REEL
NO. 5

BUREAU OF MINES
OFFICE OF SYNTHETIC LIQUID FUELS

ENEMY DOCUMENTS CAPTURED BY U. S. STRATEGIC BOMBING SURVEY

TEAM 46

AGO MICROFILMING JOB NO.
379

Reg.-Nr.

II - 64

Der Weg zum deutschen Benzin

von

Matthias Pier

Rundfunkvortrag anläßlich des 22. 7. 1942

Der Weg zum deutschen Benzin

von Matthias Pier

Rundfunkvortrag am 23. Juli 1942, 19^{45}—20^{00} Uhr

Noch im September 1939 schrieb Herr Egloff, ein bekannter amerikanischer Erdöl-Fachmann, in einer vielgelesenen Zeitschrift: „Nicht die Kanonen Frankreichs, Großbritanniens oder Polens, sondern das Klopfen seiner Flugmotoren wird Deutschlands Untergang in diesem Kriege einläuten".

Unsere Panzer, unsere U-Boote, unsere Flieger geben die beste Antwort. Der deutsche Chemiker, der deutsche Ingenieur macht es wie der Soldat: er redet nicht, sondern er handelt.

Wenn ich trotzdem heute, meine Hörerinnen und Hörer, anläßlich meines 60. Geburtstages eine Ausnahme machen soll, so ist mir das eine besondere Ehre und Freude. Erschrecken Sie jedoch nicht, wenn Sie hie und da ein unbekanntes technisches Wort hören; denn es ist nicht leicht, ein technisch schwieriges Gebiet einfach darzustellen.

Im Weltkrieg mußte Deutschland, wenn es nicht schon nach ein paar Monaten am Boden liegen wollte, die Stickstoffsynthese schaffen. Die Großtat gelang: Carl Bosch ließ die großen Ammoniakwerke erstehen. Nicht aber gab es im letzten Weltkrieg synthetisches Benzin. Gewisse Vorarbeiten waren zwar vorhanden. Friedrich Bergius hatte schon vor dem Weltkriege gezeigt, daß man grundsätzlich Kohle verflüssigen kann. Aber noch fehlten wichtige Grundlagen. Erst der Weg über die sogenannte Katalyse, der von uns seit 1924 beschritten wurde, konnte zum Erfolg führen. Nach außerordentlichen Mühen und zähem Durchhalten war 1933 die Benzinherstellung aus Kohle großtechnisch reif. Sie konnte im Rahmen des Vierjahresplanes in vollem Ausmaß durchgeführt werden und wirkt sich jetzt im Lebenskampf Deutschlands voll aus.

Für friedliche Zwecke waren eigentlich diese beiden Großverfahren gedacht. Die Ammoniakgewinnung, um auf deutschem Boden mehr Menschen zu ernähren; die Benzingewinnung, um die Motorisierung Deutschlands nach dem großzügigen Plan des Führers vom Ausland unabhängig zu gestalten.

Beide Verfahren sind auch großtechnisch miteinander verwandt. Aus glühender Kohle und Wasserdampf wird Wassergas und daraus Wasserstoff erzeugt und dieser einmal an Stickstoff, das andere Mal an Kohle angelagert; beide Male oberhalb 450° C und unter hohem Druck.

Der vor kurzem verstorbene Physikochemiker Walter Nernst, mein genialer Lehrer, hatte 1906 den dritten Hauptsatz der Wärmelehre aufgestellt. Als erster wählte er Drucke bis zu 70 Atm., um mit Fritz Jost aus strömendem Stickstoff und Wasserstoff oberhalb 600° C wenigstens etwas Ammoniak zu bekommen. In seinem Berliner Institut baute Nernst mit seinem Mechaniker für diese Versuche einen kleinen Hochdruckofen. In dieser Zeit kam ich zu ihm, um meine Doktorarbeit über Druckmessungen bei Knallgasexplosionen zu machen. Dabei wurden die auftretenden Explosionsdrucke in einem selbstgebauten, schnell folgenden Druckanzeiger photographisch festgehalten. Übrigens kam schon diesen Arbeiten für den Automotor eine gewisse Bedeutung zu. Bald wurde ich Nernsts Vorlesungsassistent, und wir freuten uns, wenn die Zuhörer bei Durchführung eines schwierigen Versuches Beifall trampelten. Nach Nernsts drittem Wärmesatz berechnete ich, was sich an organischen Verbindungen aus Wassergas theoretisch bilden könnte. Methanol befand sich auch darunter. In dem eben erwähnten Druckofen angestellte Versuche führten jedoch zu keinem brauchbaren Ergebnis; die Zeit war eben noch nicht reif, die Aufgabe noch zu schwer.

Mit 28 Jahren, im Januar 1910 ging ich in die Technik, zunächst zur Centralstelle für wissenschaftlich-technische Untersuchungen GmbH. nach Neubabelsberg. Dort bearbeitete ich Elektrolyse, physikalisch-chemische Aufgaben auf dem Pulver- und Sprengstoffgebiet und Fragen des Blitzschutzes von besonders gefährdeten Gebäuden. Elektrische Funken von 2 — 3 m Länge wurden erzeugt, und ich unternahm es, die gefundenen Gesetzmäßigkeiten durch Auffangen von Blitzen mit 50 m hohen Masten an den Endpunkten eines Quadrates von 100 × 100 m Seitenlänge nahe beim Stahnsdorfer Kirchhof am Teltowkanal zu bestätigen. Dabei hatte ich zum ersten Male Gelegenheit, Erkenntnisse aus kleinen Versuchen ins Große zu übertragen.

Inzwischen waren an der Technischen Hochschule in Karlsruhe und bei der Badischen Anilin- & Soda-Fabrik Versuche zur Ammoniaksynthese unter noch höherem Druck mit wirksamen Katalysatoren erfolgreich durchgeführt worden, die unter Carl Boschs genialer Leitung

zu den gigantischen deutschen Stickstoffwerken führten. Als ich von den ersten Arbeiten hörte, baute ich kleinere und später etwas größere Drucköfen, um ähnliche Versuche durchzuführen. Es gelang, in etwas anderer Weise die drucktragende heiße Wand der Öfen aus Stahl gegen den Angriff von Wasserstoff zu schützen. Ebenfalls abweichend von der Badischen Anilin- & Soda-Fabrik wurden mit Katalysatoren eigene Fortschritte erzielt.

Das Suchen nach Katalysatoren, diesen geheimnisvollen, verschiedenartigen Stoffen, die Reaktionen beschleunigen und auch in ganz bestimmter Richtung lenken, ohne sich selbst zu verändern, hat auch mich seither nicht wieder losgelassen.

Es kam der Krieg und ich zog als Offizier ins Feld. 1918 wurde ich schwer verwundet. Im Frühjahr 1919 konnte ich endlich an zwei Stöcken gehend meine Tätigkeit wieder aufnehmen. Hochdruckversuche mit Wassergas waren an der Reihe. Als Folge des Versailler Diktates mußte jedoch die Centralstelle im Frühjahr 1920 geschlossen werden.

Nun trat ich mit 38 Jahren als Chemiker in die Badische Anilin- & Soda-Fabrik ein und fand dort jenen, insbesondere durch Carl Bosch geschaffenen Geist vor, der für alles Große und Neue Verständnis hatte. Dort konnte man sich frei neuen Problemen widmen und auch die Mittel wurden dafür zur Verfügung gestellt. Ich kam zunächst in das Ammoniaklaboratorium, das unter der bewährten Leitung von Alwin Mittasch, dem Altmeister der Katalyse, stand. Mit Freuden griff ich die Aufgabe auf, Versuche zur Ammoniaksynthese bei 500, 600 und sogar 1000 Atm. auszuführen, während die technische Ammoniaksynthese ja doch bei 200 Atm. Druck durchgeführt wird. Ich arbeitete mit strömenden Gasen in einfachen, von außen geheizten Rohren aus Edelstahl. Sie sind seitdem das Reagenzglas des Hochdruckchemikers.

In der so bewährten Apparatur nahm ich dann die schon öfters versuchte Herstellung organischer Verbindungen aus Wassergas wieder auf. Mit 1000 Atm. Druck wurden die Versuche im Oktober 1922 eingeleitet. Es zeigte sich, daß Eisen und auch das aus Kohlenoxyd und Eisen leicht entstehende und leichtflüchtige Eisencarbonyl ferngehalten werden muß. Erst dann konnte man nach dem geeigneten Katalysator Ausschau halten. Schon der achte dieser schwierigen Versuche unter 1000 Atm. bei etwa 400° C lieferte im Januar 1923 reines Methanol, d. h.

Holzgeist, der für seine vielseitige chemische Verwendung bisher nur durch Destillation von Holz technisch gewonnen werden konnte. Die Methanolsynthese eröffnete den Weg der katalytischen Hochdruckverfahren in die organische Chemie. Entscheidend dabei war die Auffindung des Katalysators, der aus der unendlichen Fülle der Reaktionsmöglichkeiten nur diese einzige quantitativ herausschälte. Mit den guten Katalysatoren konnte man dann auch bei 200 Atm. Druck arbeiten und große Teile der bei der Ammoniaksynthese erprobten Apparatur verwenden. Durch Änderung des Katalysators und der Bedingungen gelang es, auch andere höhere Alkohole herzustellen.

Die Methanolsynthese ist das erste Beispiel einer vollständigen Verflüssigung der Kohle und Überführung in einen flüssigen Treibstoff, der allerdings wegen seines geringen Heizwertes nur für Spezialzwecke in Frage kommt. Mit unserem ersten Methanol fuhren wir im Auto in den Odenwald.

Kaum einen halben Tag floß das Methanol aus einem größeren Ofen, da besetzten die Franzosen — es war die Zeit der Rheinlandbesetzung — nachts das Werk. Aber wir konnten die Apparatur noch rechtzeitig zerstören und schon am nächsten Tag fuhren wir teilweise unter abenteuerlicher Überquerung des Rheins nach Mitteldeutschland. Vier Wochen später lief dort außerhalb des feindlichen Zugriffs die Methanolproduktion an. Ein großer chemischer und wirtschaftlicher Erfolg.

Da die Methanol-Katalysatoren etwas weniger empfindlich gegen Gifte, besonders gegen Schwefel, waren als die Ammoniakkatalysatoren, kam ich zu der Überzeugung, daß es möglich sein müßte, Kohle, Teere und Öle trotz ihrer Verunreinigungen, trotz ihres teilweise hohen Schwefelgehaltes, katalytisch mit Wasserstoff zu behandeln, und in leichtsiedende Produkte überzuführen. Der große Reinheitsgrad unseres synthetischen Methanols ließ ja erwarten, daß der Reinheitsgrad der Endprodukte der Kohlehydrierung im Falle des Gelingens ausreichend sein würde, um den hohen Anforderungen zu genügen, die der Auto- und insbesondere der Flugmotor an den Treibstoff stellt.

Mit wenigen Mitarbeitern unternahm ich es also, in der Ammoniak- und Methanolapparatur den — im Werk selbst erzeugten — Braunkohlenteer katalytisch zu hydrieren. Der Teer wurde mit einer für Maschinenschmierung verwendeten Tropfpumpe eingebracht. Da aber

der Teer schwefelhaltig war, kam ich auf den Gedanken, Schwefel in die Katalysatoren einzubauen, und es wurde z. B. Eisensulfid oder Molybdänsulfid als Katalysator verwendet. Der Katalysator mußte von der Synthese des Ammoniaks über die Methanolsynthese zur Kohlehydrierung außer der erforderlichen Giftfestigkeit steigenden Anforderungen genügen: bei der Ammoniaksynthese ist aus einem einfachen Stickstoff-Wasserstoffgemisch nur ein einziges Endprodukt, das Ammoniak möglich; der Methanol-Katalysator muß schon aus der großen Fülle der möglichen Endprodukte als einziges das Methanol herausschälen. Nun gar mußte von den Hydrierkatalysatoren verlangt werden, daß sie aus kompliziert zusammengesetzten festen und flüssigen Rohstoffen durch Spaltung und Wasserstoffanlagerung verschiedenartige Endprodukte mit bestimmten Eigenschaften liefern. Wieder führten in kürzester Zeit richtig angestellte Versuche zum Erfolg.

Im Januar 1925 stieg der erste Versuch, bei dem aus einem Liter Braunkohlenteer ein Liter wasserhelles Benzin gewonnen wurde. Damit war die Grundlage für die Benzinherstellung aus deutscher Kohle geschaffen. Professor Carl Krauch, der jetzt im Auftrage des Reichsmarschalls als Generalbevollmächtigter für Sonderfragen der chemischen Erzeugung das Reichsamt für Wirtschaftsausbau leitet, hat nun sofort das Problem in seiner ganzen Bedeutung erkannt und es mit der ganzen Kraft seiner Persönlichkeit gefördert und auch in der Zeit der Bedrängnis gestützt.

Die Erfahrungen bei der Teerhydrierung wurden bald darauf auf Kohle, Erdöl und andere Rohstoffe erfolgreich übertragen. Man erhielt daraus (neben verhältnismäßig wenig Gas wie Erdgas und Flüssiggas) eine so hohe Benzinausbeute, wie man sie allgemein bis dahin für ganz unmöglich gehalten hatte. Von dem ersten geglückten Versuch bis zur heutigen Beschaffung der nötigen Treibstoffmengen war ein weiter dornenvoller Weg mit vielen technischen Rückschlägen zurückzulegen. An Schwierigkeiten erwähne ich nur die Aufheizung der Rohstoffe auf 450° C, den Wärmeaustausch und den Schwefelangriff auf die Apparatur, der zu dem von der Ammoniak- und Methanolsynthese her bekannten Wasserstoffangriff hinzukam.

Nach Versuchen in mittelgroßen Einheiten konnte bereits im Oktober 1926 mit dem Bau einer großen Versuchsanlage für 100 000 Tonnen pro Jahr Benzin aus mitteldeutscher Braunkohle begonnen werden. Er

wurde unter Einsatz aller verfügbaren Kräfte so beschleunigt, daß die Anlage schon am 1. April 1927 anlief. Außerordentliche jahrelange Schwierigkeiten waren auch hier wieder zu überwinden. So war es unter anderem ein Problem, wie man mit der Abtrennung der nicht verflüssigten Restkohle und Asche von den gewonnenen Ölen in der sogenannten Rückstandsaufarbeitung fertig würde. Viele Änderungen mußten getroffen und im Kleinen erneut durchgearbeitet werden. Aber der Wurf in der Gesamtplanung war geglückt.

Schlimmer als die technischen Schwierigkeiten waren die wirtschaftlichen Nöte, mit denen wir in den Anfangszeiten zu kämpfen hatten. Wir befanden uns damals gerade in der größten Wirtschaftskrise. Dazu kam, daß das ausländische Benzin überall in beliebiger Menge zur Verfügung stand und die meisten deshalb nicht einsahen, wozu man Öle, die anderswo aus dem Boden flossen, bei uns mühselig unter Aufwand ungeheurer Mittel aus der Kohle erzeugen sollte. Wegen der in der ganzen Welt gerade damals einsetzenden Benzin-Preissenkung war der Erlös für das fertige Benzin teilweise sogar niedriger als der Preis für den eingesetzten Teer. Was diese Jahre an Kämpfen brachten, kann nur der ermessen, der selbst einmal seinen Glauben gegen eine Welt von Feinden verteidigen mußte.

Manches Mal, wenn die Not am größten war und alles still gelegt zu werden drohte, war es wieder ein technischer Fortschritt, z. B. ein neuer wesentlich besserer Katalysator, der ein Durchhalten nochmals rechtfertigte. 1932 war dann die Benzinsynthese aus Braunkohle, ihrem Teer und aus Rohöl großtechnisch in allen Teilen gelöst. Man hatte auch kurz zuvor die Steinkohle und ihre Teere grundsätzlich bezwungen. Statt oder neben Benzin kann auch Dieselöl und Heizöl, Schmieröl und Paraffin erzeugt werden.

Mit der Machtergreifung durch den Nationalsozialismus verschwanden alle wirtschaftlichen Schwierigkeiten und bei der Durchführung des Vierjahresplanes wuchsen zahlreiche Hydrierwerke aus dem Boden. Chemische und Stahl-, Bau- und Maschinenindustrie arbeiteten zusammen bei der Planung und Durchführung mächtiger Anlagen, die zum Teil unter 700 Atm. Druck arbeiten. Gigantisch wie das Ganze sind auch die einzelnen Bauelemente. Wiegt doch allein ein Ofen schon 100 Tonnen, und erst mehrere dieser Öfen bilden eine Einheit und viele solcher Einheiten eine Anlage.

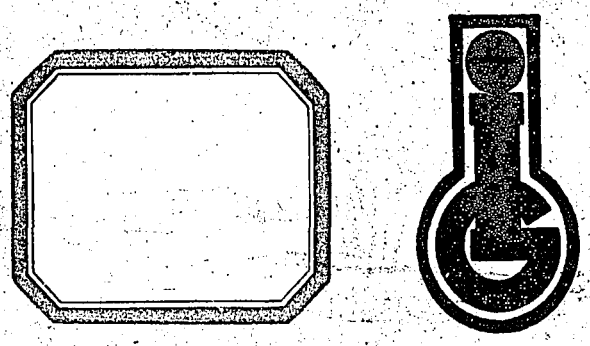
Die Werke verarbeiten die verschiedensten Kohlen, Teere und Öle. Mehrfach wird die Leistung einer Kohleanlage, wenn statt Kohle Erdöl eingesetzt wird.

Die Erzeugnisse, die aus den Hydrierwerken kommen, haben den Kampf mit den Naturprodukten gewonnen. Das Hydrierbenzin aus Rohöl ist besser als das Destillationsbenzin aus dem gleichen Erdöl. Kohlebenzine sind noch hochwertiger.

Mit dem Wachsen der Aufgaben wurde auch die zunächst kleine Schar von Mitarbeitern immer größer. Ein Teil der älteren erfahrenen Mi arbeiter ging hinaus in deutsche Lande und bildete die Kerntruppe beim Aufbau oder beim Betrieb neuer Anlagen. Dadurch entstand eine ideale Arbeitsgemeinschaft im wahrsten Sinne zwischen den vielen Werken. Im Austausch von Erfahrungen und edlem Wettstreit wird das Verfahren immer weiter vervollkommnet.

Wenn ich am heutigen Tage mit diesen allen auf die Anfangszeit zurückblicke, so können wir nur mit Stolz und Befriedigung feststellen: wir haben fest und zielbewußt gearbeitet, wir haben's geschafft und wir werden's weiter schaffen zum Wohle unseres ganzen Volkes.

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rh.



Lu II 71

Angebot

auf eine

Stickstoff-Anlage

(Basis Elektrolyt-Wasserstoff)

mit einer Jahresproduktion von

10000 t Ammoniak

verarbeitet auf

38100 Jato Gipssulfat (20,8% N)

für

Hidro Nitro Española

Sociedad Anónima

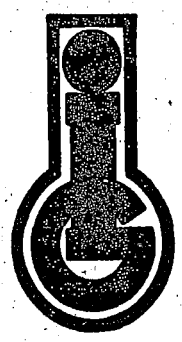
Madrid

PROPOSAL FOR Nitrogen INSTALLATION IN SPAIN

Nr. 347

Dezember 1940

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rh.



Angebot

auf eine

Stickstoff-Anlage

(Basis Elektrolyt-Wasserstoff)

mit einer Jahresproduktion von

10000 t Ammoniak

verarbeitet auf

38100 Jato Gipssulfat (20,8% N)

für

Hidro Nitro Española

Sociedad Anónima

Madrid

Nr. 347

Dezember 1940

Inhaltsverzeichnis.

		Seite
I.	GRUNDLAGEN DES ANGEBOTES	3
II.	BESCHREIBUNG DER TEILANLAGEN UND DER VERFAHREN	5
	A) Gaserzeugung und Synthese	5
	B) Verarbeitungsbetriebe	11
	C) Schlußbemerkung	12
III.	VERZEICHNIS UND KOSTENAUFSTELLUNG DER APPARATE UND MASCHINEN	13
	1) Schaltanlage, Transformatoren und Gleichrichter	13
	2) Elektrolyseurbatterie	21
	3) Luftzerlegungsanlage	23
	4) Gasreinigung	24
	5) Kompression	25
	6) Synthese	26
	7) Sulfat	28
	8) CO_2-Erzeugung	30
IV.	LIZENZEN, ZAHLUNG UND LIEFERBEDINGUNGEN	33
V.	ALLGEMEINE UND NEBENANLAGEN	34
VI.	VERBRAUCHSZAHLEN UND BELEGSCHAFT	38
VII.	DEUTSCHES PERSONAL FÜR MONTAGE UND INBETRIEBSETZUNG	40
VIII.	PLAN DER GESAMTANLAGE	41
IX.	SPANISCHE ÜBERSETZUNG	42

Anlagen:

Zeichnung Nr. N 3661-16, N 2389a-8, E 922-16, N 4053-8, E 923-16, E 828a-8, N 2074-16, N 3948-8, N 6970-4, N 4052-8.

Foto-Nr. 59386, 86888, 77667, 81114.

I. GRUNDLAGEN DES ANGEBOTES.

Die projektierte Anlage ist für eine Tagesleistung von 25 t N oder 30,35 t Ammoniak ausgelegt. Für diese Kapazität reicht die aus den beiden projektierten Wasserkraftwerken zur Verfügung stehende elektrische Energie von zusammen maximal 17 500kW soeben aus. Sollte diese Leistung während des ganzen Jahres zur Verfügung stehen, so könnte die Jahresleistung der Anlage 9 000 t N oder 10 920 t NH_3 betragen. Da indessen die genannte Leistung nicht über den Ablauf des gesamten Jahres zur Verfügung steht, wird die maximal mögliche Erzeugung der Anlage nach den Wasserverhältnissen bei den Kraftstufen etwa folgende sein:

60	Tage	mit einer	Produktion	von	15,65	tato N =	938,00 t N
30	"	"	"	"	20,10	" N =	600,00 t N
270	"	"	"	"	25,00	" N =	6 750,00 t N
360	Tage	mit einer	Produktion	von	.....		8 288,00 t N,

das sind 10 000 Jato Ammoniak.

Um jedoch die Aufstellung von Reserve-Maschinen und Reserve-Apparaturen, die die Anlage bedeutend verteuern, zu vermeiden, haben wir die einzelnen Teilbetriebe so ausgelegt, daß alle wichtigen Apparategruppen in zwei Aggregate unterteilt sind, sodaß bei Reparatur- oder Überholungsarbeiten an einer Maschine mit der halben Produktion der Betrieb aufrecht erhalten werden kann. Daher sind pro Jahr mit etwa 15 bis 30 Tagen Betriebsstillstand zu rechnen. Nimmt man an, daß aus Zweckmäßigkeitsgründen diese Betriebsstillstände für Überholungs- und Reparaturarbeiten in die Tage der Niederwasserführung gelegt werden, so fallen maximal 469 t N in der Produktion aus, sodaß in diesem Falle die Jahreserzeugung nur etwa 9 480 t NH_3 beträgt.

Da aus den zu errichtenden Wasserkraftwerken preiswerte elektrische Energie zur Verfügung steht, wird der nötige Wasserstoff auf elektrolytischem Wege gewonnen. Der für die Ammoniak-Erzeugung notwendige Stickstoff wird in einer Luftzerlegungs-Anlage nach System Linde erzeugt.

Für die Ammoniak-Synthese wird das Hochdruck-Verfahren der I.G. Farbenindustrie A.G. gewählt, das in großtechnischem Maßstabe in verschiedenen großen Anlagen Deutschlands und im Ausland angewandt wird.

Es wird angenommen, daß die elektrische Energie dem Werke über eine Freileitung mit einer Spannung von 50 000 Volt zugeführt wird.

Aus dem beiliegenden Arbeitsschema N 3661-16 sowie aus den Ausführungen des beifolgenden Angebotes ist der Gang der Fabrikation ersichtlich.

Da die projektierte Anlage nicht in Anlehnung an ein vorhandenes Werk errichtet wird, so haben wir ergänzende Kostenschätzungen über die gegebenenfalls vorzusehenden allgemeinen Anlagen, wie Kesselhaus, Werkstatt, Wasserwerk, Labor und ähnliche, gemacht.

Das Angebot ist in einen spanischen und einen deutschen Lieferungsumfang für Apparate und Maschinen unterteilt. Für diejenigen Teile der Apparatur, die in Spanien selbst beschafft werden können, ist der Preis für deutsche Verhältnisse genannt.

Die Baukosten und die Montagekosten sind für deutsche Verhältnisse und normalen Baugrund geschätzt worden. Unter Baukosten sind die Aufwendungen für Gebäude, Fundamente und Eisenkonstruktionen zu verstehen.

Die unter Montagekosten aufgeführten Beträge enthalten die geschätzten Kosten für die Aufstellung der Anlage, jedoch nicht die Reise- und Auslösungskosten für das aus Deutschland zu entsendende Personal zur Montage-Überwachung, Inbetriebsetzung der Anlage und Anlernung des spanischen Personals.

II. BESCHREIBUNG DER TEILANLAGEN UND DER VERFAHREN.

A) Gaserzeugungsanlage und Synthese.

Auf der beiliegenden Skizze N 2389-8 ist schematisch die Arbeitsweise der Ammoniak-Synthese auf der Basis einer Wasserstofferzeugung durch Wasser-Elektrolyse dargestellt worden. Der neben dem Wasserstoff für die Ammoniak-Synthese erforderliche Stickstoff wird in einer nach dem System Linde arbeitenden Luftzerlegungsapparatur gewonnen und vor der Gasreinigungs-Anlage mit dem Elektrolyt-Wasserstoff gemischt.

Von einer Erzeugung des für die Synthese notwendigen Stickstoffes durch Verbrennen einer entsprechenden Menge von Elektrolyt-Wasserstoffes wurde abgesehen, da einerseits für eine Stickstoff-Erzeugung auf diesem Wege der Elektrolyt-Wasserstoff zu kostspielig und andererseits die Kapazität der Anlage durch diese Maßnahme bedeutend verringert worden wäre.

Da der Kontakt der Ammoniak-Syntheseöfen gegen Sauerstoff empfindlich ist, werden die sowohl im Wasserstoff wie im Stickstoff vorhandenen Spuren an Sauerstoff in einem besonderen Reinigungssystem (Mischgasreinigung) über einem Kontakt nach Patenten der I.G. Farbenindustrie A.G. zu Wasserdampf umgesetzt. Das nach diesem Prozeß synthesefertige Mischgas wird von einem 5-stufigen Hochdruckkompressor angesaugt und der im Kreislaufverfahren arbeitenden Ammoniaksynthese-Apparatur zugedrückt.

1) Elektrolyse-Anlage einschließlich Schaltanlage, Transformatoren und Gleichrichtern.

Zur Vereinfachung der Schaltanlage und Transformatorenstation wurden die größten Verbraucher innerhalb des Werkes, das sind die Elektrolyse und die Transformatorenstation, für die Werksanlage direkt an die 50 kV-Schiene einer zu errichtenden 50 kV-Schaltanlage gehängt, (siehe beiliegendes Schaltbild E 922-16).

II. BESCHREIBUNG DER TEILANLAGEN UND DER VERFAHREN.

A) Gaserzeugungsanlage und Synthese.

Auf der beiliegenden Skizze N 2389-8 ist schematisch die Arbeitsweise der Ammoniak-Synthese auf der Basis einer Wasserstofferzeugung durch Wasser-Elektrolyse dargestellt worden. Der neben dem Wasserstoff für die Ammoniak-Synthese erforderliche Stickstoff wird in einer nach dem System Linde arbeitenden Luftzerlegungsapparatur gewonnen und vor der Gasreinigungs-Anlage mit dem Elektrolyt-Wasserstoff gemischt.

Von einer Erzeugung des für die Synthese notwendigen Stickstoffes durch Verbrennen einer entsprechenden Menge von Elektrolyt-Wasserstoffes wurde abgesehen, da einerseits für eine Stickstoff-Erzeugung auf diesem Wege der Elektrolyt-Wasserstoff zu kostspielig und andererseits die Kapazität der Anlage durch diese Maßnahme bedeutend verringert worden wäre.

Da der Kontakt der Ammoniak-Syntheseöfen gegen Sauerstoff empfindlich ist, werden die sowohl im Wasserstoff wie im Stickstoff vorhandenen Spuren an Sauerstoff in einem besonderen Reinigungssystem (Mischgasreinigung) über einem Kontakt nach Patenten der I.G. Farbenindustrie A.G. zu Wasserdampf umgesetzt. Das nach diesem Prozeß synthesefertige Mischgas wird von einem 5-stufigen Hochdruckkompressor angesaugt und der im Kreislaufverfahren arbeitenden Ammoniaksynthese-Apparatur zugedrückt.

1) Elektrolyse-Anlage einschließlich Schaltanlage, Transformatoren und Gleichrichtern.

Zur Vereinfachung der Schaltanlage und Transformatorenstation wurden die größten Verbraucher innerhalb des Werkes, das sind die Elektrolyse und die Transformatorenstation, für die Werksanlage direkt an die 50 kV-Schiene einer zu errichtenden 50 kV-Schaltanlage gehängt, (siehe beiliegendes Schaltbild E 922-16).

Nach unserem beiliegenden Aufstellungsplan N 4053-8 werden vom Hochspannungs-Schalthaus aus die Transformatoren der Gleichrichter-Anlage für die Elektrolyse sowie der Werkstransformator, von dem aus das 3 kV-Schalthaus, das an die Gleichrichter-Anlage baulich angelehnt ist, gespeist. Von diesem 3 kV-Schalthaus aus wird die gesamte Energieverteilung für das Werk ohne Elektrolyse-Anlage gesteuert, (siehe beiliegendes Schaltbild E 923-16).

Der benötigte Wasserstoff wird in einer von der I.G. Farbenindustrie A.G. gemeinsam mit den Siemens-Halske-Werken, Berlin entwickelten Spezial-Elektrolyseur-Anlage erzeugt. Die Elektrolyseure sind nach dem Prinzip der Filterpressenbauart konstruiert und benötigen den denkbar kleinsten Platz. Die nach einem besonderen Verfahren arbeitende I.G.-Zelle erlaubt durch ihre günstige Elektroden-Anordnung eine spezifische Belastung von 4 000 Amp./m^2, das entspricht im vorliegenden Fall bei 3 m^2 aktiver Elektrodenfläche 12 000 Amp. Belastung. Diese der I.G. Farbenindustrie A.G. patentierte Elektroden-Anordnung hat vor anderen Zellen, insbesondere vor den veralteten Trogzellen, den Vorzug eines geringeren Energie-Verbrauches pro Kubikmeter erzeugten Wasserstoffes.

Als Elektrolyt wird Natron- oder Kalilauge verwendet, die ständig durch den Elektrolyseur im Kreislauf umgewälzt und in einer Apparategruppe außerhalb derselben von den mitgeführten Gasspuren befreit und gekühlt wird. In einer stufenweise arbeitenden elektrisch beheizten Destillations-Einrichtung wird das benötigte Destillat gewonnen, das laufend dem Elektrolyten zugesetzt wird. Zur Speisung dieser Destillations-Einrichtung wird aufbereitetes Speisewasser aus der Enthärtungsanlage des Kesselhauses entnommen.

Der bei der Wasserelektrolyse anfallende Sauerstoff kann nach Reinigung von den Laugenebeln in einer besonderen Apparatur in einem Gasometer gespeichert und bei zusätzlicher Aufstel-

lung einer Kompressions- und Abfüllanlage für industrielle Zwecke weiter verwendet werden. Im vorliegenden Fall jedoch, bei Errichtung einer Sulfat-Anlage, ausgehend von Naturgips, wird die gesamte hier anfallende Menge an Sauerstoff für die Gewinnung von Kohlensäure aus Koks nach einem Spezial-Verfahren zur Karbonatherstellung in der Sulfat-Anlage benötigt.

Der für den Betrieb der Elektrolyse benötigte Gleichstrom wird in einer Umformer-Station, die mit modernen gittergesteuerten Quecksilberdampfgleichrichtern neuester Bauart ausgestattet ist, erzeugt. Die Gittersteuerung ermöglicht eine stufenlose Regulierung der Elektrolyseurleistung, sodaß diese in denkbar einfacher Weise der jeweiligen Betriebsbelastung angepaßt werden kann. Die Gleichrichter-Station umfaßt außerdem die gesamte Schalttafeleinrichtung zur Betätigung der Gleichstrom-Anlage für die Elektrolyseur-Gruppen. Das Prinzip-Schema der Gleichrichter-Schaltanlage für die beiden Elektrolyseur-Gruppen zu je 12 000 Amp. zeigt das beiliegende Schaltbild E 922-16.

Ein Entwurf für die bauliche Anordnung der Transformatoren-, Gleichrichter- und Gleichstrom-Schaltanlage sowie der Elektrolyseblöcke zeigt unsere beiliegende Zeichnung E 828a-8.

2) Luftzerlegungs-Anlage.

Der Stickstoff wird in einer Linde-Anlage durch fraktionierte Destillation verflüssigter Luft gewonnen. Diese Apparatur besteht aus dem Trennungsapparat, in dem die Verflüssigung wie auch die Zerlegung der zur Verarbeitung gelangenden Luft erfolgt. Er setzt sich im wesentlichen aus den Wärmeaustauschern für Hoch- und Niederdruckluft und der Rektifikationseinrichtung zusammen. Die Anlage ist außerdem mit einem kombinierten Nieder- und Hochdruckluftverdichter, einer kompletten Ammoniak-Kälteanlage und einer Luftreinigungs-Apparatur für die zu zerlegende Luft ausgerüstet.

Der mit der Erzeugung der nötigen Kältemengen zur Verflüssigung der Luft verbundene Energieaufwand wird dadurch möglichst niedrig gehalten, daß grundsätzlich die gesamte in den Zerlegungsprodukten enthaltene Kälte nutzbar gemacht wird, indem man sie teils zur Abkühlung, teils zur Verflüssigung der Frischluft heranzieht. Damit wird ermöglicht, daß der Energieaufwand in dieser Anlage in der Hauptsache nur zur Verdichtung der zu zerlegenden Luft auf einen für die Durchführung des Verfahrens benötigten Druck beansprucht wird.

Der in der Linde-Apparatur anfallende Sauerstoff kann bei zusätzlicher Beschaffung einer Verdichtungsanlage auf Flaschen gefüllt und für industrielle Zwecke verwendet werden. Diese Möglichkeit wurde auf dem beiliegenden Schema N 3661-16 angedeutet. Im Falle der Errichtung einer Gips-Sulfat-Anlage wird der Sauerstoff jedoch für die CO_2-Erzeugung benötigt.

3) <u>Mischgasreinigungs-Anlage.</u>

Das aus drei Teilen Elektrolytwasserstoff und einem Teil Luftstickstoff bestehende Mischgas enthält noch geringe Spuren von Sauerstoff, die als Kontaktgifte entfernt werden müssen. Nach Mischung des Wasserstoffes und Stickstoffes wird dieses Mischgas über einen geeigneten Kontakt geleitet, der die Umsetzung des im Gas enthaltenen Sauerstoffes mit der äquivalenten Menge Wasserstoff zu Wasserdampf bewirkt. Das gereinigte Gas, dessen Temperatur durch die Reaktionswärme erhöht wurde, durchströmt anschließend einen Kühler. Zur Überwindung des Widerstandes in den Kontaktsystemen gelangen Gasgebläse zur Aufstellung. Zur Anheizung des Kontaktsystems dient ein besonderer Anheizofen, der jedoch nach Erreichen der Reaktionstemperatur wieder abgeschaltet wird.

Durch die Anwendung der katalytischen Gasreinigung wird eine weitestgehende Schonung des Ammoniak-Synthese-Kontaktes erreicht, sodaß unter Voraussetzung richtiger Fahrweise mit einer Kontaktfüllung des Ammoniakofens mindestens 2 Jahre gearbeitet werden kann.

4) Kompression.

Das von den mitgebrachten Sauerstoffbestandteilen gereinigte Mischgas, das nunmehr den für die Synthese erforderlichen Reinheitsgrad hat, wird von mehrstufigen Kompressoren angesaugt und auf einen Druck von 325 Atm. gepreßt. Durch eingehende Studien wurde als wirtschaftlichster Synthesedruck für größere Synthese-Anlagen 300 Atm. ermittelt.

5) Ammoniak-Synthese.

Das gespannte Gas wird über eine Abscheideflasche den Synthese-öfen zugeleitet. In diesen erfolgt die Umsetzung bei etwa 300 Atm. und bei einer maximalen Temperatur von etwa 400 bis 500° C. nach dem Verfahren der I.G. Farbenindustrie A.G. statt. Der Ofen ist mit einem Spezial-Einsatz versehen, der es erlaubt, einerseits den Kontakt weitestgehend zur Umsetzung der Gase ausnutzen zu können und andererseits durch entsprechende Wärmeaustauschvorrichtungen eine wirtschaftliche Arbeitsweise ermöglicht.

Eine einfache Hilfsapparatur ermöglicht es, nur durch Abnahme des Ofendeckels in kürzester Zeit den Synthesekontakt zu wechseln.

Zur Einleitung der Reaktion bei Inbetriebsetzung der Synthese-anlage wird die notwendige Wärme von außen zugeführt. Der Ofendeckel ist aus diesem Grunde mit einer regulierbaren elektrischen Heizvorrichtung in Spezialkonstruktion versehen, deren Bedienung auf einfache und sichere Weise erfolgt. Hat der Ofen die Reaktionswärme erreicht, so wird die Heizung abgeschaltet.

Mit einem besonderen Tiefkühlverfahren wird aus dem vom Kontaktofen kommenden Gasgemisch, das aus Ammoniak und den nicht umgesetzten Gasresten besteht, das gebildete Ammoniak in flüssiger Form ausgeschieden. Ein Teil des so gewonnenen flüssigen Ammoniaks wird zur Kälteerzeugung herangezogen und anschließend

gasförmig in die Verarbeitungsbetriebe abgegeben, während der Rest einer Zwischenspeicher-Anlage zugeführt wird. Das nicht umgesetzte Stickstoff/Wasserstoff-Gemisch wird mittels eines Umlaufkompressors dem Synthesekreislauf wieder zugeführt.

Bei dem Betrieb einer Sulfat-Anlage ist es zweckmäßig, der Ammoniak-Fabrik und dem Verarbeitungsbetrieb für das erzeugte Ammoniak eine ausreichende Pufferung zwischenzuschalten, um bei kurzen Betriebsstörungen oder -Unterbrechungen in der Sulfat-Anlage die Ammoniak-Synthese-Apparatur nicht abstellen zu müssen. Wir haben aus diesem Grunde eine zusätzliche Apparatur der Ammoniak-Synthese angegliedert, die es erlaubt die gesamte Produktion in Ammoniakwasser zu gewinnen und in entsprechenden Behältern für 24 Stunden zu speichern.

Die Linde-Stickstoff-Anlage, die Kompression und die Ammoniak-Synthese-Anlage werden aus Gründen einer vereinfachten Bedienung und Betriebsüberwachung in einem gemeinsamen Bau zusammengefaßt. Die Hochdruckapparate der Ammoniak-Synthese werden an der einen Längswand des Baues in einer Eisenkonstruktion -ähnlich beiliegender Zeichnung N 2554-4- offen zur Aufstellung kommen, um jede Gefahr für das Maschinenhaus bei eventuellen Undichtigkeiten an den Gasleitungen oder an den Apparaten selbst zu vermeiden. Durch übersichtliche Anordnung der gesamten Meßinstrumente und der Bedienungsstände für die Hochdruck-Apparate an einer Längswand des Maschinenhauses wird eine schnelle und einfache Bedienung der gesamten Syntheseanlage gewährleistet.

Das Maschinenhaus selbst wird mit einem fahrbaren Handlaufkran für Montage- und Reparaturarbeiten ausgerüstet.

B) Verarbeitungsbetriebe.

1) Ammonsulfatherstellung über Gips.

Eine schematische Darstellung der Apparatur ist auf dem beiliegenden Schema N 2074-16 gegeben. Zur Sulfatherstellung wird zunächst eine Ammonkarbonat-Lösung aus Ammoniak und Kohlensäure hergestellt. Der zur Verfügung stehende Gips, der in vorgebrochenem Zustand auf Nußgröße zerkleinert angeliefert wird, wird in einer besonderen Mahlanlage feingemahlen und mit Waschlauge aus der Fabrikation angeschlämmt. Aus diesem Ammonkarbonat und dem angeschlämmten Gips erfolgt die Umsetzung zu Sulfatlauge.

Nach Trennung der so gewonnenen Lauge von dem anfallenden kohlensauren Kalk, der als Nebenprodukt zur Verfügung steht, wird die Sulfatlauge der Eindampfung zugeleitet. Die gewonnene Dicklauge wird Zentrifugen zugeführt, wo das Ammonsulfatsalz von der Mutterlauge getrennt wird. In einer geheizten Trockentrommel wird das Salz getrocknet und über einen Bandsteg als Fertigprodukt der Silo-Anlage zugeführt.

Das Verfahren benötigt für die Restgasauswaschung und zur Verbesserung der Ausbeute laufend eine geringe Menge Schwefelsäure (siehe Verbrauchszahlentabelle).

Der kohlensaure Kalk fällt in einer Menge von 86,4 to/Tag in Form eines dünnen Schlammes an. Die weitere Verwendbarkeit dieses Schlammes ist noch zu prüfen, da die Möglichkeit besteht, den Kalk über Drehfilter abzuscheiden und in Trockentrommeln zu trocknen. Da er noch einen Gehalt an Stickstoff von ungefähr 0,4 % aufweist, läßt er sich als Düngekalk zum Streuen verwenden. Von der Wirtschaftlichkeit des für die Verarbeitung vorgesehenen Gipses hängt es jedoch ab, ob sich der Kalkschlamm in geeigneter Weise filtrieren läßt und außerdem, ob die vorgesehene Trocknung des Kalkes unter Umständen in Fortfall kommen kann. Diese Frage kann nur nach Untersuchungen des vorgesehenen Gipses und nach entsprechenden Versuchen in unseren Laboratorien geklärt werden.

Wird der Kalk nicht aufgearbeitet, so besteht unter Umständen die Möglichkeit, durch Pumpen den dünnflüssigen Schlamm als Abfallprodukt in den Fluß zu leiten, sofern dieser eine ausreichende Wassermenge führt und keine behördlichen Vorschriften entgegenstehen.

Voraussetzung zu einem verbindlichen Angebot auf diesen Teilbetrieb ist jedoch eine genaue Untersuchung des für die Verarbeitung vorgesehenen Gipses in dem Laboratorium unseres Werkes. Geringe Unterschiede in der Gipsbeschaffenheit könnten unter Umständen wesentliche Änderungen in der Apparatur bedingen.

2) Anlage zur Erzeugung von Reinkohlensäure.

Zur Karbonatherstellung werden bei dem vorgesehenen Gipssulfatbetrieb zur Umsetzung stündlich 1 340 m^3 Reinkohlensäure benötigt. Da bei der vorliegenden Syntheseapparatur auf Basis Elektrolyt-Wasserstoff keine Gasgeneratoren-Anlage, bei der zwangsläufig Kohlensäure anfällt, vorhanden ist, muß in dem hier vorliegenden Fall die Kohlensäure in einer besonderen Apparatur durch Vergasen von Koks in Spezial-Generatoren bei Zusatz von Sauerstoff hergestellt werden. Dabei wird aus Koks zunächst reines CO gewonnen und durch weiteren Zusatz von Sauerstoff in besonderen Verbrennungskammern die Umsetzung zu CO_2 erreicht. Die fühlbare Wärme der Gase wird zur Erzeugung von Dampf in einem Abhitzekessel ausgenützt.

C) Schlußbemerkung.

Da die Erzeugung von Reinkohlensäure aus Koks in Spezial-Generatoren zur Herstellung von Ammonkarbonat für den vorgesehenen Gipssulfatbetrieb außerordentlich unwirtschaftlich ist, so werden wir in Kürze ergänzende Angebote für eine Sulfatanlage, ausgehend von Schwefelsäure und Ammoniak und eine solche ausgehend von SO_2-Gasen und Ammoniak, nachreichen. Aufgrund dieser Unterlagen wird eine wirtschaftliche Vergleichsaufstellung ermöglicht.

III. VERZEICHNIS UND KOSTENAUFSTELLUNG DER APPARATE UND MASCHINEN unterteilt in deutschen und spanischen Lieferungsumfang.

(Das nachfolgend aufgeführte Apparateverzeichnis ist für die endgültige Ausführung nicht verbindlich).

Der deutsche Lieferungsumfang für die vorbeschriebene Fabrikationsanlage umfaßt die wesentlichen Maschinen und Apparate, deren Herstellung als Spezial-Maschinen oder als Sonderausführungen wir in Deutschland empfehlen.

1) 50 kV-Schaltanlage, 3 kV-Schaltanlage, Transformatoren und Gleichrichter:

Umfang der deutschen Lieferung, bestehend aus:

a) 50 kV-Hochspannungs-Schaltanlage,

bestehend aus

1 Innenraumschaltanlage mit 6 Feldern (siehe Schaltbild E 922-16), und zwar:

2 ankommende Freileitungen,

2 Abgänge je 10 000 kVA für die Gleichrichteranlage,

1 Abgang 7 500 kVA für 1 Betriebstransformator 50/3 kV,

1 Meßzelle.

Apparateaufteilung:

3 Stromwandler
Übersetzung 150/75/5/5 Amp.
mit je 1 Überstrom- und Meßkern,

1 Relaiskombination
für den kombinierten Überstrom- und Differentialschutz der Transformatoren,

1 Strommesser für Wandleranschluß,

1 Wirkleistungszähler,

1 Meßfeld mit

1 Trennschalter,
1 Druckluftantrieb,
2 Spannungswandlern,
3 Spannungsmessern,

6 Druckluftsteuergeräte
für die 6 Felder zur Betätigung der Expansions- und Trennschalter von der Zellenfront aus mit der erforderlichen Verriegelungs-Technik zwischen Trennungsschalter und Expansionsschalterantrieb,

das erforderliche Zellenaufbaumaterial
bestehend aus den Gerüsteisen mit Isolier-Befestigungs- und Leitungsmaterial innerhalb der Schaltanlage, sowie

das Material für die Leitungsverlegung
vom Portalmast zum 50 kV-Schalthaus und von dort zu den Transformatoren, bestehend aus

100 m Kupferseil, 60 mm^2,
24 Abspannketten,
15 Freiluftdurchführungen,

1 Druckluftерzeugungsanlage
für die Betätigung der 50 kV-Schaltanlage mit Drehstrom-Antriebsmotor für Innenraumaufstellung, einschließlich Druckluftverteilung.

b) <u>3 kV-Innenraumschaltanlage und Werk-Trafos</u>
(siehe Schaltbild E 923-16)
für den übrigen Werksverbrauch Betriebsspannung 3 kV, 50 Per/s, mit Doppelsammelschienen und Sammelschienenlichtbogenschutz, bestehend aus:

10 Zellen folgender Anordnung:
1 Zelle für Zuleitung vom 7,5 kVA-Trafo,
Nennstrom 500 Amp., enthaltend:

1 Expansionsschalter,
2 Trennschalter mit Handantrieb,
3 Starkstromwandler
mit Meß- und Relaiskern,
1 Ampèremeter,

1 Meßzelle, enthaltend:

6 Spannungswandler 3 000/110 Volt,
6 Trennsicherungen mit Sicherungsträger,
8 Spannungszeiger,

1 Zelle für 1 600 kVA-Trafo, Nennstrom 600 Amp. enthaltend:

1 Expansionsschalter,
2 Trennschalter mit Handantrieb,
2 Stromwandler mit Meß- und Relaiskern,
1 Strommesser,
1 Bimetallsekundär-Relais,

1 Zelle für 250 kVA-Trafo, Nennstrom 600 Amp. enthaltend:

1 Expansionsschalter,
1 Trennschalter mit Handantrieb,
2 Stromwandler mit Meß- und Relaiskern,
1 Strommesser,
2 Überstromrelais,

3 Zellen für Hochspannungsmotoren, Nennstrom 600 Amp, enthaltend je
1 Expansionsschalter,
2 Trennschalter mit Handantrieb,
2 Stromwandler mit Meß- und Relaiskern,
1 Strommesser,
1 Bimetallsekundär-Relais,

3 Leerzellen
einschließlich Zellenaufbaumaterial mit Isolier-Befestigungs- und Leitungsmaterial, jedoch ohne eingebaute Apparate und Instrumente,

1 Druckluftерzeugungsanlage
für die Betätigung der 3 kV-Schaltanlage einschließlich Antriebsmotor und Druckluftverteilung für 7 Zellen,

Material für die Leitungsverlegung
vom 7 500 kVA-Trafo zur 3 kV-Anlage und von dort zu den Transformatoren für 1 600 und 250 kVA.

Transformatoren für die Werksversorgung:

1 Drehstrom-Öltransformator
zur Speisung der 3 kV-Anlage für den eigenen Bedarf,
Leistung 7 500 kVA, für Freiluftaufstellung mit 1 handbetätigten Umsteller für spannungslose Umstellung, in fahrbarer Ausführung, einschließlich Transformatorenöl und Schutzrelais,

1 Drehstrom-Öltransformator,
Leistung 1 600 kVA, mit herausgeführtem Nullpunkt, mit Schutzrelais, für Freiluftaufstellung, in fahrbarer Ausführung, einschließlich Öl,

1 Drehstrom-Öltransformator,
Leistung 250 kVA
wie oben.

c) Gleichrichter-Anlage
(siehe Schaltbild E 922-16)
zur Speisung der Wasserstoff-Elektrolyseur-Gruppen
mit einer Stromstärke von 24 000 Amp.,
bestehend aus:

4 Gleichrichtergefäßen
(ähnlich beiliegendem Foto 59386)
für dauernde Belastung mit je
6 000 Amp. bei 600 V Gleichspannung
aus Eisen mit Wasserkühlung, mit
18 Hauptanoden,
18 Steuergittern,
3 Erregeranoden,
1 Zündanode,

jedes Gefäß ist mit folgendem Zubehör ausgerüstet:

1 Entlüfungseinrichtung,
2 Quecksilberdampfpumpen,
2 Barometerventile mit Ölfanggefäßen,
2 Vakuumpumpen, einschließlich Antriebsmotoren,
1 mechanischen Vakuummeßeinrichtung,
1 Pirani-Sonde für die elektrische Vakuummeßeinrichtung,
1 Satz Thermometer für die Kühlkreise,
1 Satz Kontaktmanometer und Kontaktthermometer zur Meldung ausbleibenden Kühlwasserdrucks, beziehungsweise zu hoher Kühlwassertemperatur,

ferner:

4 Apparatefeldern für Hilfsbetriebe,
auf denen je folgende Teile gemeinsam
montiert sind (ähnlich beiliegendem Foto 86888):

1 Zünd- und Erregereinrichtung
für Gleichstrom, bestehend aus
Hilfsgleichrichter für 75 Volt Gleichspannung,
20 Amp. mit Erregertrafo, selbsstätiger Zündvorrichtung, Drosselspulen, Widerständen
und Leitung,

1 Satz Isoliertransformatoren,

1 Widerstandskasten für die elektrische Vakuummeß-Einrichtung mit Transformator,

4 Hilfstransformatoren für eine Leistung von je 5 kVA,

4 Apparatefelder für zusätzliche Spitzen-Spannung für Gleichspannungsregelung mit allen Hilfseinrichtungen (ähnlich beiliegendem Foto Nr. 77 667),

4 Drehtransformatoren für Handbetätigung zur Gleichspannungsregelung der Gleichrichter,

4 Apparatefelder für Kurzschlußlöschung einschließlich sämtlicher Hilfsapparate (ähnlich beiliegendem Foto Nr. 81 114)

4 Satz Anodendrosselspulen zu je 6 Stück,

4 Glättungsdrosselspulen bemessen für einen Gleichstrom von 6 Amp.,

1 komplette Rückkühlanlage bestehend aus 2 Gegenstromkühlern für die Gleichrichtergefäße,

1 Satz Kühlwasserpumpen einschließlich Reserve,

1 Gegenstromrückkühler für die Feinpumpen der Gleichrichter,

1 Kühlwasser-Umwälzpumpe,

1 Satz Rohrleitungen für den Reinwasser-Kreislauf mit allen erforderlichen Rohren, Stutzen, Flanschen, Absperrschiebern und Flanschverbindungen,

1 Satz Kontaktmanometer für Meldung bei Ausbleiben des Rohwassers.

d) Transformatorenanlage für die Gleichrichter
bestehend aus:

2 Stromrichtertransformatoren
für Freiluftaufstellung, mit Ölselbstkühlung
in 3-Wicklungsschaltung,
Oberspannung 50 000 Volt 50 Per/s,
Unterspannung entsprechend einer Gleich-
stromspannungsabgabe durch die Stromrichter
von 600 Volt maximal bei voller Aussteuerung,

2 Satz Saugdrosselspulen,
eingebaut in die Kessel der
Stromrichtertransformatoren.

e) Schaltanlage und Bedienungsstafel für die Gleichstromanlage,
bestehend aus:

4 Über- und Rückstromschnellschalter
für 6 000 Amp. Nennstrom mit Druckluftantrieb,
Steuerventil und allem Zubehör für die
Fernsteuerung,

8 einpolige Trennlaschen für 6 000 Amp.

4 Überstromrelais,
4 Rückstromrelais,
4 Schaltzellen
mit Aufbau-, Isolier- und Befestigungsmaterial,
einschließlich Blechverkleidung zur Aufnahme
der Schnellschalter,

1 Bedienungstafel in Stahlbinderbauweise
mit allen Apparaten und Instrumenten, die für
Steuerung und Überwachung der angebotenen
Gleichrichteranlage erforderlich sind,
bestehend aus:

1 Blindschaltbild,

1 Satz Hilfsschalter,
4 Verstelleinrichtungen für die Gittertransformatoren,
4 Stromzeiger,
4 Spannungszeiger,
4 Stromzeiger,
4 Spannungsmesser,
2 Wechselstromzeiger,
2 cos φ -Messer,
1 Drehspul-Gleichstromzeiger,
2 registrierende Gleichstrom-Meßinstrumente
für Spannung (0 bis 600 Volt)
für Strom (0 bis 25 000 Ampère),
1 Erdschluß-Überwachungseinrichtung.

f) Hilfseinrichtungen,
bestehend aus:

1 Gleichstrom-Hilfsbatterie
für eine Kapazität von 50 Amp.Std.bei 220 Volt,
1 komplette Ladeeinrichtung,
1 Druckluftverteilungsanlage.

g) Verbindungsleitungen,
bestehend aus:

sämtlichen Leitungen zur Verbindung von Haupttransformatoren, Gleichrichtern und Gleichstromschaltanlage, ferner alle Hilfsmeß- und Steuer-Leitungen, einschließlich Aufbaumaterial.

Es ist jedoch vorausgesetzt, daß das Aluminium oder das Kupfer für die blanken Leitungen vom Kunden zur Verfügung gestellt wird.

Preis der Position 1)a bis g) ..... RM 1 038 200.-
Gewicht ..... 242 to.

Umfang der spanischen Lieferung, bestehend aus:

kompletten 50 kV-Zuleitungen,

Hochstromsammelschienen,

Bäderzuleitungen,

Isolierbeläge für die Fußböden und Wände,

zum Preise von ..... RM 25 000.-

Montage der Gesamtanlage ..... RM 112 000,-

Bau und Fundamente ..... RM 124 000.-.

2) Elektrolyseurbatterie:

Umfang der deutschen Lieferung, bestehend aus:

16 Wasserzersetzer-Blöcke mit je 32/33 Zellen, d.h. insgesamt 520 Zellen,

4 komplette Laugekühleinrichtungen, bestehend aus je 2 Gasabscheidern und Gaskühlern mit eingebauten Überdrucksicherungen,

1 Laugekühler,

1 Laugepumpe mit Motor und sämtlichen Rohrleitungen und Armaturen zwischen je 4 Zersetzern,

Manometer und sämtliche Meßeinrichtungen,

1 Destillatvorratsgefäß mit Armaturen,

die Lauge- und Gasleitungen zwischen je 4 Zersetzerblöcken,

2 komplette Analysenapparate zur Prüfung der Gasreinheit,

1 elektrische selbsttätige Gasprüfungseinrichtung mit 2 Kurvenschreibern für Wasserstoff und Sauerstoff,

ferner folgende Ersatzteile:

4 Ersatzfilter,

2 komplette Laugepumpen,

ferner 1 komplette Destillieranlage,

bestehend aus:

1 Elektroden-Dampfkessel mit Zubehör,

1 Destillierapparat mit zugehöriem Destillatbehälter und Destillatpumpe,

zum Preise von ..... RM 1 599 100.-

Gewicht etwa ..... 320 to.

Umfang der spanischen Lieferung, bestehend aus:

Armaturen und kleinen Apparaten für Transformatoren-, Gleichrichter- und Elektrolyse-Anlage,

Stromschienen zwischen den Blöcken,

Gas-Sammelleitungen für Wasserstoff und Sauerstoff,

die Laugefüllung, d.h. 40,0 to Ätznatron chemisch rein,

zum Preise von etwa	RM	25 000.-
Montage der vorgenannten Fabrikationseinrichtungen, etwa	RM	112 000.-
Bauten, Fundamente, etwa	RM	124 000.-

3) <u>Luftzerlegungsanlage nach System Linde</u>
zur Gewinnung von Stickstoff:

<u>Umfang der deutschen Lieferung,</u> bestehend aus:

1 kompletten Trennapparat
zur Gewinnung von 1 000 m^3 N/h
(15° C, 735 mm Hg), einschließlich Vorkühler und Gegenstromkühler,

1 kombinierten 5-stufigen Nieder- und Hochdruck-Luftverdichter liegender Bauart, zweikurbelig mit einer Ansaugemenge von 1 400 m^3/h in der 1. Stufe, Enddruck 5,0 bezw. 200,0 Atm., einschließlich Stufenkühlern und Ölabscheidern.

1 Elektromotor zum Antrieb des Kompressors mit Schalter, Leistung 240 kW, n = 735 U/min.

1 CO_2-Auswaschanlage, bestehend aus Waschtürmen und Laugepumpen,

1 kompletten Ammoniak-Kälte-Anlage,

sämtlichen Rohrleitungen und Armaturen zwischen den Apparaten,

sämtlichen Meßinstrumenten,

zum Preise von ..... RM 216 500.-

Gewicht etwa ..... 100 to

<u>Umfang der spanischen Lieferung,</u> bestehend aus:

3 kleine Motoren, Niederdruck-Gasleitungen kleine Apparaturen und Armaturen und sonstige Ausrüstungen,

zum Preise von ..... RM 39 000.-

Montage der Anlage ..... RM 26 000.-

Bauanteil und Fundamente ..... RM 90 000.-.

4) Gasreinigungs-Anlage,

zur Entfernung von Sauerstoff-Spuren aus dem Synthese-Mischgas:

Umfang der deutschen Lieferung, bestehend aus:

2 Drehkolbengebläse
mit einer Leistung von 4 100 m^3/h bei einem Druck von 1 500 WS,

2 Drehkolbengebläse
mit einer Leistung von 1 100 m^3/h bei einem Druck von 1 500 mm WS,

sämtlichen Meßinstrumenten zur Überwachung und Bedienung der Anlage,

1 vollständigen Kontaktfüllung,

1 Reservefüllung,

zum Preise von ..... RM 47 800.-

Gewicht etwa ..... 11 to .

Umfang der spanischen Lieferung, bestehend aus:

4 Motoren
mit Kupplung und Schaltern zum Antrieb der Drehkolbengebläse,

2 Regeneratoren,

1 Kontaktofen,

2 Isoliermänteln zu den Regeneratoren,

1 Röhrenkühler,

1 Anheizofen,

2 Sicherheitstöpfe für die Gasleitungen,

1 Anheizluftgebläse mit Motor und Kupplung,

sämtlichen Rohrleitungen
einschließlich Armaturen,

elektrischen Leitungen,

zum Preise von ..... RM 48 200.-

Montage ..... RM 10 000.-

Bau, Fundamente und Apparategerüste sowie Isoliermaterialien ..... RM 24 000.-

5) Kompression.

Umfang der deutschen Lieferung, bestehend aus:

2 Hochdruck-Kompressoren
5-stufig, mit 124 U/min., Ansaugemenge der ersten Stufe 2 300 m^3/h, bezogen auf den Ansaugezustand, Enddruck 326 Atm. einschließlich Zwischenkühler, Ölabscheider, Regulierung, Zwischenrohrleitungen und Wasserleitungen,

2 Sattelmotoren dazu,
mit einer Leistung von 675 kW und 125 U/min. einschließlich Schalter und elektrischen Einrichtungen,

2 Handschaltwerke zum Andrehen
der Kompressoren von Hand,

sämtlichen Hochdruck-Rohrleitungen und Armaturen,
sämtlichen Meßinstrumenten,

zum Preise von ..... RM 338 600.-

Gewicht etwa ..... 160 to

Umfang der spanischen Lieferung, bestehend aus:

vollständigen Ölreinigungs-Anlage mit
Pumpen und Motoren,

sämtlichen Niederdruckleitungen und Armaturen,

1 Motorenlaufkran mit einer Tragfähigkeit
von 10 to,

zum Preise von	RM 44 000.-
Montage der Maschinen	RM 33 000.-
Bauanteil und Fundamente	RM 132 000.- .

6) Ammoniaksynthese,
mit einer Leistungsfähigkeit von 25,0 to N/Tag.

Umfang der deutschen Lieferung, bestehend aus:

2 kompletten Ammoniaksyntheseöfen,
geeignet für einen Druck von 325 Atm.
einschließlich Einbauteilen und elektrischen
Heizkörpern, lichter Durchmesser der Öfen 500 mm,
Länge des Ofens 12 m,

2 Transformatoren
für die Bedienung der Ofenheizung,

2 Gaskühlern in Doppelrohrausführung
mit je 70 m^2 Kühlfläche,

2 Kälte-Austauschern,
geeignet für einen Druck von 325 Atm.,
8 m Länge,

2 Tiefkühlern
in Spezialausführung mit je 55 m^2 Kühlfläche,

2 Hochdruck-Abscheideflaschen
540 Ø, 2,8 m Länge,

2 Gasumlaufpumpen mit einer Fördermenge
von 570 m^3/h, geeignet für einen Druck von
325 Atm. und einen Differenzdruck von 325 Atm.,

2 Motoren dazu mit einer Leistung von 120 kW
und 760 U/min. einschließlich Schalter,

2 Abscheideflaschen 400 Ø, 2 m Länge,

1 Spezialvakuumpumpe,

1 Motor dazu,

sämtlichen für die Bedienung und Überwachung der
Anlage notwendigen Meßinstrumente,

sämtlichen Hochdruck-Rohrleitungen
einschließlich Armaturen und Zubehör,

1 vollständigen Kontaktfüllung,

1 Reservefüllung,

zum Preise von ..... RM 636 300.-

Gewicht ..... 220 to

Gewicht des schwersten Stückes etwa . 28,5to.

Umfang der spanischen Lieferung, bestehend aus:

sämtlichen Niederdruckleitungen,

1 Zwischenentspannungsgefäß,
geeignet für einen Druck von 25 Atm.,

1 Absaugegefäß,

kleinen Armaturen und Zubehör,

1 vollständigen Apparatur zur Herstellung von Ammoniakwasser,

2 Speicherbehältern für Ammoniakwasser mit einem Fassungsvermögen von je 100 m^3/h,

zum Preise von ..... RM 106 000.-

Baukostenanteil, Fundamente und Apparategerüste für die Hochdruck-Apparatur ..... RM 100 000.-

Montage ..... RM 60 000.-.

7) Gipssulfat-Anlage,
mit einer Leistungsfähigkeit von 4,8 stuto Sulfat mit einem Stickstoffgehalt von etwa 20,8 %.

Umfang der deutschen Lieferung, bestehend aus:

1 Abzugplattenband mit einer Leistung von 9 to/h

1 Lösch- und Mahlanlage zum Vermahlen des Gipses, komplett einschließlich Antriebsmotor,

1 Eindicknutsche mit Rezipient in gummierter Ausführung,

2 Drehfiltern aus Eisen mit Gummierung einschließlich Rezipient,

1 Nachfilternutsche ca. 1 000 m^2 mit Rezipient,

2 Systemen Duplex-Robert-Verdampfer mit 15 m^2 Heizfläche pro Kammer, homogen verbleit einschließlich Kondensator aus Gußeisen,

2 Zentrifugen in verbleiter Ausführung, offene Bauweise, 2 m Ø,

SAFETY FILM

1 CO_2-Kompressor mit einer Leistung
von 2 000 m^3/h von 0,5 atü,

2 Spezialvakuumpumpen,

zum Preise von ..... RM 610 200.-

Gewicht ..... 280 to.

Umfang der spanischen Lieferung, bestehend aus:

1 Aufgabepumpe für Rohgips,

2 Motoren,

1 Becherwerk mit Motor,

1 Aufgabebunker für Rohgips,

1 Abzugsapparat,

1 Förderschnecke mit Motor,

2 Rührbehälter je 20 m^3 Inhalt,
einschließlich Rührer,

2 Pumpen,

2 Motoren,

1 Gipsvorratsbehälter mit 50 m^3,

2 Behälternfür 25 m^3, verbleit und ausgemauert,

2 " " 50 m^3, ausgemauert,

1 Nutschschlammbehälter 50 m^3 ausgemauert,

1 Eindickbehälter für Kalkschlamm 50 m^3, ausgemauert,

verschiedenen Vorratsbehälter für Lauge,
Waschwasser, Frischwasser und Schwefelsäure,

1 CO_2-Kompressor mit einer Leistung von 2 000 m^3/h von 0,5 atü,

2 Spezialvakuumpumpen,

zum Preise von ..... RM 610 200.-

Gewicht ..... 280 to.

Umfang der spanischen Lieferung, bestehend aus:

1 Aufgabepumpe für Rohgips,

2 Motoren,

1 Becherwerk mit Motor,

1 Aufgabebunker für Rohgips,

1 Abzugsapparat,

1 Förderschnecke mit Motor,

2 Rührbehälter je 20 m^3 Inhalt, einschließlich Rührer,

2 Pumpen,

2 Motoren,

1 Gipsvorratsbehälter mit 50 m^3,

2 Behälternfür 25 m^3, verbleit und ausgemauert,

2 " " 50 m^3, ausgemauert,

1 Nutschschlammbehälter 50 m^3 ausgemauert,

1 Eindickbehälter für Kalkschlamm 50 m^3, ausgemauert,

verschiedenen Vorratsbehälter für Lauge, Waschwasser, Frischwasser und Schwefelsäure,

2 Waschfiltrattürme 8 m Höhe,
2 m Ø, einschließlich Füllkörper,

2 Säuretürme in gleicher Ausführung,

verschiedene Ventilatoren und Pumpen
einschließlich Motoren,

1 Trockentrommel 2 m Ø, 11 m Länge
mit Schrägrostfeuerung zur Beheizung mit Kohle,

1 Staubabscheider-Anlage
einschließlich Ventilator und Motoren,

1 Aufgabetransportband zur Trockentrommel
einschließlich Antrieb,

zum Preise von ..... RM 576 000.-

Montage der gesamten Anlage etwa ..... RM 165 000.-

Baukosten ..... RM 380 000.-.

8) Anlage zur Erzeugung von 1 400 m^3/h
Kohlensäure für Karbonat-Herstellung.

Die Apparatur kann unter Umständen vollständig in Spanien hergestellt werden und besteht aus:

1 Kokstransport-Anlage,

12 Spezialgeneratoren zur Herstellung von Rein-CO,

2 Kühlern,

1 Abhitzekessel,
einschließlich Speisewasservorrichtung,

2 Verbrennungskammern,

2 Gasgebläsen für CO_2,

1 Warmwasserbehälter,

2 Desintegratoren
zur Gasreinigung
einschließlich Motoren,

2 Tropfenfänger,

sämtlichen Rohrleitungen
und Meßinstrumente,

Apparatekosten ungefähr	RM	235 000.-
Montagekosten ungefähr	RM	44 000.-
Baukosten ungefähr	RM	95 000.- .

Zusammenstellung der Anlagekosten
der eigentlichen Fabrikationsbetriebe
unterteilt nach deutschem und spanischen Lieferungsumfang.

	Deutsche Lieferung ab Werk verpackt RM	Spanischer Lieferungsumfang			Gesamtpreis RM
		Maschinen RM	Montage RM	Bauten RM	
Trafo und Gleichrichter- einschließlich Schaltstationen	1 038 200	25 000	112 000	124 000	1 299 200
Elektrolyseanlage	1 599 100	10 000	130 000	70 000	1 809 100
Linde-Stickstoff-Anlage	216 500	39 000	26 000	90 000	371 500
Gasreinigung	47 800	48 200	10 000	24 000	130 000
Kompression	338 600	44 000	33 000	132 000	547 600
Synthese	636 300	106 000	60 000	100 000	902 300
Ammoniak-Anlage:	3 876 500	272 200	371 000	540 000	5 059 700
Gips-Sulfat	610 200	576 000	165 000	380 000	1 731 200
CO_2-Gaserzeugung	-	235 000	44 000	95 000	374 000
Gesamte Fabrikations-Anlage	4 486 700	1 083 200	580 000	1 015 000	7 164 900.

Das Gewicht des deutschen Lieferungsumfanges
beträgt ..... ca. 1333 to.

IV. LIZENZEN, ZAHLUNGS- UND LIEFERBEDINGUNGEN.

Für die Überlassung der von der I.G. Farbenindustrie A.G. entwickelten Verfahren und ihrer Betriebserfahrungen, soweit diese für die zu errichtende Anlage zur Anwendung gelangen, ist auf die Dauer von 10 Jahren eine jährliche Zahlung in Höhe von

RM 18 000.-

für das Syntheseverfahren und eine solche von

RM 15 000.-

für das Gipssulfatverfahren zu leisten.

Für die Projektierungsarbeiten sowie für die Anfertigung der Zeichnungen der bei spanischen Apparatebaufirmen herzustellenden und in Abschnitt III aufgezählten Maschinen und Maschinenteile berechnen wir im Auftragsfalle

RM 330 000.- .

In diesen Zeichnungslieferungen mitenthalten sind die notwendigen zeichnerischen Unterlagen zum Einholen von Angeboten für die Fabrikationsgebäude bei entsprechenden spanischen Baufirmen.

Abmachungen über die Zahlungsweise der deutschen Lieferungen und Leistungen bleiben späteren Verhandlungen vorbehalten. Desgleichen können noch keine näheren Angaben über die Liefertermine der aus Deutschland zu beziehenden Maschinen und Apparate gemacht werden.

Mit Rücksicht auf eine in der Zwischenzeit mögliche Erhöhung der Preise für verschiedene Kategorien von Maschinen behalten wir uns vor, die Preise des Angebotes im Zeitpunkt einer etwaigen späteren Auftragserteilung zu überprüfen.

Absprachen über die Aufenthaltsdauer und die Vergütung des zur Montage und Inbetriebsetzung ausreisenden deutschen Personals bleiben späteren Verhandlungen vorbehalten.

KODAK SAFETY FILM

V. ALLGEMEINE UND NEBENANLAGEN.

Da das Stickstoffwerk unabhängig von einer bereits vorhandenen Industrie-Anlage errichtet wird, ist für dessen Betrieb die Einrichtung einer Reihe von Neben- und Hilfsbetrieben notwendig, die wir im folgenden erläutern und für die wir am Schlusse dieses Abschnittes für deutsche Verhältnisse eine ungefähre Kostenschätzung angeben:

1) Gasbehälter.

Für die Zwischenspeicherung der in den Fabrikationsanlagen erzeugten Gasmengen sind folgende Behälter notwendig:

a) Wasserstoffgasometer mit einem Inhalt von 3 000 cbm
b) Stickstoffgasometer " " " " 1 000 "
c) Mischgasgasometer " " " " 3 700 "
d) Kohlensäuregasometer " " " " 1 500 "
e) Sauerstoffgasometer " " " " 1 500 " .

Sämtliche Gasometer sind für eine Speicherung von 60 Minuten ausgelegt, sodass bei einer eventuellen Vergrösserung des Werkes auf die doppelte Leistung von einer Erweiterung der Gasometer abgesehen werden könnte.

2) Verwaltungsgebäude.

Zur Unterbringung der Werksverwaltung, der Betriebsleitung und des kaufmännischen Hilfsapparates wird für die vorgesehene Anlage voraussichtlich ein zweigeschossiger Bau mit einer Grundfläche von 15 x 35 m notwendig werden.

3) Wasserwerk.

Zur Versorgung der gesamten Werksanlage mit dem erforderlichen Frischwasser für Kühlzwecke (nicht Trinkwasser) wird ein Pumpwerk mit einer Förderleistung von 1 000 cbm/h auf einen Druck von 4 Atm. notwendig. Wir haben das Pumpwerk in

einfachster Ausführung zur Errichtung an dem Bewässerungs-Kanal vorgesehen, wobei die Annahme getroffen wurde, dass das Wasser rein genug ist, um auf eine Feinfiltration verzichten zu können. Das Pumpwerk wird zweckmässig mit zwei Pumpensätzen je 500 cbm/h ausgerüstet. Die Installierung eines zusätzlichen Reserve-Aggregates ist empfehlenswert.

4) Werkstatt.
Zur Ausführung der laufend anfallenden Reparatur- und Instandsetzungsarbeiten muss eine Betriebswerkstätte zur Verfügung stehen. Unter der Voraussetzung, dass keine Maschinenindustrie am Platze ist, ist dieser Betrieb so auszulegen, dass auch einfachere Apparate darin hergestellt werden können. Für diesen Betrieb wird ein Bau mit einer Grundfläche vom etwa 15 x 30 m benötigt.

5) Laboratorium und Betriebsbüro.
Zur Anfertigung der laufenden Untersuchungen und der laufenden Analysen wird zweckmässig ein Laboratorium errichtet, dem das technische Büro für Betriebsführer und Meister angegliedert wird. Voraussichtlich wird ein Bau mit einer Grundfläche von 15 x 20 m genügen.

6) Umkleideraum, Bade- und Speiseraum.
Für die Belegschaft des Werkes ist eine entsprechende Einrichtung für Waschgelegenheit und Bad, für Umkleidung und Aufbewahrung von Kleidungsstücken zu schaffen. Ferner wird es zweckmässig sein, für denjenigen Teil der Belegschaft, der in der Mittagspause den Arbeitsplatz verlassen kann, einen Speiseraum mit angeschlossener Spülküche und Wärme-Schrank zur Verfügung zu stellen. Die Abmessungen für einen Bau zur Unterbringung dieser Einrichtungen werden etwa 15 x 40 m betragen.

7) Dampfstation.
Da in den vorgesehenen Fabrikationsanlagen mit Ausnahme der eventuell zu errichtenden CO_2-Erzeugung keinerlei Dampf anfällt, muss für die Versorgung des Werkes eine kleine Kesselanlage mit einer Leistung von 7 to Dampf/h einschliesslich Wasseraufbereitungsanlage errichtet werden. Sollten die Werksbauten im Winter geheizt werden müssen, so ist eine entsprechende zusätzliche Kesselanlage aufzustellen.

8) Silo-Anlage.
Da das Fertigprodukt nur während der Saison und da in grossen Mengen abgesetzt wird, haben wir eine Einspeicherung der Produktion für 9 Monate, das heisst für 31 000 to Sulfat, vorgesehen. Der dazu notwendige Silo wird in einfacher Bauweise, das heisst Betontasse mit Satteldach, ausgeführt und ist für maschinelle Beschickung und Ausräumung vorgesehen. An der Stirnseite des Silos ist ein Anbau für die Unterbringung der Beschickungs- und Ausräumungsapparatur untergebracht. Seitlich angelehnt an den Silo ist in Verbindung mit der Verladerampe die maschinelle Absackstation angeordnet. Die Ausführung würde etwa derjenigen auf beiliegender Zeichnung N 3948-8, aber bei doppelter Länge des Silos, entsprechen.

9) Rohrleitungen ausserhalb der Bauten zur Verbindung der Teilbetriebe untereinander, auf Rohrbrücken verlegt.

10) Kabelnetz zur Verteilung der elektrischen Energie für Kraft und Licht.

11) Kanalisationsanlage und Strassen.

12) Geleisanlage, Geleiswaage und Entlade-Einrichtungen.
Der von uns in der Fabrikationsanlage vorgesehene Geleis-Ausbau dient einerseits zur Heranführung der für die Fabrikation notwendigen Güter, wie Gips, Kohle und Koks, und auf der anderen Seite zum Abtransport des Fertigproduktes unter

der Voraussetzung, dass dieser in der Hauptsache während der Verkaufssaison, das heisst innerhalb von drei Monaten mit einer Tagesleistung von 400 to erfolgt. Es ist daher zu diesem Zwecke an der Silo-Anlage neben Ein- und Ausfahr-Geleis auch ein Umfahr- und Ladegeleis vorgesehen. Das an die Elektrolyse-Anlage herangeführte Geleis dient nur als Montagegeleis.

Die Geleisanlage ist ausserdem mit einer Waggonwaage auszurüsten.

Zum Entladen der Kohle, des Kokses und des Gipses auf die vorgesehenen Stapelplätze werden zweckmässigerweise kleine Transportanlagen, bestehend aus hochliegenden Kranbahnen mit Führerstandslaufkatzen, errichtet.

Kostenschätzung
für Allgemeine und Nebenanlagen
für deutsche Verhältnisse.

1) Gasometeranlage einschliesslich Fundamenten und Montage	RM	342 000.-
2) Verwaltungsgebäude	"	140 000.-
3) Wasserwerk	"	120 000.-
4) Werkstatt einschliesslich Einrichtungen	"	140 000.-
5) Laboratorium und Betriebsbüro	"	80 000.-
6) Umkleideraum, Bade- und Speiseraum	"	110 000.-
7) Dampfstation (ohne Bautenbeheizung)	"	50 000.-
8) Silo-Anlage einschliesslich Maschinenanlage für Ein- und Ausspeicherung, ausreichend zur Stapelung einer Produktion von 9 Monaten	"	1 110 000.-
9) Rohrleitungen ausserhalb der Bauten	"	160 000.-
10) Kabelnetz	"	110 000.-
11) Kanalisation und Strassen	"	50 000.-
12) Geleisanlage, Entlade-Einrichtungen und Geleiswaage	"	165 000.-
	RM	2 577 000.-

VI. VERBRAUCHSZAHLEN UND BELEGSCHAFT.

Zur Ermittlung der Gestehkosten haben wir in der nachstehenden Tabelle die Verbrauchszahlen für elektrische Energie, Dampf und Wasser zusammengestellt:

	Elektr. Energie kW	Dampfverbrauch to/h	Dampferzeugung to/h xx)	Kondensatanfall m^3/h	Kondensatverbrauch oder Speisewasser m^3/h	Kühlwasser 18^0 C m^3/h
Ammoniakanlage	14 880	-	-	-	3,0	446
CO_2-Erzeugung	50	-	0,6	-	0,7	60
Gipssulfat	258	6,0	-	6,0	-	380
Fabrikationsbetriebe	15 188	6,0	0,6	6,0	3,7	886
Allgemeine Anlagen:						
Wasserwerk	120					
Labor	10	0,2				1
Werkstätte	25					
Siloanlage	50					
Dampferzeugung	5		7,0		7,0	
Gesamtverbrauch	15 398	6,2 x)	7,6	6,0	10,7	887

x) ohne Bautenbeheizung

xx) Durch Abhitzeverwertung.

Die elektrischen Energien beziehen sich auf Messung an den Motorklemmen bezw. an den Anschlüssen der Elektrolyseurgruppen. Die Verluste der Transformatoren, Gleichrichter und des gesamten Leitungsnetzes sind nicht berücksichtigt. Die angegebenen Energien umfassen nicht den Aufwand für Straßen- und Bautenbeleuchtung.

Ferner werden folgende Ausgangsmaterialien pro Stunde benötigt:

1) Gips ($CaSO_4$) . . . . . 5,2 to/h
auf 100 % bezogen, in Nußgröße vorgebrochen

2) Schwefelsäure (Monohydrat) . . . . . 0,50 "

3) Koks für CO_2-Erzeugung . . . . . 0,90 "

4) Braunkohle für Heizung der Trockentrommel . . . . 0,075 "

5) Braunkohle für Dampferzeugung . . . . . 1,80 "

Zum Betrieb der gesamten Anlage einschließlich der Reparaturschlosser, werden für deutsche Verhältnisse etwa

205 Mann

benötigt.

Dazu kommen während der Ausspeicherungsperiode für 3 Monate Dauer

56 Mann

zusätzlich.

Es ist jedoch darauf hinzuweisen, daß während der Anlaufzeit des Werkes für den Zeitraum von mindestens 1 Jahr bis zur vollständigen Anlernung des Personals mit mehr Leuten gerechnet werden muß.

Die Verteilung des Personals auf die einzelnen Betriebe geht aus folgender Aufstellung hervor:

	Betriebsarbeiter		Reparatur-Schlosser		Personal für 24 Stunden
	Schicht	Tag	Schicht	Tag	
Ammoniakanlage	11	2	2	6	47
Sulfatbetrieb einschl. CO_2-Erzeugung	39	5	3	5	136
Allgemeine und Nebenanlagen	6	2		2	22
					205
Ausspeicherung während 3 Monaten	28 in zwei Schichten				56

Zu dieser Personalaufstellung kommt noch die Betriebsleitung mit mindestens 2 Chemikern und 2 Ingenieuren mit einer entsprechenden Anzahl von Hilfskräften wie Laboranten, Technikern, Betriebsmeistern, Aufsichtsorganen und einem kaufmännischen Büro hinzu.

In der vorstehenden Aufstellung ferner nicht berücksichtigt ist das Personal zur Aufrechterhaltung des Rangierbetriebes.

VII. DEUTSCHES PERSONAL FÜR MONTAGE UND INBETRIEBSETZUNG DER ANLAGE.

Für die Montage, für die Inbetriebsetzung und für die Anlernung des spanischen Personals werden wir einen entsprechenden Stab deutscher Ingenieure und Techniker zur Verfügung stellen. Es werden für den Ausbau der oben beschriebenen Werksanlagen etwa benötigt:

2	Ingenieure
1	Chemiker
3	Meister
etwa 4	Facharbeiter
1	Laborant.

VIII. PLAN DER GESAMTANLAGE.

Auf beiliegender Skizze N 6970-4 haben wir in Anlehnung an Ihre Geländezeichnung vom 15.3.40 einen Plan des Stickstoffwerkes unter der Voraussetzung einer späteren Erweiterung auf die doppelte Kapazität aufgezeichnet. Da das Gelände zwischen der Eisenbahnlinie Zaragoza / Barcelona und dem Fluß Sosa zur Aufnahme der gesamten Werksanlage zu klein ist, haben wir diese südlich des Sosa geplant. Die Fabrikationsanlagen gliedern sich im wesentlichen symmetrisch um die Gleisanlage. Maßgebend für diesen Entwurf war, durch zweckmäßige Anordnung der Teilbetriebe zueinander für die Verteilung von Rohmaterialien und Gase innerhalb der Werksanlage möglichst kurze Wege vorzusehen.

Der gesamte Platzbedarf beträgt etwa 9 ha.

Die Lage des Werkes in Beziehung zur Umgebung ist aus der Zeichnung N 4052-8 zu ersehen.

IX. T R A D U C C I O N.

O F E R T A

para una

Fàbrica de Nitrògeno

(Base hidrògeno electrolìtico)

con una producciòn anual de

10.000 toneladas de amoniaco

elaborado a

38.100 toneladas anuales de sulfato amónico á base de yeso

(20,8 % N)

para

H I D R O N I T R O E S P A Ñ O L A

Sociedad anònima

M a d r i d

Diciembre de 1940

Nº 347

Indice

		página
I.	BASES DE LA OFERTA	44
II.	DESCRIPCIÓN DE LAS INSTALACIONES PARCIALES Y DE LOS PROCEDIMIENTOS	46
	A) Producción de gas y síntesis	46
	B) Instalaciones de elaboración	52
	C) Nota final	53
III.	LISTA Y PRESUPUESTO DEL COSTE DE LOS APARATOS Y MAQUINAS	54
	1) Instalación de distribución, transformadores y rectificadores	54
	2) Grupo de electrolisadores	62
	3) Instalación de fraccionamiento de aire	64
	4) Purificación del gas	65
	5) Compresión	66
	6) Síntesis	67
	7) Sulfato amónico	69
	8) Producción de CO_2	71
IV.	LICENCIAS, CONDICIONES DE PAGO Y ENTREGA	74
V.	INSTALACIONES GENERALES Y ACCESORIAS	75
VI.	NUMEROS DEL CONSUMO Y PERSONAL	79
VII.	PERSONAL ALEMAN PARA MONTAJE Y PUESTA EN MARCHA	81
VIII.	PLANO DE TODA LA INSTALACION	82

Anexo:

Dibujo N° N 3661-16, N 2389a-8, E 922-16
N 4053-8, E 923-16, E 828a-8, N 2074-16,
N 3948-8, N 6970-4, N 4052-8.

Fotografía N° 49386, 86888, 77667, 81114.

I. BASES DE LA OFERTA.

La instalaciòn proyectada està calculada para una producciòn diaria de 25 toneladas de N, o sea de 30,35 toneladas de amoniaco. Para esta capacidad apenas alcance la energìa elèctrica disponible de las dos estaciones hidroelèctricas proyectadas. Caso que esta potencia fuera a disposiciòn durante todo el año, la producciòn anual de la factorìa podrìa ser 9.000 toneladas de N o 10.920 toneladas de NH_3. Pero no siendo disponible la potencia citada por el curso de todo el año el màximo de la producciòn de la instalaciòn segùn las condiciones del agua en los Saltos serà aproximadamente la siguiente:

60 dìas con una producciòn de 15,65 toneladas diarias de N	=	938,00 to de N
30 dìas con una producciòn de 20,10 toneladas diarias de N	=	600,00 to de N
270 dìas con una producciòn de 25,00 toneladas diarias de N	=	6.750,00 to de N
360 dìas con una producciòn de		8.288,00 to de N

lo que seràn 10.000 toneladas anuales de amoniaco.

Sin embargo, para evitar el montaje de màquinas y aparatos de reserva, que encarecen la instalaciòn considerablemente, hemos proyectado las distintas instalaciones parciales de manera que todos los grupos de aparatos importantes se subdividen en 2 agregatos, pudièndose sostener asì, durante trabajos de reparaciòn y revisiòn en una màquina, el funcionamiento con la media producciòn. Por lo tanto hay que contar con unos 15 a 30 dìas por año de paros en el funcionamiento. Suponiendo que coincidan estos paros por razones de utilidad con los dìas de aguas bajas, faltan al màximo 469 toneladas de N en la producciòn, de manera que la producciòn anual serà sòlo de 9.480 toneladas de NH_3 a lo sumo.

Siendo disponible energìa elèctrica a precio bajo de las estaciones hidroelèctricas a construir, el hidrògeno necesario se obtiene por vìa de electròlisis. El nitrògeno necesario para la fabricaciòn de amonìaco se produce en una instalaciòn de fraccionamiento de aire segùn el sistema Linde.

Para la sìntesis de amonìaco se elige el procedimiento por altapresiòn de la I.G. Farbenindustrie A.G., lo que se emplea en gran escala tècnica en varios grandes instalaciones de Alemania y en el extranjero.

Se supone que la energìa elèctrica se conduce a la factorìa por una lìnea aèrea con una tensiòn de 50.000 V.

Por el esquema N 3661-16 asì como por las explicaciones de la oferta siguiente, se ve la disposiciòn de los distintos procesos de fabricaciòn.

Como la instalaciòn proyectada no se construirà apoyàndose a una factorìa ya existente, hemos hecho càlculos para los gastos referentes a las instalaciones generales, las que hay que proveer en caso dado, como son: casa de calderas, taller, instalaciòn de bombas para agua, laboratorio y otras.

La oferta se subdivide en la proporciòn de màquinas y aparatos a importar de Alemania y de fabricaciòn española. Para estas partes de los aparatos que se pueden suministrar en España, se indica el precio a condiciones alemanas.

Los gastos de construcciòn y montaje se han calculados a condiciones alemanas y para un terreno de construcciòn normal. Como gastos de construcciòn se entienden los gastos para edificios, cimientos y construcciones de hierro.

Los importes citados bajo gastos de montaje comprenden los gastos calculados para el montaje de la instalaciòn, pero no comprenden los gastos de viaje y los del alojamiento para el personal a proporcionar de Alemania para el cuidado del montaje, puesta en marcha de la instalaciòn e instrucciòn del personal español.

II. DESCRIPCION DE LAS INSTALACIONES PARCIALES Y DE LOS PROCEDIMIENTOS.

A) Instalaciòn para la producciòn de gas y sìntesis.

El dibujo adjunto N 2389-8 demuestra en forma esquema el mètodo de trabajar de la sìntesis de amonìaco basando en una producciòn de hidrògeno por electròlisis de agua. El nitròǵeno precisò para la sìntesis de amonìaco fuera del hidròǵeno, se obtiene en una instalaciòn de fraccionamiento de aire, trabajando segùn el sistema Linde, y se mezcla con el hidròǵeno electrolìtico antes de la instalaciòn de purificaciòn del gas.

Se ha prescindido de una producciòn del nitròǵeno necesario para la sìntesis por medio de combustiòn de una cantidad correspondiente de hidròǵeno electrolìtico, ya que por un lado el hidròǵeno electrolìtico serìa demasiado caro para una producciòn de nitròǵeno, y por otro la capacidad de la instalaciòn hubiera sido disminuido considerablemente.

Como los contactos de los hornos de sìntesis de amonìaco estàn susceptibles de oxìgeno, los trazos del oxìgeno contenido tanto en el hidròǵeno como en el nitròǵeno se transforman en un sistema especial de purificaciòn (purificaciòn del gas de mezcla) a vapor de agua por medio de un contacto segùn patentes de la I.G. Farbenindustrie A.G. El gas de mezcla listo a la sìntesis despues de este proceso, se aspira por un compresor de alta presiòn de 5 grados y se conduce a los aparatos de la sìntesis de amonìaco, que trabaja segùn el mètodo de circulaciòn.

1) Instalaciòn de electròlisis incluso instalaciòn de distribuciòn, transformadores y rectificadores.

Al simplificar la instalaciòn de distribuciòn y la estaciòn de transformadores los mayores consumidores por dentro de la factorìa, que son la electròlisis y la estaciòn de transformadores para la factorìa, se conectan directamente con la barra

colectora de 50 kV de una instalaciòn de distribuciòn de 50 kV a construir (vèase esquema de conexiòn adjunto E 922-16). Segùn nuestro plano de montaje adjunto N 4053-8 se alimentan de la casa de distribuciòn para alta tensiòn los transformadores de la instalaciòn de rectificaciòn para la electròlisis asì como el transformador para la factorìa, de que se provee la casa de distribuciòn de 3 kV que se acerca arquitectònicamente a la instalaciòn de rectificaciòn. De esta casa de distribuciòn de 3 kV se maneja toda la distribuciòn de energìa para la factorìa sin la instalaciòn de electròlisis. (vèase esquema de conexiòn adjunto E 923-16)

El hidrògeno necesario se produce en una instalaciòn especial de electrolisadores, que ha sido desarollado por la I.G. Farbenindustrie A.G. junto con los Siemens Halske Werken de Berlin. Los electrolisadores son construidos segùn la construcciòn de filtro-prensas y necesitan un espacio mìnimo. La celda sistema I.G. trabajando segùn un procedimiento especial permite por su disposiciòn favorable de electrodos una carga especìfica de 4.000 A/m^2, lo que en el caso presente con 3 m^2 de superficie activa del elèctrodo corresponde a 12.000 A de carga. En comparaciòn con otras celdas la disposiciòn de electrodos que muestra èsta, que ha sido patentado en favor de la I.G. Farbenindustrie A.G., ofrece la ventaja de un menor consumo de energìa por m^3 de hidròdeno producido.

Como electròlito se emplea lejìa sòdica o lejìa càustica que se tiene en circulaciòn continua por medio del electrolisador, purificàndose de las trazas de gas y refrigeràndose en un grupo de aparatos fuera de los mismos. En una instalaciòn de destilaciòn trabajando gradualmente y caldeada por medio de electricidad se obtiene el producto de destilaciòn necesario, que correspondientemente se añade al electròlito. Para la alimentaciòn de esta instalaciòn de destilaciòn se toma agua de alimentaciòn preparada de la instalaciòn para rebajar el grado higromètrico de la casa de calderas.

l oxìgeno obtenido a base de la electròlisis de agua puede, despues de haber sido liberado de las nieblas de lejìa en aparatos especiales, almacenarse en un gasòmetro y, si fuera oficialmente exigida una instalaciòn de compresiòn, aprovecharse para propòsitos industriales. En el caso presente, sin embargo, al construir una instalaciòn para la producciòn de sulfato a base de yeso bruto, toda la cantidad de oxìgeno obtenida en la misma instalaciòn se necesita a fin de oxidar el àcido carbònico a base de k segùn un procedimiento especial, para la fabricaciòn de carbonato en la instalaciòn de sulfato.

La corriente continua necesaria para el funcionamiento de la electròlisis se produce en una estaciòn convertidora provista con rectificadores de vapor de mercurio de construcciòn mas moderna, cuyo manejo se hace sin personal. El manejo sobre rejillas de la instalaciòn sin interrupciòn del rendimiento de las electrìlisis, asì como el cuidado de este y de la corriente de servicio, la instalaciòn de rectificadores comprende ademàs toda la instalaciòn de alarma de la estaciòn para el manejo de la estaciòn convertidora de corriente continua para las grupos de electrìlisis, asì como la instalaciòn de distribuciòn de rectificadores para los grupos de electrìlisis. Como se ve en el dibujo adjunto 22-1.

Nuestro dibujo adjunto E 8.8a-8 muestra un proyecto para la disposiciòn arquitectònica de la instalaciòn de transformadores, rectificadores y de corriente continua, asì como de los bloques de electròlisis.

Instalaciòn de fraccionamiento de aire

El hidrògeno se obtiene en la instalaciòn Linde por medio de una instalaciòn fraccionada de aire lìquido. Este conjunto de instalaciòn se compone del aparato separador, en lo que se hace la separaciòn asì como el fraccionamiento del aire a elaborar. Consiste en lo esencial los aparatos de cambio tèrmico para

aire de alta y baja presiòn y la instalaciòn de rectificaciòn. Ademàs la instalaciòn està provista con un compresor combinado de aire de baja y alta presiòn, con una instalaciòn frigorìfica para amoniaco y un conjunto de aparatos para la purificaciòn del aire a fraccionar.

Por esto el gasto de energìa combinado con la producciòn de las cantidades de frìo necesarias queda lo mìnimo posible, por ser utilizado principalmente todo el frìo contenido en los productos de fraccionamiento aprovechàndolo parte para la refrigeraciòn, parte para la licuefacciòn del aire fresco. Con esto serà posible que el gasto de energìa en esta instalaciòn se emplea principalmente sòlo a comprimir el aire a fraccionar a una presiòn precisa para la ejecuciòn del procedimiento.

El oxìgeno obtenido en la instalaciòn Linde puede embotellarse y aprovecharse para propòsitos industriales. Esta misma posibilidad se ha señalada en el esquema adjunto N 3661-16. Caso de construir una instalaciòn de sulfato amònico a base de yeso, el oxìgeno, sin embargo, se necesita para producir CO_2.

3) Instalaciòn para la purificaciòn del gas de mezcla.

El gas componiendose de 3 partes de hidrògeno electrolìtico y de 1 parte de nitròjeno del aire aun contiene trazas pequeñas de oxìgeno, que han de ser eliminados como venenos para el contacto. Despues de haber sido mezclado el hidròjeno y nitròjeno, este gas de mezcla se conduce sobre un contacto apropiado, lo que efectua la transformaciòn a vapor de agua del oxìgeno contenido en el gas con la cantidad correspondiente de hidròjeno. A continuaciòn, el gas purificado cuya temperatura ha sido aumentado por el calor de reacciòn corre por un refrigerador. Para vencer la resistencia en los sìstemas de contacto se montan ventiladores de gas. Para la calefacciòn del sìstema de contacto se emplea un calorìfero especial que se desconecta despues de haber conseguido la temperatura de reacciòn.

Empleando la purificaciòn catalisadora se consigue una conservacion lo mayor posible del contacto de la sìntesis de amonìaco, de manera que suponiendo un modo exacto de trabajar, puede trabajarse 2 años por lo menos con un relleno de contacto del horno de amonìaco.

4) Compresiòn.

El gas de mezcla purificado de las partes contenidas de oxìgeno llevadas y que tiene ahora el grado de pureza necesario para la sìntesis, se aspira por compresores de varios grados y se comprime a una presiòn de 325 atmòsferas. Por estudios minuciosos hechos ha sido constatado como presiòn mas econòmica para la sìntesis là de 300 atmòsferas.

5) Sìntesis de amonìaco.

El gas tenso se conduce sobre botellas separadores a los hornos de sìntesis en los que se realiza segùn el procedimiento de la I.G. Farbenindustrie A.G. la transformaciòn a mas o menos 300 atmòsferas y una temperatura maximal de 400 y 500° C. aproximadamente. El horno està provisto con un suplemento especial que permite por un lado de aprovechar en cuanto que sea posible el contacto a la transformaciòn de los gases y por otro de trabajar economicamente por medio de aparatos de cambio tèrmico correspondientes.

El contacto de sìntesis puede cambiarse rapidamente sòlo desmontando la tapa del horno por medio de un mecanismo auxiliar simple.

Poniendo en marcha la instalaciòn de sìntesis el calor necesario para comenzar con la reacciòn se conduce por fuera y por esto la tapa del horno està provista con un calorìfero elèctrico de construcciòn especial, cuyo servicio se hace de manera simple y segura. Si el horno ha alcanzado a la temperatura de reacciòn el calorìfero se desconecta.

El amonìaco formado se separa en forma lìquida de la mezcla de gas viniendo del horno de contacto y compuesta de amonìaco y los restos no transformados de gas, por medio de un proceso especial de refrigeraciòn a baja temperatura. Parte de este amonìaco lìquido se aprovecha para la producciòn de frìo y pues se conduce en estado gaseoso hacia las instalaciones de elaboraciòn, mientras que el resto se conduce a una instalaciòn de almacenaje entremedia. La mezcla no transformada de nitrò␗eno/ hidrògeno se conduce de nuevo en la circulaciòn de sìntesis por medio de un compresor de circulaciòn.

Al servicio de una instalaciòn de sulfato amònico serà conveniente conectar entre la fàbrica de amonìaco y la instalaciòn de elaboraciòn para el amonìaco producido bastante recipientes para que no se tenga que parar los aparatos de la sìntesis de amonìaco durante cortas interrupciones del funcionamiento en la instalaciòn de sulfato amonònico. Por esta razòn hemos agregado un conjunto de aparatos accesorios a la sìntesis de amonìaco hacièndolo posible obtener toda la producciòn en agua amoniacal y almacenarla en recipientes correspondientes por 24 horas.

La instalaciòn de nitrògeno Linde, la compresiòn y la sìntesis se instalan por razones de un servicio y cuidado simplificado en un edificio comuò. Los aparatos de alta presiòn para la sìntesis de amonìaco se montaràn en una construcciòn de hierro al muro longitudinal del edificio, como se ve en ejecuciòn anàloga en el dibujo adjunto N2554-4, y esto para que sea evitado todo el riesgo para la casa de màquinas en vista de escapes eventuales en las tuberìas de gas o en los aparatos mismos. Instalando metodicamente todos los instrumentos de medida y los cuadros de servicio para los aparatos de alta presiòn en un muro longitudinal de la casa de màquinas se garantiza un servicio pronto y seguro de toda la instalaciòn de sìntesis.

La casa de màquinas misma serà provista con una grùa mòvil a mano para obras de montaje y reparaciones.

B) Instalaciones de elaboraciòn.

1) Fabricaciòn de sulfato amònico sobre yeso.

El dibujo N 2074-16 muestra en forma esquema el conjunto de aparatos. Para la fabricaciòn de sulfato amònico primero se elabora una soluciòn de carbonato amònico a base de amoníaco y àcido carbònico. El yeso disponible, que se suministra quebrantado es remolinado en una instalaciòn especial para moler y preparado con lejìa para lavar procedente de la fabricaciòn. De este carbonato amònico y del yeso preparado se hace la transformaciòn a lejìa de sulfato amònico.

Despues de haberse separado del carbonato de calcio obtenido que està disponible como producto accesorio, la lejìa de sulfato amònico se conduce a la vaporizaciòn. La lejìa espesa asì obtenida se lleva a las centrìfugas, donde se separa el sal de sulfato amònico de la lejìa madre. En un tambor secador calentado se seca el sal y se conduce como producto final sobre una cinta de transporte al almacèn.

El procedimiento necesita para la purificaciòn del gas restante y para la mejoraciòn del rendimiento corrientemente una cantidad pequeña de àcido sulfùrico (vèase tabla de los nùmeros del consumo).

El carbonato de calcio se obtiene en una cantidad de 86,4 toneladas por dìa en forma de un fango fluìdo, cuyo aprovechamiento ulterior todavìa hay que estudiarse, existendo la posibilidad de separar el cal sobre filtros rotatorios y secarlo en tambores secadores. Como contiene aun una proporciòn en nitròjeno de 0,4 % aproximadamente, puede ser utilizado como cal de abonos para derramar. Pero depende de la rentabilidad del yeso previsto para la elaboraciòn, si el fango de cal puede filtrarse de manera apropiada, y ademàs, si el secado previsto del cal eventualmente no es necesario. Esta pregunta no puede aclararse sino despues de estudios relativos en nuestros laboratorios.

Caso de no elaborar el cal existe eventualmente la posibilidad de conducir, por medio de bombas, el fango fluìdo como producto residuo en el rìo, en tanto que èste lleve una cantidad de agua suficiente y a no ser que haya prescripciones de la autoridad en contra de esto.

Sin embargo, condiciòn para una oferta obligatoria para este servicio accesorio es que se haga en el laboratorio de nuestra factorìa un anàlisis minucioso del yeso previsto para la elaboraciòn. Pequeñas diferencias en la calidad del yeso podrìan hacer necesario alteraciones esenciales en los aparatos.

2) Instalaciòn para la producciòn de àcido carbònico puro.

Para la fabricaciòn de carbonato se necesitan,al trabajar con el servicio previsto de sulfato amònico sobre yeso, 1.340 m^3 por hora de àcido carbònico puro para la conversiòn. No siendo combinada una instalaciòn de gasògenos con el conjunto de aparatos de sìntesis a base de hidròdeno electrolìtico, en la que se obtiene automàticamente àcido carbònico, en el caso presente hay que fabricar el àcido carbònico en aparatos especiales por medio de gasificaciòn de cok en gasògenos especiales al añadir oxìgeno. Con esto se obtiene del cok primero CO puro y al añadir demàs oxìgeno, se consigue la conversiòn a CO_2 en càmeras de combustiòn especiales. El calor sensible de los gases se aprovecha en una caldera de calor pèrdida para la producciòn de vapor.

C) Nota final.

Como la producciòn de àcido carbònico puro de cok en gasógenos especiales es muy poco econòmico para la fabricaciòn de carbonato amònico en la instalaciòn prevista de sulfato amònico a base de yeso, en breve enviaremos ofertas complementarias para una instalaciòn de sulfato amònico a base de àcido sulfùrico y amonìaco. Con estos datos serà posible un presupuesto de comparaciòn econòmico.

III. LISTA Y PRESUPUESTO DEL COSTE DE LOS APARATOS Y MAQUINAS subdivido en la proporciòn de entregas alemanas y espanolas.

(La lista de aparatos siguiente es sin compromiso para la ejecuciòn final.)

La proporciòn de las entregas alemanas para las instalaciones de fabricaciòn arriba descritas incluye las màquimas y aparatos principales, las que recomendamos de construir en Alemania por ser aparatos o construcciones especiales.

1) Instalaciòn de distribuciòn de 50 kV, instalaciòn de distribuciòn de 3 kV, transformadores y rectificadores.

Proporciòn de la entrega alemana, componièndose de:

a) Instalaciòn de distribuciòn de alta tensiòn de 50 kV, componièndose de

1 instalaciòn de distribuciòn interior con 6 paneles (vèase esquema E 922-16), a saber:

2 lìneas aèreas entrantes,

2 derivaciones cada una 10.000 kVA para la instalaciòn de rectificadores,

1 derivaciòn 7.500 kVA para un transformador de 50/3 kV,

1 celda de medida.

Distribuciòn de los aparatos.

3 transformadores de corriente, transformaciòn 150/75/5/5 A cada uno con 1 nùcleo de màxima y de medida,

1 combinaciòn de relais para la protecciòn combinada de los transformadores,

1 amperìmetro para la conexiòn de los transformadores

1 contador de la potencia,

1 campo de medida con

1 interruptor de separaciòn,
1 accionamiento con aire comprimido,
2 transformadores de tensiòn,
3 voltìmetros,

6 aparatos de mano por medio de aire comprimido para los 6 campos para manejo de los interruptores de expansiòn y separaciòn desde la celda frontal con el mecanismo automàtico de cierre necesario entre interruptor de separaciòn y accionamiento del interruptor de expansiòn,

el material necesario para la construcciòn de las celdas componièndose de hierro de construcciòn con material de aislaciòn, colocaciòn y cables dentro de la instalaciòn de distribuciòn, asì como

el material completo para la lìnea desde el poste ùltimo al edificio de distribuciòn de 50 kV y desde ahì a los transformadores, componièndose de

100 m cable de aire de cobre, 60 mm^2,
24 cadenas de amarre,
15 pasos al aire libre,

1 instalaciòn para obtener aire comprimido para el manejo de la instalaciòn de distribuciòn de 50 kV con motor de impulsiòn a corriente trifàsica para colocaciòn interna, incluìdo distribuciòn de aire comprimido.

b) <u>Instalaciòn de distribuciòn interior de 3 kV y transformadores para la factoria.</u>

(vèase esquema E 923-16)

para el demàs consumo de la factoria, tensiòn 3 kV, 50 perìodos/s, con barras colectoras dobles, componièndose de:

10 celdas de la siguiente disposiciòn:

1 celda para la conducciòn desde el transformador de 7,5 kVA, corriente nominal de 500 A, incluyendo:
- 1 interruptor de expansiòn,
- 2 interruptores de separaciòn a mano,
- 3 transformadores de corriente de alta tensiòn con nùcleo de medida y relais,
- 1 amperìmetro,

1 celda de medida, conteniendo:
- 6 transformadores de tensiòn 3000/110 V,
- 6 corta-circuitos desconectables con sus podestas,
- 8 voltìmetros,

1 celda para el transformador de 1.600 kVA, tensiòn de 600 A, conteniendo:
- 1 interruptor de expansiòn,
- 2 interruptores de separaciòn a mano,
- 2 transformadores de corriente con nùcleo de medida y relais,
- 1 amperìmetro,
- 1 relais tèrmico para la protecciòn del transformador,

1 celda para el transformador de 250 kVA, tensiòn nominal de 600 A, conteniendo:
- 1 interruptor de expansiòn,
- 1 interruptor de separaciòn a mano,
- 2 transformadores con nùcleo de medida y relais,
- 1 amperìmetro,
- 2 relais de màxima,

3 celdas para los motores de alta tensiòn, tensiòn nominal de 600 A, conteniendo cada una

1 interruptor de expansiòn,

2 interruptores de separaciòn a mano,

2 transformadores de corriente con nùcleo de medida y relais

1 amperìmetro,

1 relais tèrmico para la protecciòn del motor,

3 celdas libres

incluso el material para la construcciòn de las celdas con material de aislaciòn, colocaciòn y conducciòn, pero sin aparatos e instrumentos,

1 instalaciòn para la producciòn de aire comprimido para el manejo de la instalaciòn de distribuciòn de 3 kV incluso el motor de impulsiòn y distribuciòn del aire comprimido para 7 celdas,

el material para la colocaciòn de la lìnea desde el transformador de 7.500 kVA hacia la instalaciòn de 3 kV y desde allì a los transformadores de 1.600 y 250 kVA.

Transformadores para la alimentaciòn de la factorìa:

1 transformador en baño de aceite a corriente trifàsica para la alimentaciòn de la instalaciòn de 3 kV, potencia de 7.500 kVA, para colocaciòn en aire libre, en construcciòn mòvil, incluìdo el aceite y relais de protecciòn,

1 transformador en baño de aceite a corriente trifàsica, potencia 1.600 kVA, con punto cero con relais de protecciòn, para colocaciòn en aire libre, en construcciòn mòvil, incluso aceite,

1 transformador en baño de aceite a corriente trifàsica, potencia de 250 kVA, en construcciòn igual que el anterior.

c) <u>Instalaciòn de rectificadores.</u>
(vèase esquema E 922-16)
para la alimentaciòn de los grupos de electrolisadores para obtenciòn de hidròg eno con una intensidad de corriente de 24.000 A, componièndose de:

4 vasos de rectificadores
(anàlogo a la fotografìa adjunta 59386)
para carga continua de 6.000 A y a 600 V de tensiòn de corriente continua, en construcciòn de hierro, con refrigeraciòn por agua, con
18 ànodos principales,
18 rejillas de mando,
3 ànodos de excitaciòn,
1 ànodo para incenido,

cada vaso està provisto con el equipo siguiente:

1 dispositivo de eliminaciòn de aire,
2 bombas para los vapores de mercurio,
2 vàlvulas especiales
2 bombas de vacio, incluso motores de impulsiòn,
1 instalaciòn mecànica de medida para el vacio,
1 aparato "Pirani" para la medida elèctrica del vacio,
1 serie de termòmetros para los circuitos de refrigeraciòn
1 serie de manòmetros de contacto y termòmetros de contacto para anunciar presiòn faltante del agua de refrigeraciòn o sea temperatura demasiado alta del agua de refrigeraciòn,

ademàs:

4 campos de aparatos para servicios auxiliares en los que estàn montadas las piezas siguientes (anàlogo a la fotografìa adjunta 86888):

1 dispositivo para incendio y excitaciòn para corriente contimua, componièndose de: rectificador auxiliar para una tensiòn de corriente continua de 75 V, 20 A, con transformador de excitaciòn, dispositivo automàtico de incendio, bobinas de reacciòn, resistencias y conducciones.

1 serie de transformadores aislantes,

1 serie de resistencias para el dispositivo elèctrico de medida para el vacio con transformador,

4 transformadores auxiliares para una potencia de 5 kVA cada uno,

4 campos de aparatos para tensiòn màxima suplementaria para regulaciòn de la tensiòn de corriente continua con todas las instalaciones auxiliares (anàlogo a la fotografìa adjunta 77.667),

4 transformadores reguladores para la regulaciòn de la tensiòn de corriente continua de los rectificadores, con manejo a mano,

4 campos de aparatos para supresiòn del corto-circuito incluso todos los aparatos auxiliares (anàlogo a la fotografìa adjunta 81.114)

4 series de bobinas de reacciòn del ànodo, cada una a 6 piezas,

4 bobinas de reacciòn primaria para corriente continau de 6 A,

1 instalaciòn completa de refrigeraciòn de retorno componièndose de:

2 refrigeradores por contra corriente para los vasos de los rectificadores,

1 serie de bombas de agua refrigerante incluso reserva,

1 refrigerador por contra-corriente para las bombas para alto vacio de los rectificadores,

1 bomba de circulaciòn de agua refrigerante,

1 serie de tuberìas para la circulaciòn del agua fresca con todos los tubos necesarios, bocas, bridas, vàlvulas y uniones por bridas

1 serie de manòmetros de contacto para anunciar falta del agua.

d) <u>Instalaciòn de transformadores para los rectificadores</u> componièndose de:

2 transformadores para colocaciòn en aire libre, con refrigeraciòn de aceite en construcciòn especial tensiòn alta de 50.000 V, 50 perìodos/s, tensiòn baja correspondiente a un suministro de corriente continua màxima de 600 V,

2 series de bobinas de reacciòn montadas en las calderas de los transformadores.

e) <u>Instalaciòn de distribuciòn y cuadro de servicio para la instalaciòn de corriente continua.</u> componièndose de:

4 interruptores ràpidos para corriente màxima y corriente de retorno para 6.000 A corriente nominal, con accionamiento por aire comprimido, vàlvula de manejo y todo el equipo para manio obra a distancia,

8 piezas de separaciòn unipolares para 6.000 A,

4 relais para corriente màxima,

4 relais para corriente de retorno,

4 elementos reguladores
con material para construcción, aislación y colocación, incluso encubrimiento de plancha para la colocación de los interruptores rápidos,

1 cuadro de distribución en construcción de hierro, con todos los aparatos e instrumentos que se necesitan para el manejo y cuidado de la instalación de rectificadores, componiéndose de:

1 esquema de conexión,
1 serie de interruptores auxiliares,
4 dispositivos de regulación para los transformadores con rejillas,
4 amperímetros,
4 voltímetros,
4 amperímetros,
4 voltímetros,
2 amperímetros de corriente alterna,
2 medidores del cos
1 amperímetro de corriente continua,
2 amperímetros registrandos de corriente continua,
para tensión (0 hasta 600 V)
para corriente (0 hasta 25.000 A)
1 dispositivo para el cuidado de la conexión a tierre,

f) <u>Instalaciones auxiliares.</u>
componiéndose de:

1 batería auxiliar para corriente continua, para una capacidad de 50 Ah y 220 V,
1 dispositivo completo de carga,
1 instalación para la distribución del aire comprimido.

g) Líneas de conexión.
componiéndose de:

Todas las líneas para la conexión de los transformadores principales, rectificadores e instalación de distribución de corriente continua, además todas las líneas auxiliares para medición y manejo, incluso material de construcción.

Sin embargo, se supone, que el cliente ponga a disposición el aluminio o el cobre para las barras.

Precio de la posición 1 a) hasta g) ..... RM 1.038.200.-

Peso ..... 242 toneladas.

Proporción de la entrega española, componiéndose de:

las líneas completas de 50 kV
las barras de corriente alta,
esterillas aislantes para los pisos y paredes,

al precio de ..... RM 25.000.-

montaje de toda la instalación ..... RM 112.000.-

edificios y cimientos ..... RM 124.000.-

2) Grupo de electrolisadores:

Proporción de la entrega alemana, componiéndose de:

16 bloques de electrolisadores, cada uno con 32/33 celdas, es decir en suma 520 celdas,

4 instalaciones completas para refrigeración de la lejía, componiéndose cada una de 2 separadores y refrigeradores de gas con seguros contra sobrepresión,

1 refrigerador de lejía,

1 bomba de lejía con motor y todas las tuberías y armaduras entre los electrolisadores,

los manómetros y todas las instalaciones de medida,

1 recipiente para el producto de destilación con armaduras,

las tuberías de lejía y gas entre los bloques de electrolisadores,

2 aparatos completos de análisis para examinar la pureza del gas,

1 dispositivo eléctrico automático para examinar el gas con 2 indicadores de curva para hidrógeno y oxígeno,

además las piezas de recambio siguientes:

4 filtros de recambio,

2 bombas completas de lejía,

además una instalación completa para la destilación componiéndose de:

1 caldera de vapor de electrodos con equipo,

1 aparato de destilación con el recipiente y la bomba correspondiente para el producto de la destilación,

al precio de ..... RM 1.599.100.-

Peso ..... 320 toneladas mas o menos.

Proporción de la entrega española, componiéndose de:

armaduras y aparatos pequeños para la instalación de transformadores, rectificadores y electrólisis,

las barras de corriente continua entre los bloques,

las tuberías colectoras para hidrógeno y oxígeno,

el relleno de lejía, es decir 40,0 toneladas de sosa cáustica absoluta,

al precio de mas o menos	RM	25.000.-
montaje de las instalaciones de fabricación arriba citadas	RM	112.000.-
edificios, cimientos, mas o menos	RM	124.000.-

3) <u>Instalación de fraccionamiento del aire, sístema Linde</u> para obtención de nitrógeno.

<u>Proporción de la entrega alemana</u>, componiéndose de:

1 aparato separador completo para la obtención de 1.000 m^3/h de N (15° C, 735 mm Hg), incluso prerefrigerador por contra-corriente,

1 compresor combinado de baja y alta presión de 5 grados, de construcción horizontal con 2 manivelas, con una potencia de aspiración de 1.400 m^3/h en el 1er grado, presión final de 5,0 o sea 200 atmósferas, incluso refrigeradores de varios grados y separadores de aceite,

1 electromotor para la impulsión del compresor con interruptor, potencia de 240 kW, n = 735 revoluciones/min.,

1 instalación para la eliminación de CO_2 componiéndose de torres lavadores y bombas de lejía,

1 instalación frigorífica completa de amoníaco,
todas las tuberías y armaduras entre los aparatos,
todos los instrumentos de medida,

al precio de ..... RM 216.500.-
Peso de ..... 100 toneladas mas o menos

Proporción de la entrega española, componiéndose de:

3 motores pequeños,
tuberías de gas de baja presión,
aparatos y armaduras pequeñas y otro equipo

al precio de	RM	39.000.-
Montaje de la instalación	RM	26.000.-
Edificios y cimientos	RM	90.000.-

4) Instalación de purificación del gas,
para la eliminación de trazos de oxígeno en el gas de síntesis.

Proporción de la entrega alemana, componiéndose de:

2 ventiladores en construcción especial
con una potencia de 4.100 m^3/h a una presión
de 1.500 columna de agua,

2 ventiladores en construcción especial
con una potencia de 1.100 m^3/h a una presión
de 1.500 columna de agua,

todos los instrumentos de medida para el
cuidado y servicio de la instalación,

1 relleno completo de contacto,

1 relleno de recambio,

al precio de ..... RM 47.800.-
Peso de ..... 11 toneladas mas o menos.

Proporción de la entrega española, componiéndose de

4 motres con acoplamiento e interruptores para la impulsión de los ventiladores especiales,

2 regeneradores,

1 horno de contacto,

2 cuerpos aislantes a los regeneradores,

1 refrigerador tubular,

1 horno para el calentamiento brevio

2 vasos de seguridad para las tuberías de gas,

1 ventilador de aire para el horno de calentamiento brevio con motor y acoplamiento,

todas las tuberías incluso armaduras,

la línea eléctrica,

al precio de	RM	48.200.-
Montaje	RM	10.000.-
Edificio, cimientos y armazones de aparatos así como materias aislantes	RM	24.000.-

5) Compresión.

Proporción de la entrega alemana, componiéndose de:

2 compresores de alta presión, de 5 grados, con 124 revoluciones por min., potencia de aspiración en el 1er grado de 2.300 m^3/h con referencia al estado de aspiración, presión final 325 atmósferas, incluso refrigeradores intermedios, separadores de aceite, regulación, tuberías intermedias y tuberías de agua,

2 motores colocados sobre el árbol de los compresores para la impulsión de los mismos con una potencia de 675 kW y 125 revoluciones por min., incluso interruptores e instalaciones eléctricas,

2 mecanismos de conexión para el arranque a mano de los compresores,

todas las tuberías a alta presión y armaduras,

todos los instrumentos de medida,

al precio de ..... RM 338.600.-

Peso ..... 160 toneladas mas o menos.

Proporción de la entrega española, componiéndose de:

instalación completa de purificación de aceite con bombas y motores,

todas las tuberías y baja presión y armaduras,

1 grúa móvil con motor con una potencia de carga de 10 toneleladas,

al precio de ..... RM 44.000.-

Montaje de las máquinas ..... RM 33.000.-

Edificios y cimientos ..... RM 132.000.-

6) Síntesis de amoníaco.
con un rendimiento de 25,0 toneladas/día de N.

Proporción de la entrega alemana, componiéndose de:

2 hornos completos para la síntesis de amoníaco apropiados para una presión de 325 atmósferas, 500 mm de diámetro interior, 12 m alto, incluso suplementos y caloríferos eléctricos,

2 transformadores para el servicio de la calefacción de los hornos,

2 refrigeradores de gas y tubo doble con 70 m^2 de superficie refrigerante cada uno,

2 aparatos de cambio térmico de baja temperatura, apropiados para una presión de 325 atmósferas, 8 m alto,

2 refrigeradores a baja temperatura, de construcción especial con 55 m^2 de superficie de refrigeración cada uno,

2 botellas separadores a alta presión, cada una 540 mm de diámetro, 2,8 m alta,

2 bombas de circulación de gas con un volumen elevado por hora de 570 m^3, apropiadas para una presión de 325 atmósferas y una presión de diferencia de 325 atmósferas,

2 motores a las bombas con una potencia de 120 kW y 760 revoluciones/min., incluso interruptores,

2 botellas separadores, cada una con 400 mm de diámetro, 2 m alta,

1 bomba especial a vacio,

1 motor a esta bomba,

todos los instrumentos de medida para el cuidado y servicio de la instalación,

todas las tuberías a alta presión incluso armaduras y equipo,

1 relleno completo de contacto,

1 relleno de recambio,

al precio de ..... RM 636.300.-

Peso ..... 220 toneladas

Peso de la pieza mas pesada 28,5 toneladas mas o menos.

Proporción de la entrega española, componiéndose de:

todas las tuberías a baja presión,

1 recipiente para expansión intermedia, apropiado para una presión de 25 atmósferas,

1 recipiente de aspiración,

armaduras pequeñas y equipo,

1 conjunto de aparatos completo para la fabricación de agua amoniacal,

2 recipientes para agua amoniacal con una capacidad de 100 m^3/h cada uno,

al precio de ..... RM 106.000.-

montaje ..... RM 60.000.-

edificios, cimientos y armazones para los aparatos de alta presión ..... RM 100.000.-

7) Instalación de sulfato amónico a base de yeso, con una capacidad de 4,8 toneladas/h con un contenido en nitrógeno de 20,8 % aproximadamente.

Proporción de la entrega alemana, componiéndose de:

1 cinta de transporte con una potencia de 9 toneladas/h

1 instalación completa para apagar y moler el yeso, incluso motor de impulsión,

1 filtro para condensar, con engomadura, con recipiente,

2 filtros rotatorios de hierro con engomadura, incluso recipiente,

1 filtro para filtración posterior, unos 1000 m^2, con recipiente,

2 sistemas de vaporizadores "Duplex-Robert" con 15 m^2 de superficie de calefacción cada uno, emplomado homogéneamente, incluso condensador de hierro fundido,

2 centrífugas, emplomados, de construcción abierta, 2m de diámetro,

1 compresor para CO_2 con una potencia de 2.000 m^3/h de 0,5 atmósferas,

2 bombas especiales a vacio,

al precio de ..... RM 610.200.-

Peso ..... 280 toneladas.

Proporción de la entrega española, componiéndose de:

1 bomba para fango de yeso,

2 motores,

1 elevador de canjilones con motor,

1 recipiente a tolva para yeso bruto,

1 aparato separador,

1 tornillo transportador con motor,

2 recipientes agitadores, cada uno con una capacidad de 20 m^3, incluso agitadores,

2 bombas,

2 motores,

1 recipiente para yeso con 50 m^3

2 recipientes para 25 m^3, emplomados y mamposteados,

2 recipientes para 50 m^3, mamposteados,

1 recipiente para el fango viniendo de los filtros, 50 m^3, mamposteado,

1 recipiente para condensar el fango de cal, 50 m^3, mamposteado,

varios recipientes para lejía, agua de lavar, agua fresca y ácido sulfúrico,

2 torres para riego con lejía de lavar, 8 m alta, 2 m de diámetro, incluso rellenos,

2 torres para riego con ácido de la misma construcción,

varios ventiladores y bombas, incluso motores,

1 tambor para secar, 2 m de diámetro, con emparrillado inclinado, para calefacción con carbón,

1 instalación para extracción del polvo, incluso ventiladores y motores,

1 cinta de transporte al tambor para secar, incluso arranque,

al precio de ..... RM 576.000.-

Montaje de toda la instalación ..... RM 165.000.-

Edificios ..... RM 380.000.-

8) <u>Instalación para la producción de 1.400 m^3/h de ácido carbónico para la fabricación de carbonato.</u>

Los aparatos pueden fabricarse, en ciertas circunstancias, completamente en Espana. Son los siguientes:

1 instalación para el transporte del cok,

12 gasógenos especiales para la fabricación de CO puro,

2 refrigeradores,

1 caldera de calor pérdida, incluso preparación del agua de alimentación,

2 cámeras de combustión,

2 ventiladores para CO_2,

1 recipiente para agua calentada,

2 desintegradores para la purificación del gas, incluso motores,

2 filtros para gas,

todos los instrumentos de medida y tuberías,

coste de los aparatos de mas o menos 1..... RM 235.000.-

coste del montaje de mas o menos ..... RM 44.000.-

coste de construcción mas o menos ..... RM 95.000.-

Conjunto del coste para la instalación

de los propios servicios de fabricación

subdividida en la proporción de entregas alemanas y espanolas.

	entrega alem. desde fábrica con embalaje RM	proporción de la entrega espanola máquinas RM	montaje RM	edificios RM	precio total RM
Instalación de transformadores y rectificadores incluso instalaciones de distribución	1 038 200	25 000	112 000	124 000	1 299 200
Instalación de electrólisis	1 599 100	10 000	130 000	70 000	1 809 100
Instalación Linde para la obtencion de N	216 500	39 000	26 000	90 000	371 500
Purificación del gas	47 800	48 200	10 000	24 000	130 000
Compresión	338 600	44 000	33 000	132 000	547 600
Síntesis	636 300	106 000	60 000	100 000	902 300
Instalación de amoniaco	3 876 500	272 200	371 000	540 000	5 059 700
sulfato amónico a base de yeso	610 200	576 000	165 000	380 000	1 731 200
Producción de gas de CO_2	-	235 000	44 000	95 000	374 000
Instalación de fabricación total	4 486 700	1 083 200	580 000	1 015 000	7 164 900

El peso de la proporción de maquinaria a entregar de Alemania se eleva a 1 333 toneladas aproximadamente.

KODAK SAFETY FILM

IV. LICENCIAS, CONDICIONES DE PAGO Y ENTREGA.

Para la cesión de los procedimientos desarollados por la I.G. Farbenindustrie A.G. y sus experiencias de servicio en cuanto que las mismas se emplearán en la factoría a construir, hay que hacer por la duración de 10 años un pago anual de

RM 18.000.-

para el procedimiento de síntesis, y un tal de

RM 15.000.-

para el procedimiento yeso-sulfato.

Para los trabajos de proyectar así como para la elaboración de los dibujos referentes a las máquinas y partes de máquinas, que hay que fabricar por casas españolas y las que se citan en el capítulo III, calculamos en caso de que se nos paserá el ordén un precio de

RM 330.000.-

Estas entregas de dibujos incluyen tambien los datos gráficos que se necesitan al tomar ofertas para los edificios de fabricación por parte de casas de construcciones españolas.

Convenios acerca del modo de pago para las entregas alemanas serán objeto de otras tramitaciones posteriores. Igualmente no aún pueden darse detalles con referencia a los plazos de entrega de la maquinaria y aparatos a comprar en Alemania.

Teniendo en cuenta una alza de los precios, que es posible entretanto, para distintos grupos de la maquinaria nos reservamos de repasar los precios de la oferta a la fecha a la que será hecha eventualmente el pedido.

La duración de la estada y la compensación del personal aleman que será proporcionado para montaje y puesta en marcha de arreglará por gestiones posteriores.

V. INSTALACIONES GENERALES Y ACCESORIAS.

Como la factoría de nitrógeno se construirá independiente de un establecimiento industrial ya existente, es necesario para su servicio la instalación de una serie de servicios accesorios y auxiliares, las que en lo siguiente se explican, dándose al fin de este capítulo un cálculo del coste para condiciones alemanas.

1) Recipientes para gas.

Para el almacenaje provisional de las cantidades de gas producido en las instalaciones de fabricación son necesarios los recipientes siguientes:

a) gasómetro para hidrógeno	con una capacidad de	3.000 m^3
b) gasómetro para nitrógeno	" " " "	1.000 m^3
c) gasómetro para gas de mezcla	" " " "	3.700 m^3
d) gasómetro para ácido carbónico	" " " "	1.500 m^3
e) gasómetro para oxigeno	" " " "	1.500 m^3

Todos los gasómetros se calculan para un almacenaje de 60 horas de manera que no sería necesario, al ampliar eventualmente la factoría, para la producción doble, una ampliación de los gasómetros.

2) Edificio de administración.

Para la instalación de la administración de la factoría, dirección técnica y del personal comercial probablemente se necesitará para la planta proyectada un edificio de 2 pisos con un área de 15 x 35 m.

3) Central de bombas de agua.

Para el aprovechamiento de toda la instalación con el agua fresca necesaria para refrigerar (no agua para beber) es indispensable una central de bombas con un caudal elevado por hora de 1.000 m^3 a una presión de 5 atmósferas. Hemos proyectado

V. INSTALACIONES GENERALES Y ACCESORIAS.

Como la factoría de nitrógeno se construirá independiente de un establecimiento industrial ya existente, es necesario para su servicio la instalación de una serie de servicios accesorios y auxiliares, las que en lo siguiente se explican, dándose al fin de este capítulo un cálculo del coste para condiciones alemanas.

1) Recipientes para gas.

Para el almacenaje provisional de las cantidades de gas producido en las instalaciones de fabricación son necesarios los recipientes siguientes:

a) gasómetro para hidrógeno	con una	capacidad	de	3.000 m^3
b) gasómetro para nitrógeno	"	"	"	1.000 m^3
c) gasómetro para gas de mezcla	"	"	"	3.700 m^3
d) gasómetro para ácido carbónico	"	"	"	1.500 m^3
e) gasómetro para oxigeno	"	"	"	1.500 m^3

Todos los gasómetros se calculan para un almacenaje de 60 horas de manera que no sería necesario, al ampliar eventualmente la factoría, para la producción doble, una ampliación de los gasómetros.

2) Edificio de administración.

Para la instalación de la administración de la factoría, dirección técnica y del personal comercial probablemente se necesitará para la planta proyectada un edificio de 2 pisos con un área de 15 x 35 m.

3) Central de bombas de agua.

Para el aprovechamiento de toda la instalación con el agua fresca necesaria para refrigerar (no agua para beber) es indispensable una central de bombas con un caudal elevado por hora de 1.000 m^3 a una presión de 5 atmósferas. Hemos proyectado

de instalar la central en construcción mas simple al bordo del acequía, suponiendo que el agua es suficiente puro para que se pueda desistir de una filtración fina. La central de bombas se provee, por conveniencia, con un grupo de bombas, cada uno a 500 m^3/h. La instalación de un grupo suplementario de reserva serrecomenda.

4) Taller.

Para la ejecución de los trabajos de reparación los que hay a continuo,tendrá que ser a disposición un taller. Suponiendo que no está en ésa una industria de maquinaria este servicio se calcula de manera que tambien aparatos simples puedan fabricarse en él. El edificio para este servicio necesita un área de 15 x 30 m aproximadamente.

5) Laboratorio y oficina técnica.

Es conveniente construir un laboratorio, teniendo en cuenta los estudios y análises corrientes. A dicho laboratorio se agrega una oficina técnica para el director técnico y capataces. Probablemente bastará un edificio con un área de 15 x 20 m.

6) Sala para cambiar ropas, baño y comedor.

Para el personal de la factoría hay que instalar lavabos y baño, salas para mudarse y depositar vestidos. Además será conveniente de poner a disposición de esta parte del personal que puede desocupar su lugar de trabajo durante la hora de almozar, un comedor combinado con una instalación de enjuagar y escalfador. Las dimensiones de un edificio para colocación de dichas instalaiones resultará con 15 x 40 m aproximadamente.

7) Central de vapor.

Como no se obtiene vapor en las instalaciones previstas de fabricación a excepción de la producción de CO_2, que eventualmente se instalará, hay que construir para el aprovisionamiento de la factoría una instalación pequeña de calderas con una pro-

ducción de 7 toneladas/hora de vapor, incluso instalación de preparación del agua. Caso que los edificios tengan que calentarse en el invierno, hay que montar una instalación suplementaria de calderas.

8) Almacén.

Como el producto final se vende sólo durante la temporada y entonces en grandes cantidades, hemos proyectado un almacenaje de los productos para 9 meses, es decir para 31.000 toneladas de sulfato amónico.

El almacén correspondiente se edificará en construcción más simple, es decir tazón de hormigón con techo de dos vertientes, y será previsto para carga y descarga mecánica. En la frente del almacén es colocado un anejo para la instalación de los aparatos de carga y descarga. Apoyada al lado del almacén está colocada la instalación para sacar, combinada con la rampa de carga. La ejecución correspondrá aproximadamente a lá mostrada en el dibujo adjunto N 3948-8, pero con longo doble del almacén.

9) Tuberías fuera de los edificios.
para interconectación de los servicios parciales.

10) Red de cables para distribuir la energía eléctrica para fuerza y alumbrado.

11) Instalación de canalización y calles.

12) Vías, báscula para vagones e instalación de descarga.

Las vías proyectadas por nosotros en la factoría sirven por un lado para el transporte de las materias necesarias para la fabricación, como son yeso, carbón y cok, y por otro para el transporte del producto final y esto al suponer que el mismo se hace por general durante la temporada de venta, es decir dentro de 3 meses con un rendimiento diario de 400 toneladas. Para este propósito se prevee al almacén fuera de la vía de entrada y de salida, tambien una vía para maniobra y carga.

La vía que se conduce a la instalación de electólisis sólo sirve de vía de montaje.

Hay aun que proveer la instalación de vías con una báscula para vagones.

Para descargar carbón, cok y yeso en los depósitos previstos será conveniente construir instalaciones pequeñas, componiéndose de grúas con ande elevado y con carro de la grúa, incluso puesto de conductor.

Presupuesto de gastos
para las instalaciones generales y accesorias
para condiciones alemanas.

1) Gasómetros incluso cimientos y montaje	RM	342.000.-
2) Edificio de administración	RM	140.000.-
3) Central de bombas de agua	RM	120.000.-
4) Taller incluso instalaciones	RM	140.000.-
5) Laboratorio y oficina técnica	RM	80.000.-
6) Sala para cambiar ropas, baño y comedor ...	RM	110.000.-
7) Central de vapor (sin calefacción de los edificios)	RM	50.000.-
8) Almacén, incluso instalación de máquinas para almacenaje y desalmacenaje, suficiente para apilamiento de una producción de 9 meses	RM	1.110.000.-
9) Tuberías fuera de los edificios	RM	160.000.-
10) Red de cables	RM	110.000.-
11) Canalización y calles	RM	50.000.-
12) Vías, instalaciones de descarga y báscula para vagones	RM	165.000.-
	RM	2.577.000.-

VI. NUMEROS DEL CONSUMO Y PERSONAL.

Para calcular los gastos de producción hemos comprobado en la tabla siguiente los números del consumo para energía eléctrica, vapor y agua:

	energia eléctrica kW	consumo de vapor to/h	producción de vapor xx) to/h	agua de condensación m^3/h	consumo de agua de condensación o de alimentación	agua refrigerante 18^0 C m^3/h
Instalación de amoniaco	14 880	-	-	-	3,0	446
Producción de CO_2	50	-	0,6	-	0,7	60
Sulfato amónico a base de yeso	258	6,0	-	6,0	-	380
Servicios de fabricación	15 188	6,0	0,6	6,0	3,7	886
Instalaciones generales:						
Central de bombas de agua	120					
Laboratorio	10	0,2				1
Taller	25					
Almacén	50					
Producción de vapor	5		7,0		7,0	
Consumo total	15 398	6,2 x)	7,6	6,0	10,7	887

x) sin calefacción de los edificios

xx) por utilización del calor pérdida.

Las energias eléctricas se refieren a medición en las bornes de motores o sea en las conexiones de los grupos del electrolisadores. No se tienen en cuenta las pérdidas de los transformadores, rectificadores y de toda el red de distribución. Las energias indicadas no incluyen el gasto para alumbrado de las calles y edificios.

Además se necesitan por hora las materias brutas siguientes:

1) Yeso ($CaSO_4$) ..... 5,2 to/h
referente al 100 %, quebrantado

2) Acido sulfúrico (monohidrato) ..... 0,50 "

3) Cok para la producción de CO_2 ..... 0,90 "

4) Lignito para calefacción de los tambores para secar ..... 0,075 "

5) Lignito para producción de vapor ..... 1,80 "

Para el servicio de toda la instalación se necesitan para condiciones alemanas, incluso mecanicos de reparación

205 personal aproximadamente.

A esto viene adicionalmente 56 personal durante la temporada de descarga de 3 meses.

Sin embargo,hay que notar, que, durante el tiempo de la puesta en marcha de la factoría por un tiempo de 1 ano, hasta que el personal estará instruido completamente, tenga que contarse con mas personal.

La disposición del personal en los distintos servicios se ve por la lista siguiente:

	obreros		mecánicos		Personal para 24 hrs.
	sección	día	sección	día	
Instalación de amoníaco	11	2	2	6	47
Instalación de sulfato amónico incluso producción de CO_2	39	5	3	5	136
				2	22
Instalaciones generales y accesorias	6	2			205
					56
Desalmacenaje durante 3 meses	28 en dos secciones				

A esta lista del personal aun se añade la dirección técnica con, a lo menos, 2 químicos y 2 ingenieros con un grupo correspondiente de ayudas, como son asistentes del laboratorio, técnicos, capataces, personal para el cuidado, y una oficina comercial.

En la lista mas arriba indicada no hemos tenido en cuenta el personal para mantener el servicio de maniobras.

VII. PERSONAL ALEMAN PARA MONTAJE Y PUESTA EN MARCHA DE LA INSTALACION.

Para el montaje, la puesta en marcha y la instrucción del personal español pondremos a disposición un equipo correspondiente de ingenieros y técnicos alemanes. Para la construcción de las instalaciones arriba explicadas de la factoría se necesitan aproximadamente:

2 ingenieros
1 químico
3 capataces
4 obreros especialistas aproximadamente
1 asistente del laboratorio.

VII. PLANO DE TODA LA INSTALACIÒN.

En el esquema adjunta N 6970-4 hemos trazado, apoyándonos a su dibujo de terreno fecha 15 del marzo de 1940, un plano de la factoría de Nitrógeno por la capacidad doble, suponiendo una ampliación posterior. Como es demasiado pequeño el terreno entre la línea ferroviaria Zaragoza/Barcelona y el río Sosa para el establecimiento de toda la planta, hemos proyectado la misma en el este del río Sosa. Las instalaciones de fabricación se agrupan en lo esencial simétricamente al rededor de la instalación de vías. Sirvo de gobierno para este proyecto de preveer caminos los mas cortos posible para la distribución de las primas materias y los gases, y esto por disposición apropiada de los servicios parciales.

El terreno necesario total será de 9 héctares aproximadamente.

La situación de la factoría con referencia a los alrédedores se ve por el dibujo N 4052-8.

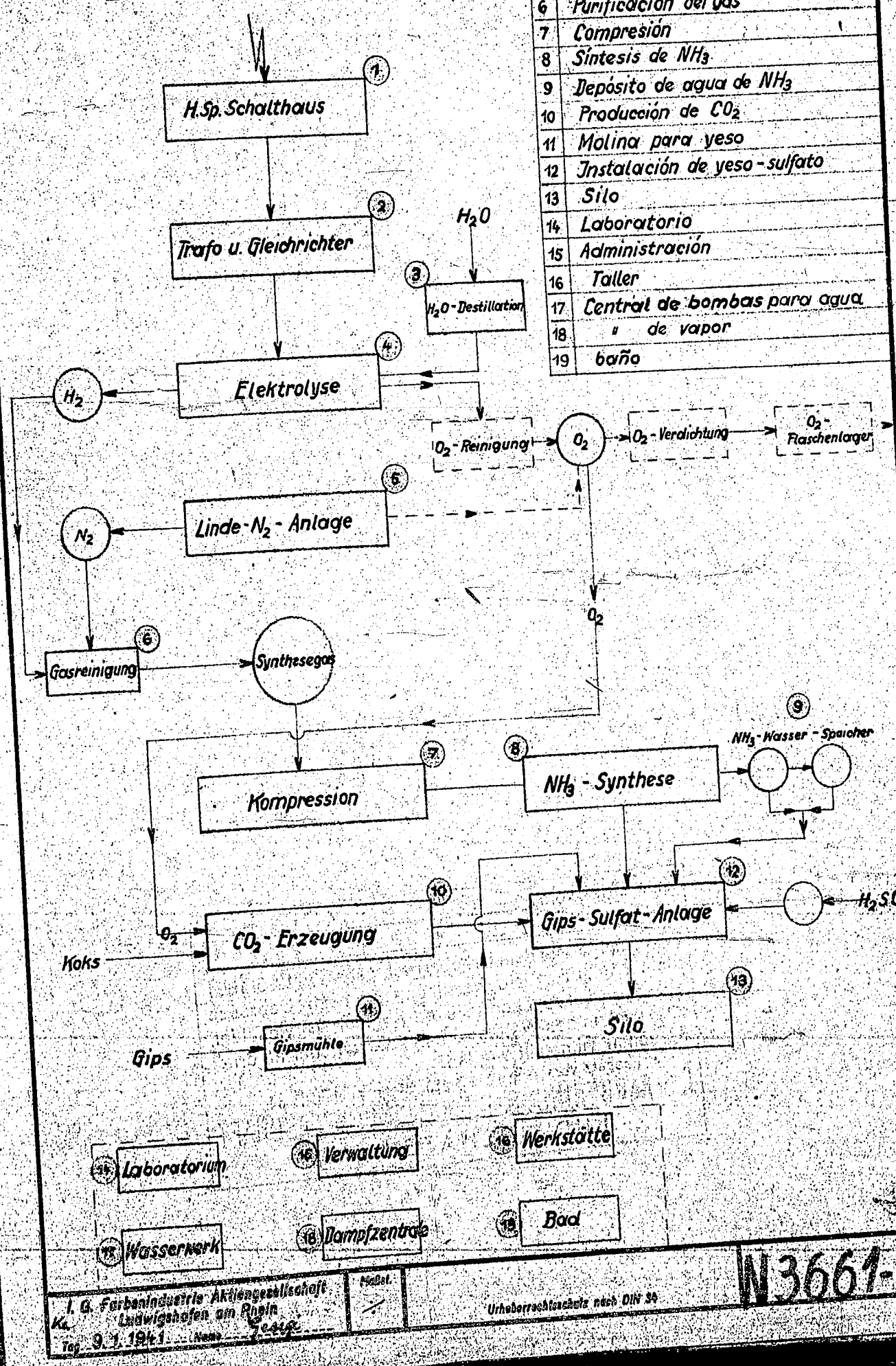
Arbeitsschema

für die Herstellung von

Gips - Sulfat

Basis: Elektrolyt - Wasserstoff.

Inst.	Nombre
1	Casa de distribución para alta tensión
2	Transformador y rectificadores
3	Destillación de H_2O
4	Electrólisis
5	Instalación Linde
6	Purificación del gas
7	Compresión
8	Síntesis de NH_3
9	Depósito de agua de NH_3
10	Producción de CO_2
11	Molina para yeso
12	Instalación de yeso - sulfato
13	Silo
14	Laboratorio
15	Administración
16	Taller
17	Central de bombas para agua
18	" de vapor
19	baño



I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein
Ka
Tag 9. 1. 1941 Name Zeuner

Maßst. 1:

Urheberrechtsschutz nach DIN 34

N 3661-16

S A F E T Y F I L M

Elektrolyse

Luftzerlegung

O_2

Batterie

Wasserstoff

Trennapparat

Wascher

Regeneratoren

Kompressor

Luft

Stickstoff

Mischgasreinigung

Kompression

Ammoniak-Synthese

Kontaktofen

Reinigersystem

Kühler

Regenerator

Kühler

Mischgas

Mischer

Für die Ausführung unverbindlich!

23.12.1937

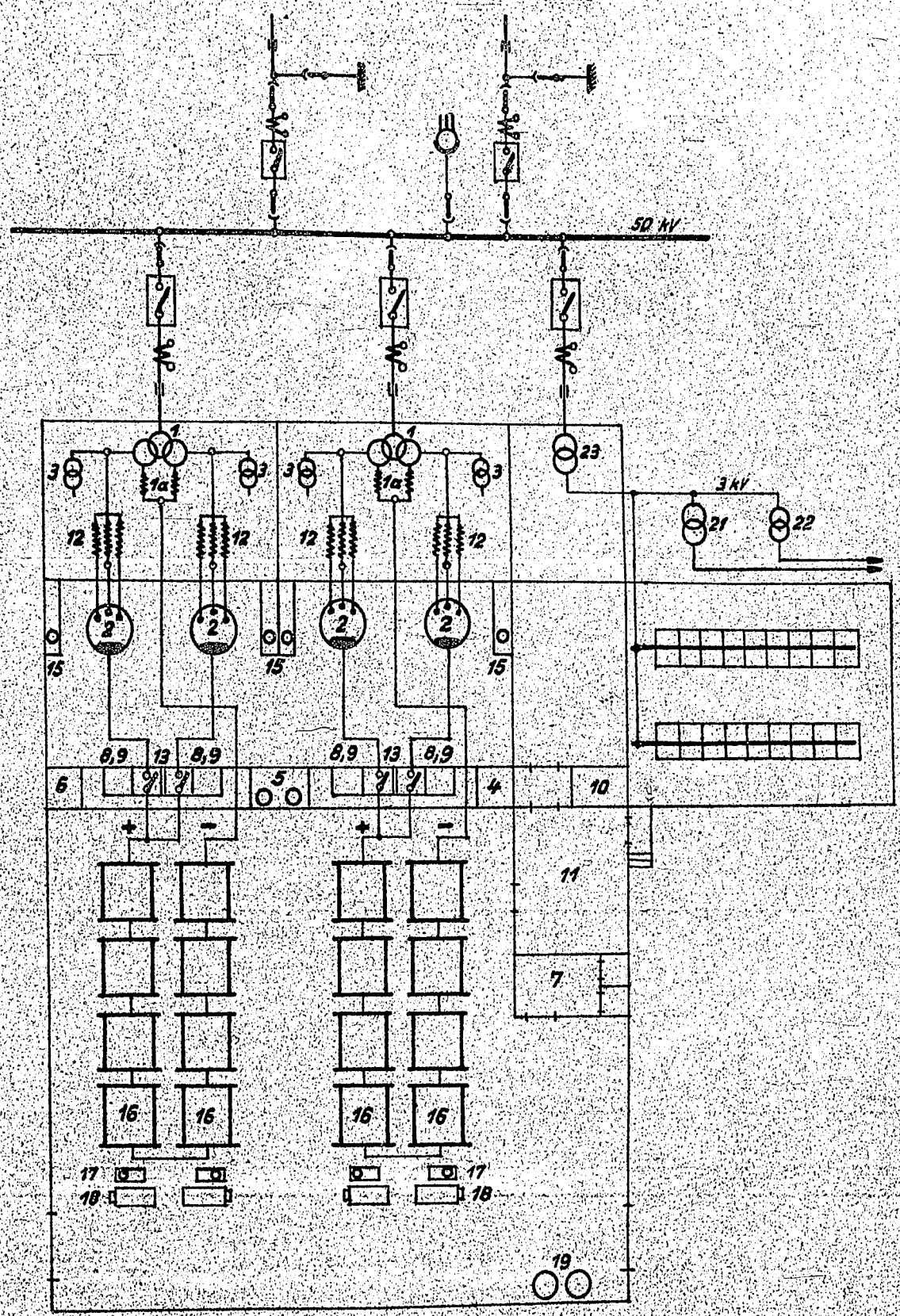
I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Stickstoffprojekt

Schema der Primärstickstoff-Anlage auf Basis Elektrolyse

W 2389a-8

Elektrolyse Hidro Nitro.



1,) Haupttransformator f. Großstromrichter 10 MVA.
1a,) Saugdrossel.
2,) Großstromrichter für 6000 Amp. (je Gruppe 12000 Amp.)
3,) Gitter u. Niederspannungs-Umf.
4,) Batterie für Sperr-Spannung
5,) Druckluft-Erzeugung
6,) Niederspannungs-Verteilung
7,) Werkraum und WC.
8,9,) Stromrichter-Hilfsbetriebe
10,) Batterieraum.
11,) Meisterzimmer
12,) Anodendrossel.
13,) Schnellschalter.
15,) Rückkühlaggregat.
16,) Elektrolysegruppen.
17,) Pumpenaggregat.
18,) Gas-Laugekühler.
19,) Destillierapparate.
21,) Umspanner 1600 KVA
22,) " 250 KVA
23,) " 7,5 MVA

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein (Bau)	Maßstab	Anordnung der Elektrolyse mit Gleichrichteranlage. Leistung 12700 Amp. (Schema.)	E 922-16
Tag 13.1.1930	Name		

N 4053-8

Anordnung einer 50 MW Umformerunterstation

Schnitt A÷B

Für die Ausführung unverbindlich!

Stromrichter je 6000 Amp.

Trafo 10 MVA

Trafo 10 MVA

Trafo 7,5 MVA

Raum für Stromschiene und Schnellschalter

Stromrichter 6000 Amp

6000

ca. 5700

ca. 5500

ca. 24.500

3300

Drucklüft-Anlage

Freileitung

Lentil-Schrank

Freileitung

Hallenkran

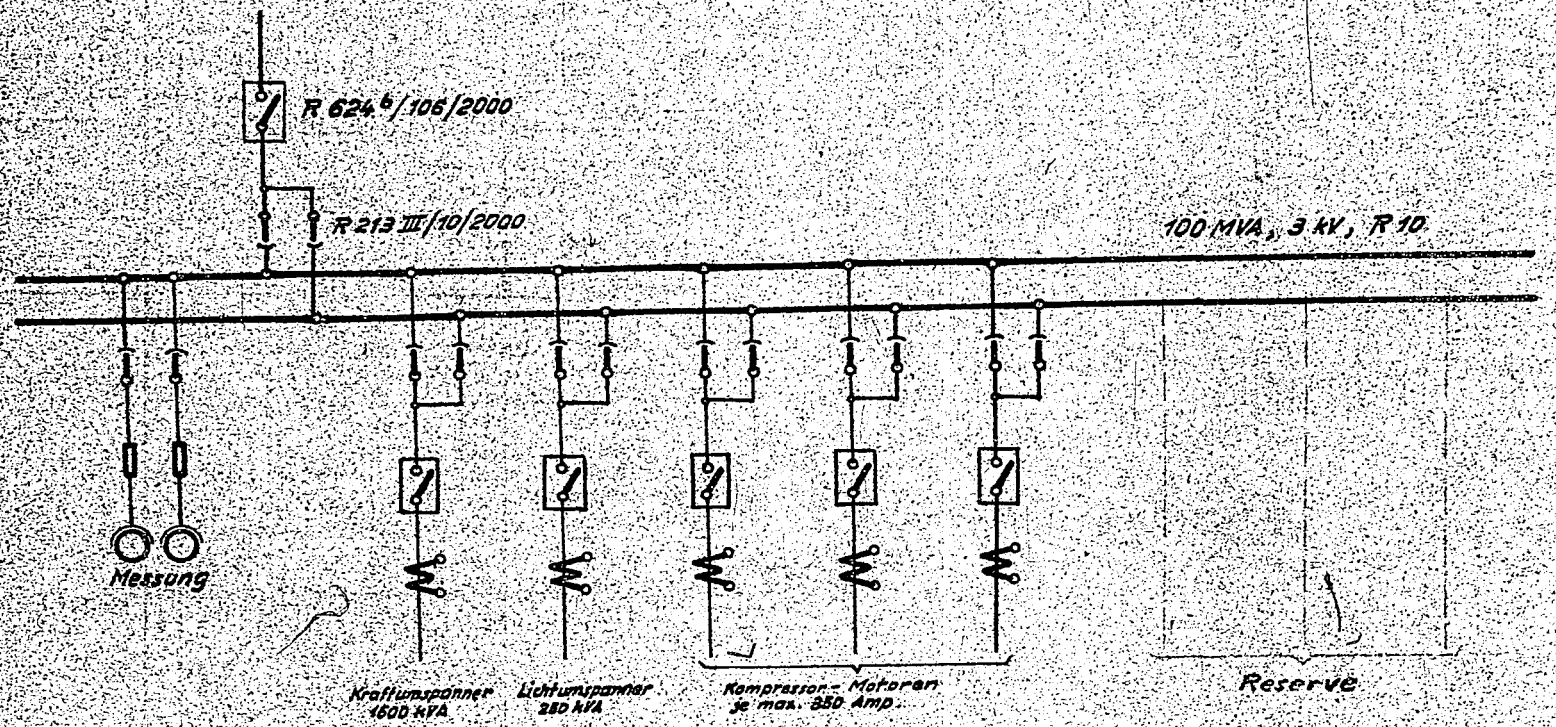
Hallenkran

50 kV Schiene

Lentilschrank

A

B



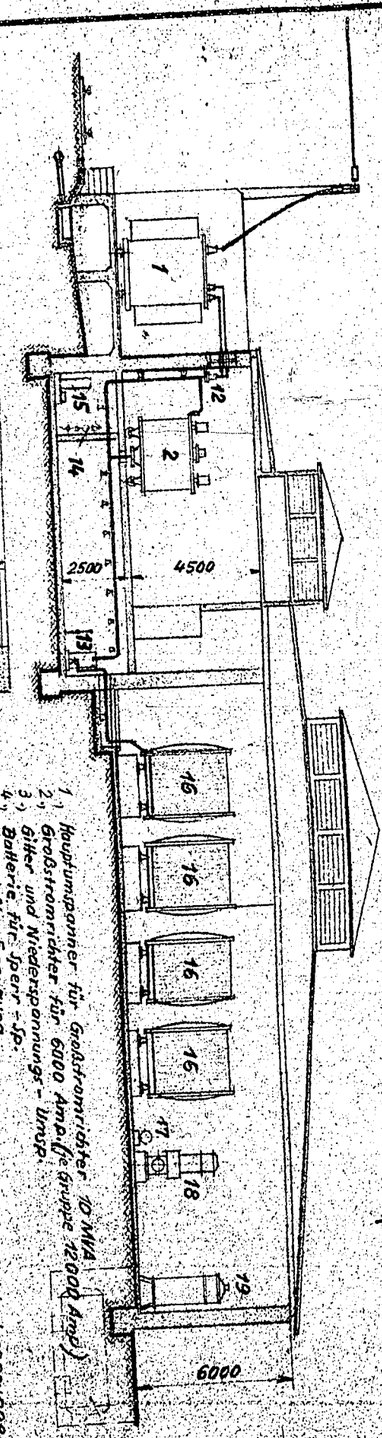
Projekt: Hidro Nitro. Prinzipschaltbild der 3 kV-Anlage.

E 923-16

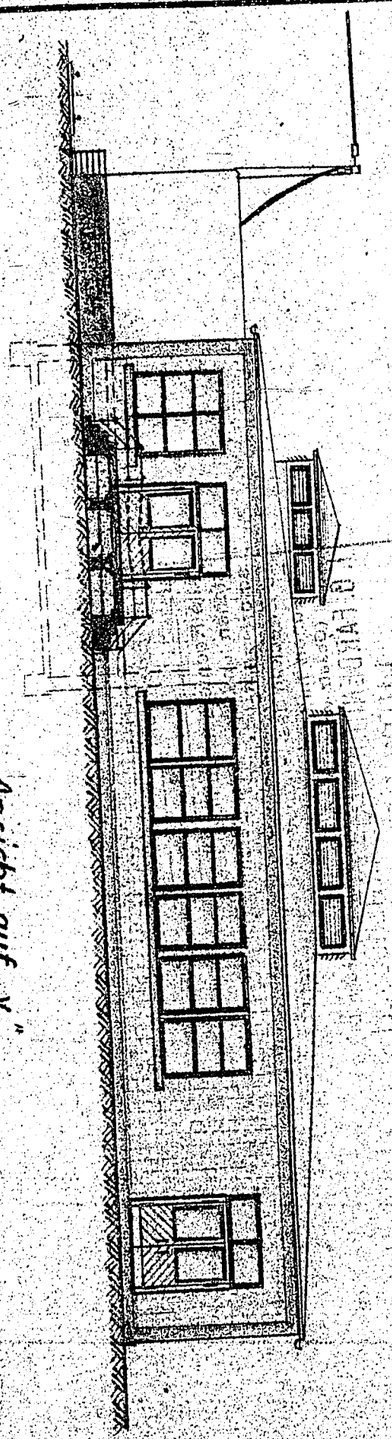
KODAK SAFETY FILM

Elektrolyse Spanien 10.

Schnitt „a:b"

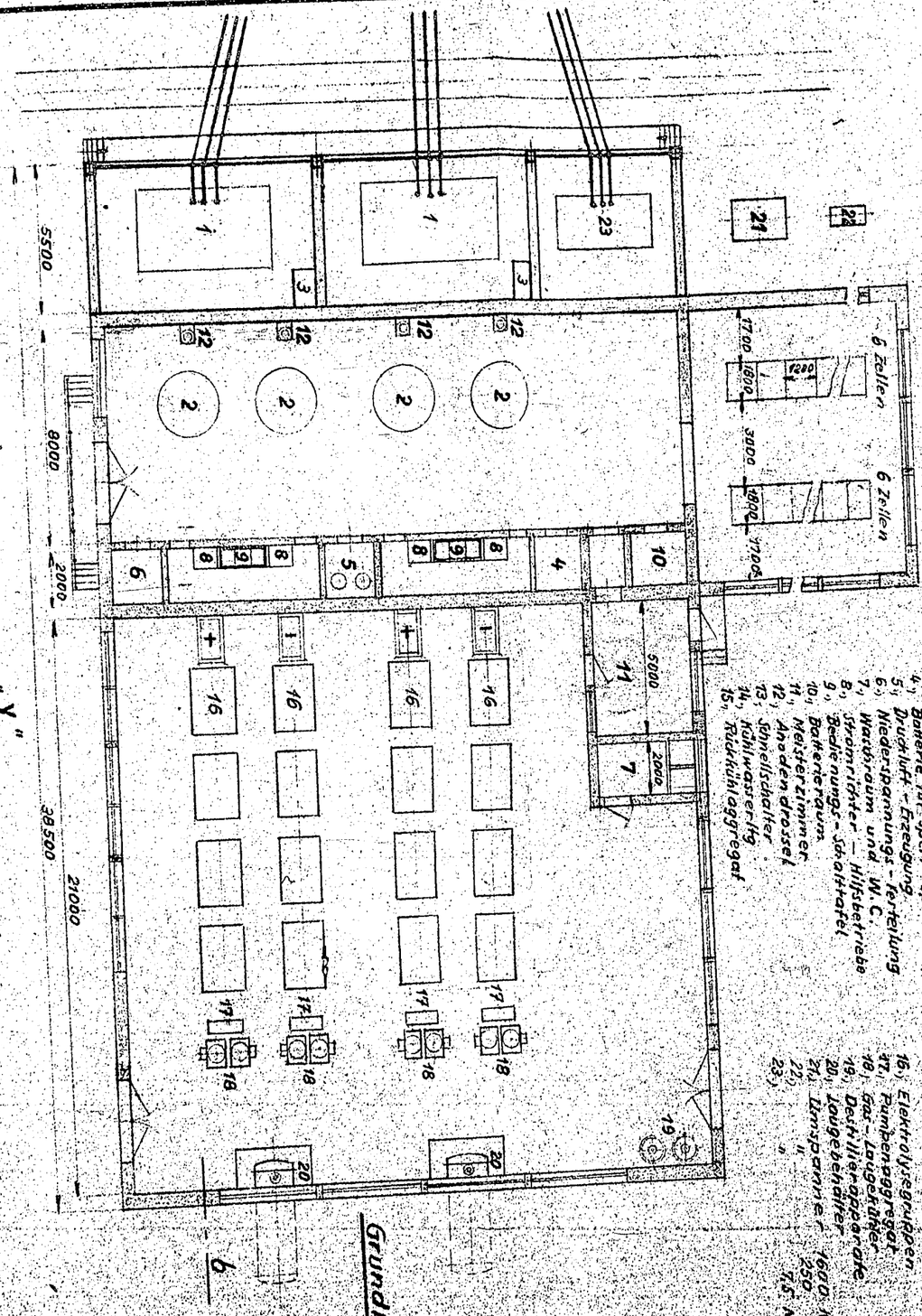


Ansicht auf „y"



„y"

Grundriß



1.) Hauptumspanner für Großstromrichter 10 MVA
2.) Großstromrichter für 6000 Amp. (je Gruppe 12000 Amp.)
3.) Gitter und Niederspannungs - Umsp.
4.) Batterie für Sper - Sp.
5.) Druckluft - Erzeugung
6.) Niederspannungs - Verteilung
7.) Waschraum und W.C.
8.) Stromrichter - Hilfsbetriebe
9.) Bedienungs - Schalttafel
10.) Batterieraum
11.) Meisterzimmer
12.) Anodendrossel
13.) Schnellschalter
14.) Kühlwasserpfg
15.) Rückkühlaggregat
16.) Elektrolysegruppen
17.) Pumpenaggregat Gas - Laugekühler
18.) Destillierapparate
19.) Laugebehälter
20.) Umspanner 1600 KVA
21.) " 250 "
22.) " 7,5 MVA
23.)

Index „a" gdk. 25.11.40 Hz

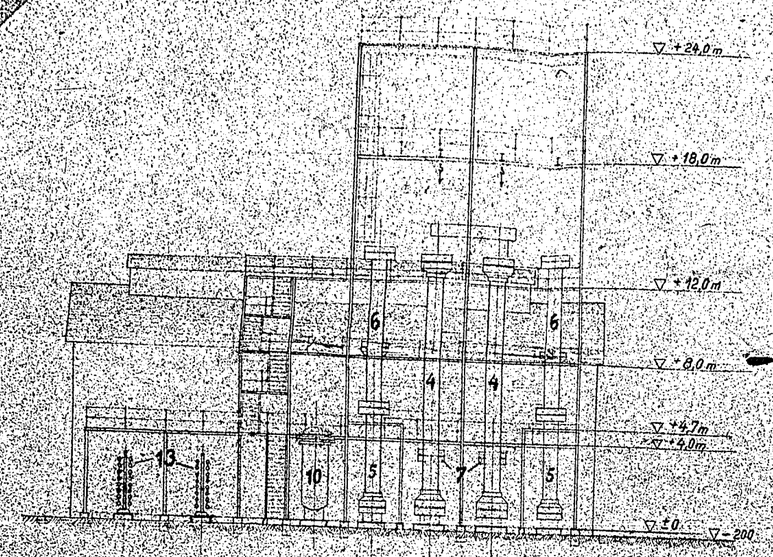
I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein Tag 18. Nov. 1940 Name Hallert	Anordnung der Elektrolyse mit Gleichrichter - Anlage Leistung: 2700 cbm H_2 / std. (Spanien 10)	Maßst. 1:200	Urheberrechtlich geschützt nach DIN 34

E 828 - 8 / 6

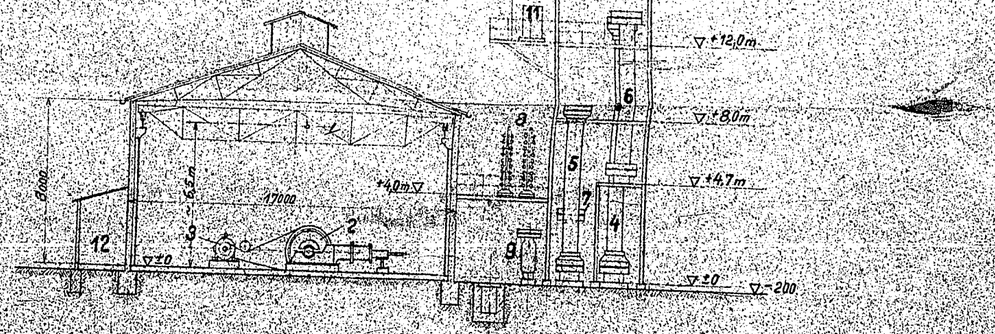
Zugehörige Zeichnungen	Zeichn. Nr.

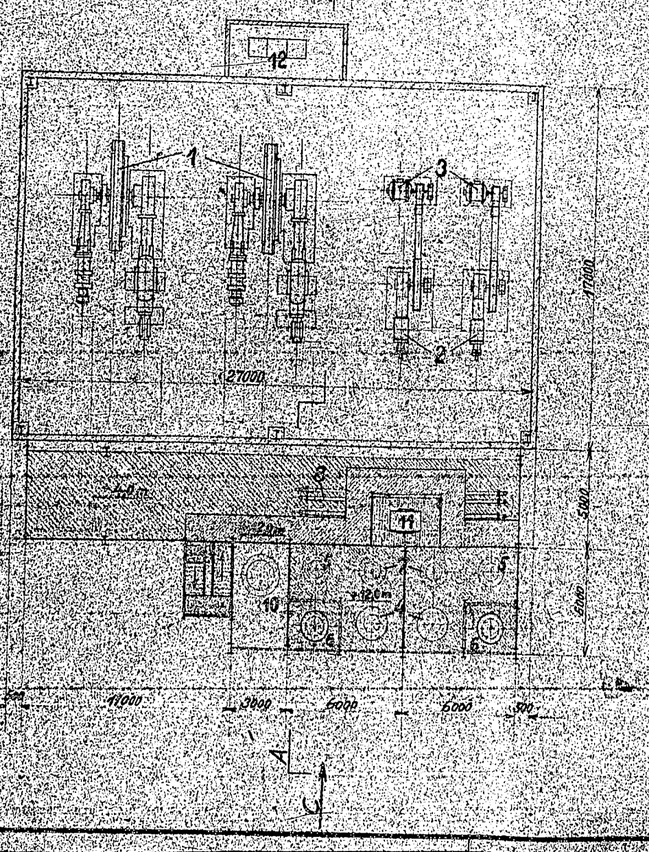
Stück-zahl	Benennung	Teil	Werk-stoff	Lager-Nr. Modell-Nr.	Gewicht	Bemerkung

Ansicht in Richtung C



Schnitt A-B





Teil	Stückzahl	Benennung
1	2	Hochdruckkompressoren
2	2	Gasumlaufpumpen
3	2	Elektr. Motoren z.d. Gasumlaufp.
4	2	NKo-Ofen
5	2	Regeneratoren
6	2	Tiefkühler
7	2	NKo-Abscheider
8	2	Gaskühler
9	2	Abscheider z.d. Gasumlaufp.
10	1	Zwischenentspannungsgef. 40
11	1	Transformator
12	1	Elektr. Schaltanlage
13	2	Kühler z.d. Kompressoren

Zum Brief vom
an

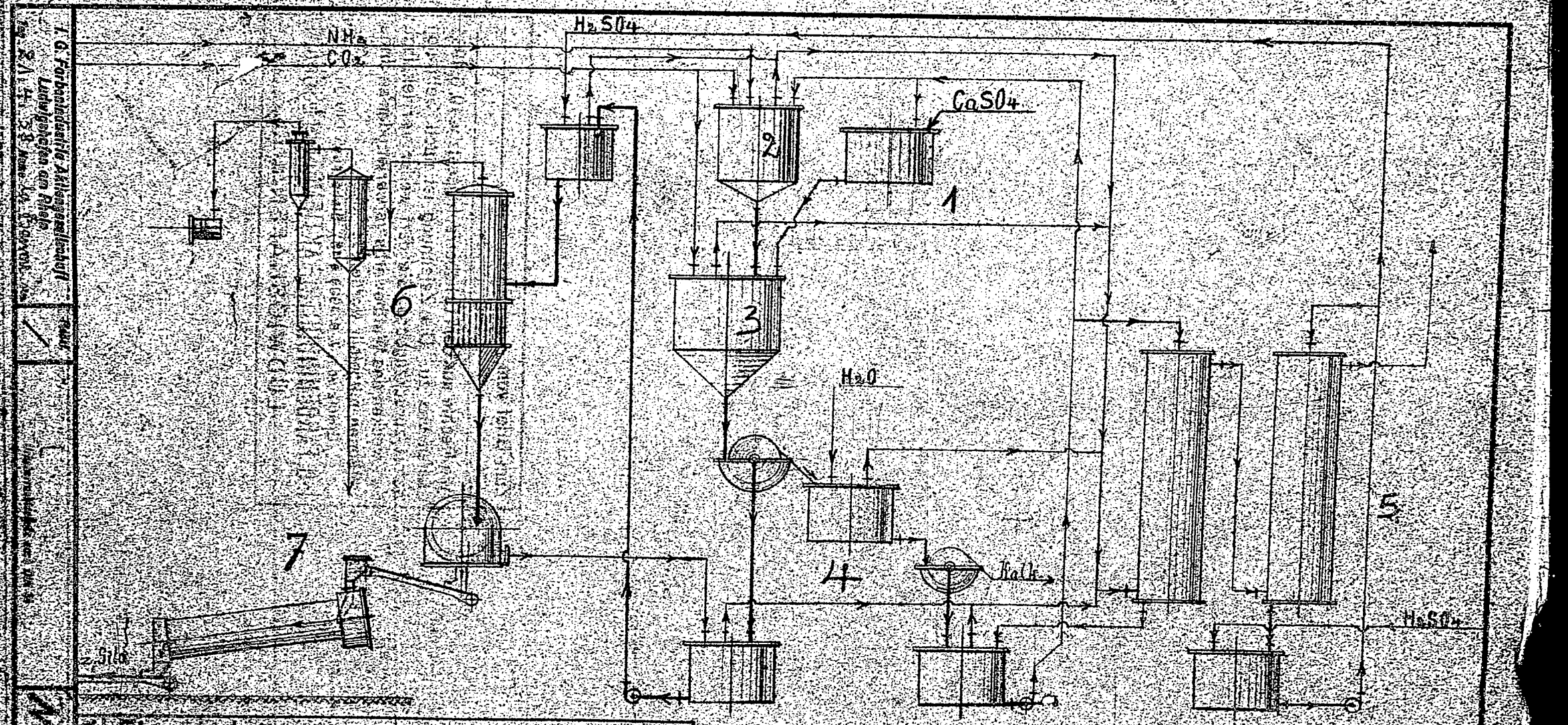
Alle Rechte aus dem Urheberrechtsgesetz v. 19.6.1901 stehen uns zu. Die Zeichnung ist nach Gebrauch sofort zurückzugeben. Sie darf weder vervielfältigt, zu Zwecken des Wettbewerbs verwertet oder an dritte Personen mitgeteilt werden. (Gesetz vom 7.6.1909 § 18). Siehe auch DIN 34.

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT
LUDWIGSHAFEN a. Rh.

Bestell-Nr.	Neu-Nr.	Bestellung	Besteller	Lehr
Prüfsystem Einheitsbohrung		Betriebsdruck atü	Probedruck atü	
	Tag	Name		
gezeichnet	11.3.37			
geprüft				
normgepr.				
Maßstab 1:200	I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein			N2554-4

Alle Rechte aus dem Urheberrechtsgesetz vom 19.6.1901 stehen uns zu. Die Zeichnung ist nach Gebrauch sofort zurückzugeben. Sie darf weder vervielfältigt, zu Zwecken des Wettbewerbs verwertet oder an dritte Personen mitgeteilt werden. (Gesetz vom 7.6.1909 § 18). Siehe auch DIN 34.

Ersatz für
Ersatzt durch



1	Eisenmischung.
2	Ammoniak-Sonder-Herstellung.
3	Sulfatlauge-Bildung.
4	Trennung von Kalk u. Lauge, einschl. Nachfiltration.
5	Absorption.
6	Lauge-Eindampferei.
7	Trocknung.

M 2074

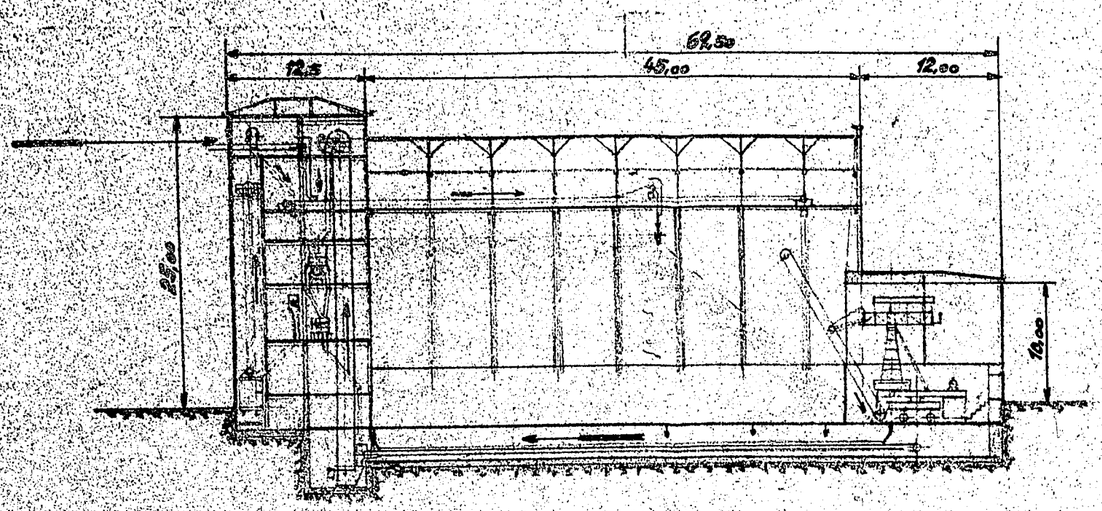
Apparate-Schema
für eine Anlage zur Erzeugung von Ammonsulfat über Gips.

Für die Ausführung unverbindlich!

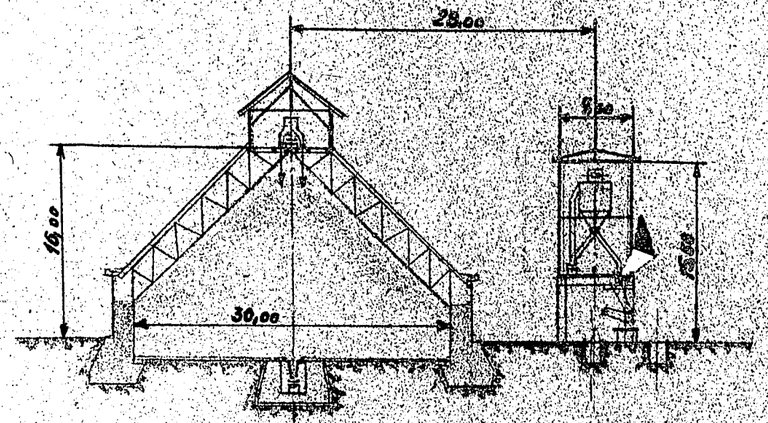
Maßstab 1:100

T. G. Förderanlagen Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein
Tel. 8/1 41 58 Fernruf 41 Ludwigshafen

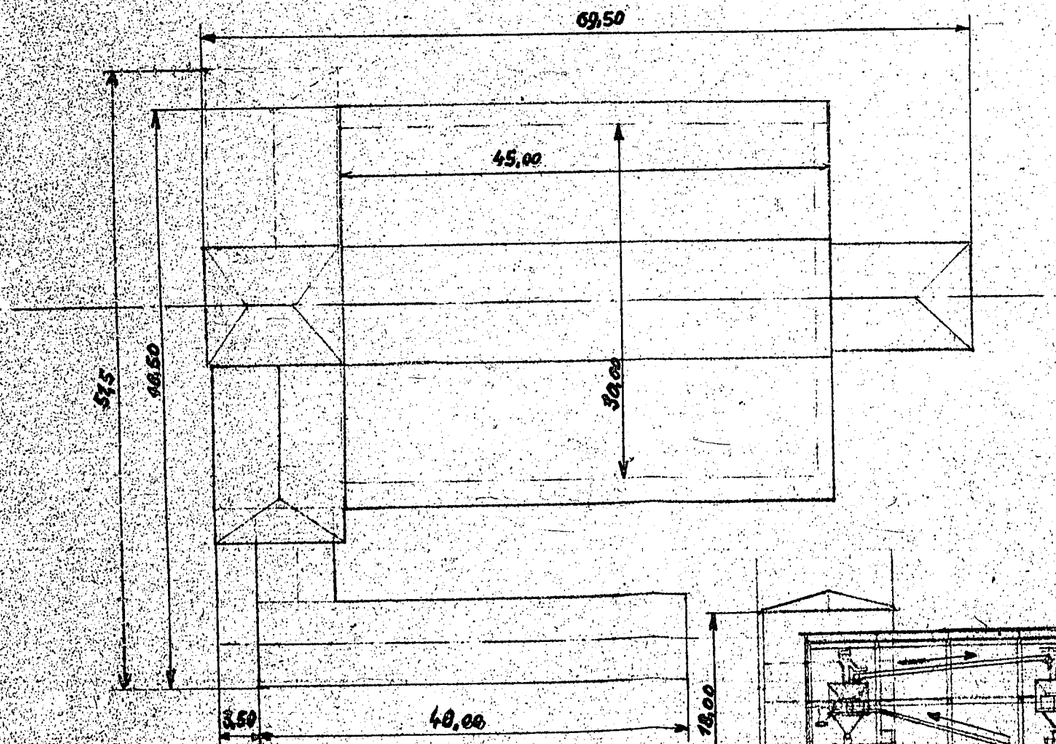
KODAK SAFETY FILM

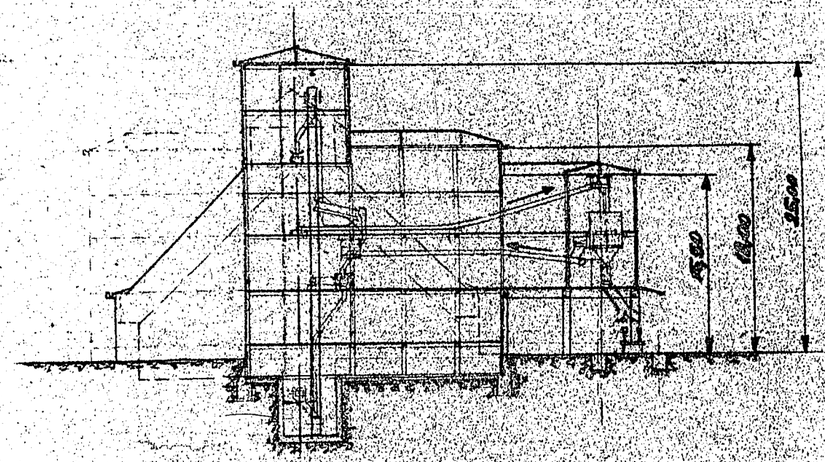


Speicher-Längsschnitt

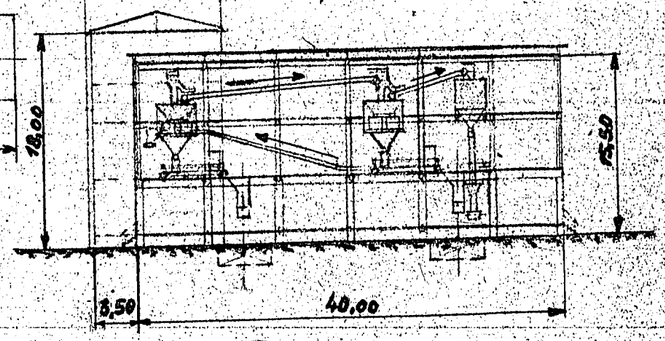


Speicher-Querschnitt





Vorderansicht



Seitenansicht; Verladerampe

Änderungen

Gez. K.	Bezeichnung	
Ersatz für Zeichnung	Betriebsstraße	Blatt
gezeichnet 18.11.50 Kaufmann		
geprüft	Ka	
Maßstab: 1: 500	I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein	N 3948 -8

Zugehörige Zeichnungen	Zchg. Nr.

Stückzahl	Benennung	Teil	Werkstoff	Lager Nr. / Modell Nr.	Gewicht	Bemerkung

Entwurf eines Lageplanes für das Stickstoff-Projekt Hidro Nitro Espanola, Madrid.

Plano de situación.

projektiertes Gleis für evtl. Weiterausbau

projektiertes Gleis für evtl. Weiterausbau

Umkleide-Raum Bad Speiseraum (20)

Lagerplatz (19)

Werkstätte (18)

Gips-Lager (12)

Gips-Sulfat-Anlage (13)

Silo (14)

Verladeanlage (15)

Entlade straße

Einfahrgleis

Ladegleis
Umfahrgleis
Ausfahrgleis
Einfahrgleis

Entladegleis

Verwaltung (21)

Labor (17)

Trafo-Station Gleichrichter u. Elektrolyse-Anlage (3)

H.Sp. Schalthaus (2)

Verdichtung Synthese (7)

Linde N-Anl. (4)

Trockner (6)

Behälter für NH_3-Wasser (8)

N_2

Kohle-Lager (9)

CO_2-Erzeugung

Dampf-Erzeugg. (10)

Kondensator (11)

H.Sp. Schalthaus (1)

H_2

Mischgas (5)

O_2

CO_2

H.Sp. Freileitung
Linea aerea para alta tensión

Wasserwerk (16)

vorgesehene Erweiterung
ampliación prevista

projektiertes Gleis für evtl. Weiterausbau
vía progectada para ampliación eventual

Kanal

Norden

Für die Ausführung unverbindlich!
sin obligación para la ejecución.

Inst.	Nombre
1	Caisa de distribución para tensión alta
2	" " " " " " baja
3	Instalación de transformadores, rectificadores y electrólisis
4	" Linde para la producción de N
5	Gas de síntesis
6	Purificación del gas
7	Compresión, síntesis
8	Recipiente para agua de NH_3
9	Depósito para cok y carbón con grua de descarga
10	Producción de vapor
11	" CO_2
12	Depósito para yeso con grúa de descarga
13	Instalación de yeso-sulfato
14	Silo
15	Muelle de carga
16	Central de bombas para agua
17	Laboratorio
18	Taller
19	Depósito
20	Cabinas, baño, comedor
21	Administración

Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Jahr

Paßsystem Einheitsbohrung			Betriebsdruck atü	Probedruck atü
	Tag	Name		
gezeichnet	11.1.41	Lenz		
geprüft				
normgepr.				
/				

Maßstäbe: 1:1000

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein

N 6970-4

Alle Rechte aus dem Urheberrechtsgesetz vom 19.6.1901 stehen uns zu. Die Zeichnung ist noch Eigentum sofort zurückzugeben. Sie darf weder vervielfältigt, zu Zwecken des Wettbewerbs verwertet oder an dritte Personen mitgeteilt werden. (Gesetz vom 7.6.1909 § 18). Strafe nach DIN 34.

Ersatz für

Ersatz durch

Zugehörige Zeichnungen	Zchg. Nr.

Stück-zahl	Benennung	Teil	Werk-stoff	Lager Nr. / Modell Nr.	Gewicht	Bemerkung

Entwurf eines Lageplanes für das Stickstoff-Projekt Hidro Nitro Espanola, Madrid.

Plano de situación.

projektiertes Gleis für evtl. Weiterausbau

projektiertes Gleis für evtl. Weiterausbau

Umkleide-Raum Bad Speiseraum (20)

Lagerplatz (19)

Werkstätte (18)

Gips-Lager (12)

Gips-Sulfat-Anlage (13)

Silo (14)

Verladerampe (15)

Entlade stelle

Ladegleis

Umfahrgleis

Ausfahrgleis

Einfahrgleis

Einfahrgleis

Entladegleis

Verwaltung (21)

Labor (17)

Trafo-Station Gleichrichter u. Elektrolyse-Anlage (3)

H.Sp. Schalthaus (2)

Verflüssigung Synthese (7)

Linde N-Anl. (4)

Kompressor (6)

Behälter für NH₃-Wasser (8)

N_2

Kohlen-lager (9)

CO_2-Erzeugung (11)

Dampf-Erzeugg. (10)

Kondensatorbehälter

H.Sp. Schalthaus (1)

H_2

Mischgas (5)

O_2

CO_2

H.Sp. Freileitung

(línea aerea para alta tensión)

Wasserwerk (16)

projektiertes Gleis für evtl. Weiterausbau

vía proyectada para ampliación eventual

vorgesehene Erweiterung

ampliación prevista

Kanal

Norden

Ind.	Nombre
1	Casa de distribucion para tension alta
2	" " " " baja
3	Instalación de transformadores, rectificadores y electrólisis
4	" Linde para la producción de N
5	Gas de síntesis
6	Purificación del gas
7	Compresión, síntesis
8	Recipiente para agua de NH_3
9	Depósito para cok y carbón con cuba de descarga
10	Producción de vapor
11	" " CO_2
12	Depósito para yeso con cuba de descarga
13	Instalación de yeso + sulfato
14	Silo
15	Muelle de carga
16	Central de bombas para agua
17	Laboratorio
18	Taller
19	Depósito
20	Cabinas: baño, lavadero
21	Administración

Bestell Nr.	Bau Nr.	Bestellung	Besteller	Abt.
Pabsystem Einheitsbohrung		Betriebsdruck atü	Probedruck atü	

	Tag	Name
gezeichnet	11.4.61	Gonzo
gepruft		
verglichen		

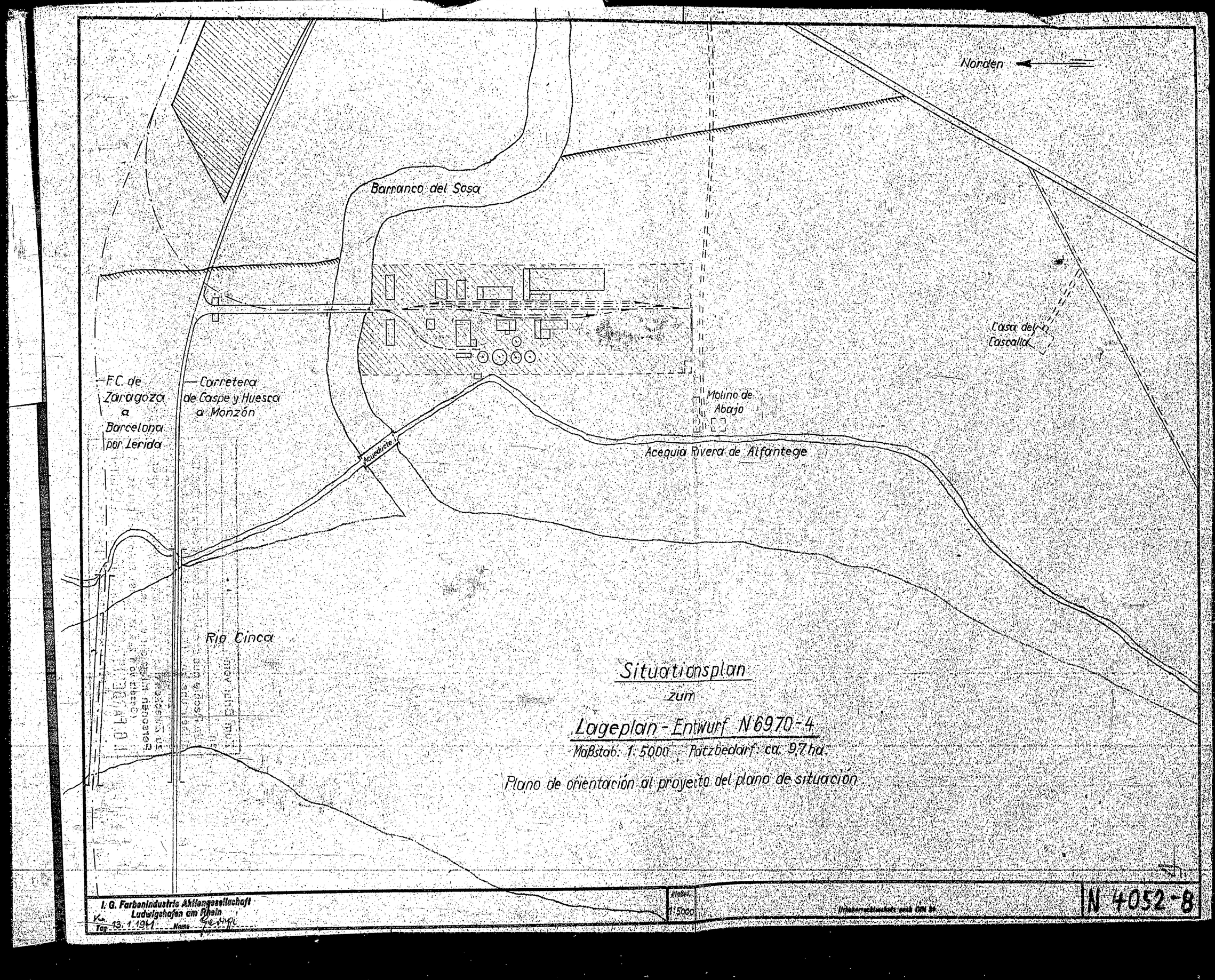
Maßstab 1:100	F. A. Finkenwerder Maschinenbau-Gesellschaft Lübeck-Finkenwerder	N 6970-4

Für die Ausführung maßgebend!

sin obligación hasta la aprobación definitiva

Kopie zulässig mit Quellenangabe

D A K S A F E T Y A F I L M A A



Situationsplan

zum

Lageplan - Entwurf N 6970-4

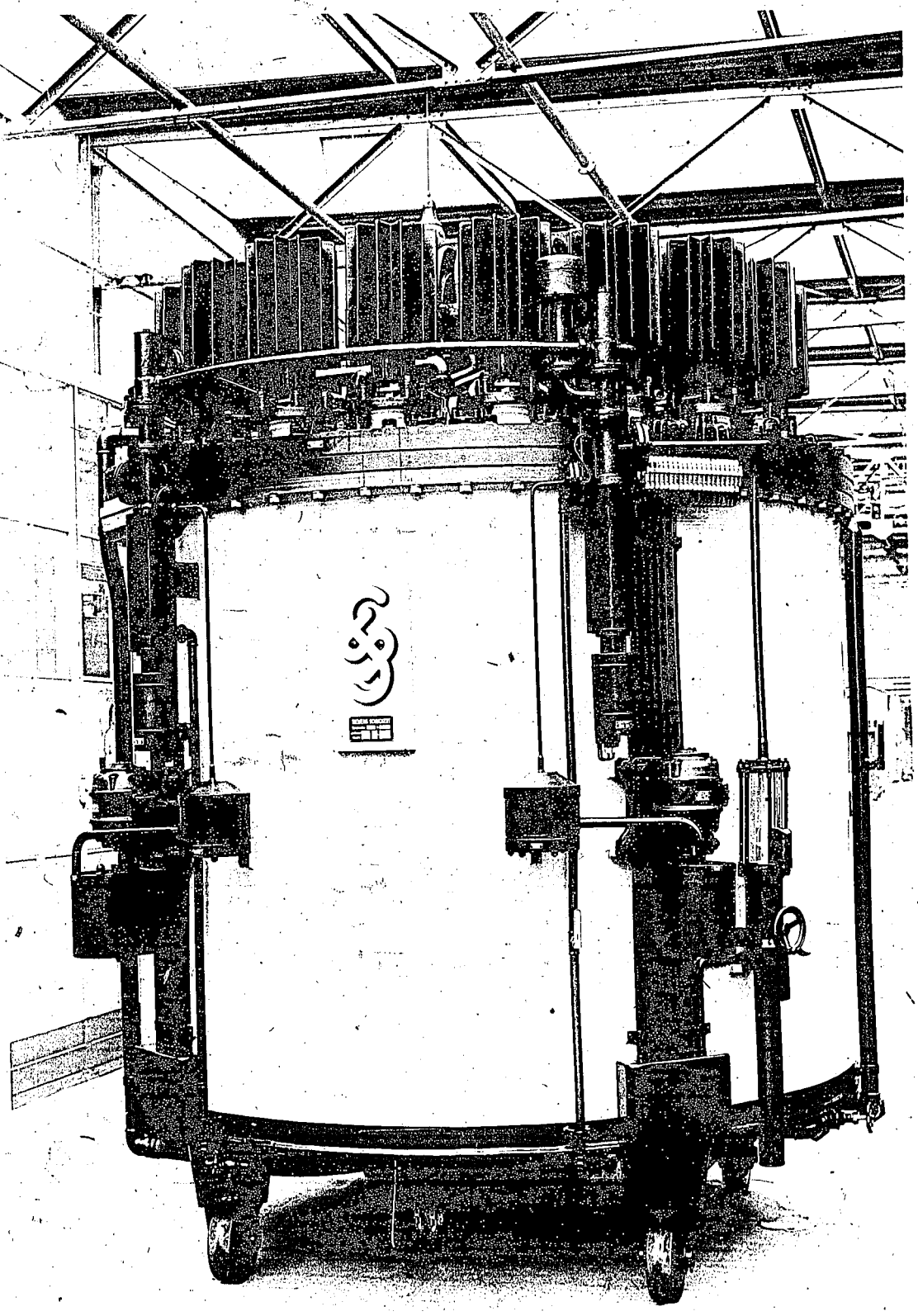
Maßstab: 1:5000 . Platzbedarf: ca. 97 ha.

Plano de orientación al proyecto del plano de situación

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein
Tag 13.1.1941 Name Lenzi

Maßst. 1:5000

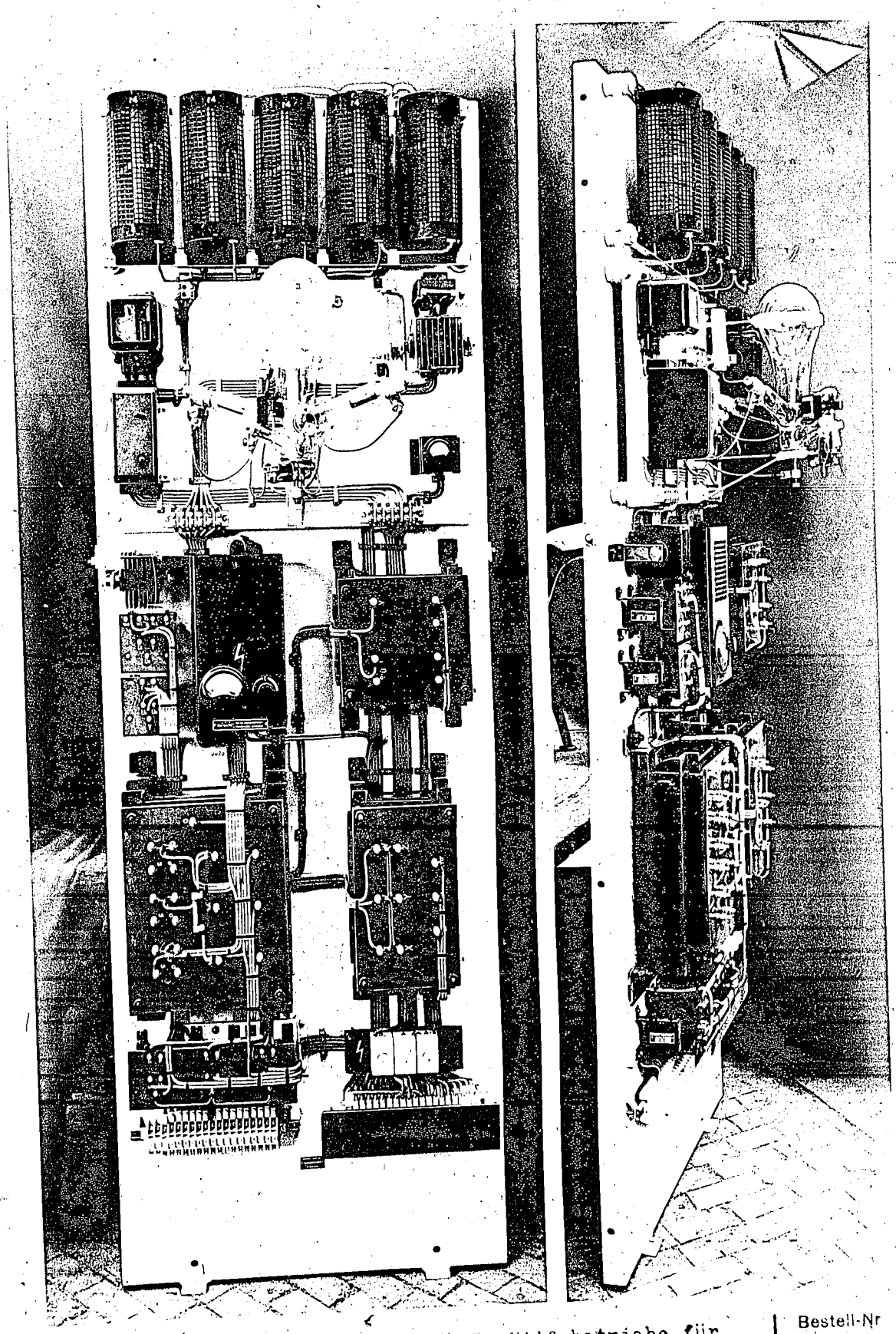
N 4052-8



SSW
9.35 A

Stromrichter VD 8011, 5000 A, 800 V
gittergesteuert für Elektrolyse

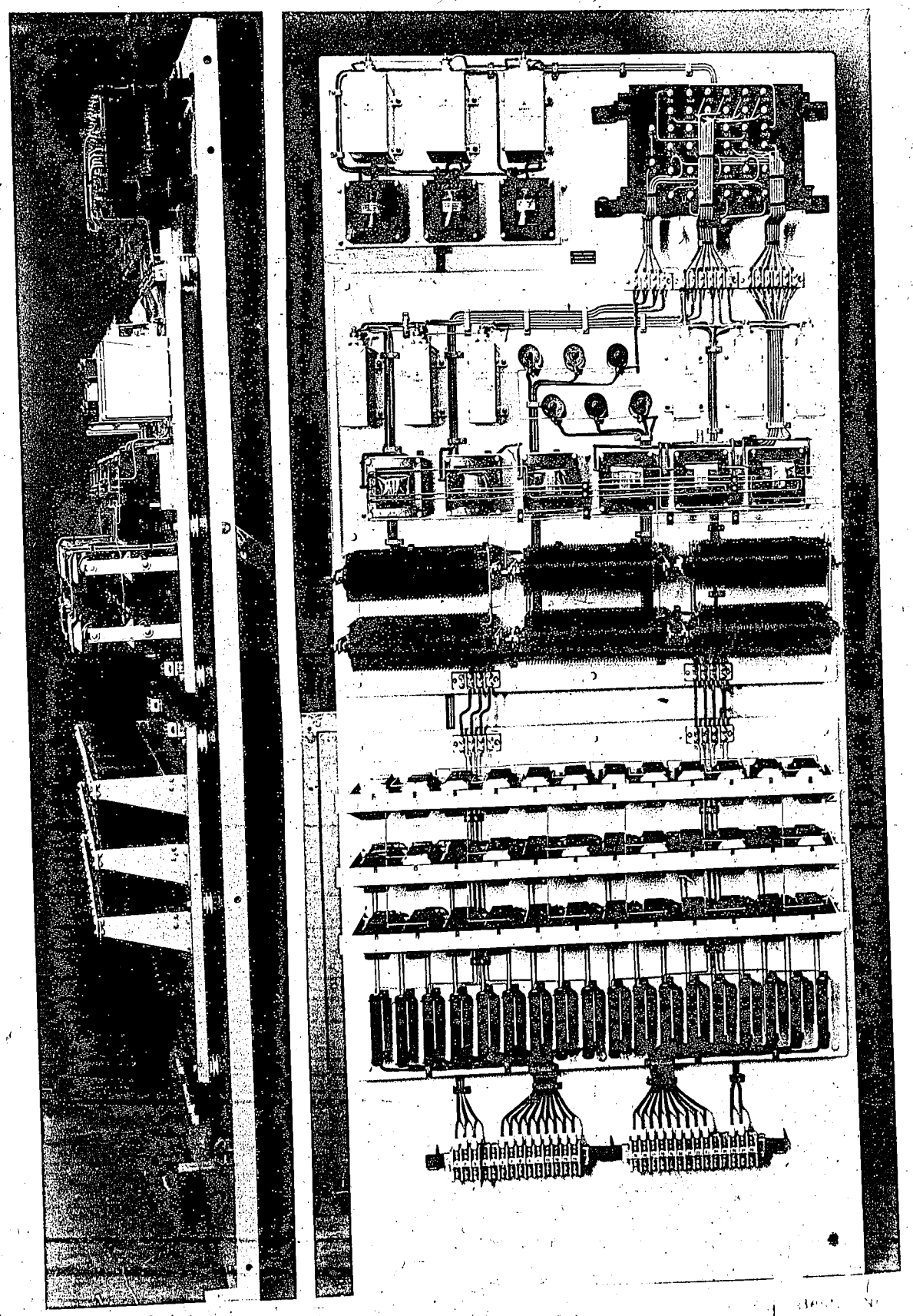
Bestell-Nr.
59386
M.



SIEMENS
2.39

Apparatefeld Nr 6453, Hilfsbetriebe für
Gleichrichter VE 5013, 750 V, 4000 A

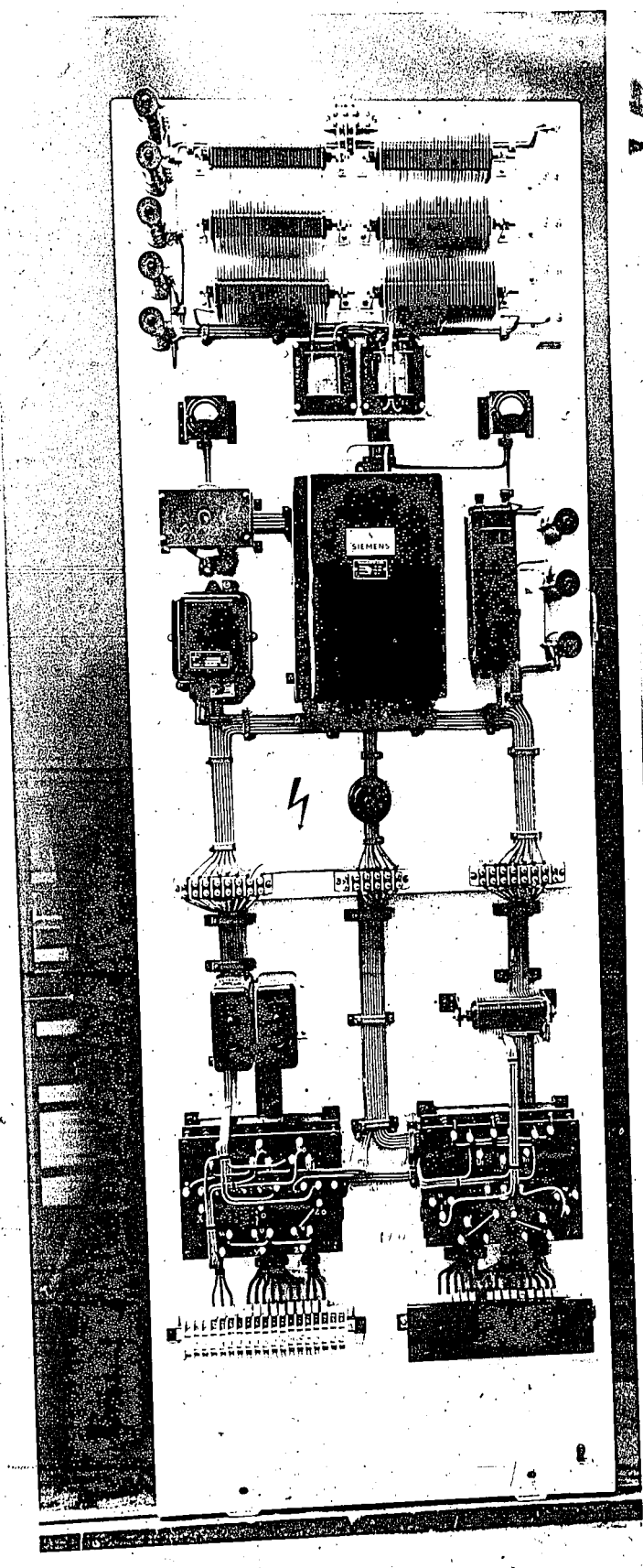
Bestell-Nr
86880

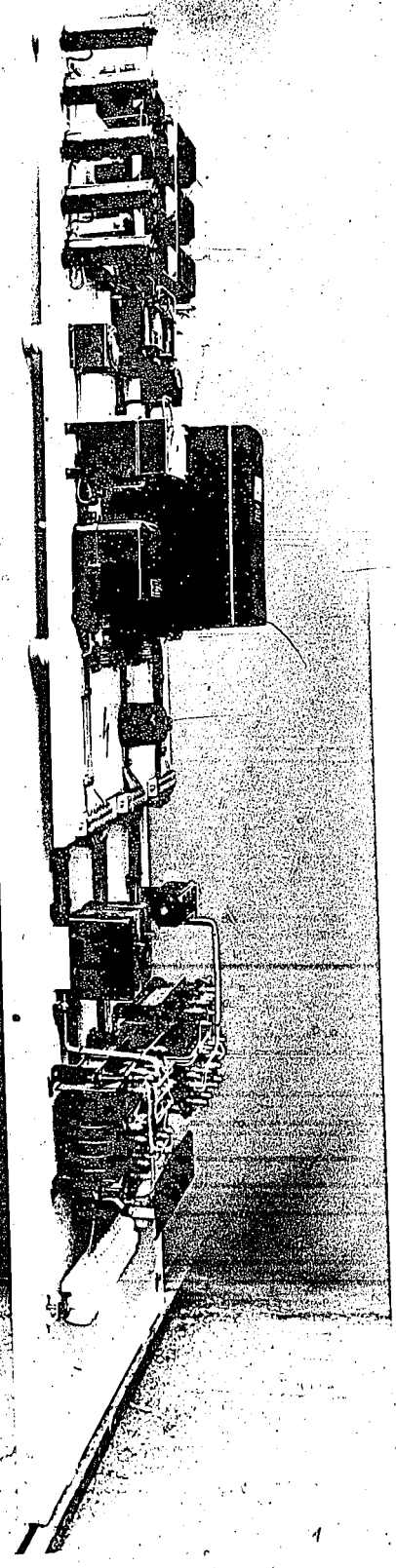


SIEMENS

Apparatetafel Nr. [illegible]
für Zusatzspitzensteuerung [illegible]

M.





SIEMENS
6.93

3121

ter Linden-Abscheider

9091110 N° 91

DAK SAFETY FILM

28

Umlauf bei:

Dunkelkammer
Büro
Farben

Verbleib bei:

Dunkelk. TA

1883 2

I.G. VERSUCHSGRUPPE MTA LUDWIGSHAFEN A. RH.
188
2

ter Linden-Abscheider.

Professor ter Linden, Delft, beschäftigt sich seit längerer Zeit mit der Frage der zweckmässigsten Formgebung der zum Entstauben und Entnebeln verwendeten Zyklone. Es gelang ihm, bestimmte Bauarten zu finden, denen er eine besonders gute Abscheidung zuschreibt. Sie wurden zum Patent angemeldet, die Erteilung ist aber offenbar noch nicht erfolgt.

Das alleinige Recht auf Herstellung der ter Linden-Zyklone besitzt die Firma Walther & Co., Köln-Dellbrück. Direktor Birkner von Walther & Co. trug am 23. April 1937 über die Wirkungsweise der Zyklone im Werk Ludwigshafen vor. Hierbei ergab sich folgendes:

Bei den zur Trockenentstaubung verwendeten Zyklonen werden hinsichtlich der geometrischen Form bestimmte Abmessungen eingehalten, die aus Abb. 1 zu ersehen sind. Der auf den Gesamt-Staubgehalt bezogene Ausscheidungsgrad von 93 - 97% ist zwar etwas besser als jener, der mit Zyklonen der üblichen Bauweise erhalten werden kann. Die grössere Entstaubung ist nur teilweise auf die Einhaltung bestimmter geometrischer Formen zurückzuführen. Die Tatsache, dass ter Linden für grössere Gasmengen nicht grössere Zyklone verwendet, sondern mehrere davon parallel schaltet (Abb. 2 und 3), wirkt sich ebenfalls günstig

-/-

aus, da erfahrungsgemäss kleine Zyklone bei gleicher Eintrittsgeschwindigkeit besser entstauben als grosse.

Die Firma Walther & Co. besass seinerzeit noch keine Erfahrung über die Ausscheidung spezifisch leichter Stoffe in feinster Verteilung. Da uns diese besonders interessieren, führte sie auf unseren Wunsch Versuche mit feingemahlenem Zinkoxyd und Heliorot durch. Es zeigte sich dabei, dass bei beiden Stoffen nicht einmal ein Abscheidungsgrad von 90% erreicht werden konnte. Die Zyklone sind also offenbar für das Zurückhalten sehr feiner Stäube nicht geeignet.

Die ter Linden Zyklone für die Entnebelung von Gasen weisen eine andere Form auf (Abb. 4). Das Gas tritt in bekannter Weise tangential bei A ein und strömt axial nach oben ab. Der Flüssigkeitsablauf F ist so gestaltet, dass dauernd im unteren Teil des Gefässes eine gewisse Menge verbleibt, die durch das eintretende Gas in Drehung versetzt wird und infolgedessen während des Betriebes an der Wand parabelförmig hochsteigt. Der im Auslassrohr angeordnete Kragen K-K dient zum Zurückhalten von Spritzern.

Die Firma Walther gab an, dass mit derartigen Zyklonen ein Abscheidungsgrad von 99,99% erreicht werden könne. Wir haben seinerzeit dieses Ergebnis angezweifelt, da es aus einer Differenzmessung (zugeführte Wassermenge vermindert um abgeschiedene Wassermenge) erhalten worden war, deren Genauigkeit höchstenfalls ± 0,5% betragen kann. Aus diesem Grunde wurde der Herstellerfirma folgendes Messverfahren vorgeschlagen:

In den Eintrittsstutzen des Zyklons wird mit einer Nubilosa-Düse (Abb.5) feinstvernebelte Natronlauge von etwa 20% Gehalt eingeblasen; die abströmende Luft wird an der Blende

-/-

gemessen und in einem mit Porzellanringen gefüllten Turm mit Wasser von den Restspuren der Lauge befreit. Durch Titrieren (Indikator Methylorange)+) der gemessenen, im Turm umlaufenden Wassermenge kann die vom Zyklon nicht abgeschiedene Laugenmenge bestimmt werden.

Die Abmessungen des verwendeten Zyklons sind in Abb. 4 eingetragen. Bei dem sich über mehrere Stunden erstreckenden Versuch wurden 35 cbm/St. Luft von 18°C und 750 mm Druck angesaugt. Die vernebelt zugeführte Lauge enthielt 197 g Natriumhydroxyd je Liter. Die in der Luft tröpfchenförmig enthaltene Laugenmenge war 128 g/cbm, entsprechend 1,08 ccm/cbm. Der Druckabfall am Zyklon betrug etwa 25 mm Wassersäule.

Als Mittelwert aus den Messungen ergab sich, dass 0,38% der zugeführten Laugenmenge noch in der austretenden Luft enthalten sind. Der verwendete ter Linden-Zyklon besitzt also tatsächlich bei der Entnebelung den sehr guten Wirkungsgrad von 99,4%. Die Firma Walther gibt an, dass nach ihren, soweit es beurteilt werden kann, offenbar einwandfrei durchgeführten Messungen, die Güte der Trennwirkung auch bei einer Luftgeschwindigkeit von 60 cbm/St. erhalten bleibt. Die Frage, wie die Abscheidung in grösseren Zyklonen verläuft, soll noch geprüft werden.

Der Unterschied in der Wirkungsweise zwischen der Trokkenentstaubung von Farbstoffen und der Entnebelung ist sehr erheblich, trotzdem die Teilchen- bzw. Tröpfchengrösse der auszuscheidenden Stoffe keine zu grossen Differenzen aufweisen (Hauptmenge etwa 5 - 10 μ). Dies ist wohl auf folgende Weise zu erklären: Staubteilchen, die zusammenprallen, bilden Flocken,

---

+) Bei Verwendung von Methylorange als Indikator wird auch jene Menge des Natriumhydroxydes erfasst, die sich durch Luftkohlensäure in Karbonat umwandelt.

die von dem Gasstrom leichter mitgeführt werden als die einzelnen Partikel selbst. Flüssigkeitströpfchen vereinigen sich zu grösseren, aber immer kugelförmigen Teilchen, die nach dem Verschmelzen dem Einfluss der Zentrifugalkraft mehr unterliegen. Weiterhin wird Staub, der bereits in die Wandnähe gelangt ist, u.U. durch Wirbel wieder mehr nach der Mitte geführt, während Wassertröpfchen durch die kreisende Flüssigkeitsfüllung verschluckt werden.

Derartige Zyklone sind nach Angabe der Herstellerfirma mit Erfolg zur Schaumbeseitigung in den Brüden von Verdampfern und zur Entfernung von Kesseldampf verwendet worden +).

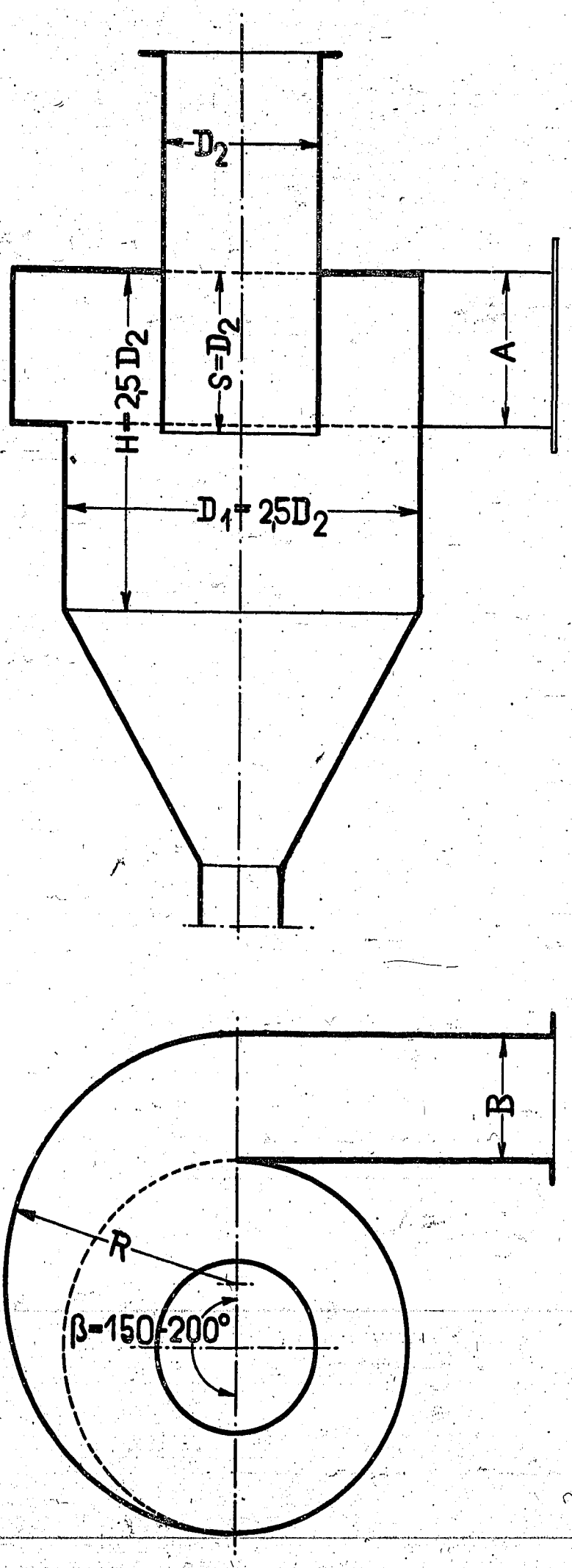
Die Firma Walther & Co. ist bereit, Versuchszyklone für bestimmte Verwendungszwecke zu liefern. Es ist beabsichtigt, einige dieser Apparate im Betrieb zu erproben. Über die Ergebnisse wird später berichtet.

Ludwigshafen am Rhein, den 6. Dezember 1937

gez. Dr. W. Büche.

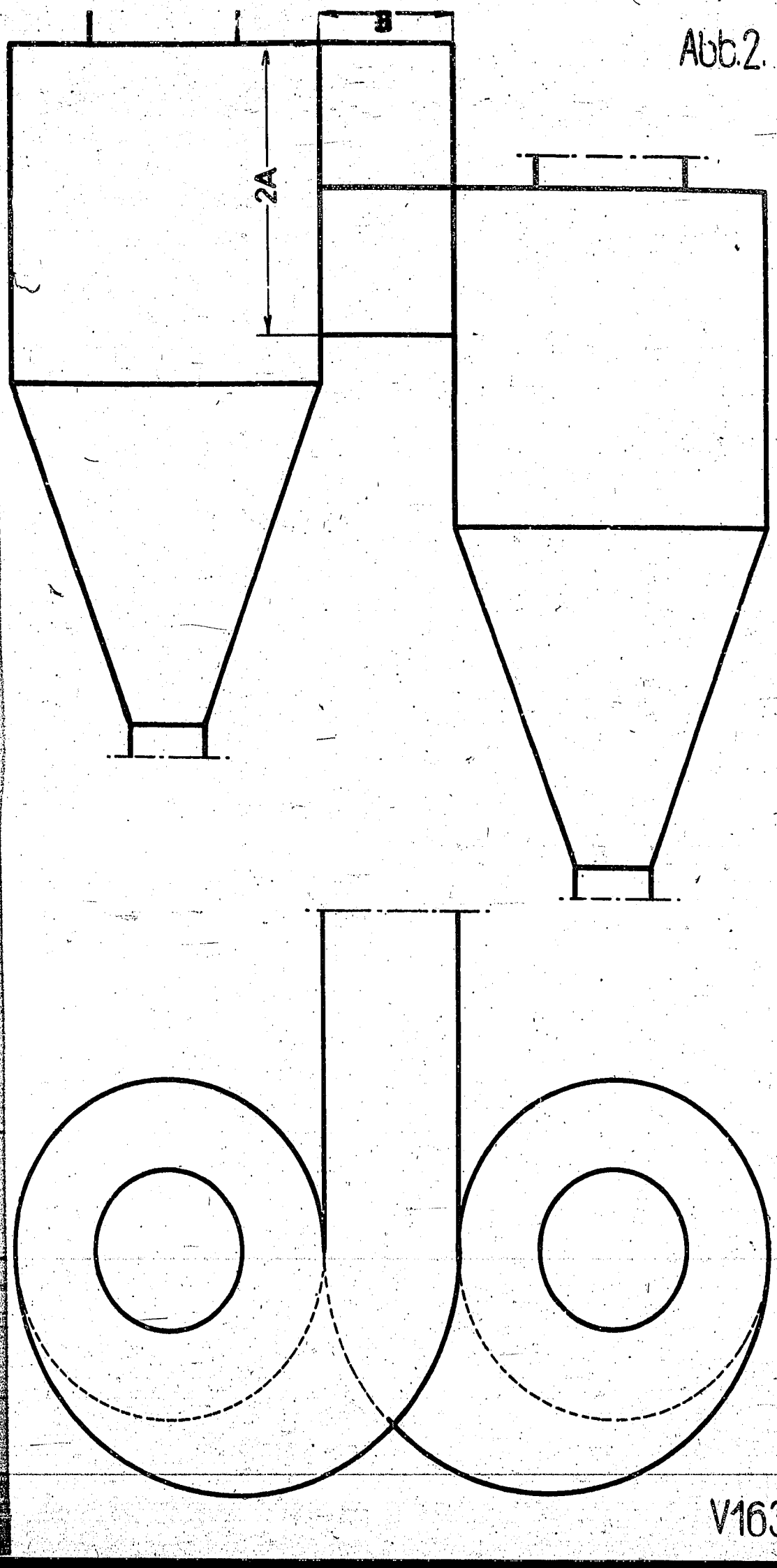
+) Ein im Werk Lu von dem Energiebetrieb durchgeführter Versuch mit dem ter Linden-Zyklon den Wasser- und damit den Salzgehalt des Hochdruckdampfes zu vermindern, führte zu keinem Erfolg. Nach Angabe von Walther sollen jedoch beim Einbau Fehler vorgekommen sein.

Abb.1.



V1632

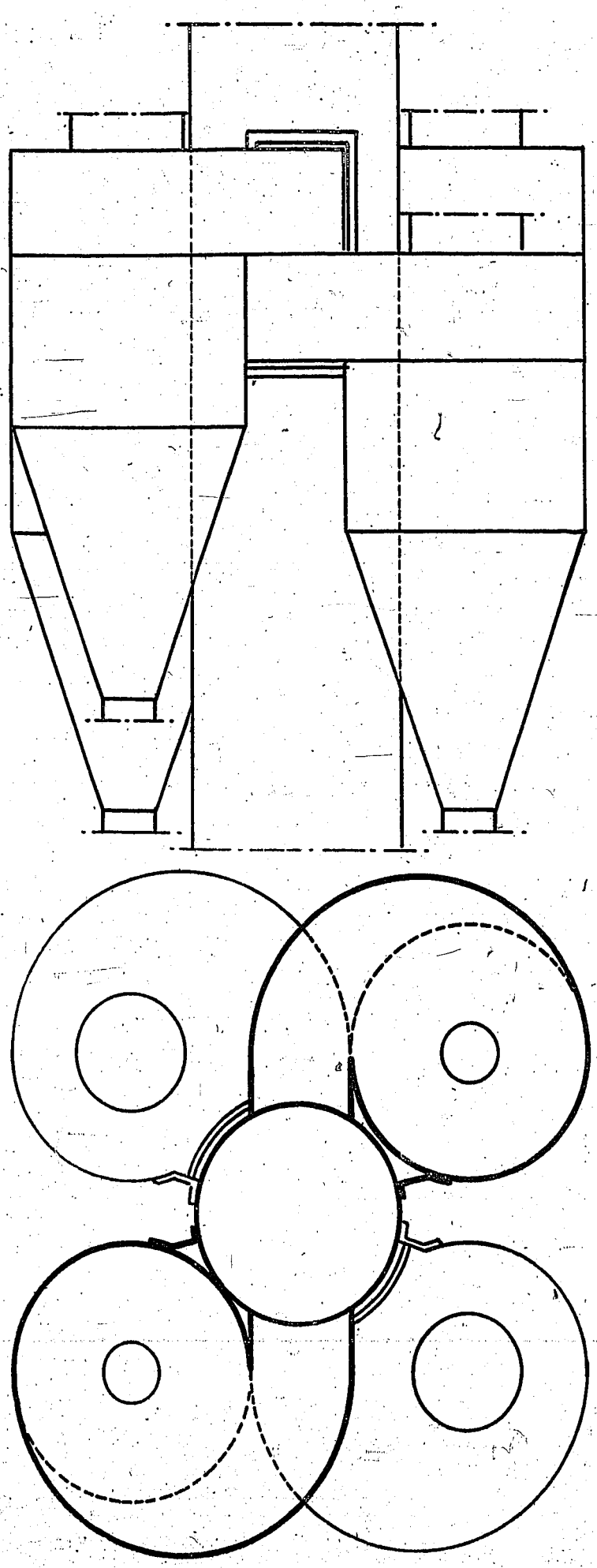
Abb.2.



V1634

KODAK SAF

Abb3.

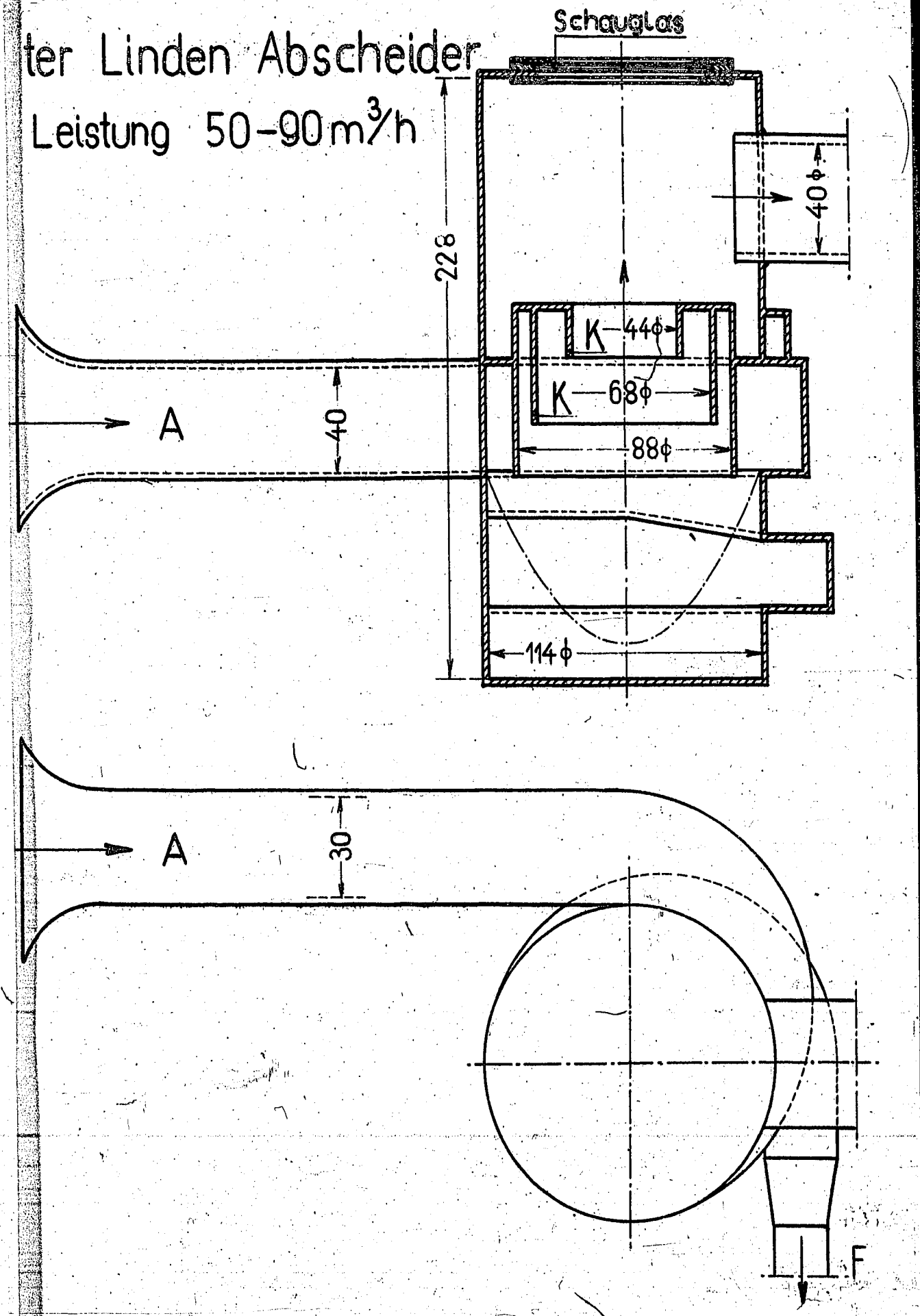


V1633

Abb.4.

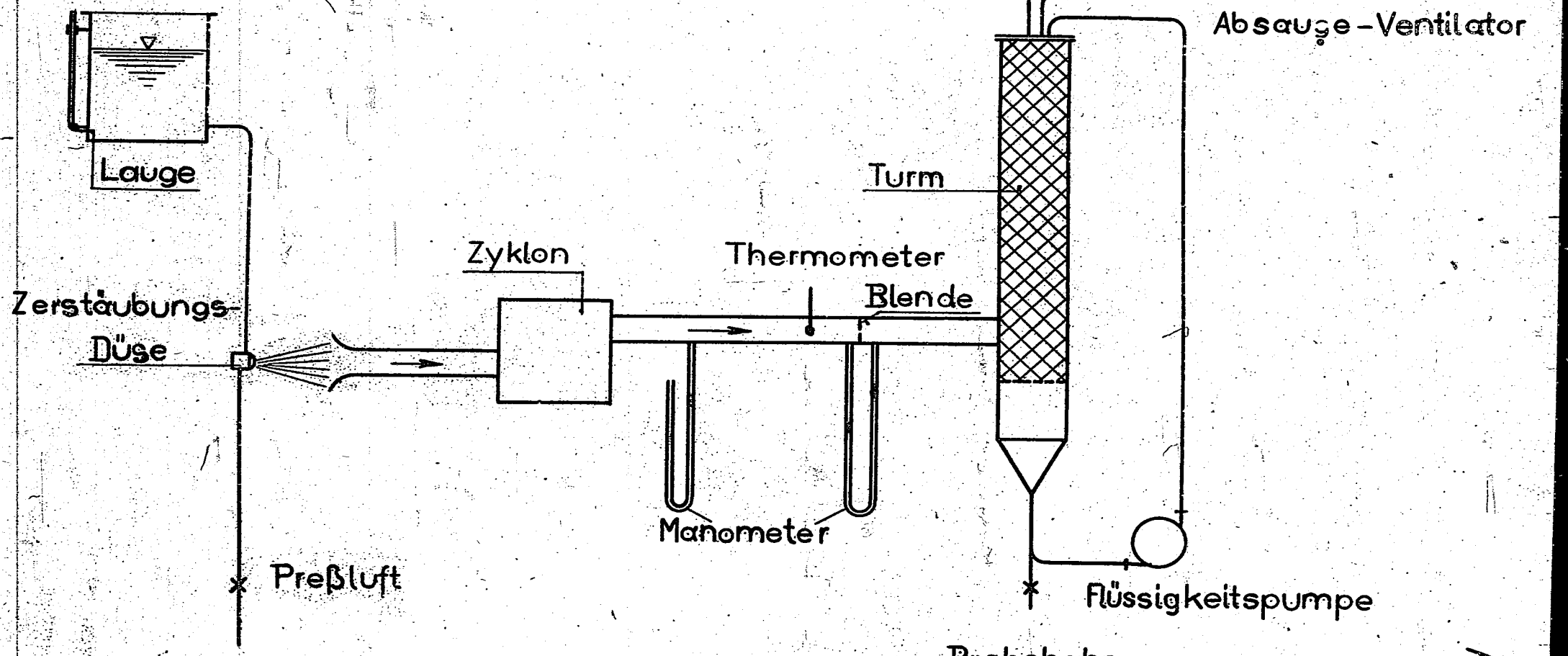
ter Linden Abscheider

Leistung 50-90 m³/h



V1635

Schema der Versuchsanlage



V1636.

Abb.5.

V.SSBS
Team 46
dec

I. G. Ludwigshafen

Technische Versuchsgruppe

Lu 104 a

BETRIEBSMESSUNGEN AN DER WASSERGAS-ANLAGE VT 114 DER ANORGANA GENDORF.

Lu II 72

Bericht Nr. 231

Dr.-Ing. Meier.

N 931

Herrn Oberregierungsrat Lampe

Direktor der Eisenbahnen

Lü 10

KODAK S.A.F.ETY▲ FILM▲▲

Bericht Nr. 231/1

IG.LUDWIGSHAFEN
Technische Versuchsgruppe
Lu 104a

BETRIEBSMESSUNGEN AN DER WASSERGASANLAGE VT 114 DER ANORGANA GENDORF.

Die untersuchte Anlage wurde von Francke-Werke A.G., Bremen, 1940/41 erbaut und dient zur Erzeugung von Wasserstoff in einer Menge von 2600 Nm^3/Stunde. Sie besteht aus drei Teilen, die auch räumlich voneinander getrennt sind, nämlich Wassergaserzeugung, Wasserstofferzeugung und Wasserstoffreinigung (vergl. Bild 1).

Das Wassergas wird in fünf Generatoren nach dem üblichen, periodischen Verfahren erzeugt. Die Betriebsweise eines Generators ist kurz folgende: Während 1 Minute wird die glühende Koksfüllung durch den Gebläsewind warmgeblasen und hierauf dem Generator 4 Minuten lang Wasserdampf zugeführt. Durch dessen Spaltung und durch die unvollkommene Verbrennung des Kohlenstoffes mit dem freigewordenen Sauerstoff wird das im wesentlichen aus Wasserstoff und Kohlenmonoxyd bestehende Wassergas gebildet. In der durch Kühlwasser berieselten Koksfüllung des nachgeschalteten Wäschers wird der im Ueberschuss zugeführte Wasserdampf auskondensiert und die staubförmigen Verunreinigungen zum grossen Teil zurückgehalten. Das gereinigte Gas wird über Sammelleitung, Gasometer und Wassergasgebläse den 10 Wasserstofferzeugern zugeleitet. Die Wasserstofferzeuger, die ebenfalls periodisch arbeiten, enthalten eine Füllung aus Raseneisenerz in glühendem Zustand. Das von unten in diese Füllung während 10 Minuten eintretende Wassergas verbrennt unter gleichzeitiger Reduktion des Eisenerzes. Die heißen Verbrennungsgase, deren noch unverbrannter Wassergasanteil mit der oben am Erzeuger zugeführten Luft verbrannt wird, durchströmen den zentral angeordneten Regenerator sowie den Wassergasvorwärmer. Bei der nun folgenden Gasung von 5 Minuten Dauer wird dem Erzeuger in umgekehrter Richtung Wasserdampf zugeführt. Der Dampf wird zunächst im Regenerator hoch erhitzt und in der reduzierten Erzfüllung gespalten, wobei sie wieder oxydiert wird. Der durch Kohlendioxyd und Schwefelverbindungen noch verunreinigte Wasserstoff wird im Wäscher von dem überschüssigen Wasserdampf und den mitgeführten Staubteilchen befreit und der Reinigeranlage zugeleitet. Im ersten koksgefüllten Kasten dieser Anlage wird eine Feinreinigung von Staub und grober Feuchtigkeit vorgenommen, während in der Luxmasse des zweiten Kastens die Schwefelverbindungen und in der Kalkfüllung des dritten Kastens das Kohlendioxyd entfernt werden. Ueber einen Drehkolbenmesser strömt der Wasserstoff schliesslich dem Wasserstoffgasometer zu.

Die vorliegenden Messungen wurden vorgenommen, um für die geplante Erweiterung der Anlage Unterlagen zu gewinnen. Hierzu ist vor allem die genaue Kenntnis der in dem ausgedehnten Rohrleitungsnetz auftretenden Drucke und Druckverluste erforderlich, auf Grund derer die neu aufzustellenden Wassergasgebläse bemessen werden können. Die bestehende Anlage weist zudem in strömungstechnischer Hinsicht Mängel auf,

deren Auswirkung erst aus den Meßergebnissen klar zu ersehen ist, um gegebenenfalls Abhilfe zu schaffen. Die Untersuchung umfasst sowohl je einen Wassergasgenerator und Wasserstofferzeuger mit ihren Wäschern, als auch die Tauchungen, das Wassergasgebläse und die Rohrleitungen. Die Druckmessungen an den Apparaturen und Rohrleitungen ergeben jedoch nur bei bekannten durchgesetzten Gasmengen einen sicheren Anhalt für die bei der vorgesehenen Verbesserung und Vergrösserung der Anlage vorzunehmenden Aenderungen. Es erwies sich daher als notwendig, wenigstens die von einem Generator gelieferte und von einem Wasserstofferzeuger verarbeitete Gasmenge mittels Meßblenden zu messen. Hierzu zwangen auch die durch die periodische Arbeitsweise der Apparaturen verursachten starken Schwankungen der Drucke und Mengen, damit eine Zuordnung der Meßgrössen möglich wurde. Der Einbau von Meßblenden gestattete auch die Aufnahme von Druck/Mengen-Kennlinien im Bereich der durch wahlweises Zusammenarbeiten der Generatoren und Erzeuger veränderlichen Gasmenge. Es war weiter beabsichtigt, durch die Messung der während der Gasungszeiten verbrauchten Dampfmenge die Wirtschaftlichkeit der Anlage etwas zu beleuchten. Schließlich bestand noch das Bedürfnis nach einer Kontrollmöglichkeit der einzustellenden Dampf- bzw. Gasmengen der Apparaturen, um ein dauernd gleichmässiges und günstigstes Arbeiten der Anlage sicherzustellen. Zu diesem Zweck bleiben die betreffenden Blenden eingebaut und die übrigen Generatoren und Erzeuger werden mit ebensolchen Blenden versehen. Da die Druckschwankungen des Wassergases im Verhältnis zum absoluten Druck nur gering sind, sind sie auf die Meßgenauigkeit der Betriebsmessungen ohne wesentlichen Einfluss. Die gemessenen Wassergas- und Wasserstoffmengen wurden zur Aufzeichnung der Schaubilder stets in Normalkubikmeter (0^{o}, 760 mm QS) umgerechnet.

Die zu ermittelnden Drucke wurden im allgemeinen als Ueberdrucke gegen Atmosphärendruck gemessen. Nur in jenen Fällen, in denen die Druckunterschiede an aufeinanderfolgenden Meßstellen zu gering waren, um sie mittelbar aus den Ueberdrucken zu bestimmen, wurde die Differenzmessung vorgezogen. Das Schema der Anlage, in dem sämtliche Meßstellen eingetragen sind, zeigt Bild 1.

A. Messungen am Wassergasgenerator und -wäscher.

Die Untersuchung wurde am Generator 2 während des Gasens vorgenommen. Die Blende zur Messung der erzeugten Wassergasmenge war in der geraden Sammelleitung nach dem Eintrittsstutzen des Wassergases eingebaut. Der Generator 1 war z.Zt. der Messungen wegen Instandsetzungsarbeiten ausser Betrieb. Die Lage der Dampfblende und der Druckmeßstellen ist aus dem Schema der Anlage ersichtlich. Es wurden gemessen:

P_1 Druck unten am Generator

P_2 Druck oben am Generator
P_3 Druck vor der Tauchung des Wäschers
P_4 Druck nach der Tauchung des Wäschers
P_5 Druck nach dem Wäscher (nach Krümmer und Schieber)
P_{DI} Frischdampfdruck vor Ventil
D_I Dampfmenge
V_1 Wassergasmenge in Betriebskubikmeter/h (V_{1o} in Normalkubikmeter, 0°C, 760 mm QS)
t_1 Temperatur des Wassergases nach Wäscher (vor Meßblende)
Zusammensetzung des Wassergases während einer Gasung.

Die Betriebsweise der Generatoren ist derart, dass während des eine Minute dauernden Blasens die Koksfüllung durch die von unten eintretende Gebläseluft auf die notwendige Temperatur aufgeheizt wird. Bei der darauf folgenden Gasung von 4 Minuten Dauer wird der Dampf bei zwei Perioden von unten und bei einer Periode von oben dem Generator zugeführt. Dadurch soll erreicht werden, dass einerseits die Füllung in ihrem unteren Teil nicht zu sehr auskühlt, andererseits der Rost aber auch keiner zu hohen Wärmebelastung ausgesetzt ist. Es war zu erwarten, dass durch den schwankenden Frischdampfdruck, durch die aus dem Zusammenspiel der Generatoren sich ergebenden Druckschwankungen und des durch die Handbedienung der Generatoren nicht völlig auszuschaltenden individuellen Einflusses des Bedienungspersonals sich keine reproduzierbaren Arbeitsspiele ergeben konnten. Für die Ermittlung von Druckverlusten ist dies zwar keineswegs erforderlich, es entfällt aber damit die Möglichkeit einer Mittelwertsbildung für den Verlauf der während der Gasungszeit gemessenen Drucke und Mengen.

In Bild 2 und 3 ist der Verlauf der gemessenen Drucke und Wassergasmenge wiedergegeben und zwar wurde bei Bild 2 der Dampf von unten, bei Bild 3 von oben eingeblasen. Der steile Anfang sämtlicher Kurven während des Oeffnens des Dampfventils, der sich mit einfachen Mitteln nicht bestimmen lässt, ist ohne wesentliche Bedeutung. Die Höchstwerte der Ausschläge sämtlicher Manometer wurden stets abgewartet und ermittelt. Die Kurve der je Zeiteinheit erzeugten Wassergasmenge zeigt deutlich durch ihren abfallenden Verlauf den Einfluss der absinkenden Temperatur der Koksfüllung. Während der zeitlich mit nahezu konstanter Menge eingeblasene Dampf bei Beginn der Gasung zum grossen Teil umgesetzt wird, nimmt dieser Anteil mit fortschreitender Zeit rasch ab. Dieser charakteristische Verlauf des augenblicklichen Gasanfalls muss sich auch sämtlichen Druckkurven aufprägen.

Der Druckabfall in der Generatorfüllung lässt sich nur ermitteln, wenn der Dampf dem Generator unten zugeführt wird, da bei umgekehrter Strömungsrichtung ein nega-

tiver Druckverlust gemessen wurde. Die Ursache dieser Erscheinung kann nur darin liegen, dass ein dynamischer Unterdruck mitgemessen wurde. Die bereits bei der Montage der Anlage verlegte Leitung für die Druckmessung oben am Generator (P_2) ist in unmittelbarer Nähe des Dampfeintritts an ein Formstück angeschlossen, in dem nicht übersehbare Strömungsverhältnisse herrschen, wenn der Dampf dem Generator oben zugeführt wird. Der während der Gasungszeit veränderliche Druckabfall in der Koksfüllung kann nicht zwanglos der augenblicklich erzeugten Gasmenge zugeordnet werden, da er nicht allein von dieser, sondern auch von dem längs des Strömungsweges veränderlichen Dampfanteil und dem Zustand des Generators - Abbrand der Koksfüllung, zunehmende Verschlackung - abhängig ist. Dagegen lässt sich für die übrigen Druckverluste die Abhängigkeit von der jeweiligen Gasmenge bestimmen. Bild 4 zeigt den aus mehreren Meßreihen ermittelten Verlauf der unmittelbar gemessenen Druckverluste in Tauchung und Wäscher über der Gasmenge. Wie ersichtlich, wird der Druckabfall beim Durchtritt der Gase durch die Tauchung des Wäschers von der Menge praktisch nicht beeinflusst. Er beträgt $\Delta P_{3-4} \approx 310$ mm WS und ist grösser als die Eintauchtiefe des Tauchrohrs (einschliesslich gezahntem Rand) von 175 mm. Die Nachprüfung dieses Maßes war leider nicht möglich. Vielleicht ist der hohe Druckverlust auch in einer teilweisen Verstopfung der Austrittsöffnung mit Koksstücken zu suchen, die der Wassergasstrom aus dem Generator mitreißt, sowie in dem zusätzlichen Ueberdruck, der zur Ueberwindung der Oberflächenspannung bei der Blasenbildung notwendig ist. In der geringen Neigung scheint sich die mit wachsender Gasmenge zunehmende Durchsetzung des Wassers mit Gasblasen bemerkbar zu machen, deren Einfluss durch den steigenden Druckverlust in den zwischen den Meßstellen liegenden Krümmern nahezu kompensiert wird. Die Temperatur des Wassergases nach dem Wäscher lag stets zwischen 12 und 16°C.

In welch hohem Maße die während der Gasung augenblicklich und insgesamt erzeugte Wassergasmenge Aenderungen unterworfen ist, geht aus Bild 5 hervor. Ihr Zustandekommen ist sowohl der nicht immer gleich hohen Anfangstemperatur, infolge der Schwankungen des Winddruckes durch Zu- und Abschalten anderer Generatoren, als auch der veränderlichen Dampfmenge und dem jeweiligen Zustand des Generators zuzuschreiben. Die Untersuchung über die Auswirkung dieser Einflussgrössen fiel nicht in den Rahmen der auszuführenden Messungen und hätte einer weit grösseren Zahl von Versuchen bedurft. Es konnte lediglich die Abhängigkeit der Wassergasmenge vom aufgewendeten Dampfgewicht in groben Zügen festgestellt werden. In der folgenden Tabelle finden sich hierüber einige Zahlenwerte:

Nr.	Zugeführte Dampfmenge kg/4 min	Erzeugte Wassergasmenge Nm^3/4 min	Dampfmenge / Wassergasmenge kg/Nm^3
1	69,7	136	0,512
2	84,8	156	0,544
3	89,0	178	0,500
4	93,1	175	0,532
5	99,0	126	0,785
6	103,5	118	0,876.

Der Vergleich zwischen zugeführter Dampfmenge und erzeugtem Wassergasvolumen zeigt, dass bei einer gewissen Dampfmenge die Wassergasmenge einen Höchstwert erreicht. Bei zu geringem Dampfgewicht wird die Kapazität des Generators nicht erschöpft, während der nicht umsetzbare Anteil einer über den stets notwendigen Dampfüberschuss hinausgehenden Dampfmenge die Füllung unnötig abkühlt und das anschliessende, eine Minute dauernde Blasen zum Aufheizen u.U. nicht ausreicht. Ob das auf das erzeugte Wassergas bezogene Dampfgewicht tatsächlich ein Minimum durchläuft, scheint etwas fragwürdig, weil eher anzunehmen ist, dass dieser spez. Dampfverbrauch vom theoretischen Mindestwert von 0,4 kg/Nm^3 mit wachsender Dampfmenge zunimmt. Der zu geringe Druckunterschied an der Dampfmeßblende in diesem Belastungsbereich des Generators und die daraus sich ergebende Unsicherheit in der Bestimmung der Menge dürfte wohl die Ursache hierfür sein. Ueberraschend ist, dass der spezifische Dampfverbrauch des Generators bei der höchsten erzeugten Wassergasmenge von 175 - 178 Nm^3/Gasung mit 0,5 - 0,53 niedriger liegt als der an zahlreichen anderen Anlagen gemessene Wert von 0,65 - 0,75 kg Dampf/Nm^3. Als unbeabsichtigtes Ergebnis dieser Untersuchung wurde anhand der Mengenmessung der Einbau zweier Lochscheiben in die oben und unten am Generator angeschlossenen Dampfleitungen festgestellt, die dem Bedienungspersonal ein vollständiges Oeffnen der Dampfventile erlaubten. Das Vorhandensein dieser Scheiben war dem Betrieb nicht bekannt. Der Einbau derartiger Lochscheiben ist zwar zur bequemeren Bedienung der Dampfventile durchaus angebracht, solange der Frischdampfdruck sich nicht ändert. Bei dem oft beobachteten starken Absinken dieses Druckes wurde damit aber die Gaserzeugung mitunter merklich verringert.

Um bei der Mengenmessung eine etwaige Aenderung der Gasdichte berücksichtigen zu können und zur weiteren Beurteilung des Generators wurden schliesslich noch Analysen des Wassergases ausgeführt. Zur Entnahme der Proben nach dem Wäscher diente die im Bild 6 aufgezeichnete Vorrichtung. Insgesamt wurden 7 Proben entnommen mit je 40 Sekunden zeitlichem Abstand; die erste bei Beginn der Gasung. Jeder Kolben von 250 cm^3 Inhalt wurde während 40 Sekunden vom Wassergas durchströmt und im Zeitpunkt der Probeentnahme mittels Schlauchklemme abgesperrt, worauf der

nächste Kolben geöffnet wurde. Ein ausreichendes Durchspülen der Kolben war gesichert, da währenddessen etwa 10 l Wassergas, d.h. der 40fache Kolbeninhalt hindurchströmten. Die Tabelle auf Seite 7 enthält die ermittelten Analysenwerte.+) Die Probenreihen wurden nach dem Entschlacken, nach 3 1/2stündiger Fahrzeit (halbe Fahrzeit) und kurz vor dem Entschlacken entnommen. Leider liessen sich mit den vorhandenen Schlauchklemmen die Probekolben nicht immer dicht verschliessen, was meist erst am Ergebnis der Analyse sichtbar wurde. Hierin liegt der Grund für die oft sehr hohen Sauerstoff- und Stickstoffgehalte. Bei den nicht eingetragenen Zahlenwerten war die Undichtheit schon vor Beginn der Analyse erkannt worden. Die Berechnung der Gasdichte ergab, dass deren Wert während der Gasungsdauer sich nur wenig änderte und als Mittelwert $\gamma = 0{,}71$ kg/Nm^3 gesetzt werden kann. Wenn auch die Zahl der ausgeführten Analysenreihen nicht ausreicht um die Aenderung der verschiedenen Gehalte mit fortschreitender Gasungszeit einwandfrei zu beurteilen, so ist doch mit einiger Wahrscheinlichkeit ein Einfluss des Generatorzustandes anzunehmen. Die höchsten Werte an reduzierenden Bestandteilen finden sich meist bei frisch geschlacktem Generator und in einigen Fällen ist sogar der erfahrungsgemäss höchstmögliche Wert von 92 % erreicht worden. Erwähnt sei noch, dass sich die eingeblasene Dampfmenge, die anfängliche Temperatur der Füllung und die Beschickung nicht nur auf die Menge, sondern auch auf die Zusammensetzung des Wassergases auswirken muss. Die vielleicht hoch erscheinenden Sauerstoffgehalte um 1 % sind nicht auf mangelhaften Abschluss oder unzureichendes Durchspülen der Kolben zurückzuführen, da nach Angabe von Herrn Dr. Böttcher solche Sauerstoffgehalte auch gemessen worden sind, wenn die Kolben vor der Probeentnahme mit Wasser gefüllt waren, das durch das Wassergas verdrängt wurde.

B. Druckverlust in der Wassergassammelleitung zwischen Wäscher und Gasometer.

Der Druckabfall im T-Stück, durch welches das Wassergas vom Wäscher der Sammelleitung zuströmt (Bild 7), wurde zwischen den Meßstellen P_5 und P_6 unter Berücksichtigung des bleibenden Druckverlustes in der dazwischenliegenden Wassergasblende gemessen. Es ergaben sich beim größten Gasdurchsatz am Anfang der Gasung nur Druckunterschiede von höchstens 10 mm WS, also von vernachlässigbar kleinem Betrag. Von derselben Größenordnung ist der Druckverlust zwischen den Meßstellen P_6 und P_7, die das T-Stück des Generators 3 einschlossen und im Abstand zweier Generatoren auseinander lagen.

+) Die Analyse der Wassergasproben übernahm Herr Dr. Böttcher, Anorgana Gendorf.

Änderung der Zusammensetzung des Wassergases in Abhängigkeit von der Zeit.

Sekunden		O_2			CO_2			CO			H_2			N_2		
0	A	3,4	1,0	2,0	5,1	6,0	4,2	36,3	34,2	36,6	20,6	30,6	48,0	34,6	18,2	9,2
	B	1,4	1,6	1,0	9,3	11,9	8,6	29,7	24,9	25,8	49,8	54,4	51,2	9,8	27,2	13,4
	C	6,2	1,5	1,0	7,9	1,1	7,6	23,9	37,9	28,9	22,5	50,7	54,2	39,5	11,8	8,3
40	A	0,7	0,2	0,6	1,6	1,2	3,4	44,0	43,2	45,6	47,9	48,8	44,2	5,8	6,6	6,2
	B	1,2	0,6	1,0	4,0	2,3	3,8	39,0	39,8	40,5	46,0	40,8	44,0	9,8	16,5	10,7
	C	—	2,4	1,2	—	4,8	4,2	—	44,0	38,9	—	46,2	45,1	—	2,6	10,6
80	A	1,1	0,8	0,5	1,7	1,5	1,2	43,0	43,8	43,1	48,7	48,1	49,2	5,5	5,8	6,0
	B	0,5	0,4	0,3	3,3	4,5	4,1	41,6	37,7	40,9	49,5	49,8	50,2	5,1	7,6	4,5
	C	1,2	1,0	0,3	6,2	2,9	2,5	38,2	40,3	37,8	47,8	46,0	49,9	6,6	9,8	9,5
120	A	0,0	0,4	1,0	2,0	2,1	3,6	42,7	43,4	40,4	47,6	48,2	40,4	7,7	5,9	14,6
	B	1,9	0,8	1,6	4,0	5,5	5,1	38,8	37,9	38,5	46,4	50,2	48,0	8,9	5,0	6,8
	C	1,3	1,2	0,9	5,1	5,8	1,8	37,4	32,2	41,6	47,0	52,2	45,1	9,2	8,6	10,6
160	A	0,8	0,6	0,4	2,9	2,7	3,4	43,5	43,1	39,8	42,4	48,8	49,6	10,4	4,8	6,8
	B	—	1,6	1,9	—	6,5	6,9	—	31,2	33,0	—	44,5	49,0	—	16,2	9,2
	C	2,5	2,3	1,1	7,1	9,0	3,4	33,2	31,1	39,5	50,8	47,2	46,7	6,4	10,4	9,3
200	A	1,2	0,8	0,7	3,3	3,5	4,1	39,3	40,8	38,0	49,5	48,5	48,6	6,7	6,4	8,6
	B	2,5	2,0	2,2	8,6	8,9	7,9	28,9	26,2	28,0	50,9	48,2	48,9	9,1	14,7	12,0
	C	—	—	1,5	—	—	4,0	—	—	37,1	—	—	48,2	—	—	9,2
240	A	1,2	1,4	1,2	4,0	4,1	6,2	39,1	41,0	36,8	48,6	48,2	47,6	7,1	5,3	8,2
	B	—	1,7	2,0	—	11,4	10,1	—	28,2	28,1	—	51,4	49,8	—	7,3	10,0
	C	3,2	5,1	1,3	9,4	8,9	6,1	28,6	24,1	38,4	49,2	52,9	47,7	9,6	9,0	6,5

A = frisch geschlackter Generator
B = Generator nach 3½ Fahrstunden
C = Generator kurz vor dem Schlacken

gez. Böttcher.

Erheblich grösser ist der Widerstand der Wassergasleitung, die das insgesamt erzeugte Wassergas dem Gasometer zuführt. Gemessen wurden die Drucke an den Stellen P_7 und P_8. Letztere lag unmittelbar vor dem Absperrschieber und Schnellverschluss am Gasometer, deren gesamter Widerstand wiederum aus P_8 und dem bekannten Gasometerdruck von 134 mm WS ermittelt werden konnte. Um möglichst viele Meßpunkte in möglichst weitem Bereich der je Zeiteinheit durch die Leitung strömenden Wassergasmenge zu erhalten, wurden die Messungen in der Weise durchgeführt, dass jeweils ein, zwei und drei Generatoren gleichzeitig gasten. Da nur die vom Generator 2 gelieferte Teilmenge meßbar war und für den Generator 3 bzw. 4 derselbe Verlauf der während einer Gasung erzeugten Menge angenommen werden musste, ergaben sich hieraus unsichere Werte für die Gesamtmenge. Bild 8 zeigt die Kennlinien für die Wassergasleitung und die Absperrorgane vor dem Gasometer. Auffallend ist deren grosser Druckverlust, der zum überwiegenden Teil auf den Schnellverschluss entfällt. Die Druckverluste jener Strömungen, bei denen der Dampfdruck treibende Kraft ist, sind jedoch von geringerer Bedeutung, da sie sich ohne Schwierigkeiten überwinden lassen. Für noch grössere Gasmengen waren die Druckverluste nicht zu messen, weil stets ein Generator wegen der Entschlackung ausfiel und der Generator 1 ausser Betrieb war.

C. Druckverluste in der Wassergasleitung vom Gasometer zu den Wasserstofferzeugern.

Diese Messungen erforderten eine Aenderung der gewohnten Betriebsweise der Wasserstofferzeuger, damit die dem Gasometer entnommene Wassergasmenge in möglichst weiten Grenzen geändert werden konnte. Die sieben betriebsfähigen Erzeuger wurden nach folgender Anordnung gruppenweise gefahren:

Messung	Arbeitende Erzeuger
1	6
2	1 5 6 7 8 9 10
3	8 9
4	1 5 6 7 8 9
5	7 8 9
6	5 6 7 8 9
7	6 7 8 9

Hierdurch wurde erreicht, dass die Wasserstofferzeugung mit Rücksicht auf die Abnehmerbetriebe im Mittel gleich gross blieb, die verbrauchte Wassergasmenge aber bei anderer Reihenfolge der Messungen sich immer nur um den Bedarf eines Erzeugers erhöhte. Es war darauf zu achten, dass die gleichzeitig betriebenen Erzeuger im Ablauf ihrer Arbeitsspiele - Reduzieren und Gasen - zeitlich miteinander übereinstimmten.

In Bild 9 ist der untersuchte Teil der Anlage mit den Meßstellen aufgezeichnet. Zur Messung der gesamten Wassergasmenge war nach dem Gebläse eine Meßblende eingebaut, deren Bohrung zur genauen Ermittlung der Menge leider zu gross war. Nur die vom Erzeuger 6 verbrauchte Wassergasmenge konnte mittels einer besonderen Meßblende gemessen werden. In der Verteilleitung, an die die Erzeuger angeschlossen sind, lagen die beiden Druckmeßstellen P_{11a} und P_{11} im Abstand zweier Erzeuger. Der gemessene Druckabfall längs dieser Meßstrecke bei verschiedener durchgesetzter Gasmenge erlaubt dann, den Widerstand für ein ganzzähliges Vielfache dieser Länge auch bei streckenweise beliebig abnehmender Durchsatzmenge additiv daraus zusammenzusetzen. Gemessen wurden

P_9	Druck in der Wassergasleitung vor dem Gebläse
P_{10}	Druck in der Wassergasleitung nach dem Gebläse
ΔP_{11a-11}	Druckabfall längs der Meßstrecke in der Verteilleitung
P_{11}	Druck in der Verteilleitung am Ende der Meßstrecke
V_2	Gesamte Wassergasmenge nach Gebläse
V_3	Wassergasmenge zum Erzeuger 6
V_H	Erzeugte Wasserstoffmenge (gemessen mit Aerzener Drehkolbenmesser).

In Bild 10 ist der Verlauf der gemessenen Drucke in Abhängigkeit von der Gasmenge dargestellt. Wie die Kurve für ΔP_{10-11} zeigt, stieg beim Zuschalten der Erzeuger 1 und 10 der Druckverlust nicht mehr weiter, sondern sank eher um einen geringen Betrag. Diese Tatsache führte zu dem Schluss, dass dieser Druckverlust zum überwiegenden Teil im T-Stück beim Einströmen des Wassergases in die Verteilleitung zustande kommt. Der Druck P_9 vor dem Gebläse sinkt stark ab und eine weitere Steigerung der Menge ist wegen der Gefahr der Unterdruckbildung nicht möglich. Der Unterschied der Drucke P_9 und P_{10} ergibt unmittelbar die äussere Charakteristik (mit Einschluss der Absperrschieber und Krümmer) des Gebläses. Bild 11 zeigt sie im Bereich der geförderten Gasmenge sowie die durch die Lieferfirma ermittelte Kennlinie. Der Verlauf des Druckabfalls ΔP_{11a-11} längs der Meßstrecke ist in Bild 12 über der Wassergasmenge aufgetragen. Das Zuschalten der Erzeuger 1 und 10 (Messung 4 und 2) ändert den Druckverlust gegenüber Messung 6 nicht, weil sie am andern Ast der Verteilleitung liegen. Diese beiden Messungen sind daher lediglich als Kontrollmessungen zu bewerten.

D. Messungen an den Wasserstofferzeugern.

An der stufenweise erhöhten Wassergasmenge (Bild 12) fällt auf, dass sie nicht um den gleichen Betrag für jeden mitgefahrenen Erzeuger zunahm. Da bei allen Erzeugern die Verstellhebel des Wassergashahns auf denselben Skalenwert einge-

stellt wurden, zeigt sich hieraus, dass damit noch keine Gewähr für gleiche Hahnstellungen und gleiche Wassergasmengen gegeben ist, Ausserdem macht sich der mit zunehmender Menge stark absinkende Druck P_{11} (Bild 10) auf die je Erzeuger entfallende Wassergasmenge deutlich bemerkbar. Beide genannten Gründe zwingen zum Anbau eines Meßgerätes an jeden Erzeuger, um die während des Reduzierens zuzuführende Wassergasmenge auf einen vorgeschriebenen Wert regeln zu können.

Diese unterschiedliche Wassergasaufnahme je Erzeuger muss sich zwangsläufig auch in der Wasserstofferzeugung bemerkbar machen. Die anfallende Wasserstoffmenge wurde während der unmittelbar auf das gruppenweise Reduzieren der Erzeuger folgenden Gasung am Drehkolbenmesser (nach der Reinigeranlage) gemessen. Ihr Verlauf ist in Bild 13 wiedergegeben. Bei der zu erzeugenden Wasserstoffmenge von 2600 Nm^3/h, für die die Anlage gebaut wurde, entfällt auf die Arbeitsperiode (10 Minuten Reduzieren + 5 Minuten Gasen = 15 Minuten) eines Erzeugers eine Wasserstoffmenge von 65 Nm^3 oder rund 71 Bm^3. Nach Bild 13 hat der Erzeuger 6 beim alleinigen Betrieb (Messung 1) diese Menge auch erreicht. Dagegen ist bei sieben gleichzeitig gefahrenen Erzeugern im Mittel die je Erzeuger gelieferte Wasserstoffmenge nur noch 40,5 Bm^3, d.h. dass im Durchschnitt jeder Erzeuger nur zu 62 % ausgenützt war. Bei der üblichen Betriebsweise sind die Arbeitsspiele der einzelnen Erzeuger zwar gegeneinander zeitlich verschoben, aber es fallen trotzdem zeitweise sechs oder sieben gleichzeitig reduzierende Erzeuger zusammen (bei 10 arbeitenden Erzeugern), was somit eine erhebliche Minderleistung der Anlage bedingt. Der Verlauf der gelieferten Wasserstoffmenge aus Bild 13 lässt bei mehreren gleichzeitig arbeitenden Erzeugern deutlich erkennen, dass während der üblichen Gasungszeit von 5 Minuten die Erzeuger noch keineswegs erschöpft waren. Es fällt auf, dass die für einen Erzeuger charakteristische Kurve der Messung 1 bei mehreren zusammenarbeitenden Erzeugern nicht lediglich vergrössert erscheint. Wird aus Bild 12 und 13 die je Nm^3 erzeugten Wasserstoffs verbrauchte Wassergasmenge ermittelt, so ergibt sich bei 7 gleichzeitig arbeitenden Erzeugern ein Mittelwert von 2,4 Nm^3 Wassergas pro Nm^3 Wasserstoff. Mit einem Gehalt des Wassergases von nur 85 % an reduzierenden Bestandteilen [+)] müsste dieser spez. Wassergasverbrauch bei völlig reinem Wasserstoff den Wert 1,18 haben. Wie weit die Beimengungen im Wasserstoff diesen Wert erhöhen, kann hier nicht beurteilt werden. Ein spez. Wassergasverbrauch von 2,4 würde einem Reingehalt des Wasserstoffs von nur rund 50 % entsprechen. Der tatsächliche Gehalt wird sicher viel höher liegen, und die Ursache des hohen spez. Wassergasverbrauches dürfte allein in der verhältnismässig zu langen Reduzier- bzw. zu kurzen Gasungszeit zu suchen sein.

+) Aus den Analysenwerten S. 7 würde sich ein etwas höherer Gehalt ergeben.

Eine Ueberprüfung der Reduzier- und Gasungszeiten erscheint daher im Hinblick auf eine wirtschaftlichere und ergiebigere Betriebsweise notwendig. Hier sei noch ein Ergebnis der erst nachfolgend beschriebenen Messungen vorweggenommen. Von Interesse ist in diesem Zusammenhang noch die verbrauchte Dampfmenge. Sie wurde nur am Erzeuger 6 gemessen, da dieser zur eingehenderen Untersuchung mit Meßblenden versehen war. Der aus mehreren Messungen ermittelte Dampfverbrauch betrug im Mittel 3,4 kg/Nm^3 Wasserstoff. Mit dem früher gefundenen spez. Dampfverbrauch bei der Wassergaserzeugung von etwa 0,50 - 0,87 kg Dampf/Nm^3 Wassergas und einem spez. Wassergasverbrauch von 2,4 Nm^3 Wassergas/Nm^3 Wasserstoff ergibt sich ein gesamter Dampfverbrauch von 4,6 - 5,5 kg Dampf/Nm^3 Wasserstoff, mit dem der von Francke-Werke angegebene Wert von 5,3 kg Dampf/Nm^3 Wasserstoff in Uebereinstimmung steht. Es muss hierbei noch berücksichtigt werden, dass die Lieferfirma für diesen Wert Dampf von 3,5 atü und 200° Ueberhitzung voraussetzt, während der Dampf im Betrieb zwar den vorgeschriebenen Druck hat, aber nur wenig überhitzt ist. Hinsichtlich des gesamten Dampfverbrauches sind die Garantiebedingungen somit erfüllt.

Zur Ermittlung der interessierenden Drucke und Druckverluste in den Wasserstofferzeugern wurde der Erzeuger 6 gewählt, da er am einen Ende der Wassergasverteilleitung lag, in die sich die Blende zur Messung der Wassergasmenge am einfachsten einbauen liess.

Es wurde gemessen:

P_{12}	Wassergasdruck in der Verteilleitung vor Erzeuger
P_{13}	Wassergasdruck vor Rückschlagklappe
P_{14}	Wassergasdruck zwischen Rückschlagklappe und Tauchung
P_{15}	Wassergasdruck nach der Tauchung
P_{16}	Wassergasdruck vor Vorwärmer
P_{17}	Wassergasdruck vor Absperrklappe
P_{18}	Druck am Eingang des Erzeugers (beim Gasen)
P_{19}	Druck oben im Erzeuger
P_{20}	Druck am Ausgang des Erzeugers
P_{21}	Wasserstoffdruck nach der Tauchung
P_{22}	Wasserstoffdruck unten im Wäscher
P_{23}	Wasserstoffdruck oben im Wäscher
P_{24}	Wasserstoffdruck in der Sammelleitung
P_L	Luftdruck vor Blende
V_L	Luftmenge
V_3	Wassergasmenge vor Erzeuger
V_5	Wasserstoffmenge nach Wäscher
D_{II}	Dampfmenge.

Bild 14 zeigt als Beispiel den Verlauf der Drucke und Mengen während einer Arbeitsperiode des Wasserstofferzeugers. Obwohl der Wassergashahn auf einen festen Skalenwert eingestellt war, schwankt die zugeführte Wassergasmenge sowie die Drucke infolge der schon früher erwähnten Druckänderungen in der Verteilleitung durch das Zu- und Abschalten anderer Erzeuger. Ebenso wirkt sich beim Gasen die Regelung der Dampfmenge, insbesondere am Anfang, sowie der anfänglich sehr grosse und schnell absinkende Anfall an Wasserstoff auf die von diesen Mengen beeinflussbaren Drucke aus. Da die Aenderungen der Wassergasmenge verhältnismässig gering sind, lassen sich aus Messungen nach Bild 14 keine Kennlinien für Teilstücke der Rohrleitungen und für Drossel- und Absperrorgane gewinnen. Diese Druckverläufe in Abhängigkeit von der Menge wurden daher aus besonderen Messungen ermittelt. Der Gesamtdruckverlust im Erzeuger für verschiedene Hahnstellungen ist in Bild 15a aufgetragen. Bild 15 b enthält den Druckverlust des Wassergashahnes ΔP_{15-16} sowohl bei voller Oeffnung als auch für verschiedene Drosselstellungen. Der bleibende Druckverlust der zwischen Hahn und Meßstelle P_{16} eingebauten Meßblende wurde dabei berücksichtigt. Die beigeschriebenen Zahlen bedeuten die den Hahnstellungen zugeordneten Skalenwerte am Verstellhebel. Beim Wert 0,25 war der Hahn gerade geschlossen. Die Kurven wurden in der Weise aufgenommen, dass bei unveränderter Hahnstellung der Druck vor dem Hahn durch Drosselung der Wassergasmenge mittels des vor dem Erzeuger liegenden Ventils (vergl. Bild 1) auf verschiedene Beträge eingestellt wurde. Bild 16 zeigt in anschaulicher Weise die Aufteilung des gesamten Druckverlustes des Erzeugers bei stets ganz geöffnetem Wassergashahn. Bei der Messung des Druckabfalls P_{12-13} in der Zweigleitung zum Erzeuger war das Ventil stets ganz geöffnet und die Wassergasmenge wurde durch Verstellen des Hahns gedrosselt. Die Drucksenkung in der Tauchung vor dem Erzeuger erweist sich auch hier wieder als praktisch unabhängig von der Menge, und ist mit rund 150 mm wiederum grösser als die geometrische Eintauchtiefe von 50 mm bzw. 100 mm mit Zacken.

Wasserstoffseitig wäre vielleicht der Druckverlust in der Tauchung von Interesse gewesen. Zufolge der schnell veränderlichen Wasserstoffmenge ergaben sich jedoch hierfür keine zuverlässigen Meßergebnisse. Der Unterschied der Drucke P_{20} und P_{21} im Bild 14 lässt aber auch für diese Tauchung keinen wesentlichen Einfluss der Durchsatzmenge erkennen. Dagegen ist der Druckunterschied $P_{21} - P_{22}$ ohne ersichtlichen Grund von einer beachtlichen Grösse. Der Druckverlust des Wäschers ist mit wenigen Millimetern Wassersäule äusserst gering und vernachlässigbar, ebenso der Widerstand in der Wasserstoffsammelleitung, der wiederum längs einer

dem Wäscherabstand gleichen Rohrlänge gemessen wurde. Aus Bild 14 war der Widerstand des Wäschers nicht zu ermitteln, er wurde daher durch unmittelbare Differenzmessung bestimmt.

In Bild 17 sind für mehrere Messungen die während des Reduzierens dem Erzeuger zugeführten Wassergas- und Luftmengen aufgezeichnet. Die letztere ist notwendig, um das in der Eisenerzfüllung nicht verbrannte Gas zu verbrennen. Bild 18 enthält für dieselben Messungen die während des folgenden Gasens zuströmende Dampf-, sowie die erzeugte Wasserstoffmenge. Das Dampfventil wurde stets soweit geöffnet, dass das am Meßschrank befindliche Manometer für den Druck am Erzeugerausgang seinen grössten ablesbaren Ausschlag erreichte (ca. 850 mm WS). Die Mengenmessung des Wasserstoffs ist ungenau, weil die Wasserstoffblende wegen ihres zu grossen Durchmessers nur geringe Druckunterschiede (wenige Millimeter) ergab und das spez. Gewicht des unreinen Wasserstoffes nicht bekannt war. Es wurde dafür die Dichte eingesetzt, die der Dichteschreiber nach der Reinigeranlage anzeigte ($d \approx 0{,}135$ kg/Nm^3). Durch Planimetrieren der Flächen unter den Kurven wurden daraus die über den jeweiligen Zeitabschnitt zugeführten Wassergas, Luft- und Dampfmengen, sowie die erzeugten Wasserstoffmengen errechnet, aus denen wiederum folgende Mittelwerte gebildet wurden:

Wassergasmenge	pro Periode	V_{WG}	=	135	Nm^3
Luftmenge	" "	V_L	=	118	Nm^3
Dampfmenge	" "	D_{II}	=	205	kg
Wasserstoffmenge	" "	V_H	=	60,7	Nm^3.

Daraus ergibt sich ein spezifischer Wassergasverbrauch von 2,23 Nm^3 Wassergas/Nm^3 Wasserstoff, der mit dem auf Seite 10 für die gesamte Anlage bestimmte Wert von 2,4 nahezu übereinstimmt, sowie der schon früher verwertete spez. Dampfverbrauch von 3,4 kg Dampf pro Nm^3 Wasserstoff. Die Menge der Verbrennungsluft von 118 Nm^3/Periode lässt sich ohne Analyse des Abgases nicht überprüfen. Da 1 Vol. Wassergas (mit 85 % reduzierenden Bestandteilen) zur Verbrennung 0,425 Vol. O_2 oder 2,0 Vol. Luft benötigen, würde die Luftmenge ausreichen, um theoretisch (ohne Luftüberschuss) 59 Nm^3 Wassergas zu verbrennen. Die zugeführte Luftmenge dürfte somit nicht wesentlich zu gross sein. Die geringe Wärmeaufnahme des Wassergases im Vorwärmer bei einer Austrittstemperatur von $t_3 \approx 160^0$ wird daher nicht in einer zu starken Abkühlung der Verbrennungsgase durch zu grossen Luftüberschuss die Ursache haben, sondern in der mit Rücksicht auf den Druckverlust klein gehaltenen Wärmeaustauschfläche.

Auf die Notwendigkeit, die den einzelnen Erzeugern zugeführte Wassergasmenge messen zu können, wurde wiederholt hingewiesen. Ausser bei den an den Enden der

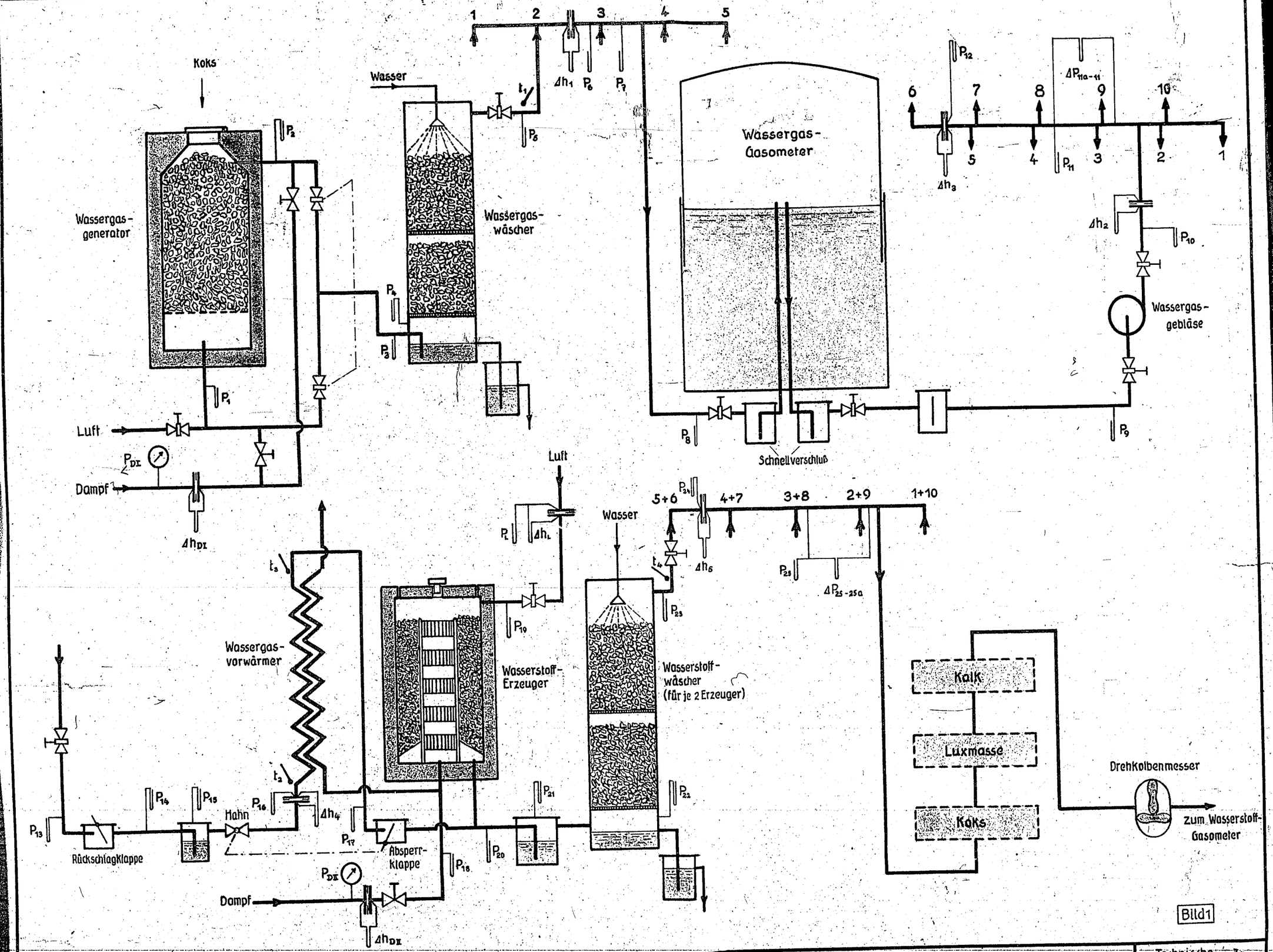
Verteilleitung angeschlossenen Erzeugern ist ein normgerechter Einbau einer Meßblende nicht ohne weiteres möglich, da keine geraden Rohrstücke von genügender Länge vorhanden sind. Es wurde daher versuchsweise in das Verbindungsrohr zwischen Wassergashahn und Vorwärmer eine Blende eingebaut (Blende 4 Bild 1) und auf ihre Eichfähigkeit mittels der Wassergasblende 3 geprüft. Bild 19 zeigt die Eichkurve. Die Meßpunkte wurden während mehrerer Arbeitsperioden aufgenommen, sodass sich die Strömung mehrmals von neuem ausbilden musste. Wie sich aus der Lage der Punkte ergibt, ist die Blende durchaus eichfähig und die Genauigkeit der Ablesung genügt den an eine Betriebsmessung zu stellenden Ansprüchen.

E. Zusammenfassung:

Der vorliegende Bericht enthält die Ergebnisse der an der Wassergasanlage VT 114 der Anorgana Gendorf ausgeführten Messungen. Es war verlangt durch Druckmessungen Konstruktionsunterlagen für die Erweiterung der Anlage zu beschaffen, auf Grund derer die neuen Wassergasgebläse dimensioniert und mit Rücksicht auf die Druckverluste gegebenenfalls Aenderungen an Rohrleitungen vorgenommen werden können. Die interessierenden Drucke bzw. Druckverluste werden in ihrer Abhängigkeit von der Gasmenge ermittelt. Darüberhinaus werden noch einige Zahlenwerte mitgeteilt, die die Wirtschaftlichkeit der Anlage betreffen. Es ergab sich, dass die Garantiebedingungen hinsichtlich des Dampfverbrauches erfüllt sind, die erzeugte Wasserstoffmenge jedoch erheblich niedriger als die Gewährleistung ist. Der Verlauf der während der Gasungszeit laufend erzeugten Wasserstoffmenge (je Zeiteinheit) lässt vermuten, dass die Gasungsdauer auf Kosten der Reduzierdauer erhöht werden kann, wodurch die Anlage wirtschaftlicher arbeiten würde.

Ludwigshafen/Rhein, 18. Januar 1944.

Dr.-Ing. M e i e r .


Koks
Wasser
Wassergas-generator
Wassergas-wäscher
Wassergas-Gasometer
Luft
Dampf
Schnellverschluß
Wassergas-gebläse
Wassergas-vorwärmer
Wasserstoff-Erzeuger
Wasserstoff-wäscher (für je 2 Erzeuger)
Rückschlagklappe
Hahn
Absperr-klappe
Kalk
Luxmasse
Koks
Drehkolbenmesser
Zum Wasserstoff-Gasometer
Bild1
I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen am Rhein
Maßst.
Schema der Anlage
Technische Versuchsgruppe

Wassergasgenerator

Dampfeintritt: unten

Dampfmenge D_1 = 1620 kg/h

Gastemperatur nach Wäscher t_1 = 12,5°

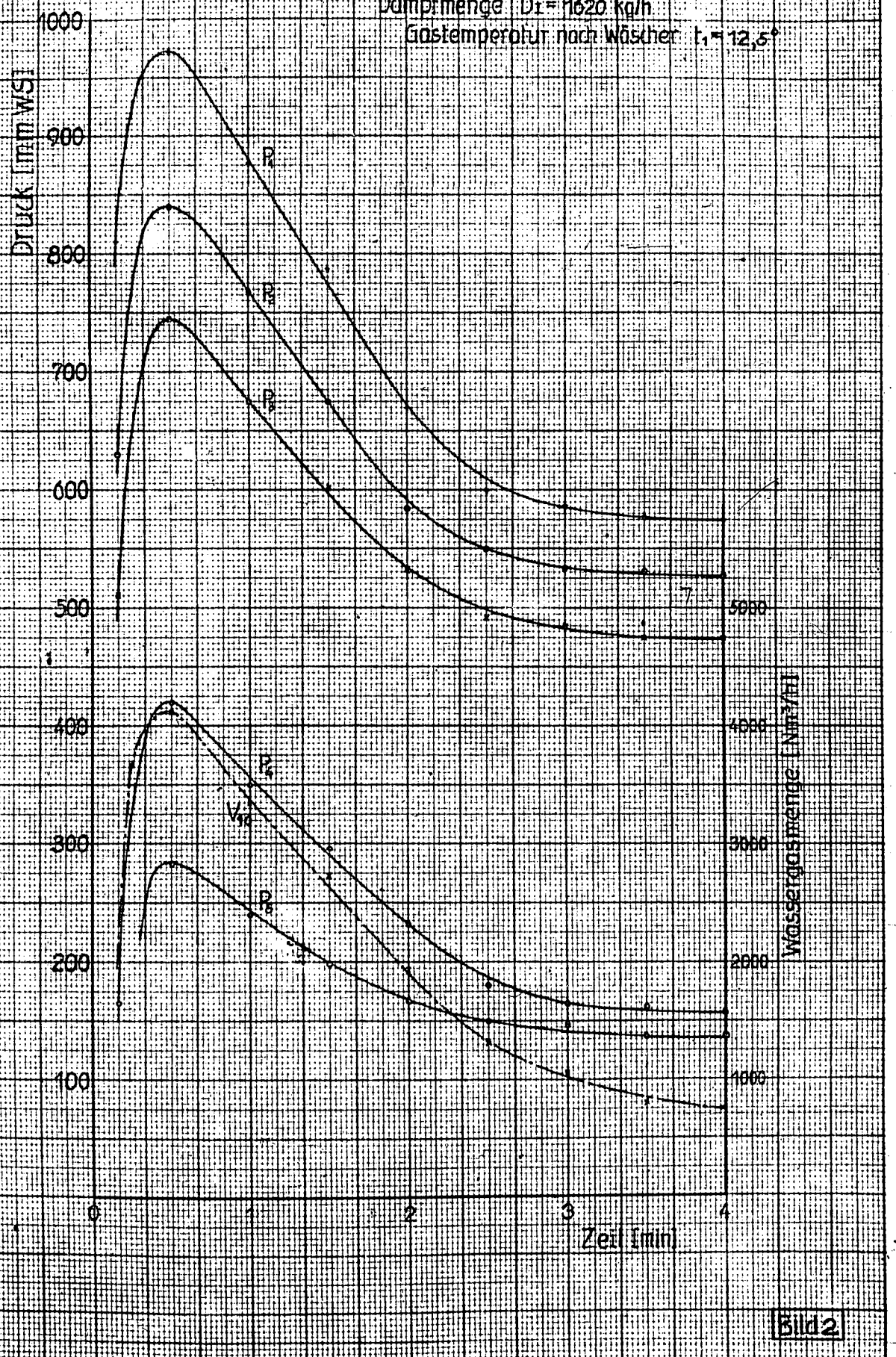


Bild 2

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

Wassergasgenerator

Dampfeintritt: oben

Dampfmenge D_1 = 1700 kg/h

Gastemperatur nach Wäscher t_1 = 12,5°

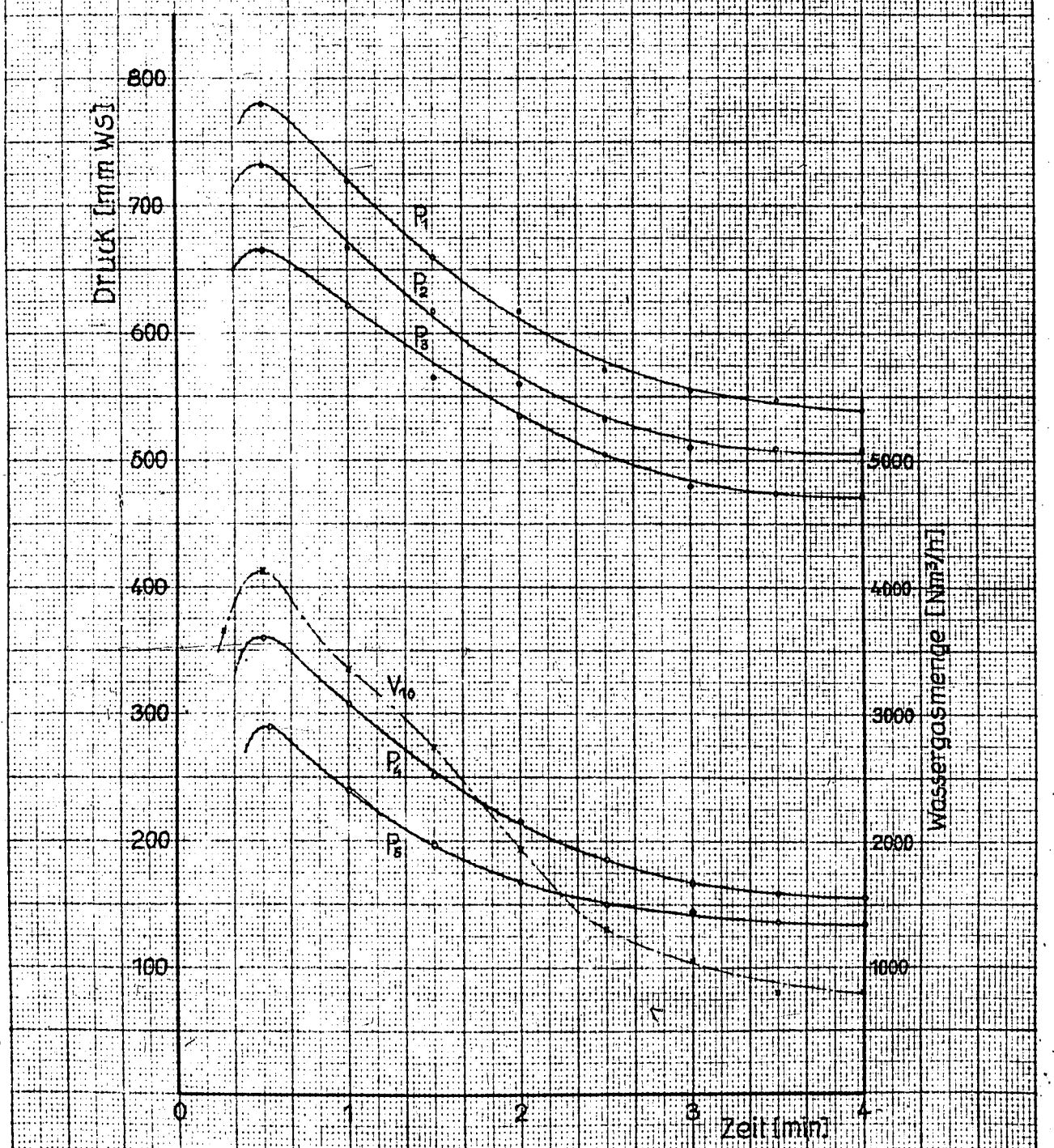


Bild 3

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

Wassergasgenerator

Druckverlust in Tauchung und Wäscher

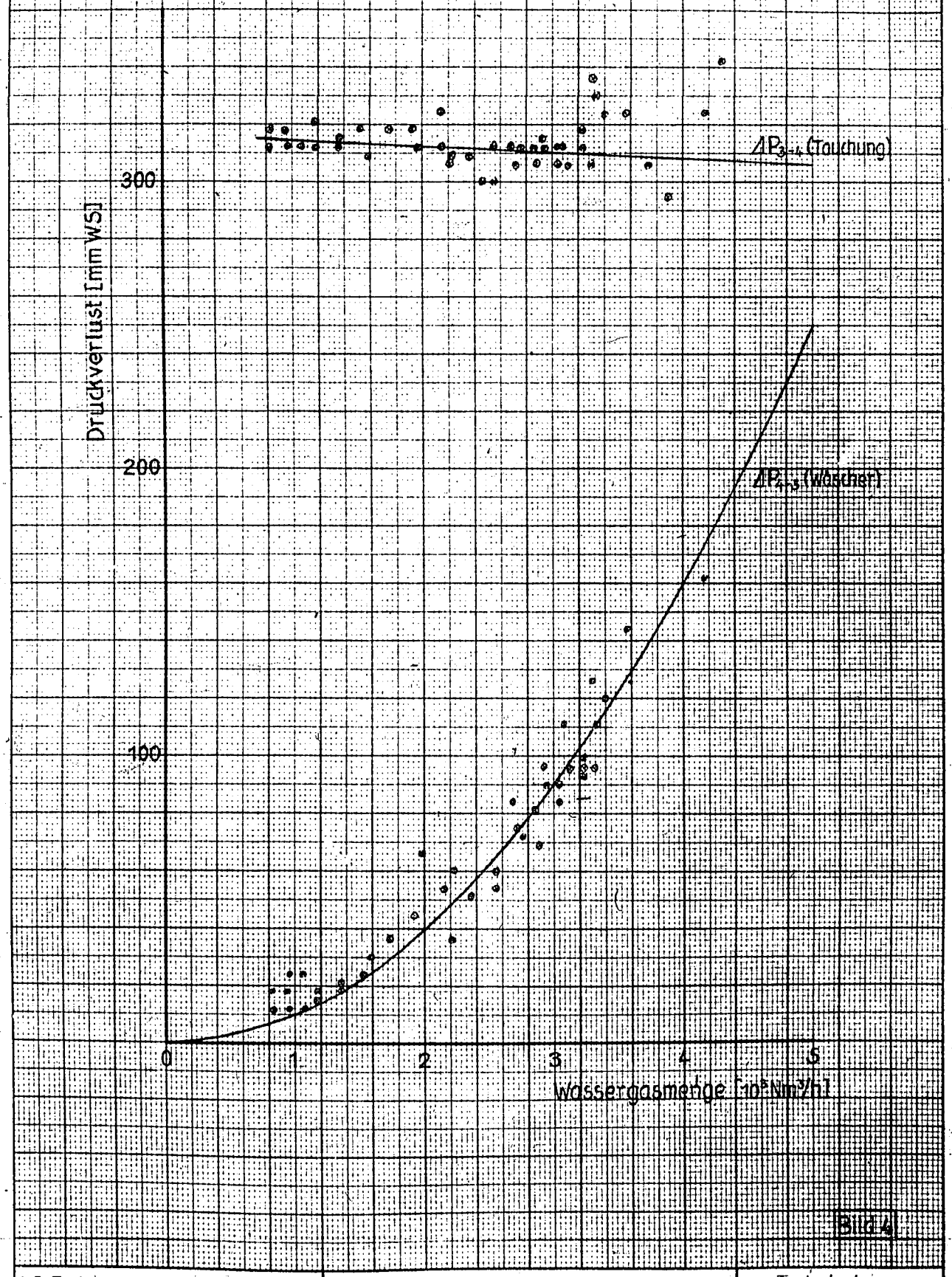


Bild 4

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

Wassergasgenerator

Verlauf der Wassergaserzeugung
für mehrere Messungen

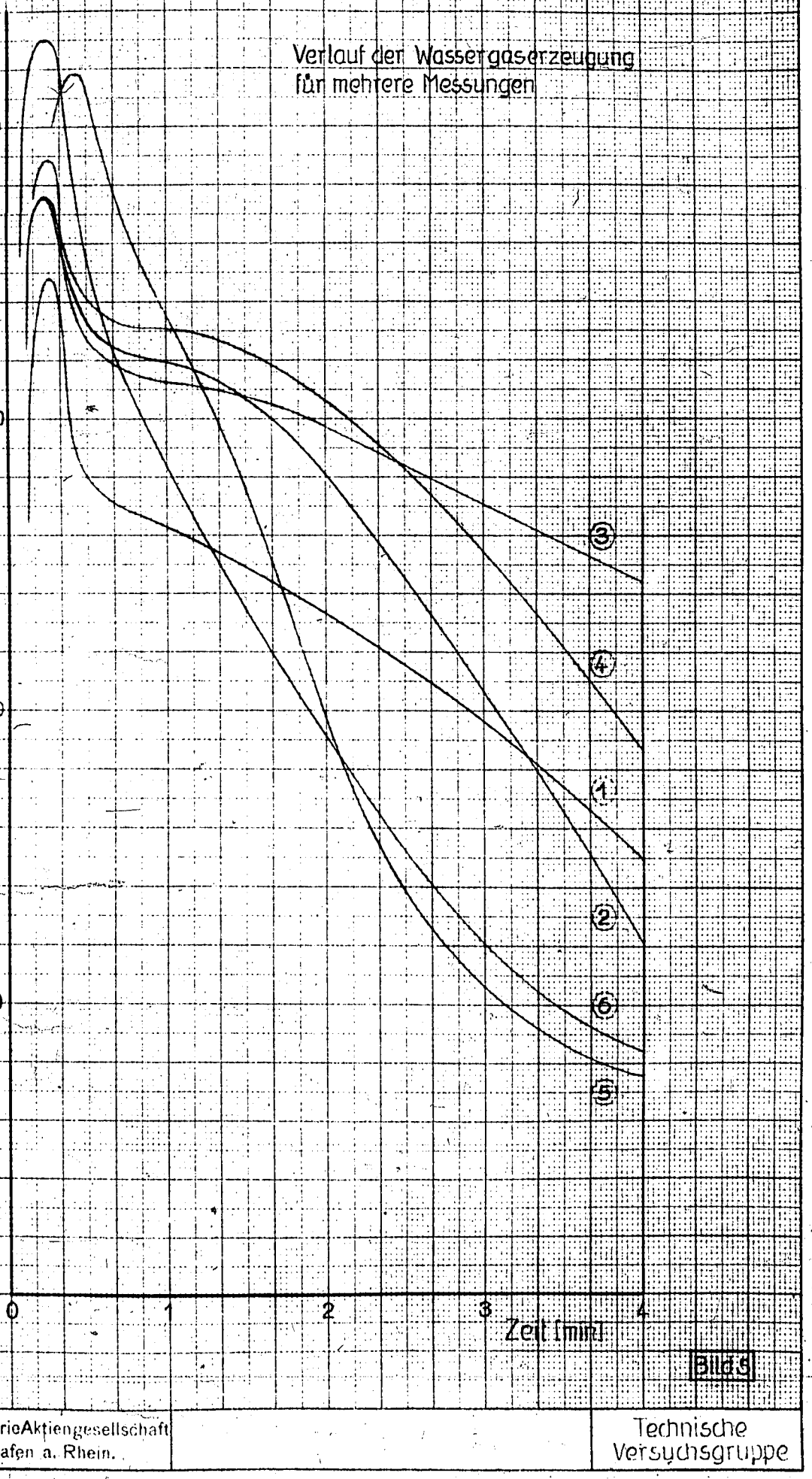


Bild 5

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Technische
Versuchsgruppe

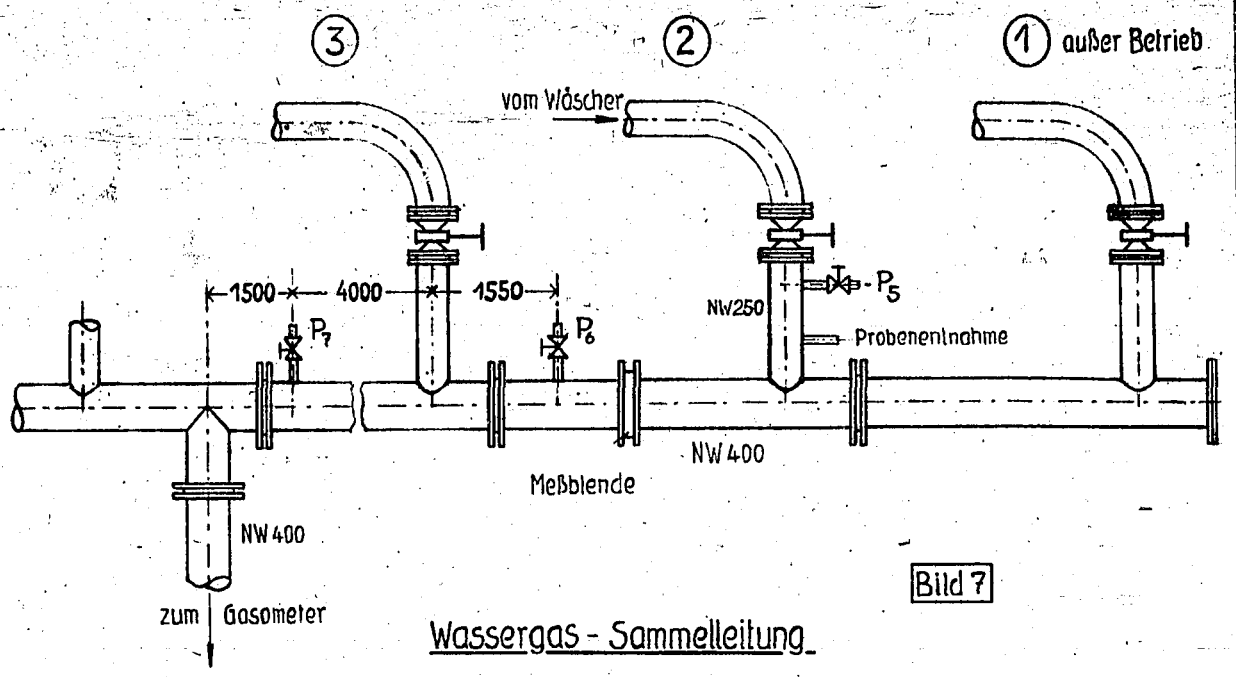


Bild 7

Wassergas - Sammelleitung

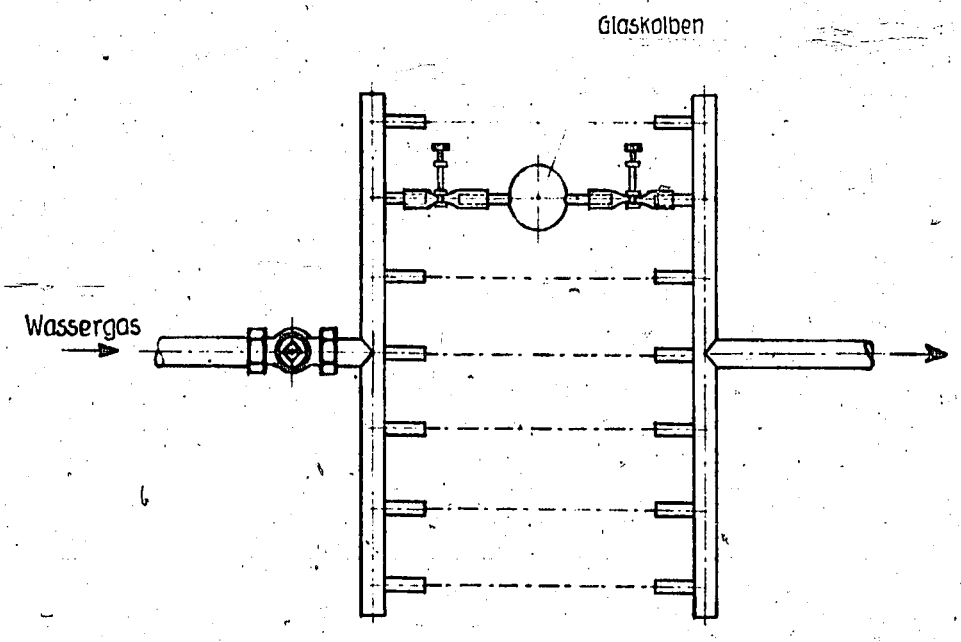


Bild 6

Vorrichtung zur Probenentnahme

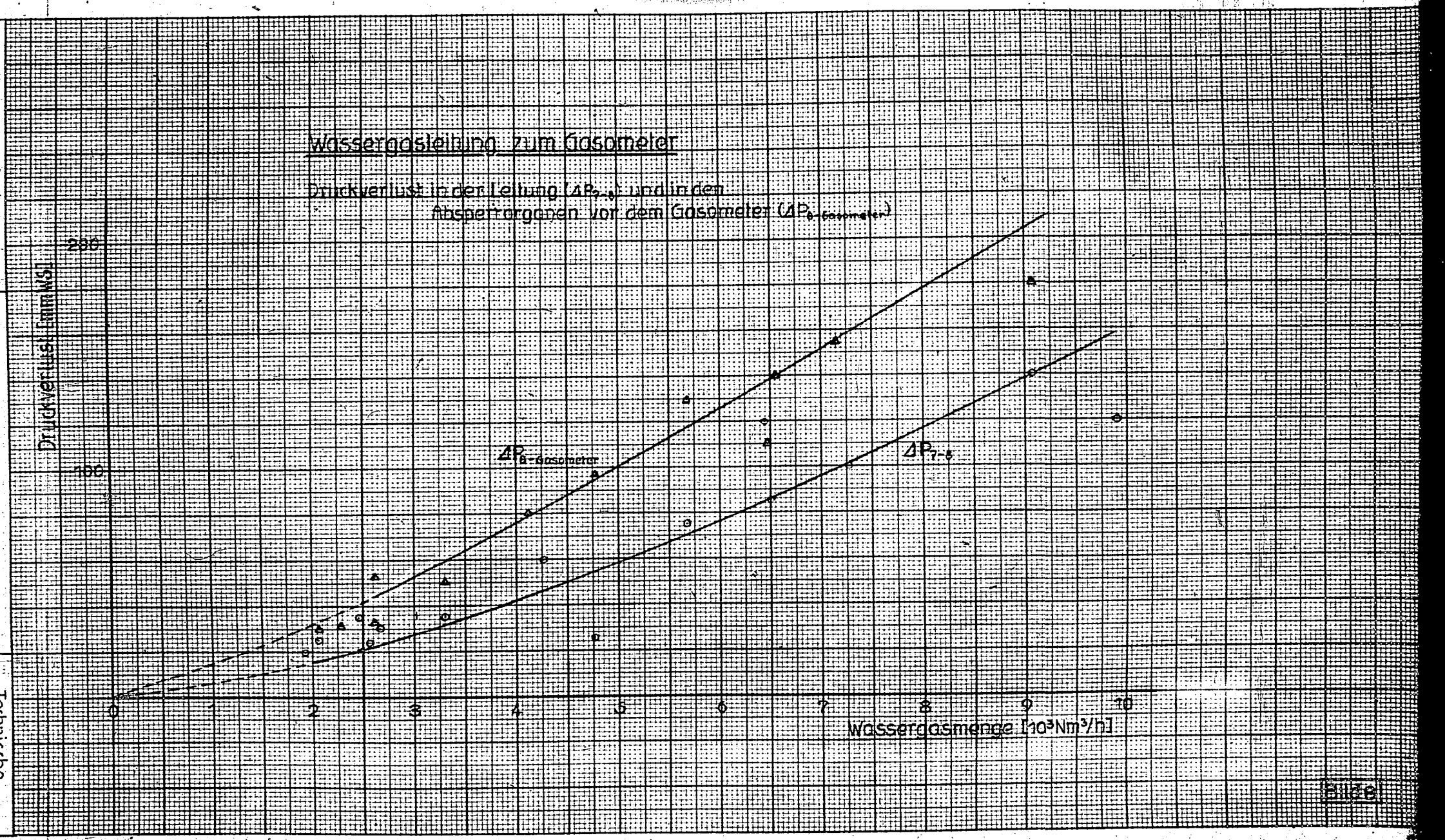
I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Technische Versuchsgruppe

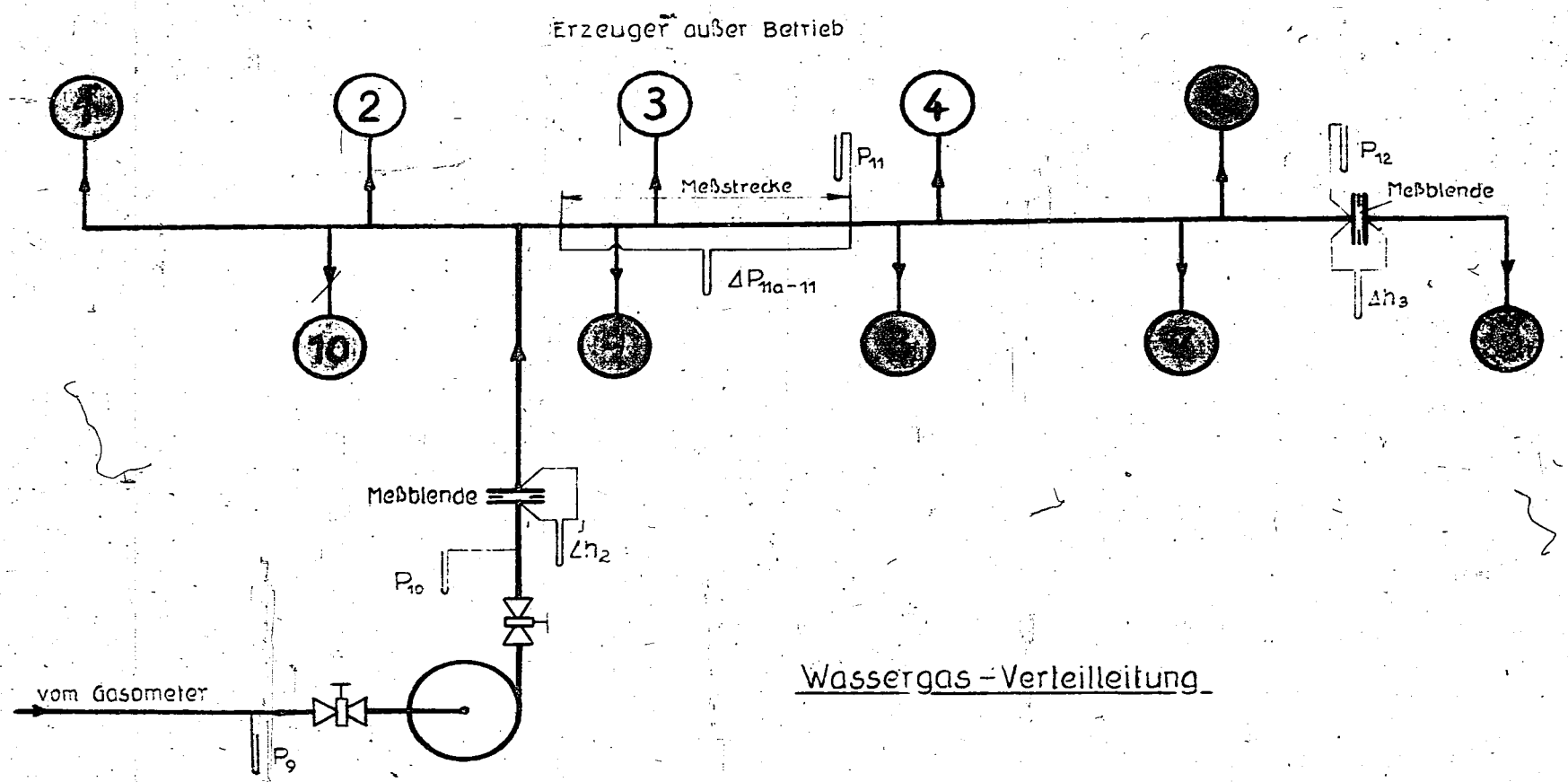
Wassergasleitung zum Gasometer

Druckverlust in der Leitung (ΔP_{7-8}) und in den Absperrorganen vor dem Gasometer ($\Delta P_{8\text{-Gasometer}}$)



Bilzel

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein
Techn. Verfahrensgruppe
Maßst.
Urheberrechtsschutz nach DIN 34



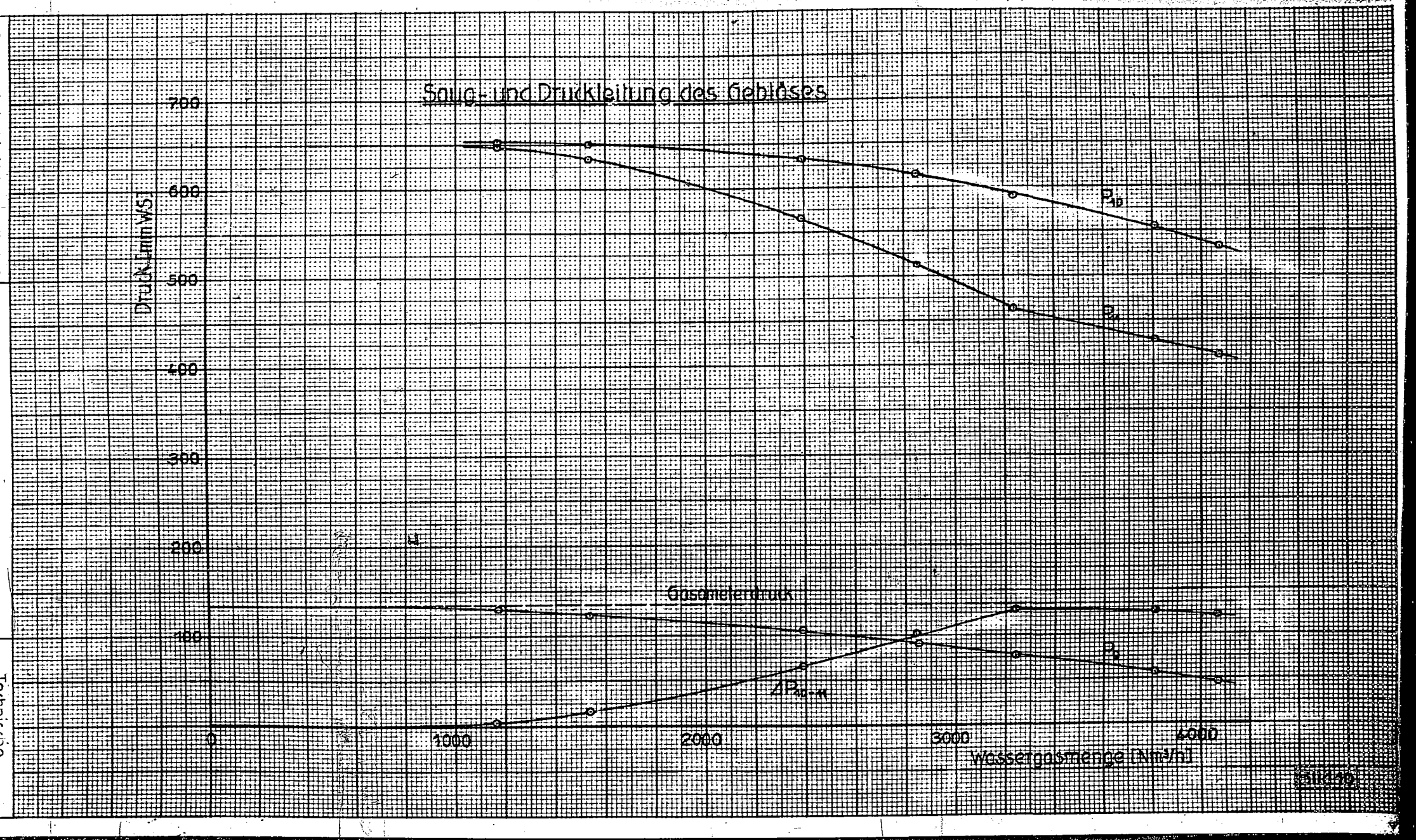
Wassergas-Verteilleitung

Bild 9

I.G.Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Technische Versuchsgruppe

Saug- und Druckleitung des Gebläses

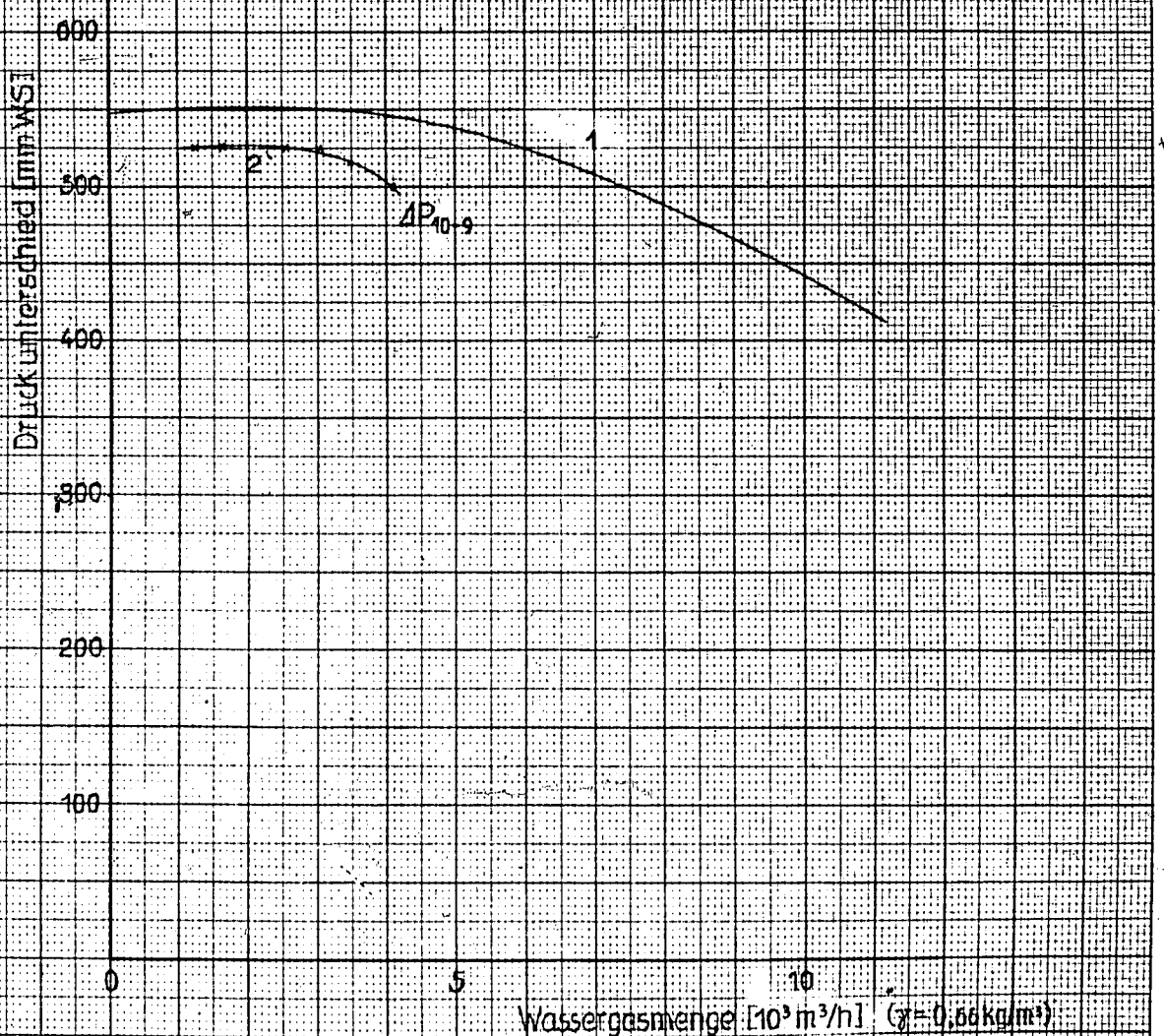


Wassergas - Gebläse

Kennlinie für n = 2900/min

1 durch Lieferfirma ermittelt
2 aus Betriebsmessungen

Ansaugezustand: p = 1,0 ata
t = 15°C



Blatt 1

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

DIN-Format A4 (210 x 297 mm)

Wassergas - Verteilleitung

Druckverlust ΔP_{10-11} längs der Meßstrecke

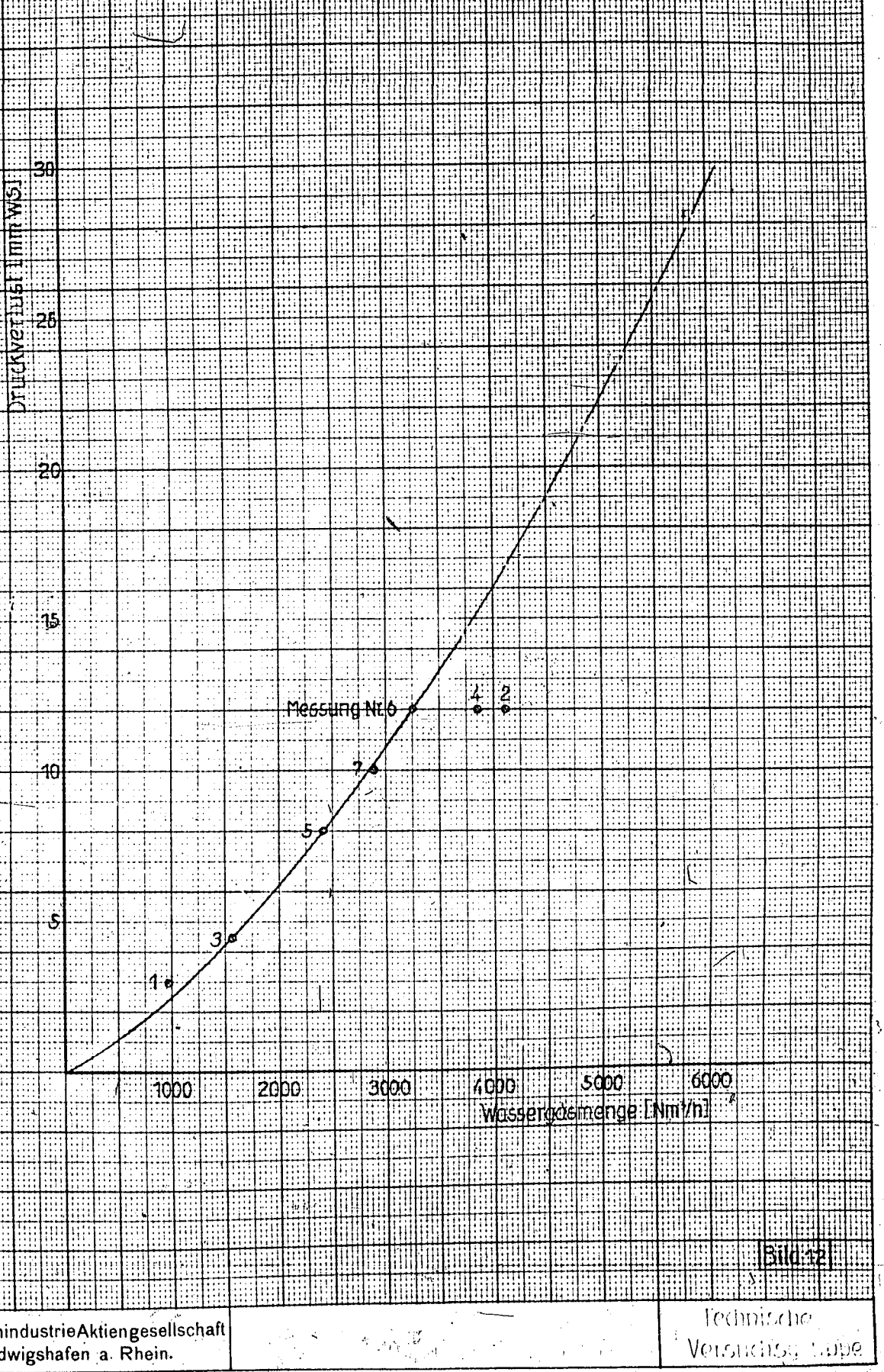


Bild 42

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchs...

Wasserstofferzeugung

bei einem und mehreren gleichzeitig gasenden Erzeugern

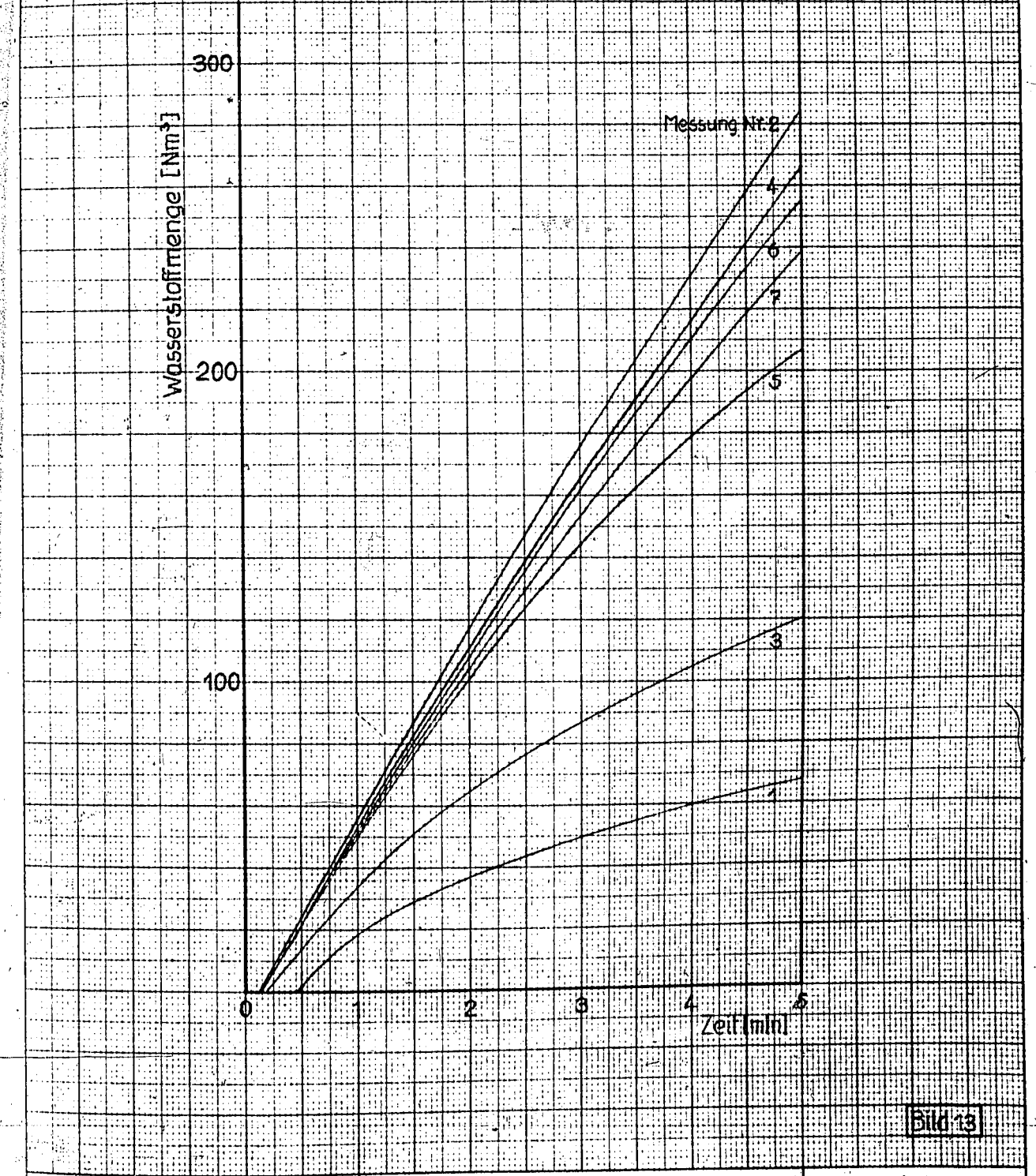


Bild 13

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

DIN-Format A 4 Z (210 × 297 mm)

Wasserstofferzeuger

Verlauf der Drucke und Mengen während eines Arbeitsspiels

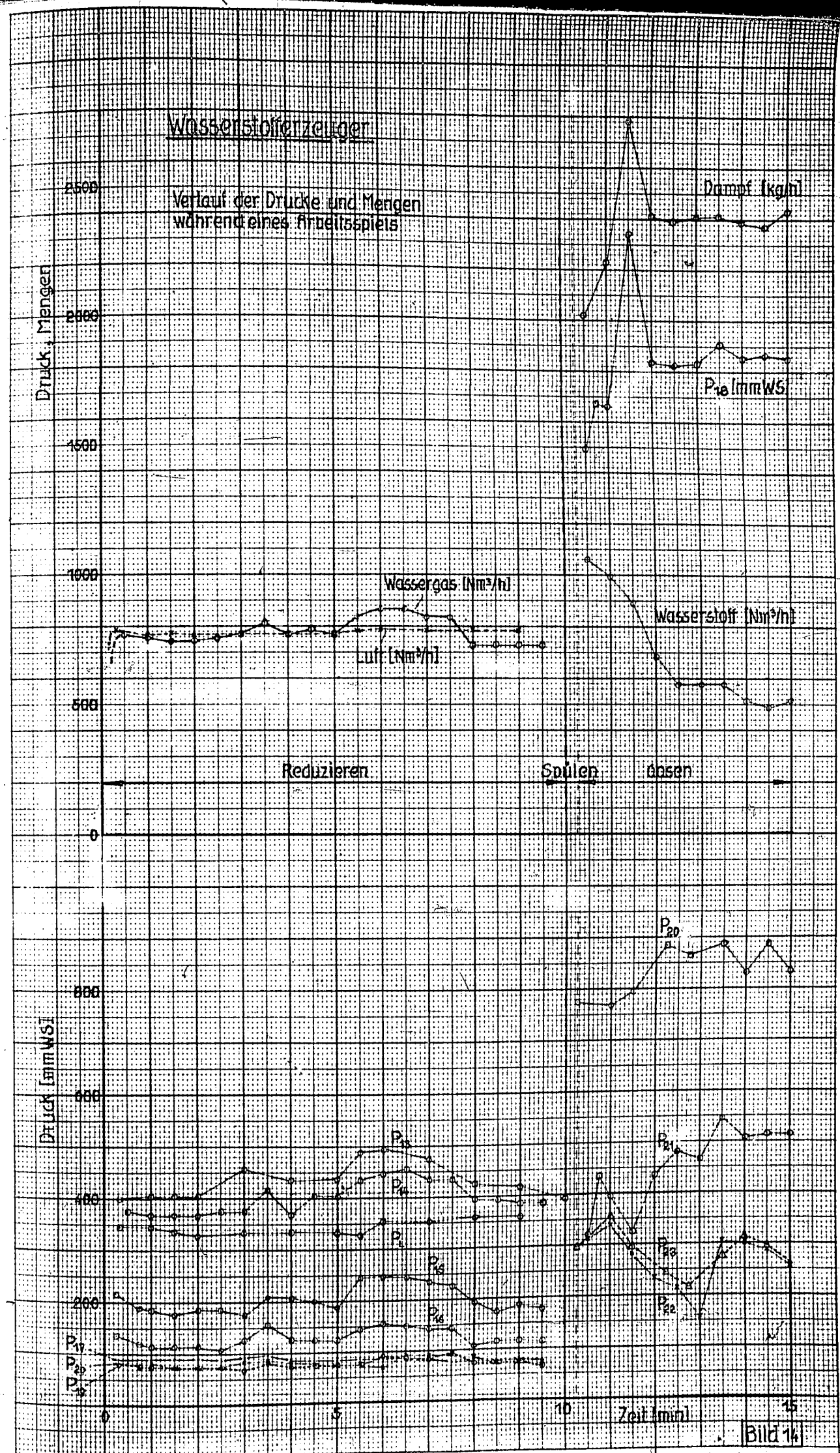


Bild 14

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

Wassererhitzerzeuger 6

Gesamter Druckverlust $P_{ü}$ = Atmosphärendruck
für verschiedene Hahnstellungen

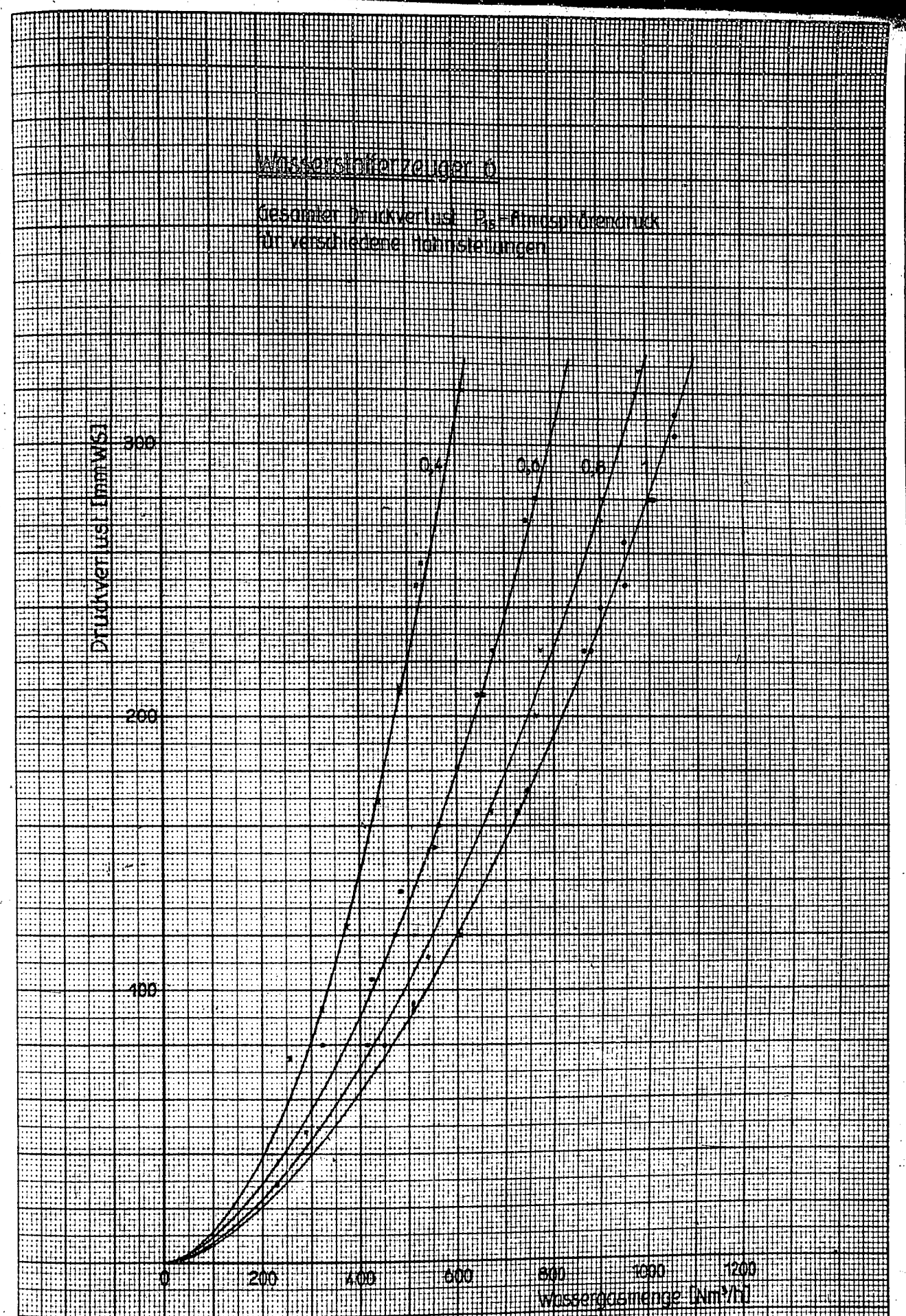


Bild 156

I.G.FarbenindustrieAktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Technische Versuchsgruppe

DIN-Format A4 (210 x 297 mm)

Wassergashahn (Erzeuger 6)

Druckverlust
——— einschließlich
— — — ausschließlich der Meßblende

Die Zahlen bedeuten die Skalenwerte am Verstellhebel

Druckverlust in mm WS

100
80
0
100
200
300
400
500
600
700
800
900
1000
1100

Wassergasmenge Nm³/h

0,4
0,6
0,8

Bild 316

Wassergaserzeuger 6

Aufteilung des gesamten Druckverlustes

Wassergasheim ganz offen

Widerstand der Zweigteilung bei ganz geöffnetem Ventil gemessen

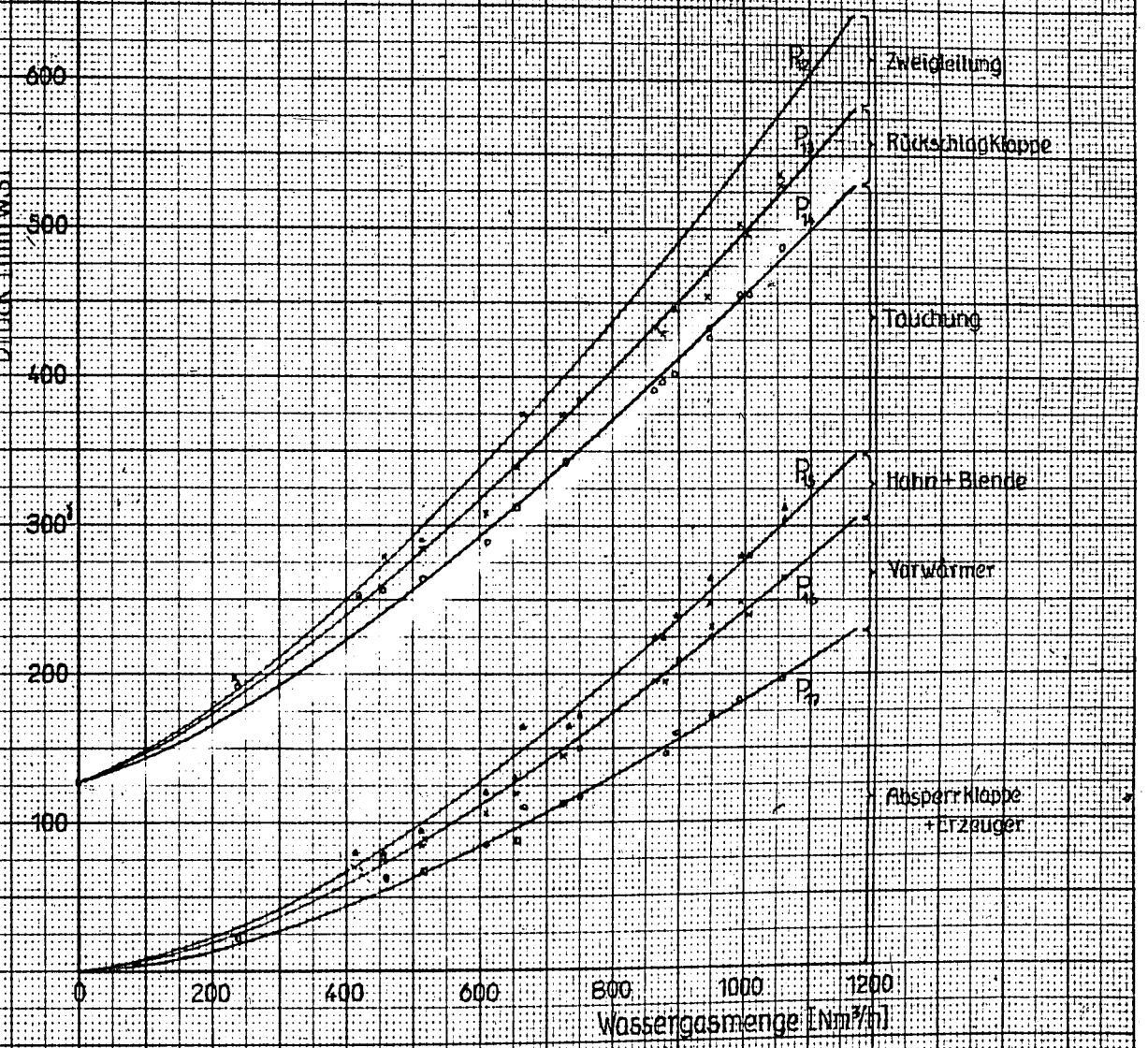


Bild 16

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

DIN-Format A4 Z (210 × 297 mm)

Wasserstoffenzeuger 6

Aufteilung des gesamten Druckverlustes

Wassergashahn ganz offen

Widerstand der Zweigteilung bei ganz geöffnetem Ventil gemessen

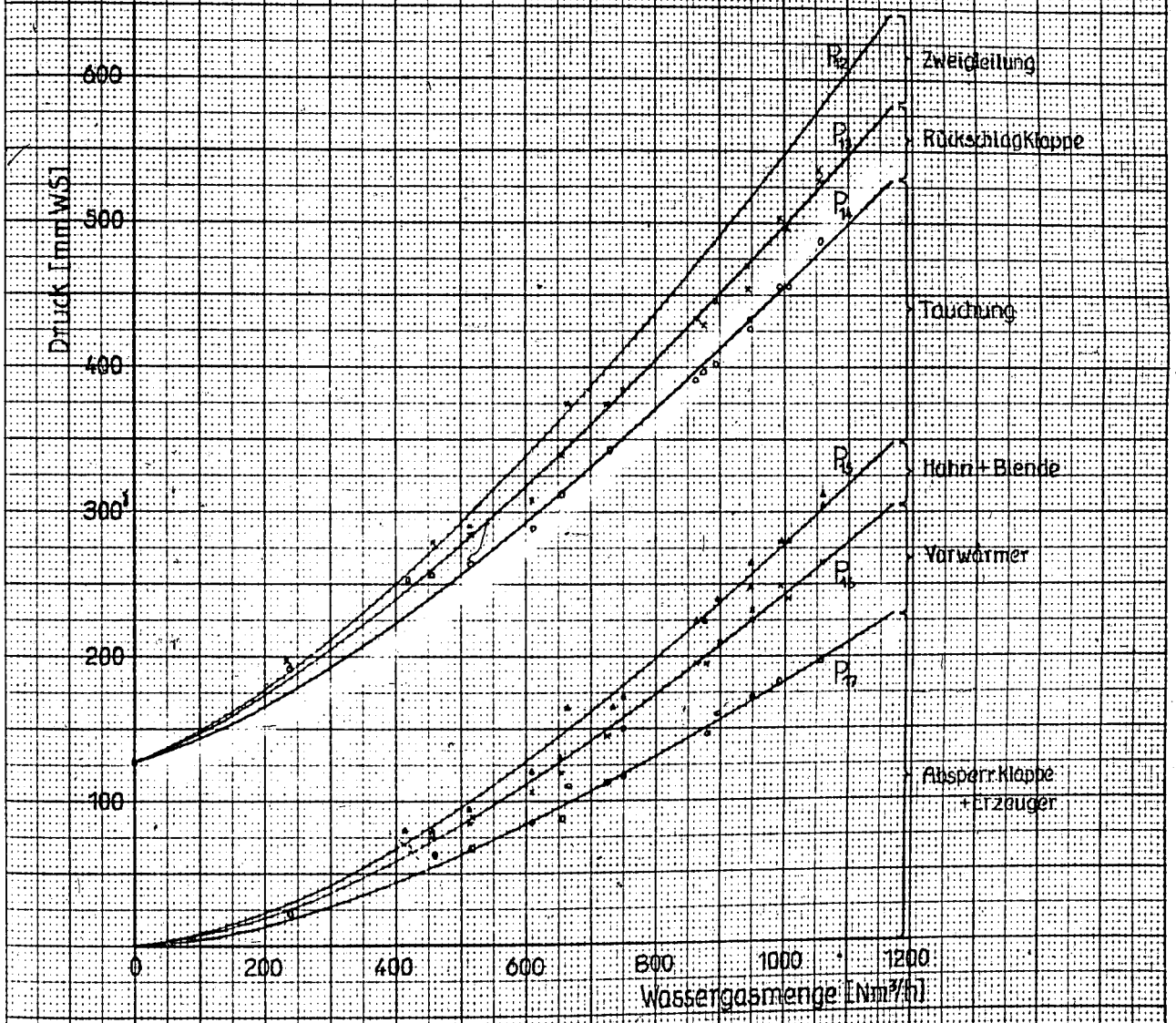


Bild 16

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

DIN-Format A4 Z (210 X 297 mm)

Wasserstofferzeuger 6 (Reduzieren)

Verlauf der Luft- und Wassergaszufuhr bei mehreren Messungen

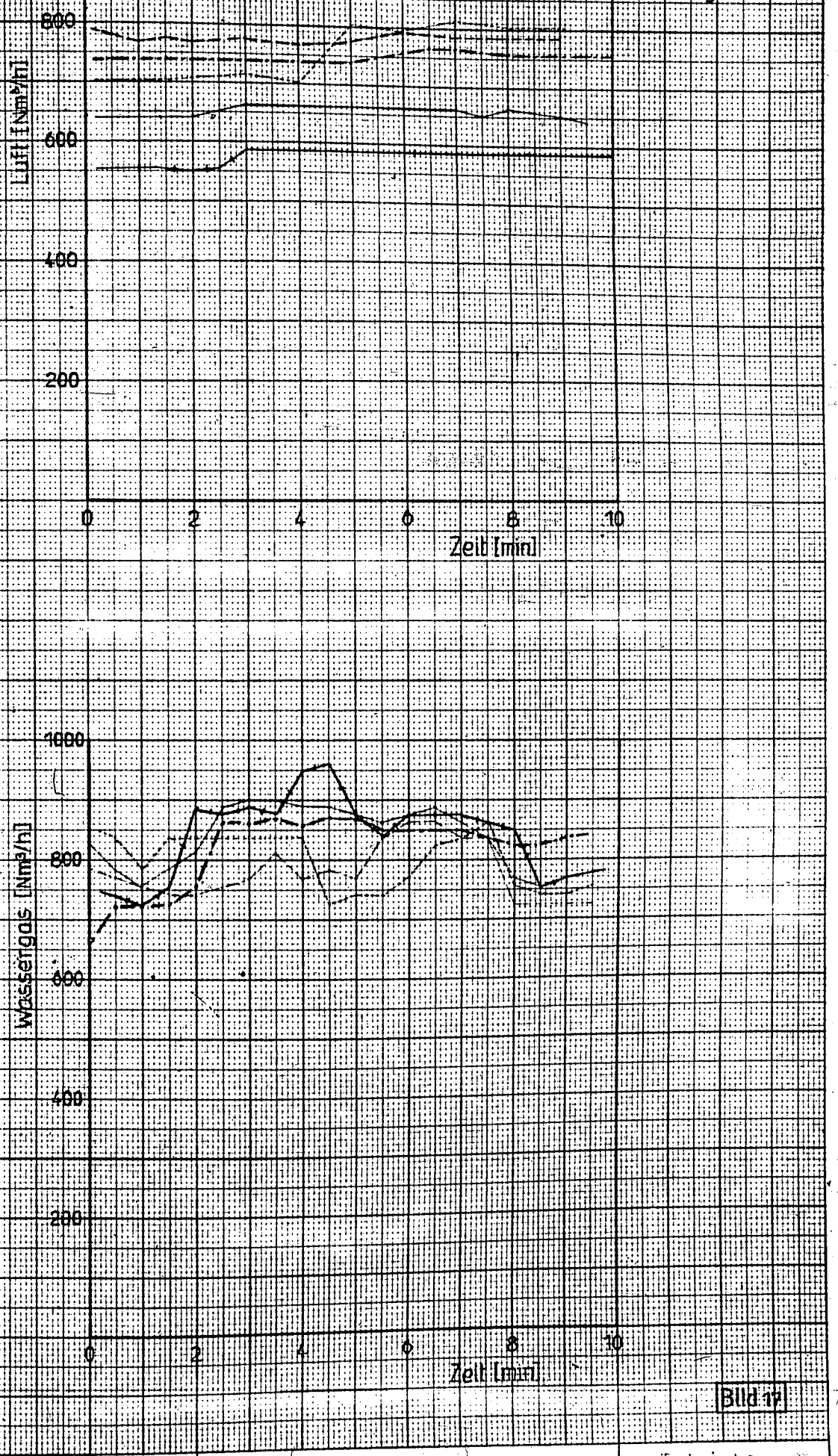


Bild 17

I.G.Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

Wasserstofferzeuger 6 (Ölgas)

Verlauf der Wasserstofferzeugung und der Dampfzufuhr bei mehreren Messungen

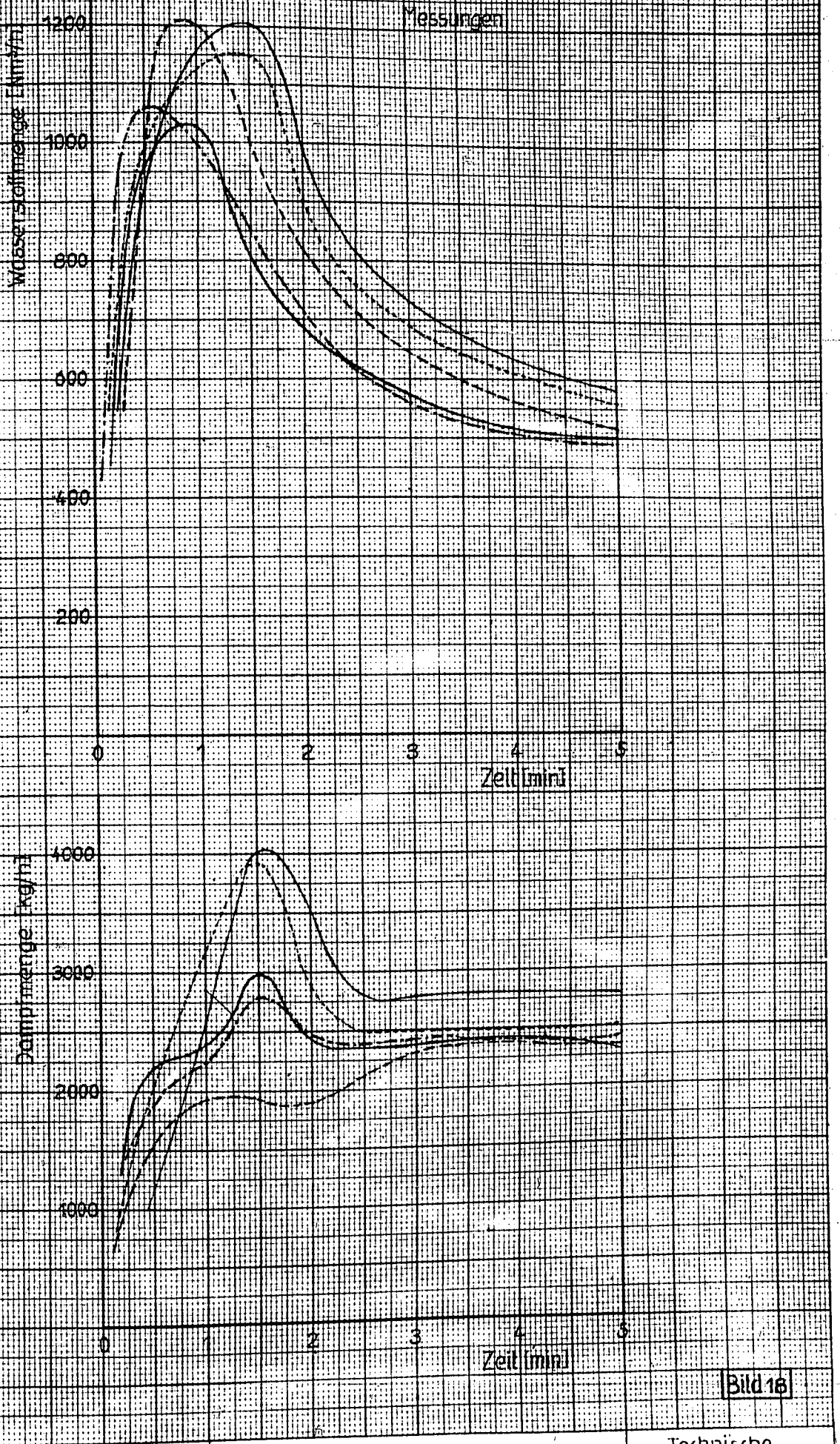


Bild 18

I.G.FarbenindustrieAktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

Wasserstofferzeuger

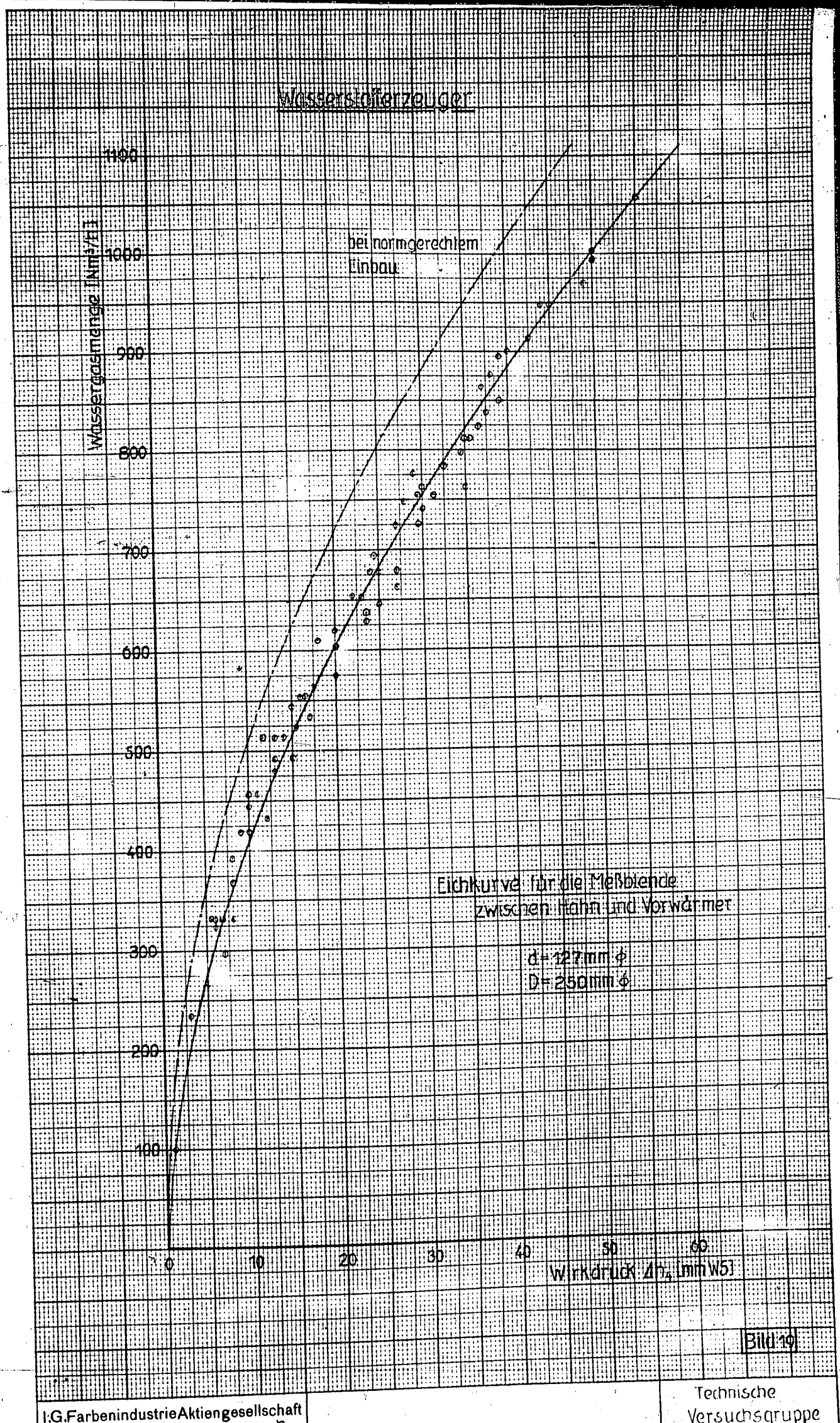


Bild 19

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.		Technische Versuchsgruppe

DIN-Format A4 (210 × 297 mm)

Eingebaute Meßblenden.

Meßstellen	Wirkdruck	Öffnungs-verhältnis $m = \left(\frac{d}{D}\right)^2$	Blendenformel	mittlerer Barometerstand 720 mm Hg, mittl. Betriebszustand vor der Blende: p etwa	t etwa °C	γ kg/m³
Dampf am Eingang zum Wassergasgenerator Nr 2	Δh_{DI} mm Hg	$\left(\frac{65}{80}\right)^2 = 0{,}660$	$G = 223\sqrt{h_{DI}}$ [kg/h]	3,5 atü	170 (überhitzt)	2,3
Wassergas-Sammelleitung zwischen Generator Nr 2 u. 3	Δh_1 mm WS	$\left(\frac{196}{400}\right)^2 = 0{,}240$	$V = 340\sqrt{h_1}$ [Nm³/h $\frac{\sigma}{760}$]	200 mm WS	15	0,71 bei 0°C 760 Hg
Wassergas nach Gebläse (für alle Wasserstofferzeuger)	Δh_2 mm WS	$\left(\frac{285}{400}\right)^2 = 0{,}509$	$V = 822\sqrt{h_2}$ [”]	600 mm WS	15	”
Wassergas - Verteilung vor Wasserstofferzeuger Nr 6	Δh_3 mm WS	$\left(\frac{130}{400}\right)^2 = 0{,}106$	$V = 148\sqrt{h_3}$ [”]	500 mm WS	15	”
Wassergas vor Vorwärmer am Wasserstofferzeuger Nr 6	Δh_4 mm WS	$\left(\frac{127}{250}\right)^2 = 0{,}258$	$V = 114\sqrt[1,8]{h_4}$ x) [”]	200 mm WS	20	”
Dampf am Eingang zum Wasserstofferzeuger Nr 6	Δh_{DII} mm Hg	$\left(\frac{84}{150}\right)^2 = 0{,}314$	$G = 301\sqrt{h_{DII}}$ [kg/h]	3,5 atü	170 (überhitzt)	2,3
Luft am Eingang zum Wasserstofferzeuger Nr 6	Δh_L mm WS	$\left(\frac{122}{175}\right)^2 = 0{,}486$	$V = 117\sqrt{h_L}$ [Nm³/h $\frac{0°}{760}$]	500 mm WS	15	1,293 bei 0°C, 760 Hg
Wasserstoff - Sammelleitung nach Wasserstofferzeuger Nr 5 u. 6	Δh_5 mm WS	$\left(\frac{113,5}{300}\right)^2 = 0{,}143$	$V = 257\sqrt{h_5}$ [”]	300 mm WS	15	0,135 bei 0°C, 760 Hg

x) da die Blende h_4 nicht normgerecht eingebaut werden konnte, wurde sie mit Hilfe der einwandfrei eingebauten Blende h_3 geeicht und daraus die Blendenformel $V = 114\sqrt[1,8]{h_4}$ bestimmt.

Betreff: **Betriebsversuche Op.65.** Klasse

"Verminderung der Wasserstoffverluste bei der CO-Feinreinigung des Synthesegases". Abteilung

Patent: Nr.

Bericht des Herrn Dr. L e d e r l e , Op.

vom 10. Oktober 1938.

Gesehen vom Abteilungsvorstand:

Gesehen von der Direktion: II 81

Zirkuliert in folgenden Abteilungen:

Empfänger	Eingang	Weiter	Unterschrift
Stickstoffdirektion 2 x			
He. Dr. Göggel			
He. Dr. Günther / Dr. Hanschke			
He. Dr. Zschiesche " Dr. Heinzel " Dr. Steinheil			
He. Ober.ing. Hahn " Dr. Wengler " Dipl. Ing. Weber " " " Kemmer			
He. Dipl. Ing. Futterer " Dr. Hailer			
Ammoniaklaboratorium			
Merseburg 2 x			

Aufzubewahren im Archiv des:

Eingegangen beim Archivar:

Laufende Nr. des Archivs:

1503-7409-1M-348

Betriebsversuche Op.65

"Verminderung der Wasserstoffverluste bei der CO-Feinreinigung des Synthesegases".

Bei der Auswaschung des Stickstoffsynthesegases mit Kupferlösung entstehen u.a. Verluste an Wasserstoff und Stickstoff dadurch, dass bei der Entspannung der verbrauchten Kupferlauge aus den Waschern mehr oder weniger grosse Gasmengen mechanisch mitgerissen werden. Im Laufe systematischer Untersuchungen der Betriebsverhältnisse der Wasserstoffreinigung konnte Dr. Steinheil [1] zeigen, dass der Gehalt des zur Konvertierung geführten Rückgases an Wasserstoff und Stickstoff etwa das 2½-fache dessen beträgt, was auf Grund der physikalischen Löslichkeit dieser Gase zu erwarten sei. Durch Betriebsversuche, die sich über mehrere Monate erstreckten, konnte durch Dr. Steinheil auch gezeigt werden, dass der Wasserstoff- und Stickstoffgehalt der entspannten Lauge erheblich gesenkt werden kann, wenn man den Laugespiegel im Wascher über dem Gaseingang innerhalb der Raschigrollen hält. Wenn auch diese Versuche, die mit Wascher 6 (500 ø) durchgeführt worden waren, sowohl zum gewünschten Ergebnis führten, als auch störungsfrei verliefen, so erschien die Übertragung dieser Arbeitsweise auf ein System von mehreren Waschern nicht ratsam, da starke Schwankungen der Gas- und damit auch der Laugeverteilung zu befürchten waren.

Durch Untersuchungen in Leuna [2] war man ebenfalls zu der Feststellung gekommen, dass der Wasserstoffgehalt des Rückgases durch ein Höherhalten des Laugespiegels im Wascher erheblich vermindert werden kann. Als Ursache für das Mitreissen von Gas beim Entspannen der Lauge aus den Waschern wurde "das Einstürzen der Lauge

---

1) Dr. Steinheil, Bericht der Stickstoffabteilung Oppau v.11.10.37.

2) Dr. van Heyden, Bericht Nr.1 v.19.10.37, Betriebsversuche Wasserstoffreinigung.

vom Rost oder den Wandungen in den Waschersumpf" angesehen. Im Verlauf weiterer Untersuchungen [3] wurde in Leuna in einen Wascher 800 Ø eine als "Laugebremse" gedachte Lage Raschigrollen eingebaut [4]. Diese Laugebremse hat den Zweck die vom Rost herunterstürzende Lauge abzubremsen und so zu verhüten, dass grössere Mengen Gas in den Waschersumpf hineingeschlagen werden. Beim Betrieb dieses Versuchswaschers hat sich gezeigt, dass dann, wenn man den Laugestand innerhalb oder über dieser Laugebremse hält, nur noch wenig Wasserstoff mitgerissen wird, dass der Wasserstoffgehalt des aus der verbrauchten Kupferlauge entspannten Gases aber rapid ansteigt, wenn der Laugespiegel nur wenig unterhalb der Laugebremse liegt [5].

Die in Oppau in der Zwischenzeit weiter geführten Versuche führten zu einer ähnlichen Lösung des Problems. Hierbei wurde daraufverzichtet einen besonderen Rost mit einer Schicht von Raschigrollen einzurichten um die herabstürzende Lauge abzubremsen, sondern der bisher über dem Gaseingang befindliche als Träger für die gesamte Raschigrollenfüllung bestimmte Rost wurde unter den Gaseingang gesetzt. Die Konstruktion des Waschers wurde somit vereinfacht, gleichzeitig darf abgenommen werden, dass so nicht nur die Wirkung des Herabstürzens der Lauge beseitigt, sondern dass auch die Lauge überhaupt gleichmässiger in den Waschersumpf abfliesst, vorausgesetzt natürlich, dass der Laugespiegel innerhalb der Raschigrollenfüllung, aber unterhalb des Gaseingangs gehalten wird. Die Versuche wurden mit Wascher 6 (500 Ø) durchgeführt. Die Ausstattung des Versuchswaschers ist aus der Skizze der Anlage zu entnehmen; hierbei wurde, wie das bereits auch im Bericht Nr.3 von

---

3) Dr. van Heyden Ber.Nr.3 v.12.11.37, Betriebsversuche Wasserstoffreinigung.

4) Zeichnung $W/220_1$

5) Zeichnung $W/220_2$

./.

Leuna angedeutet ist, der Sumpfraum verringert, sodass die wirksame Rieselhöhe des Waschers von 9.40 m auf 10.30 m verlängert werden konnte.

Die Versuche mit Wascher 6 führten zu folgenden Ergebnissen:

1.) Das Halten des Laugespiegels innerhalb der Raschigrollen bereitete keinerlei Schwierigkeiten, desgleichen arbeiteten die Schaugläser einwandfrei. Allerdings kann erst nach längerer Betriebszeit ein Urteil darüber abgegeben werden, ob die tiefen Schauglasanschlüsse nicht leichter zu Verstopfungen neigen als die bisher üblichen.

2.) Wasserstoff- und Stickstoffgehalt des aus der verbrauchten Lauge entspannten Gases wurden analytisch ermittelt. Hierbei wurde folgendermassen verfahren: Eine der bei der CO-Analyse des Reingases gebräuchlichen Bomben von 50 ccm Fassungsvermögen wurde mit Stickstoff gepresst, entspannt und an ein Analysenventil angeschlossen, das vor dem Handentspannungsventil des Waschers in der Entspannungsleitung angebracht war. Nun wurde unter einem Druck von 210 - 220 atü verbrauchte Lauge in die Analysenbombe gepresst. Die Bombe wurde in einen kleinen Gasometer auf 1 ata entspannt; der Wasserstoff- und Stickstoffgehalt des im Gasometer befindlichen Gases wurde volumetrisch bestimmt und unter Berücksichtigung des Stickstoffgehaltes der Bombe vor der Füllung auf 1 ccm Kupferlauge umgerechnet. Die Messungen wurden mehrmals wiederholt und stimmten untersich recht gut überein.

Versuch Nr.31[6]

a) Wascher 6 (Tiefrost) Stand im oberen Schauglas:

Mittel aus 9 Messungen 1.61 ccm H_2+N_2/ccm

Stand unmittelbar unter dem Rost:

Mittel aus 9 Messungen 2.86 ccm H_2+N_2/ccm.

b) Wascher 7 (500 ø) Stand 1.35 m:

Mittel aus 5 Messungen 3.21 ccm H_2+N_2/ccm.

Die Löslichkeit von H_2 und N_2 in Kupferlauge bei 25° beträgt nach Steinheil [1]

H_2 = 1.23 ccm/ccm
N_2 = 0.25 ccm/ccm
1.48 ccm/ccm.

---

[6] Die Analysen wurden von Herrn Dr. Herre ausgeführt.

Durch den Einbau des Tiefrostes in Wascher 6 und Halten des Laugespiegels innerhalb der Raschigrollenschicht gelingt es demnach den Wasserstoff- und Stickstoffgehalt des Rückgases erheblich zu senken und bereits nahe an den durch die physikalische Löslichkeit der beiden Gase bedingten Wert heranzubringen.

Eine Überschlagsrechnung über den Monat September 1937 führt zu folgendem Ergebnis:

Rückgas 3 266 000 m^3
$H_2 + N_2$ 29% = 947 000 m^3
Laugeumlauf ~ 375 m^3/h = 270 000 m^3.

Rechnet man mit dem bei Wascher 7 gefundenen Wert von 3.21 ccm $H_2 + N_2$/ccm Kupferlösung, so erhält man

270 000 x 3.21 = 866 700 m^3 $H_2 + N_2$.

Die Übereinstimmung ist in Anbetracht dessen, dass durch Schauglasentspannungen und Abstreifer gelegentlich geringe Mengen Gas zurückentspannt werden, die den H_2- und Stickstoffanteil des Rückgases erhöhen, durchaus befriedigend und somit eine weitere Stütze für die Analyse.

Eine kurze Wirtschaftlichkeitsberechnung zeigt, dass der Einbau eines Tiefrostes in sämtliche Wascher der Wasserstoffreinigung empfohlen werden kann, sobald durch längere Betriebsdauer von Wascher 6 die Betriebssicherheit völlig erwiesen ist:

Bei einem Kupferlaugeumlauf von 375 m^3/h werden z.Zt. mitgerissen

375 x 3.21 = 1 200 m^3 $H_2 + N_2/h$;

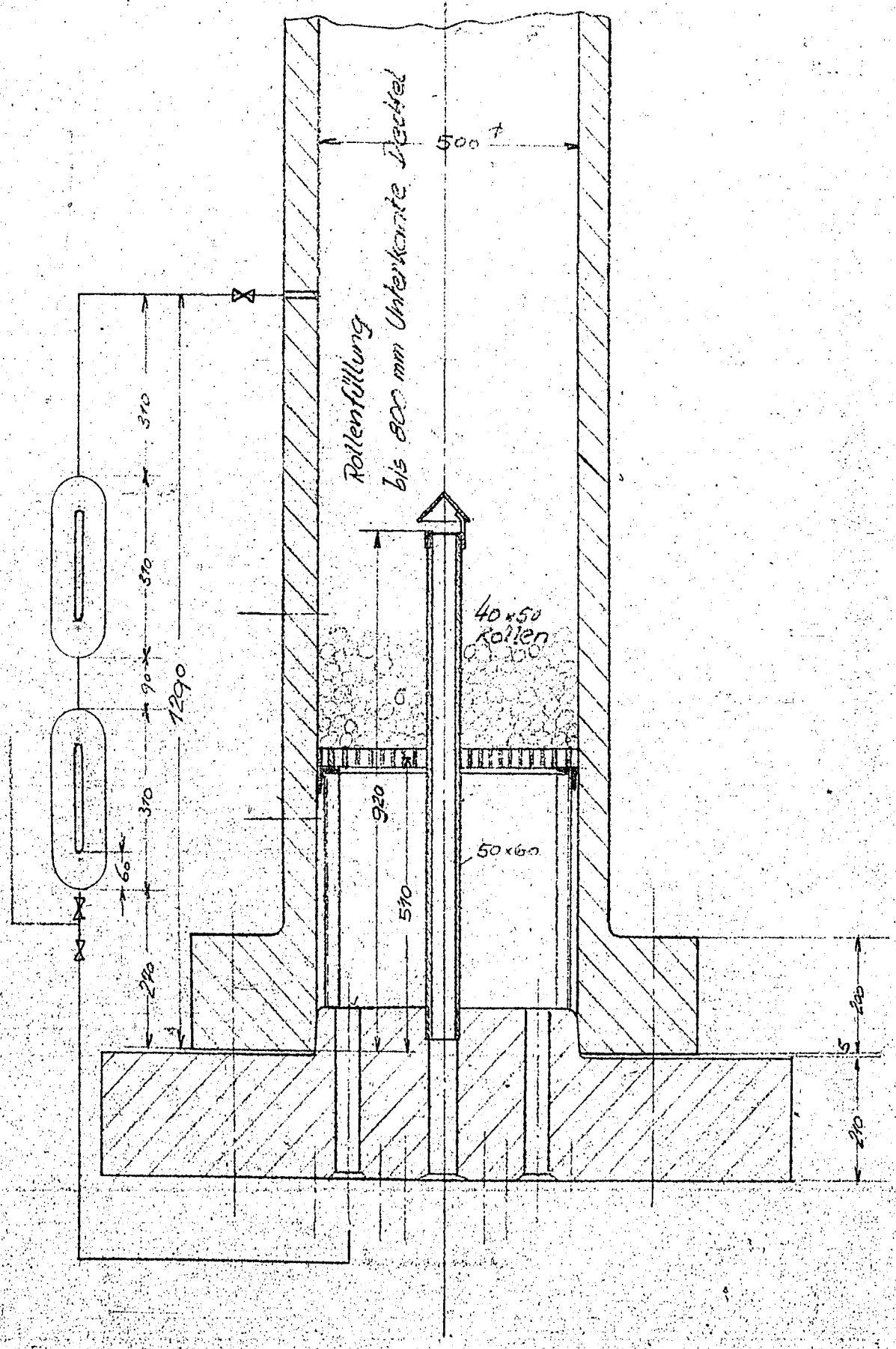
diese Menge vermindert sich bei Einbau des Tiefrostes auf

375 x 1.61 = 600 m^3 $H_2 + N_2/h$.

Es stehen demnach stündlich 600 m^3 Gas für die Ammoniaksynthese mehr zur Verfügung, die bis jetzt im Kreislauf geführt werden und die Kapazität von Kompressoren und Reinigungsanlagen verkleinern,

./.

Wascher mit Tiefrost.



Maßstab 1:10

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen a. Rhein.	Unterteil z. Wascher 6 (500 ϕ ×1200 ab) Gp 65	AFSch 496

DIN-Format A 4 (210 x 297)

II 82

BAMAG-MEGUIN

AKTIENGESELLSCHAFT

BERLIN NW 87

Winkler - Verfahren.

B A M A G - M E G U I N
Aktiengesellschaft

Das Vergasungs-Verfahren nach Winkler.

I. Grundlagen.

Eine Reihe von feinkörnigen Braunkohlen und Steinkohlen sowie deren Schwelkokse, besonders aber die aschereichen Sorten, sind in Gaserzeugern üblicher Bauart nur schwer und mit verhältnismässig geringen Leistungen zu vergasen. Diese bisher zum Teil als minderwertig bezeichneten Brennstoffe geben aber wegen ihres niedrigen Preises nur vermehrten Anreiz zu ihrer Verwendung im Rahmen der vielgestaltigen Aufgaben der neuzeitigen Vergasungstechnik.

Die befriedigende Lösung dieser Aufgabe gelang Herrn Dr.Fritz W i n k l e r von der I.G. Farbenindustrie A.G. durch Ausgestaltung des nach ihm benannten Vergasungsverfahrens, welches die Vergasung der obenerwähnten Brennstoffsorten bis zu den grössten Leistungen ermöglicht.

Das besondere Merkmal der Vergasung nach Winkler besteht darin, dass in die, in einem Schacht über einem Rost befindliche Schicht des Vergasungsgutes, je nach der zu erzeugenden Gasart als Vergasungsmittel Luft, Sauerstoff und Dampf eingeblasen werden, wodurch der feinkörnige glühende Brennstoff in seiner ganzen Schichthöhe gleich einer kochenden Flüssigkeit in lebhaft wallender Bewegung gehalten wird. Es erfolgt dabei eine äusserst innige Berührung der Brennstoffteilchen mit den Vergasungsmitteln, wobei ein rascher und dauernder Temperaturausgleich zwischen den festen und gasförmigen Reaktionsteilnehmern stattfindet und wobei in dem und über dem Brennstoffbett die für hohe Vergasungsleistungen erforderliche Temperatur von grosser Gleichmässigkeit erreicht wird.

Diese für das Winkler'sche Verfahren kennzeichnende Ausbildung des Vergasungsvorganges ist von einer bestimmten Mindestmenge des einströmenden Vergasungsmittels abhängig, über welche hinaus sich jedoch die Vergasungsleistung ausserordentlich steigern lässt. Diese in kürzester Zeit von Schwachlast auf Höchstlast veränderliche Belastbarkeit ist ebenfalls ein kennzeichnender und geschätzter Vorteil des Winkler-Generators.

Beim Winkler-Verfahren werden bei Verwendung der eingangs erwähnten, zum Teil minderwertigen und in der bisher üblichen Weise vielfach gar nicht vergasbaren Brennstoffe, stündliche Gasleistungen je Quadratmeter Schachtquerschnitt von etwa 1000 bis zu 4000 m^3 erreicht.

Dagegen beträgt diese sog. spezifische Gasleistung (m3/m2/h) in neuzeitigen Drehrost-Gaserzeugern bei Verwendung von z. B. Braunkohlenbriketts oder Koks, also von chemisch und physikalisch hochwertigen Brennstoffen, höchstens 800 - 1000 m3. Der mit dem Winkler-Verfahren erreichte Fortschritt wird noch augenfälliger, wenn man die bei Vergasung von stückigen oder zumindest nicht zu feinkörnigen Rohbraunkohlen in den bisherigen Gaserzeuger-Bauarten erreichbaren spezifischen Gasleistungen mit höchstens 50 - 150 m3 zum Vergleich heranzieht.

Auch die feinkörnigen, meist stark aschehaltigen, ungewaschenen Steinkohlesorten können nach dem gleichen Verfahren vergast werden. Die dabei durch leicht auftretende Verschlackung entstehenden Schwierigkeiten wurden durch eine gegenüber der Braunkohlevergasung abgeänderte Betriebsweise vollkommen überwunden. Auf diese Weise konnten verschiedene in- und ausländische Steinkohlensorten wie z.B. Magerfeinkohle, Fettfeinkohle, Gasflammfeinkohle usw. in einem Versuchsgenerator mit 1 m2 Schachtquerschnitt mit einer stündlichen Leistung von 2000 m3 vergast und sowohl Wassergas als auch Synthesegas erzeugt werden.

Ein besonderer Vorteil des Winkler-Verfahrens besteht darin, dass man je nach Wahl des Vergasungsmittels und der Betriebsweise verschiedene Gase erzeugen kann (vgl. auch Zahlentafel 2 auf S.6):

- Schwachgas (Generatorgas für Heiz-oder Kraftzwecke) wird erzeugt, wenn die Vergasung durch Luftzuführung allein erfolgt.

Wassergas, wie es z.B. für die Wasserstoffherstellung in Hydrieranlagen in grossen Mengen gebraucht wird, erhält man in ununterbrochenem Betriebe bei gleichzeitiger Einführung von Sauerstoff und Dampf in bestimmtem Verhältnis. Bemerkenswert ist der sehr niedrige Stickstoffgehalt.

Mischgas, d.h. mit Stickstoff angereichertes Wássergas für die Ammoniaksynthese wird gewonnen durch Einblasen eines entsprechend bemessenen Gemisches von Luft, Dampf und Sauerstoff. Der Luftzusatz ist hierbei so bemessen, dass nach Umwandlung des Kohlenoxyds und Entfernung der Kohlensäure das für die Ammoniaksynthese erforderliche Verhältnis von Wasserstoff zu Stickstoff (3:1) vorliegt.

Synthesegase mit bestimmtem Kohlenoxyd- und Wasserstoffgehalt, wie sie z.B. für die synthetische Herstellung von Benzin und Methanol nötig sind, können durch entsprechende Änderung der Betriebsweise erhalten werden. In solchen Fällen besteht je nach Bedarf die Möglichkeit kohlenwasserstoffhaltige Gase, wie z.B. Koksofengas, Schwelgas, Restgase

der Hydrierung usw. in Gegenwart von Dampf unmittelbar im Generator aufzuspalten, ohne dasshierzu Sondereinrichtungen erforderlich wären.

II. Ausbildung des Verfahrens.

Die Entwicklung des Winkler-Verfahrens erfolgte in erster Linie, um die Möglichkeit zu haben auch feinkörnige und aschereichere Brennstoffsorten mit hohen Leistungen vergasen zu können. Das zu vergasende feinkörnige Material wird dem Generator mit Korngrenzen zwischen 0 und 6 mm und mit niedrigem Wassergehalt, möglichst nicht über 8%, zugeführt,(vgl. auchZahlentafel 1a und 1b auf S.5). Bei wasserreicheren Brennstoffen ist daher eine vorherige Trocknung, bei stückigen und grobkörnigen Brennstoffen auch die vorherige Zerkleinerung erforderlich.

In der anliegenden Zeichnung sind unter Weglassung der Vor- und Nebenanlagen die Hauptteile einer Winkler-Generator-Anlage schematisch dargestellt.

Der feinkörnige Brennstoff wird in einen Bunker gefördert, dessen Auslauf über die Eindrehschnecken mit dem Unterteil des Generators in Verbindung steht. Der eigentliche Generator ist in den meisten Fällen ein ausgemauerter, zylindrischer Schacht, dessen unteren Abschluss der zur Einführung des Vergasungsmittels dienende Rost bildet. Letzterer wird zweckmässig als Planrost ausgeführt, damit das Brennstoffbett überall gleiche Höhe und gleichen Widerstand hat. Durch Regelung der durch die Eindrehschnecke erfolgenden Brennstoffzufuhr lässt sich die Schichthöhe und damit der Druckverlust in der Brennstoff - Schicht beeinflussen. Dicht über dem Rost ist ein regelbar kreisender, wassergekühlter Rührarm angeordnet, welcher den auf dem Rost zurückbleibenden kleineren Anteil der Asche einer Abzugsöffnung zuführt, von wo die Rückstände mit der Austragsschnecke zur Entaschungsvorrichtung gefördert werden. Es ist eine Besonderheit des Winkler-Verfahrens, dass der Hauptanteil der Asche (etwa 80-90%), von dem erzeugten Gas aus dem Brennstoffbett und aus dem Generator fortgeführt wird.

Durch eine über dem Brennstoffbett angeordnete, weitere Zufuhr von Vergasungsmitteln wird der noch brennbare Anteil der mitgerissenen Staubteilchen nachvergast. Die Temperatur im Brennstoffbett beträgt für die in Deutschland meist verwendeten Brennstoffe etwa 800 - 950° C und in der Generator-Kuppel am Gasausgang etwa 950 - 1100°C.

Daher müssen die Schlackenschmelz- bezw. die Aschesinterungstemperatur über der Gasaustrittstemperatur liegen, um Ansätze im Gasabgang infolge Schmelzen bezw. Sintern der Flugasche zu vermeiden.

Bei der im Oberteil des Generators herrschenden hohen Temperatur erfolgt die nahezu restlose Aufspaltung bezw. Umsetzung des etwa im Brennstoff noch enthaltenen Teers und der gasförmigen Kohlenwasserstoffe in Kohlenoxyd und Wasserstoff,wobei ein nur geringer Restgehalt von Methan im Gase verbleibt.

Um die fühlbare Wärme des Gases auszunutzen, ist hinter den Generator ein Abhitzekessel mit Dampfüberhitzer und Speisewasservorwärmer geschaltet. Bei der Durchbildung dieser Apparate muss auf den Staubanfall geachtet werden. Zweckmässig wählt man den Dampfdruck zu 25-50 atü und die Überhitzung mit 400-450° C, und nützt die Energie des Hochdruckdampfes in Arbeitsmaschinen aus, bevor ein Teil des Dampfes dem Generator wieder zugeführt wird. Die Dampferzeugung im Abhitzekessel beträgt je nach der zu erzeugenden Gasart etwa 0,4-0,5 kg/m³. Anschliessend erfolgt die Grob-Entstaubung des noch etwa 250° C heißen Gases. Zu diesem Zweck sind Staubabscheider vorgesehen, die z.B. nach dem Prinzip der Fliehkraftabscheidung arbeiten. Es besteht auch die Möglichkeit, die Grob-Entstaubung durch Heissgas-Elektrofilter vorzunehmen. Der trocken anfallende Staub wird mit Förderschnecken abgezogen und kann, soweit die Möglichkeit besteht, in entsprechenden Feuerungen verbrannt werden.

Nach der Grob-Entstaubung strömt das Gas durch eine Tauchvorlage, in welcher durch Stromrichtungswechsel und dauernden Wasserumlauf ein weiterer Teil des Staubes zur Abscheidung kommt. Im nachfolgenden wasserberieselten Kühler wird der Staubgehalt weiter verringert und das Gas auf etwa Aussentemperatur gekühlt.

Die für die meisten Verwendungszwecke erforderliche Fein-Entstaubung des kalten Gases erfolgt in Schleuderwäschen oder durch Elektrofilter.

Das in Vorlage, Kühler und Schleuderwäscher anfallende, mit dem feinen Staub beladene Wasser wird zweckmässig durch Klärbecken in bekannter Weise gereinigt.

Für Temperatur- und Druckmessungen, mengenmässige Erfassung des Brennstoffverbrauches, der Vergasungsmittel, des Kühlwassers und des erzeugten Gases sind an allen erforderlichen Stellen entsprechende Messgeräte eingebaut. Da die Brennstoffzufuhr, Aschenaustrag und

Staubförderung selbsttätig erfolgen, beschränkt sich die Bedienungsarbeit auf die Überwachung der Messinstrumente und auf die Wartung der mechanisch bewegten Zubehörteile.

Die erste Inbetriebsetzung erfolgt bei grossen Generatoren durch einen kleinen Anheizgenerator.

III. Technische Daten.

Für die vielseitigen Möglichkeiten, die sich der Vergasung im Winkler-Generator bieten und die eingangs schon erwähnt wurden, seien als Anhaltspunkt nachfolgend einige Betriebszahlen angeführt, wie sie bei Vergasung von mitteldeutscher Trockenbraunkohle (= TBK) und Braunkohlenschwelkoks (= BSK) im Dauerbetrieb erhalten wurden.

Zahlentafel 1: Vergasungsmaterial:

a) Brennstoffanalysen

Brennstoff	Wasser-gehalt	Asche-gehalt	C	H	O	N	unterer Heizwert
	%	%	%	%	%	%	kcal/kg
TBK	8,0	12,7	56,3	4,3	15,0	0,7	5270
BSK	6,0	20,6	66,5	2,5	3,8	0	5700

b) Siebanalysen (Korngrössen in mm)

Brennstoff	0,-0,2	0,2-0,5	0,5-1,0	1,0-2,0	2,0-3,0	3,0-6,0 mm
	%	%	%	%	%	%
TBK	20	18	17	16	12	17
BSK	20	16	20	26	8	10

Staubförderung selbsttätig erfolgen, beschränkt sich die Bedienungsarbeit auf die Überwachung der Messinstrumente und auf die Wartung der mechanisch bewegten Zubehörteile.

Die erste Inbetriebsetzung erfolgt bei grossen Generatoren durch einen kleinen Anheizgenerator.

III. Technische Daten.

Für die vielseitigen Möglichkeiten, die sich der Vergasung im Winkler-Generator bieten und die eingangs schon erwähnt wurden, seien als Anhaltspunkt nachfolgend einige Betriebszahlen angeführt, wie sie bei Vergasung von mitteldeutscher Trockenbraunkohle (= TBK) und Braunkohlenschwelkoks (= BSK) im Dauerbetrieb erhalten wurden.

Zahlentafel 1: Vergasungsmaterial:

a) Brennstoffanalysen

Brennstoff	Wassergehalt	Aschegehalt	C	H	O	N	unterer Heizwert
	%	%	%	%	%	%	kcal/kg
TBK	8,0	12,7	56,3	4,3	15,0	0,7	5270
BSK	6,0	20,6	66,5	2,5	3,8	0	5700

b) Siebanalysen (Korngrössen in mm)

Brennstoff	0 -0,2	0,2-0,5	0,5-1,0	1,0-2,0	2,0-3,0	3,0-6,0 mm
	%	%	%	%	%	%
TBK	20	18	17	16	12	17
BSK	20	16	20	26	8	10

Zahlentafel 2: Gasbeschaffenheit:

Brennstoff	Gasart	CO_2	CO	H_2	CH_4	N_2	unterer Heizwert
		%	%	%	%	%	kcal/Nm3
TBK	Schwachgas	7,7	22,5	12,6	0,7	55,7	1030
	Mischgas	15,1	32,9	29,7	1,3	19,8	1800
	Wassergas	17,5	41,8	37,2	0,9	1,0	2210
BSK	Schwachgas	4,3	32,7	7,6	0,5	54,6	1135
	Mischgas	13,0	38,0	26,5	0,6	21,5	1760
	Wassergas	16,5	42,6	39,0	0,7	0,7	2200

Zahlentafel 3: Verbrauchszahlen:

Vergasungs-material	Gasart	Verbrauch je Nm3 erzeugtes Gas			
		Brennstoff	Luft	Sauerstoff 98%ig	Dampf 1-2 atü
		kg/Nm3	Nm3/Nm3	Nm3/Nm3	kg/Nm3
TBK	Schwachgas	rd. 0,36	rd.0,72	-	-
	Mischgas	rd. 0,55	rd.0,23	rd.0,17	rd.0,22
	Wassergas	rd. 0,68	-	rd.0,27	rd.0,33
BSK	Schwachgas	rd. 0,31	rd.0,72	-	-
	Mischgas	rd. 0,47	rd.0,23	rd.0,17	rd.0,24
	Wassergas	rd. 0,56	-	rd.0,27	rd.0,36

Diese Verbrauchszahlen für Brennstoff, Luft, Dampf und Sauerstoff sind geringen Schwankungen unterworfen:

a) je nach der Brennstoffart,

b) wenn die Betriebsbelastung des Generators in grossen Grenzen schwankt,

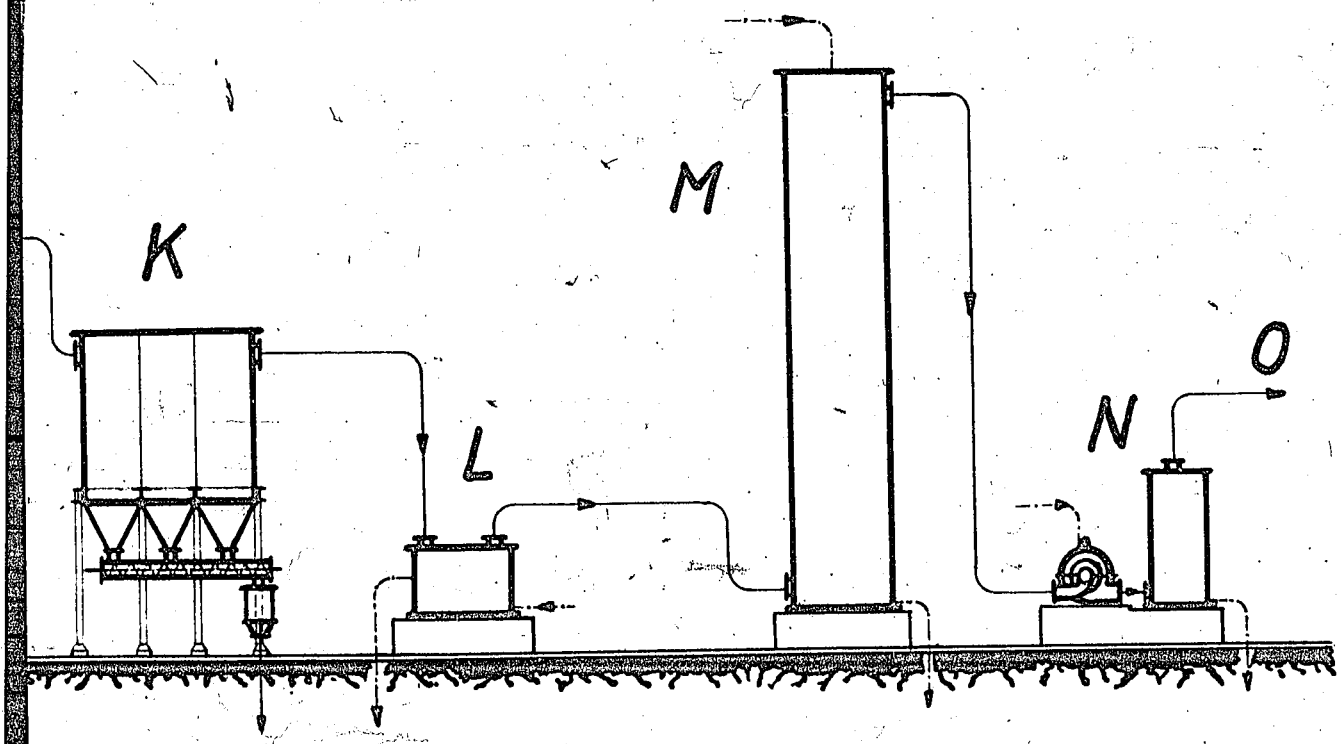
c) wenn im Wassergehalt oder in der Körnung wechselnde, ungleichmässige Brennstoff-Beschaffenheit vorliegt.

Für jeden Brennstoff gibt es bei einer bestimmten Schachtbelastung einen höchsten Wirkungsgrad; bei grösserer oder geringerer Belastung wird der Wirkungsgrad etwas schlechter.

Winkler-Generatoren werden gebaut in Einheiten für Gasleistungen von etwa 3000 bis 100 000 m3/h. Die grössten Generatoren werden schon lange Jahre mit bestem Erfolg in Leuna betrieben.

Die Ausführungsrechte für Winkler-Generatoren-Anlagen besitzt die BAMAG-MEGUIN A.G., BERLIN.

F Ausdrehschnecke
G Generator-Fackel
H Rohgasleitung
J Abhitzekessel
K Grob-Entstaubung
L Tauchvorlage
M Berieselungskühler
N Fein-Entstaubung
O Reingasleitung



Vergasungsverfahren nach Winkler

allgemeine Übersicht

Gez.: Ell	Dat. 2.11.37
Gepr.: Ell	
Ges.:	
Norm gepr.:	
Maßst. 1: —	

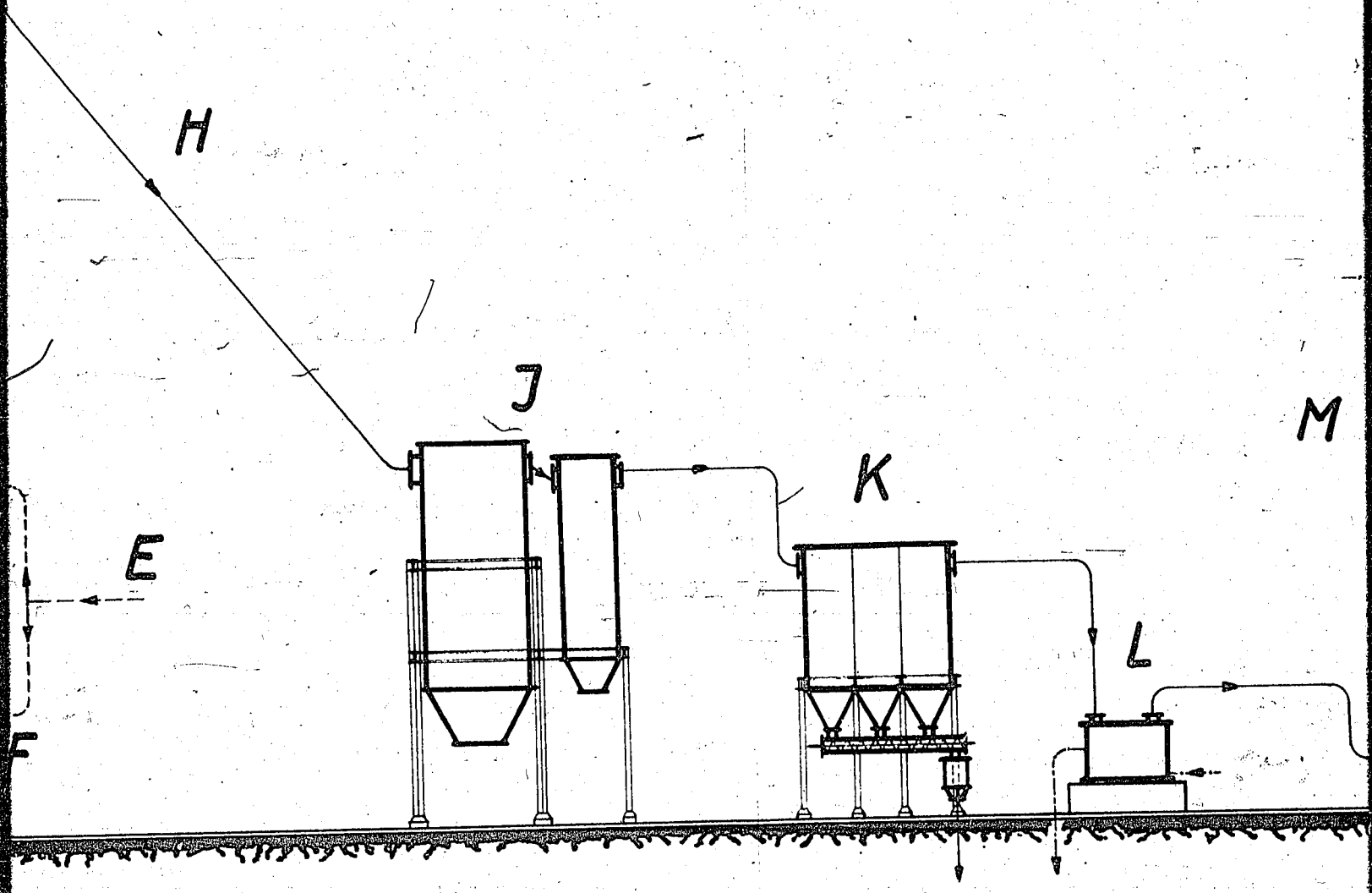
Das Urheberrecht an dieser Zeichnung nebst Anlagen verbleibt uns. Zeichnungen und Anlagen dürfen vom Empfänger insbesondere auch bei Beschaffung von Ersatzteilen und Ausbesserung nur persönlich benutzt werden und sind, falls zu Angeboten gehörig, bei Nichtbestellung sofort an uns zurückzugeben. Jede mißbräuchliche Benutzung oder Vervielfältigung ist untersagt.

BAMAG-MEGUIN
AKTIENGESELLSCHAFT
BERLIN

4E.25430

Ersatz für:
Ersetzt durch:
Entstanden aus:

A Brennstoffzufuhr
B Brennstoffbunker
C Eindrehschnecke
D Generator
E Vergasungsmittel
F Ausdrehschnecke
G Generator-Fackel
H Rohgasleitung
J Abhitzekessel
K Grob-Entstaubung



er Rohrleitungen

Gas

Vergasungsmittel

Kühlwasser

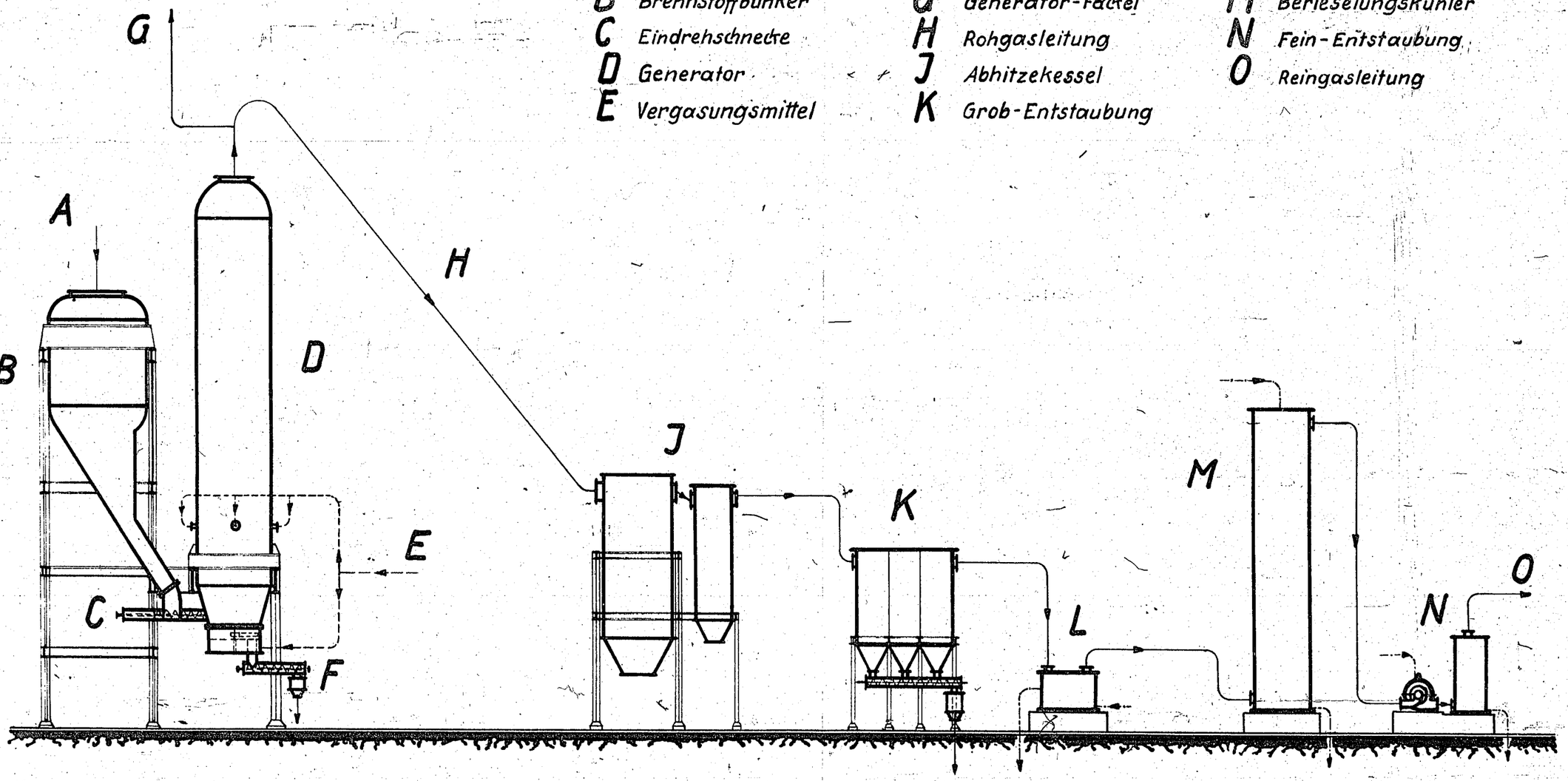
Vergasungsverfah

allgemeine

Gez.: Ell	Dat. 2. 11. 37.	Das Urheberrecht an dieser Zeichnung ... bleibt uns. Zeichnungen und Anlagen dürfen ... insbesondere auch bei Beschaffung von ... Ausbesserung nur persönlich benutzt werden ... zu Angeboten gehörig, bei Nichtbestellung ... zurückzugeben. Jede mißbräuchliche Benu... vielfältigung ist untersagt.
Gepr.: Ell		
Ges.:		
Norm gepr.:		
Maßst. 1: —		DAMAG-MEG... AKTIENGESELLSC... BERLIN

KODAK SAFETY FILM

A Brennstoffzufuhr
B Brennstoffbunker
C Eindrehschnecke
D Generator
E Vergasungsmittel
F Ausdrehschnecke
G Generator-Fackel
H Rohgasleitung
J Abhitzekessel
K Grob-Entstaubung
L Tauchvorlage
M Berieselungskühler
N Fein-Entstaubung
O Reingasleitung



Kennzeichnung der Rohrleitungen

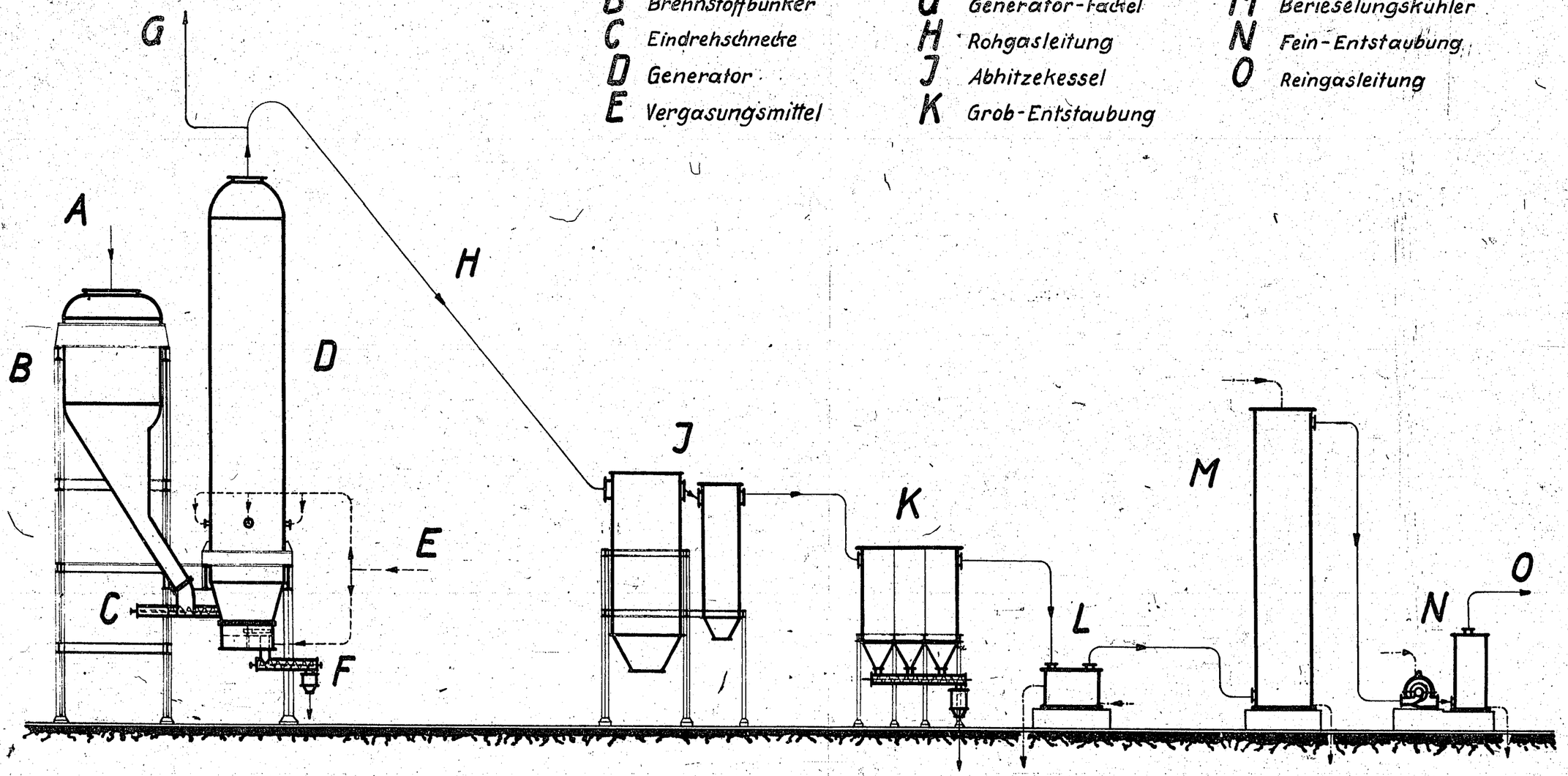
——— Gas
– – – – – Vergasungsmittel
—·—·— Kühlwasser

Vergasungsverfahren nach Winkler

allgemeine Übersicht

Gez.: Ell	Dat. 2.11.37.	Das Urheberrecht an dieser Zeichnung nebst Anlagen verbleibt uns. Zeichnungen und Anlagen dürfen vom Empfänger insbesondere auch bei Beschaffung von Ersatzteilen und Ausbesserung nur persönlich benutzt werden und sind, falls zu Angeboten gehörig, bei Nichtbestellung sofort an uns zurückzugeben. Jede mißbräuchliche Benutzung oder Vervielfältigung ist untersagt.	4E.25430
Gepr.: Ell			
Ges.:			
Norm gem.:			
Maßst. 1: —		BAMAG-MEGUIN AKTIENGESELLSCHAFT BERLIN	Ersatz für: / Ersetzt durch: / Entstanden aus:

A	Brennstoffzufuhr	F	Ausdrehschnecke	L	Tauchvorlage
B	Brennstoffbunker	G	Generator-Fackel	M	Berieselungskühler
C	Eindrehschnecke	H	Rohgasleitung	N	Fein-Entstaubung
D	Generator	J	Abhitzekessel	O	Reingasleitung
E	Vergasungsmittel	K	Grob-Entstaubung		



Kennzeichnung der Rohrleitungen

——— Gas

- - - - - Vergasungsmittel

—·—·— Kühlwasser

Vergasungsverfahren nach Winkler

allgemeine Übersicht

Gez.: Ell	Dat. 2.11.37.	Das Urheberrecht an dieser Zeichnung nebst Anlagen verbleibt uns. Zeichnungen und Anlagen dürfen vom Empfänger insbesondere auch bei Beschaffung von Ersatzteilen und Ausbesserung nur persönlich benutzt werden und sind, falls zu Angeboten gehörig, bei Nichtbestellung sofort an uns zurückzugeben. Jede mißbräuchliche Benutzung oder Vervielfältigung ist untersagt.	4E.25430
Gepr.: Ell			
Ges.:			
Norm gepr.:			
Maßst. 1: —		BAMAG-MEGUIN AKTIENGESELLSCHAFT BERLIN	Ersatz für: ..... Ersetzt durch: ..... Entstanden aus: .....

I. G. Ludwigshafen a. Rh. II B 3

USSBS
Team 46
LU

STEAM DISTILLATION

Untersuchungen

über die

Wasserdampfdestillationen

ALIZARINABTEILUNG LU., den 7. November 1935. Re.

Untersuchungen über die Wasserdampfdestillation.

Die vorliegende Arbeit behandelt ein Gebiet der Betriebskontrolle, das, wenigstens nach unseren Erfahrungen, noch ziemlich brach liegt, das aber gerade in seinen vielen Ausläufern über alle Fabrikationszweige verdient, gründlicher bearbeitet zu werden. Wir sind uns bewusst, dass diese Versuche über die Wasserdampfdestillation, die auf Anregung von Herrn Dr. P f l a u m e r ausgeführt wurden, nur einen Anfang darstellen. Sie können aber dadurch, dass sie Anlass zu Kritik, Erfahrungsaustausch und Forschung geben, Verbilligungen durch Einsparung von Energien bringen.

Allgemeines Ergebnis der Untersuchung.

Wenn man eines der gebräuchlichen, wasserunlöslichen organischen Lösungsmittel wie Monochlorbenzol aus einem Kolben durch Einleiten von Wasserdampf destilliert, erhält man im Destillat das theoretische Verhältnis von Öl zu Wasser nur unter bestimmten Bedingungen. Bei der Destillation muss das Lösungsmittel in Wasser suspendiert sein und man darf nicht zu rasch destillieren, d.h. die in der Zeiteinheit durchgeschickte Dampfmenge muss, zur Erreichung eines optimalen Effekts relativ bemessen werden.

Unter diesen Gesichtspunkten wurden Monochlorbenzol, o-Dichlorbenzol, Trichlorbenzol A und Nitrobenzol der Wasserdampfdestillation unterworfen. Dabei zeigte sich, dass der Dampfverbrauch zur Destillation von ca. 99 % des eingefüllten Lösungsmittels nahe dem theoretischen Wert liegt, dass dann aber eine Verzögerung der Destillation eintritt. Der Dampfverbrauch, der zur Destillation des Ölrestes benötigt wird, wächst unverhältnismässig stark an. Seine Kosten

./.

betragen daher ein Vielfaches des Wertes, den der Ölrest darstellt.

Ähnlich liegen die Verhältnisse bei der Destillation des Lösungsmittels aus Nutschgut. Die übergehende Ölmenge ist anfangs, wenigstens bei unseren Versuchsbedingungen, wo 50%iges Nutschgut verwendet wurde, ungefähr so gross wie bei der Destillation des Lösungsmittels ohne Nutschgut. Dann wird sie aber bald geringer, sodass auch die Verzögerung wesentlich später eintritt. Der Dampfverbrauch bis zum Verzögerungspunkt ist also grösser. Dagegen kann es vorkommen, dass das Ende der Destillation früher erreicht wird.

Immerhin zeigen auch diese Versuche, dass bei der Destillation ein Punkt eintritt, von dem ab die Gewinnung des dem Nutschgut anhaftenden Lösungsmittelssich nicht mehr lohnt und wo es sich empfiehlt die Destillation abzubrechen. Natürlich ist von Fall zu Fall zu entscheiden, ob das Vorhandensein von Spuren Lösungsmittel stört oder nicht.

Weitere Untersuchungen sollen zeigen, ob es gelingt, durch Zusätze die Destillationsverzögerung zu umgehen.

Wir haben in den folgenden Abschnitten die Bedeutung der Wasserdampfdestillation und ihre Theorie ausführlicher behandelt, um jedem Interesse freie Bahn zum Experiment zu schaffen.

1.) Die Wasserdampfdestillation als Hilfsmittel im Betrieb.

Flüssigkeitsgemische lassen sich in zwei Gruppen trennen, in die Gruppe der nicht mischbaren Flüssigkeiten und in die Gruppe der unbegrenzt mischbaren Flüssigkeiten. Die scharfe Abgrenzung der beiden Gruppen drückt sich auch in der Gesetzmässigkeit des Destillationsverlaufs dieser Gemische aus. Flüssigkeiten, die eine geringe gegenseitige Löslichkeit zeigen, weichen mehr oder weniger von diesen Gesetzmässigkeiten ab.

Das typische Beispiel der Destillation nicht mischbarer Flüssigkeiten ist die Destillation mit Wasserdampf. Die Literatur berücksichtigt ihre Anwendung hauptsächlich in der Technik für die Gewinnung ätherischer Öle aus Pflanzen. Als Hilfsmittel zur Gewinnung oder Entfernung eines in Wasser unlöslichen ~~ex~~ organischen Lösungsmittels aus einer festen Substanz findet sie trotz vielfacher Anwendung nur spärliche Beachtung.

./.

Bei der Herstellung von Indanthrenfarbstoffen oder deren Zwischenprodukten werden mit Wasser nicht mischbare Lösungsmittel vielfach als Reaktionsmedium verwendet, so vor allem Monochlorbenzol, o-Dichlorbenzol, Trichlorbenzol, Nitrobenzol und Naphtalin. Es gibt nun verschiedene Möglichkeiten, die darin hergestellten Reaktionsprodukte aufzuarbeiten. Einmal kann man die ganze Reaktionsmasse oder deren Nutschgut durch Destillation im Vakuum vom Lösungsmittel befreien, wozu mit Vorliebe der "Venuleth" verwendet wird. Dieser liegende Apparat ist so konstruiert, dass durch das Rührwerk und umlaufende Schlagstangen die Substanz gegen Ende der Destillation zerkleinert wird, wodurch sehr leicht die letzten Reste Lösungsmittel ausgetrieben werden können. Dieser "Venuleth" hat vor einem stehenden Kessel oder einer Pfanne ausserdem noch den Vorzug geringen Energiebedarfs und leichter Entleerbarkeit. Es gibt nun aber Produkte, die nicht im Venuleth destilliert werden können, sei es, dass das Nutschgut Säure enthält, wodurch der in Eisen konstruierte Venuleth angegriffen würde, sei es, dass das Nutschgut aus chemischen Gründen nicht mit Eisen in Berührung kommen darf, oder dass es höhere Temperaturen nicht verträgt. Dagegen ist es ein Leichtes, das saure Nutschgut bei der Destillation mit Wasserdampf in einem eisernen Kessel oder der liegenden "Kanone" stets in wässrig-alkalischer Suspension zu halten. Wird zweckmässiger sauer destilliert, so kann die Wasserdampfdestillation in einem verbleiten bzw. ausgesteinten Kessel vorgenommen werden.

Die billigste Aufarbeitung ist die Vakuumdestillation im Venuleth. Die Aufarbeitung durch Wasserdampfdestillation verursacht schon durch die nach dem Ausdestillieren erforderliche Filtration und Trocknung höhere Kosten. Deshalb muss für die oft nicht zu umgehende Aufarbeitung durch Dampfdestillation jede Möglichkeit gesucht und ausgenutzt werden, die Operation zu verbilligen, was vor allem durch Dampfeinsparung zu erreichen ist.

In die folgende Untersuchung sollen die Abarten der Wasserdampfdestillation, nämlich die Wasserdampfdestillation bei Unterdruck oder Überdruck vorläufig nicht einbezogen werden und nur die Wasserdampfdestillation unter Atmosphärendruck berücksichtigt werde

./.

Bei der technischen Ausführung der Wasserdampfdestillation unter gewöhnlichem Druck wird der Dampf nicht im Destillationsgefäss entwickelt, sondern aus der Leitung entnommen und in das in Wasser aufgeschlämmte Destillationsgut eingeblasen. Ein Teil des einströmenden Dampfes kondensiert, entweder dadurch, dass die Aufschlämmung des Destillationsgutes erst auf Siedetemperatur gebracht werden muss oder durch Abstrahlung nach aussen. Können diese beiden Möglichkeiten zur Kondensation durch entsprechende technische Massnahmen auch ausgeschaltet werden, so tritt eine Zunahme des Wassers im Apparat doch dadurch ein, dass für die notwendige Verdampfungswärme des Lösungsmittels eine entsprechende Menge Dampf kondensiert.

2.) Theorie des Wasserdampfdestillation.

Um die mengenmässige Zusammensetzung des Dampfes und damit des Destillats berechnen und so den Dampfverbrauch kontrollieren zu können, müssen vor allem die Verhältnisse der Dampfdrücke, die in dem Dampfgemisch herrschen, betrachtet werden.

Ein Gemisch von beispielsweise Wasser und Monochlorbenzol wird wie jede Flüssigkeit dann sieden, wenn sein Dampfdruck dem Atmosphärendruck entspricht. Im Siedezustand des Gemenges werden sich, bildlich gesprochen, Wasser und Monochlorbenzol in die Überwindung des äusseren Druckes teilen. Die Summe dieser Einzeldampfdrucke ist aber nicht höher als der zu überwindende barometrische Luftdruck. Infolgedessen wird jede Komponente für sich einen geringeren Dampfdruck haben als dieser. Da nun die eine Komponente Wasser ist, muss in jedem Falle der Siedepunkt des Gemenges unter dem des Wassers liegen. Diese Erwägungen sind nur gültig, weil sich die Dampfdrucke der einzelnen Komponenten nach dem Dalton'schen Gesetz nicht gegenseitig beeinflussen. In einem Gasgemisch übt jedes Gas den Druck aus, den es zeigen würde, wenn es bei der betreffenden Temperatur allein vorhanden

./.

wäre. Das Gesetz der Partialdrucke wird so formuliert: Der Gesamtdruck eines Gasgemisches ist gleich der Summe der Partialdrucke der Komponenten.

Das Gemisch von Wasser und Monochlorbenzol siedet bei einem äusseren Druck von 760 mm bei 90,87°. Die Bestimmung des Dampfdruckes von Wasser bei der gleichen Temperatur ergibt den Wert von 543,7 mm. Diesem Dampfdruck entspricht nach dem Dalton'schen Gesetz auch der "Partialdruck" des Wassers, wenn es sich bei 90,87° im Gemisch mit Monochlorbenzol befindet. Da die Summe der Dampfdrucke760 mm sein muss, ergibt sich der Partialdruck des Monochlorbenzols aus der Differenz 760 - 543,7 zu 216,3 mm.

Bei der Wasserdampfdestillation haben wir es, solange beide Flüssigkeiten in reichlicher Menge vorhanden sind, mit einem Gleichgewichtszustand zwischen einer flüssigen und einer dampfförmigen Phase zu tun. Der Raum über der Flüssigkeit ist bei der Destillationstemperatur mit dem Dampf jeder einzelnen Komponente gesättigt. Wird keine Wärme zu oder abgeführt, so kehren ebensoviele Moleküle von Wasser- oder Monochlorbenzol-dampf wie sich aus der Flüssigkeit fortwährend erheben, auch wieder aus der dampfförmigen in die flüssige Phase zurück. Die beiden dampfförmigen Komponenten nehmen das gleiche Volumen, nämlich den Raum über der Flüssigkeit ein, dagegen ist die Anzahl der Moleküle Wasserdampf , die sich in diesem Raum befinden, verschieden von der Anzahl der Moleküle Monochlorbenzol-Dampf. Die Komponente mit dem höheren Partialdruck muss naturgemäss mehr Moleküle in den Raum schleudern als die andere. Die Dampfdichten der beiden Komponenten sind also abhängig vom Partialdruck. Die Zusammensetzung des Dampfes und somit das Mengenverhältnis im Destillat lässt sich also aus den Dampfdichten bei dem zugehörigen Partialdruck errechnen. Da sich nun die Dampfdichten bei konstanter Temperatur, aber verschiedenen Drucken, verhalten wie ihre Produkte aus Molekulargewicht und Dampfdruck, lautet die Regel für die Zusammensetzung des Dampfes: Die Gewichte der Dampfkomponenten verhalten sich wie die Produkte

aus ihren Molekulargewichten und den Einzeldampfdrucken+).

3.) Das Mengenverhältnis der Komponenten im Destillat und dessen Berechnung.

Die Berechnung des prozentualen Anteils der einzelnen Komponenten im Destillat der Wasserdampfdestillation bereitet keine Schwierigkeiten, wenn die Dampfdrucke der Komponenten für die Temperatur, bei der das Gemenge der beiden siedet, bekannt sind. Sie erfolgt nach der Formel

$$\frac{\text{Menge A}}{\text{Menge B}} = \frac{P_A \, M_A}{P_B \, M_B}$$

worin P der Partialdruck der Flüssigkeiten A bzw. B und M deren Molekulargewicht bedeutet.

Meistens ist aber der Dampfdruck des organischen Lösungsmittels bei der Temperatur, bei der es im Gemenge mit Wasser siedet, nicht bekannt. Die Dampfdrucke dieser Flüssigkeiten finden sich für Einergrade der Temperatur selten, für Zehntelgrade kaum. Am Beispiel des Monochlorbenzols und Nitrobenzols soll nun der Annäherungswert gefunden werden.

a) Verhältnis von Wasser und Monochlorbenzol im Destillat.

Der Siedepunkt des Gemenges der beiden Komponenten liegt zwischen 90° und 91°. Die Angaben für die Dampfdrucke sind:

Wasser	bei 90°	526 mm	- bei	91°	546,27 mm
Monochlorbez.	" "	210,2 mm	"	"	217,3 "
Summe	" "	736,2 mm	"	"	763,57 mm.

+) Formulierung des Satzes nach C.v.Rechenberg; Einfache und fraktionierte Destillation in Theorie und Praxis, Leipzig 1923, S.365.

Es sollen die Partialdrucke gefunden werden, deren Summe 760 mm beträgt. Wir bezeichnen den Dampfdruck bei 91° von Wasser mit D_W, von Monochlorbenzol mit D_{Chl}, den gesuchten Partialdruck von Wasser mit P_W, von Monochlorbenzol mit P_{Chl}. Annähernd gilt dann:

$$P_W : D_W = 760 : (D_W + D_{Chl})$$

$$P_W = \frac{D_W \cdot 760}{D_W + D_{Chl}} = \frac{546{,}27 \cdot 760}{546{,}27 + 217{,}3} = 543{,}7 \text{ mm}$$

und $$P_{Chl} : D_{Chl} = 760 : (D_W + D_{Chl})$$

$$P_{Chl} = \frac{D_{Chl} \cdot 760}{D_W + D_{Chl}} = \frac{217{,}3 \cdot 760}{546{,}27 + 217{,}3} = 216{,}3 \text{ mm}$$

$$P_W + P_{Chl} = 543{,}7 + 216{,}3 = 760 \text{ mm.}$$

Der Prozentgehalt des Destillates an Wasser und Monochlorbenzol ergibt sich aus:

$$\frac{\text{Menge W}}{\text{Menge Chl}} = \frac{P_W \cdot M_W}{P_{Chl} \cdot M_{Chl}} = \frac{543{,}7 \cdot 18}{216{,}3 \cdot 112{,}5} = \frac{9\,787}{24\,334}$$

1) $$\frac{\text{Menge W}}{\text{Menge Chl}} = \frac{\text{m W}}{\text{mChl}} = \frac{9\,787}{24\,334}$$

2) $$\text{mW} + \text{mChl} = 100$$
$$\text{mChl} = 100 - \text{mW}$$

Also: $$\frac{9\,787}{24\,334} = \frac{\text{mW}}{100 - \text{mW}}$$

$$\frac{9\,787\,(100-\text{mW})}{24\,334} = \text{mW}$$

$$978\,700 - 9\,787\ \text{mW} = 24\,334\ \text{mW}$$
$$34\,121\ \text{mW} = 978\,700$$
$$\text{mW} = \frac{978\,700}{34\,121}$$
$$\text{mW} = 28{,}6$$
$$\text{mChl} = 100 - 28{,}6 = 71{,}4.$$

Das Destillat besteht also aus 28,6 % Wasser und 71,4 % Monochlorbenzol. Dieser Wert für Monochlorbenzol stimmt mit dem von Young[1] errechneten und gefundenen überein.

b) Verhältnis von Wasser und Nitrobenzol im Destillat.

Das Gemisch von Nitrobenzol mit Wasser siedet bei ca.99°. Die am nächsten liegende Angabe über den Dampfdruck von Nitrobenzol (D_N) gilt für 100° zu 20,5 mm. Die Berechnung der Partialdrucke, deren Summe 760 mm beträgt, ergibt sich dann annähernd aus:

$$P_W = \frac{D_W \cdot 760}{D_W + D_N} = \frac{760 \cdot 760}{760 + 20,5} = 740 \text{ mm}$$

$$P_N = \frac{D_N \cdot 760}{D_W + D_N} = \frac{20,5 \cdot 760}{760 + 20,5} = 20 \text{ mm}$$

Die Errechnung des Prozentgehaltes der Komponenten erfolgt wie unter a oder kürzer nach der daraus ableitbaren Formel:

$$\text{Gewichtsprozente Wasser} = \frac{100\,(P_W \cdot M_W)}{(P_N \cdot M_N) + (P_W \cdot M_W)} = \frac{100\,(740 \cdot 18)}{(20 \cdot 123) + (740 \cdot 18)} = \frac{1\,332\,000}{15\,780}$$

$$= 84,4-$$

Das Destillat enthält also 84,4 % Wasser und 15,6 % Nitrobenzol. C.v.Rechenberg[2] gibt 15,3 % an.

---

1) Sydney Young, Destillation Principles and Processes, London 1922, S.78

2) C.v. Rechenberg, loc.cit. S.393.

./.

c) Verhältnis von Wasser und o-Dichlorbenzol bzw. Trichlorbenzol im Destillat.

Angaben über die Dampfdrucke dieser Lösungsmittel fehlen in der Literatur. Dr. Weissweiler, Physikal.Labor. Lu. bestimmte sie für die bei unserer Untersuchung verwendeten Ölsorten. Die Messungen erfolgten im Torricellischen Rohr nach der Statischen Methode. Die Messresultate wurden nach der Formel

$$\log p = a - \frac{b}{T}$$

(p = Dampfdruck in mm Hg, T = absolute Temperatur, a und b = Konstante) graphisch ausgeglichen. Nachstehende Tabelle gibt die Dampfdrucke zwischen 95° und 100°.

Temperatur °Cels.	Dampfdruck in mm Hg (0°)	
	o-Dichlorbenzol	Trichlorbenzol A
95°	61	20
96°	63	20,7
97°	65,5	21,7
98°	68	22,8
99°	70	23,7
100°	73	24,8

1.) o-Dichlorbenzol.

Das Gemisch von o-Dichlorbenzol mit Wasser siedet zwischen 97° und 98°-. Aus dem Dampfdruck für Wasser bei 97° = 682,11 mm errechnet sich wie unter b) der Partialdruck bei der Siedetemp. zu 693,4 mm, aus dem Dampfdruck für Monochlorbenzol bei 97° = 65,5 mm der Partialdruck zu 66,5 mm. Daraus ergibt sich das Verhältnis von o-Dichlorbenzol zu Wasser im Destillat, es enthält 44 % o-Dichlorbenzol und 56 % Wasser (= 1,27 Teile).

./.

2.) Trichlorbenzol A.

Das Gemisch von Trichlorbenzol mit Wasser siedet zwischen 99° und 100°. Aus dem Dampfdruck für Wasser bei 99° = 733,24 mm errechnet sich der Partialdruck bei der Siedetemperatur zu 736,1 mm, aus dem Dampfdruck für Trichlorbenzol bei 99° = 23,7 mm der Partialdruck zu 23,8 mm. Daraus ergibt sich das Verhältnis von Trichlorbenzol zu Wasser im Destillat, es enthält 24,6 % Trichlorbenzol und 75,4 % Wasser (= 3,07 Teile).

d) Verhältnis von Wasser und Naphtalin im Destillat.

Da Naphtalin mit Wasser ebenfalls bei ca. 99° siedet, kann die Zusammensetzung des Destillates wie für Nitrobenzol errechnet werden. Der Dampfdruck von Naphtalin bei 100° beträgt 18,32 mm. C.v.Rechenberg[1] gibt die Zusammensetzung an zu

85,6 % Wasser
14,4 % Naphtalin.

e) Verhältnis von Wasser und Anilin im Destillat.

Die Zusammensetzung wird angegeben zu 76,9 % Wasser und 23,1 % Anilin[2]. Da aber Wasser ungefähr 3 % Anilin löst und Anilin ungefähr 5 % Wasser, sind die beobachteten Werte für Anilin geringer, etwa 19,9 %[3].

---

1) C.v. Rechenberg, loc.cit. S.394

2) C.v. Rechenberg, loc.cit. S.390

3) Young, loc.cit. S.79

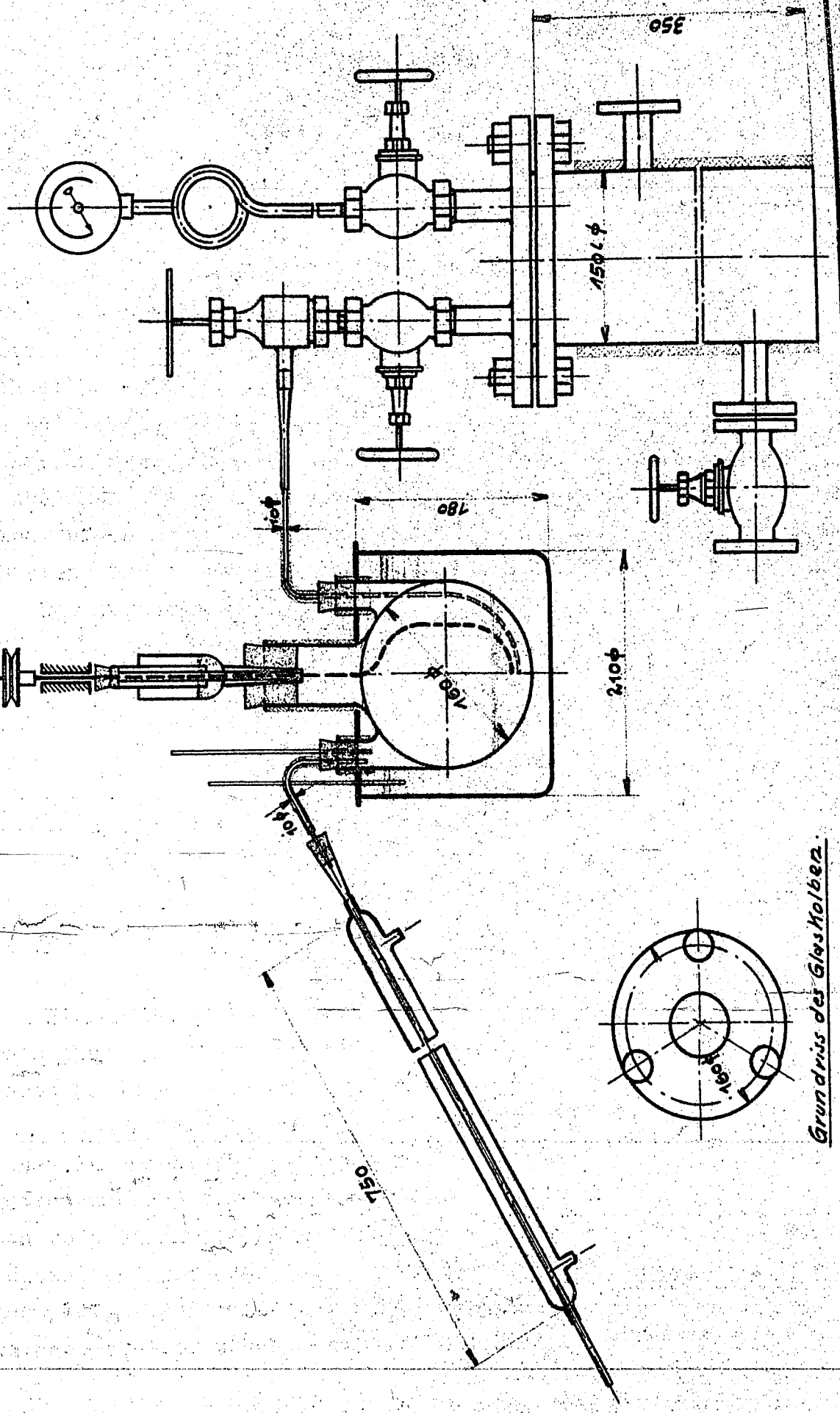
4.) Versuche.

Die Versuche wurden in Anpassung an die Ausführung einer Wasserdampfdestillation im Farbstoffbetrieb vorgenommen. Im Gegensatz zu Young+) , der das Lösungsmittel zusammen mit Wasser in einem Kolben zum Sieden bringt und destilliert, wurde hier das Lösungsmittel aus dem Kolben durch Einleiten von Dampf destilliert. Da die Versuche unternommen wurden, um Erfahrungen für den Betrieb zu gewinnen, mussten wir dementsprechend den Dampf aus dem Leitungsnetz entnehmen. Nur für Vergleichsversuche wurde selbst erzeugter Wasserdampf verwendet.

Die Versuchsanordnung ergibt sich aus der Zeichnung. Aus dem Netz wurde der Dampf von 3,6 - 3,8 atü entnommen,. der Kondenstopf diente zur Entfernung von Wasser, durch das Spitzkegelventil wurde die Dampfzufuhr geregelt. Die Zuleitung des Dampfes erfolgte durch ein der Kolbenwand angepasstes Glasrohr, das bis in den Mittelpunkt des Kolbenbodens geführt wurde. Der 2 Liter-Glaskolben war mit einem Rührаufsatz versehen, ferner mit einem Stutzen zur Einführung eines Thermometers für Innentemperatur, einem Stutzen für das Dampfeinleitungsrohr und einem Stutzen zur gleichzeitigen Aufnahme eines Thermometers zur Beobachtung der Temperatur des Dampfgemisches und des Dampfableitungsrohres zum Kühler. Zur Durchrührung des Destillationsgemisches war der Kolben mit Rührer (160 Umdrehungen) versehen, der Rührаufsatz war durch Quecksilber abgeschlossen. Zum Schutze gegen Dampfverlust wurde der Kolben in einem geheizten Ölbad gehalten; der aus dem Ölbad herausragende Teil des Kolbens wurde durch Auflegen eines Asbestdeckels auf das Ölbad geschützt, Kolbenhals und Stutzen, sowie Zu- und Ableitungsrohre waren mit Asbestschnur isoliert.

+) Sidney Young, loc.cit., S.78.

./.



Grundriss des Glaskolben.

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Wasserdampf-Destillation

Tech. Büro Alz.
E.S. 612.
12.7.34.

DIN – Format A 4 (210 × 297)

Nach Beschickung des Kolbens wurde der Inhalt durch Aufheizen des Ölbades auf diejenige Temperatur gebracht, bei der das Gemisch des Lösungsmittels mit Wasser eben zu sieden beginnt, also beim Versuch mit Monochlorbenzol auf 91°, bei Nitrobenzol auf 99°. Erst dann wurde Dampf in den Kolben geleitet. Die Dampfzufuhr wurde durch Beobachtung der von Minute zu Minute übergehenden Wassermenge auf eine bestimmte Menge innerhalb 5 Minuten eingestellt und im Verlauf der Destillation konstant gehalten. Die Destillationsvorlage wurde nach je 5 Minuten gewechselt und in ihr das Verhältnis von Öl zu Wasser bestimmt. Gegen Ende der Destillation steigt die Temperatur des Dampfgemisches, im selben Maße wurde die Temperatur des Ölbades erhöht. Nach Absinken der Ölmenge unter 0,1 ccm in einer 5-Minuten-Portion wurden mehrere Portionen vereinigt, die zuletzt übergehenden Spuren wurden nur noch qualitativ festgestellt.

Wir verwendeten

Monochlorbenzol	$D\frac{20^\circ}{4^\circ}$	1,1063
o-Dichlorbenzol	"	1,3057
Trichlorbenzol A (Gemisch von 1,2,3-und 1,2,4-Trichlorbenzol)	$D\frac{20^\circ}{4^\circ}$	1,4558
Nitrobenzol	"	1,2032

Wir untersuchten zuerst die Destillation des Lösungsmittels ohne Nutschgut, um den Einfluss der verschiedenen äusseren Bedingungen kennen zu lernen.

Aus der Theorie der Wasserdampfdestillation ergibt sich, dass die Zusammensetzung des Destillates, solange beide Flüssigkeiten während der Destillation in reichlicher Menge im Kolben vorhanden sind, konstant sein muss. Demnach müsste man in den einzelnen Portionen des Destillats immer die gleichen Prozentwerte Lösungsmittel finden. Diese müssten dann in einem Koordinatensystem, dessen Ordinate die Gewichtsprozente Lösungs-

./.

Nach Beschickung des Kolbens wurde der Inhalt durch Aufheizen des Ölbades auf diejenige Temperatur gebracht, bei der das Gemisch des Lösungsmittels mit Wasser eben zu sieden beginnt, also beim Versuch mit Monochlorbenzol auf 91°, bei Nitrobenzol auf 99°. Erst dann wurde Dampf in den Kolben geleitet. Die Dampfzufuhr wurde durch Beobachtung der von Minute zu Minute übergehenden Wassermenge auf eine bestimmte Menge innerhalb 5 Minuten eingestellt und im Verlauf der Destillation konstant gehalten. Die Destillationsvorlage wurde nach je 5 Minuten gewechselt und in ihr das Verhältnis von Öl zu Wasser bestimmt. Gegen Ende der Destillation steigt die Temperatur des Dampfgemisches, im selben Maße wurde die Temperatur des Ölbades erhöht. Nach Absinken der Ölmenge unter 0,1 ccm in einer 5-Minuten-Portion wurden mehrere Portionen vereinigt, die zuletzt übergehenden Spuren wurden nur noch qualitativ festgestellt.

Wir verwendeten

Monochlorbenzol	$D\frac{20°}{4°}$	1,1063
o-Dichlorbenzol	"	1,3057
Trichlorbenzol A (Gemisch von 1,2,3-und 1,2,4-Trichlorbenzol)	$D\frac{20°}{4°}$	1,4558
Nitrobenzol	"	1,2032

Wir untersuchten zuerst die Destillation des Lösungsmittels ohne Nutschgut, um den Einfluss der verschiedenen äusseren Bedingungen kennen zu lernen.

Aus der Theorie der Wasserdampfdestillation ergibt sich, dass die Zusammensetzung des Destillates, solange beide Flüssigkeiten während der Destillation in reichlicher Menge im Kolben vorhanden sind, konstant sein muss. Demnach müsste man in den einzelnen Portionen des Destillats immer die gleichen Prozentwerte Lösungsmittel finden. Diese müssten dann in einem Koordinatensystem, dessen Ordinate die Gewichtsprozente Lösungs-

./.

Nach Beschickung des Kolbens wurde der Inhalt durch Aufheizen des Ölbades auf diejenige Temperatur gebracht, bei der das Gemisch des Lösungsmittels mit Wasser eben zu sieden beginnt, also beim Versuch mit Monochlorbenzol auf 91°, bei Nitrobenzol auf 99°. Erst dann wurde Dampf in den Kolben geleitet. Die Dampfzufuhr wurde durch Beobachtung der von Minute zu Minute übergehenden Wassermenge auf eine bestimmte Menge innerhalb 5 Minuten eingestellt und im Verlauf der Destillation konstant gehalten. Die Destillationsvorlage wurde nach je 5 Minuten gewechselt und in ihr das Verhältnis von Öl zu Wasser bestimmt. Gegen Ende der Destillation steigt die Temperatur des Dampfgemisches, im selben Maße wurde die Temperatur des Ölbades erhöht. Nach Absinken der Ölmenge unter 0,1 ccm in einer 5-Minuten-Portion wurden mehrere Portionen vereinigt, die zuletzt übergehenden Spuren wurden nur noch qualitativ festgestellt.

Wir verwendeten

Monochlorbenzol	$D\frac{20^\circ}{4^\circ}$	1,1063
o-Dichlorbenzol	"	1,3057
Trichlorbenzol A (Gemisch von 1,2,3-und 1,2,4-Trichlorbenzol)	$D\frac{20^\circ}{4^\circ}$	1,4558
Nitrobenzol	"	1,2032

Wir untersuchten zuerst die Destillation des Lösungsmittels ohne Nutschgut, um den Einfluss der verschiedenen äusseren Bedingungen kennen zu lernen.

Aus der Theorie der Wasserdampfdestillation ergibt sich, dass die Zusammensetzung des Destillates, solange beide Flüssigkeiten während der Destillation in reichlicher Menge im Kolben vorhanden sind, konstant sein muss. Demnach müsste man in den einzelnen Portionen des Destillats immer die gleichen Prozentwerte Lösungsmittel finden. Diese müssten dann in einem Koordinatensystem, dessen Ordinate die Gewichtsprozente Lösungs-

./.

Nach Beschickung des Kolbens wurde der Inhalt durch Aufheizen des Ölbades auf diejenige Temperatur gebracht, bei der das Gemisch des Lösungsmittels mit Wasser eben zu sieden beginnt, also beim Versuch mit Monochlorbenzol auf 91°, bei Nitrobenzol auf 99°. Erst dann wurde Dampf in den Kolben geleitet. Die Dampfzufuhr wurde durch Beobachtung der von Minute zu Minute übergehenden Wassermenge auf eine bestimmte Menge innerhalb 5 Minuten eingestellt und im Verlauf der Destillation konstant gehalten. Die Destillationsvorlage wurde nach je 5 Minuten gewechselt und in ihr das Verhältnis von Öl zu Wasser bestimmt. Gegen Ende der Destillation steigt die Temperatur des Dampfgemisches, im selben Maße wurde die Temperatur des Ölbades erhöht. Nach Absinken der Ölmenge unter 0,1 ccm in einer 5-Minuten-Portion wurden mehrere Portionen vereinigt, die zuletzt übergehenden Spuren wurden nur noch qualitativ festgestellt.

Wir verwendeten

Monochlorbenzol	$D\frac{20^\circ}{4^\circ}$	1,1063
o-Dichlorbenzol	"	1,3057
Trichlorbenzol A (Gemisch von 1,2,3-und 1,2,4-Trichlorbenzol)	$D\frac{20^\circ}{4^\circ}$	1,4558
Nitrobenzol	"	1,2032

Wir untersuchten zuerst die Destillation des Lösungsmittels ohne Nutschgut, um den Einfluss der verschiedenen äusseren Bedingungen kennen zu lernen.

Aus der Theorie der Wasserdampfdestillation ergibt sich, dass die Zusammensetzung des Destillates, solange beide Flüssigkeiten während der Destillation in reichlicher Menge im Kolben vorhanden sind, konstant sein muss. Demnach müsste man in den einzelnen Portionen des Destillats immer die gleichen Prozentwerte Lösungsmittel finden. Diese müssten dann in einem Koordinatensystem, dessen Ordinate die Gewichtsprozente Lösungs-

./.

mittel angibt, auf einer Parallelen zur Abszisse liegen. Umgekehrt kann man sagen, dass die Versuchsbedingungen dann richtig gewählt sind, wenn diese Werte wenigstens annähernd auf der Parallelen liegen. Diese Feststellung ist wichtig für die Untersuchung des Verlaufs der Wasserdampfdestillation solcher Lösungsmittel, deren Dampfdrucke nicht bekannt sind, und deren Anteil im Destillat infolgedessen nicht errechnet werden kann.

In Tab.1 sind die Anfangswerte für den Prozentgehalt des Destillates an Monochlorbenzol eingetragen. Sie zeigen, dass die Werte nur dann auf einer Parallelen zur Abszisse liegen, wenn das Lösungsmittel in Wasser suspendiert wird, und dass gleichzeitig der theoret. Anfangswert (71,4%) nur dann erreicht wird, wenn die in der Zeiteinheit durchgeschickte Dampfmenge eine bestimmte Grösse nicht überschreitet, wenn also nicht zu rasch destilliert wird.

Tab.2 gibt die entsprechenden Linien für den Verlauf der Destillation von Nitrobenzol. Auch hier erhält man einen der Theorie am nächsten kommenden Anfangswert und die verlangte Parallele nur unter den oben angegebenen Bedingungen.

Tab.3 zeigt die Kurven für verschiedene Lösungsmittel. Wir fanden als Anfangswert für Monochlorbenzol 71% (ber.71,4%), für o-Dichlorbenzol 41,5% (ber.44%), für Trichlorbenzol A 20,6% (ber. 24,6%), für Nitrobenzol 15,5% (ber. 15,6%).

Zur Veranschaulichung des Dampfverbrauchs wird die abdestillierte Menge Lösungsmittel (Ordinate) mit der zu ihrer Destillation verbrauchten Menge Dampf (Abszisse) in Beziehung gesetzt.

Tab.4 zeigt den Dampfverbrauch bei der Destillation von Monochlorbenzol. Man erhält mit fortschreitender Destillation eine vom höchsten Punkt der Ordinate zunächst stark abfallende, fast gerade Linie, die bei der Annäherung an die Abszisse umbiegt und erst in beträchtlichem Abstand die Abszisse berührt. Dieser Annäherungspunkt verdient besondere Beachtung, in ihm tritt die Verzögerung der Destillation ein. Bis zu diesem Punkt, z.B. Kurve 2, unteres Kurvenbild, sind ca. 299 g = 99,7 %

./.