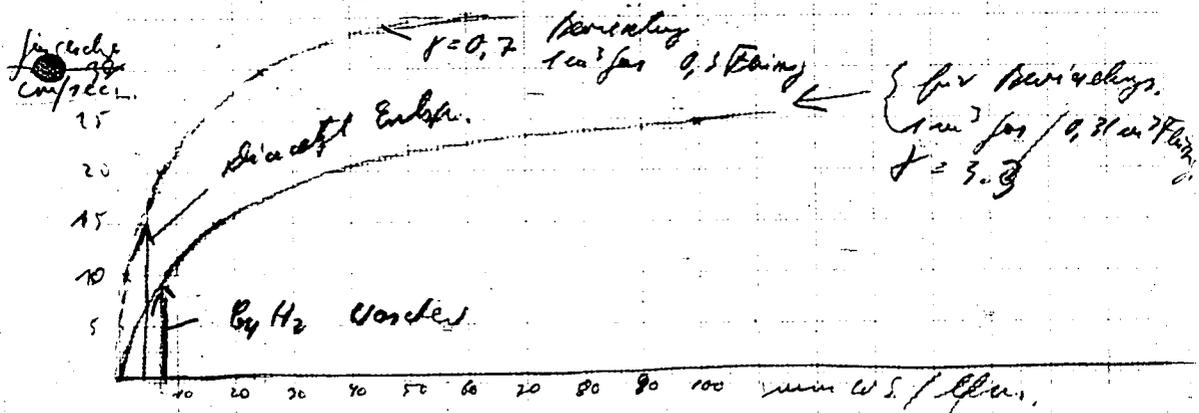
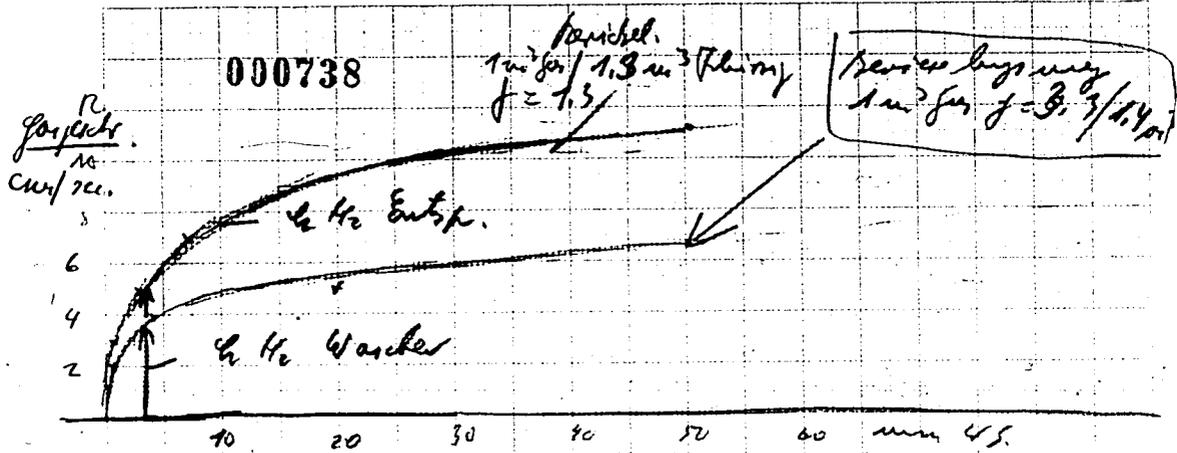
3) Kraftbedarf

	KW	
Abzüge Je Reaktorpaar	480	
Kompensieren Je Reaktorpaar + Rückführung	260	
<i>(nicht mit Totwasser)</i>		
Luftpumpen	20	
Wasserpumpen	2	
Stromversorgungsanlage	5	
Ventiltriebgruppe für Wärme 930m <sup>3</sup> 10at	185	bei 50% Reaktorleistung ~ 95 bei 100% Reaktorleistung
Vacuum Vakuumpumpe am 24-Substanz Wärmeabfuhr Alkoholvorteil	130 45 5	
Kältemaschinenpumpe (600m <sup>3</sup> sek)	75	
	<hr/> 1167	<hr/> 1077
Sonstige 10%	117	108
	<hr/> 1284	<hr/> 1185

4) Dampfverbrauch für Alkoholvorteil ~ 93t

11. 27/1 93





V 29  
Oberhausen-Holtten, den 28. Oktober 1943.  
Abt. HL - Tr/Mm.  
J.-Nr. 43/10/23.

000739

Martin

**Beschreibung einer Anlage zur thermischen  
Gewinnung von Acetylen aus Methan.**

Das Verfahren für die Herstellung von Acetylen aus Methan oder methanhaltigen Gasen wurde ursprünglich in dem Laboratorium des Kaiser-Wilhelm-Institutes in Mülheim-Ruhr unter Leitung von Herrn Geheimrat Prof. Dr. Fischer und seinen Mitarbeitern studiert und wurde von der Ruhrchemie A.G. bis zur technischen Reife entwickelt. Nach dem Verfahren werden Methan oder methanhaltige Gase auf Temperaturen von etwa 1400 - 1500°C unter einem bestimmten Vakuum aufgeheizt. Bei diesen Temperaturen wird aus dem Methan Acetylen und Wasserstoff gebildet. Die Reaktionsöfen werden mit Gas beheizt, wobei entweder Methan oder von anderen Quellen bezogene Heizgase oder auch das Reaktionsgas aus dem Prozeß selbst nach der Abscheidung des Acetylen gebraucht werden kann. Methan oder von fremder Quelle bezogene Gase werden hauptsächlich dann gebraucht, wenn der Wasserstoff aus der Umsetzung für andere wertvolle Zwecke vorteilhaft verwendet werden kann. Die fast vollständig automatisierte Anlage sei im Folgenden näher beschrieben.

Das Methan wird mittels der Vakuummaschinen (1) durch die Umsetzungsöfen (2) gesaugt, wobei ein Druck von etwa 1/10 atm. eingehalten wird. In dem Schema sind 4 derartige Öfen angedeutet. Die Öfen sind mit einem Spezialmaterial gefüllt und arbeiten nach dem Regenerativprinzip. Sie werden kurzzeitig geschaltet, und zwar laufen je 2 Öfen auf Reaktion, während die beiden anderen Öfen auf Heizung stehen. Während der Reaktionsperiode tritt das Methan unten in die Öfen ein und verläßt sie oben am Kopf. Das Reaktionsgas wird durch direkt eingespritztes Wasser abgeschreckt, in dem Skrubber (3a) gewaschen und von der Vakuummaschine (1) angesaugt. Die Vakuummaschine bringt das Reaktionsgas auf einen Druck von 1 atm. Von der Vakuummaschine geht das Reaktionsgas in die Kompressoren (4). Im Nebenschluß geschaltet ist der Gasometer (5). Aus den Kompressoren, die das Gas auf einen Druck von 10 - 12 atm verdichten, gelangt es in die Waschergruppe (6). In dieser Waschergruppe wird das Gas durch eine bestimmt geladene Waschung mit Wasser zuerst von dem Acetylen verunreinigenden Gaskomponenten wie Diacetylen und Allen usw. befreit, sodann wird das Acetylen praktisch quantitativ aufgewaschen. Ein weiterer Teil der Waschergruppe dient dazu, das Acetylen aus dem Wasser wieder freizumachen. Als Restgas fällt ein etwa 90%iger Wasserstoff an, der lediglich mit etwas Methan und Stickstoff verunreinigt ist und für viele Zwecke direkt oder nach den mit geringen Kosten durchgeführten Reinigungsoperationen verwendet werden kann. Der Wasserstoff steht unter einem Druck von 10 atm. zur Verfügung. Er ist beispielsweise ein geeignetes Ausgangsmaterial für die Herstellung von Ammoniak. Das aus der

Durchschrift

Wäsche freigemachte Acetylen gelangt in eine chemische Nachwäsche (7), in der nach bestimmte Gasbestandteile mit Hilfe einfacher chemischer Waschmittel entfernt werden. Das anfallende Acetylen ist von höchster Reinheit und nach den hier vorliegenden Erfahrungen für alle Umsetzungen ohne weiteres zu gebrauchen, für die Carbidadetylen nach den üblichen Reinigungsverfahren gebraucht werden kann.

Die Beheizung der Öfen erfolgt durch Brenngase, die am Kopf der Öfen eingeleitet und mit vorgewärmter Luft verbrannt werden. Bei dieser Aufheizungsperiode wird gleichzeitig eine gewisse Menge Kohlenstoff, die aus dem Gas an dem Spezialfüllmaterial der Öfen abgeschieden ist, unter Ausnutzung der Wärme verbrannt. Entsprechend diesem verbrannten Kohlenstoff ist der Bedarf an Heizgas herabgesetzt. Die die Öfen bei der Aufheizungsperiode verlassenden Rauchgase gehen durch den Ofen nachgeschaltete Dampfessel, an die sie den Hauptteil der Wärme abgeben. Aus den Dampfesseln gehen die Rauchgase in einen Luftvorwärmer (9), in dem die Verbrennungsluft vorgewärmt wird, wobei die Rauchgase ihre restliche Wärme abgeben. Die Verbrennungsluft wird durch die Gebläse (10) angesaugt.

Die bei der Umsetzung entstehenden Gase haben etwa folgende Zusammensetzung:

CO <sub>2</sub>	0,4 %
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	11
H <sub>2</sub>	79,1
CH <sub>4</sub>	5,1
N <sub>2</sub>	4,1
höhere KW	0,3

Es werden bei der Umsetzung etwa 40 - 50 % des eingesetzten Methans nach der Gleichung  $2\text{CH}_4 = \text{C}_2\text{H}_2 + 3\text{H}_2$  in Acetylen verwandelt. Weitere 40 - 50 % werden in Kohlenstoff und Wasserstoff ausgespalten, wobei der Kohlenstoff, wie oben schon näher geschildert, im Ofen bleibt und als Heizmaterial dient. Der Methanbedarf liegt bei 4 - 5 cbm je kg Acetylen, wobei etwa 8 cbm Wasserstoff je cbm Acetylen in einer etwa 90%igen Reinheit anfallen. Der Kraftbedarf für die Erzeugung des Vakuums und für die Durchführung der Wäsche beträgt etwa 5 - 6 kWh je kg Acetylen

000741

Aufstellung der noch fraglichen Punkte bei der Durchführung des Acetylen-gewinnungsverfahrens aus Erdgas, soweit diese nach Ansicht der Firma Still vor der praktischen Ausführung noch einer sorgfältigen Überprüfung und entscheidender Rückäußerung des Verfahrensgebers bedürfen.

1) Die Größe der Reaktionsöfen:

Aus dem Versuchsofen mit 300 mm  $\varnothing$  soll mit einem Schritt zu einem Großofen von 1350 mm l.  $\varnothing$  übergegangen werden. Es wird also in einem Schritt eine 20-fache Durchsatzvergrößerung vorgenommen.

Jeder, der sich mit der Übersetzung von Verfahren aus der kleinen Versuchsanlage in die Großausführung schon häufiger befaßt hat, weiß, daß bei der Übersetzung von Apparaten wie z. B. Reaktionsöfen, in denen chemische, thermische und strömungsmäßige Vorgänge gekuppelt sind, besondere Vorsicht am Platze ist. Eine Vergrößerung solcher Apparate sollte theoretisch nur unter vollständiger Wahrung der geometrischen, strömungsmäßigen, thermischen und chemischen Ähnlichkeiten vor sich gehen. Praktisch ist dies jedoch nicht zu erreichen, da die Konstanzhaltung der Kenngröße für eine Ähnlichkeit die Konstanzhaltung der Kenngröße für die andere Ähnlichkeit ausschließt und stets Zwischenwege gefunden werden müssen. Aus diesen allgemeinen Überlegungen und Erfahrungen heraus ist es praktisch nicht richtig, mit der 20-fachen Vergrößerung des Reaktionsofens in einem Schritt ein unkontrollierbares Risiko auf sich zu nehmen. Gleichzeitig aber führt eine nicht so starke Vergrößerung des Versuchsofens zu einer Erhöhung der Anzahl der benötigten Reaktionsöfen, wenn die Gesamtleistung der Anlage gewahrt werden soll, was im vorliegenden Fall bezüglich anderer Anlagenteile zu ganz wesentlichen Vorteilen führt, wie aus den weiteren Punkten 2, 3 und 4 hervorgehen wird.

*Bedingt durch Standplatz des Ofens  
Zur Erreichung von 1350 mm l.  $\varnothing$*

*Unser Ofen Bauartverhältnis ist zu  
gewählt, dies ist zu beachten, sich auch  
im Vergleich mit dem ist. Praktisch ist der Schritt  
bei 1/2 H<sub>2</sub> sehr, nicht klaren Erfolg*

2) Die Rußbildung und Kohlenstoffabscheidung:

Bei der Spaltung von Methan zu Acetylen tritt in jedem Fall eine Abscheidung von Kohlenstoff auf, Ob sich dieser Kohlenstoff in Form von reinem Kohlenstoff oder in Form von Ruß bildet, oder ob dieser Kohlenstoff sich im Spaltofen festsetzt oder mit den strömenden Gasen aus dem Ofen getragen wird, sei zunächst vollkommen gleichgültig. Auch beim Acetylen-Verfahren im Lichtbogen, wie es z. B. die IG-Farbenindustrie zur Erzeugung des Acetylen für ihre Buna-Herstellung anwendet, ist ein starker dauernder Anfall beachtlicher Mengen von Ruß zu beobachten. Auch hier ist mit Absicht von großen Öfen abgegangen worden und eine Vielzahl kleiner Öfen zur Anwendung gekommen, so daß diese kleinen Öfen bei Verrossung dauernd abwechselnd wieder stillgesetzt und gereinigt werden können. Warum soll man sich bei unserer Acetylenanlage derartige Erfahrungen nicht zunutze machen und das Risiko eingehen, daß sich unsere großen Öfen durch die Kohlenstoffabscheidung zusetzen? Es soll ja nach den Verfahrungsangaben so sein, daß sich nur reiner Kohlenstoff, kein Ruß, bildet; dieser reine Kohlenstoff soll sich auf den Kontaktplatten im Ofen festsetzen und in der Aufheizperiode verbrennen und dadurch mit zur Aufheizung des Ofens beitragen. Ruß soll nicht entstehen. Wir haben immer die Erfahrung gemacht, daß bei jedem Ofen Rußbildung auftritt (auch wenn uns vorher gesagt wurde, daß sich keiner bildet) und daß es immer gut ist, wenn man diese Erfahrung beachtet hat. Aber auch wenn sich wirklich kein Ruß bilden sollte, können wir uns denken, daß die Öfen eine Verringerung ihrer Querschnitte dadurch erfahren, daß bei der Heizperiode der ganze Kohlenstoff nicht ausgebrannt wird, so daß sich wegen anderer Wärmeableitungsverhältnisse gegenüber dem Versuchsofen gerade in den Außenzonen wesentlich mehr Kohlenstoff abscheidet als in den inneren Zonen und dadurch am Rand der Kontaktschichten eine Anhäufung von Kohlenstoff eintritt, die sich u. E. binnen weniger Tage schon entscheidend auf die Leistung der Öfen auszuwirken vermag. Diesen letzteren Punkt allerdings vermögen wir ebenfalls nicht eindeutig theoretisch oder gar praktisch zu begründen, aber Sie werden selbst unbedingt das Gefühl haben, daß auch nicht eindeutig begründete Überlegungen bei dieser Anlage beachtet werden müssen. Durch die unter 1) bereits vorgeschlagene Aufteilung der beiden großen Reaktionsöfen in

*Reinheitsgrad*

*auf*

*3. weil bei  
Kohlenstoff  
und auch  
aus Kohlenstoff  
Kohlenstoff  
Kohlenstoff  
Kohlenstoff  
Kohlenstoff  
Kohlenstoff*

*klar, wenn es ganz ein mal abgeschlossen  
wird, werden Abscheidungen auf ca. 1% der Masse*

mehrere kleine, wäre die Möglichkeit gegeben, ohne Betriebsunterbrechung von Zeit zu Zeit einen dieser Öfen stillzusetzen und zu reinigen.

*frei mit V-Rosch*

- 3) Das Zwischenabsaugen des Ofenvolumens: *abgesetzt man*  
Bei den Verfahrensangaben ist an keiner Stelle etwas ausgesagt über das Zwischenabsaugen des Ofenvolumens:

Nach dem Umschalten ist jedesmal der zuletzt unter Heizung stehende und sich auf Atmosphärendruck befindende Reaktionsofen auf das zur Reaktion notwendige Vakuum zu bringen. Wie unsere Berechnungen gezeigt haben, muß beim Zwischenabsaugen die Vakuumpumpe eine wesentlich größere Leistung aufbringen als beim normalen Betrieb, da das ganze Ofenvolumen in einer kurzen Zeit von wenigen Sekunden durch die Pumpe wegzusaugen ist. Wie in den Verfahrensangaben eingesetzte mehrstufige Turbopumpe hat in keinem Fall die entsprechende Leistung.

*Diese Koffen...  
durch ein Zwischenventil...*

Beim Auftreten dieser Schwierigkeit in unserer Bearbeitung wußten Ihr Sachbearbeiter und wir zunächst keinen Rat. Es wurde schließlich von uns vorgeschlagen, zwischen die beiden Öfen ein Ausgleichventil zu schalten, so daß durch kurzes Zwischenöffnen dieses Ventils der unter atmosphärischem Druck und unter Vakuum stehende Ofen verbunden werden und sich in beiden Öfen ein 50 %iges Vakuum einstellt. Dieser Vorschlag wurde von Ihrem Sachbearbeiter auch gutgeheißen. Wir selbst sind jedoch bis heute noch nicht restlos davon überzeugt, daß bei der praktischen Ausführung das Zwischenventil vollständig den beabsichtigten Zweck erfüllen wird. Außerdem muß, auch bei Einführung des Zwischenventils, immer noch eine Zeit von 4 Sekunden verstreichen, bis sich der Ofen auf Vakuum befindet und Reaktionsgas in den Spaltöfen gegeben werden kann. Diese Zeit ist als Verlustzeit für die Produktion ganz wesentlich (siehe unter 4). Außerdem wird sich diese Zeit bei der praktischen Ausführung noch um einen gewissen Betrag vermehren, da unsere theoretischen Betrachtungen Undichtigkeiten, oder Gasmengen aus den Porenvolumina nicht berücksichtigen.

Durch die unter 1) erwähnte Aufteilung in mehrere kleine Einzelöfen wird auch diese Schwierigkeit ganz wesentlich verringert, da jetzt die abzugsaugende Menge kleiner wird bzw. über einen großen Zeitraum verteilt werden kann.

4) Verlustzeit für die Produktion:

6  
9/10

Unseren Ausführungen liegt ein kleines Blättchen (B 3630/113) bei, betitelt Schaltfolgen-Schema. Aus diesem Schaltfolgenschema ersehen Sie u. a., daß für das Umschalten des Ofens von Heizung auf Reaktion eine Zeit von 12,5 Sekunden benötigt wird. Diese Zeit geht an Produktionszeit für die ganze Anlage verloren, und zwar macht sie 27 % der Produktionszeit aus, wenn man bei 60 Sekunden Schaltabstand auf die für die Produktion noch verbleibenden 47,5 Sekunden bezieht. Die ganze Anlage bis zu den Spaltgasgasometern muß also von vornherein entsprechend vergrößert werden. Dies ist sowohl bei den überlassenen Verfahrensunterlagen als auch später bei der Nachrechnung der Verfahrensunterlagen nicht berücksichtigt. Dadurch kann man der Anlage, so wie sie jetzt projektiert ist und von Ihrem Sachbearbeiter gutgeheißen wurde, von vornherein eine Minderleistung von ungefähr 20 % gegenüber der garantierten Leistung voraus-sagen, was in Anbetracht der von Ihnen gegenüber Nitrochemie übernommenen finanziellen Verpflichtungen für nicht eingehaltene Garantien finanziell ganz verlustreich ausgehen könnte. Auch hier bringt die Verkleinerung der Ofengröße bei Erhöhung der Ofenanzahl zusätzlich eine Verbesserung, da sich die kleinen Schaltventile der einzelnen Ofen wesentlich rascher schalten lassen und da, wie bereits im vorerwähnten Punkt genannt, auch die Zeit zum Absaugen nicht so stark ins Gewicht fällt. Wir bitten dabei an die von Mapag, Metzner & Jung, Wuppertal, und auch von Ihren Sachbearbeitern im Rahmen der Toluolanlage gemessenen Schaltzeiten für große und kleine Ventile zu erinnern.

Das beiliegende Blättchen B 3630/113 über das Schaltfolgen-Schema zeigt die von uns gedachte Reihenfolge der Schaltung der Ventile an den beiden Reaktionsöfen. Die Zeiten für das Öffnen und Schließen aller Ventile, die größer als 50 NW sind, wurde mit 2 Sekunden angesetzt; die Schaltzeit für das Ventil 50 NW wurde mit 1/2 Sekunde angesetzt. Auf demselben Blättchen sind auch die Schaltventilbezeichnungen und die Nennweiten der einzelnen Schaltventile, sowie ihre Ausführung verzeichnet. Wir bitten Sie, speziell dieses Blättchen einer genauen Prüfung zu unterziehen und Ihr Einverständnis zur Durchführung der Schaltung in der angegebenen Weise zu erteilen. In dem Blättchen wollen

Sie besonders beachten, daß wir die Vorellung des Schaltventils 112 (bzw. 122) beim Öffnen mit  $\frac{1}{2}$  Sekunde angesetzt haben. Diese Zeit muß mindestens verstreichen, bevor das Gasventil geöffnet werden darf, weil ja, wie Sie aus der Ihnen bekannten Ofenzeichnung wissen, die Verbrennungsluft erst den Kühlmantel durchströmen muß.

5) Ausbildung der Schaltventile:

500

Bei der jetzt vorgesehenen Anlage werden Schaltventile bis zu 700 mm NW benötigt. Sie werden zum Teil bei sehr hohen Temperaturen gebraucht und an Stellen eingesetzt, wo eine wirklich gute Dichtung zwischen Vakuum und Atmosphäre vorhanden sein muß. Wir sind der Ansicht, daß bei Schaltventilen, deren Durchmesser größer als 300 - 400 mm ist, bei den z. Zt. auf dem Markt befindlichen Modellen und bei den vorhandenen Betriebsbedingungen mit einer auch nur einigermaßen erträglichen Dichtigkeit auf die Dauer nicht mehr zu rechnen ist. Auch das von Ihrem Sachbearbeiter als Spaltgasventil vorgeschlagene Bamag-Ventil mit seinen Doppelsitzen wird u. z. nicht vollkommen dicht sein, da bei der schlechten Kühlung der Gase (s. Punkt 8) an den scharfen Kanten des Ventilsitzes bzw. der Teller zusammen mit der vorerwähnten Ausbildung Anfressungen des Materials zu erwarten sein werden, dies um so mehr, da man heute Spezialmaterial hierfür nicht mehr verwenden kann. Wenn auch von Ihrem Sachbearbeiter versichert wird, daß das Bamag-Ventil in der Versuchsanlage lange Zeit zu Ihrer Zufriedenheit gearbeitet habe, so ist zu bedenken, daß das Gortige Ventil nur 450 und nicht 700 mm NW besaß. Auch war dieses Ventil bei Ihrer Versuchsanlage in die Abhitzeleitung eingebaut, während es hier bei der Großausführung in die Spaltgasleitung gebaut wird, wo durch das Ventil gleichzeitig Wasser hindurchgeht. Hierzu kommt noch eine kleinere oder neben-sächlichere Überlegung speziell bei dem Bamag-Ventil: Das zwischen den beiden Ventilsitzen sich befindende Wasser verdampft, während beide Sitze geschlossen sind. Stellt man sich vor, daß auf den großen Flächen zwischen beiden Ventilen nur 4 Liter Wasser haftet und zum Verdampfen kommt, so entsteht daraus ungefähr  $1 \text{ m}^3$  Dampf, was bei dem abgeschlossenen Volumen zu einer Erhöhung des Druckes, zwischen den beiden Ventilsitzen auf ca. 10 atü führen könnte. Diese Tatsache läßt sich jedoch durch ein

Das Schweißverfahren ist  
zu prüfen und  
zu bestätigen  
ist.

1/10 1/10

972000

besonderes Sicherheitsventil auf dem Ventilkörper beseitigen. Allerdings stellt eine solche Maßnahme eine Komplizierung dar, die nach Möglichkeit vermieden werden sollte. Auch zu diesem Punkt läßt sich allgemein sagen, daß die Vergrößerung der Ofenzahl und die Verringerung der Ofengröße eine beachtliche Verbesserung bringen werden.

Von Seiten der Nitrochemie wird zu dem großen 700er Schaltventil der Vorschlag gemacht, dieses durch Einhängen in einen mit Wasser gefüllten Behälter zu kühlen. Eine Kühlung auf diese Weise wird zwar die äußere Oberfläche des Ventils kalt halten, schließt jedoch nicht aus, daß innen am Ventilsitz z. B. die Kanten des Ventiltellers oder des Sitzes gleichzeitig glühen. Dieses kann nur durch große Mengen Wasser, die durch das Ventil mit dem Gas hindurchströmen, erreicht werden. Sollen die Mengen Wasser bis zu 100 m<sup>3</sup>/h vergrößert werden, so wie das Ihr Sacharbeiter kürzlich gefordert hat, so wird der Ventilquerschnitt durch das Wasser selbst, das mit großer Geschwindigkeit und Wirbelbildung in dem Ventilkörper herumsaust, stark eingeengt und der Druckverlust für die Strömung des Gases im Vakuum in unbestimmter Weise erhöht. Wenn die Wassermenge wirklich so ungeheuer groß gemacht werden muß, ist das Schaltventil mit 700 NW immer noch zu klein.

Die vorstehend aufgeführten Punkte 1 bis 5) hängen engstens zusammen mit der unter 1) erwähnten Frage der Ofengröße, wobei stets zu bedenken ist, daß mit kleineren Öfen bei größerer Ofenzahl stets eine Reserve vorhanden ist, die beim Auftreten einer der aufgeführten Schwierigkeiten Reparaturen ermöglicht, ohne, daß die ganze Anlage stillliegt. Um uns ein Bild zu machen über die beste Ofengröße, bzw. über die Ofengröße, die hinsichtlich Schaltventilen, Zwischenabsaugen und auch Schaltzeitverlust die günstigsten Verhältnisse liefert, haben wir verschiedene Möglichkeiten überrechnet und den Eindruck gewonnen, daß z. B. die Ausführung in 2 x 4 Öfen à 730 l. Ø verhältnismäßig günstig wäre. Die Schaltventile bekommen z. B. dann folgenden Durchmesser: Spaltgas je nach Wassermenge 400 bis 500 NW, Abhitze 350 NW, Verbrennungsluft 250 NW, Kühlluft 250 NW. Die Schaltzeit für das Umschalten eines Ofens auf Heizung bzw. des korrespondierenden Ofens auf Reaktion liegt zwischen 7 und 11 Sekunden. Das Umschalten von je 2 Öfen würde so erfolgen, daß alle

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

15 Sekunden ein neuer Schaltvorgang für die nächste Ofengruppe beginnt, sodaß also in dem Zeitraum von einer Minute alle 2 x 4 Öfen einmal geschaltet werden und nach 2 Minuten eine Periode vollkommen zu Ende geführt ist. Jeder Ofen stünde dann wie bisher 1 Minute auf Reaktion, 1 Minute auf Heizung usw. - Für das Abpumpen der Spaltgase werden die Verhältnisse ebenfalls günstiger. Die jetzt vorgesehenen Zwischenventile 130 a) und b) können vollkommen entfallen. Durch Einführung eines dritten Dampfstrahlaggregates ist es möglich, innerhalb von 2 bis 3 Sekunden das Zwischenabsaugen zu bewältigen, da jetzt ja zu einem bestimmten Zeitpunkt immer nur das Gasgewicht eines kleinen Ofens abzusaugen ist. Auch über die praktische Anordnung und über die Ausmauerung haben wir uns schon gewisse Gedanken gemacht. Diese ließen sich ebenfalls günstiger durchführen als bei 2 Öfen. Der Materialaufwand in diesem Fall ist natürlich wesentlich größer als bisher. Wir würden vorschlagen, daß vor einer Entscheidung über die Ofenzahl diese Überlegungen von Ihnen ebenfalls einmal durchgeprüft würden.

Als weiter noch zu diskutierende Punkte führen wir an:

- 6) Die Explosionsgefahr durch das Vorhandensein von Diacetylen:  
Bei der Spaltung des Methans zu Acetylen treten auch beachtliche Mengen Diacetylen auf. Wie unserem Sachbearbeiter bekannt geworden ist, sollen diese speziell bei der Acetyलगewinnung nach dem Lichtbogenverfahren immer wieder Schwierigkeiten bereitet haben und teilweise zu Störungen und zu Explosionen geführt haben. Wie diese Störungen bei dem Lichtbogenverfahren im einzelnen beseitigt worden sind, ist uns nicht bekannt. In Ihren Verfahrensangaben sind derartige Dinge überhaupt nicht erwähnt. Wir selbst vermögen nicht zu beurteilen, wie weit die Durchführung des Verfahrens durch das Diacetylen gestört wird, möchten jedoch an dieser Stelle auch darauf hinweisen.

000749

7) Rostbeanspruchung

Der Rechnung nach ergeben sich während der Reaktionsperiode an Rost des Ofens Temperaturen von 600 - 650°C. Die Roststäbe halten auch bei Verwendung von Sicromal 8 und bei Anwendung einer Rostkonstruktion, die besonders kurze Stützlängen für die Roststäbe aufweist, auf die Dauer diese Beanspruchungen nicht aus. Es werden dauernd einzelne Roststäbe herausbrechen und zu einem Zusammensinken des Ofenbesatzes an einzelnen Stellen und zur Überlastung der Nachbarstäbe führen. Bei der jetzt vorgesehenen Anlage müßten die Ofen stets wieder stillgelegt und zum Einführen neuer Roststäbe vollkommen ausgebaut werden. Auch bei gut eingesetztem Personal dauert dies stets mehrere Tage. In dieser Zeit wird überhaupt kein Acetylen erzeugt. Durch die Anwendung mehrerer kleiner Ofen wäre diese Schwierigkeit stark gemildert.

Einen anderen Vorschlag haben wir zu machen, um die Schwierigkeit der Verzunderung des Rostes zu beheben:

Über dem Rost müßten nicht sofort die eigentlichen Regenerativplatten beginnen, sondern es müßten hier, vielleicht in 2 Schichten à 200 mm Höhe, besonders ausgebildete Formsteine eingebaut werden. Die bisher unter den Rost geblasene Kuhlluft würde über dem Rost zwischen die für die Verteilung der Kuhlluft günstig geformten Steine hineingeblasen und verteilt und so schon über dem Rost eine Zone tieferer Temperatur während des Aufheizvorganges geschaffen. Beim Einleiten von Reaktionsgas würden diese Steine gleichzeitig für eine gleichmäßige Verteilung des Reaktionsgases über dem Querschnitt sorgen, sodaß man mit 1 Einführungsstutzen und 1 Schaltventil an dieser Stelle auskäme (bisher sitzen hier 4 Eintrittsstutzen und 4 Schaltventile à 50 NW).

2!

1. 160° 170° vorgerandete Kessel zum Schutz des Rostes  
2. Regenerativer Rost  
3. Kuhltemperatur 500°

700 → 170° 300° 1000 VE/2  
an 40 cm gemessen 200 g/20  
5000 m<sup>3</sup> / h · 0,2 = 1 + 40/10 cm  
Müllkessel, keine Kessel abstrichen

3) Kuhltemperatur auf 250°  
unabhängig von Ofen

8) Abschrecken der heißen Gase:

Aus den Reaktionsöfen treten die heißen Spaltgase mit Temperaturen bis zu 1500° aus. Die Gase sollen beim Austreten schlagartig abgeschreckt werden, um die Bildung von Zwischenprodukten zu unterbinden. Deshalb soll nach Angabe des Verfahrens hier Wasser direkt in die Absaugleitung eingespritzt werden, wodurch die Temperatur schlagartig bis zur Sättigungstemperatur von 39°C (bei Vakuum) sinken soll. Unserer Meinung nach gehört zur Erreichung einer bestimmten Kühlwirkung durch Einspritzen von Wasser ein ganz bestimmtes Kühlvolumen oder was letzten Endes auf dasselbe herauskommt, eine bestimmte Kühlfläche, die in diesem Fall als die Summe der Oberflächen aller Tröpfchen zu betrachten wäre. Daß dieses so ist, haben wir z. B. immer wieder beobachtet beim Abschrecken von heißen Gasen an unseren Koksöfen, wo in der Vorlage bzw. in den Steigleitungen zur Kühlung ebenfalls Wasser eingespritzt wird. In den verschiedenen Besprechungen hat Ihr Sachbearbeiter immer wieder betont, daß diese Gase nur in der Leitung abgeschreckt werden dürfen und daß das Schaltventil direkt an den Austrittstutzen am Ofen gesetzt werden müsse. Der Übergang zwischen den Spaltöfen und dem Skrubber durch das Schaltventil ist von uns in zahlreichen Variationen aufgezeichnet worden, wobei Ihr Sachbearbeiter seine Zustimmung schließlich zu einer Ausführung gegeben hat, die wir nicht für günstig halten. Eine Einigung über diesen Punkt konnte bisher zwischen Ihrem Sachbearbeiter und uns eigentlich nicht erzielt werden. Es sollte uns hierzu noch eine Zeichnung zu der besonders ausgebildeten Einspritzvorrichtung Ihrer Versuchsanlage zugestellt werden, die wir auch an dieser Stelle noch einmal erbitten.

(neu b. 4.  
2/2/52)

9) Die Acetylenverluste:

In der Anlage wird an vielen Stellen acetylenhaltiges Gas mit Wasser gekühlt und durchgewaschen. Wir haben in den zur Verfügung gestellten Verfahrungsunterlagen an keiner Stelle eine Aufstellung der Acetylenverluste im Kühlwasser gefunden. Es wäre u. B. eine Überprüfung des Acetylenverlustes an folgenden Stellen notwendig: Ablauf des Abschreckwassers, Ablauf des Wassers aus den großen Spaltgasskrubbern, Ablauf der Wassermengen aus den Zwischen- und Endkühlern der Dampfstrahlpumpen, Ablauf des diacetylenhaltigen

000751

Wassers aus dem Diacetylenentspanner, Ablauf des Wassers aus den Acetylenentspannungskesseln. Die Temperaturen, die nach unserer Berechnung an diesen Stellen der Apparate zu erwarten sind, haben wir in unserem hier beiliegenden Schema eingetragen, sodaß es also anhand Ihrer Versuchsergebnisse über die Löslichkeit von Acetylen im Wasser für Sie ein leichtes sein wird, dies nachzuprüfen und uns mitzuteilen. Die Beurteilung und Planung des gesamten Wasserkreislaufs hängt hiervon ab.

10) Bildung von unerwünschten Nebenprodukten bei der Spaltung von Erdgas:

Bei der Spaltung von Methan gas im Lichtbogen bilden sich neben dem gewünschten Acetylen und dem unter Punkt 2) bereits erwähnten Ruß auch noch ölige Bestandteile, Naphtalin und Benzol. **Diese Bestandteile werden unseres Erachtens** bei der Spaltung in unseren Kontaktöfen auch zu finden sein und werden das Abschreckwasser stark verunreinigen. Es muß geprüft werden, ob diese Verunreinigungen es nicht verlangen, daß das Abschreckwasser dem Kreislauf nicht wieder zugeführt wird, sondern erst einer besonderen Klärung unterzogen wird. Auch für die Kühlung des heißen Gases durch den von uns ergänzend zu Ihren ursprünglichen Verfahrensangaben eingeführten großen Spaltgasskrabber können sich diese verunreinigenden Bestandteile neben dem Ruß sehr unangenehm auswirken, da die Wasschirringe hierdurch stark verschmutzen,

Die vorstehenden 10 Punkte sind u. a. besonders wichtig, da sie reine Verfahrensschwierigkeiten schildern. Im Laufe der Bearbeitung kamen jedoch auch zahlreiche weitere Schwierigkeiten, die geklärt werden müssen, bevor man das Verfahren als baureif bezeichnen kann.

11) Verwendung von Dampfstrahlpumpen statt der im Verfahren vorgesehenen Turbokompressoren:

Eine Gegenüberstellung der beiden Maschinenarten bezüglich Anwendung, Anschaffungskosten, Betriebskosten, Wartung und der Rentabilität allgemein, wurde von uns vorgenommen. Die Entscheidung fiel zu Gunsten der Dampfstrahlpumpen aus, zumal im vorliegenden Fall des Baues Nitrochemie für die Erzeugung des Betriebsdampfes das in der Anlage selbst anfallende Restgas oder

das dort zu billigen Preisen vorhandene Erdgas Verwendung finden kann. Zu dem im Verfahren angegebenen Turbosauger sei erwähnt, daß der Sauger in den für den Betrieb erforderlichen Abmessungen praktisch nicht zu beschaffen ist. Die Maschine müßte ausgebildet werden als ca. 24-stufiger Turbosauger mit besonders verteilten Stufengruppen. Der Platzbedarf für eine Maschine beträgt ungefähr 15 m in der Länge und 2 bis 3 m in der Breite. Die Kosten für eine solche Maschine müssen mit ungefähr 250000/300 000 RM angesetzt werden. Auch der Versuch der Anwendung von Kolbenmaschinen führt zu ähnlich großen Ausführungen, wenn man nicht gerade ca. 30 Vakuumkolbenpumpen in der größten als gängig auf dem Markt befindlichen Ausführung wählen wollte. Die Dampfstrahlpumpen dagegen sind nicht nur verhältnismäßig rasch zu bekommen und für solche Ausführungen auf dem Markt, sondern ihr Anschaffungspreis ist sehr niedrig gegenüber dem der Turbosauger, sie weisen keinerlei Reparaturen auf und sind sehr betriebssicher, sodaß man in der Praxis hierfür sogar nicht einmal Reservepumpen vorzusehen pflegt. Für die Änderung an diesem verfahrenswichtigen Punkt fehlt uns noch Ihre schriftliche Anerkennung.

12) Die Einführung von Raschigringkühlern als Zwischenkühler für die mehrstufigen Dampfstrahlpumpen-Aggregate:

Bei den normalen Dampfstrahlpumpenaggregaten werden stets Einspritzkondensatoren zur Zwischenkühlung vorgesehen. Für den vorliegenden Fall haben wir Raschigring-Zwischenkühler eingeführt, um das Kühlwasser möglichst warmablaufen zu lassen und dadurch die Absorption von wertvollem Acetylen im Kühlwasser herunterzusetzen. Es wäre richtig, wenn speziell diese Apparate hinsichtlich der Fläche, des Wasserbedarfs und der Acetylenverluste vom Verfahrensgeber noch einmal auf Grund seiner Versuchserfahrung rechnerisch überprüft und die Richtigkeit der Abänderung am Verfahrensweg gutgeheißen würde. Ebenso müßte für das Einblasen von Restgas zur Acetylenausblasung in den Kühlerunterteilen noch die Gasmengen festgelegt werden.

13) Acetylenentspannungskessel:

In der Anlage werden sogenannte Acetylen-Entspanner zur Anwendung gebracht. Es fehlen uns jegliche Unterlagen zur Dimensionierung dieser Apparate. Auch von Seiten der Verfahrensbeschreibung her sind uns keinerlei Angaben gemacht worden. Die Apparate wurden von uns, um überhaupt vorwärts zu kommen, ohne jeden theoretischen Anhalt, rein nach dem Gefühl dimensioniert und so festgelegt, daß sie die größtmögliche Ausführung darstellen, die noch auf der Reichsbahn transportiert werden kann und daß sie gleichzeitig eine Ausführung darstellen, die in Anbetracht des in den Apparaten vorhandenen Vakuums erträgliche Wandstärken aufweist. U. E. müßte hier ein versuchsmäßige Überprüfung erfolgen, da an dieser Stelle auch die Möglichkeit von unliebsamen Überraschungen besteht. Es müßte hierzu eine greifbare Berechnungsgröße vom Verfahrensgeber aus seinen Versuchen abzuleiten sein.

14) Der Wasserkreislauf:

Der Wasserkreislauf der gesamten Anlage ist in den Verfahrensunterlagen nicht genügend ausführlich dargestellt. Besonders sind darin nicht vollkommene Angaben über die Wassertemperaturen und die an den einzelnen Stellen erforderlichen Wassermengen gemacht. Es wäre zweckmäßig, diese grundlegenden Angaben von Seiten des Verfahrensgebers selbst noch einmal zu überprüfen und uns hierzu Unterlagen an die Hand zu geben, nach denen wir unsere gesamten Kühler und besonders auch die Skrubber zuverlässiger auslegen könnten.

000754

15) Kittelböden:

Für die 4 Hauptapparate der Acetylenauswaschung sind von Ihnen nachträglich Kittelböden vorgeschrieben worden. Wir selbst haben stets darauf gedrängt, daß die Apparate zumindest so ausgeführt werden sollen, daß auch Raschigringe eingebaut werden können und daß die Querschnitte der Apparate so groß sind, daß man unbedingt sichergeht, da ja die auf die Apparate gegebenen Wassermengen außerordentlich groß sind. Der Kittelboden ist, soviel uns bekannt ist, für Auswaschungen im großen noch nie zur Anwendung gekommen. Es bedeutet ein gewisses Risiko, die wichtigsten Apparate einer Anlage, die ohnedies an anderer Stelle schon Schwierigkeiten genug aufweist, mit einer besonderen Ausführung zu versehen, die noch nicht lange genug erprobt ist. Es wurde jedoch von Ihnen als Verfahrensgeber hier die Dimension der Apparate vorgeschrieben (Ihr Schreiben vom 5. 2. 44), ebenso die bestimmte Art der Böden. An Böden sind in jedem Apparat nach den Festlegungen Ihres Herrn Dr. Tramm 96 Stück vorgesehen. Wir bitten, uns dies noch schriftlich zu bestätigen. Weiterhin erwarten wir noch zu diesem Punkt der Kittelböden Ihr schriftlichen Angaben über die Druckverluste auf dem Gasweg je Boden, da wir danach die Drucke zum Einblasen von Gas in den Diacetylenentspanner und den Wasserstoffmethanentspanner vorsehen müssen. Gerade beim Wasserstoffmethanentspanner läßt sich erst nach Bekanntgabe des Druckverlustes entscheiden, ob wir das Acetylen mit Hilfe eines Kompressors oder eines Gebläses in den Apparat drücken müssen, oder ob wir mit dem Überdruck auf der Austrittsseite der dreistufigen Vakuumpumpe auskommen. Im Schema sind zunächst Kompressoren gezeichnet; eine Bestellung ist von uns noch nicht getätigt, da die Druckangaben noch fehlen. Wir machen in diesem Zusammenhang darauf aufmerksam, daß es besonderer Aufwendungen bedarf, wenn an dieser Stelle ein Druck von mehr als 0,8 atü erforderlich werden sollte, da dann die einfache Kompression von Acetylen gas nicht mehr möglich ist. (s. z. B. Ullmann: Encyclopädie d. ges. Technik, Bd. I, S. 141.)

14.12.44 046 TB  
13.12.44 046 TB 99.12.44 1213 15.12.44

000753

16) Kohlensäuregehalt der Gase:

Das in der Anlage erzeugte Rohacetylen soll in einer Kohlen-säurewäsche von der darin befindlichen Kohlensäure befreit werden. Wir haben hierzu noch keinerlei Angaben über den Kohlensäuregehalt des Rohacetylen und ebenso noch keinerlei Angaben über den verlangten Kohlensäuregehalt nach der Wäsche. Wir finden lediglich in den uns neuerdings bekannt gewordenen vertraglichen Festlegungen zwischen Nitrochemie und Ruhrchemie einen Passus, in dem festgestellt wird, daß die verunreinigenden Bestandteile derart gering sein sollen, daß sie die Weiterverarbeitung zu Acetaldehyd nicht stören. An anderer Stelle wird von 98 %igen Acetylen gesprochen, sodaß also die Verunreinigungen höchstens 2 % betragen würden.

17) Durchführung der Steinzeichnungen:

Die Lieferung der Steine für die Ausmauerung und den Besatz der Reaktionsöfen sollte ursprünglich durch die Firma Koppers vorgenommen werden, wobei die Steinbestellung durch die Ruhrchemie getätigt würde. Die detaillierten Steinzeichnungen wären dann also von der Steinlieferfirma ausgeführt worden. Nachdem neuerdings die Nitrochemie die Steine selbst in Ungarn beschaffen will, sollen die Steinzeichnungen von Still angefertigt werden. Hierzu muß Still jedoch von Ruhrchemie alle Unterlagen über die Ausbildung der Steine und des Besatzes bekommen. Die bisher ausgehändigten Unterlagen erstrecken sich nur auf ein Angebot, das von Ruhrchemie bei Koppers eingeholt worden ist und auf eine Ofenzeichnung, in der einige Andeutungen zur Ausmauerung gemacht sind. Es müssen uns bis ins Einzelne gehende Angaben über die von Ihnen als gut erkannte Ausbildung der Steine bei den verschiedenen, zuletzt erprobten Reaktionsöfen gemacht werden, bevor wir mit der Aufzeichnung der Ausmauerung beginnen. So ist z. B. durchaus nicht klar gestellt, wie die Besatzplättchen gegeneinander gehalten sind, ob sie mit Feuer und stark erweiterter Nut ineinander gefügt werden und wie sie am Umfang gehalten werden. Wir sind sicher, daß bei Ihrem Versuchsofen die Plättchen in anderer Weise eingebaut waren, als sie in der mit dem Koppers Angebot zur Verfügung gestellten Zeichnung eingebracht sind. Wie dort dargestellt, würden die Plättchen gegen-

einander ohne weiteres verrutschen können. Weiterhin ist uns nicht bekannt, ob zum Halten des Besatzes im Ofen besondere Wände gezogen waren, mit z. B. im Grundriß kreuzförmigem Querschnitt, oder ob der Besatzraum wirklich nur mit Plättchen durchgehend besetzt war. Bezüglich der Ausmauerung fehlen uns Angaben darüber, ob die Mauersteine mit Nut und Feder im Versuchsofen gehalten waren und wie das Gewölbe des Versuchsofens im einzelnen ausgebildet war. Es wäre gut, wenn uns diese Angaben umgehend zukämen, da wir uns erst dann mit verbindlichen Ausführungen der Steinzeichnungen befassen können.

18) Regelung der Entspannungsturbine:

Zur Ausnutzung der Energie des Waschwassers im Acetylenwaschturm ist eine Entspannungsturbine, welche mit einer Leistung von 90 PS einen Dynamo antreibt, vorgesehen. Da bei Ausfall des Netzes die Entspannungsturbine plötzlich entlastet wird, muß die Regelung der Turbine, die normalerweise vom Höhenstand des Acetylenwaschers auf die Leitschaufeln der Stellung der Turbine einwirkt, abgeschaltet werden und ein normales Regelventil im Umgang der Entspannungsturbine eingeschaltet werden. Hierdurch stellt diese Ausführung der Entspannungsturbine einen besonders schwierigen Betriebspunkt dar. Es ist zwar technisch möglich, eine solche Regelung vorzunehmen und als Spezialausbildung auszuführen. Die Beschaffung der Regeleinrichtung ist aber unter den heutigen Verhältnissen nahezu unmöglich. Wir prüfen z. Zt., ob diese Regelfrage sich mit den vorhandenen üblichen Regelgeräten nicht anders lösen läßt z. B. durch Einbau eines normalen Niveaureglers in größerer Höhe am Waschturm, der einsetzt, wenn die Turbine bei Drehzahlerhöhung abgeschaltet (geschlossen) ist.

19) Verhältnisregelung bei unterbrochenem Betrieb:

Die Reaktionsöfen werden wahlweise mit Restgas und Erdgas beheizt. Eine gleichzeitige Benützung beider Gase in Form eines Mischgases ist nicht vorgesehen. Zum Ausbrennen des abgeschiedenen Kohlenstoffs im Ofen ist ein besonders großer Luftüberschuß für die Verbrennung einzuhalten. Deswegen ist zur Konstanzhaltung der Gas-Luftverhältnisse ein normaler Verhältnisregler in die Heizgasleitungen eingebaut. Der Verhältnisregler stellt nach der momentan eingestellten Luftmenge stets eine bestimmte Gasmenge ein. Wird jetzt beim Umschalten der Öfen die ganze Heizgasführung, bzw. Luftführung unterbrochen, so schließt der Verhältnisregler die Heizgasleitungen vollkommen ab. Er wird sich also beim Wiedereinschalten des Gases zur Beheizung des neuen Ofens erst allmählich einspielen müssen. Diese Zeit zum Einspielen nimmt jedoch die ganze Heizzeit in Anspruch, sodaß also mit dem Verhältnisregler eine vernünftige gleichmäßige Beheizung nicht zu erzielen ist, wenn nicht Maßnahmen geschaffen werden, die ein vollkommenes Schließen des Verhältnisreglers verhindern.

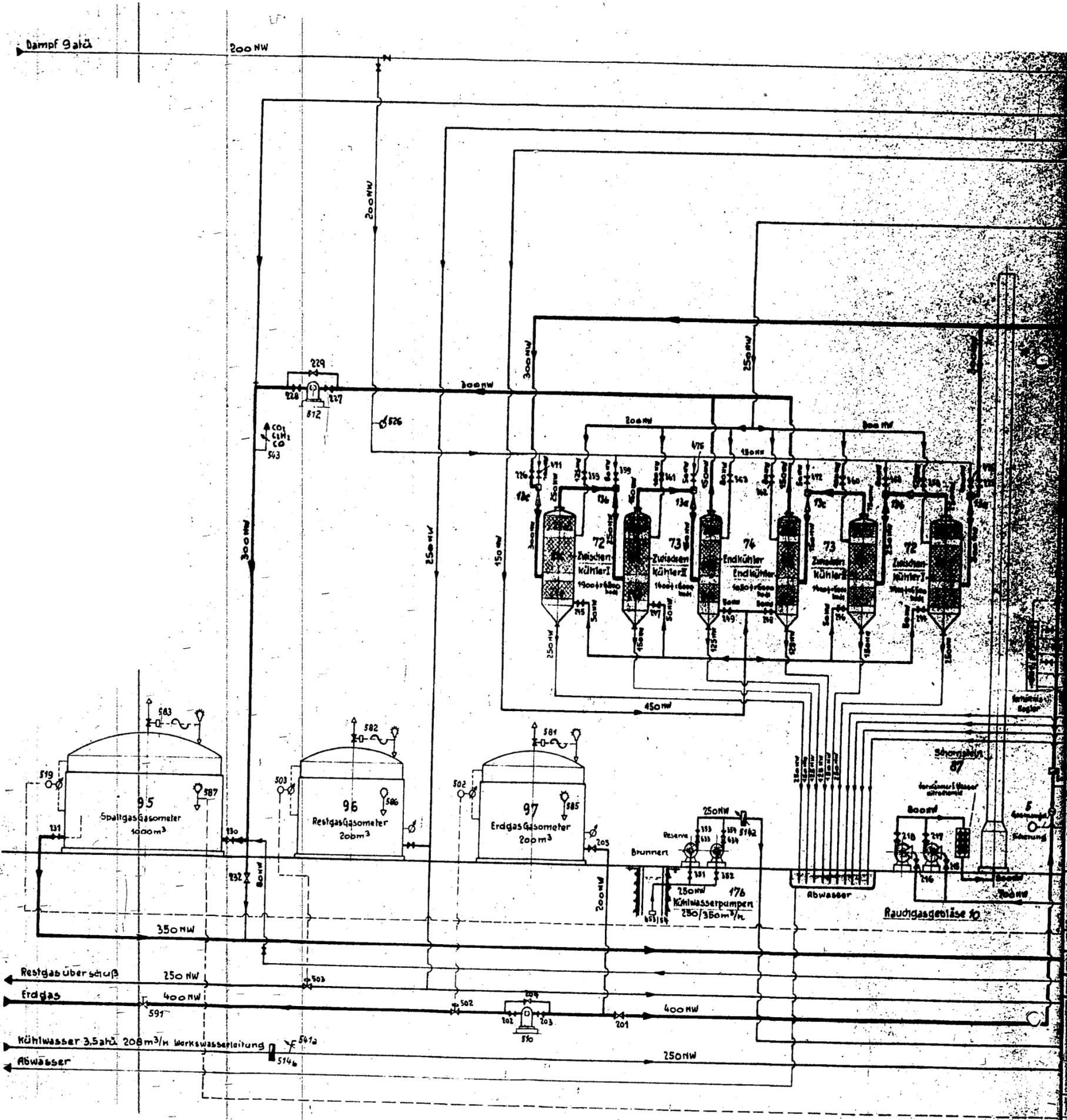
Diese Frage und noch einige weitere regeltechnischen Fragen bedürfen noch besonderer Klärung.

20) Inbetriebnahme der Öfen:

Die Inbetriebnahme der Öfen müßte im einzelnen durchüberlegt werden, da es ja erforderlich ist, daß im Moment des Umschaltens der ganzen Schaltautomatik von Anheizen auf Betrieb der eine Ofen, der jetzt zunächst auf Reaktion geht, gegenüber dem anderen Ofen, der noch weiter beheizt wird, etwas überheizt sein muß. Diese ganzen Verhältnisse sind noch nicht durchgesprochen und festgelegt.

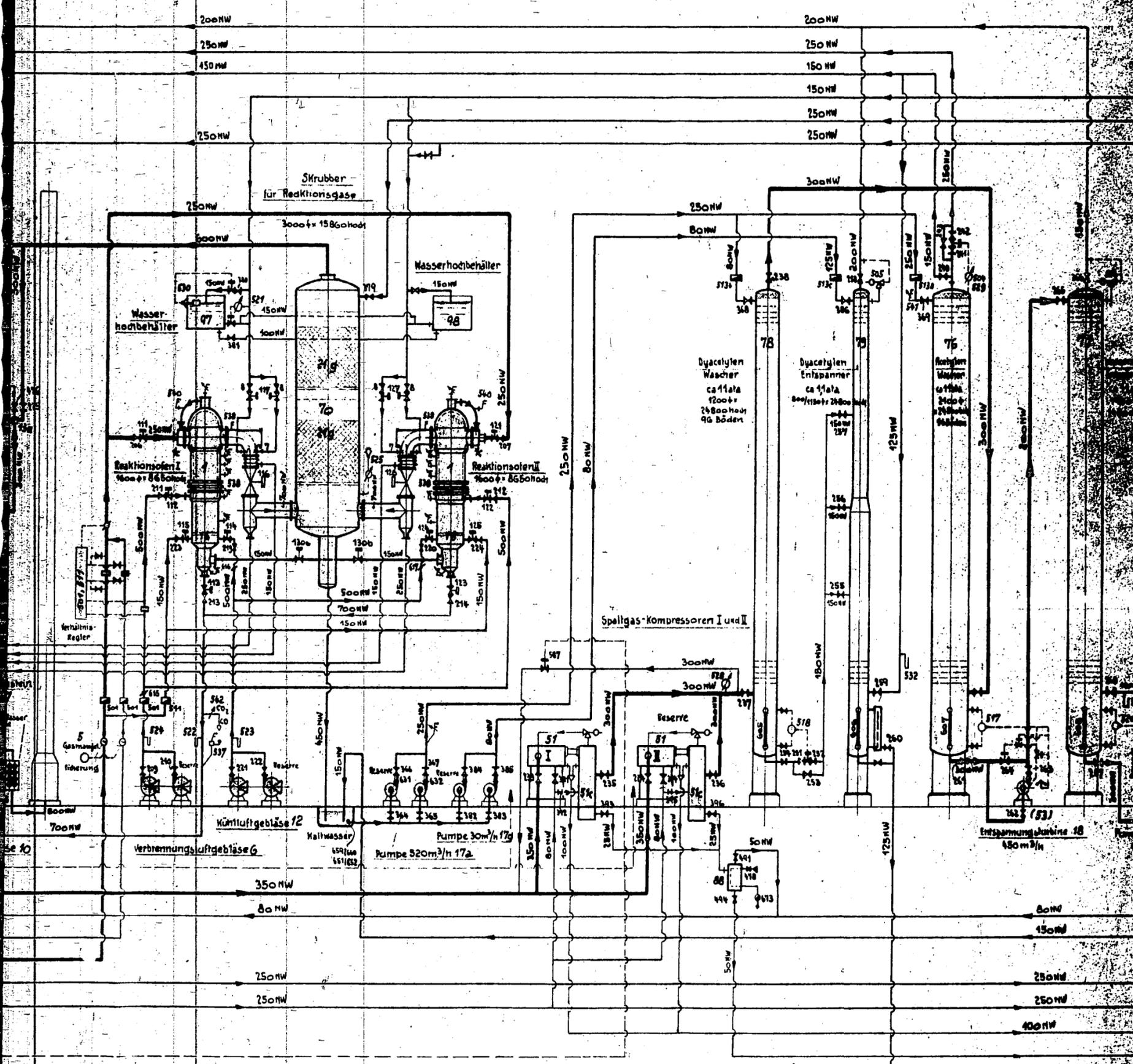
# Bauschema der ...

000758



# Anlage zur Gewinnung von Acetylen aus Erdgas für die Nit...

000758



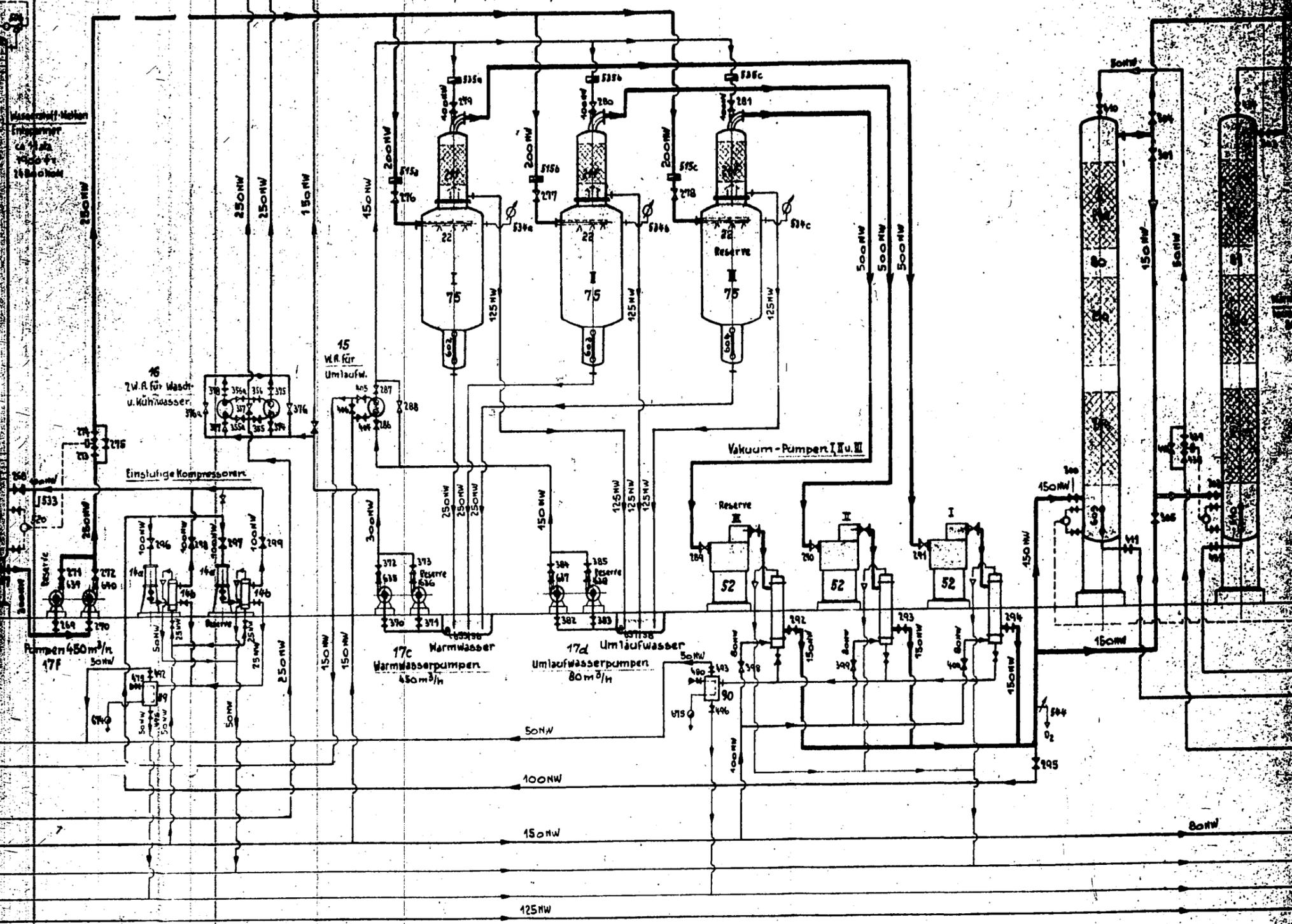
Das Urheberrecht ist vorbehalten.  
 alle Rechte vorbehalten.  
 und widerrechtliche Nachahmung.  
 1000  
 1911  
 1912  
**Firma: Stül**  
**HECKLINSHÄUSEN**  
 Westfalen

# Chemie Industrieanlagen AG Budapest.

000758

**Aethylen-Entspanner I, II und III mit aufgebauten Skrubber**  
 4000/3000/1800 φ = 4075 Mod, 6 Stromkreise in Entspanner

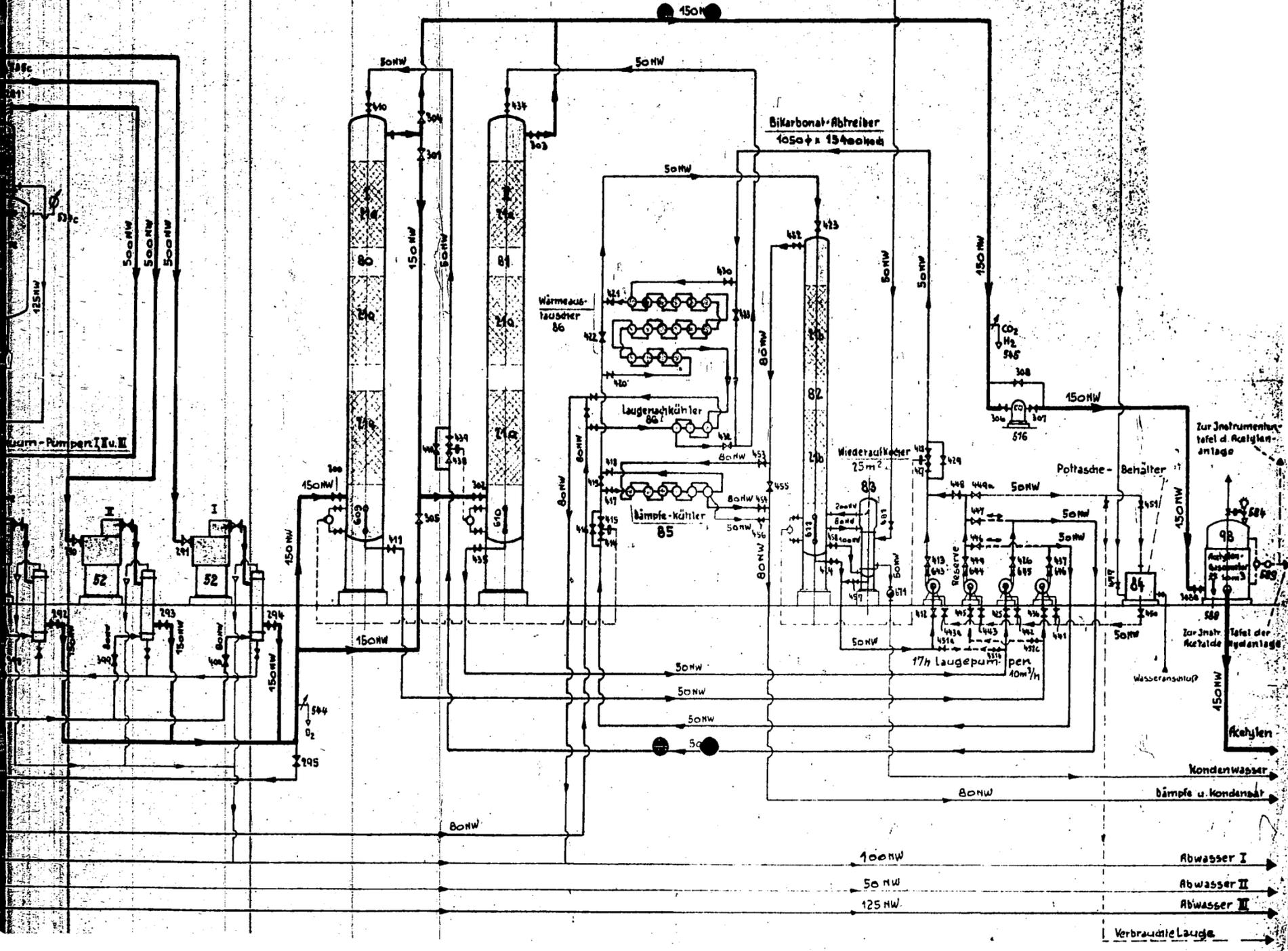
**CO<sub>2</sub> Wascher I und II**  
 1750 φ = 20000 Mod



pest.

00758

CO<sub>2</sub> Wascher I und II  
1750 + 2080 m<sup>3</sup>/h



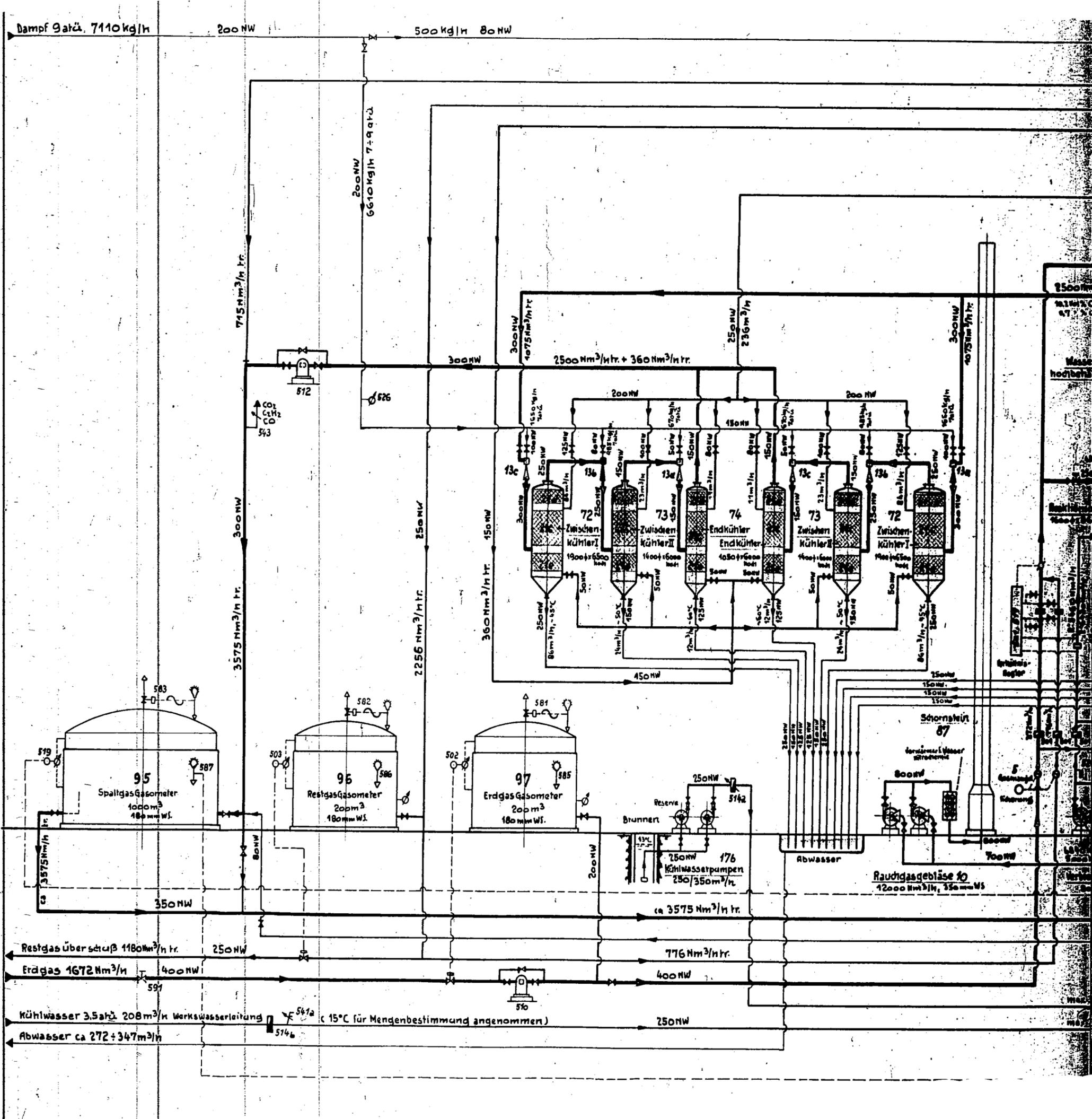
Schema mit Betriebszahlen siehe Blatt B3630/114

April 1944

**B3630**  
**112**

1:100

00059



000758

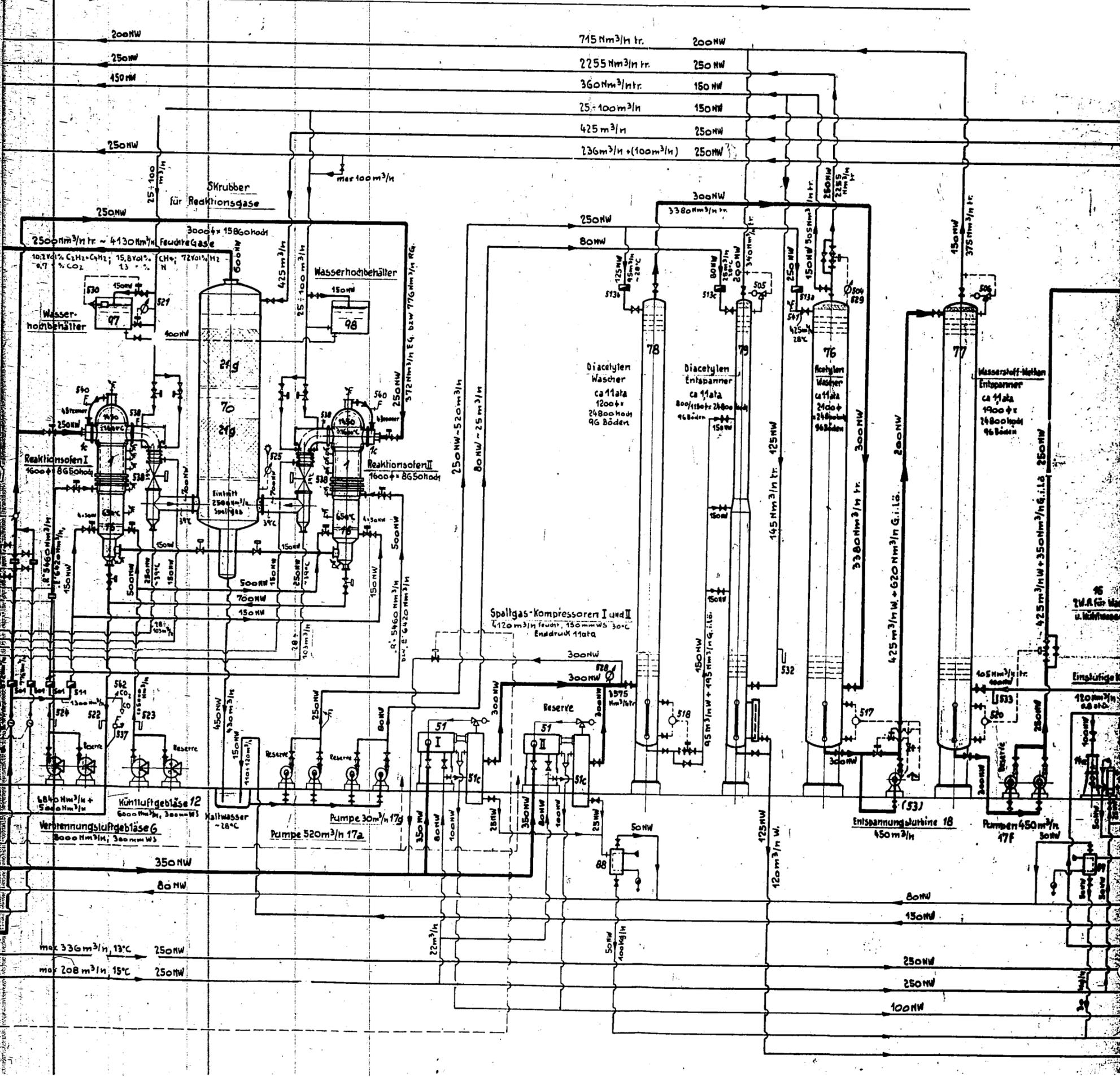
# Lebensschema der Anlage zur Gewinnung von Acetylen aus Erdgas für

425  
95  
520

000759

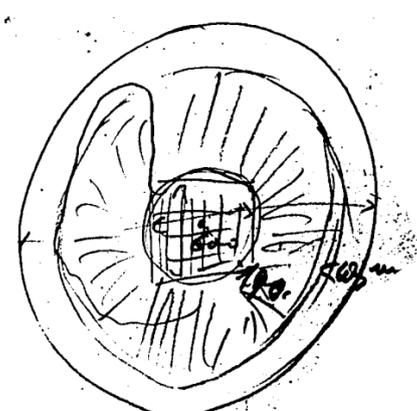
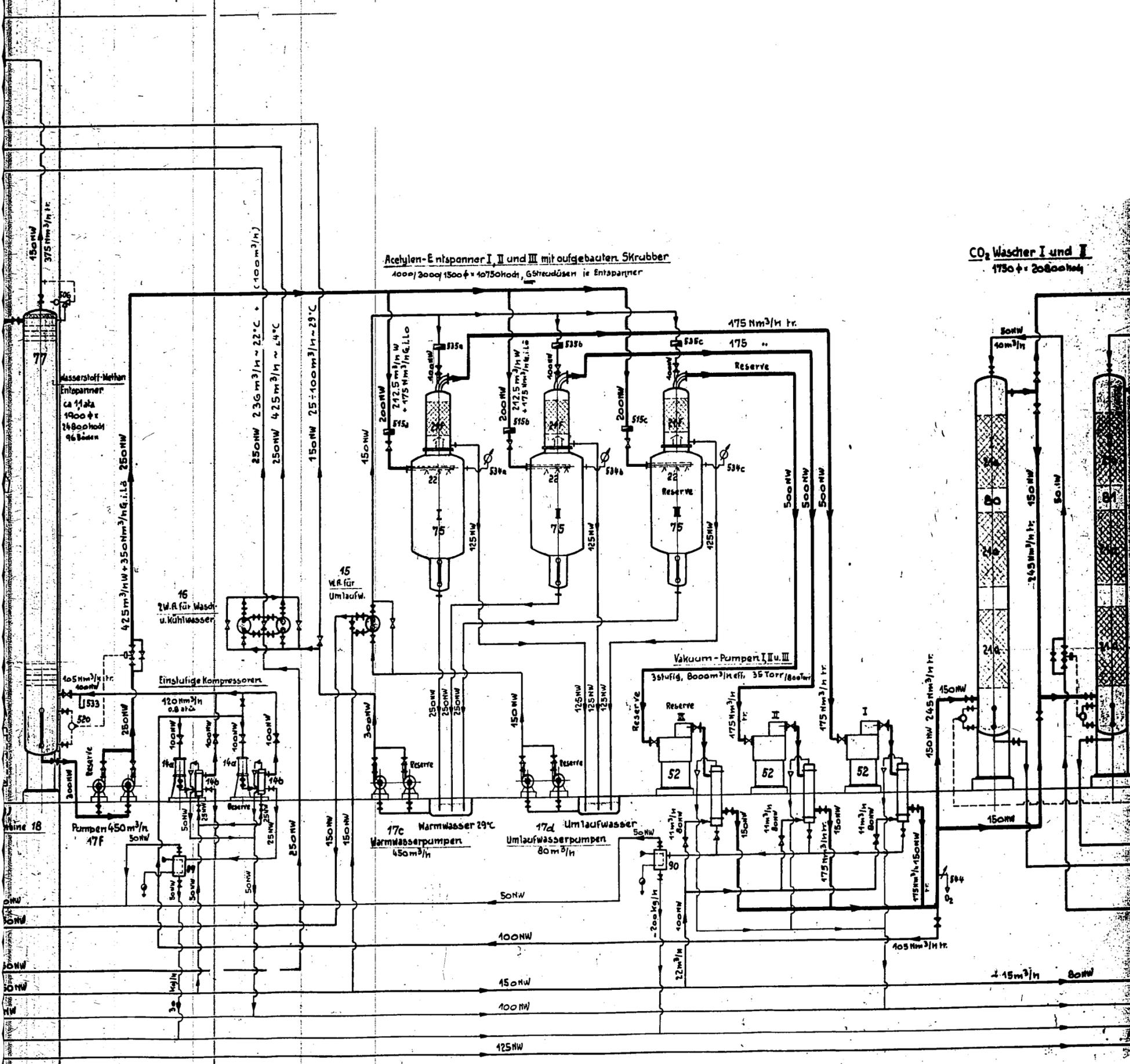
Das ist ein technisches Diagramm zur Gewinnung von Acetylen aus Erdgas. Es zeigt die Anordnung der verschiedenen Komponenten der Anlage, die durch Rohrleitungen verbunden sind. Die Rohrleitungen sind mit verschiedenen Durchflussraten und Drücken beschriftet. Die Anlage besteht aus mehreren Reaktionskammern, Kompressoren, Wäschern, Entpannern und anderen Vorrichtungen. Die Beschriftungen sind in deutscher Sprache gehalten und geben detaillierte Informationen über die Betriebsbedingungen und die Kapazitäten der einzelnen Teile der Anlage.

D. G. R. 89, 1004  
Rev. Urh. P. G. R.  
Firma I S  
RECK & CO. AG



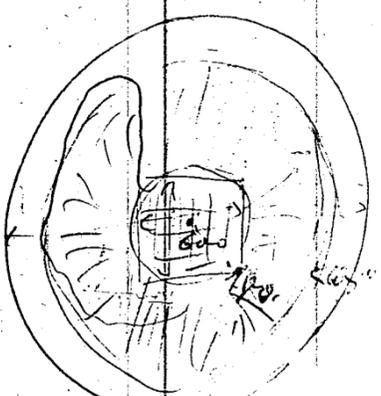
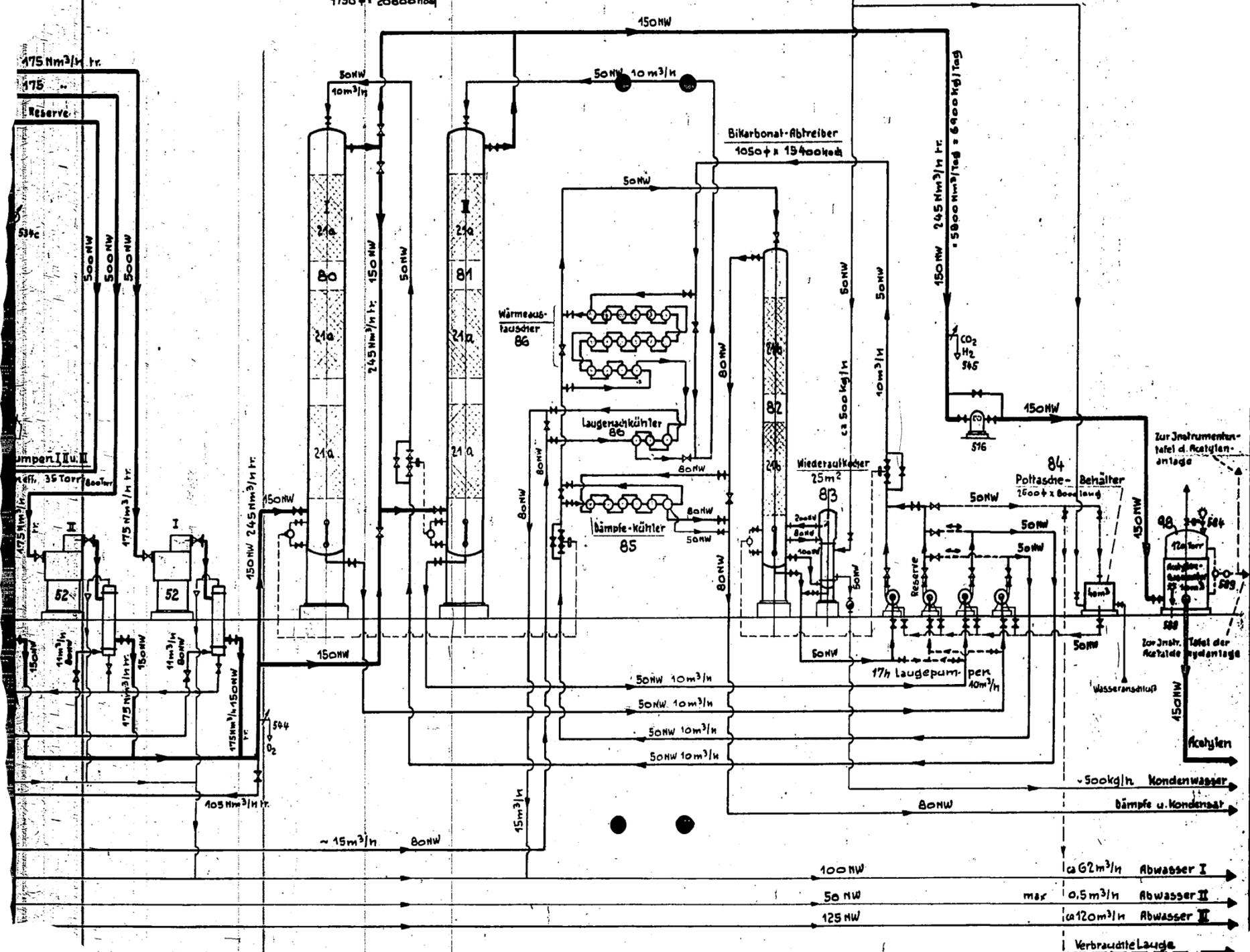
# Gas für die Nitrochemie Industrieanlagen AG. Budapest.

660759



006759

CO<sub>2</sub> Wascher I und II  
1750 + 208000kg



Schema mit lfd. Positionbezeichnung der Armaturen siehe Blatt B3630/112

April 1944

1:150

**B3630**

**114**

R.Nr.

**Ruhrchemie**  
Aktiengesellschaft  
Oberhausen-Holten

# Wasserschirmdüse

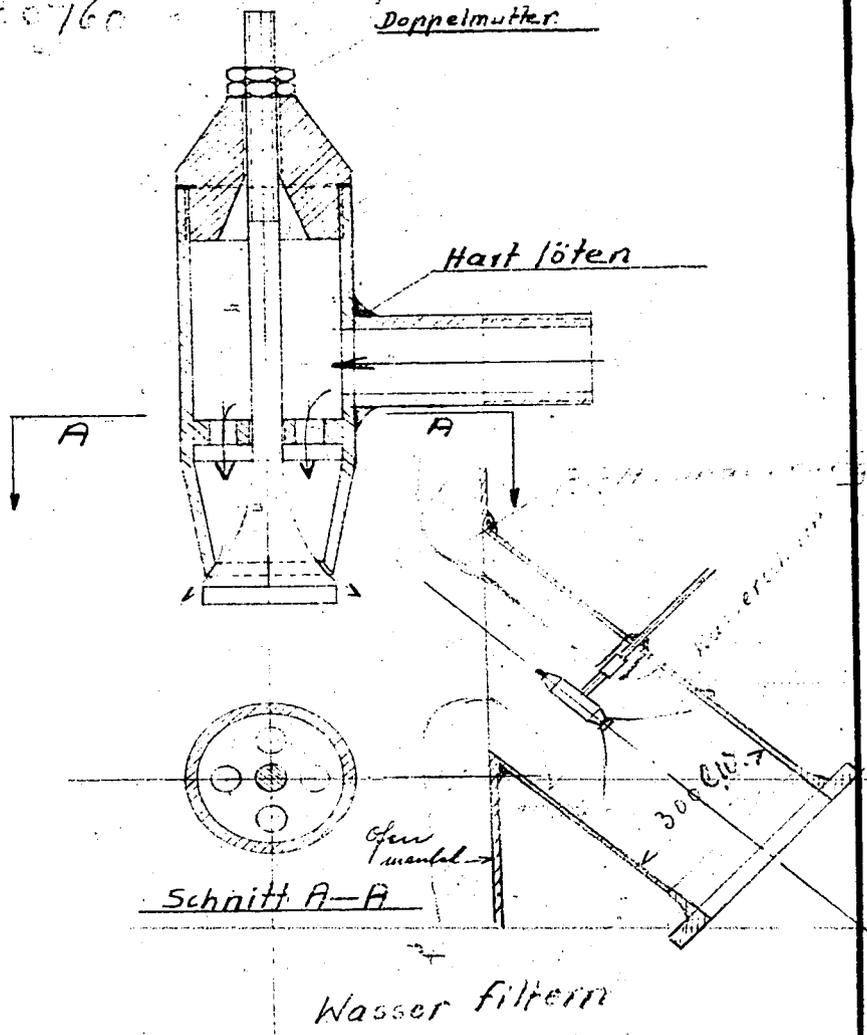
5.4.44 *Plattstahl*

Maßstab 1: *20:1*

Bemerkung: *Material: Messing*

Nr.

~~000750~~  
000760



*Doppelmutter*

*Hartlöten*

*A*

*A*

*Schnitt A-A*

*Wasser filtern*

*30°*

*den Mantel*

Oberhausen-Holten, den 14. Juli 1944  
Kg/Se.

~~053760~~  
000761

Herren Direktor v o n A s b o t h  
Dipl.-Ing. S c h n u r

Betrifft: Wärmeleitzahl von Aluminiumoxydplatten  
für den Acetylenofen.

Bei der Durchsicht des Briefwechsels zwischen Ruhrchemie und Lurgi betreffend Acetylen-Verfahren fand ich ein Schreiben der "Europäische Koppers P.B. Sillimanit G.m.b.H." an die Lurgi vom 11.7.38, in dem der Lurgi auf eine telefonische Anfrage folgende Werte für die Wärmeleitzahlen des von Koppers gelieferten Korund-Materials angegeben werden: ca. 2,0 bei 300°C, ca. 1,6 - 1,7 bei 1000°C.

Ich habe inzwischen nochmal in der Literatur nach geeignetem Zahlenmaterial nachgeforscht und teils im Landold-Börnstein, teils im Taschenbuch für Chemiker und Physiker von d'Ans & Lax folgende Werte gefunden:

	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 100%ig	Sintertonerde	Korundstein mit 81,5% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Tonerde mit Bindemittel	Hartporzellan	Material von Koppers mit 98% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Dichte	4,0	3,8	2,72	2,6	2,4-2,5	3,3
spezifische Wärme	0,304	0,20	-	-	> 0,22	-
Porosität	-	0	-	-	0	0,5
Schmelzpunkt	2050°	2000°	2050°	-	1670°	-
Wärmeleitzahl in kcal/m h °C bei 300°	-	(15,1) 1,51	2,3	-	0,9-1,44	(2,0)
" 500°	2,85	-	1,91	-	-	-
" 900°	3,28	-	1,80	-	-	-
" 1100°	-	-	1,79	2,4	-	(1,6-1,7)
" 1300°	3,72	-	-	-	-	-

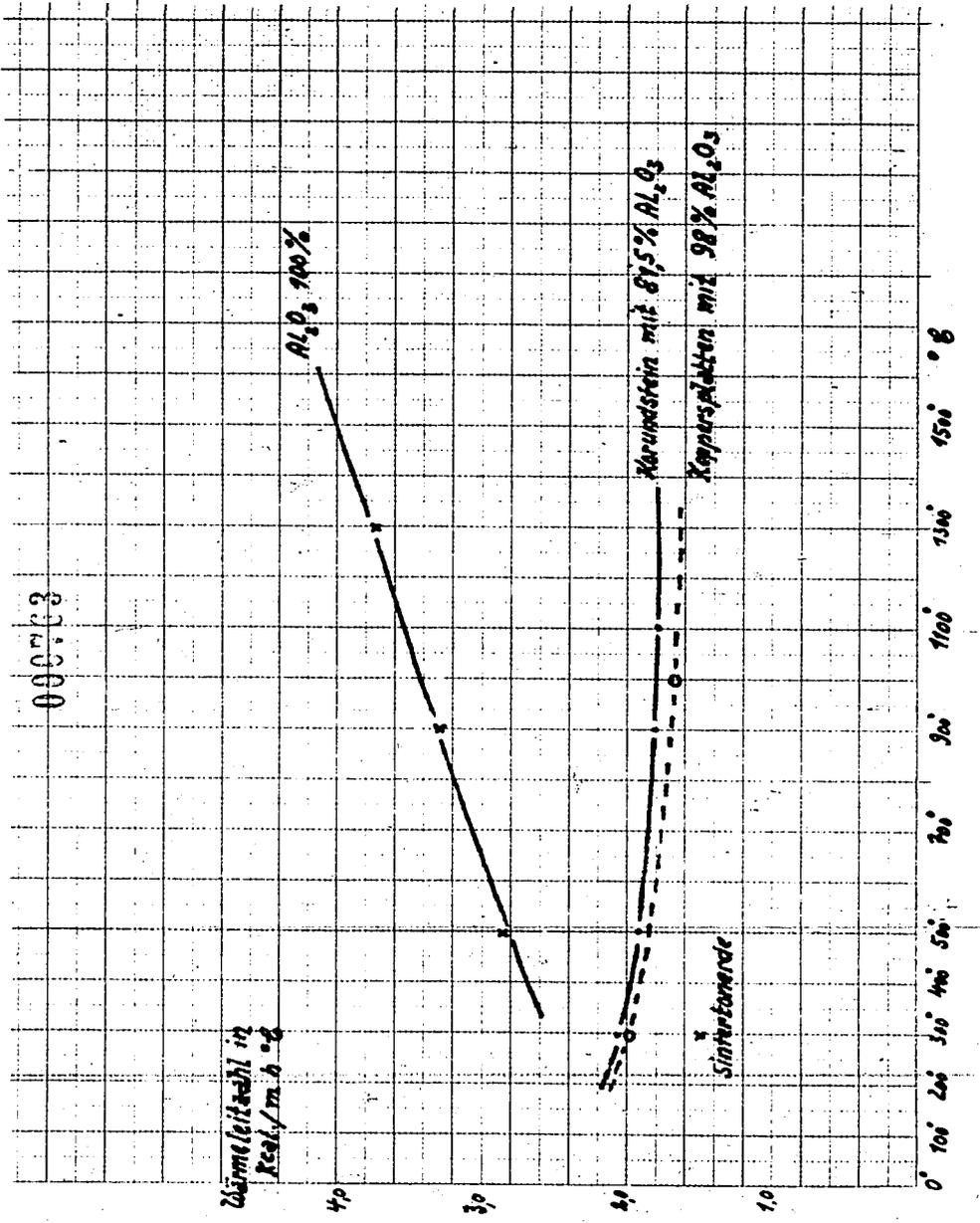
Die Angaben von Koppers entsprechen also etwa den für Korundstein angegebenen Werten. Für Sintertonerde ist im Taschenbuch für Chemiker und Physiker für 300° ein Wert von 15,1 angegeben. Es dürfte sich hier jedoch um einen Druckfehler handeln, statt 15,1 muß es wohl 1,51 heißen. Leider ist keine Analyse der Sintertonerde angegeben. Die hohe Dichte von 3,8 läßt ein sehr reines Produkt vermuten. Das Material von Koppers hatte ein spezifisches Gewicht von 3,3, 0,5% Poren und 98% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Gehalt. Für 100%iges Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> sind im Taschenbuch für Chemiker und Physiker bei einer Dichte von 4,0 für 1300° Wärmeleitzahlen von > 3,0 angegeben. Merkwürdig ist hier einmal das Ansteigen der Wärmeleitzahlen bei steigender Temperatur und dann der große Unterschied zu den übrigen Werten.

811762

- 2 -

Aufgrund aller übrigen Werte und der Angaben von Koppers an die Lurgi (es ist allerdings fraglich, ob es sich hier um gemessene Werte handelt) möchte man für das Plattenmaterial von Koppers eine Wärmeleitzahl von höchstens 2 für richtig halten. Berücksichtigt man jedoch die für reines  $Al_2O_3$  angegebenen Werte, so sollte man, wie auch aus der beigefügten Abbildung ersichtlich ist, einen Wert von 3,5 - 4,0 annehmen. Eine endgültige Entscheidung ist im Augenblick nicht zu treffen. Immerhin kann wohl mit Sicherheit angenommen werden, daß die Wärmeleitahlen nicht  $\geq 4$  liegen wird.

Anlage

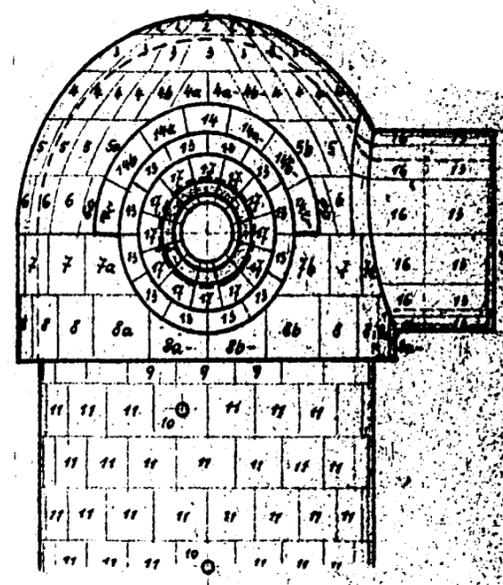
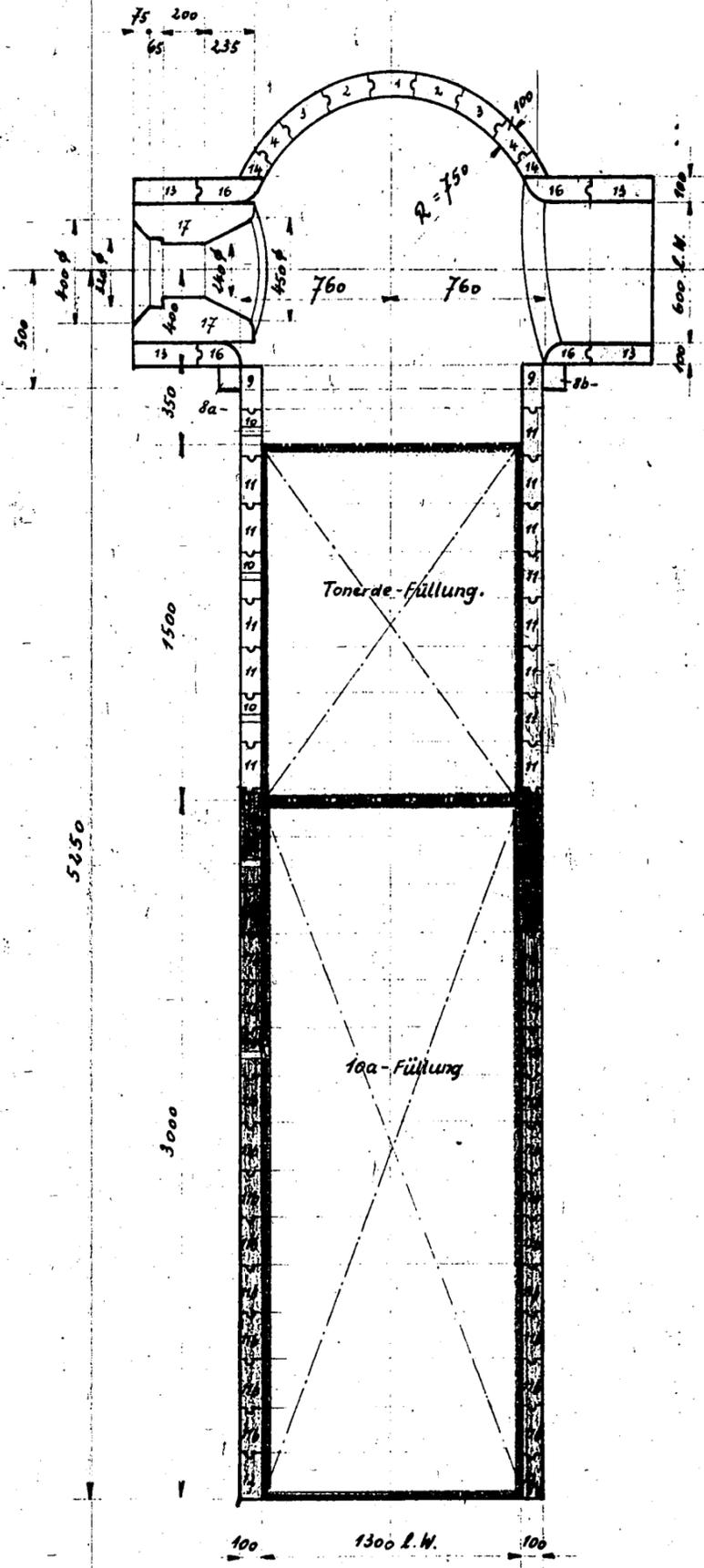
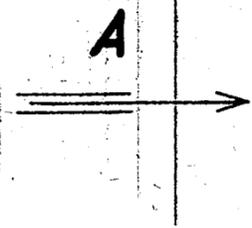


Magnum - White

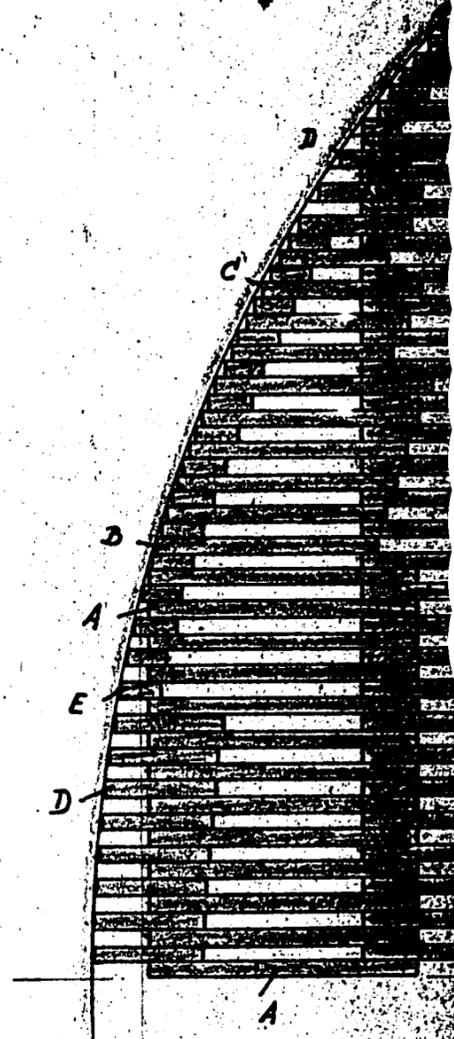
Revised in 1964

000764

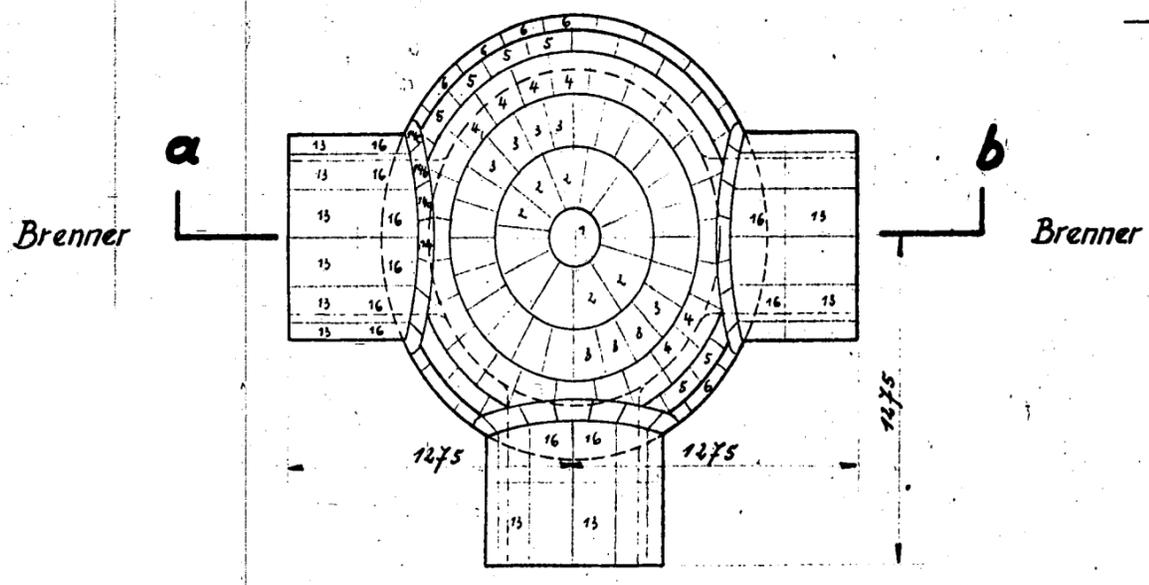
000764



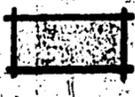
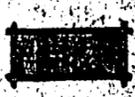
Ansicht von A.

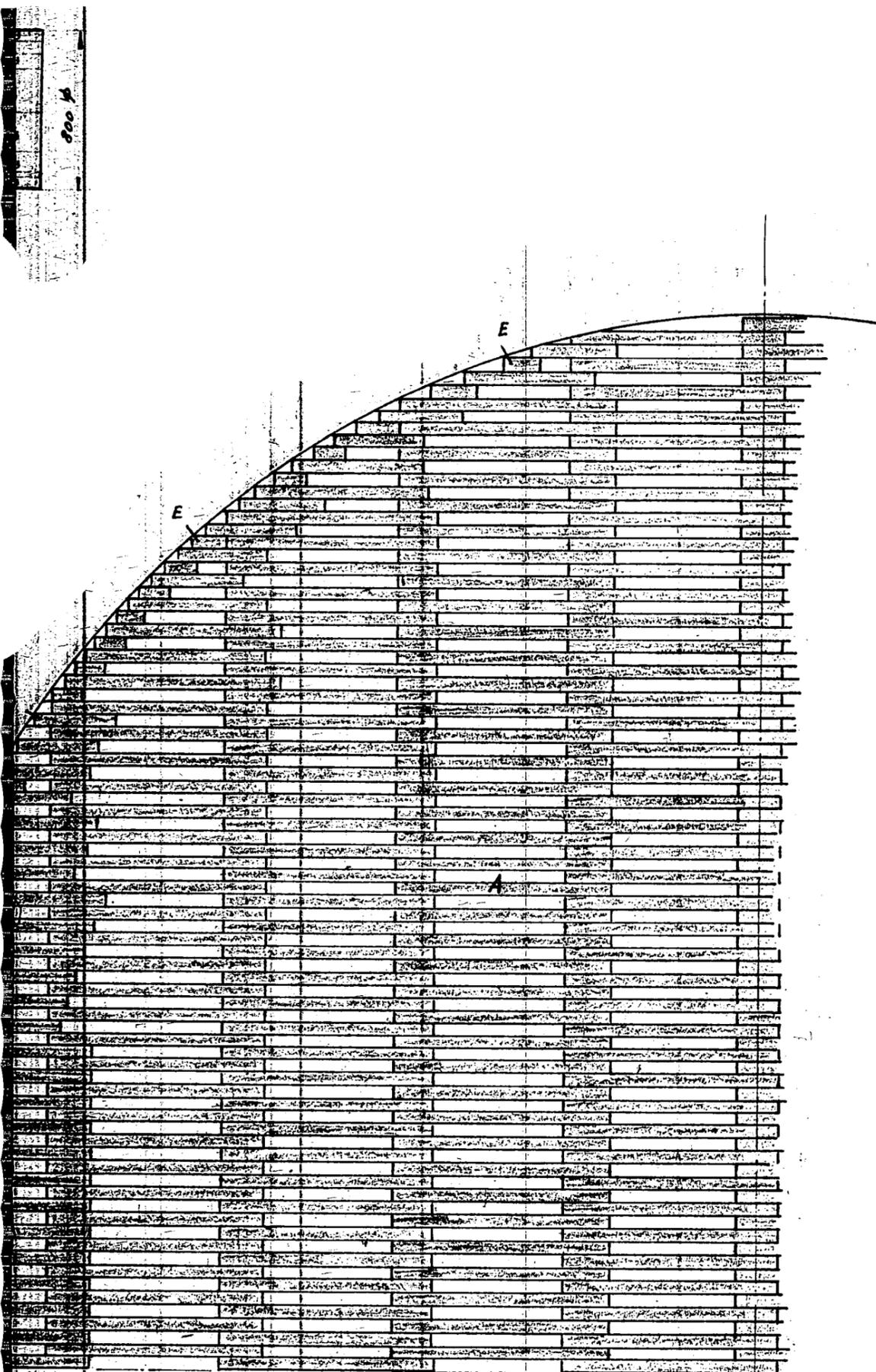


Schnitt a-b.



Austritt  
Draufsicht.

-  KR7
-  HK
-  93
-  Tonerde
-  10a



**Draufsicht**

auf die Plättchen im Ofen-Innern.

KA7  $\gamma = 2.9$

HK  $\gamma = 2.5$

93  $\gamma = 2.$

tonerde  $\gamma = 3.6$

10a  $\gamma = 2.5$

Sämtliche Stückzahlen gelten für eine Ausmauerung!

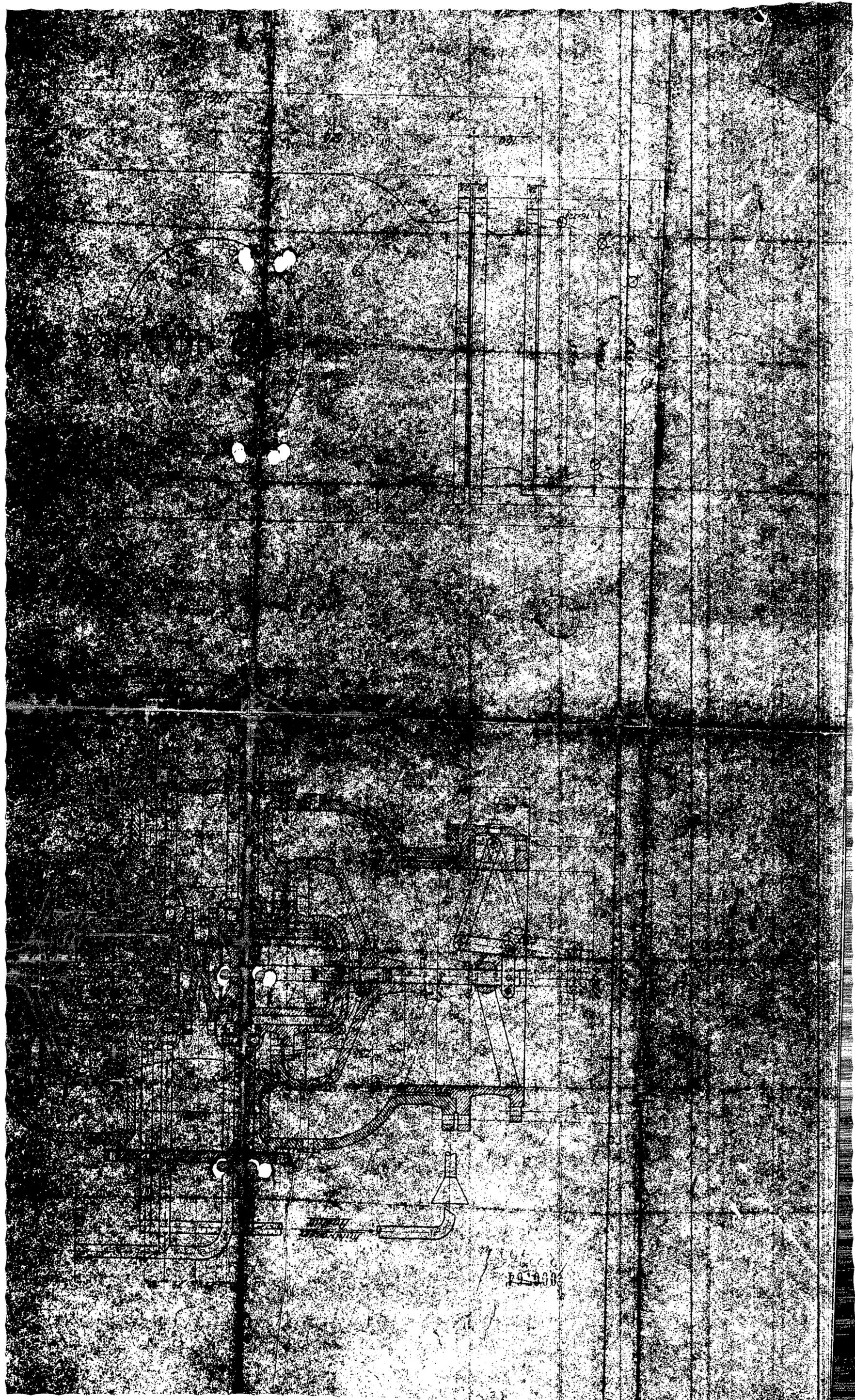
E1	3720	20 x 100 x 8	0.28
D1	2400	60 x 100 x 8	0.22
C1	600	90 x 100 x 8	0.18
B1	1080	120 x 100 x 8	0.24
A1	18360	150 x 100 x 8	0.30
E	3120	20 x 50 x 8	0.20
D	2400	60 x 50 x 8	0.18
C	600	90 x 50 x 8	0.16
B	1080	120 x 50 x 8	0.17
A	18360	150 x 50 x 8	0.21
17	2	Brennersteine	395
16	3	Rohrstutzen	170
14c	3	Einfassungssteine	6.4
14d	3	"	6.4
14b	3	"	6.4
14b	3	"	6.4
14a	3	"	6.4
14a	3	"	6.4
14	3	Einfassungssteine	6.4
13	36	Radialsteine	17.5
12	24	"	9.5
11b	287	"	9.5
11a	71	"	9.5
11	189	"	10.5
10b	1	"	9.5
10a	1	"	9.5
10	3	"	10.5
9	24	Radialsteine	10.5
8b	3	Kuppelsteine	10.5
8b	3	"	15.5
8a	3	"	16.5
8a	3	"	16.5
8	12	"	12.5
7b	3	"	15.5
7a	3	"	15.5
7	9	"	20.5
6b	3	"	11.5
6a	3	"	11.5
6	8	"	15.5
5b	3	"	16.5
5a	3	"	10.5
5	18	"	13.5
4b	3	"	11.5
4b	3	"	11.5
4a	3	"	10.5
4a	3	"	10.5
4	12	"	16.5
3	24	"	16.5
2	11	"	17.5
1	1	Kuppelsteine	17.5

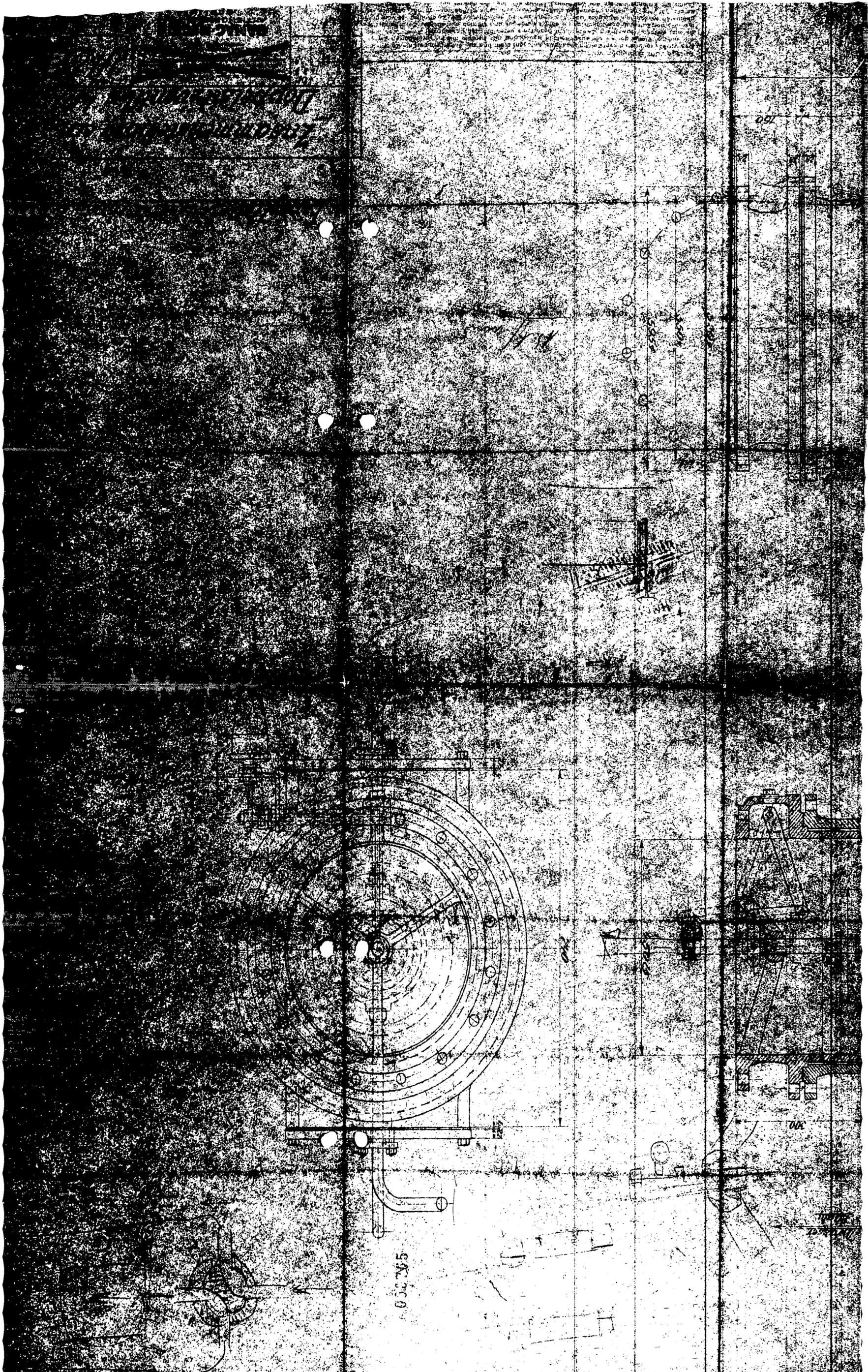
Europäische Kopper P.B. Sillimant G.  
Düsseldorf-Hoerd

**Reaktionsofen**

ms. Faun. n. 3196  
Düsseldorf



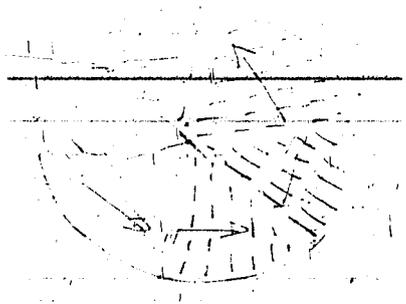




12

ST

2500



10000

000765