

BUREAU OF MINES
OFFICE OF SYNTHETIC LIQUID FUELS

ENEMY DOCUMENTS CAPTURED BY
U. S. STRATEGIC BOMBING SURVEY
TEAM 46

AGO MICROFILMING JOB NO.
379

REEL
NO.

3

USSBS - V - 1

Hydroxylamine 1 Exhibit

KRYPTON 20

Microfilm of all lettered exhibits.

USSBS

TEAM 46

LEUNA

Box # 2

V-1

Via

Hydroxylamin - Fabrikation

Stand im Frühjahr 1937.

Hydroxylamin - Fabrikation.

Stand im Frühjahr 1937.

Einteilung

Einleitung.

- I. Das Verfahren.
- II. Die einzelnen Teilvorgänge des Verfahrens.
- III. Beschreibung der Anlage und Betriebsweise.
- IV. Betriebserfahrungen.
- V. Betriebsgerichte.

Einleitung

Für den Betrieb von Luftzerlegungs-Apparaten ist die Überwachung der Acetylen-Konzentration im flüssigen Sauerstoff des Hauptkondensators notwendig. Zur Bestimmung werden 5 Liter des flüssigen Sauerstoffs, in welchen das Acetylen nachgemessen werden soll, fast vollständig ins Gas überdampft und der Rest durch eine Lösung geleitet, die einwertige Kupfer-Ionen enthält, mit denen das Acetylen lösliches Kupferacetylid bildet (Drosvaytsches Reagens). Für die Reduktion des zweiwertigen Kupfers und für die Aufrechterhaltung des einwertigen Zustandes der Kupfer-Ionen benötigt man Hydroxylamin in Form seines salzsauren Salzes. Dieses Salz wurde bisher von der Firma Kocherg. bedingt, bezogen. Da

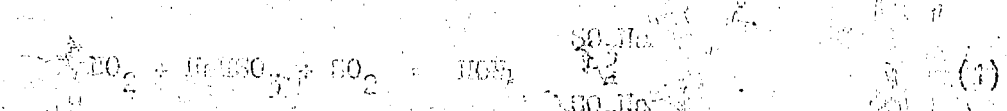
1 kg chemisch reines Salz 36 RM kostet und zuzügl. jährlich rund 700 kg, bei dem endgültigen Ausbau der Erzkübel-Anlage rund 1000 kg Salz benötigt werden (Kostens: ungefähr 35000 RM bzw. 30000 RM), wurden im Versuchslaboratorium durch Herrn Dr. Krajewski Versuche durchgeführt mit dem Ziel, das Hydroxylamin zu wesentlich erschwinglicheren Preisen im Werk selbst herzustellen. Diese Versuche wurden vor einiger Zeit abgeschlossen. Auf Grund der erhaltenen Ergebnisse wurde im Anschluß an das Laboratorium der Erzkübel-Anlage im September 1936 ein kleiner Betrieb zur Herstellung von festem Hydroxylamin-Hydrochlorid eingerichtet, durch den auch entsprechend gedeckt werden kann.

1. Das Verfahren.

Die Herstellung des Hydroxylamins in Form seines salzsauren Salzes geschieht in der Hauptsache nach dem Verfahren von Fischer. Danach wird Natriumnitrit mit Natriumbisulfit zum Hydroxylaminbisulfit-sauren Salz umgesetzt. Das Salz ergibt man durch Verseifung mittels Natriumhydroxid das Hydroxylamin-Chlorhydrat. Um ein analytisch reines Produkt zu gewinnen, wird dieses Salz mit Azeton in Aceton übergeführt, das durch Destillation von der Lösung getrennt und durch Abdampfen in verdunsteter unter Überspaltung Aceton in das Hydroxylamin-Hydrochlorid umgesetzt wird. Man erhält so ein Salz, das frei von Neutralsalzen und sonstigen Verunreinigungen ist.

2. Die einzelnen Holverfahren des Verfahrens.

a) Für die Herstellung des festen, kristallinen und festes Natriumbisulfit in solchen Mengen zuzuführen, daß auf 1 Mol Nitrit 2 Mol Bisulfit kommt. Das salzsaure für die Reduktion des Nitrits erforderliche Mol SO_2 wird gasförmig zugeführt, wobei die Reaktion nach folgender Gleichung verläuft:



Die gasförmige schweflige Säure dient dazu, die Bildung von freier Nitrosäure zu verhindern, falls ein solches Mol Bisulfit anliefern. Damit die Reduktion

Das Nitrat nur bis zur Mikrokolonie und nicht bis zur Bildung von Ammoniak
usw. verläuft, muss der Prozess bei 0 °C durchgeführt werden. Die Umsetzung
erfolgt daher in Gegenwart von Wasser.

2) In dem entstehenden Magma befindet sich eine große Menge an Wasser. Die
Mischung aus Wasser und Magma bildet ein Magma, welches bei 100 °C
abgekühlt wird. Die Temperatur sinkt auf 0 °C ab. Die Temperatur sinkt bei der
Abkühlung des Magma auf 0 °C ab. Die Temperatur sinkt bei der
Abkühlung auf den Frostpunkt ab. Die Temperatur sinkt bei der
Abkühlung auf den Frostpunkt ab. Die Temperatur sinkt bei der
Abkühlung auf den Frostpunkt ab.

3) Nach der Erstarrung wird das Magma durch Kristallisation bei 0 °C
von dem Wasser getrennt. Das Wasser wird abgetrennt und verbleibt
in der Magma. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.
Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird
abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.

Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird
abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.

Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird
abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.
Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird
abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.
Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird
abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.
Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird
abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.
Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird
abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt. Die Magma wird abgekühlt.

halten wird.

Nach beendeter Disulfosalzbildung, die durch Wägung der verwendeten SO_2 -Mengen oder durch Feststellung einer schwachsauren Reaktion der Lösung ermittelt wird, läuft diese Lösung mittels des hölzernen Zapfhahns aus dem Holzbottich durch ein Porzellanfilter (2) zur Zurückhaltung geringer Verunreinigungen in das 1000 Ltr. fassende emaillierte Gefäß (3). Da schon Spuren von Eisen sowohl das Disulfosalz als auch das Hydroxylamin zersetzen würden, dürfen keine Eisengefäße verwendet werden. Bisher werden deshalb Emailgefäße benutzt.

Das Emailgefäß hat einen Heizmantel, durch den der Inhalt des Gefäßes mittels Niederdruck-Dampf indirekt erhitzt wird. Zu der Lösung wird frisches (100 %iges) oder zurückgewonnenes (10 %iges) Aceton hinzugefügt. Dann wird der gesamte Inhalt auf etwa 60° erwärmt und etwa 1 Stunde bei dieser Temperatur belassen. Durch den aufgesetzten kupfernen Rückflußkühler (7) werden Acetonverluste vermieden.

Nach Abkühlung auf 25° - 30° wird anfangs mit konzentrierter (40 %iger), später mit verdünnter Natronlauge das bei der Oximbildung entstandene Natriumbisulfat neutralisiert. Nach beendeter Neutralisation wird sofort mit der Destillation des Oxims begonnen. Die Destillationstemperatur liegt zwischen 97° und 104° . Vor Beginn und während der ganzen Dauer der Destillation strömt durch die gesamten Destillationsgefäße Stickstoff.

Die mit Wasserdampf vermischten Oximdämpfe destillieren in die 150 Ltr. fassende emaillierte Vorlage (8), die mit 12 % Salzsäure beschickt ist. Diese Vorlage hat ebenfalls einen Heizmantel, der mittels Niederdruck-Dampf bis auf etwa 120° erhitzt werden kann. Aus der sich im Laufe der Destillation in der Vorlage bildenden Hydroxylamin-Chlorhydratlösung destillieren Aceton und Wasserdampf ab und werden durch den auf der Bühne aufgestellten kupfernen Kondensator (10) niedergeschlagen.

In der Vorlage bleibt eine wässrige Lösung von Hydroxylamin-Chlorhydrat zurück, die durch längeres Erhitzen bei 117° solange eingedampft wird, bis

aus einer Probe das feste Salz auszukristallisieren beginnt. Danach wird die auf $60^{\circ} - 70^{\circ}$ abgekühlte Lösung in grosse flache Porzellenschalen abgehobert, in denen das Salz auskristallisiert. Auf einer Porzellanutsche wird es von der Mutterlauge getrennt und schliesslich (auf Filtrierpapier ausgebreitet) getrocknet.

Die Verbindungsleitungen bestehen aus Glasrohren von 25 mm Durchmesser. Sie sind durch Gummistücke miteinander bzw. durch ölfeste Gummistopfen mit den verschiedenen Gefässen verbunden. Die Destillationsleitungen sind mit Asbestschnur umwickelt. Die ölfesten Stopfen haben sich besonders gegen Acetondämpfe recht gut bewährt.

IV. Betriebsverfahren.

Die oben beschriebene Anlage ist auf Grund der Versuchsergebnisse von Herrn Dr. Krajewski aufgestellt worden. Das Verfahren ist gleich geblieben, bei der Apparatur haben sich jedoch an einzelnen Stellen auf Grund der Betriebsverfahren kleine Abänderungen als zweckmässig erwiesen.

1) Ersatz von Wassereis ganz oder teilweise durch Trockeneis.

Während der Sommermonate (Juni und Juli) ist die Kapazität unserer Wassereisfabrik völlig ausgenutzt, sodass die für die Hydroxylaminanlage benötigte Wassereismenge (400 kg/Ansatz) nicht zur Verfügung steht, besonders da verhältnismässig-grosse Mengen auf einmal gebraucht werden. Es wurde deshalb versucht, für die erforderliche Kühlung der Lösung Kohlensäureeis zu verwenden. Das hat sich bewährt. Für die Wirtschaftlichkeit muss aber beachtet werden, dass die Kühlung durch Trockeneis wesentlich teurer ist als die durch Wassereis.

Durch die Benutzung des Trockeneises wird aber noch ein anderer Vorteil erreicht: eine wesentliche Konzentrierung der Disulfosalzlösung. Bei der später folgenden Destillation des Acetoxins wird an Energie und an Zeit gespart. Statt ungefähr 20 Stunden Destillationsdauer reichen dann 9 - 10 Stunden aus.

2) Rückgewinnung des Azetons durch rektifizierende Destillation.

Das in den einzelnen Ansätzen benutzte Azeton wurde anfänglich nur als sehr verdünntes Azeton wiedergewonnen. Um reines Azeton zu erhalten und nicht die große Wassermenge immer wieder mitzudestillieren, wurde hinter der Vorlage

(8) anstelle des kupfernen Kondensators eine Fraktionierkolonne aus Glas aufgestellt. Die Höhe der Kolonne beträgt 4 m, ihre Durchmesser 5 cm. Sie ist mit Raschigringen gefüllt und trägt in ihrem oberen Teil Glaskühler. Das Destillat aus der Vorlage tritt etwa im unteren Drittel in die Kolonne ein.

Da die ankommenden Dämpfe ungefähr 100 ° warm sind, ist eine dauernde Zusatzheizung zur Trennung von Azeton und Wasser nicht erforderlich. Das Wasser kondensiert auf dem langen Weg in der Kolonne und fließt nach unten in die Blase ab, während das Azeton oben am Kopf der Kolonne übergeht und als praktisch reines Azeton wiedergewonnen wird. Am Anfang der Destillation geht etwas Salzsäuredampf aus der Vorlage mit über, der in der Kolonne mit vorhandenem Wasser örtlich sehr konzentrierte Salzsäurelösung bilden kann, durch die Azeton teilweise zersetzt werden würde. Daher tropft im Anfang der Destillation von oben her Wasser durch die Kolonne. Dadurch werden die Salzsäuredämpfe absorbiert bzw. so stark verdünnt, dass das Azeton nicht mehr zersetzt werden kann.

Die Kolonne läuft, wenn die Destillation begonnen hat, praktisch ohne Aufsicht. Von dem eingebrachten Azeton können 80 % wiedergewonnen werden.

3) Ersatz der emaillierten Gefäße durch homogen verbleite.

Für die Herstellung von Hydroxylamin bzw. dessen Salzen dürfen keine Eisengefäße benutzt werden. Bisher sind deshalb für die Herstellung des Hydroxylaminchlorhydrats Emaillegefäße benutzt worden. Diese sind vom Eisenhüttenwerk Thale geliefert. Unsere Erfahrungen mit diesem Material sind jedoch recht ungünstig. Sowohl die Blase als auch die Vorlage sind schon nach 2 Monaten Betriebszeit unbrauchbar geworden und mussten neu emailliert werden. Diese Neuemaillierung

danerte über 2 Monate, wodurch die Fabrikation erheblich gestört wurde. Es sind außer der Güte der Emaille offenbar auch rein fabrikatorische Gründe vorhanden, die die Firma für die Lieferung derartiger Gefäße nicht geeignet erscheinen lassen. Nachdem sich die emaillierten Behälter nach kurzer Zeit schon als unbrauchbar erwiesen hatten, wurde nach einem neuen Werkstoff gesucht, der nicht auf Hydroxylaminverbindungen zersetzend wirkt. Für die emaillierte Blase kam Blei in Betracht. Zu diesem Zwecke wurde durch den Bleibetrieb ein kleines verbleites Gefäß hergestellt und im Laboratorium mehrere Wochen lang durch möglichst oftmalige Durchführung der gesamten Arbeitsprozesse geprüft. Dabei ist zu berücksichtigen, dass die Lösung zunächst schwefligsauer, dann schwefelsauer, dann evtl. alkalisch und schliesslich sehr stark Na_2SO_4 -haltig ist (ca. 30 %). Nachdem der gesamte Prozess 9 mal in dem Gefäß durchgeführt wurde, sind dann fünf quantitativ untersuchte Ansätze vorgenommen worden. Da in den 5 Versuchen die Hydroxylaminausbeute 67,4, 66,2, 86,3, 82,7, 75,3 % betrug, soll nunmehr durch unseren Bleibetrieb ein Gefäß hergestellt werden, das als Ersatz für die emaillierte Blase dienen soll. Abgesehen von den wesentlich geringeren Anschaffungskosten (rd. 1700 RM für das verbleite Gefäß gegen 3000 RM für das emaillierte Gefäß) sind Reparaturen, die durch Korrosion evtl. nach einiger Zeit auftreten können, wesentlich einfacher und vor allem schneller durchzuführen.

Als Ersatz für die emaillierte Vorlage sind Glaskolben (1 & 50 Ltr., 2 & 30 Ltr.) schon jetzt aufgestellt worden. Diese stehen in einem mit Trikresylphosphat gefüllten mittels einer Dampfschlange heizbaren Behälter. Alle drei Behälter stehen hinter einer Blechwand, um bei Zerplatzen eines Glaskolbens Schädigungen durch herumspritzende heiße Flüssigkeit zu verhindern. Auch hier ist der Anschaffungspreis niedriger. (Kosten der Vorlage: Glaskolben + Badbehälter + Trikresylphosphat 700 RM gegen 1200 RM für die Emaillevorlage). Ebenso wie bei Ersatz der emaillierten Blase durch eine verbleite sind auch hier Reparaturkosten wesentlich niedriger.

Auf der Skizze St/244 sind die durch die Betriebserfahrungen gewonnenen Verbesserungen wiedergegeben. Die Herstellung des Hydroxylamin-Chlorhydrats erfolgt nunmehr so, wie aus dem Schema ersichtlich. Für die noch vorhandene Emailleblase befindet sich ein homogen verbleites Gefäß in Arbeit, das später anstelle der Emailleblase aufgestellt werden soll.

V. Betriebsergebnisse.

Die beschriebene Anlage gestattet, pro Ansatz etwa

25 kg Hydroxylamin-Chlorhydrat

herzustellen. An Rohmaterialien werden hierfür benötigt

400 kg Eis,
35 " Natriumnitrit,
55 " Natriumbisulfit,
34 " schweflige Säure,
30 " Aceton,
34 " Natronlauge (in Form von 40 %iger Lauge),
etwa 16,5 kg Salzsäure (chemisch-rein).

Die Ausbeute der Disulfidalsbildung beträgt etwa 90-95 %.

Die Ausbeute nach der Oxidbildung beträgt etwa 92 %.

Die Ausbeute nach der Neutralisation beträgt etwa 75 %.

(Durchschnittswerte nach den Erfahrungen der letzten Monate).

Das Gesamtvolumen der Neutralisation beträgt etwa 750 ltr.

Um bei der Destillation des Oxides alles Hydroxylamin aus der Blase zu entfernen, sind etwa

200 ltr. Destillat

erforderlich. Die Ausbeute nach der Destillation beträgt ungefähr 70 % entsprechend

25 kg Hydroxylamin-Chlorhydrat,

das nach der Eindampfung und Kristallisation als festes reines weißes Salz

mit einem Gehalt von 96,5-98 %

erhalten wird. Die restlichen 2-3,5 %

sind Spuren freier Salzsäure und in der Hauptsache anhaftendes Wasser,

Ammonsalz konnte auch in einer 1/2 Jahre alten Probe nicht gefunden werden.

Der Energieverbrauch ist gering. In ganzen werden - reichlich geschätzt -
etwa 2,5 to Dampf/Ansatz
benötigt.

Mit 1 Tagschichtarbeiter können 2 Ansätze der oben beschriebenen Größe pro
Woche durchgeführt werden. Jeder einzelne Ansatz benötigt für die einzelnen
Arbeitsgänge folgende Zeit:

1. Tag : Herstellung des Disulfosalzen und Oxidbildung.
2. Tag : Neutralisation und Destillationsbeginn (diese läuft bei Nacht
hindurch).
3. Tag : Beendigung der Destillation, Abdampfung in der Vorlage und
Kristallisation.

Da pro Ansatz ungefähr 25 kg hergestellt werden können, kann der Werksbedarf,
der außer der oben angegebenen Menge für die Fröckl-Linde-Anlage noch etwa
8-10 kg pro Monat (Organische Abteilung) beträgt, durchaus gedeckt werden.

Eine Kalkulation des Produktes durch die AMP auf Grund der Betriebsdaten
liegt vor.

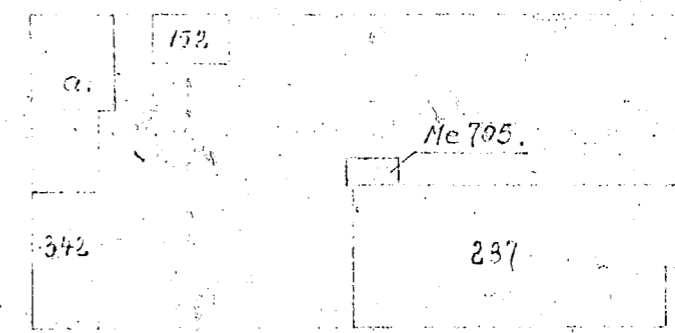
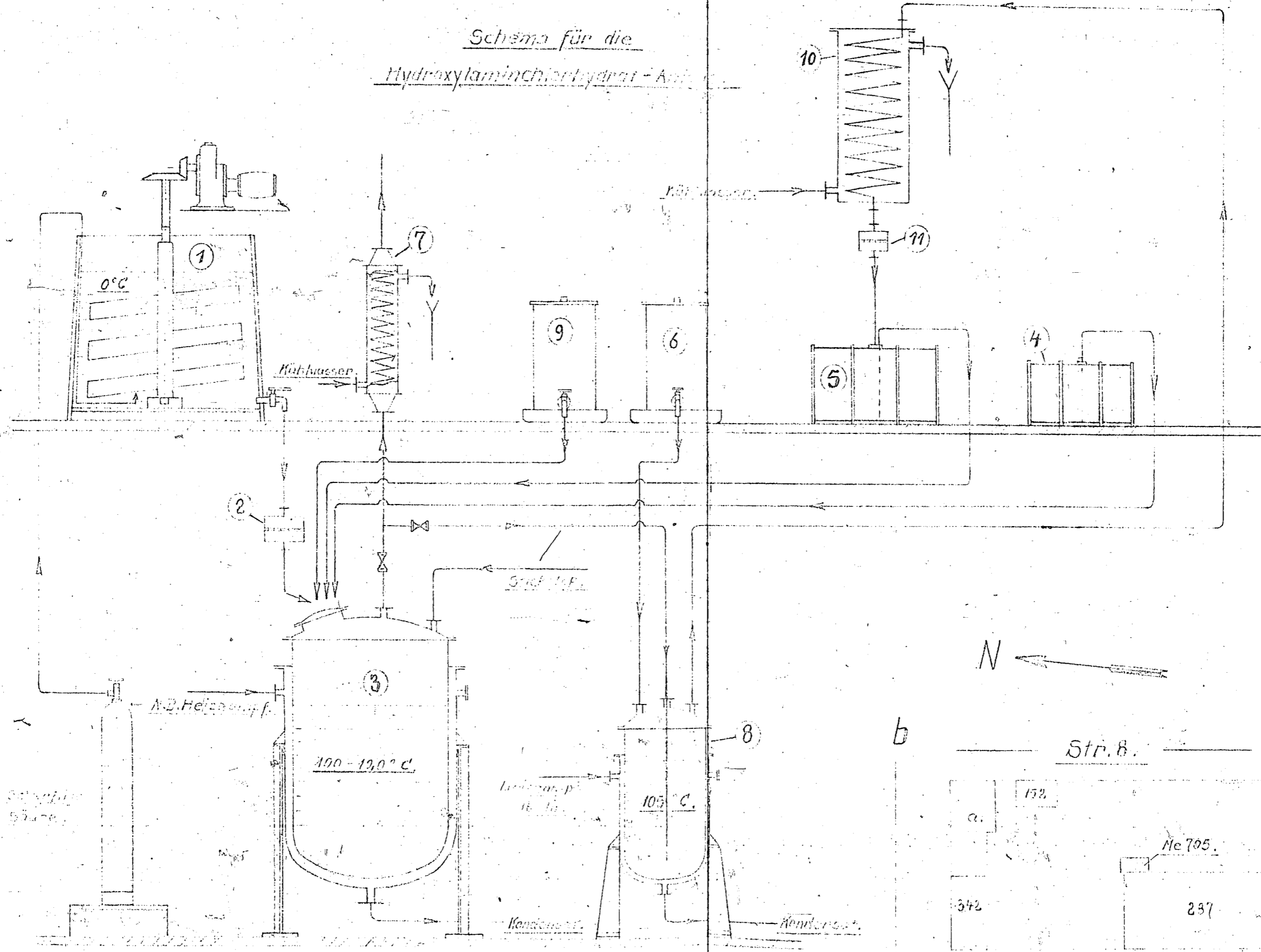
Verteiler:

Herrn Direktor Dr. von Staden,
" Dr. Kopp,
" Dr. Rumscheid,
" Lössl,
" Dr. Harold,
" Dr. Krajewski,

AMP

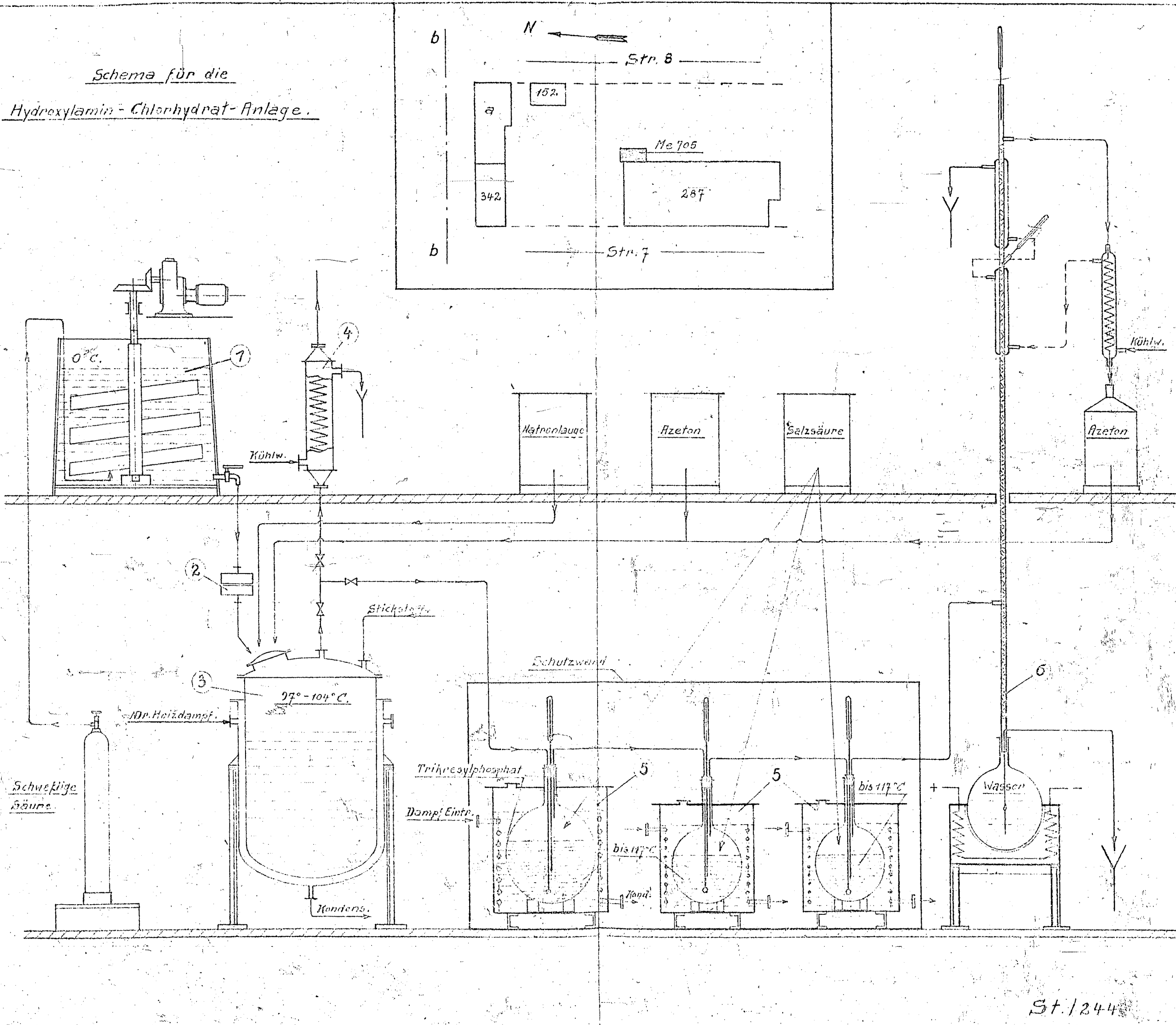
Herrn Dr. Widing
4 Reserve.

Schema für die
Hydroxylaminchlorhydrat - Anlage



St. 179

Schema für die
Hydroxylamin - Chlorhydrat - Anlage.



St. 1244

Leuna Werke, den 24.7.33.

B e r i c h t.

Betrifft: Inbetriebsetzung des Linde - Apparates I in Me 337.

Der am 19.2.33 zerknallte Trennungsapparat I (Siehe Bericht vom 1.3.33) wurde nach erfolgter Instandsetzung bzw. Abänderung am 9.7. wieder angefahren. Er war somit etwa 26 Wochen ausser Betrieb. Die Instandsetzungsarbeiten von der Fa. Linde beanspruchten etwa 17 Wochen. Die Montage durch uns etwa 5 Wochen.

Bei dem Anfahren ergaben sich zunächst insofern Schwierigkeiten, als der Apparat beim Einregulieren einen unzulässig hohen Druck (etwa 7 at) in der Drucksäule aufwies und zwar bei der normalen Belastung von etwa 5 600 cbm Luftdurchsatz/Stunde.

Da auch ein mehrmaliges Ab- und Anstellen keine Besserung brachte, musste darauf geschlossen werden, daß eine Flüssigkeits-Stauung in der unteren Säule vorlag, die nur auf eine Verlegung der Rektifikationsböden zurückgeführt werden konnte. Der Apparat wurde deshalb im Einvernehmen mit der Fa. Linde, die inzwischen ihren Vertreter Herrn Dipl.-Ing. L i n d e n b e r g nach hier gesandt hatte, ganz abgestellt und aufgetaut. Da nach dem Auftauen, Ausblasen und Abpressen des Apparates sich nichts besonderes zeigte, wurde der Apparat am 15.7. in Gegenwart des Herrn Dipl.-Ing.

L i n d e n b e r g wieder angefahren und konnte nach etwa 18 Stunden auf Produktion geschaltet werden. Es darf demnach angenommen werden, daß die Böden beim ersten Anfahren durch Feuchtigkeit oder Kohlensäure verlegt gewesen sind, die durch das wiederholte Auftauen entfernt wurde.

Laut Schreiben der Fa. Linde vom 21.5. u. 31.5. soll der Apparat je nach Fahrweise, sowohl auf ganz reinen Sauerstoff oder auf ganz reinen Stickstoff gefahren werden können, wobei folgende Leistungen erzielt werden müssen:

Aus 1000 cbm Hochdruckluft + 2600 cbm Niederdruckluft = 3600 cbm
Luftdurchsatz pro Stunde:

Fall I.

720 cbm O₂ von 98,5 - 99 % Reinheit,
2880 cbm N₂ mit etwa 0,5 - 1 % O₂-Gehalt

Fall II.

2760 cbm N₂ mit 0,1 - 0,2 % O₂-Gehalt,
840 cbm O₂ 90 %ig

Fall III.

530 cbm O₂ 98,5 - 99 %, — — —
360 cbm O₂-unrein etwa 50 %ig,
2710 cbm N₂ mit 0,1 - 0,2 % O₂-Gehalt

In der Zeit vom 15.7. - einschl. 19.7. wurden diese
drei verschiedenen Fahrweisen vorgenommen und die Leistungen
ermittelt.

Die Ergebnisse sind aus dem folgenden Versuchs-Protokoll
anzusehen.

V e r s u c h s p r o t o k o l l .

In der Zeit vom 15.7. bis 19.7. wurde in Gegenwart des Herrn Dipl.-Ing. L i n d e n b e r g von der Fa. Linde die verschiedenen Einregulierungen des Apparats I ausprobiert. Der Apparat war während der ganzen Versuchsdauer im normalen Betrieb und auf Produktion geschaltet.

Die Zahlen der Versuchsergebnisse sind Mittelwerte aus den in den Betriebsprotokoll. halbstündlich eingetragenen Ablesungen. Die während der Versuchszeit abgelassenen Flüssigkeitsmengen wurden in allen Fällen bei der Aufstellung der Bilanz unberücksichtigt gelassen. Die Abweichungen in der Bilanz sind teilweise auf Undichtheiten im Apparat, sowie auf kleine Ungenauigkeiten in der Mengemessung zurückzuführen. Die angegebenen Garantiezahlen von Linde sind auf einen Luftdurchsatz von 3600 cbm/Std. bezogen. Der Luftdurchsatz lag bei dem Versuch I um 240 cbm über, bei Versuch II 380 cbm unter und bei Versuch III 140 cbm über 3600 cbm /Std. Maßgebend für die Beurteilung war die Ausbeute an reinem Sauerstoff bzw. Stickstoff in % der durchgesetzten Luftmenge, sowie die Reinheit der gewonnenen Produkte.

Bei dem Versuch I wurden die Garantien in Bezug auf die Ausbeute von reinem Sauerstoff, sowie auf die Reinheit des Stickstoffs nicht restlos erfüllt. Die Ausbeute betrug 19,3 % gegen 20 % garantiert. Der Sauerstoffgehalt im Stickstoff wurde im Mittel mit 1,2 % festgestellt gegen 0,5 - 1 % garantiert.

V e r s u c h I.

Apparat einreguliert für die Produktion von reinem Sauerstoff, wobei der Stickstoff mit 0,5 - 1 % O₂-Gehalt anfällt.

Der Versuch erstreckte sich auf eine Zeitdauer von 8 Stunden und zwar von 0,30 h bis 8,30 h am 19.7.

		Garantie	Versuchsergebnis
Luftdurchsatz	cbm/Std	3600	3840
Hochdruckluft	cbm/Std	1000	1220
Niederdruckluft	cbm/Std	2600	2620
Sauerstoff rein	cbm/Std	720	740
Reinheit des Sauerstoffs	%	98,5-99	98,7
Stickstoff	cbm/Std	2880	3050
O ₂ -Gehalt im Stickstoff	%	0,5-1	1,2
Austeute an 99 %igem O ₂	%	20	19,3
Druck der Hochdruckluft	at	-	1,25
Druck in der Drucksäule	at	-	0,1-0,3

Bilanz:

3840 cbm Luft	=	803 cbm O ₂ + 3037 cbm N ₂
740 cbm O ₂ 98,7 %	=	730 cbm O ₂ + 10 cbm N ₂
3050 cbm N ₂ mit 1,2 % O ₂	=	36 cbm O ₂ + 3014 cbm N ₂
3990 cbm	=	766 cbm O ₂ + 3024 cbm N ₂

Handwritten signature or initials

V e r s u c h II.

Apparat-einreguliert für die Produktion von reinem Stickstoff, wobei der in der Luft enthaltene Sauerstoff mit einer Reinheit von etwa 90 % anfällt.

Der Versuch erstreckte sich auf eine Zeitdauer von 24 Stunden und zwar von 16.7. 13 h bis 17.7. 13 h.

		Garantie	Versuchs- ergebnis
Luftdurchsatz	cbm/Std	3600	3220
Hochdruckluft	cbm/Std	1000	1100
Niederdruckluft	cbm/Std	2600	2150
Sauerstoff unrein	cbm/Std	840	680
Reinheit des Sauerstoffs	%	<u>90</u>	<u>97</u>
Stickstoff rein	cbm/Std	2760	2510
O ₂ -Gehalt des Stickstoffs	%	0,1-0,2	0,05
Ausbeute an reinem Stickstoff	%	76	78
Druck der Hochdruckluft	at	-	125
Druck in der Drucksäule	at	-	4,8-4,9

Bilanz:

<u>3220 cbm Luft</u>	=	<u>675 cbm O₂ + 2545 cbm N₂</u>
680 cbm O ₂ 97 %ig	=	660 cbm O ₂ + 20 cbm N ₂
<u>2510 cbm N₂ 100 %ig</u>	=	<u> 2510 cbm N₂</u>
<u>3190 cbm</u>		<u>660 cbm O₂ + 2530 cbm N₂</u>

V e r s u c h III.

Apparat einreguliert für die gleichzeitige Produktion von reinem Sauerstoff und reinem Stickstoff, wobei noch unreiner Sauerstoff mit etwa 50 % Reinheit anfällt.

Der Versuch erstreckte sich auf eine Zeitsdauer von 20 Stunden und zwar von 17.7. 16 h bis 18.7. 12 h.

		Garantie	Versuchs- ergebnis
Luftdurchsatz	cbm/Std	3600	3740
Hochdruckluft	cbm/Std	1000	1220
Niederdruckluft	cbm/Std	2600	2520
Sauerstoff rein	cbm/Std	530	605
Reinheit des reinen Sauerstoffs	%	98,5-99	99,1
Stickstoff rein	cbm/Std	2710	2750
O ₂ -Gehalt im reinen Stickstoff	%	0,1-0,2	0,05
Sauerstoff unrein	cbm/Std	360	240
O ₂ -Gehalt im unreinen Sauerstoff	%	ca 50	72,8
Ausbeute an reinem Sauerstoff	%	14,5	16,2
Druck der Hochdruckluft	at	-	125
Druck in der Drucksäule	at	-	5,1

Bilanz:

<u>3740 cbm Luft</u>	=	<u>780 cbm O₂ + 2960 cbm N₂</u>
605 cbm O ₂ 99,1 %ig	=	600 cbm O ₂ + 5 cbm N ₂
240 cbm O ₂ 72,8 %ig	=	175 cbm O ₂ + 65 cbm N ₂
<u>2750 cbm N₂ 100 %ig</u>	=	<u>2750 cbm N₂</u>
<u>3595 cbm</u>		<u>775 cbm O₂ + 2820 cbm N₂</u>

VLC
Leunawerke, den 7. März 1938.

Industrielle Herstellung von Krypton u. Xenon.

(Übersetzung eines Artikels aus „Engineering“ vom 22.10.37
Seite 464.)

Nach einer allgemeinen Betrachtung über die Konzentration der Edelgase in der Luft und ihre Verwendung für die Füllung gasgefüllter Glühlampen wird zunächst auf das Verfahren Claude hingewiesen, mit dem Krypton und Xenon als Nebenprodukte bei der Sauerstoff- und Stickstoffherzeugung gewonnen werden. Wenn jedoch für die Füllung von Glühlampen jährlich mehrere 100 cbm dieser Edelgase benötigt würden, so ist nach Ansicht des Verfassers die Gewinnung dieser Edelgase als Nebenprodukte der Sauerstoff- und Stickstoffherzeugung unzureichend.

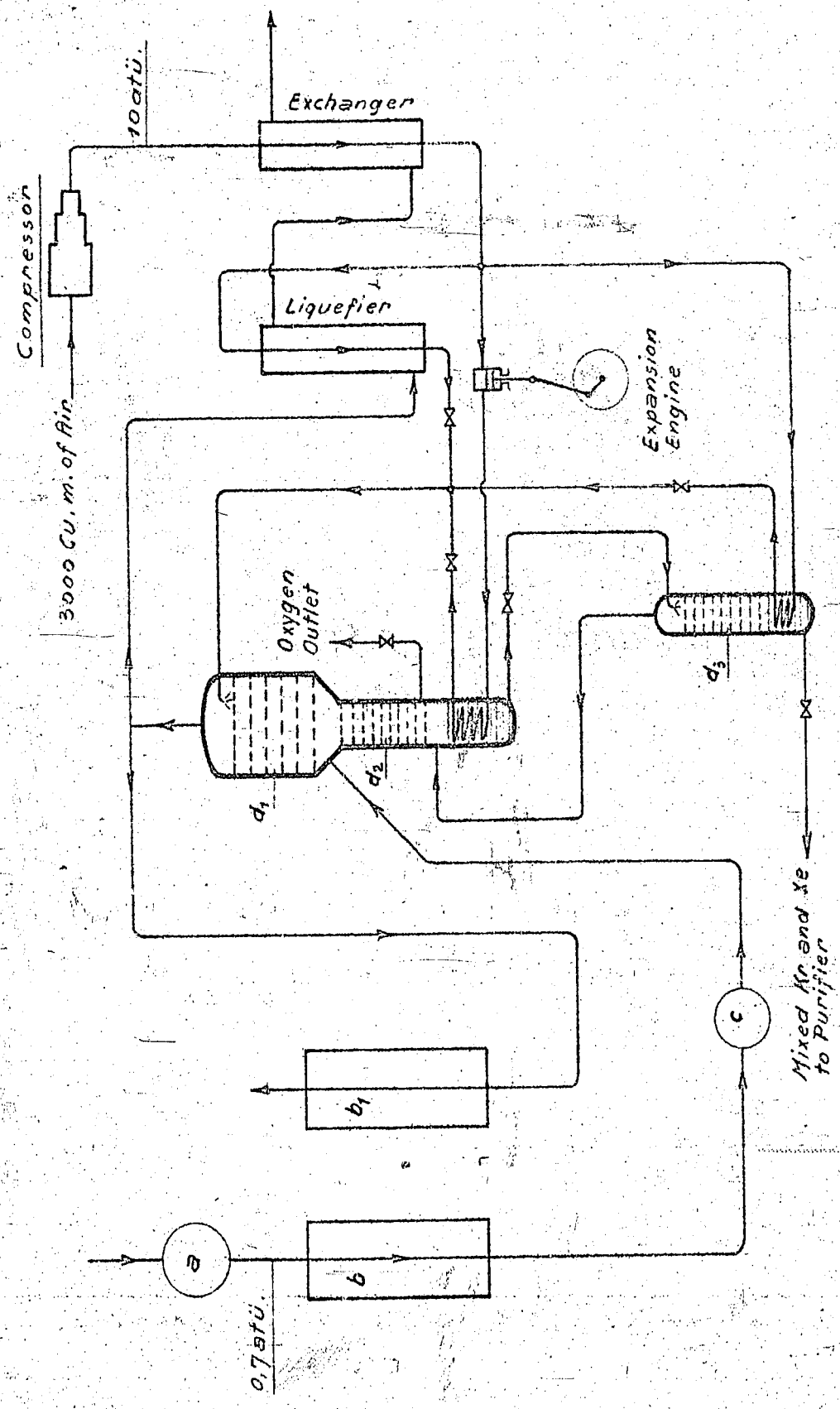
Es folgt nun die Beschreibung des Verfahrens zur Gewinnung von Krypton und Xenon aus der Luft als Hauptprodukt, die es von der Société L'Air Liquide 75, Quai d'Orsay, Paris entworfen und ihr patentiert worden ist. Während es zur Gewinnung von Stickstoff und Sauerstoff aus der Luft erforderlich ist, die Luft vollständig zu verflüssigen, braucht man, um Krypton und Xenon zu gewinnen, die Luft ^{nur} bis auf ihren Taupunkt abkühlen zu lassen und die entgegen einer verhältnismäßig geringen Menge flüssiger Luft im Gegenstrom durch eine Rektifikationskolonne ³⁶ leiten. Bei der Temperatur der flüssigen Luft unter Atm. Druck ist der Dampfdruck des Kryptons ungefähr 5 mm Hg. Wenn man die Mischung von flüssiger Luft und Krypton als vollkommen Lösung betrachtet, so folgt daraus, daß der Anteil dieses Gases in der Flüssigkeit ungefähr 150 mal ³⁶ größer ist, als in dem mit der Flüssigkeit im Gleichgewicht befindlichen Dampf. Die theoretisch erforderliche Menge flüssiger Luft beträgt daher 1/150 der behandelten Menge gasförmiger Luft. Bei der praktischen Ausführung wird wegen der Unvollkommenheit der Stufen und besonders wegen des Mitreißens flüssiger Teilchen durch den Gasstrom von einem Austauschboden zum anderen ein bedeutend größerer Teil Waschflüssigkeit gebraucht. Dieser Anteil beträgt z.B. 5-10 % des auszuwaschenden Gases, aber Erfahrung und Verbesserung der Destillationskolonnen werden es in Zukunft ermöglichen, die Menge der Waschflüssigkeit zu verringern.

Der Prozeß wird außerordentlich erleichtert durch die Anwendung kalter

Regeneratoren nach dem Fränkl-System. Diese Regeneratoren bieten sehr große Oberflächen zum Wärmeaustausch, so daß damit bis zu 99 % der Kälte zurückgewonnen werden kann. Außerdem ist die Vorreinigung der Luft (Trocknen und Entfernen von Kohlensäure) bei diesen Regeneratoren nicht erforderlich. Wasser und Kohlensäure der Luft lagern sich auf den Oberflächen der Regeneratoren während des Kühlvorganges an und werden bei der Erwärmung der Gase, die die Kolonne verlassen, verdampft und mit fortgeführt. Die zu behandelnde Luft muß die infolge der ~~kleinräumigen~~ Unvollkommenheit der Regeneratoren entstehenden Kälteverluste ausgleichen. Das geschieht durch Ausdehnung in einer Entspannungsturbine. Die Luft wird zu diesem Zweck vorher leicht verdichtet. Eine Verdichtung ^{auf} von 0,7 atü genügt für einen Apparat, der eine große Luftmenge verarbeiten kann, während für die vollständige Verflüssigung mindestens auf 4 atü verdichtet werden muß. Diese Verdichtung ist auch erforderlich, um einen Unterschied in Volumen der eintretenden und austretenden Gase zu bekommen, der für die Verdampfung von in den Regeneratoren niedergeschlagenem Wasser und Kohlensäure von beträchtlichem Nutzen ist. Die Air Liquide hat eine Anlage nach diesem Verfahren entworfen und in Boulogne in Betrieb gebracht. Das Schema stellt das Verfahren dar. Ein Turbokompressor a) hat eine Leistungsfähigkeit von 30000 m³/h verdichtete Luft auf 0,7 atü. Diese Luft geht durch einen Regenerator b), wo sie abgekühlt wird. Die Abkühlung auf den Taupunkt erfolgt in der Entspannungsturbine c). Die Luft wird dann in die Destillationskolonne d¹) geleitet, die nur eine kleine Anzahl von Austauschböden hat. Hier wird sie durch flüssige Luft (ungefähr 3000 kg/h) ^{gewaschen}, die am Kopf der Säule aufgegeben wird. Diese flüssige Luft nimmt den Krypton- und Xenon-Gehalt auf. Die Gase gehen dann in den Regenerator b₁, wo sie ihre Kälte abgeben, und entweichen in die Außenluft. Die Regeneratoren b und b₁ wechseln ihre Tätigkeit in Abständen von 100 Sek. Die Flüssigkeit gelangt von der Säule d₁ in eine zweite Säule d₂. Die kleinere ist als d₁ und von hier läuft ein Teil der Flüssigkeit in eine dritte Säule d₃ von noch kleineren Abmessungen. Ungefähr 700 cbm gasförmiger Sauerstoff kann stündlich von der Säule d₂ abgezogen werden. Aus der Säule d₃ gewinnt man stündlich 10-15 cbm einer Mischung ^{aus} von etwa 3-5 % schwerer Gase ^{an Kohlenwasserstoffen} ungefähr ebensoviel verschiedener Kohlenwasserstoffe und ~~etwas~~ Sauerstoff. Die Konzentration wird in der Säule d₃ nicht weiter getrieben, damit die Kohlenwasserstoffe nicht eine so große Konzentration erreichen, daß sie mit dem Sauerstoff eine explosive Mischung bilden.

Die Nachreinigung ist in dem Schema nicht dargestellt. Das Gas aus der Säule d₃ wird zunächst auf einige Atm. komprimiert und über einen Reiniger geleitet, der oxidiertes Kupferoxyd enthält, welches die Kohlenwasserstoffe zerstört. Nach Entziehung der gebildeten Wasser- und Kohlensäuremenge wird das Gas wiederum

verflüssigt und in eine kleine Destillationskule geleitet, in der der größte Teil des Sauerstoffs entfernt wird. Das an dieser Säule unten abgezogene Gas wird danach mit Wasserstoffüberschuß verbrannt und so von Sauerstoff und etwaigen Spuren von Kohlenwasserstoffen befreit. Durch Kondensation in flüssigen Stickstoff wird der Wasserstoff von den Edelgasen getrennt, die durch Erwärmung des Kondensationsapparates ^{mit} ~~ab~~ ^{ab} ~~genommen~~ ^{entnommen} werden. Die Waschflüssigkeit, die am Kopf der Säule d_1 aufgegeben wird, wird entsprechend dem Claude-Prozess auf folgende Weise gewonnen; Luft wird auf 10 atm. komprimiert, getrocknet, von Kohlendioxid befreit und in einem Rohrbündel am Boden der Säulen d_3 und d_2 gekühlt und dadurch verflüssigt. Dadurch wird gleichzeitig die Verdampfung der Flüssigkeit bewirkt, in die das Rohrbündel eingetaucht ist. Die Waschflüssigkeit wird auf einen höheren Druck verdichtet, als für die Verflüssigung notwendig ist. Sie erzeugt Kälte durch Expansion und gibt dabei in einer Kolbenentspannungsmaschine Arbeit ab. Diese Anlage ist vollständig montiert und Vorversuchen unterworfen worden. Sie wird nun in Betrieb genommen. Die Gesellschaft für Linde's Bismaschinen hat mit Lizenz der Air Liquid eine Anlage errichtet. Diese Anlage ist in Ajka (Ungarn) aufgestellt worden, um ausschließlich Krypton zu gewinnen für die wichtige Glühlampenfabrik in diesem Lande; sie wird demnächst in Betrieb kommen. Ihre Leistung, die 22000 m³/h Luft beträgt, ist der von Boulogne ungefähr gleich. Der für diese Anlage geschätzte Energieverbrauch beträgt 40 PS/h pro Liter Xenon und Krypton. Diese Gase sind in demselben Verhältnis gemischt, in dem sie in der Luft enthalten sind. ^{Die aufgewandte Energie} ~~Der Energieverbrauch~~ wird fast vollständig ^{zur} ~~zur~~ ^{Überwindung} ~~zur~~ ^{von Druckverlusten und zum Ausgleich von Kälteverlusten} ~~zur Überwindung~~ von Druckverlusten und zum Ausgleich von Kälteverlusten ^{benutzt} ~~benutzt~~. Man hofft, durch die gewonnenen Erfahrungen den Kraftverbrauch in zukünftigen Anlagen verringern zu können.



Schema der Krypton-Anlage in Boulogne.

Vid

Leuna Werke, den 3. Januar 1936.

Beschreibung der endgültigen Anlage zur Kryptongewinnung
in Leuna.

I.) Beschreibung des Verfahrens.

In den FRÄNKEL-LINDE-APPARATE in Bau 247 wird durch Verflüssigung und Rektifikation von atmosphärischer Luft ein hochprozentiger Sauerstoff gewonnen. Das in der Luft enthaltene Krypton gelangt fast restlos in diesen Sauerstoff, der in den zusätzlich aufgestellten Krypton-Anreicherungssäulen nochmals rektifiziert wird. Dabei erhält man einen Sauerstoff mit etwa 0,1 Vol.-% Krypton. Zwecks weiterer Einengung wird dieses Gas zunächst von den darin befindlichen Kohlenwasserstoffen befreit und wieder in die Anreicherungssäulen entspannt, um dann mit einer Konzentration von etwa 1 % Krypton in einer sogenannten Reinkryptonsäule einer weiteren Rektifikation unterworfen zu werden, wobei schließlich eine Kryptonkonzentration auf etwa 80 % erreicht wird. Das so erhaltene Krypton-sauerstoffgemisch wird durch Verflüssigung und Wiedervergasung auf Stahlflaschen gefüllt und zwecks weiterer Verarbeitung an Werk Autogen in Griesheim gesandt.

II. Beschreibung der Anlage.

Der aus den Luft-Trennungs-Apparaten in Bau 247 anfallende Sauerstoff wird in die Krypton-Anreicherungssäulen (1) geleitet, worin eine Anreicherung des Kryptons bis auf etwa 0,1 % stattfindet. Die angereicherte Flüssigkeit wird

aus dem Flüssigkeitsabscheider (2) kontinuierlich in den Totalverdampfer (3) entspannt. Der in dem Totalverdampfer (3) verdampfte Sauerstoff gelangt in den Kupferoxydofen (4) und hier werden die in dem Sauerstoff enthaltenen Kohlenwasserstoffe bei einer Temperatur von etwa 500° C. zu Kohlensäure und Wasser verbrannt. Der von Kohlenwasserstoffen befreite Sauerstoff gelangt nun über den im Nebenschluß geschalteten 25 cbm fassenden Gasometer (5) zu dem einstufigen Sauerstoff-Kompressor (6). In dem Kompressor wird der Sauerstoff auf etwa 5 atü verdichtet, wird dann in den Waschtürmen (7) mittels Natronlauge von der Kohlensäure befreit und in den Ätzkalitürmen (8) getrocknet. Der so gereinigte und getrocknete Kohlenwasserstofffreie Sauerstoff wird zum größten Teil (etwa 90 %) wieder in die Krypton-Anreicherungsäulen (1) zurückentspannt. Ein Teil des Gases (etwa 10 %) wird abgezweigt und gelangt unter Druck zu dem in der Panzerkammer (9) in Bau 337a aufgestellten Kupferoxydofen (10). Hier werden die letzten Spuren von Kohlenwasserstoffen entfernt und das Gas wird nun in der in Bau 337 aufgestellten Reinkryptonsäule (11) entspannt. Aus dem Sumpf dieser Säule wird dann schließlich ein Gasgemisch mit etwa 80 % Krypton und 20 % Sauerstoff gewonnen. Dieses Rohkrypton wird entweder zu dem 2 cbm fassenden Gasometer (12) oder zu dem in der Panzerkammer (15) befindlichen Sammelbehälter (13) geleitet. Aus den Behältern 12 oder 13 wird das Gas durch Kondensation in das Gefäß (14), welches in Panzerkammer (15) untergebracht ist, verflüssigt. Und dann anschließend durch Wiedervergasung in Stahlflaschen (16), die in Panzerkammer (17) untergebracht werden, verdichtet.

III. Sicherheitsvorrichtung.

- 1.) Die Krypton-Anreicherungsäulen sind mit Schutzgittern umgeben und außerdem sind die Apparateile, an dem die höchsten Konzentrationen an Kohlenwasserstoffen auftreten in besonders geschützten Räumen untergebracht.
- 2.) Die Apparatur wird durch durchlaufende Handanalysen auf unzulässig hoher Konzentration an Kohlenwasserstoffen und Azetylen überwacht.
- 3.) Die Konzentration wird nur soweit getrieben, sodaß die gleichzeitig erfolgende Konzentration an Kohlenwasserstoffen innerhalb zulässiger Grenzen bleibt.
Die Flüssigkeit wird dann entspannt und über eine andere Apparatur zwecks Entfernung der Kohlenwasserstoffen geleitet.
- 4.) Neben den Handanalysen wird die Anwesenheit von Kohlenwasserstoffen durch besondere Kontrollapparate registriert.
- 5.) Das zur weiteren Verarbeitung in der Rein-Kryptonsäule entspannte Gas passiert vor Eintritt in die Säule einen zweiten Kupferoxydofen zur restlosen Verdichtung etwa noch vorhandener Kohlenwasserstoffe.
- 6.) Die Rein-Kryptonsäule ist mit Schutzgittern umgeben.
- 7.) Der Kupferoxydofen, der zur Nachreinigung dient und unter einem Druck von 5 atm. arbeitet, ist in einer Panzerkammer untergebracht.
- 8.) Bevor das Gas aus der Reinkryptonsäule einer Verflüssigung und Wiedervergasung unterworfen wird, wird durch Handanalysen die vollkommene Abwesenheit von Azetylen beziehungsweise sonstiger Kohlenwasserstoffe

nachgewiesen. Das Kondensationsgefäß, beziehungsweise das Gefäß für die Wiedervergasung und die Stahlflasche sind in Panzerkammern untergebracht.

- 9.) Alle Handhabungen zur Bedienung der Abfüllapparaturen geschehen hinter einer Panzerkammerwand, sodaß während des Betriebes ein Betreten der Panzerkammer überflüssig ist.

Anwendung von Kältemaschinen für die Beheizung und Kühlung von Kolonnen für rektifizierende Auswaschung von Krypton aus Sauerstoff.

Die Kryptongewinnung beruht auf einer rektifizierenden Auswaschung von kryptonhaltigem Sauerstoff. In Kryptonanreicherungssäulen wird aus dem in den Linde-Fränkli-Apparaten gewonnenen Sauerstoff ein angereichertes Gas mit 0,1 % Krypton-gehalt ausgewaschen. Dieser mit Krypton angereicherte Sauerstoff wird durch weitere rektifizierende Auswaschung in einer Rohkryptonsäule bis zu einem Krypton-gehalt von 70 - 80 % weiter angereichert.

Die Beheizung der Blase, deren Inhalt siedender Sauerstoff mit mehr oder weniger hohem Gehalt an Krypton ist und die Kühlung des Phlegmas (in beiden Fällen kondensierender Sauerstoff) erfolgt bei Anreicherungssäulen mit Luft, bei Rohkryptonsäulen mit Stickstoff.

In den Anreicherungssäulen (s. Abb. 1) wird dabei Luft von höherem Druck (Niederdruckluft von 4,4 atü und Kondensationstemperatur aus der Drucksäule des Linde-Fränkli-Apparates oder Hochdruckluft von 180 atü und 150 °K) zunächst in einem Verdampfer bei etwa 3 atü verflüssigt. Die freiwerdende Kondensationswärme dient zum Verdampfen von kryptonhaltigem Sauerstoff, also zum Beheizen der Blase der Anreicherungssäule. Aus dem Verdampfer wird die verflüssigte Luft weiter entspannt und in einer im Kopf der Anreicherungssäule untergebrachten Kühlturbine bei etwa 0,35 atü wieder verdampft. Die hierfür erforderliche Wärme wird dem oben abziehenden Sauerstoff entzogen. Hierdurch wird ein für die Auswaschung genügender Anteil des abziehenden Sauerstoffs verflüssigt, der nun als Phlegma die aufsteigenden Sauerstoffdämpfe auswäscht und sich dabei mit Krypton anreichert.

Die Luft wird nun in die obere Säule des Linde-Fränkli-Apparates geleitet, wo sie an der Zerlegung teilnimmt. Sie könnte natürlich ebenso nach Ausnutzung ihrer Kälte in einem Wärmeaustauscher wieder auf den Druck der Ausgangsluft verdichtet werden, womit der Kreislauf geschlossen wäre.

Die Rohkryptonsäule (s. Abb. 2) wird durch kondensierenden Hochdruckstickstoff von 180 atü beheizt, der nach seiner Entspannung auf etwa 6 atü wieder verdampft wird und durch die freiwerdende Verdampfungswärme einen Teil des dampfförmig abziehenden Sauerstoffs kondensiert. Der dampfförmig abziehende Stickstoff entweicht, nachdem er seine Kälte in einem Wärmeaustauscher an neuen Hochdruckstickstoff abgegeben hat, ins Freie, er könnte aber ebensogut wieder vom Kompressor angesaugt und nach Verdichtung und Vorkühlung zur Beheizung der Blase verwendet werden, womit der Kreislauf geschlossen wäre.

In Kryptonanreicherungssäulen wie in Rohkryptonsäulen wird also die rektifizierende Auswaschung dadurch bewirkt, dass ein Kältemittel (in ersterem Falle Luft, in letzterem Falle Stickstoff) durch seine Verflüssigung bei hohem Druck die Blase beheizt und durch seine Verdampfung bei niedrigem Druck eine genügende Menge von Gasflüssigkeit verflüssigt.

Wenn man sich den Kreislauf des Kältemittels geschlossen denkt, so zeigt sich in beiden Fällen folgendes Bild:

Durch das Kältemittel wird Wärme bei tiefer Temperatur am Kopf der Auswaschssäulen entzogen. Durch Verdichtung des Kältemittels wird diese Wärmemenge auf ein höheres Temperaturniveau gebracht und an die in der Blase der Kolonnen siedende Flüssigkeit übertragen. Da die für die Auswaschung des Kryptons aus Sauerstoff dienenden Kolonnen bei sehr tiefen Temperaturen arbeiten, wird man in diesem Fall von der Anwendung einer Kältemaschine sprechen. Dasselbe Prinzip bei höheren Temperaturen angewandt würde eine Wärmepumpe sein.

2.4. H. G. Kopp
 1.3. B. G. Kopp
 1.8. K. G. Kopp

[Handwritten signature]

Krypton-Anreicherungssäule.

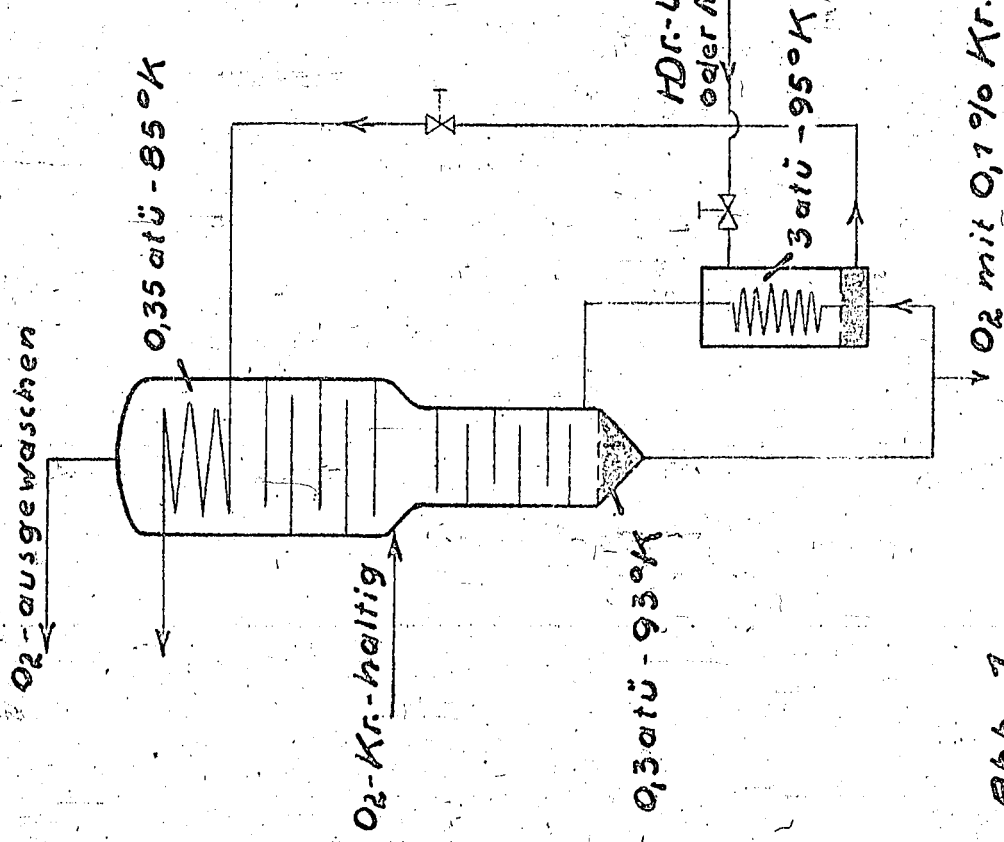


Abb. 1

Roh-Kryptonsäule.

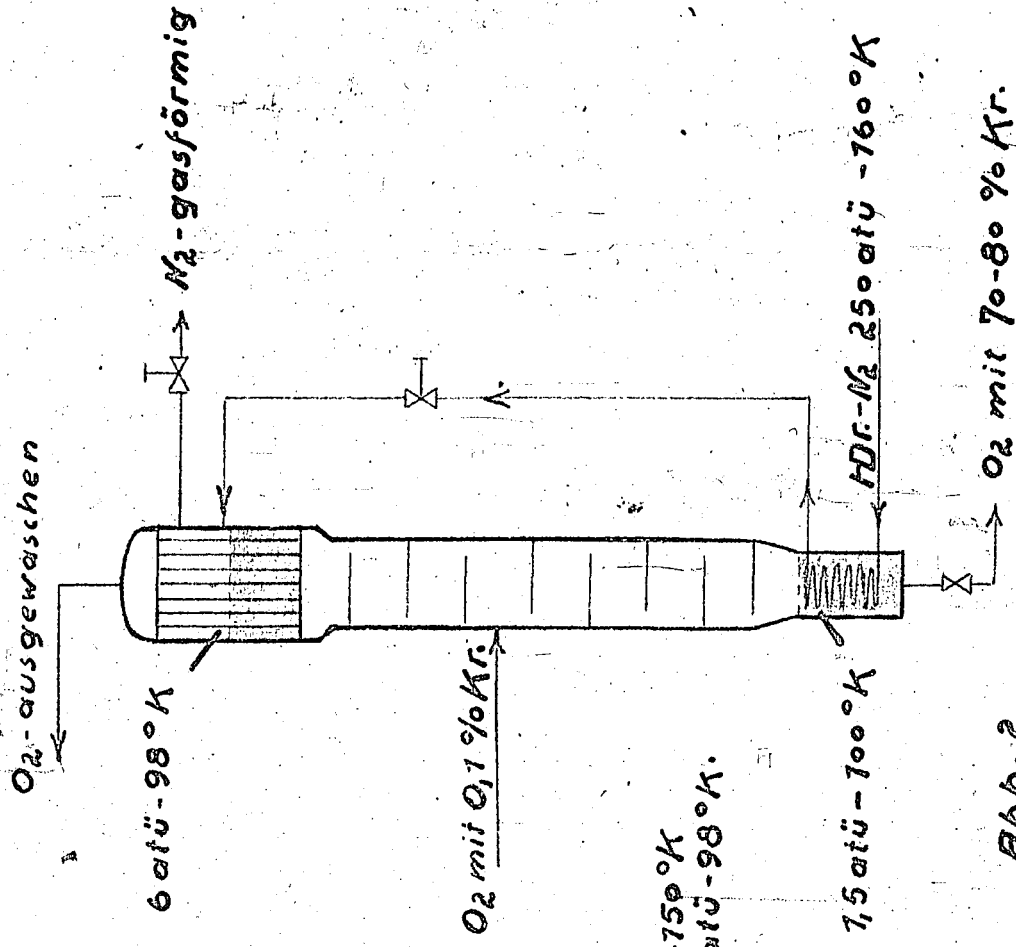


Abb. 2

V. f.
Leuna Werke, den 7.5.1936.
Dr. Wu/Tr.

Aktennotiz
Kryptongewinnung im Monat April 1936.

In diesem Monat wurde erstmalig ganz ohne Brennerbetrieb gearbeitet.

A.) Krypton-Anreicherung in Bau 247.
=====

1.) Krypton-Ausbeuten hinter den Anreicherungsäulen.

An 17 Tagen liefen 2 Anreicherungsäulen und an den restlichen 13 Tagen wurden alle 3 Säulen betrieben, sodaß im Monatsdurchschnitt $2\frac{1}{2}$ Anreicherungsäulen im Betrieb waren.

Insgesamt wurden mit der Luft 24,11 cbm Kr (im Vormonat 19,8 m³ Krypton) in die Hauptapparate eingeführt, von denen jedoch nur 9,01 cbm Kr = 37% den Bau 247 verließen (gegenüber 7,40 cbm Kr = 37% im Vormonat).

Die Ursachen für die schlechten Ausbeuten sind noch nicht ganz geklärt. Die Ausbeuten der einzelnen Anreicherungsäulen an den Tagen, an denen die betreffenden Säulen ohne Rückentspannung des im Kreislauf geführten kryptonhaltigen Sauerstoffs betrieben wurden, waren

Anreicherungsäule 1	Säule 2	Säule 3
80% (8 Tage)	80% (4 Tage)	49% (19 Tage)
im Mittel (31 Tage 1 Säule) 64%		

Die mittlere Ausbeute ist demnach hinter den Anreicherungsäulen, die ohne Kreislaufsauerstoff betrieben wurden, durchaus normal, wenn auch auffällt, daß der Apparat III trotz Zugabe der großen Mengen Waschflüssigkeit (525 cbm/h) und trotz verbesserter Isolierung der Einzelteile mit Glasgospinst eine recht mäßige Ausbeute aufweist.

2.) Sauerstoffkreislauf Bau 247.

Der große Verlust im Bau 247 (von 64% Ausbeute hinter den Anreicherungsäulen auf 37% Ausbeute Ausgang Bau 247) entsteht demnach in

Kreislauf oder an den mit dem Kreislaufsauerstoff betriebenen Anreicherungsäulen. Der Kreislauf selbst hatte im Laufe des Monats keine nennenswerte Störung. Bei verschiedentlich vorgenommenen Proben auf Dichtigkeit der Einzelapparate im Kreislauf konnten undichte Stellen nicht festgestellt werden, sodaß nennenswerte Verluste hier nicht aufgetreten sein können. Das zeigte auch ein über 8 Tage ausgedehnter Versuch, während welcher Zeit die Mengen des rückgeführten Sauerstoffs gemessen wurden. Diese Mengen und die Menge des zur Reinkryptonsäule geführten Sauerstoffs betragen im täglichen Mittel rund 96% der Sauerstoffmengen, die aus den Anreicherungsäulen entspannt wurden.

Es besteht demnach nach wie vor der Verdacht, daß aus den Anreicherungsäulen mit dem abziehenden Sauerstoff erhebliche Kryptonmengen entführt werden. Bisher ausgeführte Analysen ergaben noch kein klares Bild, weil die Ausgangsmengen zur Analyse zu klein gewählt waren. Das Laboratorium ist augenblicklich damit beschäftigt, ein reelles Analysenmaterial zu beschaffen. Um die zu erwartenden geringen Konzentrationen von 0,0005 ^{Vol.-%} Kr und darunter exakt zu ermitteln, werden 1-2 cbm abgehender Sauerstoff mit Wasserstoff verbrannt und das Restgas in der Stock'schen Vakuumapparatur aufgearbeitet. Im zurückbleibenden Edelgasgemisch wird das Krypton durch Dichtebestimmung und spektrographisch ermittelt.

a) Kontaktofen Bau 247.

Der Leuna-Ofen arbeitete während des ganzen Monats einwandfrei. Beim Griesheim-Ofen stellte sich heraus, daß im Wärmeaustauscher Kurzschluß in der Gasführung aufgetreten ist. Mehrere Rohre hatten Löcher infolge von Korrosionen. Es wurde beschlossen, den Griesheim-Ofen nicht mehr zu reparieren und an seine Stelle einen neuen Leuna-Ofen zu setzen.

Der neue Ofen wird jedoch im Gegensatz zu dem vorhandenen, der auch unter Druck betrieben werden kann, für drucklosen Betrieb gebaut (0,2 atü). Hierdurch wird neben einer wesentlichen Verbilligung eine Verkürzung der Lieferzeit durch den Fortfall des Einbaues von Pintschböden erzielt.

B. Anlage 337 und 337a.

=====

1.) Druckleitung und Druck-Kontaktoven.

In der Druckleitung und am Druck-Kontaktoven sind nennenswerte Störungen nicht aufgetreten. Mitunter ausgeführte Dichteproben in diesem

System ergaben, daß der Druck bei einem Anfangsdruck von 5 ata und stehendem Gas innerhalb einer Stunde um 0,5 - 0,6 atm. sank. Bei Annahme eines Volumens des Systems von 200 Ltr. entweichen demnach 100 Ltr. stündlich, das sind bei einem Gasdurchgang von stündlich 5000 Ltr. 2% Gasverlust.

Der Druckofen arbeitete zur Zufriedenheit; der Kohlenstoffgehalt im gereinigten Gas lag immer unter 1 mg, meistens unter 0,5 mg C pro cbm Gas.

2.) Reinkryptonsäule und Abfüllerei.

Die im Bericht vom Monat März aufgeführte Betriebsperiode, die am 24.3. begann und am 31.3. noch nicht abgeschlossen war, erstreckte sich bis zum 4. April. An diesem Tage mußte abgestellt und die Säule getaut werden, da der Gegenströmer verstopft war, sodaß das Rohgas, auch nach voraufgegangener Drucksteigerung in der Druckleitung bis auf 5 atü, in der gewünschten Menge nicht mehr eingeführt werden konnte. Es seien zunächst die einzelnen Betriebsperioden im Monat April aufgeführt; zu Beginn der Rest der Periode vom 24.3. - 4.4., der sich auf die Zeit vom 1. bis 4. April bezieht.

1.	2.	3.	4.	5.	6.	7.	8.	9.	
In Haupt- App. Me 247 eingef. Kr-Mengen	Kr-Men- gen, die Meßsch, Bau 337a passier- ten:	Kr- Men- zen- tra- zion %	Kr-Aus- beute Me 247 %	Kr-Menge Sumpf Reinkr.- Säule	Kr-Men- ge Vor- ratsbe- hälter: Ltr.	Kr-Men- gen Stahl- fla- schen Ltr.	Kr- Menge insge- samt: Ltr.	Ausbeuten % 7 zu 2	
<u>Restbetriebsperiode vom 1. - 5.4.36 (vom 24.3.-5.4)</u>									
3547 Ltr.	1342 Ltr.	0,3%	36%	-	-	950 Ltr.	950 Ltr Kr	71%	27%
<u>Betriebsperiode vom 6.-14.4.36</u>									
7794 "	3054 "	0,27%	40%	-	100 Ltr.	+2044 Ltr.	= 2144 "	67%	26%
<u>Betriebsperiode vom 16.4. - 23.3.36</u>									
6373 "	2303 "	0,21%	36%	-	200 Ltr.	+1423 "	= 1623 "	62%	23%
<u>Betriebsperiode 24.4. bis Monatsende.</u>									
6486 "	2312 "	0,28%	36%	283 Ltr.	-	+1517 "	= 1800 "	66%	24%
24100 Ltr. Kr	9011 Ltr. Kr					5974 Ltr. Kr		67%	25%

Am 14. April mußte die Säule wieder abgestellt und getaut werden, da der Widerstand in der Säule zu groß wurde, verursacht durch Verstopfungen an den Zwischenböden in der Nähe des Rohgaseintritts. Da diese Verstopfungen vermutlich von mit dem Rohgas mitgeführter Kohlensäure, die im Druck-Kontaktfen bei der Verbrennung der letzten Reste der enthaltenen Kohlenwasserstoffe entstanden, verursacht sind, wurde vor der Reinkryptonsäule ein kleiner 10 Ltr. fassender Trockenturm, der mit Ätzkali beschickt wurde, eingeschaltet. Die nächste Betriebsperiode reichte trotz Einbau dieses Turmes auch nicht länger, es mußte am 23.4. abgestellt werden, da wiederum Verstopfungen in der Säule aufgetreten sind.

Während der Tauperioden der Reinkryptonsäule wurde der kryptonhaltige Sauerstoff dauernd im Kreislauf im Bau 247 gefahren.

Insgesamt wurden im Monat April 24,11 cbm Krypton mit der Luft in die Hauptapparate im Bau 247 eingeführt, von denen 9,01 cbm K² = 37% den Bau 247 verließen. Auf 51 Stahlflaschen wurden 25,78 cbm Sauerstoff mit 6000 Ltr. Krypton gefüllt (im Durchschnitt 23,3%ige Ware). Das sind 67% von nach Bau 337, und 25% von den mit der Luft eingeführten Kryptonmengen.

D. Herrn Dr. von Staden.
Dr. Koppe.
Dr. Ruascheidt.
Lössl.
Dr. Köhler.
Dr. Wastrow.
Dr. von Friedolaheim.
Dr. Käding.

H. Köhler *v. Friedolaheim*

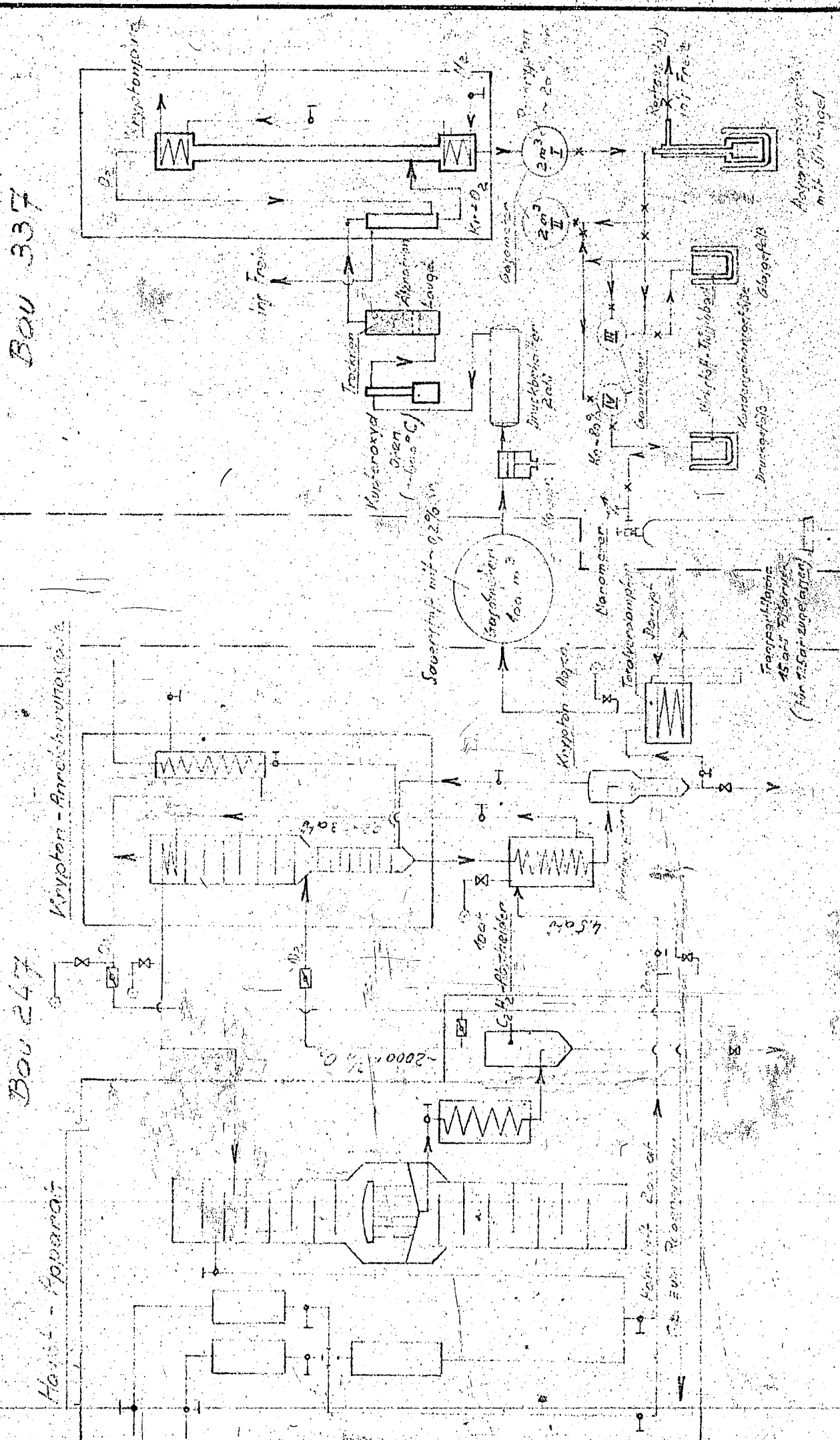
Betriebsgesamnisse der Krypten-Anlage.

	1936	Januar	Februar	März	April
Anreicherungsanlagen in Bau 247 in Betrieb		2 Apparate	2 1/2 Apparate	2 Apparate	2 1/2 Apparate
Theoret. Kryptenmenge, entspr. der in den Haupt- apparaten u. Anreicherungsanlagen verarbeiteten Luftmenge		22,48 m ³	24,37 m ³	19,80 m ³	24,11 m ³
Produktion der Anreicherungsanlagen		-	-	-	-
Von Bau 247 nach Bau 237 gelieferte Kr-Mengen		12,31 m ³	11,07 m ³	7,40 m ³	9,01 m ³
Mittlere Kryptenkonzentration im angedehnten Sauerstoff		0,079 Vol.-%	0,14 Vol.-%	0,15 Vol.-%	0,28 Vol.-%
Verbrauch Sauerstoffmenge		13 509 m ³	6 735 m ³	-	-
Wassersstoffverbrauch		27 667 m ³	13 697 m ³	-	-
Wassersstoff-Überschuß		3,0%	3,1%	-	-
Versandflaschen gefüllt		249	133 Stck.	58 Stck.	31 Stck.
Kryptenhaltiges Gas in den Versandflaschen		1183,3 m ³	639,6 m ³	234,4 m ³	25,78 m ³
Kryptenkonzentration in den Versandflaschen		0,7 Vol.-%	1,16 Vol.-%	1,6 Vol.-%	23,3 Vol.-%
Kryptenproduktion im Lauge (bezogen auf 100%igen Krypten)		8294 Ltr.	7 423,1 Ltr.	3684 Ltr.	6000 Ltr.

Tabella 2.

Krypton-Ausbeute in Prozenten.

Monat:	a Anreicherungs- säulen in Bau 247 %	b Sauer- stoff- kreis- lauf %	c Ausbeute in Bau 247 (a + b) %	d vor u. hinter dem Sauer- stoffkompr. Bau 337 %	e vor u. hinter den Knallgas- brennern Bau 337a %	f Abfüllung in die Versand- flaschen %	g Verarbeitung Me 337a (d + e + f) %	h Gesamt- Ausbeute (c + g) %
<u>1935</u>								
Juli	50	-	-	-	-	-	27	13,5
August	35	-	-	88	59	79	41	22
September	51	-	-	88	60	84	44	22
Oktober	57	-	4	86	77	87	58	33
November	50	79	39	85	82	86	60	23,5
Dezember	79	53	42	87	80	91	64	27
<u>1936</u>								
Januar	77	74	56	85	91	85	67	37
Februar	67	69	45	84	87	92	67	31
März	Nur Anreicherungs- säulen im gerei- nigten Durchgang	u. Anreiche- rungs säulen m. rückgef. Sauerstoff					Ausbeuten im Brennerbetrieb v. Reinkrypton- säulen 50	19
April	64	58	37	-	-	-	67	25
	64	56	37	-	-	-		



Bau 337

Bau 247

AMMONIAKWERK MERSEBURG

Gesellschaft mit beschränkter Haftung

An

Herrn Rohländer,

Me 770.

Ihre Zeichen

Ihre Nachricht vom

Unsere Nachricht vom

Unsere Zeichen

LEUNA WERKE (Kr. Merseburg)

Dg/Er/Krypton-Anlage

17.6.1942 Mei.

Betreff Krypton-Anlage.

Die Kosten für den elektrischen Teil der Krypton-Anlage betragen für Proj. I (2 Leuna-Öfen, 2 Drucköfen, 2 Nachverbrennungsöfen):

1.) 1 Ofentafel (6 Öfen).

500 Lohnstd. je RM 1,12	= RM	560,--	
Unkostenzuschlag 125%	= "	700,--	
Lagergängiges Material	= "	200,--	
Materialzuschlag 11%	= "	22,--	
Sondermaterial von auswärts.	= "	9150,--	
Bürounkostenzuschlag 4%	= "	368,--	= RM 11.000,--

005 2.) Kraftleitungen.

1400 Lohnstd. je RM 1,12	= RM	1.570,--	
Unkostenzuschlag 125%	= "	1.960,--	
Lagergängiges Material	= "	800,--	
Materialzuschlag 11%	= "	88,--	
Sondermaterial von auswärts.	= "	1.200,--	
Bürounkostenzuschlag 4%	= "	48,--	= RM 5.666,--

Allg. Nr. 152 3.) Kraftzuleitung u. Hausanschluß.

600 Lohnstd. je RM 1,12	= RM	673,--	
Unkostenzuschlag 125%	= "	844,--	
Lagergängiges Material	= "	500,--	
Materialzuschlag 11%	= "	55,--	
Sondermaterial von auswärts.	= "	2.500,--	
Bürounkostenzuschlag 4%	= "	100,--	= RM 4.672,--

016 4.) Kraftverteilungen.

200 Lohnstd. je RM 1,12	= RM	224,--	
Unkostenzuschlag 125%	= "	280,--	
Lagergängiges Material	= "	500,--	
Materialzuschlag 11%	= "	55,--	
Sondermaterial von auswärts.	= "	700,--	
Bürounkostenzuschlag 4%	= "	28,--	= RM 1.787,--

008 5.) Beleuchtungsanlage.

750 Lohnstd. je RM 1,12	= RM	840,--	
Unkostenzuschlag 125%	= "	1.050,--	
Lagergängiges Material	= "	800,--	
Materialzuschlag 11%	= "	88,--	
Sondermaterial von auswärts.	= "	800,--	
Bürounkostenzuschlag 4%	= "	32,--	= RM 3.610,--

Übertrag: RM 26.735,--

Für Projekt II (3 Leunaöfen, 3 Drucköfen, 3 Nachverbrennungsöfen) erhöhen sich die Kosten auf RM 49 000,--.

Der Materialbedarf beträgt:

Gußeisen	3 370 kg
Stahl	4 370 "
Leg.Stahl	135 "
Kupfer	13,5 "
Aluminium	675 "
Blei	440 "
Messing	270 "

Die Kosten für Motoren, Multithermographen und Millivoltmeter sind in der Schätzung mit enthalten.

Elektro-Betrieb Mo

Fagme

Dr. Wuh.

Leuna Werke, am 15.5.1942 Sr.

A k t e n n o t i z.

Betr.: Über die Krypton-ausbeute in der vorhandenen Anlage und Berechnung der vor-
aussichtlichen Ausbeute des in Me 337 neu aufzustellenden Apparates.

A.) Angaben zur Berechnung der Krypton-Ausbeute in der vorhan-
denen Anlage (4 Apparate):

Tatsächliche Sauerstoff-Produktion	9 600 m ³ /h
Sauerstoff-Sollproduktion	9 600 " "
notwendige Gesamtluftmenge	55 000 " "
Daraus berechnete Sauerstoff-Ausbeute	84 % 17,6

Es kann in unserer Sauerstoff-Fabrik im Jahr (8760 h) unter Be-
rücksichtigung der Tauzeit und Reparaturstunden mit einer Laufzeit
der Apparate von 8 450 h
bzw. mit einem Ausnutzungsgrad von 96,5%
gerechnet werden.

Die Taugung der Kryptonanreicherungssäulen beträgt 146 Stunden, Damit
beträgt die Laufzeit der Kryptonanreicherungssäule 8 310 h
entsprechend einem Ausnutzungsgrad von 94,8 %.

Unter Einbeziehung obiger Betriebsstunden (8310 h) und einer durch-
schnittlichen Jahresproduktion von 365 m³ "Krypton", einer "Krypton"-
Konzentration in der Luft von $1,1 \cdot 10^{-6}$ ergibt sich eine Krypton-
ausbeute bezogen auf die Gesamtansaugluftmenge von

$$\frac{365}{55\,000 \cdot 8\,310 \cdot 1,1 \cdot 10^{-6}} = 72,5 \%$$

Bei Minderung der Ansaugluft um 10 % infolge Abscheider- und
Schaltverluste errechnet sich eine Ausbeute von

$$\frac{365}{55\,000 \cdot \frac{90}{100} \cdot 8\,310 \cdot 1,1 \cdot 10^{-6}} = 80,5 \%$$

B.) Angaben über die voraussichtliche Krypton-Produktion mit dem
neuen Apparat in Me 337.

Sauerstoff-Sollproduktion	3 650 m ³ /h
voraussichtliche Sauerstoff-Ausbeute mindestens	90 %
daraus berechnete Ansaugluftmenge	19 400 m ³ /h

Ausnutzungsgrad der Säule (die Zwischentauung der An-
reicherungssäule fällt weg) 96,5 %

Dadurch ergeben sich an jährlichen Betriebsstunden 8 450 h.

Bei einer angenommenen Ausbeute von 80,5 % ergibt sich unter
Berücksichtigung der Abscheider- und Schaltverluste eine jährliche
Reinkryptonproduktion von

$$19\,400 \cdot \frac{90}{100} \cdot 8\,400 \cdot 1,1 \cdot 10^{-6} \cdot 80,5 = 130 \text{ m}^3/\text{Jahr} = 10,8 \text{ m}^3/\text{Mon.}$$

Infolge der Umkonstruktion der Anreicherungssäule ist voraussichtlich
eine höhere Krypton-ausbeute zu erwarten. Dementsprechend wird sich dann auch
die Produktion erhöhen. Beispielsweise beträgt bei 90 %iger Krypton-ausbeute
die monatliche Produktion 12,1 m³.

11-12 m³ / Mon. je Apparat

Gasrechnungsbericht vom 30. 11. 34. in Leuna.Betreff: Krypton-Anlage

Anwesend von Criesheim: Herr Dr. Krause,

Oppau: Dr. Speyerer

Leuna: Dr. Kuppe,

Lüsl.

Zweck der Besprechung war die endgültige Festlegung der in Frage kommenden Arbeitsweise für die Weiterverarbeitung des aus den Anreicherungsstäben in Me 247 gewonnenen kryptonhaltigen Sauerstoffs. Es können für die Aufbearbeitung die 4 folgenden Arbeitsmethoden in Frage:

- 1) (siehe Skizze I)
 - a) Beseitigung der Hauptmenge des Sauerstoffs mittels einer Wasserstoff-Flamme, wobei auch die in dem Gas enthaltenen Kohlenwasserstoffe mitverbrennen.
 - b) Gaswäsche zur Entfernung der Kohlensäure.
 - c) Trocknung und Kühlung des Restgases.
 - d) Rektifikation des sauerstoffarmen Gases auf Rein-Krypton.
- 2) (siehe Skizze II)
 - a, b und c wie unter 1)
 - d) Gewinnung des Rein-Kryptons durch Adsorption mit Silikagel.
- 3) (Verfahren Linde)
 - a) Oxidation der Kohlenwasserstoffe in einem Kontaktofen.
 - b) Gaswäsche zur Entfernung der Kohlensäure.

Energie für Krypton

1938	I. Hj.	900	to Dampf	
	II.	1500		
1939		1400		
1940		1350		
1941	I-III	1350		2700 2930 m ³

Luftrechnung

11. 9. 37	Kl. Entsch. Raub f. d. 2	500	~ 1/4	720
22. 5. 38	" " " " " " "	350	"	500
25. 6. 38	Ks. Anz. Tante 4	500	"	720
31. 8. 38	Gy. Entsch. Raub f. d. 3+4	800	"	1150
11. 2. 39	M. " " " " " " "	1000	"	1440

Körner für 10-Dampfdruckberechnung

Bei 11. 4. 40. ~ 1300 m³ 10 Luft/10 = 1.000.000 m³/Monat

= 2800 + Dampf = 315.000 kWh off. bei normaler D. Prod.

$\frac{315.000}{15.200} \approx 20 \text{ kWh off. / } 1000 \text{ m}^3 \text{ O}_2$ ✓

N₂-Gehäuse

Werkzeug

Frühling

		Heizung	Plank
Erwärm. Erdbecken	Wh	25	200
Wärmegehalt des erhalt. Zwi. Gas	Wh	70	30
Erhalt. W ₂ Menge bis auf Zwi. Gas	$\frac{m^3 \cdot 40}{1000 \cdot 2 \cdot 40}$	240	50
Rein W ₂ aus 100 m ³ Pelletgas	$\frac{m^3 \cdot 1000}{2000 \cdot 2 \cdot 40}$	66	85
Verlust (90 W ₂ / 10 W ₂ + 1/2)		108	153
Pellets von der W ₂ Erzeugung	kg/1000Wh	100 ✓ 30	200 ✓
Freiboden für "		200	300
Durch Pelletgas W ₂ aus P.G.		140	100
entsprechende Pelletgasmenge	m ³ /1000Wh	55	55
Durch zehnfache Aufschlagsspanne	m ³ /1000Wh	85 ✓	65 ✓
		55	110
Zur Erzeugung Gasmenge	m ³ /1000Wh	140	175
Für Erzeugung von 1000 kWh	m ³	2320	2000
Energiebedarf (1.000 kWh)	Wh/1000Wh	(11,8) 15	(19,5) 25
	Wh	350	725
Zur Energiebedarf zum Erhalten	m ³ /1000Wh	140	
von W ₂ bis zur vollständigen Erzeugung	kg/1000Wh	250	
(16 kWh/kg) Verlust			
Zusammen mit vollständiger Erzeugung	kg/h	4150	
Minimale Wärme	kcal/h	31.500	(2000 kWh/1000 kWh - 400)
Therme Energie	Wh	130	
Wirkl. Energiebedarf (p. 0,6)	"	220	
Gesamt Energiebedarf	"	570	725
Wärmebedarf zum Erhalten		50	100
" NH ₃ Verfahren	m ³ /1000Wh	150	

V11

Leuna Werke, am 18.6.1942 Sr.

Hochdruckluftverbrauch der Kryptonfabrikation mit und ohne Entspannungsmaschinen.

App.-Nr.	I	II	III	IV	Summe
A.) Mit Entspann.-Maschinen.					
1.) In Entsp.-Masch. entspannte Hochdruckluft	110	110	250	250	720
2.) Von Entsp.-Masch. gelieferter Hochdruckluftanteil	70	70	160	160	460
3.) Von H.-A.	120	120	120	120	480
4.) Ges. Hochdruckluftverbrauch der Krypton-Anreicherungs-Säulen	190	190	280	280	940
5.) Zur Verrechnung kommandierter Hochdruckluftverbrauch der Anr.-Säulen (60% von 4.)	115	115	170	170	570
6.) Ges. zur Verrechn. kommende Hochdruckluftmenge (1 + 5)	225	225	420	420	1290
B.) Ohne Entspann.-Maschinen.					
7.) Hochdruckluftverbrauch der Anr.-Säulen ohne Entsp.-Masch. (= 4)	190	190	280	280	940
8.) Zur Verrechnung kommende Hochdruckluftmenge (60% von 7.)	115	115	170	170	570
9.) Krypton-Produktion	9,0	9,0	12,5	12,5	43
10.) Hochdruckluftverbrauch bez. auf Krypton-Erzeugung mit Entsp.-Masch.	250	250	335	335	300
11.) desgl. ohne Entsp.-Masch.	130	130	135	135	133

5

4

Leuna-Werke, den 14. Januar 1942 Ri

Aktennotiz.

Nach Angabe von Herrn Haberkamm, techn. Büro, Bau 3, müssen bei jedem Neubauvorhaben folgende Beträge und Eisenmengen für die Errichtung notwendiger Energieerzeugungsmittel beantragt werden:

		je 1000 kW	RM.	431 700,--	360 to
Hochsp. Kraft					
Niedersp. Kraft					
Niedersp. Licht					
Niederdr. Dampf		je to/h	"	46 630,--	36,1 to
Hochdr. Wasser		je 100 m ³ /h	"	56 000,--	43,1 to
Niederdr. Wasser		je 100 m ³ /h	"	51 300,--	39,5 to
Trinkwasser		je m ³ /h	"	1 000,--	1,2

Leuna-Werke, den 14. Januar 1942.

Kr-Kalke

V 1 j
S

Aktennotiz.

Betrifft: Verbesserung der Krypton-Ausbeute von den Krypton-Anreicherungsäulen I-III in Me 247.

Der Kryptongehalt des entspannten kryptonhaltigen Sauerstoffes sämtlicher Kryptonanreicherungsäulen in Me 247 wird seit längerer Zeit analytisch überwacht. Aus der entspannten Menge Sauerstoff, dessen Kryptongehalt und der in den dazugehörigen Hauptapparaten eingeführten Luftmenge kann für jede Anreicherungsäule die Ausbeute berechnet werden. Dieses wurde für 13 Tage im Dezember 41, ^{bei} denen an sämtlichen Apparaten keine Störungen bezw. Abstellungen stattfanden, durchgeführt. Die Ergebnisse sind folgende:

Die Ausbeute beträgt an Anreicherungsäule I	60%
" II	77%
" III	50%
" IV	85%

Die höhere Leistung von Apparat IV beruht auf der besseren Rektifikation des Sauerstoff-Krypton-Gemisches infolge der größeren Zahl von Siebflächen ^{gegenüber} der Anreicherungsäule gegenüber den 3 anderen Anreicherungsäulen. Die Schwankungen der Ausbeuten in den an sich gleich konstruierten ^{anderen} Anreicherungsäulen I, II und III beruht z.T. auf der verschiedenen Belastung. Es werden durchschnittlich die

Hauptapparate I	mit	310 000	
" II	"	275 000	3
" III	"	350 000	m Luft gefahren.

Auf Grund dieser Ergebnisse kann festgestellt werden, daß die Zahl der Siebflächen der Apparate I und III bei der schon seit längerer Zeit bestehenden Belastung zu gering ist. Bei einer entsprechenden Änderung der Apparate I-III können daher ohne Weiteres eine Erhöhung der Ausbeute auf 80% erwartet werden. Dementsprechend würde sich die tägliche Produktion auf Grund der vorhandenen Daten von 1 m³ auf etwa 1,14 m³ erhöhen. Unter der ^{Annahme} ~~Voraussetzung~~, daß sich die Produktion um nur 100 Ltr erhöht, können durch diese Abänderung monatlich etwa 3 m³ Krypton mehr produziert werden.

V. K

Herrn
Dr. Richter, A.W.P.,
Nr 24

Ltg. 17. März 1941. Ri

Kryptonpreis-Kalkulation.

Bisher wurde die Hochdruckluft für die Kryptonfabrikation nur über Hochdruckdampf ohne Nebenspesen verrechnet.

Um genaue Unterlagen für die Kalkulation zu erhalten, ist sie im Folgenden einschliesslich aller Unkosten errechnet worden.

Der Verbrauch an Hochdruckluft für die Kryptonfabrikation wurde im Mittel zu 1 100 m³/h gemessen, wovon ca. 42 % = 470 m³/h den Hauptapparaten gutzuschreiben sind (wärmemässig), so dass nur 630 m³/h zu Lasten der Kryptonfabrikation gehen.

Zu diesen 630 m³/h kommen noch weitere 700 m³/h, die über die Entspannungsmaschinen ins Freie entspannt werden, so dass insgesamt für die 4 Anreicherungsstufen ca. 1 350 m³/h Hochdruckluft in Rechnung zu stellen sind.

Bei Ausfall von Apparaten (Taunungen usw.) vermindert sich diese Menge pro Stunde um ca. $\frac{1350}{4} = 337,5 \text{ m}^3/\text{h} = 8,44 \%$ / Apparat.

Kosten der Hochdruckluft:

$\frac{1400}{4} = 350 \text{ m}^3/\text{h} = 8400 \text{ m}^3/\text{Tag}$

Für die Kostenfestsetzung der Hochdruckluft sind die 6 in Betrieb befindlichen Hochdruckluftmaschinen mit rund 10 000 m³/h zu Grunde gelegt.

- 1.) Amortisation: Belastung = 0, da diese Maschinen bereits abgeschrieben sind.
- 2.) Bedienung: 5 Mann/h
- 3.) Reparaturkosten: 1 Rep. Stunde/h
- 4.) Dampfverbrauch: 18 to Hochdruckdampf/h
- 5.) Energien für Kühl- und Strahlwasser: 140 kW/h
- 6.) Betriebsmaterial und Sonstiges: = 1 Bedienungsstunde

7.) Verluste: 10 % Luftverluste - 40%

200 (m³/h)

8.) Prüfung: werden f. Dr. Richter in J. Grosshuff

Ueber

82

I. Zusammenstellung:

Amortisation	---
Bediemng 5 . 2,00 RM	10,00 RM
Reparaturkosten einschl. Material 1 . 4,00 RM	4,00 "
Dampfverbrauch 18 . 3,00 RM	54,00 "
Energien 140 . 1,33 Pfg	rd. 1,85 " <i>+ 2,66</i>
Betriebsmaterial u. Sonstiges	2,00 "
	<hr/>
	71,85 RM.
Gutschrift für ölhaltiges Kondensat	
90 % . 18 m ³ = 16,2 m ³ . 10 Pfg	1,62 "
	<hr/>
Für 10 000 m ³ Hochdruckluft	Se. 70,23 RM.

$$\frac{7023}{10000} = 0,703 \text{ Pfg/m}^3$$

1 2075/m³

Legt man beispielsweise eine Produktion von 40 Ltr Krypton/h zu Grunde, dann wird der Kryptongestehungspreis durch Hochdruckluft belastet mit:

$$\frac{1350}{40} = 33,75 \text{ m}^3/\text{h u. Ltr.}$$

$$\text{d.h. mit } 33,75 \cdot 0,703 = 23,7 \text{ Pfg/Ltr Krypton.}$$

II. Niederdruckluft:

Niederdruckluft kann für die Kryptonfabrikation nicht in Anrechnung gebracht werden, da diese wieder den Hauptapparaten gesamt zugute kommt.

III. Stickstoff:

Der auf 200 Atm. komprimierte Stickstoff ~~bedeutet~~ pondelt sehr stark wegen der unwirtschaftlichen Erzeugung, der durch die stufenweise Stickstoffabnahme bedingt ist. Es ist deswegen vorgeschlagen, einen konstanten Stickstoffpreis für die Kryptonfabrikation in Anrechnung zu bringen und zwar:

$$4,2 \text{ Pfg Kompressionskosten} + 1,5 \text{ Pfg drucklosen Stickstoff} = 5,7 \text{ Pfg/m}^3 \text{ komprimierten Stickstoff.}$$

IV. Minderleistung der Hauptapparate:

Bisher sind 7 % Minderleistung der Hauptapparate der Kryptonfabrikation zu Lasten gelegt worden.

Diese Minderleistung war begründet vor der Aufstellung der Entspannungsmaschinen, da die Hauptapparate Hochdruckluft für die Verflüssigung in den Anreicherungssäulen voll zu stellen hatten und dementsprechend auch belastet werden mussten.

Seit 1938 sind zwei Entspannungsmaschinen aufgestellt, so dass die Hauptapparate entlastet wurden. Diese 7 % sind daher nicht mehr begründet.

V. Löhne und Gehälter: Siehe Zusammenstellung.

Zusammenfassung:

Für die Kalkulation des Kryptonpreises wird von jetzt ab folgende Änderung vorgeschlagen:

1.) Hochdruckluft:

Die Hochdruckluft wurde bisher nur über Hochdruckdampf ohne weitere Spesen verrechnet. Es ist aber richtiger den Gestehungspreis der Hochdruckluft als konstant einzusetzen und zwar:

0,72 Pfg/m³
=====

2.) Der Hochdruckstickstoffpreis wird zu einem konstanten Preis berechnet und

zwar:

5,7 Pfg/m³
=====

Falls die Fahrweise des komprimierten Stickstoffes in der Ammoniakfabrik geändert werden könnte (Sundschreiben d. Amm.-Fabr. v. 7.3.41), so könnte mit einer weiteren Verringerung des Stickstoffpreises gerechnet werden.

3.) 7 % Minderleistung der Hauptapparate:

Die Belastung ist heute durch Aufstellung der Entspannungsmaschinen nicht mehr berechtigt, sie muss deshalb für die Kryptonkalkulation in Fortfall kommen.

4.) Löhne und Gehälter: Die bisherigen Löhne verringern sich im Verhältnis

2. H. Dr. Koppe,

15 : 18, Gehälter um 0,3 Akademiker.

" Dr. Holm,

" Dr. Groh,

Hauptkalkulation.

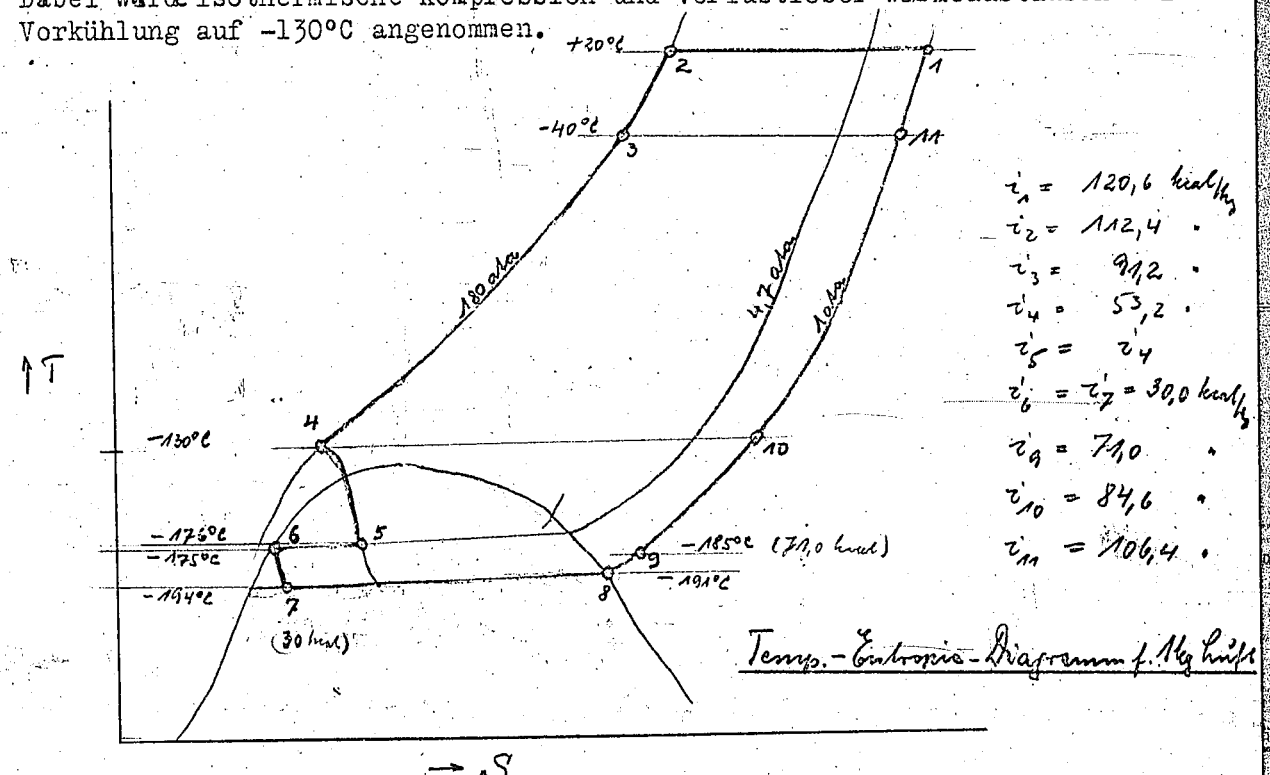
Leuna-Werke, den 16. April 1941. Ri

Kr.-Kalkulation

Aktennotiz.

Betr.: Krypton.

Um Klarheit über den Grad der Ausnutzung der Kälte der Hochdruckluft in den Kryptonanreicherungssäulen zu gewinnen, wurde der Verlauf der Zustandsänderungen der für die Anreicherungssäulen verwendeten Hochdruckluft untersucht. Dabei wurde isothermische Kompression und verlustloser Wärmeaustausch bei der Vorkühlung auf -130°C angenommen.



Die Luft von 1 ata $+20^{\circ}\text{C}$ (Zustand 1) wird bei gleichbleibender Temperatur auf 180 ata (Zustand 2) verdichtet, dann zunächst im Ammoniakvorkühler auf -40°C (Zustand 3) vorgekühlt. Die weitere Abkühlung der Hochdruckluft auf -130°C erfolgt zum Teil im Hauptapparat, zum Teil im Wärmeaustauscher gegen entspannte Luft von der Entspannungsmaschine.

Um einen Kreisprozess zu erhalten, wurde angenommen, dass die Abkühlung der Hochdruckluft von -40°C auf -130°C in einem Wärmeaustauscher durch entgegengeleitete, entspannte Luft bewirkt wird, dabei würde nur die unterhalb der Temperatur von -130°C verlaufende Zustandsänderung der Luft in der Kryptonanreicherungssäule bzw. im Hauptapparat ausgenutzt werden. Die Erwärmung der entspannten Luft von -130°C auf -40°C dient demnach zur Vorkühlung der Hochdruckluft.

Die mit 180 ata und -130°C (Zustand 4) in die Kryptonanreicherungssäule eingeführte Hochdruckluft wird zunächst auf den Verdampfendruck von 4,7 ata bei gleichbleibendem Wärmeinhalt entspannt (Zustand 5). Durch Abgabe von Wärme an den im Verdampfer unter 1,3 ata siedenden Sauerstoff, wird die Luft vollständig verflüssigt (Zustand 6). Dann wird die Luft auf den Druck, der in der Verflüssigerschlange der im oberen Teil der Säule herrscht, entspannt. Bei

dem theoretischen Prozess wurde Entspannung auf 1 ata angenommen (Zustand 7). In dem Rohrbündel des Dephlegmators wird die Luft durch kondensierenden Sauerstoff zunächst verdampft (Zustand 8) und dann um einige Grad überhitzt. Die Überhitzung wurde zu 6°C angenommen, so dass der Zustand 9 bei -185°C liegt. Die durch die Erwärmung der Luft vom Zustand 9 auf Zustand 10 freiwerdende Kälte kann dann im Hauptapparat ausgenutzt werden, während die weitere Erwärmung der Luft auf Zustand 11, wie bereits oben erwähnt, zur Vorkühlung der Hochdruckluft auf den Zustand 4 dienen soll.

Verhältnisse in dem gedachten Wärmeaustauscher im Vergleich mit Absicht. Verh.

Um 1 kg Hochdruckluft von -40°C auf -130°C abzukühlen, müssen $i_3 - i_4 = 91,2 - 53,2 = 38,0$ kcal/kg entzogen werden. Bei der Erwärmung entspannter Luft vom Zustand 10 auf den Zustand 11 werden $i_{11} - i_{10} = 106,4 - 84,6 = 21,8$ kcal/kg frei. In einem verlustlosen Wärmeaustauscher müssen also zur Abkühlung von 1 kg Hochdruckluft von -40°C auf -130°C $\frac{38,0}{21,8} = 1,74$ kg Luft von 1 ata entgegengeleitet werden.

Bei der am 19.3.1941 an den ⁴⁾Anreicherungsäulen durchgeführten Messung, wurden folgende Werte ermittelt:

dem Hauptapparat entnommene Hochdruckluftmenge	511,8 m ³ /h ✓
vom Wärmeaustauscher durch entspannte Luft abgekühlte Hochdruckluftmenge	439,2 " ✓
	<u>951,0</u>

d.h. auf 511,8 m³/h dem Hauptapparat entnommene Hochdruckluft sind zur Abkühlung auf -130°C in einem gedachten Wärmeaustauscher 439,2 + 511,8 = 951,0 m³/h (die 1,86-fache Menge) vorhanden. Die Abkühlung der durch unseren Wärmeaustauscher gehenden Hochdruckluftmenge, wäre also unter der Annahme eines Wirkungsgrades für den Wärmeaustauscher von 0,94 gesichert.

gesichert

Verhältnis der in der Kryptonanreicherungsäule ausgenutzten Kälte zu der für den Hauptapparat verfügbaren Kälte.

In der Kryptonanreicherungsäule werden von dem Wärmeinhalt der Hochdruckluft $i_9 - i_{14} = 71,0 - 53,2 = 17,8$ kcal/kg ausgenutzt.

Die für den Hauptapparat noch verfügbare Kälte beträgt:

$\frac{i_{10} - i_7}{0,94} = \frac{84,6 - 71,0}{0,94} = 13,6$ kcal/kg ✓

Von der insgesamt ausgenutzten Kälte von 31,4 kcal/kg werden demnach nur 56,7 % in der Kryptonanreicherungsäule ausgenutzt und 43,3 % sind noch für den Hauptapparat verfügbar.

Anwendung auf die Verrechnung der für Krypton gebrauchten Hochdruckluft.

Um eine gerechte Verteilung der für die Erzeugung der Hochdruckluft notwendigen Kosten zu erreichen, muss demnach:

- 1.) die über die Entspannungsmaschinen entspannte Hochdruckluft dem Krypton ganz in Rechnung gestellt werden,
- 2.) die gesamte, in die Kryptonanreicherungsäule selbst geleitete Hochdruckluftmenge zu mindestens 56,7 % dem Krypton in Rechnung gestellt werden.

*(und f. A. sind von Anreicherungsäule
aus zu entnehmen)
m. A. N. Lsg. werden 58% berechnet.*

*4) für 1 m³ H₂ Sauerstoff ...
... 100 kcal ...
... 644-A. ...*

Verhältnis der dem HA zugeführten
zu der mit HD-Lüpf. entzogenen
Kälte

$$Q = \frac{(1 - 1,74x) \cdot (t_{10} - t_{11}) + (t'_9 - t_{10})}{x \cdot (t_9 - t_4)}$$

wobei x Anteil der dem HA ent-
nommenen HD-Lüpf. am Gesamt-
verbrauch der Anz.-fläche

$1-x$ bzw. kommt dem von W.-A.

Mit den Messungen vom 19/3/41:

$$\text{ist } x = \frac{511,8}{957,0} = 0,538;$$

$$\text{damit } (1 - 1,74x) \cdot (t_{10} - t_{11}) = 1,395$$

$$Q = 1,56$$

16/10/41

W ä r m e
 v. 19., 26. VII., 2., 9., 16. u.
 23. VIII. 1941

Jahrg. 64

Ref. am: 16. IX. 41

(Weckmann)

Nr. 29., 30., 31., 32., 33., 34

Seite	Verfasser	Überschrift	Notizen
277/82 30)	Engel	Allgemeines über Ausführung von Flugstaubmessungen. 72493	<i>Ref.</i>
285/90 31)	Engel	Zweck von Flugstaubmessungen. 72494	<i>Ref.</i>
293/99 32)	Noss	Grundsätzliche Betrachtungen über die Staubenentwicklung in Feuerungen. Abfassung von Gewährleistungen u. Durchführung von Abnahmeversuchen an Entstaubungsanlagen. 72495	<i>Ref.</i>
301/06 33)	Wiemer	Wesen und Wege der praktischen Flugstaubbekämpfung bei Dampfkesselanlagen. 72496	<i>Ref.</i>

V n

Betr.: Aufstellung der Wärmebilanz für Kryptonanreicherungssäulen.

Zweck der Untersuchungen:

Die mit den betrieblichen Messgeräten an den Kryptonanreicherungssäulen in Me 247 gemessenen Mengen von verbrauchter Hochdruck- und Niederdruck-Luft, sind wegen Ungenauigkeit der Ablesung und häufiger Schwankungen, nicht als genau zu betrachten. Durch Aufstellung einer Wärmebilanz soll geprüft werden, ob die Messungen der Wirklichkeit nahe kommen.

Durchführung der Rechnung:

Die beigegebene Skizze erläutert die Rechnung.

Eingeführt werden in die Kryptonanreicherungssäulen folgende Mengen:

Der Wärmeinhalt der gesamten in der Anreicherungssäule entspannten Hochdruckluft,
der Wärmeinhalt der von der unteren Säule des Hauptapparates übernommenen Niederdruckluft,
die durch ungenügende Isolierung des Apparates auftretende Wärmeeinstrahlung.

Herausgeführt wird der Wärmeinhalt des in die obere Säule des Hauptapparates zurückgeführten Luftgemisches.

Der ausgewaschene Sauerstoff wird mit dem gleichen Wärmeinhalt in die Säule eingebracht und wieder herausgeleitet, so dass bei der Aufstellung der Wärmebilanz nur die geringe Sauerstoffmenge berücksichtigt zu werden braucht, die als flüssiger Sauerstoff aus der Säule entnommen und entspannt wird. Diese Menge multipliziert mit der Verdampfungswärme des Sauerstoffes bei 1,3 ata wird zu der Wärme des abziehenden Luftgemisches hinzuaddiert.

Aus der Differenz der bekannten eingeführten und abgeführten Wärmemengen wurde die Wärmeeinstrahlung errechnet.

Annahmen:

Die aus der unteren Säule des Hauptapparates überströmende Niederdruckluft wird zu 5° überhitzt angenommen. Auf diese Weise ist die Temperatur Nr. 26 errechnet.

Das abziehende Luftgemisch wird an den Apparaten mittels Messscheibe gemessen, deren Eichkurve folgenden Gaszustand bezeichnet:

1,25 ata -190°C (83°K).

Dieser Zustand entspricht nicht den wirklichen Verhältnissen. Der Druck der Luft an dieser Stelle ist mindestens ebenso gross als der Druck in der oberen Säule des Hauptapparates. Die an dieser Stelle gemessenen Luftmengen (Nr. 2) wurden daher auf die tatsächlich vorhandenen Drücke umgerechnet (Nr. 3).

Die Temperatur dieses abziehenden Luftgemisches wird um 3° unter der Verflüssigungstemperatur des Sauerstoffes bei 1,3 ata angenommen. Die Luft befindet sich demnach in einem Zustand leichter Überhitzung (1,4 - 1,5 ata, 89 - 90 °K). Die Gefahr des Mitreisens von Flüssigkeit besteht kaum, da, ~~weil~~ bei der grossen durchströmenden Sauerstoffmenge und bei dem verhältnismässig grossen Temperaturgefälle zwischen der Verflüssigungstemperatur des Sauerstoffes im Kondensator (93°K) und der Verdampfungstemperatur der Luft an dieser Stelle (84°K) anzunehmen ist, dass eine vollständige Verdampfung der Luft und Überhitzung auf eine Sauerstoffverflüssigungstemperatur naheliegende Temperatur stattfindet. In einer Nebenrechnung (Nr.55 - 58) ist gezeigt, dass mit der für die Kondensation des Sauerstoffes verfügbaren Wärmemenge nur 13 - 15 % der durch die Säule durchgegebenen Sauerstoffmenge verflüssigt werden können. Bei genügender Grösse des Wärmeaustausches ist daher anzunehmen, dass die Luft restlos verdampft und überhitzt wird.

Messungen:

Sämtliche Messwerte wurden aus den Betriebsaufzeichnungen vom 19.3.41 entnommen. Die Messung der vom Hauptapparat in die Anreicherungs säule eingeführten Niederdruckluftmenge (Nr.1) sowie die Messung des aus der Anreicherungs säule abziehenden Luftgemisches (Nr.2) erfolgt in Messdüsen, deren Druckdifferenz von Hampsonmetern angezeigt wird. Schwankungen im Durchgang treten auf, doch sollen die Säulen so gefahren werden, dass die eingestellten Luftmengen gehalten werden.

Die entspannte Sauerstoffmenge (Nr.5) ist aus dem Tagesbericht der Betriebskontrolle entnommen worden. Ebenso wurde die durchgesetzte Sauerstoffmenge (Nr.22) aus diesem Bericht entnommen.

Ergebnis der Rechnung: -

Bei einer insgesamt eingeführten Wärmemenge von ca. 30000 Kcal/h bei den kleinen Anreicherungs säulen und 43000 - 44000 Kcal/h bei den grossen Anreicherungs säulen, beträgt die insgesamt abgeführte Wärmemenge 35000 - 36000 Kcal/h bzw. 49000 - 50000 Kcal/h.

Die als Differenz sich ergebende Wärmeeinstrahlung wurde ins Verhältnis zu der stündlich durchgesetzten Sauerstoffmenge gesetzt. Die sich dabei ergebenden Werte der Wärmeeinstrahlungen, bezogen auf durchgesetztes Sauerstoffgewicht, von 1,72 - 1,96 Kcal/Kg entsprechen durchaus den in der Literatur für derartige Apparate angegebenen Werten. Man kann also annehmen, dass die Messung der Luftmengen annähernd richtige Werte ergeben hat.

Verteilung der Hochdruckluft:

Da bekanntlich nur ein Teil der gebrauchten Hochdruckluft aus den Hauptapparaten entnommen wird, der grössere Teil jedoch hinter den Ammoniakvorkühlern entnommen und in einem Wärmeaustauscher auf die Temperatur von -130°C (143°K) vorgekühlt wird, ist es von Interesse den Anteil der von diesen beiden Stellen kommenden Hochdruckluft zu berechnen.

Zu diesem Zweck wurde für den Wärmeaustauscher, in dem die Luft ihre Wärme an in einer Expansionsmaschine entspannte und abgekühlte Luft abgibt, in einer Nebenrechnung ebenfalls die Wärmebilanz aufgestellt. Dabei wurde der Anteil der gekühlten Hochdruckluftmenge, bezogen auf 1 kg in der Maschine entspannte Hochdruckluft (in der Rechnung mit X bezeichnet) zu $0,6 - 0,7$ kg/kg errechnet, dabei ist der niedrige Wert (0,6) unter Berücksichtigung einer Wärmeeinstrahlung in den Wärmeaustauscher von $3,0$ cal/kg ermittelt.

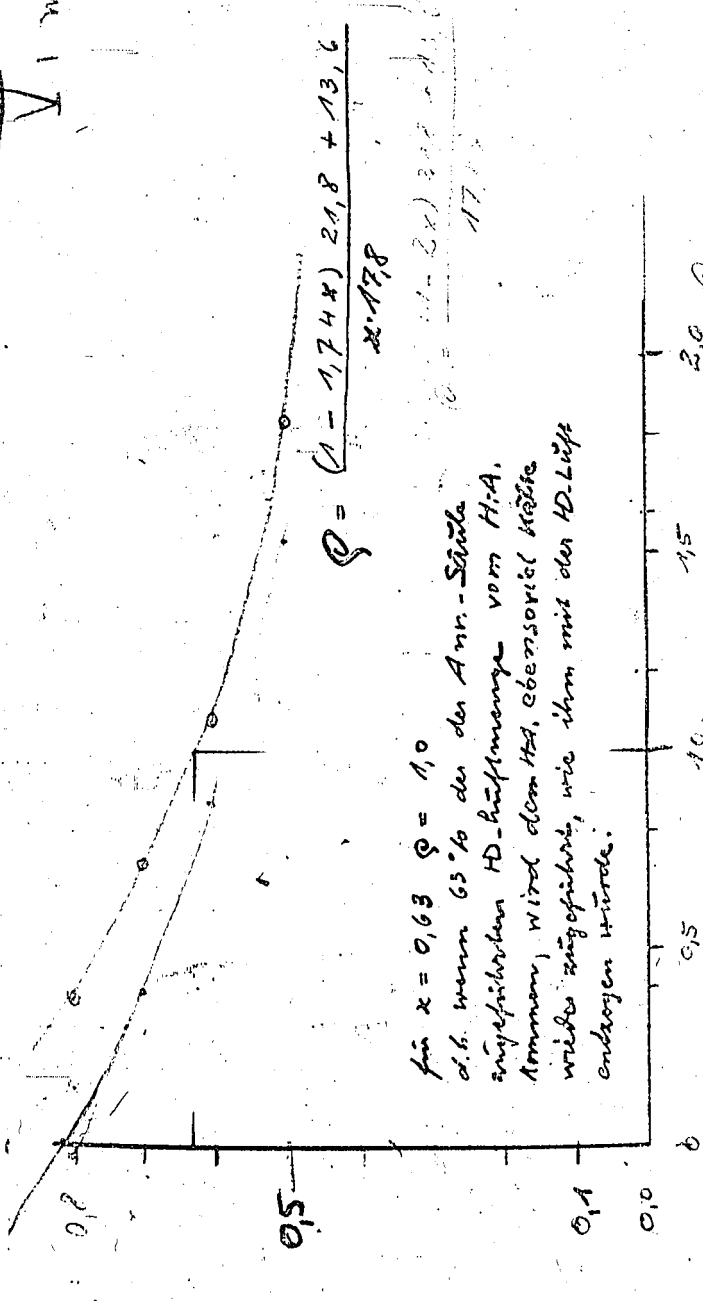
Daraus ergibt sich, dass in dem gemeinsamen Wärmeaustauscher für Apparat 1 und 2 $130,7$ m³/h, in dem Wärmeaustauscher für Apparat 3 $165,5$ m³/h und in dem Wärmeaustauscher für Apparat 4 $143,0$ m³/h gekühlt worden sind.

Die nachstehende Tabelle zeigt nochmals den gesamten, gemessenen und errechneten Hochdruckluftverbrauch sowie seine Verteilung nach Herkunft aus Hauptapparat und von Wärmeaustauschern. Dazu ist auch noch die Hochdruckluftmenge aufgezeichnet, die in den Entspannungsmaschinen entspannt und zur Vorkühlung in den Wärmeaustauschern benutzt wurde.

Kryptonanreicherungs- säule:	I/II	III	IV	Σ
1) In den Säulen gebrauchte Hochdruckluftmenge m ³ /h	386,0	288,0	277,0	951
2) Vom Wärmeaustauscher vorgekühlt m ³ /h	130,7	165,5	143,0	439,2
3) Vom Hauptapparat entnommene Hochdruckluft m ³ /h (1) - 2)	255,3	122,5	134,0	511,8
4) In den Entspannungsmaschinen entspannte Hochdruckluftmenge m ³ /h	220,0	250,0	260,0	730
5) Gesamter Hochdruckluftverbrauch der Anreicherungsäulen (1) + 4)	606,0	538,0	537,0	

Handwritten signature
280
150
130

V m

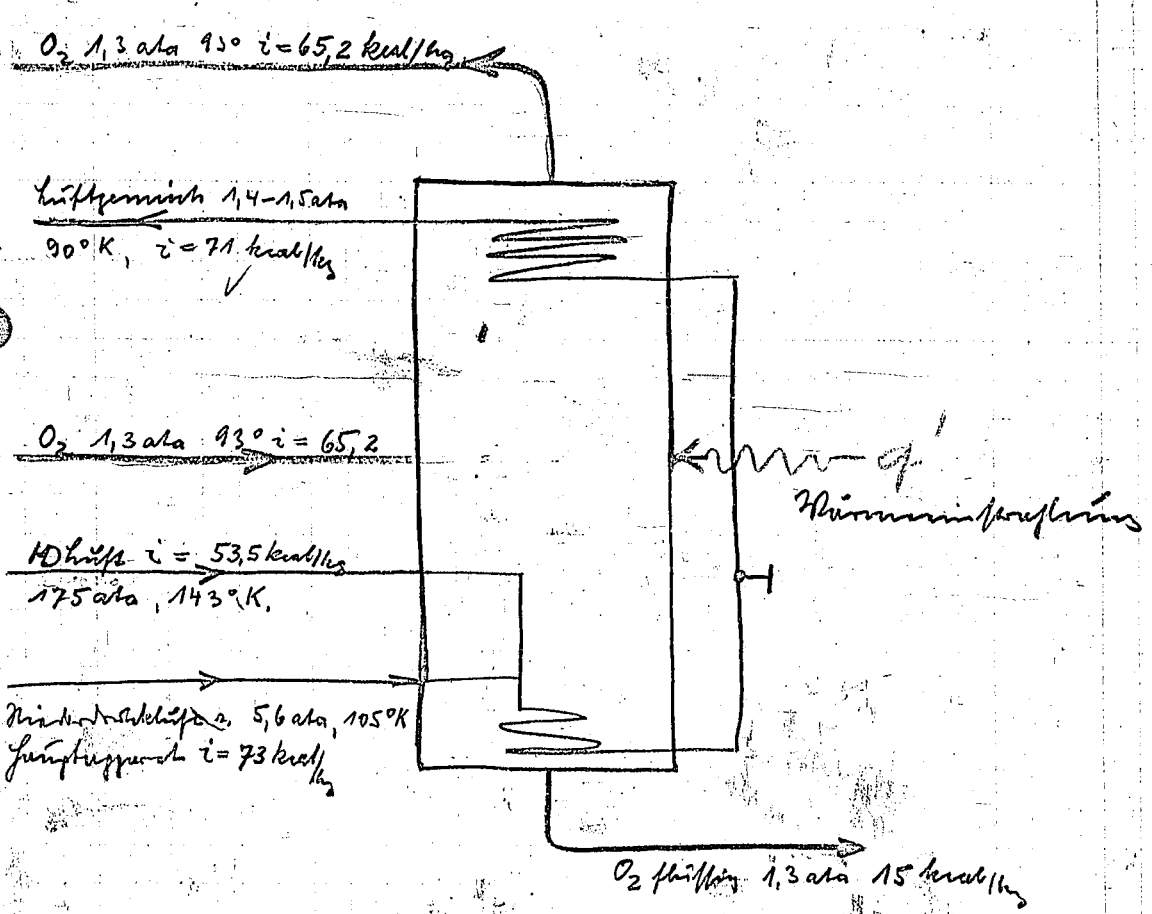


$$Q = \frac{(1 - 1.74x) \cdot 21.8 + 13.6}{x \cdot 17.8}$$

für $x = 0.63$ $Q = 1.0$
 d.h. wenn 63% der der Ann.-Stöße
 zugeführten HD-Luftmenge vom H.A.
 Abzogen, wird dem H.A. ebensoviel Wärme
 wieder zugeführt, wie ihm mit der HD-Luft
 entzogen wurde.

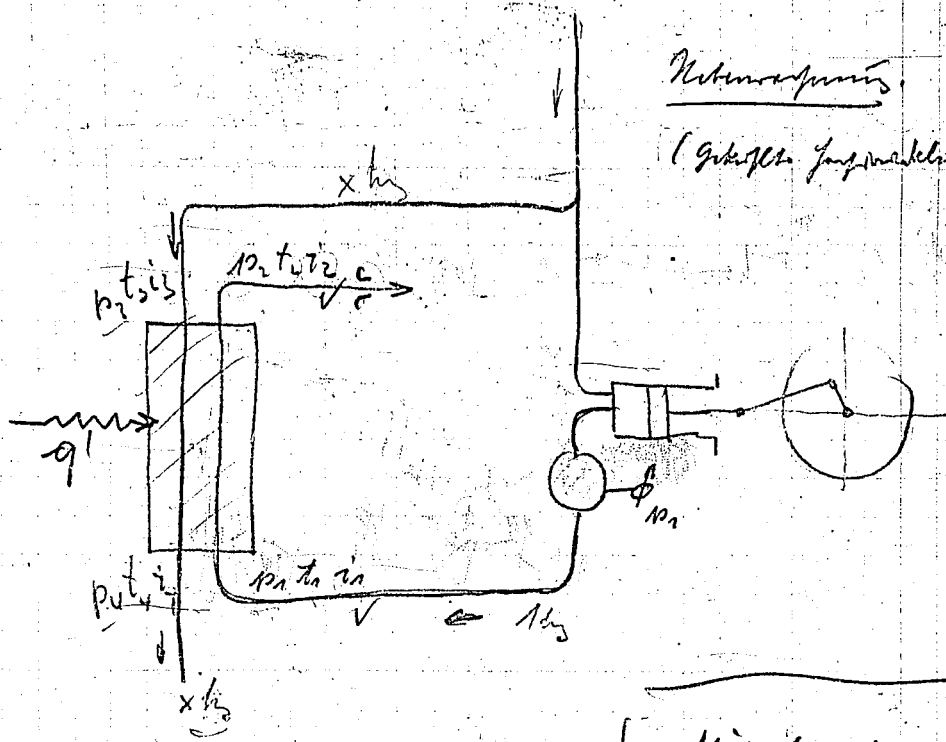
Verteilung des über H.A. zugeführten \rightarrow der
 mit der HD-Luft entzogenen Wärme.

Krypton Anom. Werte			I	II	III	IV
25)	Neutroneubildung	atm	5,6	5,5	5,6	5,5
26)	$t + 5^\circ$ Temp.	$^\circ K$	105,0	105	105	105
27)	Neutroneubildung	keal/hr	73 ✓	73	73	73
28)	Temp.änderung	atm	175	175	175	175
29)	-130° Temp.	$^\circ K$	143	143	148 ✓	143
30)	Neutroneubildung	keal/hr	53,3	53,3	55,1	53,3
31)	Neutroneubildung	atm	144	150	135	140
32)	$O_2 - 3^\circ$ Temp.	$^\circ K$	90,1	89	89,5	89
33)	Neutroneubildung	keal/hr	71 ✓	71,5	71	70,9
34)	Neutroneubildung	atm	120	126	128	126
35)	O_2 Diffus. Temp. -180°	$^\circ K$	93	92	92,5	92
36)	10 - Luftmenge	kg/hr	1261	261	357	357
37)	10 Luftmenge Neutronen	keal/hr	18575	18530	25300	25300
38)	10 Luftmenge	kg/hr	239 ✓	226	342	329
39)	10 Luftmenge Neutronen	keal/hr	12480	12050	13850	12550
40)	Zusammenhang Neutronen	keal/hr	31055	30580	44150	42850
41)	10 Luftmenge	kg/hr	495 ✓ X	486	697 ✓	686
42)	10 Luftmenge Neutronen	keal/hr	35150	34480	40650	48650
43)	10 Luftmenge Neutronen	kg/hr	187 ✓	11,7	23,5	23,7
44)	O_2 Diffus. Temp. -180°	keal/hr	950	850	1200	1210
45)	Zusammenhang Neutronen		36100	35250	50800	49860
46)	10 Luftmenge Neutronen	keal/hr	5045	4670	6650	57010
47)	10 Luftmenge O_2 Menge d. Temp.änderung	kg/hr	19,67	1984	2750	3115
48)	10 Luftmenge Neutronen	keal/hr	2576	2600	3630	4080
49)	10 Luftmenge Neutronen	keal/hr	1,96	1,80	1,83	1,72
50)	10 Luftmenge, festgelegte (Genuss)	kg/hr	197	189	288	277
51)	10 Luftmenge, von Diffus. eingeleitet (f. Neutronen)	kg/hr	386 ✓	130,7 ✓	165,5	143,0
52)	10 Luftmenge, von Diffus. eingeleitet	kg/hr	255,3 ✓	825 ✓	1225	1340
53)	10 Luftmenge, von Diffus. eingeleitet	kg/hr	646 ✓	147,1 ✓	629,0	520,0
54)	10 Luftmenge, von Diffus. eingeleitet	kg/hr	12167		506,5	386,0
55)	10 Luftmenge, von Diffus. eingeleitet	kg/hr	606 ✓		538	537



		<u>I</u>	<u>II</u>	<u>III</u>	<u>IV</u>
55) Eintragswert von O ₂ verfügbare Menge festgesetzt am 4.6 und 1.11.15 ca. 30 und 7.1 haud Zersetzungs- und Mischungsverhältnis für die entsprechenden Luftgemische	haud/kg	411	411	410,5	410,5
56) Eintragswert O ₂ verfügbare Menge	haud/kg	19450	19100	27100	26600
57) Mischungsverhältnis O ₂ Menge (resid.)	kg/ha	389	382	542	532
58) Anteil Sauerstoff O ₂ bezogen auf Gesamtmenge	kg/ha	0,151	0,147	0,149	0,130

$\frac{71,0 - 30}{30} = 1,366$ $\frac{410}{30} = 13,66$ $\frac{410}{30} = 13,66$ $\frac{410}{30} = 13,66$ $\frac{410}{30} = 13,66$



Nebenwertpunkte
(gekürzte Zugmaschinenleistung)

$$\begin{aligned}
 i_1 + x \cdot i_3 + q' &= i_2 + x \cdot i_4 \\
 x(i_3 - i_4) &= i_2 - i_1 - q' \\
 x &= \frac{i_2 - i_1 - q'}{i_3 - i_4}
 \end{aligned}$$

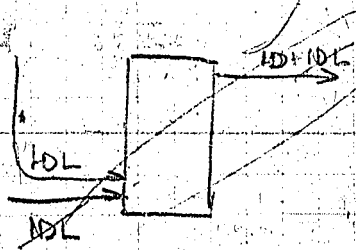
Mittelwerte

$i_1 = 80 \text{ kcal/kg}$
$i_2 = 108 \text{ "}$
$i_3 = 92,5 \text{ "}$
$i_4 = 53,1 \text{ "}$
$x = \frac{28,5 - 3}{39,4} = 0,635$

			I	II	III	IV
Druck des HD Dampfes (gemessen)	p_1	atm	1,6	1,6	3,0	3,0
Temperatur (gemessen)	t_1	°K	130	130	121	138
Wärmeinhalt aus Dampf	i_1	kcal/kg	80,8	80,8	79,2	82,6
Druck nach Dampf (gemessen)	p_2	atm	1,05	1,05	1,05	1,05
Temperatur (gemessen)	t_2	°K	241	241	238	238
Wärmeinhalt	i_2	kcal/kg	108	108	107,4	107,4
Druck des HD Dampfes aus Dampf	p_3	atm	1,75	1,75	1,75	1,75
Temperatur (gemessen)	t_3	°K	236	236	237	237
Wärmeinhalt	i_3	kcal/kg	92,2	92,2	92,7	92,7
Druck des HD Dampfes aus Dampf	p_4	atm	1,75	1,75	1,75	1,75
Temperatur (gemessen)	t_4	°K	143	143	143	143
Wärmeinhalt	i_4	kcal/kg	53,1	53,1	53,1	53,1
Anteil gekürzter HD Dampf	x	$q' = 0$	0,696	0,696	0,732	0,626
Anteil im Verhältnis zu Wärmeinhalt	x	$q' = 20$	0,594	0,594	0,667	0,550
Druckpunkt	mmHg	V	220	250	260	
Temperatur	°K		241	238	238	
Wärmeinhalt	kcal/kg		267,3	297,0	309,0	
Druckpunkt	mmHg		185,3	196,5	170,0	
Wärmeinhalt	kcal/kg		130,7	165,5	143,0	

Regelung - Anweisungsbücher in No 247

		I	II	III	IV
Niederdruckluftmenge	m ³ /h	330	320	300	300
Wärde der mittleren Wärme des Luftstroms	calin	4,6	4,5	4,6	4,5
Wärde der Hochdruckluft	calin	3,6	3,6	3,9	3,8
Luft + Niederdruckluftmenge	m ³ /h	440	440	600	600
Wärde (Kombiniert)	m ³ /h	407	400	538	577
Wärde der warmen Luft (Luft)	calin	0,44	0,50	0,35	0,40
Luftmenge Lauerstoff (Menge) (Luft)	m ³ /24h	344	386	432	433
Luftmenge Lauerstoff (Temperatur)	°C	18°	17°	16°	15°
Luftmenge Luft für die Luft (Menge)	m ³ /h				
Luftmenge Luft für die Luft (Temperatur)	°C	-37°	-37°	-36°	-36°
Luftmenge Luft für die Luft (Temperatur)	°C	-130	-130	-135	-130
Luftmenge Luft für die Luft (Temperatur)	°C	-130	-143	-140	-139
Luftmenge Luft für die Luft (Temperatur)	°C	-320		-35	-35
Wärde der Luftmenge Luft für die Luft	calin	170	175	175	175
Wärde der Luftmenge Luft für die Luft	calin	0,30	0,26	0,28	0,26
Luftmenge Luft für die Luft	%	0,05	0,056	0,062	0,072
Luftmenge Luft für die Luft	°C	-143	143	152	135
Luftmenge Luft für die Luft	m ³ /h	14,35	12,8	18,0	18,1
Luftmenge Luft für die Luft	kg/h	18,7	16,7	23,5	23,7
Luftmenge Luft für die Luft	kg/h	1230	1200	1530	1560
Luftmenge Luft für die Luft	kg/h	13200	12500	18800	18400
Luftmenge Luft für die Luft	kg/h	12970	12400	17250	16840



0,07 - 0,4
128,00
11

Lg.

V 30 *Mose Wasserstoff-Kalilauge*
Leuna-Werke, den 27. Mai 1943 Ri.

Elektrolytische Gewinnung von Wasserstoff und Sauerstoff.

Vortrag von Thiede (Siemens u. Halske, Berlin) am 24.5.1943

1.) Zellenspannung.

Die für die Zersetzung des sauren oder alkalischen Wassers erforderliche Zellenspannung setzt sich zusammen aus:

- a) der theoretischen Zersetzungsspannung, unveränderlich etwa 1,23 Volt,
- b) der Überspannung, von der Oberfläche und dem Material der Elektroden abhängig, etwa 0,4-0,5 Volt,
- c) dem Ohm'schen Widerstand der Flüssigkeit. Dieser ist bei stark sauren oder alkalischen Flüssigkeiten gering. Aus Korrosionsgründen wählt man neuerdings im allgemeinen 25% Natronlauge oder auch Kalilauge, nur ungern Schwefelsäure. Mit modernen Bipolarzersettern wird eine Zellenspannung von 2,1-2,2 Volt erreicht.

2.) Konstruktion und Material der Zersetzer.

Um niedrigen Ohm'schen Widerstand zu bekommen, muss der Abstand zwischen den Elektroden der Zellen möglichst gering sein. Um reine Produkte zu gewinnen, werden die Zellen durch eine poröse Wand (Diaphragma) geteilt. Die Zersetzertröge bestanden ursprünglich aus gebogenem U-Eisen, die mit Holzkeilen verkeilt und mit Beton ausgegossen wurden. Später Abdichtung mit Gummidichtungen und Verschraubung mit Zugankern. Neuerdings wird eine Filterpressenbauart gewählt. Als Elektrodenmaterial kommt Nickel, für die Kathode auch Eisen in Frage. Das Diaphragma soll möglichst aus gutem Asbest bestehen. Die Tröge werden neuerdings aus Stahl mit einem alkalibeständigen Lacküberzug gemacht.

Der ältere Unipolarzersetzer hat sich nur als Rundzersetzer für kleine Leistungen von etwa 10-20 m³/h H₂ halten können.

Ein moderner Bipolarzersetzer von Filterpressenbauart Bamag Zdansky mit 3 m² Elektrodenfläche benötigt bei einer Strombelastung von 2500 Amp./m² 4,9 kwh/m³ H₂. Die erforderliche Zellenspannung beträgt dabei 2,2 Volt.

Ein Bipolarzersetzer von Filterpressenbauart von Siemens/I.G. braucht bei einer Strombelastung von 4000 Amp./m² nur 4,67 kwh/m³ H₂. *2,1 Volt/Zelle*

3.) Preise und Platzbedarf.

Die Anschaffungspreise moderner Bipolarzersetzer betragen bei einem Energieaufwand von 4,6 kwh/m³ H₂ RM. 850,-/m³ H₂ Leistung, bei einem Energieaufwand von 5,0 kwh/m³ H₂ RM. 550,-/m³ H₂ Leistung. Ein Drittel dieses Preises kostet die elektrische Einrichtung, während der Rest auf die übrigen Teile der Anlage entfällt.

Der Platzbedarf derartiger Anlagen beträgt 0,05-0,1 m²/m³ H₂ Stundenleistung.

4.) Reinheit der Produkte.

Der Wasserstoff lässt sich mit einer Reinheit von 99,9-100%, Sauerstoff mit 99,0-99,5% erzeugen.

5.) Druckelektrolyse.

Zersetzungsspannung und Überspannung ändern sich nur wenig mit steigendem Druck. Dagegen wird der Ohm'sche Widerstand der Flüssigkeit offenbar infolge Verkleinerung der entstehenden Gasbläschen geringer. Die Ersparnis an Ohm'schem Widerstand ist jedoch nur bis zu einem Druck von 20 Atm. messbar, darüber hinaus ist energiemässig bei der Druckelektrolyse kein Gewinn zu erwarten. Bei 20 Atm. kann die Zellenspannung um etwa 5% z.B. von 2,55 auf 2,40 Volt gesenkt werden.

~~Der Druck~~ *analog* in beiden Abteilungen der Zellen wird mit steigendem Druck immer schwieriger, ~~er~~ ist wegen der Gefahr der Knallgasbildung äusserst wichtig.

Ein Vorteil der Druckelektrolyse ist die Ersparnis eines Teiles der Kompressionsenergie. Für die Erzeugung von Wasserstoff mit Druckzersetzer sind immer noch 4,5-5,0 kwh/m³ H₂ erforderlich.

Prämienystem

für die

Sauerstoff-Fabrik und die angegliederten Betriebe.

Durch den inzwischen abgeschlossenen Ausbau des Betriebs und durch die damit zusammenhängenden neuen Betriebsverhältnisse wurde es notwendig für die Sauerstoff-Fabrik eine neue Prämienformel zu berechnen.

Diese neue Formel lautet:

$$P = \frac{33 \cdot (R - 90) \cdot (170 + S)}{10\ 000} \cdot \frac{L_2}{L_1}$$

In dieser Formel bedeuten:

- P = Monatliche Prämie in Pfennigen je Lehnstunde
- R = Reinheit des Sauerstoffs in Prozenten
- S = Sauerstoffmenge in 1000 m³/h
- L₂ = Lehnzeleinstunden
- L₁ = Lehnstunden

Gemäß der Aufgabe des Betriebs, auf möglichst wirtschaftlichem Wege hochprozentigen Sauerstoff zu erzeugen, erstrebt sich die Fabrik mit steigender Sauerstoffproduktion und vor allem mit zunehmender Reinheit des Sauerstoffs. Dies lässt sich erreichen, wenn alle Maschinen und Apparate sorgfältig überwacht und die verschiedenen Analysen gewissenhaft durchgeführt werden.

Durch das Verhältnis der Lehnzeleinstunden zu den Lehnstunden wird außerdem noch der Beschäftigungsgrad der Belegschaft berücksichtigt.

Beispiel 1:

$$S = 26,0 \qquad L_2 = 34\ 800$$

$$R = 97,5 \qquad L_1 = 35\ 825$$

$$P = \frac{33 \cdot (97,5 - 90) \cdot (170 + 26,0)}{10\ 000} \cdot \frac{34\ 800}{35\ 825}$$

$$= \frac{33 \cdot 7,5 \cdot 196,0}{10\ 000} \cdot 0,97 = 2,17 \text{ Pfennige/Lehnstunde.}$$

Prämien system

für die

Sauerstoff-Fabrik und die angegliederten Betriebe.

=====

Durch den inzwischen abgeschlossenen Ausbau des Betriebs und damit die damit zusammenhängenden neuen Betriebsverhältnisse wurde es notwendig für die Sauerstoff-Fabrik eine neue Prämienformel zu berechnen.

Diese neue Formel lautet:

$$P = \frac{33 \cdot (R - 90) \cdot (130 + S)}{10\ 000} = \frac{L_2}{L_1}$$

In dieser Formel bedeuten:

- P = Monatliche Prämie in Pfennigen je Lohnstunde
- R = Reinheit des Sauerstoffs in Prozenten
- S = Sauerstoffmenge in 1000 m³/h
- L₂ = Lohnrollstunde
- L₁ = Lohnstunden

Genäß der Aufgabe des Betriebs, auf möglichst wirtschaftlichen Wege hochprozentigen Sauerstoff zu erzeugen, erhöht sich die Prämie mit steigender Sauerstoffproduktion und vor allen mit zunehmender Reinheit des Sauerstoffs. Dies läßt sich erreichen, wenn alle Maschinen und Apparate sorgfältig überwacht und die verschiedenen Analysen gewissenhaft durchgeführt werden.

Durch das Verhältnis der Lohnrollstunden zu den Lohnstunden wird außerdem noch der Beschäftigungsgrad der Belegschaft berücksichtigt.

Beispiel I:

S = 26,0	L ₂ = 34 800
R = 97,5	L ₁ = 35 825

$$P = \frac{33 \cdot (97,5 - 90) \cdot (130 + 26,0)}{10\ 000} = \frac{34\ 800}{35\ 825}$$

$$= \frac{33 \cdot 7,5 \cdot 156,0}{10\ 000} = 0,97 = \frac{2,97 \text{ Pfennige}}{\text{Lohnstunde}}$$

Beschreibung der Kryptongewinnung in Leuna.I.) Beschreibung des Verfahrens. (vgl. Schema 29914)

In den Linde-Fränkl-Apparaten in Bau 247 wird durch Verflüssigung und Rektifikation von atmosphärischer Luft ein hochprozentiger Sauerstoff gewonnen. Das in der Luft enthaltene Krypton gelangt fast restlos in diesen Sauerstoff, der in den zusätzlich aufgestellten, mit den Hauptapparaten verbundenen Krypton-Anreicherungs Säulen nochmals rektifiziert wird. Dabei erhält man einen Sauerstoff mit etwa 0,1 Vol.-% Krypton. Zwecks weiterer Eindüngung wird dieses Gas zuerst von den darin befindlichen Kohlenwasserstoffen befreit und wieder in die Anreicherungs Säulen zurückgeführt, wodurch ein angereicherter Sauerstoff mit einem Gehalt von etwa 1 % Krypton gewonnen wird.

Dieser wird in einer sogenannten Rein-Kryptonsäule in Bau 337 einer weiteren Rektifikation unterworfen, wobei schließlich eine Kryptonkonzentration bis etwa 80 % erreicht wird.

Das so erhaltene Roh-Krypton wird in der Anlage 337a durch Verflüssigung und Wiedervergasung unter 15 Atm. Druck auf Stahlflaschen gefüllt und zwecks weiterer Vorarbeitung an das Werk A u b o g e n in C r i e s h e i m gesandt.

II.) Beschreibung der Anlage. (vgl. Skizze Nr. II 1723 und Lageplan II 952)

Der in den Luft-Trennungs-Apparaten in Bau 247 anfallende gasförmige Sauerstoff wird durch die Krypton-Anreicherungs Säule (1) geleitet, wo eine Anreicherung des Kryptions in flüssigen Sauerstoff stattfindet. Die angereicherte Flüssigkeit wird aus dem Flüssigkeitsabscheider (2) kontinuierlich in den Totalverdampfer (3) entspannt. Hierhin wird auch der flüssige Kryptonhaltige Sauerstoff aus den Abscheidern der Zusatzverdampfer der Hauptapparate geleitet. Der auf einer Wasseroberfläche verdampfte Sauerstoff gelangt in den Kontaktofen (4), in dem die in dem Sauerstoff enthaltenen Kohlenwasserstoffe bei einer Temperatur von etwa 600° C katalytisch

über Kupferoxyd zu Kohlensäure und Wasser verbrannt werden. Im Nebenschluß ist der 30 ccm fassende Gasometer (5) geschaltet. Der von Kohlenwasserstoffen befreite Sauerstoff wird durch den einstufigen Sauerstoff-Kompressor (6) auf etwa 3 - 5 Atm. verdichtet; er wird dann in den Waschtürmen (7) mittels Natronlauge von der Kohlensäure und in den mit Ätzkali gefüllten Türmen (8) von Wasser befreit. Der so gereinigte und getrocknete, von Kohlenwasserstoffen fast freie Sauerstoff wird zum größten Teil (etwa 90 %) wieder in die Krypton-Anreicherungsäule (1) zurückentspannt.

Der andere Teil des Gases (etwa 10 %) wird abgezweigt und gelangt unter den Druck von 3 - 5 Atm. zu dem in einem Schutzraum (Panzerkammer) (9) in Bau 337a aufgestellten Druck-Kontaktofen (10). Hier werden ebenfalls über Kupferoxyd, aber bei einer höheren Temperatur, noch vorhandene Reste von Kohlenwasserstoffen bis auf Spuren zerstört.

Das Gas wird dann nach Bau 337 geleitet, durch einen mit Ätzkali gefüllten Turm (10a) geführt und in die Rein-Kryptonsäule (11) entspannt. Aus dem Sumpf dieser Säule wird ein Gasgemisch gewonnen, das bis zu 80 % Krypton enthalten kann. Der Rest ist Sauerstoff. Dieses Rohkrypton wird wieder nach Bau 337a geführt.

Hier wird das Gas zuerst drucklos durch einen dritten Kupferoxydofen (19) geleitet, um die Kohlenwasserstoffe zu beseitigen, die sich bei der Einengung des Rohgases in der Rektifikationsäule (11) angereichert haben. Dann gelangt das Gas entweder zu dem 2 ccm fassenden Gasometer (12) oder zu den in der Panzerkammer (15) befindlichen Sammelbehältern (13). Aus den Behältern (12) oder (13) wird das Gas durch Kühlung mit flüssigen Stickstoff oder Sauerstoff in das V2A-Gefäß (14), das auch in der Panzerkammer (15) untergebracht ist, hineinverflüssigt. Der nicht in diesem Gefäß kondensierte Sauerstoff wird zur Zurückhaltung des mitgeführten Kryptons durch ein unterkühltes Silikagelgefäß (18) geleitet und gelangt dann ins Freie.

Das in dem Gefäß (14) kondensierte Krypton wird durch Wiedervergasung auf 15 Atm. Druck gebracht und in Stahlflaschen (16), die in der Panzerkammer (17) untergebracht sind, abgefüllt. Das in dem Gefäß (14) zurückgehaltene Krypton wird durch Erwärmen ausgetrieben und in die Behälter (13) zurückgeführt.

III.) Sicherheitsmaßnahmen.

Bau 247.

1.) Die Krypton-Anreicherungsstufen sind mit Schutzgittern versehen. Die Apparateile der Anreicherungsstufen, Verdampfer und Abscheider, in denen höhere Konzentrationen an Kohlenwasserstoffen im flüssigen Sauerstoff auftreten als in den eigentlichen Rektifikationsstufen selbst, sind in besonders geschützten Räumen untergebracht. (Zwischen dicken Mauerwerk und Stahlplatten.)

2.) Die Konzentration an Acetylen im flüssigen Sauerstoff einer jeden Anreicherungsstufe wird durch quantitative alle 2 Stunden erfolgende Analysen laufend überwacht.

Die quantitative Bestimmung der Kohlenwasserstoffe wird ebenfalls regelmäßig alle 4 Stunden ausgeführt.

3.) Die Konzentration an Krypton im flüssigen Sauerstoff wird nur soweit getrieben, daß der Gehalt an Acetylen und Kohlenwasserstoffen bei ihrer gleichzeitig erfolgenden Anreicherung stets weniger beträgt als:

10 mg Acetylen und
400 " Kohlenwasserstoffen } pro 1 ltr. Flüss.-Sauerstoff.
als Kohlenstoff gerechnet

Normalerweise sind die Werte erheblich geringer und betragen weniger als die Hälfte dieser Zahlen. Steigt der Gehalt an, dann werden die quantitativen Bestimmungen in kürzeren Zeitabständen ausgeführt.

Steigt doch einmal der Gehalt über obige, auf Grund von Erfahrungen festgesetzte Grenzwerte, dann wird sofort der Flüssig-Sauerstoff-Abscheider der Anreicherungsstufe vollständig entleert.

4.) Außer dieser Überwachung der Kohlenwasserstoffe im flüssigen Sauerstoff wird der Gehalt an Kohlenwasserstoffen im gasförmigen Sauerstoff aller 3 Anreicherungsstufen hinter dem Totalverdampfer durch einen automatischen Kontrollapparat laufend angezeigt und aufgeschrieben.

5.) Der mit Krypton angereicherte Sauerstoff geht durch einen mit Kupferoxyd gefüllten Kontaktofen zur Zersetzung der Kohlenwasserstoffe. Es sind zwei solche Öfen vorhanden, von denen einer immer in Betrieb ist. Die Temperatur wird mit Hilfe von Thermoelementen durch einen besonderen Bedienungsmann überwacht.

- 6.) Hinter dem Kontaktofen wird der restliche Gehalt an Kohlenwasserstoffen täglich durch eine über 24 Stunden (wegen der sehr geringen Mengen) ausgedehnte quantitative Analyse bestimmt.

Bau 337B:

- 7.) Der von Bau 247 zur Weiterverarbeitung auf Rein-Krypton entspannte Sauerstoff geht vor Eintritt in die Rein-Kryptonstule ein zweites Mal durch einen Kontaktofen, den Druck-Kkontaktofen. Dieser dient dazu, evtl. noch vorhandene geringe Mengen von Kohlenwasserstoffen zu vernichten.

- 8.) Dieser Ofen, der unter einem Druck von 3 - 5 Atm. arbeitet, ist in einer Schutzkammer untergebracht.

Die gleichmäßige Einstellung der Temperatur im Ofen erfolgt mittels eines eingebauten elektrischen Thermostaten. Für die Überwachung der richtigen Temperatur innerhalb bestimmter Grenzen sind Alarmvorrichtungen vorhanden.

Bau 337.

- 9.) Die Rein-Kryptonstule ist mit einem Schutzgitter umgeben.

Bau 337a.

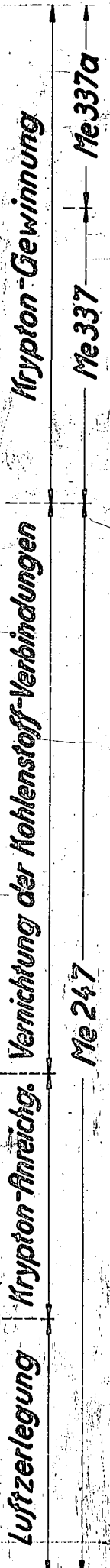
- 10.) Das in der Rein-Kryptonstule anfallende Gasgemisch wird in Bau 337a drucklos durch einen dritten Kontaktofen geleitet.

- 11.) Bevor das Gas einer Verflüssigung und Wiedervergasung unter Druck unterworfen wird, wird durch sorgfältige Analysen der Gehalt an Kohlenwasserstoffen bestimmt.

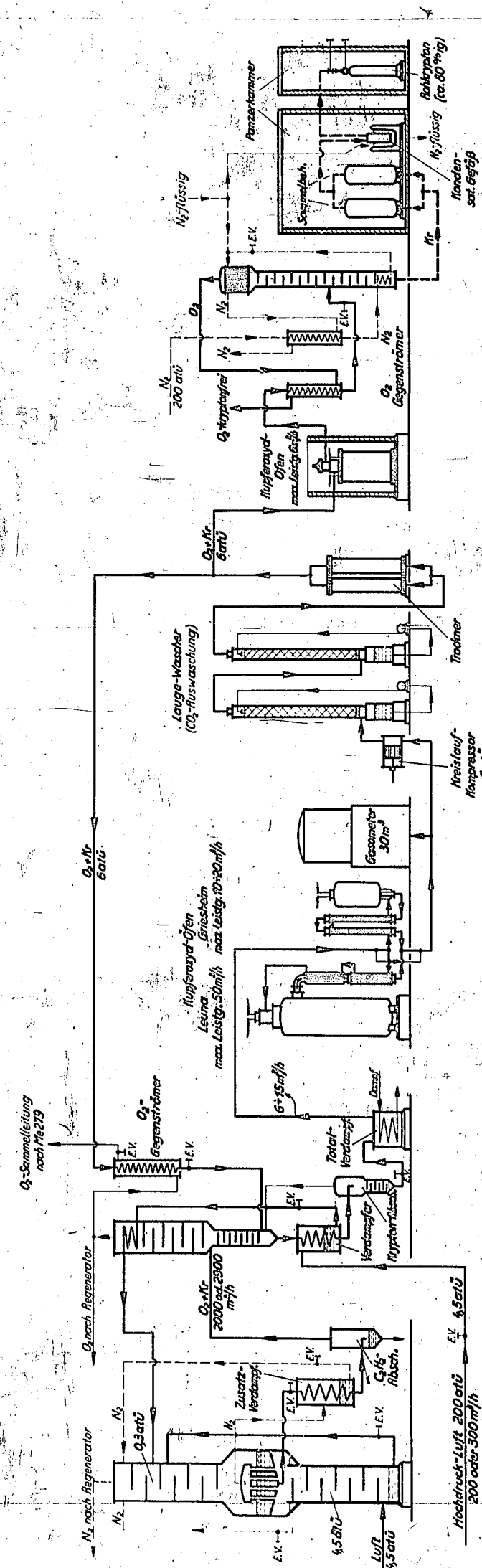
- 12.) Die Gefäße zum Kondensieren, Wiedervergasen und Abfüllen des Gases in Stahlflaschen sind in einer Panzerkammer untergebracht. Die Gefäße in der Panzerkammer sind zur Verhinderung unzulässiger Drucksteigerungen mit Sicherheits-Zerreißeinheiten versehen.

Alle Handhabungen zur Bedienung dieser Apparaturen dürfen nur außerhalb der Panzerkammer geschehen; ein Betreten der Panzerkammer während des Betriebes ist verboten.

Krypton-Gewinnung.



Me 247



B. Sch. No. 74 27.11.35

28914

Haupt-Zeichnungsgesellschaft
M.E.A.

5.5.36

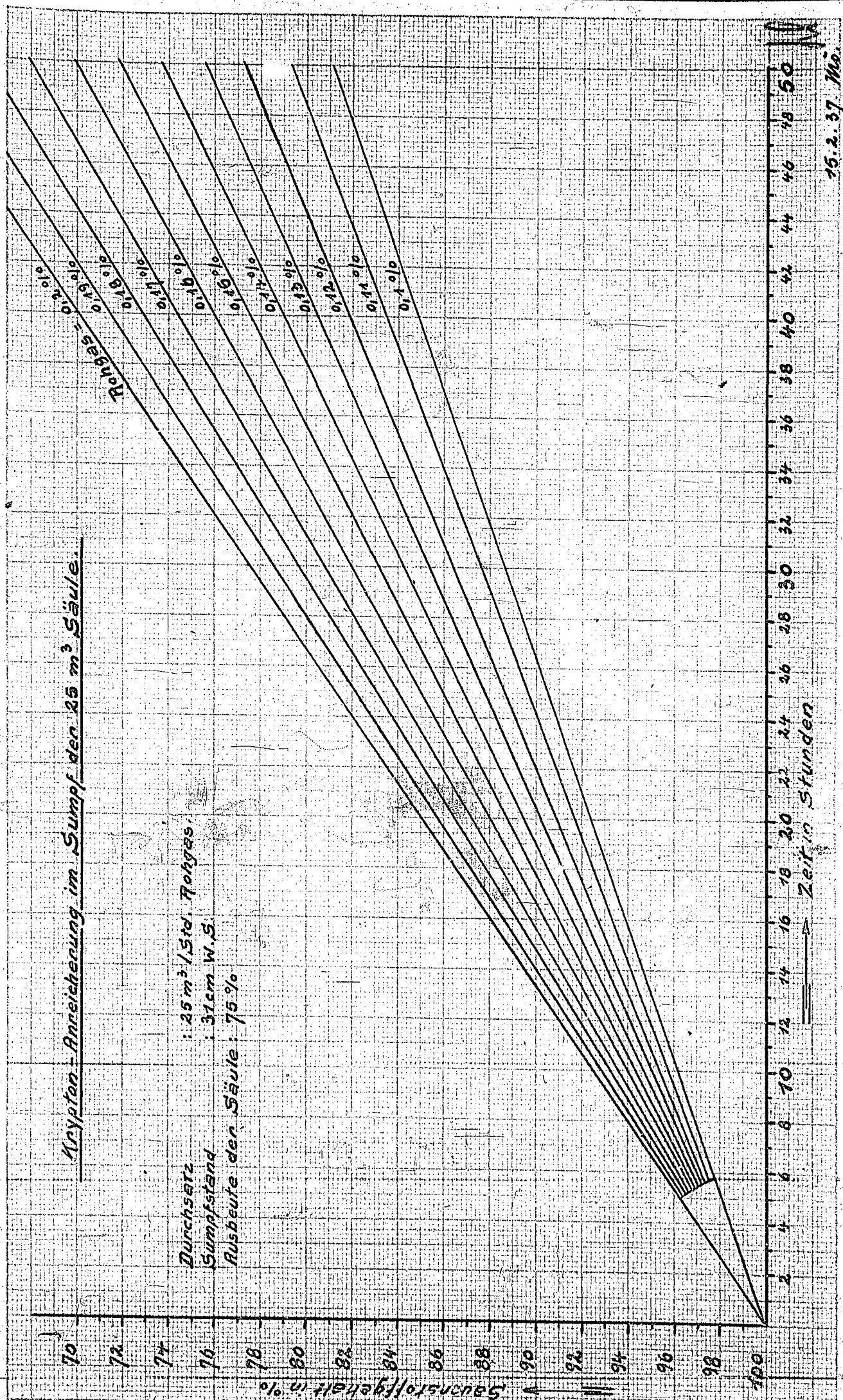


K O D K A K

10

Acrylon-Anreicherung im Sumpf der 25 m³ Säule:

Durchsatz : 25 m³/Std. Rohgas.
Sumpfstand : 31 cm W.S.
Ausbeute der Säule: 75 %



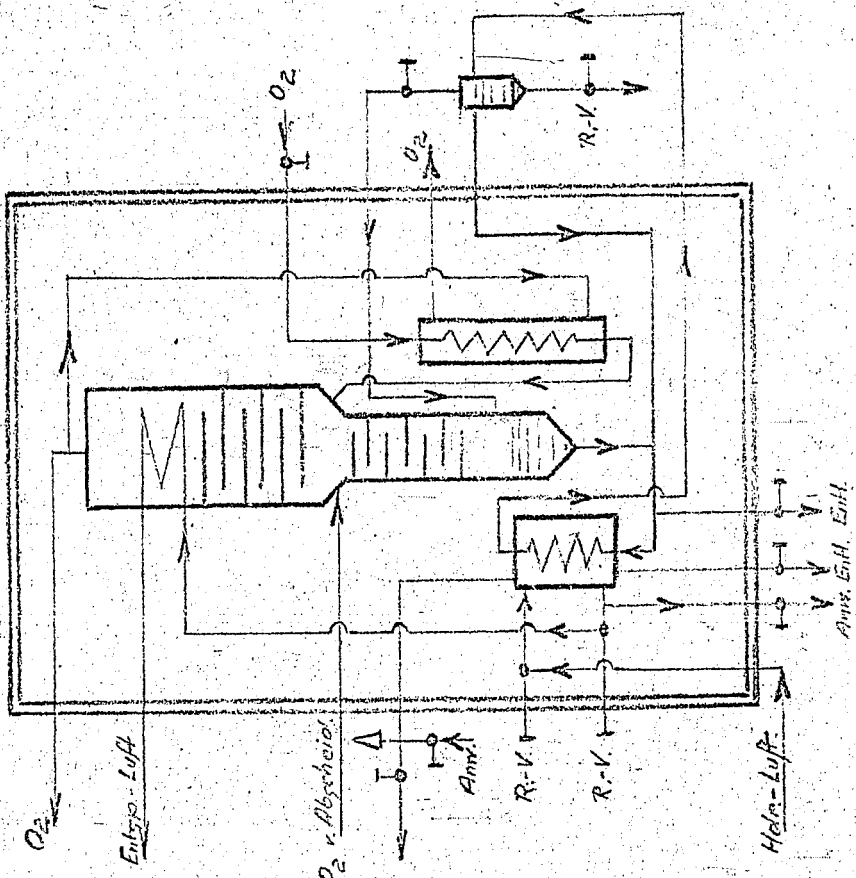
15.2.37. Mär.

16.2.37.9

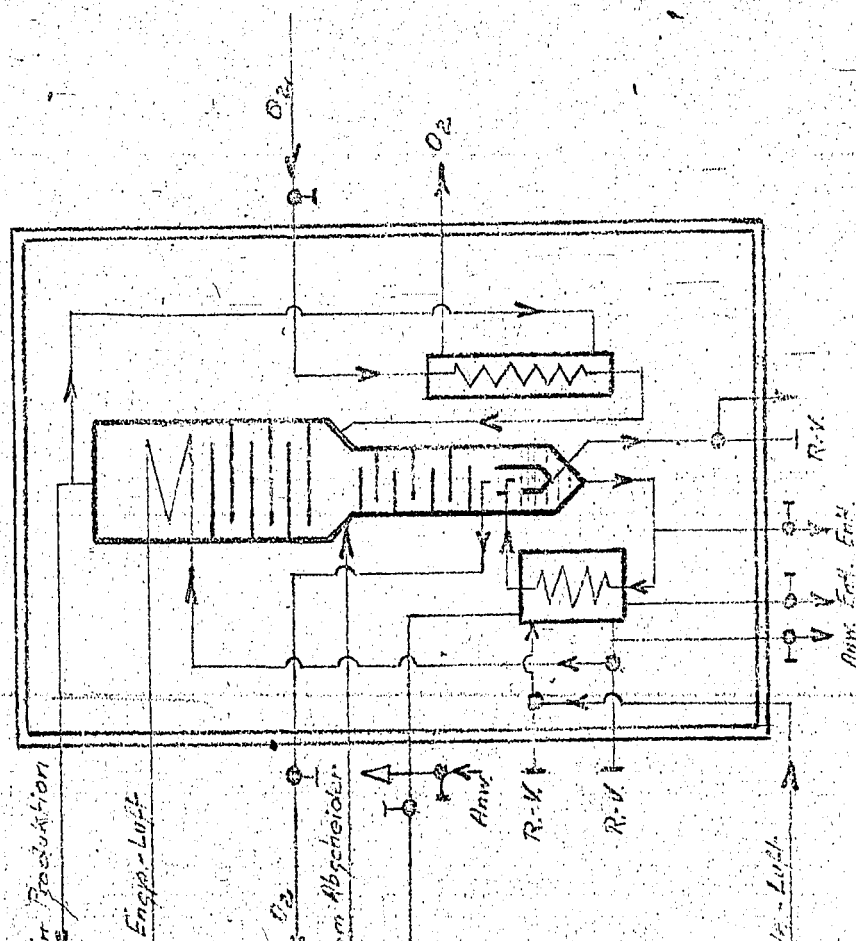
Ammoniakwerk Merseburg
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Lohn- und Werkstoffe (Kreis Merseburg)

582 A 4 (210x207 mm)

St/225



Krypton - Anreicherungs säule
(Ausführung mit außenliegendem Abscheider)



Krypton - Anreicherungs säule
(ursprüngl. Ausführung)

Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

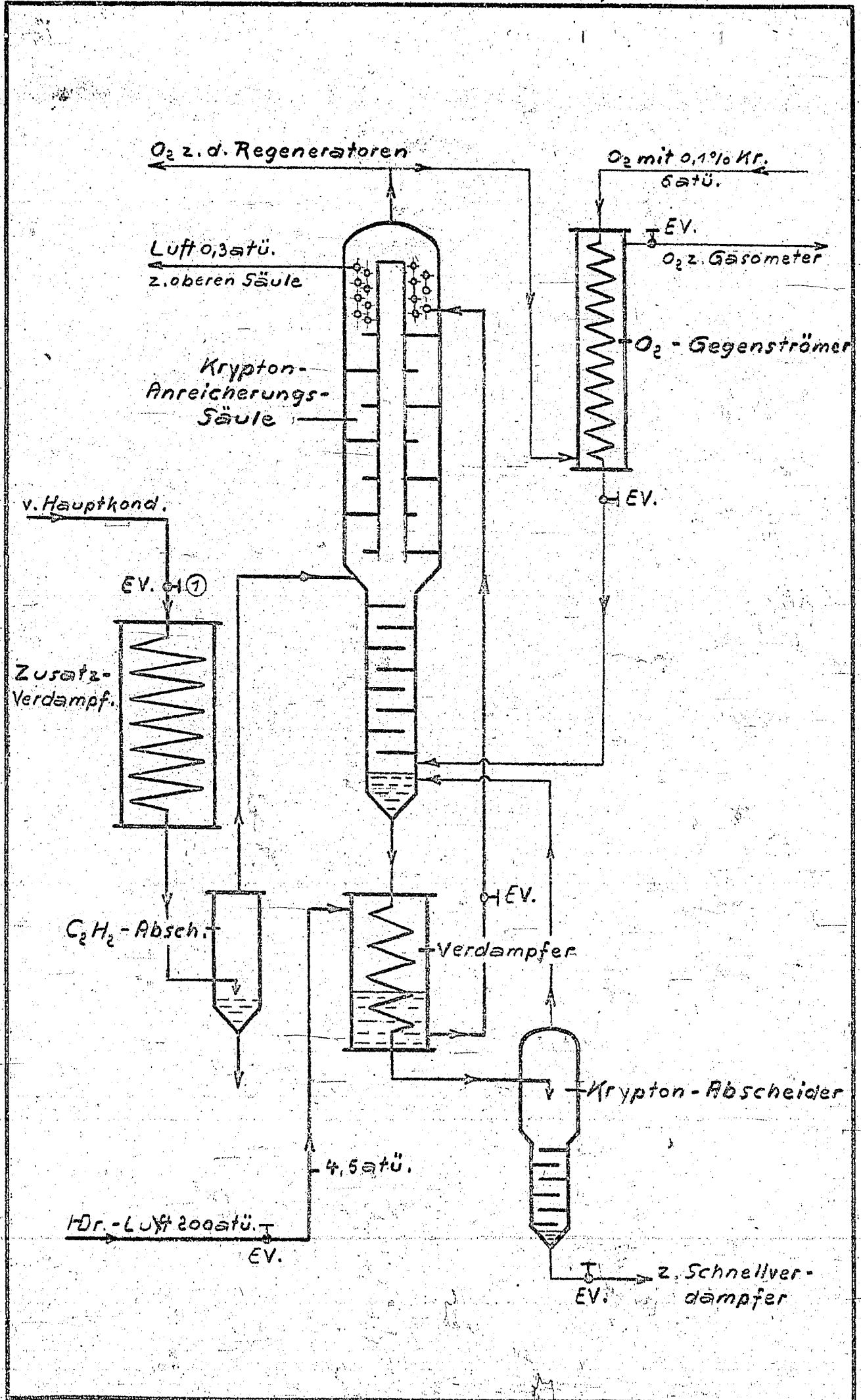
54/100

14. DEZ. 1934

N-Format 24.11.1930

16. JAN. 1935

14. 12. 34



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H. Krypton-Anreicherung St/383

2. Dez. 1940

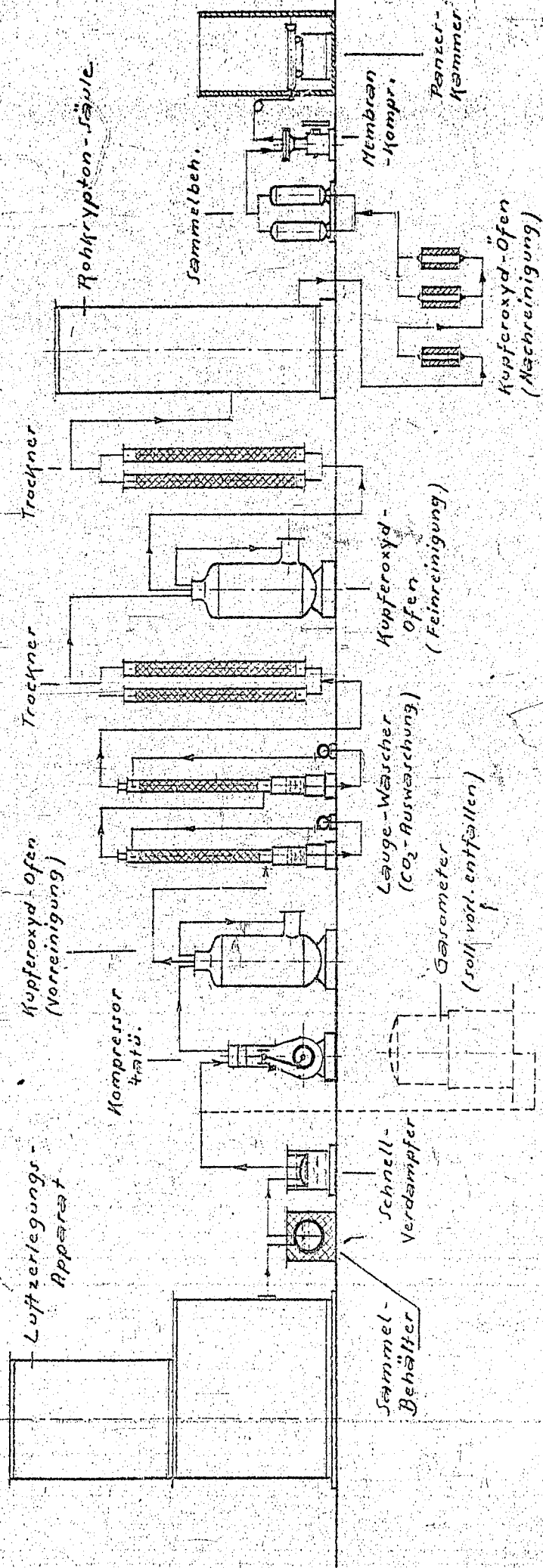
Ditt-Formal A 4

23. 12. 40. W.P.

Strich: St.

Krypton - Gewinnung

Entwurf für Aueschwitz



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

St/475

3 Juni 1949

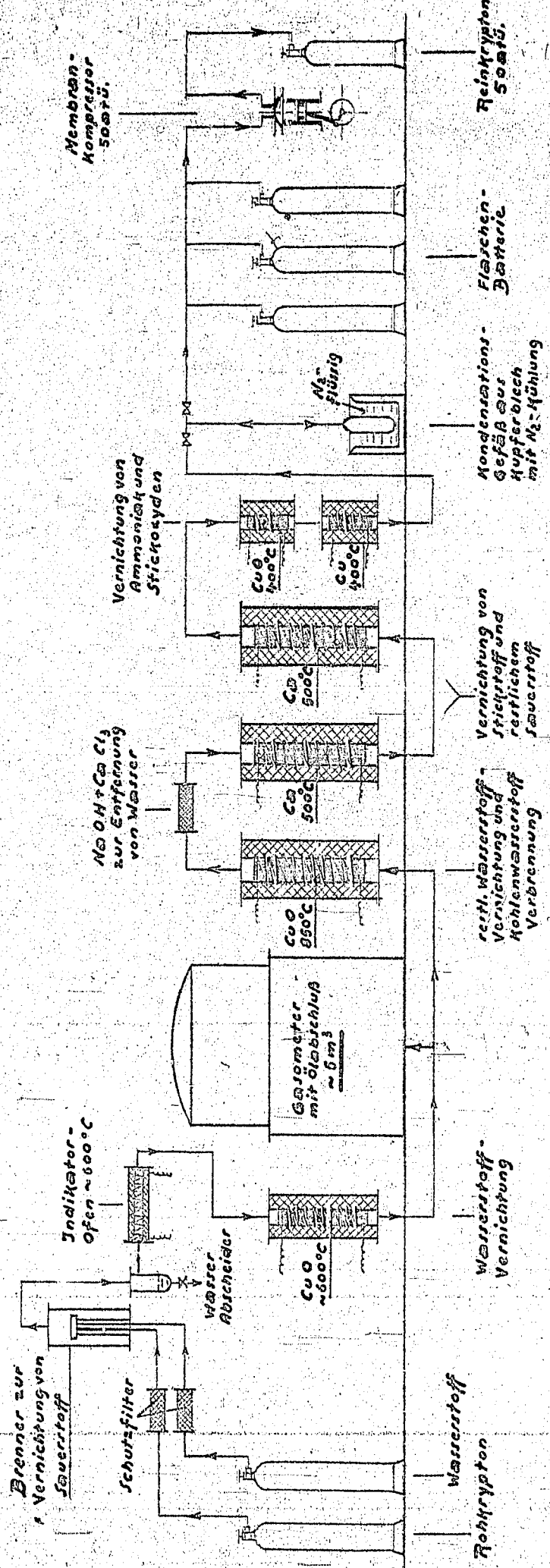
5.6.43. Müller

Betrieb: Sti.

5 Juni 1949

5000. 12. 44. Carl Schleicher & Schüll, Düren

Schema der Krypton-Feinreinigung in Griesheim.



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H.

St/455

DIN-Format A4

10.12.92. VII

5000. 10. 41. Carl Schenker & Schill, Düren.

Betrieb:
11. Dez. 1942

Team 46 Leuna
USSB V 30

MONTHLY YIELD

Box 2

APRIL '44

In Arbeit befindlicher

Monat

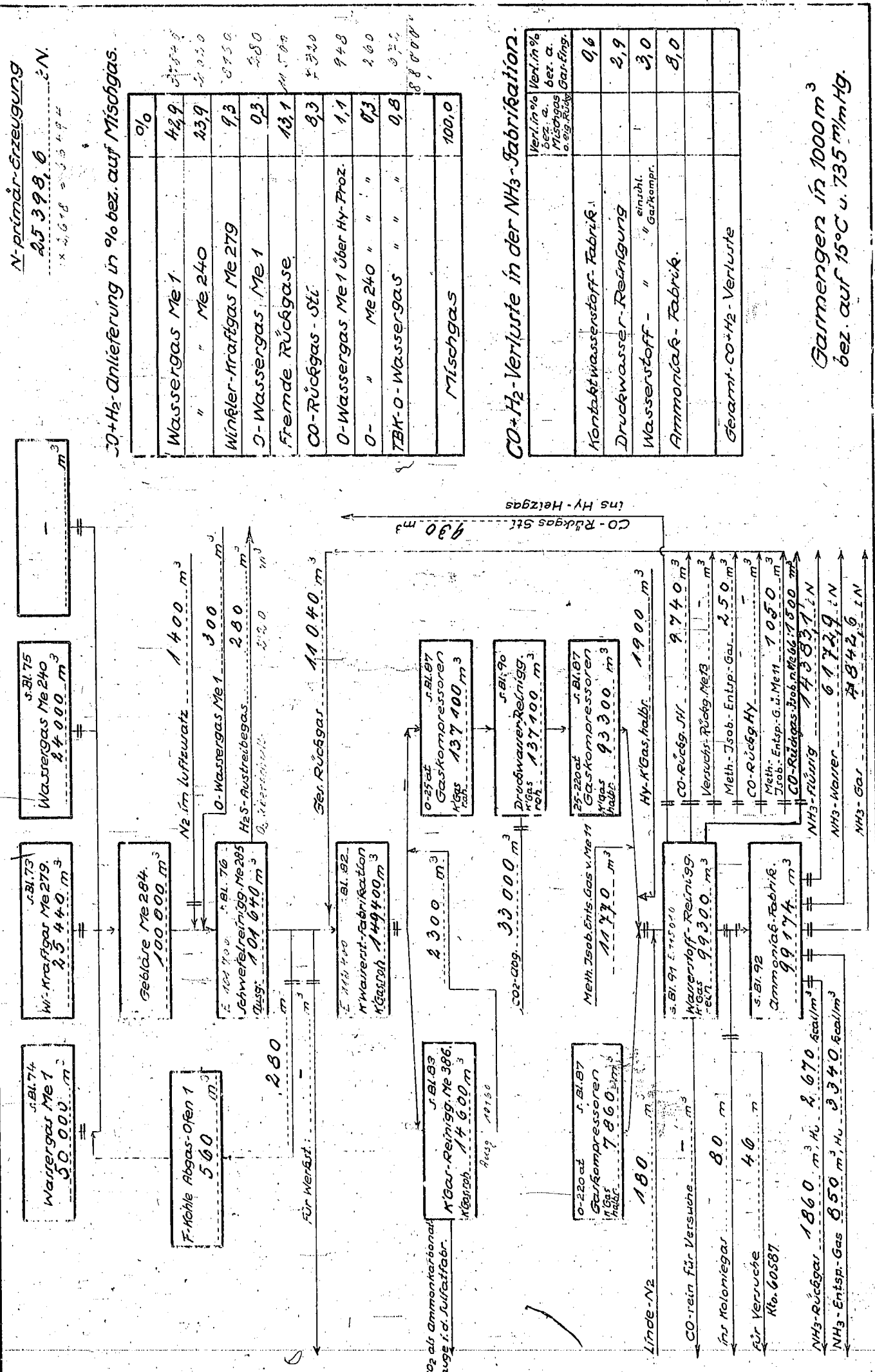
APRIL

Fertige Blätter

Lebenskontrolle Me 201.

Gas-Schema der NH₃-Fabrikation

Monat April 1944



N-primär-Erzeugung
25 398,6 t N

CO+H₂-Anlieferung in % bez. auf Mischgas.

	%
Wassergas Me 1	42,9
" Me 240	43,9
Winkler-Kraftgas Me 279	9,3
O-Wassergas Me 1	0,3
Fremde Rückgase	13,1
CO-Rückgas - Stk.	8,3
O-Wassergas Me 1 über Hy-Proz.	1,1
O- " Me 240 " " "	0,3
TBK-O-Wassergas " " "	0,8
Mischgas	100,0

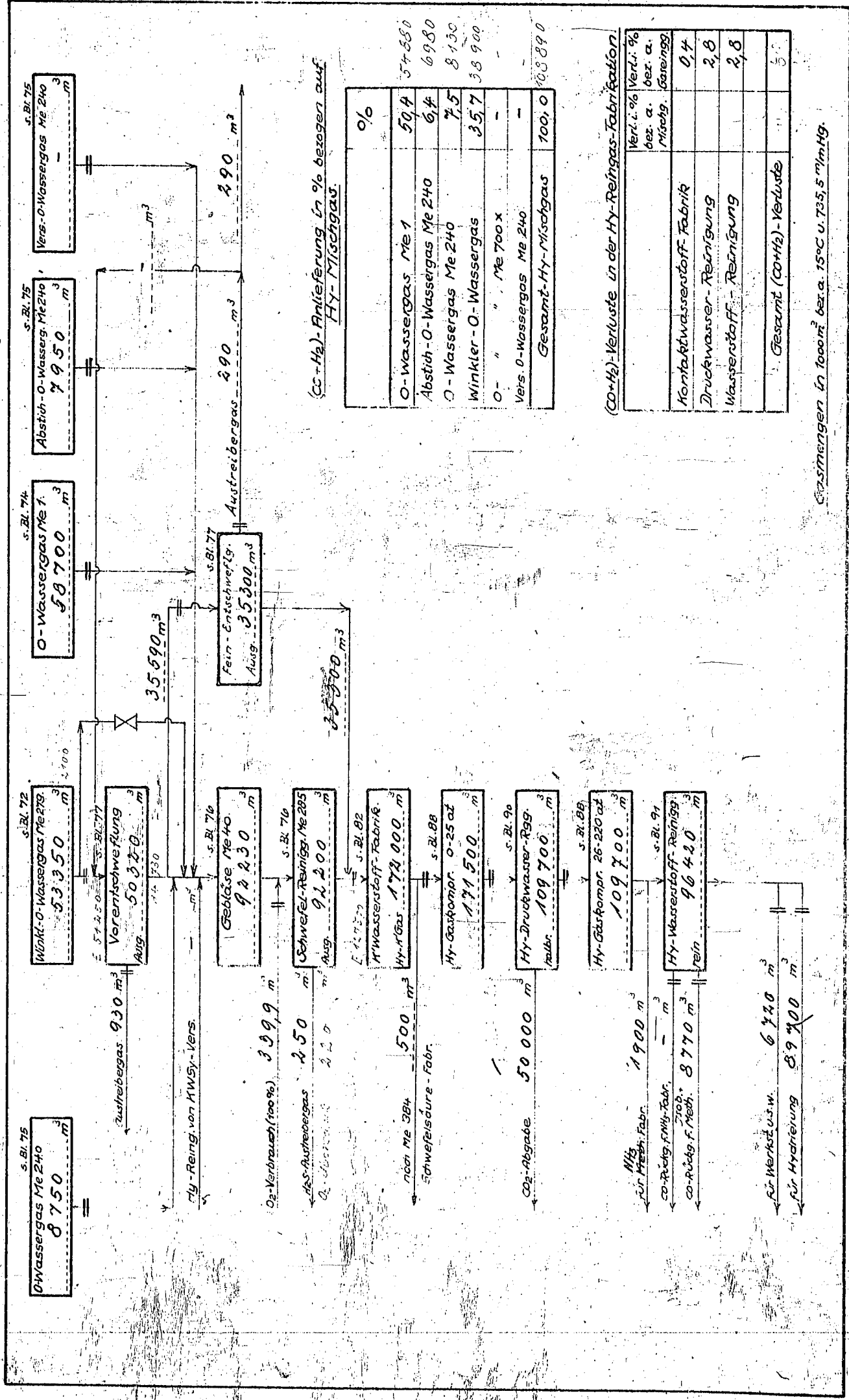
CO+H₂-Verluste in der NH₃-Fabrikation.

	Verl.in % bez. a. Mischgas	Verl.in % bez. a. Gas-Eing.
Kontaktwasserstoff-Fabrik	0,6	
Druckwasser-Reinigung	2,9	
Wassersstoff - " " einuht. u. GarKompr.	3,0	
Ammoniak-Fabrik	8,0	
Gesamt-CO+H ₂ -Verluste		

Gasmengen in 1000 m³ bez. auf 15°C u. 735 mm Hg.

Schema der Hy-Reingas-Fabrikation

✓ B.
Monat April 1944



(CO+H2)-Anlieferung in % bezogen auf Hy-Mischgas

	%
O-Wassergas Me 1	50,4
Abstich-O-Wassergas Me 240	6,4
O-Wassergas Me 240	7,5
Winkler-O-Wassergas	35,7
O-Wassergas Me 700 x	-
Vers. O-Wassergas Me 240	-
Gesamt-Hy-Mischgas	100,0

(CO+H2)-Verluste in der Hy-Reingas-Fabrikation

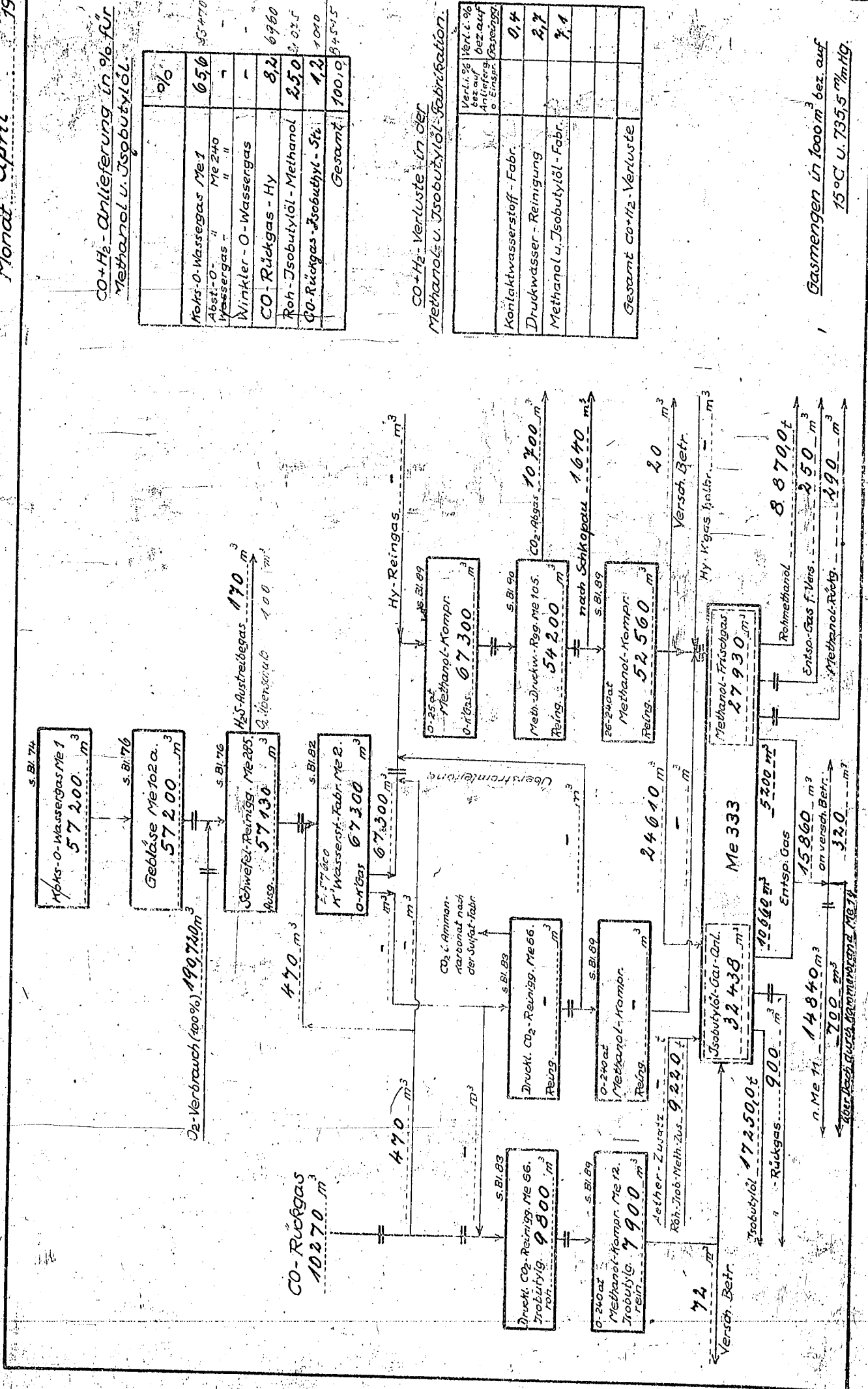
	Verl. % bez. a. Mischg.	Verl. % bez. a. Gärung
Kontaktwassergas-Fabrikation	0,4	2,8
Druckwasser-Reinigung	2,8	2,8
Wassergas-Reinigung	2,8	2,8
Gesamt (CO+H2)-Verluste	6,0	8,4

Gasmengen in 1000 m³ bez. a. 15°C u. 735,5 mmHg

Schema der Methanol- u. Isobutylol-Fabrikation

Monat April 1944

✓ C.



CO+H₂-Anlieferung in % für Methanol u. Isobutylol.

	%
Koks-O-Wassergas Me 1	65,0
Absf.-O-Wassergas "	-
Winkler-O-Wassergas	-
CO-Rückgas - Hy	8,2
Roh-Isobutylol-Methanol	2,50
CO-Rückgas-Isobutylol-St.	1,2
Gesamt	100,9

CO+H₂-Verluste in der Methanol- u. Isobutylol-Fabrikation.

	Verl. % bez. auf Anlieferung o. Einspar. Gasmenge
Kontaktwasserstoff-Fabr.	0,4
Druckwasser-Reinigung	2,7
Methanol u. Isobutylol-Fabr.	7,1
Gesamt CO+H ₂ -Verluste	-

Gasmengen in 1000 m³ bez. auf 15 °C u. 735,5 mmHg.

Monat April 1944

Betriebskontrolle
Me 207. I. Übersichtszahlen: Produktion

Mittlere Barometerstand	756,1 mm Hg	Mittlere Lufttemperatur	9,8 °C	Niederschlagshöhe	30,3 mm Hg
Mittlere Wassertemperatur	8,8 °C	Luftfeuchtigkeit	75,9 %		
(Frishwasser-Druckw.-Reinigung)					

	Best am Monatsanfang		Zugang		Abgang		Best am Monatsende		Abgang an:	Vergl. Bl.
	t Salz	t N	t Salz	t N	t Salz	t N	t Salz	t N		
N-primär		142,0	3) 1508,4	26990,0		1190		1190	vergl. Bl. B	
Ammonsulfat (20,65 % N)	74258,9	15610,6	39517,9	8158,7	145	13258,1	63078,4	13258,1	Leunasalp. R. Versand	13
Kalksalpeter (15,61 % N)	25130,2	3918,4	14235,0	1940,4	2) 448	1857,5	11907,1	1857,5	Versand	10
Stickstoffkalkphosph.										
Leunasalpeter (Ges.-N Nitrat-N)	19	0,5			2) -	9,5				
Kalkammonsalpeter (20,74 % Ges.-N Nitrat-N)	16538,4	3412,9	30021,0	36674,7	2) 100,1	2018,4	9778,6	2018,4		
Ammonsalpeter (34,88 % Ges.-N Nitrat-N)			2105,8	734,6	2) 105,8					
Methanol, roh (93,57 % CH ₃ OH)		302,5	8870,0	8813,8			358,7		Versand	41
Isobutylöl			47250,0							54
darin für Monal			11330,0	17250,0						
Mono-Methylamin		28000	49151	44706		33045				59
Di-		42900	20839	0939		02800				
Tri-		1800		0153		1047				
Reinbenzin (Hydrierung)			40967,0	46374,4		4096,0			Versand	
Sonst. Zugänge / Verluste			818	964						
Schwefelsäure, eigene Erzeugung			1927,7	3153,1		1645,8			Sulfat-Fabr.	80
" " von Auswärts u. Rückgew.			1106,4	787,6		39,2			Versand	
Schwefel (außerdem Bl. 77)		6,8	820,0							14
Rohkalk (Versand) (1,80 % H ₂ O)			44967,0	44967,0						
Trockenkalk (0,30 % H ₂ O)			13746,8	13746,8					Versand u. Leunasalp. R.	14,17
Kalkmehl (0,20 %)			177,5	177,5						14

1) Verdunstet 2) Angleichung an den N-Vorrat 3) von auswärts 4) Verluste auf Transport

I Übersichtszahlen: Rohmaterialien, Energie-Erzeugung, Belegschaft

Monat April 1944

Rohmaterialien	Bestand am Monatsanfang	Zugang im Monat	Abgang im Monat	Bestand am Monatsende	Abgang/Tag	vergl. Blatt
RBK für Dampferzeugung, Leuna	34032,084		539816,0		19061	102
" " " " Daspig	6120,2		5759,0		192	96
" " Vergasung						71-73
" " Hy (über Trocknung) No. 60208, 60208			444037,0		8054	71
" " verschiedene Zwecke 60212, 65630, 65425			3240,0		108	
RBK - Gesamt	91109,0	835714,0	840458,0	86365,0	28015	72-75
Grude von auswärts		43692,9			1456	74,75
Koks für Fabrikationsgas			99410,0		3324	
" " sonstige Zwecke			99574		332	
Koks - Gesamt	126646,4	124959,3	109673,4	141932,3	3656	
Lokomotiv - Steinkohle	3509,0	1929,0	2600,0	4838,0	87	
Gips - 4,2 % H ₂ O	16617,5	44702,5	40902,5	18417,5	1430	14
Braunkohlen - Brikkett	186		7,1	11,5		
Harigrude von Deuben mit ~ 20 % H ₂ O	413,8			413,8		

Rückgr. Abgabe
 Überschneidung d. Endsumme
 Verteilung an anderen
 Längere Strom

Energien

120 at Dampf - Erzeugung	t/h	entspr.	Hochdruckdampf	102, 103
45 "	137,080	1457	"	"
Hochdruckdampf - " Leuna	7046,2	839	"	"
Entspr. - Ges. - Hochdruckdampf, Leuna	192,6294	979	62,74%	"
Hochdruckdampf - Erzeugung, Daspig	16,030	2675	492,6294	"
Gesamt - Kraftgas - Anlieferung	195,862	22,3	ohne 3at Rück. Dp. u. ohne Fremdstrom	96
Strom - Erzeugung, Leuna	100,09476	272,030	194000	81
Strom - Erzeugung an Me No.	71,959402	139,850	außerdem von auswärts:	96-98
Strom - Erzeugung an Me No.	143,422102	35,270	3253,9	
Hochdruckwasser - Förderung	17,050757	23,930	5,145	
Druckluft	4,565200	63,410	9765	106

Gefolgschafts - Bewegung	Bestand am Monatsanfang		Zugang	Abgang	Bestand am Monatsende	
	Im Werk tätig	Beider Wehrmacht			Gesamt	Gesamt
Eigene Lohnempfänger	17036	4159	262	222	17076	21832
Firmen - "	7357	1051	439	627	7169	8813

1) Hochdruckdampf - Abg. aus 45 at + 120 at Dampf - Erzeugg. + kW d. Vorschalt-Turb. in Hochdruckdampf umgerechnet (6 kg/kWh)

2) darin 30621 t Feuerkohle + 7024 t Trockengrude von Deuben

3) " 193069 t Trockengrude von Deuben

Stromgas
 78610
 107870
 5743,2
 443,7
 3496,6
 191862

I Übersichtszahlen: Rohmaterialien - Aufteilung nach Arten

Steinkohle oder Steinkohlenbriketts	Sorte (Körnung)	Bestand am Monatsanfang	Zugang im Monat	Verbrauch im Monat	Bestand am Monatsende
Gasflammkohle	Stücke	154,0	85,0	80,0	159,0
Fettkohle (Lokomotivkohle)	"	3509,0	1929,0	2000,0	2838,0
"	№B. II	-	-	-	-
"	" III/IV	39,8	37,0	28,0	48,8
Anthrazit	" IV	-	-	-	-
Gesamt - Steinkohle	t	3702,8	2051,0	2708,0	3045,8
Koks und Schmelzkoks aus Steinkohle					
Brechkok	20/60	-	-	-	-
"	40/60	64,9	3225,0	2974,6	363,3
"	60/80	54,0	-	-	-
"	"	-	-	-	-
Hofenkok	t	12653,5	121742,3	106676,8	141569,0
Gesamt - Koks	t	126646,4	124937,3	109051,4	141932,3
Rohbraunkohle					
Gesamt - RBK	Förder	91109,0	835714,0	840458,0	86365,0
Braunkohlenbriketts					
Briketts	Ind.	-	-	7,1	11,5
"	Salon	18,6	-	-	-
Gesamt - Braunkohle	t	18,6	-	7,1	11,5
Braunkohlenschmelzkoks					
Braunkohle (Trodengrude von Teuben)	trocken	-	19306,9	19306,9	-
" (" " Espenhain)	"	-	24386,0	24386,0	-
Schmelzkoks (Hartgrude) grob	hart	413,8	-	-	413,8
" " " fein	"	-	-	-	-
" (Naßgrude)	naß	-	-	-	-
Gesamt - Grude	t	413,8	43692,9	43692,9	413,8

Betriebskontrolle. Me 201.

I. Übersichtszahlen: Bezugszahlen der Gase.

Original

Monat April 1944

Bezeichnung der Gase.	NH ₃ -Fabrikation		Hy-Reinig.-Fabrikation		Meth. u. Jsob.-Fabrikation		NH ₃ -Fabr.		Meth. u. Jsob.	
	pro t N m ³ tats.	m ³ CO u. H ₂	pro m ³ Hy m ³ tats.	m ³ CO u. H ₂	pro m ³ Frischg. m ³ tats.	m ³ CO u. H ₂	Tab.	CO + H ₂	Tab.	CO + H ₂
Wassergas Me 1 u. 240	2 903	2 317	-	-	-	-	73 720	158 860	-	-
Me 1	52	48	53 506	0,596	50 034	0,558	1 374	1228	57 200	51 480
Me 240	11	10	152 22	0,170	13 773	0,153	288	260	-	-
Winkler-O-Wassergas, roh u. halbr.	11	10	153 41	0,171	14 376	0,127	290	276	-	-
Winkler-Halbrgas	1 002	3 21	-	-	-	-	1 400	8460	-	-
N ₂ im Luftzusatz	55	-	-	-	-	-	560	490	-	-
Abgas-F-Kohle	22	7	-	-	-	-	103 012	68 914	57 200	53 780
Schwefelreinigung Eingang	4 050	2 713	8 408	0,937	75 773	0,862	102 952	9	57 430	-
" Ausgang	4 053	2 713	8 404	0,937	75 773	0,862	102 952	9	57 430	-
Winkler-O-Wassergas, rein	24	18	8 377	0,359	24 082	0,268	610	456	-	-
Methanol-O-Wassergas, Me 1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fremde Rückgase	515	4 45	-	-	-	-	43 070	11 310	102 70	2 720
Summe Anlieferung	4 592	3 170	1 162	1,296	9 255	1,106	11 663	8 068	67 400	61 450
Eigene Rückgase	383	2 88	-	-	-	-	9 740	7 320	-	-
Mischgas-Kontaktgas-Fabrikation	4 975	3 464	11 621	1,296	9 255	1,106	12 637	8 800	57 840	53 850
Kontaktgas-roh (System Ausgang)	5 882	2 972	10 782	1,748	9 885	1,102	14 940	7 549	62 340	53 650
Kontg. roh druckl. CO ₂ -Reinig.	575	290	-	-	-	-	1 122	7370	9 800	2 600
" halbr.	400	290	-	-	-	-	1 074	9	7 900	4
" roh Druckw.-Reinigung	5 398	2 748	15 782	1,748	9 885	1,102	13 710	6 979	67 300	53 650
" halbr.	3 073	2 068	10 288	1,118	9 609	1,071	9 330	6 770	54 200	53 790
" Wasserst.	2) 4 521	3 366	"	1,118	"	1,071	11 483	8 548	-	-
Linde-N ₂ -Zusatz	4	-	-	-	-	-	180	-	-	-
Kontg. rein Wasserst.-Reinig.	2 905	2 906	8 970	1,000	8 691	0,969	9 174	7 380	-	-
Umdrehungen (bez. auf 1000 PS-komp.)	11 241	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Relton CO ₂	1 333	71	3 380	0,510	3 034	0,500	2 254	2 508	1 39 608	1 440
Eigene CO-Rückgase	479	355	457	0,091	647	0,072	-	-	-	-
Meth.-Jsob.-Kreislauf-Entspannungsgase	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
" " " Rückgase	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH ₃ -Rückgas u. NH ₃ -Kreislauf-Entsp.-Gas	107	50	-	-	-	-	5740	1 423	1 190	575
Wärmerückgase über Me 1 u. Me 20	403	401	-	-	-	-	11 770	10 190	-	-

1) einschl. entspr. Umdr. für Linde N₂-Zusatz bei der NH₃-Fabrikation.

II. Stickstoff - Betriebe : N - primär - Abrechnung in t N.

Original
Monat April 1944

Ammoniak - Erzeugung u. - Abgabe (Ammoniak-Fabr.)

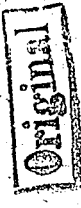
NH ₃ -Erzeugung aus:	t N	%	Bemerkung
NH ₃ -flüssig-roh (99,8 Gew. % NH ₃ = 50,7 gN/100cm ³)	14383,1	56,6	Finm 32,0 Finm 72,0 Kersch 354,9 49 2,0 CO ₂ holi 3123,6 Verl. Me 2,5
NH ₃ -Wasser (aus NH ₃ -flüssig-roh) (ca 27,89 Gew. % NH ₃ = 20,68 gN/100cm ³)	6173,0	24,3	3129,1
NH ₃ -gasförmig (99,9 Vol. % NH ₃) (NH ₃ -flüssig-roh, entspannt)	4842,5	19,1	Finm 234,5 Konz. Me 66 5052,3 Substanz 99,2 Verl. Me 10,2 Me. Me 28,0 3024,4
Summe:	25398,6	100,0	

NH ₃ -Abgabe	t N	%	Bemerkung
a) als NH ₃ -flüssig-roh an Salbersäpfe - Fabrikation	7077,1	27,9	vergl. Bl. 15
" NH ₃ -flüssig-roh - Versand - Betr.	6872,8	26,8	
" sonstige Betriebe	422,0	1,9	
N - Kalkphosphat			
b) als NH ₃ -Wasser an Wasserstoff-Reinigung	1122,1	12,3	(abz. N. i. Kreislauf H ₂ -239-NH ₃ -Fabr.)
" sonstige Betriebe Me	124,4	1,1	
" NH ₃ -Wasser - Versand - Betr.	124,0	0,5	
Behälterdifferenz Hitze	- 23,0	- 0,1	
darın von Fremden Werkze	- 24,5	- 0,3	
c) als NH ₃ -Gas an Salpeter-Betrieb	5720,5	14,6	vergl. Bl. 16
" K ⁺ Gas-Reinigung Me 386	923,2	2,6	" 83
" Druckl. CO ₂ Reinigung Me 66	207,5	0,7	" "
" sonstige Betriebe	413	0,2	
Verband 23,9 Stoll. 21,7 Grübel 3,0			
Summe:	25398,6	100,0	

Stickstoff - Abrechnung nach Verwendungszwecken.

N-Erzeugung	t N	%	Bemerkung
N-Erzeugung	25398,6	93,7	
N-Einfuhr (von auswärts) NH ₃ -Wasser	1568,4	5,8	1466,9 11,5
Vorrat am Monatsanfang	142,0	0,5	
Summe:	27109,0	100,0	

N-Verbrauch für	t N	%	Bemerkung
Ammonsulfat - Erzeugung	8643,0	31,9	(nach Verwendung für Gaswäsche)
Salpeter	20797,6	39,8	in K ⁺ Gas-Exp. vergl. Druckl. CO ₂ -Exp. Bl. 83
NH ₃ -flüssig-rein	85,1	0,3	> 99,98 Gew. % NH ₃
Salnitratgeist	99,4	0,4	
Schwefel-Reinigg. (Sarenschweig)	34,1	0,1	vergl. Bl. 70
NH ₃ -flüssig-roh - Versand (nach auswärts)	6977,3	25,5	
NH ₃ -Wasser - Versand	124,0	0,5	
Verschiedene Betriebe	405,8	1,5	
NH ₃ -flüssig-roh - Lager	- 203,3	- 0,4	
NH ₃ - gasf. Versand	-	-	
Behälter Me 66/386	- 13,0	-	
Vorrat am Monatsende	119,0	0,4	
Summe:	27109,0	100,0	



II. Stickstoff-Betriebe: N-primär-Fabrikation; Analysen

Monat: April 1944

	CO ₂	CO	H ₂	N ₂	CH ₄	O ₂	H ₂ S	Ar	NH ₃	1000 m ³	Bemerkungen
Wassergas Me 7 (einschl. Schwelg. Me 700)	6,0	36,1	49,0	16,8	0,1		0,2			49720	von Me 700 =
" " 240	7,1	38,7	48,9	4,9	0,2		0,2			24000	
Winkler - Kraftgas	14,2	27,3	7,8	52,9	0,3		0,5			35440	
O - Wassergas Me 1	5,1	41,3	52,2	1,2	0,2					300	
Mischgas - Schwefelreinigung. Eingang	8,7	33,7	34,0	23,1	0,2		0,3			99400	Austreiber. 280 H ₂ S
CO - Rückgas Me 10 (eigen)	11,1	66,8	17,2	3,5	1,4					2060	außerd.: 1500 CO-Rückg. Boden Me 66
" " 106 "	19,8	50,2	22,6	5,5	1,9					7680	außerd.: 930 i. Hy-Heizg.
Auspuff Me 334											
Hy-Ausp. "											
CO - Rückgas Hy											
Meth. - Jsob. - Entspannungsgas Me 333	0,3	2,59	56,8	6,3	4,7					250	
" " " " Über Öl w.	3,7	26,4	60,2	6,4	3,3					1050	
N ₂ im Luftzusatz				100						1400	
F - Kohle - Abgas Ofen 1	21,6	6,0	27,9	44,5						560	
Q ₂ - Überschub						100				220	
Mischgas - K' Wasserstoff - Fabr.	9,5	34,8	32,7	22,4	0,4	0,2				112400	
K' Gas, roh - "	31,5	2,7	47,8	17,6	0,4					149400	
" " " - Druckw. "	1,0	3,8	68,7	25,3	0,6					10160	
" " " - " "	1,6	3,8	68,8	25,3	0,5					93300	
Pelton - CO ₂ - " - "	92,7	0,4	4,9	2,0						33000	
Hy - K' Gas, halbr., Ant. für NH ₃ - Fabr.	1,6	5,6	90,2	1,9	0,7					1900	
Linde N ₂ - Zusatz				100						180	
K' Gas, halbr. W-Rgg. gesamt mit Linde N ₂	1,8	6,2	68,1	23,1	0,8					2115040	
" " " rein, Wasserstoff - Reinigung.			74,4	74,8	0,8					99300	davon 80 i. Kolonieg. - f. Vers.
Frischgas für NH ₃ - Fabrikation			74,4	24,8	0,8					99474	und 46 für Abh. 60/137
Kreislaufgas, Mitte			65,7	22,9	3,5			4,7	5,2		
" " Ende			41,0	14,7	3,1			19,4	2,8		
NH ₃ - Rückgas, Ammoniak - Fabr.			57,0	20,1	16,9			6,0		1860	
" " - Entspannungsg. "			42,7	16,0	29,7			11,0		850	
CO - Rückgas, fein, Wasserst. - Rgg.	0,3	98,6		1,2							
(Meth. - Flach - Rückgas. (Olwäsche) Me 330)	29,7	40,5	27,0	5,7	17,4					1500	ins Werkst.-Gas u. Hy-Heizgas

1) darin 0,3 % Argon 2) darin 11770-1000 m³ Isobutyl-Kreislauf-Entsp. Gas



II. Stickstoff-Betriebe: (Salzbetriebe) Sulfat- u. Leunasalpeter - Fabrikation

Monat April 1944

Sulfat-Erzeugung

	t N	%
Ammonkarbonat-Lauge v. K'Gas-Reinigg.	972,0	96,2
von Luran-Betrieb (Lauge) ^{54,4-13,5}	38,6	0,4
von Luran-Betrieb (Sulfat) ^{65,8 t}	13,5	0,1
Summe:	977,8 t	96,7
Laugen-Vorrat am Monatsanfang	330,0	3,3
Summe:	1040,8 t	100,0

	t Sulfat	t N	%
Sulfat-Erzeugung aus Gas	780,5	77,2	
Sulfat " " Säure ²⁾	357,2	2,5	
Summe:	39517,9	8158,7	80,7
Filter-Abgabe an K'Gas-Reinigg.	1135,0	11,2	
Sulfat-Lauge an Ammonitrit	81,0	0,8	
989,5 - (8158,7 - 1135,0 - 81,0) = 444,3 Verluste:	444,8	4,4	
Laugen-Vorrat am Monatsende	269,6	2,9	
Summe:	10108,1	100,0	

Sulfat-Abrechnung

t Sulfat	t N	%
Sulfat-Erzeugung	8158,7	100,0
Verluste auf Transport	14,5	-
Verluste (Verdunstg.)	603,6	-
Sulfat-Vorrat Ende	15616,6	191,4
Summe:	23775,3	291,4

Leunasalpeter-Erzeugung

Gesamt t	t N	t-NH ₃ -N im Ammonitrit	t-NH ₃ -N im Ammonisulfat	t-NH ₃ -N im Ammonisulfat
Leuna-Salpeter-Erzeugung	10108,1	100,0	-	-

Leunasalpeter-Abrechnung

Erzeugung	t N	t Salz	t N
Erzeugung	10108,1	1,9	0,5
Abrechnung	-	-	-
Lager-Vorrat am Monatsanfang	1,9	1,9	0,5
Summe:	10108,1	1,9	0,5

1) darin aus Gaswasser 1486,9 t
 2) Leucht SO₂ von CO₂-Reinigungen Nr 66 u. Nr 386

Stickstoff-Betriebe (Salzbetriebe) Sulfat-u. Leunasalpeter - Fabrikation. Erzeugung 39.51.29 t Sulfat, 8158,7 t N. Monat April 1944

Original

Erzeugung 39.51.29 t Sulfat, 8158,7 t N. Erzeugung - Leunasalp. - t N Gesamt. - t N Gesamt.

	Rohstoffe	Für gesamte Sulfat-Fabrik. pro Monat	Anteil pro Monat für Kto. 00.120	Leunasalpetere-Fabrik.	
				Ammonitrat	Energieanteil für
		pro Monat	Kto. 00.120	Ammonitrat	Energieanteil für
Stoff-Verbr.	t N	8684,5	Me 134		
Gips-Verbr.	t	42904,5			
Schwefelsäure-Verbr.	t 503	886,8			
" " hoch-%ig	"	-			
(Ammoniumsulfat-Verbr. oben enthalten)	t N	-			
Energien					
Hochdruckdampf-Verbrauch	t	3970	9358		
Begendampf-Abgabe	t	2830	2920		
Niederdruckdampf-Verbr. f. Prod.	t	47200	2830		
" " f. Feuert. Zw.	t	1170	600		
Strom-Verbrauch, Kraft	1000 kWh	21216	4049		
" " , Licht	1000 kWh	291	87		
Kraftgas-Verbrauch (1000 kcal)	1000 m ³	-	-		
Druckluft-Verbrauch	1000 m ³	1181	4263		
Hochdruckwasser-Verbrauch	1000 m ³	656	137		
Niederdruckwasser-Verbrauch	1000 m ³	13	13		
1) " kWh eff" für Wasserwirtschaft	1000 kWh	254	570		
1) " kWh eff" ohne Wasserwirtschaft	1000 kWh	1782	857		
1) " kWh eff" mit Wasserwirtschaft	1000 kWh	2036	924		

Analysen.

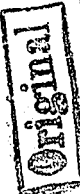
	29.05.39/100gr Sulfat	4.7.40/100gr Sulfat	% H ₂ O
Ammoniumcarbonat-Lauge	14,1 % NH ₃	14,1 % NH ₃	
Frischlauge	9,68 % NH ₃	9,71 % NH ₃	
Leunasalpeter	-	-	
Ammonitrat	-	-	
Gips	95,17 % CaSO ₄	95,17 % CaSO ₄	
Rohkalk	9,43 % N	9,43 % N	

Kaletrockenanlage.

Erzeugung	% H ₂ O	Rohkalk	Strockkalk	Kalkmehl	Energie-Verbrauch f. Trockenkalk
Rohkalk	4480 t	2496 t	1374 t	1775 t	R. B. K. 4159 t
Strockkalk	230 t	1374 t	1374 t	1775 t	Strom-Verbr. Kraft 1000 kWh 1022
Kalkmehl	220 t	1374 t	1374 t	1775 t	" " , Licht 1000 kWh 98
					Druckluft-Verbr. 1000 m ³ 90
					Wasser-Verbr. 1000 m ³ 283
					Niederdruckdampf-Verbr. t 45

2) für Kaufmannsalpeter 12453,9 t
 3) außerdem f. Rohkalk 146,8 1000 kWh
 " " f. Haldealk 2,1 1000 kWh
 5) " Rohkalk 60 t

1) Energie-Verbr. f. Antriebszw. (nur Übersichtszahlen)



III. Mineralöl-Betriebe: Hy-Reingas-Fabrikation, Analysen

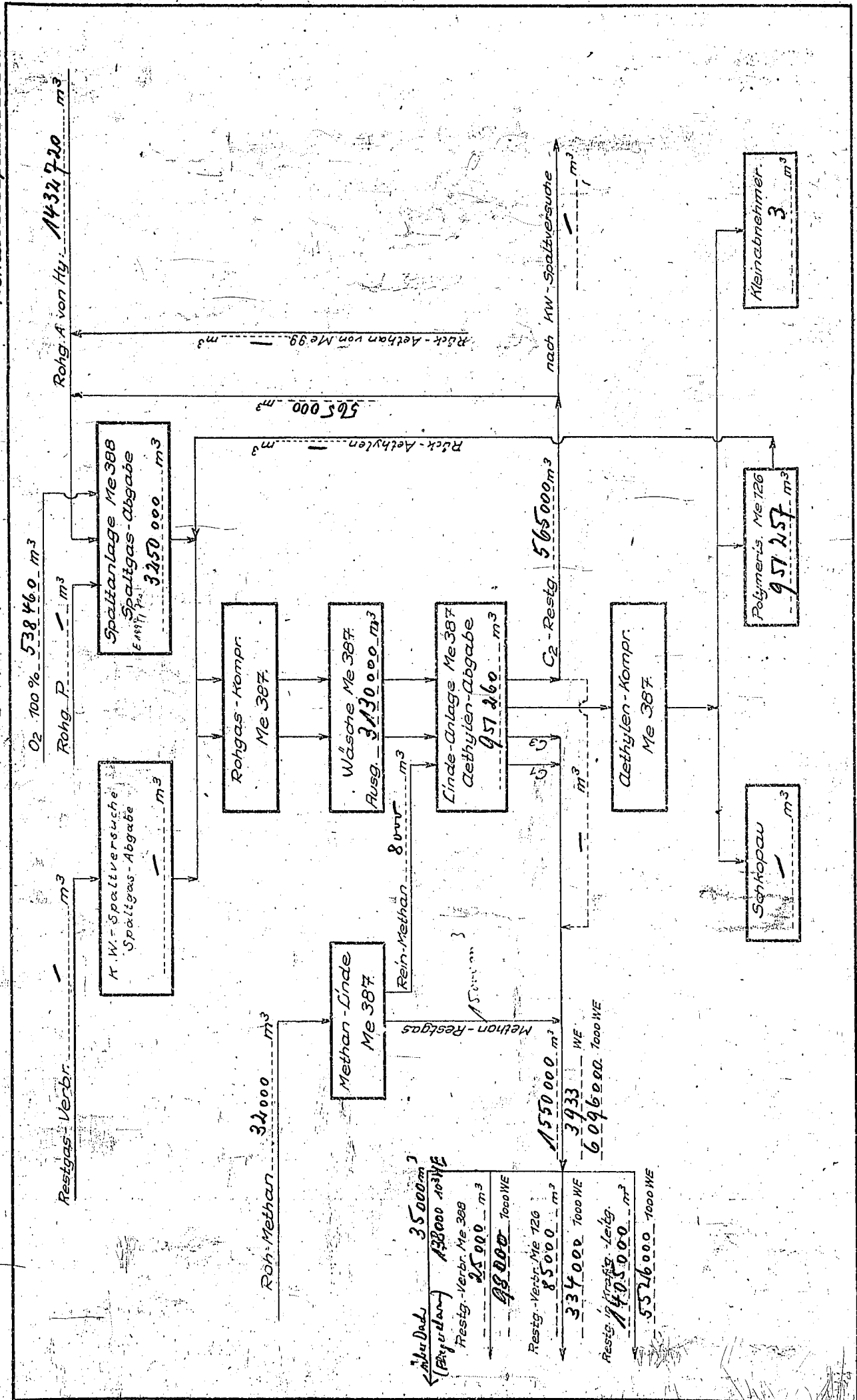
Monat April 1944

	CO ₂	CO	H ₂	N ₂	CH ₄	H ₂ S	O ₂	1000 m ³	für Hy	für Stl	für Meth.-Isob	für Ver.-Betr.	Bemerkungen
Winkler-O-Wassergas, Anliefg., roh	23,7	30,6	42,3	1,1	1,3	1,0		53350	48630	921	-	3799	
" " " , halbrein	23,2	31,2	43,1	1,1	1,3	0,1		14730	13427	254	-	1049	Austreibergas der Vorentscheidung 930 1000 m ³
" " " , roh	23,7	30,6	42,3	1,1	1,3	1,0		2100	1914	36	-	150	
O-Wassergas Me 1	4,8	4,13	52,2	1,2	0,4	0,3		58700	53506	1014	-	4180	
O-Wassergas Me 2+0	6,1	4,08	52,1	0,8	-	0,2		8750	7976	151	-	623	
Abstich-O-Wassergas Me 2+0	11,2	6,48	23,0	0,8	*	0,2		7950	7246	137	-	567	
Hy-Schwefel-Reinigung, Eing.	2,6	4,14	48,0	1,1	0,4	0,3		92230	84069	1592		6369	
" " " , Ausg.	2,9	4,14	48,0	1,1	0,4	0	0,2	92200	84042	1592		6366	Austreibergas: 250 1000 m ³
Winkler-O-Wassergas, rein	22,7	31,4	43,4	1,2	1,3			35300	32177	610		2513	Austreibergas der Feinstufe: 290 1000 m ³
Hy-Mischgas	12,7	32,7	46,7	1,1	0,6	0	0,2	127500	116219	2202		8079	
Hy-Kontaktgas, roh	35,2	3,7	59,3	1,3	0,5			172000	156782	2970		12248	
" " " , halbr. DWR.	1,0	5,6	90,2	1,9	0,4			109700	100286	1900		7514	
Hy-Kontaktgas, rein W.Rgg.	9,3	0,3	96,6	2,0	0,8			96420	89700	-		6720	
Pelton-CO ₂ -Abgabe	92,7	0,4	4,9	1,0				50000	45710	866		3424	
Hy-CO-Rückgas für Stl													
" " " " (Auspuff)													
" " " " Meth.-u. Isob.	18,8	5,46	24,8	1,3	0,5			8770	8159	-		611	

III Mineralöl-Betriebe:

Aethan-Verarbeitung (Aethylen-Erzeugung)

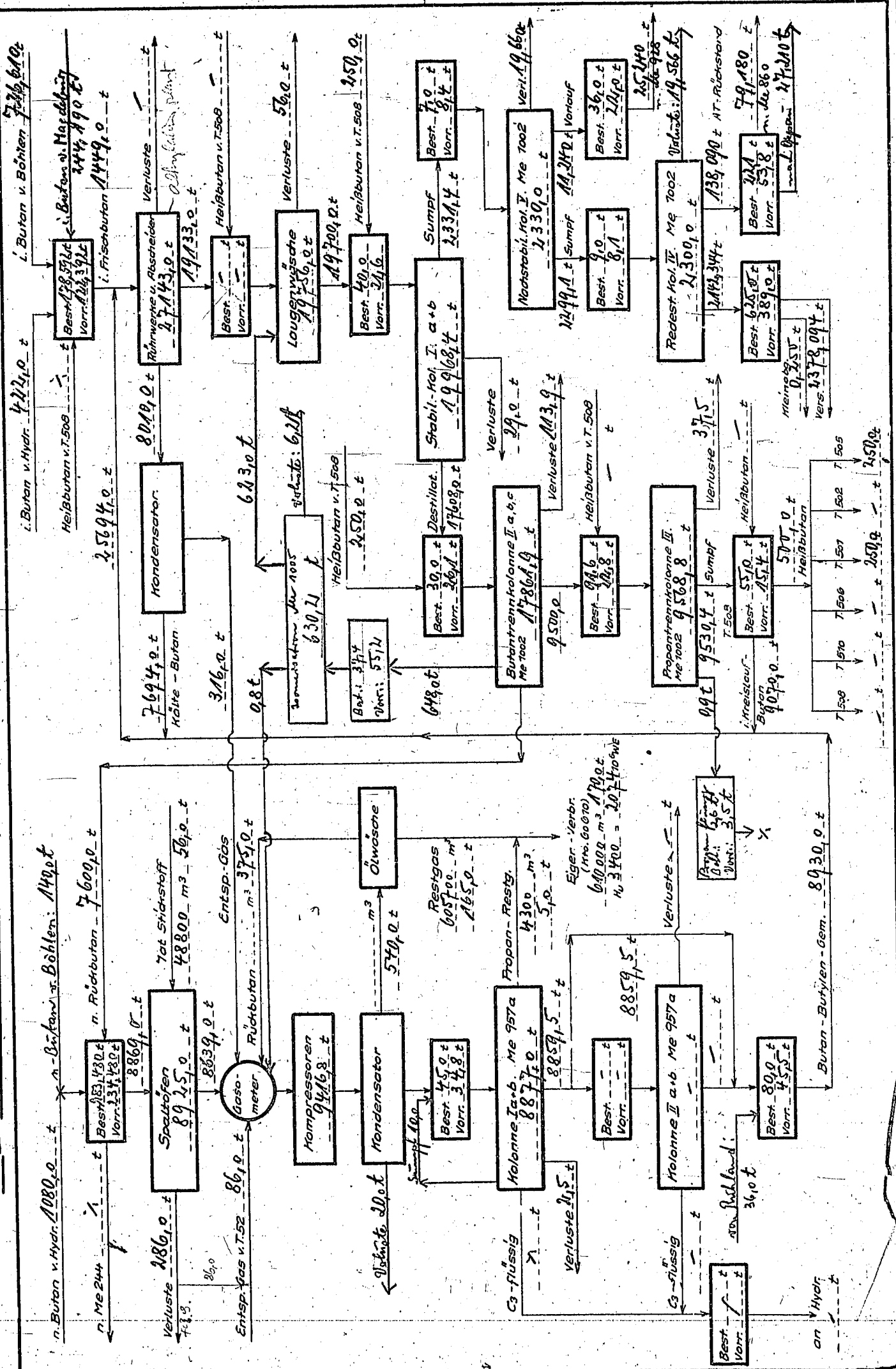
Original
Monat April 1944

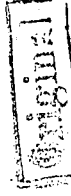


← Meth. Dnd. (Bilgudam)	350,000 m³
Restg.-Verbr. Me 388	1,380,000 m³
Restg.-Verbr. Me 387	25,000 m³
Restg.-Verbr. Me 126	98,000 m³
Restg.-Verbr. Me 387	85,000 m³
Restg.-Verbr. Me 126	334,000 m³
Restg.-Verbr. Me 387	1,405,000 m³
Restg.-Verbr. Me 126	552,600 m³

III. Mineralöl - Betriebe: AT 244 Anlage.

Original 27





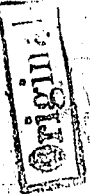
IV. Organische Betriebe: Methanol-Fabrikation: Methanol-Abrechnung

Monat April 1944.

	t	%
Roh-Methanol-Erzeugung	8870,000	96,3
" v. Waldenburg	-	
NaOH-Lösung	40,000	0,4
Vorrat am Monatsanfang	3021,200	3,3
Summe	9211,200	100,0

Roh-Methanol	
CH ₃ OH Gew. %	93,57
spez. Gew. Rg/L bei 20°C.	0,8101

	t	%
Roh-Methanol-Versand	1042,660	11,3
an Methanol-Entwässerung	-	
an Rein-Methanol-Dest. Süd	7350,000	79,8
Dimethyläther und Verluste $320,0 + 111,0 + 16,62 + 10,38$	457,880	5,0
Verschiedene Betriebe	2,940	-
Vorrat am Monatsende	358,720	3,9
Summe	9211,200	100,0



IV Organische Betriebe: Methanol- u. Isobutylol-Fabrikation.

Rohstoffe für Fabrikation, Fabrikationsgase und Drehzahlen. Monat April 1944.

Bezugszahlen pro t Methanol- u. Isobutyl-Erzeugung, abzügl. Roh-Isobutyl-Methanol u. Aether-Zusatz.		RBK umgerechn. in Koks		Summe Koks u. umgerechn. RBK		Anteile der Gas-Erzeugung u. TBK		RBK für O-Wassergas		Summe Koks u. umgerechn. RBK		Anteile der Gas-Erzeugung u. TBK		s. Blatt 5, Anmerkung	
Me 1	Me 240	Me 1	Me 240	Me 1	Me 240	Me 1	Me 240	Me 1	Me 240	Me 1	Me 240	Me 1	Me 240	Me 1	Me 240
t	m ³	t	m ³	t	m ³	t	m ³	t	m ³	t	m ³	t	m ³	t	m ³
1) 8.000 x 0,5072 = 4058,4	29410,9	174	3482	0,27	-	-	-	1,74	3482	0,27	-	-	-	1,74	3482
Koks für O-Wassergas															
Koksbewertg. d. fremd. Rückg. o. E. 4538,6															
RBK für O-Wassergas															
davon als Grude umger. in RBK															
O-Wassergas Me 1	55.470														
" " Me 240															
Wühler-O-Wasserg. Me 279															
H ₂ -CO-Rückgas	8.755			518											
40-Rückgas aus Isobutyl n. Me 10	1.500			89											
Summe:	65.725			3889											
O-W-Gas	65.260			3862											
Isobutylgas roh	465			580											
davon ins Isobutylgas roh	1.2			-											
O-W-Gas, halbrein	52.540			3109											
Isobutylgas "	7.828			463											
Anlieferung als Roh-Isob. Meth. u. Aether. Zus.				9240000											
Gesamt-O-Frischg.	60.368			3572											
Meth. Kreislauf. Ents. Abgabe	250			15											
Isob.				939											
Meth. Rückgas	15860			17											
Isob.	900			53											
Summe:	17300			1024											
Gashomp. - Umdr. bez. a. 1000 PS kompr.				8053											
Umlaufpumpen - Umdr.				1334											

CO+H₂ im O-Wassergas Me 1 57.860 m³
 " " " Me 240 " m³
 Wühler-O-Wg. Me 279 " m³
 H₂-CO-Rückgas 6950 m³
 40-Rückgas aus Isob. n. Me 10 10100 m³
 der Rückg. Abgaben 1335 m³
 Summe 46505
 CO+H₂ im O-W-Gas 52.025 m³
 Isobutylgas roh 7.600 m³
 davon CO+H₂ ins Isobutylg. roh 1 m³
 CO+H₂ im O-W-Gas, halbrein 50.590 m³
 Isobutylgas " 7.530 m³
 Roh-Isob. Meth. u. Aether-Zus. 9240000 m³
 Ges.-O-Frischg. 53.110 m³
 CO+H₂ im Meth. Kreislauf-Entsp. Abg. 235 m³
 Isob. " 939 m³
 Meth.-Rückgas " 180 m³
 Isob. " 335 m³
 Summe 13820 m³
 D 139.809,300 = 100.945,300 + 21.088,000 + 2.976,000 + 339,000 + 162,000 + 350,000 = 139.809,300
 220,000 + 1.554 + 170 + 335,000 = 462,500
 136.106,300 = 92.130,300 + 262,600 + 2.976,000 + 335,000 + 162,000
 7. 12.869,000 } 28.542,900
 7. 9.673,900 }

Original

Organische Betriebe: Methanol- u. Isobutylol-Fabrikation

Monat April 1944

Rohstoffe für Energien und Energien.

Bezugszahlen pro t Methanol- u. Isobutylol-Erzeugung, abzügl. Roh-Isob.-Meth. und Aether-Zusatz					
RBK für Dampf und Strom	67.936 t	4,021			
" " Kraftgas	1108 x 0,374 = 8598 t	0,57			
" " Energie-Erzeugung	2,534 t	4,53			
45 at Abhitzedampf-Erzeug.	- t	-			
15 " " " "	4900 t	0,29			
3 " " " "	- t	-			
Hochdruckdampf-Verbr. f. Antr. Zw.	117,8 t	10,37			
" " " " " " " "	457 t	0,03			
Niederdruckdampf Abgabe	59094 t	3,50			
" " " " " " " "	54430 t	3,12			
" " " " " " " "	5085 t	0,30			
Stromverbrauch, Kraft	5334,020 kWh	328,6			
" " " " " " " "	20,320 kWh	1,3			
Kraftg. Verbrauch (1000 WE/m ³)	11,08 m ³	0,57			
Druckluft - Verbrauch	957,530 m ³	59,6			
Hochdruckw. "	990,920 m ³	58,6			
Niederdruckw. "	3057,660 m ³	184,1			
darin Frischwasser	1723,140 m ³	104,0			
kWh eff. für Wasservirtson.	811,67 kWh	48			
" " " ohne "	2631,27 kWh	1557			
" " " mit "	27924 kWh	1605			
<p>2) Energie-Verbrauch freine Antriebszwecke (nur Übersichtszahl) mit Berücksichtigung d. Abhitzedampfes (vergl. Blatt)</p>					

aus Gasabgasung: 16.900,0 t

In 15at-Dpf umgerechnete Abhitzedampf-Erzeugung H: 900 t

Hochdruckdampf-Verbr. f. Antr. Zw. t 10,37

" " " " " " " " t 0,03

Entspr. Hochdruckdampf - Abgabe t - 2,31

" " " " " " " " t 2,33

" " " " " " " " t 1,98

" " " " " " " " t 1,55

Vergleichs-Hochdruckdampf-Verbr. Sa: t 13,95

Organische Betr.: Ges. Vergl. Hochdruckdampf-Verbr. t 20,63

Wirk. eff. 25,030
4,943
3,477
27,124

209,465
26,215
235,680 = 13,94 kWh/m³
382,391 = 22,63 kWh/m³

Umrechnungsfaktoren siehe Blatt 10.

Betriebskontrolle Nr. 201

IV. Organische Betriebe: Methanol- u. Isobutylöl-Fabrikation, Förderung u. Energie-Verbrauch

Erzeugung: 8870,0 t Roh-Methanol = 8309,0 t Rein-Methanol.
 8030,0 t Isobutylöl (Summitil)
 17250,0 t einischl. Isob.-Meth.-Aether-Zus.

Monat: April 1944

Origin

Wassergas - Fabr.	Bau	1000 m ³	Förderung	Hochdruckopf.		Niederdruckopf.		Strain-Verbrauch 1000 kWh	Druckluft-Verbr. 1000 m ³	Hochdruck-Wiedera.		Kraftgas Verbr. 1000 m ³ o 1000 kWh
				Erzeug.	Verbr.	Abgabe	Verbr.			Wasser-Verbr. 1000 m ³	7000 m ³	
Schwefel-Reinigung	1	55470	Koks-O-Wassergas	19820	46937	19190	23469	65440	182172	-	-	-
	285	55405	O-Wassergas Ausgang	649	582	235	55803	4402	11830	1939	-	-
	700	-	Energie-Antr. f. O ₂ -Verbr.	496	17	-	6553	0,06	-	413	-	-
H ² Gas-Fabrikation	2	455	" " f. F.Hohle	67	139	36	140	0,65	233	0,04	-	-
	2	65260	CO-Rückg.-Hy ins O-Wg.	10589	7128	10271	5158	29,09	1455	18424	-	-
H ² Gas-Reinigung	60	-	O-H ² Gas, roh	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		1500	CO-Rückg. "	15	680	-	18027	57,20	850	11242	-	-
		8300	CO-Rückg. "	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		7900	O-H ² Gas, halbrein	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		7900	Isobutylgas, "	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Gashompressoren	104	65260	Hy-H ² Gas, rein	4900	573	9106	71326	66,26	0,04	338,21	-	11108
	246	52500	O-H ² Gas, roh: 0-20at	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	104	4940	" " halbr. 20-240 "	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	12	2960	Isobutylg. halbr. 0-240 "	4200	810	-	49119	46,60	-	28,60	-	-
Druckwasser-Reinig.	105	65260	O-H ² Gas roh 20at	18953	553	18384	41546	12,61	494	27888	-	-
		52560	" " halbr. "	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Wasser-Regener		10375	Peilon-CO ₂ -Abgas	-	69	-	40898	11,44	110	-	-	-
		60368	Hy-H ² Gas, halbr.	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Methanol-Fabrikation	333	9220	Anlieferung-Gas	7530	506	936	78435	21,20	246,60	490	-	-
		250	" t Aether	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		290	" t Roh-Isob.-Meth.	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		15860	Meth.-Kreislauf-Entsp. Gas	9670	1421	936	167160	24,00	404,90	735	-	-
		900	Meth.-Rückgas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Linde-N ₂ -Kompression	72	-	Isob.-Kreislauf-Entsp. Gas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	343	-	Isob.-Rückgas	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Verst. Bauten		-	Summe:	4900	175729	59084	59575	357634	957153	99098	307766	11108

2) davon über Druckw.-Reinigg. 71 1000 m³
 3) 45 at Abhitze-Dampf (in 15 at umgerechnet) --- t
 4) 2) 20 1000 m³ (in 15 at umgerechnet) --- t

Original

Betriebskontrollz Me 09

IV. Organische Betriebe: Methanol- u. Isobutylöl-Fabrikation: Analysen

Monat April 1944

Voll %	CO ₂	CO	H ₂	N ₂	CH ₄	H ₂ S	O ₂	(CH ₃) ₂ O	1000 m ³ Emph. Bestand	1000 m ³ Ausstreibergas
O-Wassergas Me 1	4,8	44,3	52,2	1,2	0,2	0,3	0,2		57200	170 m ³
" Schwefel-Rgg-Ausg.	4,8	44,3	52,3	1,2	0,2		0,2		57130	100 m ³
CO-Rückg. Hy ins O-Wassergas	18,8	54,6	24,8	1,3	0,5		0,2		470	
Mischgas	4,9	44,5	52,0	1,2	0,2		0,2		57600	ins Isob. Rohg.
O-H ₂ Gas, roh	18,5	24,5	58,2	1,3	0,5				67300	nach Me 80
Isobutylgas, roh. Me 60. CO-Rückg. 8300 m ³	20,7	56,2	24,4	1,3	0,4				9800	
" halbr "	1,7	69,6	26,6	1,6	0,5				7900	7,2 m ³ f. Vers.
O-H ₂ Gas	1,6	25,8	79,5	1,5	0,6				57200	m ³ nach Me 105
" Me 105	85,2	4,4	9,1	1,3					10700	20 m ³ f. Vers.
Peltor CO ₂ -Abgas, Me 105										1640 m ³ f. A. z. n. a.
Hy-H ₂ Gas, halbr.										
Gesamt Gas-Anlieferung										
Meth.-Kreislauf-Entsp. Gas - Abgabe	0,9	19,1	74,7	3,9	1,4				250	250 m ³ an versch. Betr.
Meth.-Rückgas - Abgabe	9,0	16,0	47,0	12,0	8,0			6,0	290	m ³ nach Me 74
Meth.-Kreislauf-Entsp. Gas - Abgabe	6,3	25,9	56,8	6,3	4,7				15860	m ³ für Vers.
Isob.-Rückgas - Abgabe	49,0	15,0	22,0	4,0	6,0			5,0	900	1020 m ³ an versch. Betr.

1)

	1000 m ³
f. Weikst. Gas	218
" Hy-Heizgas	
" Carbon-Säure	7
" Treibst. Versuche	
" eigene	65
	290

2)

	1000 m ³
f. NH ₃ -Fabr.	250
" Meth.-Kreislauf-Entsp. Gas	87
" Isob.-Rückgas	700
" Schkopau	
" Meth.-Labor	53
" Propanolsynthese	
Meth.-Kreislauf-Entsp. Gas	1020

3)

Rether	Roh-Isob.-Meth.
	92200

116.60547
63.762