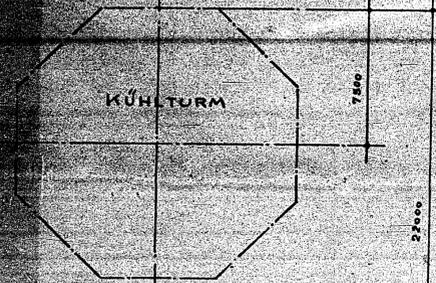
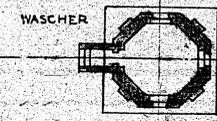
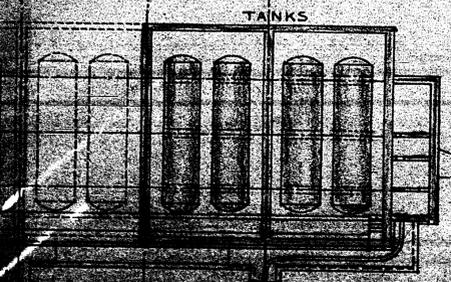


OK BERG - WEG



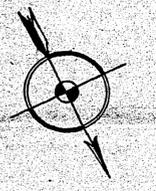
BRÜCKEN - STRASSE



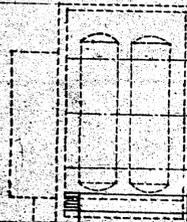
ROHRBRÜCKE II

TEERKÖLLE W. BEIM TEF GRUND

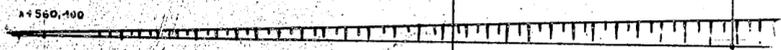
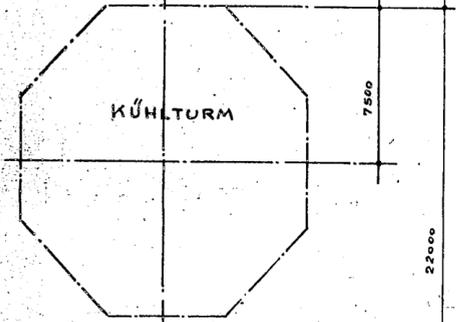
ÜBERROHRKÜHLER



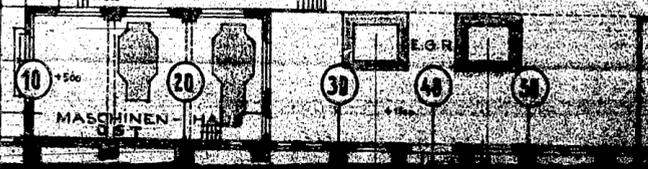
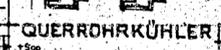
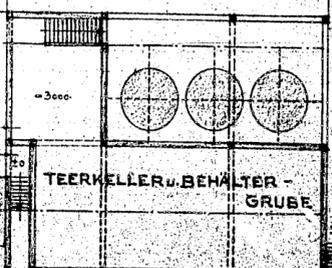
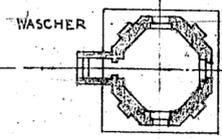
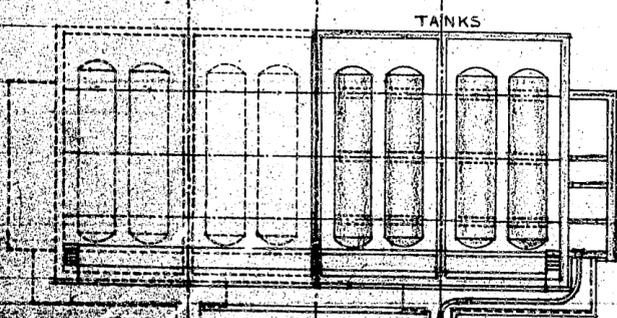
A 1 500, 100



DELBERG-WEG.



BRÜCKEN-STRASSE

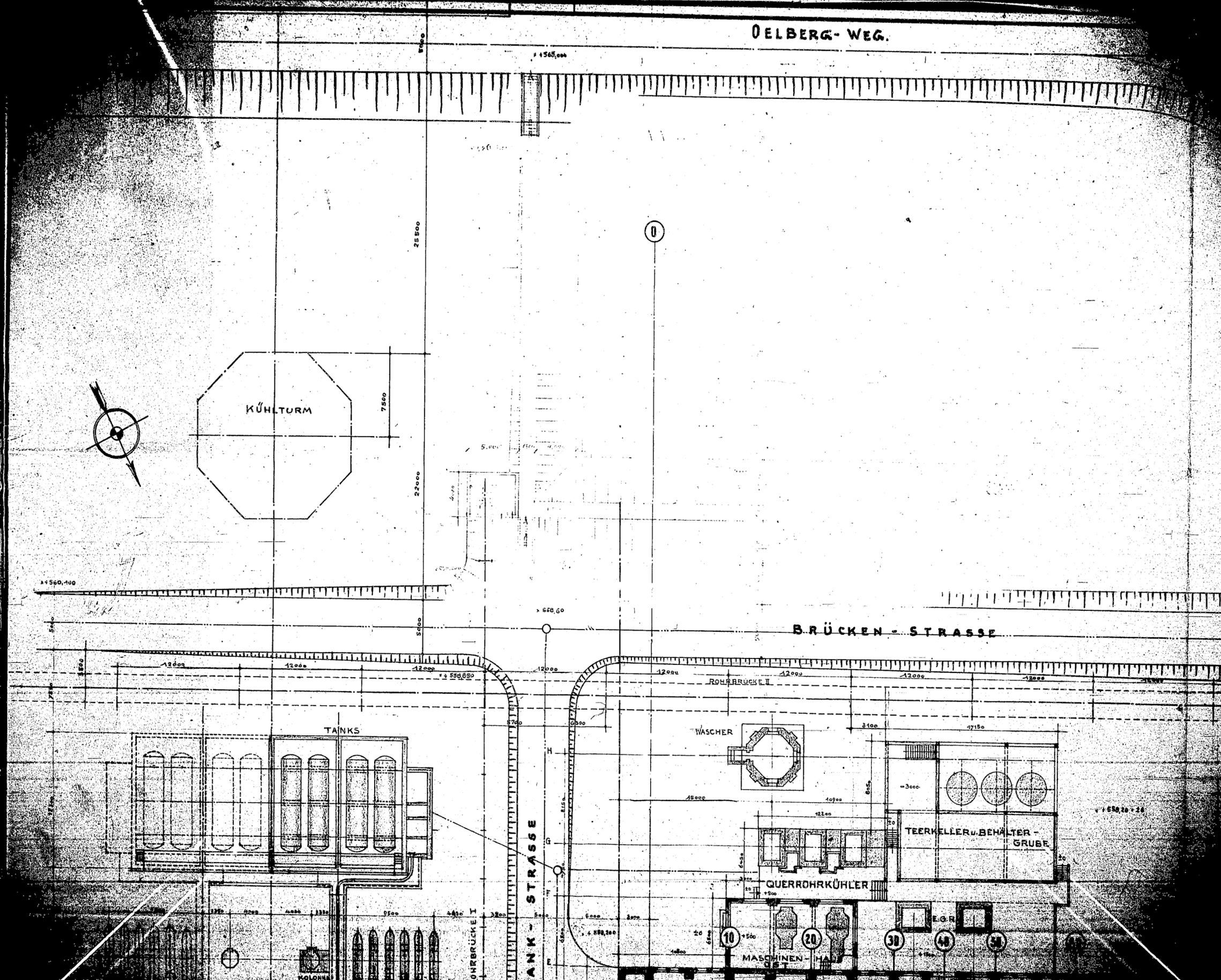


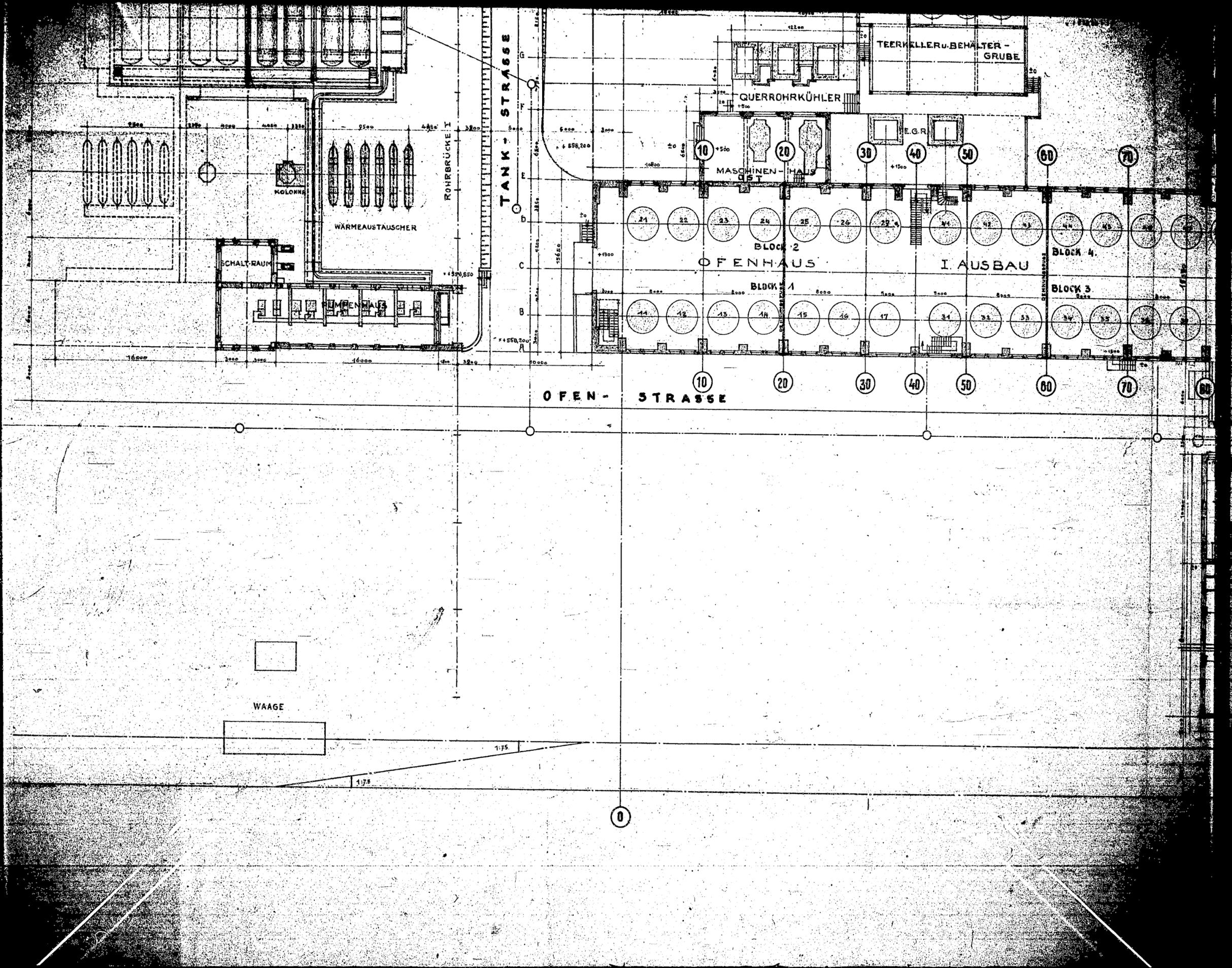
ANK-STRASSE

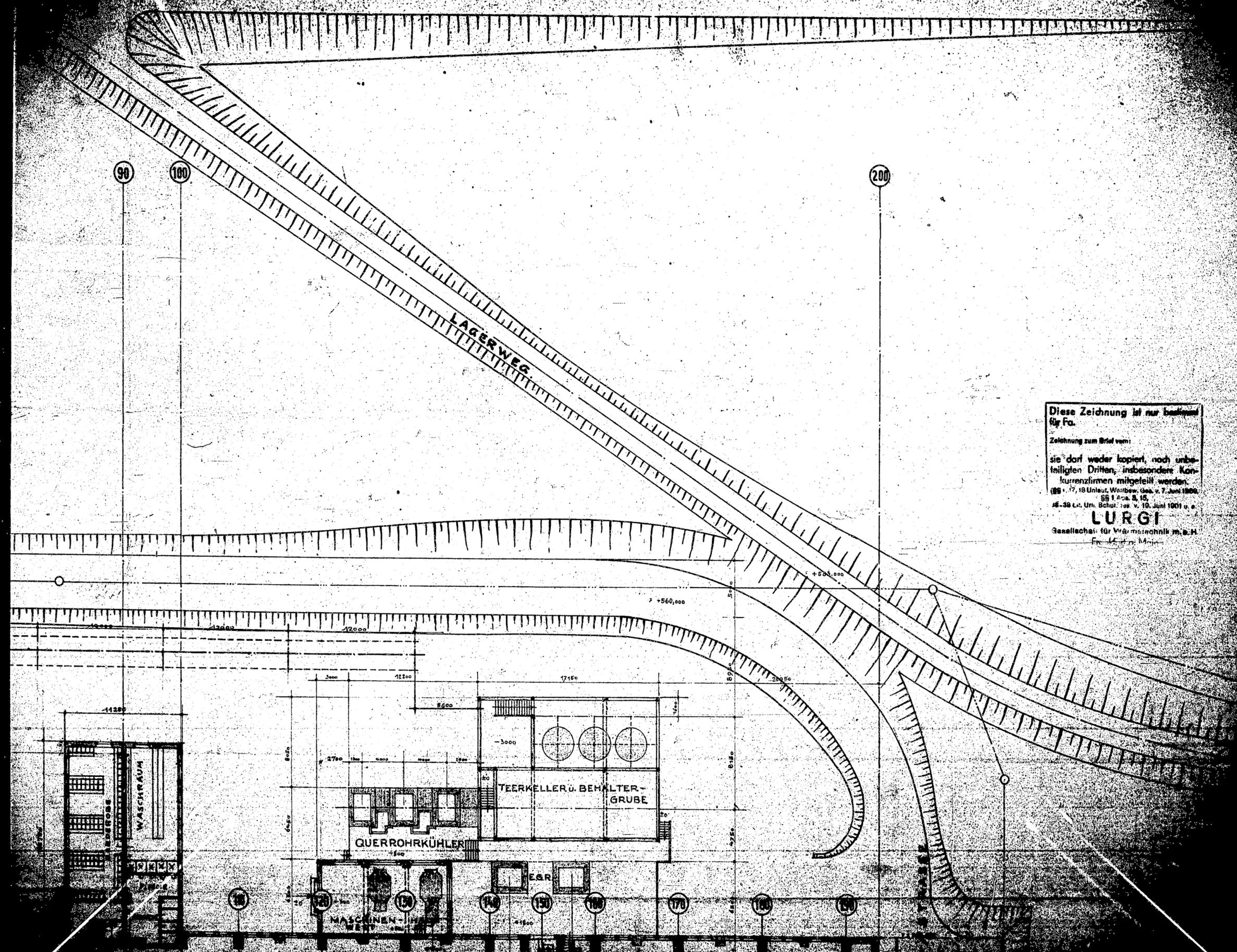
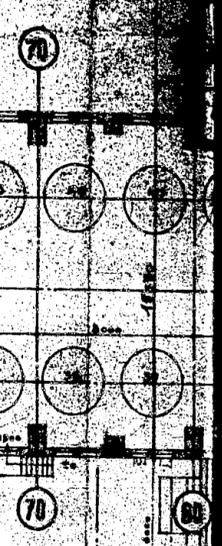
BRÜCKE I

BRÜCKE II

KOLONNEN







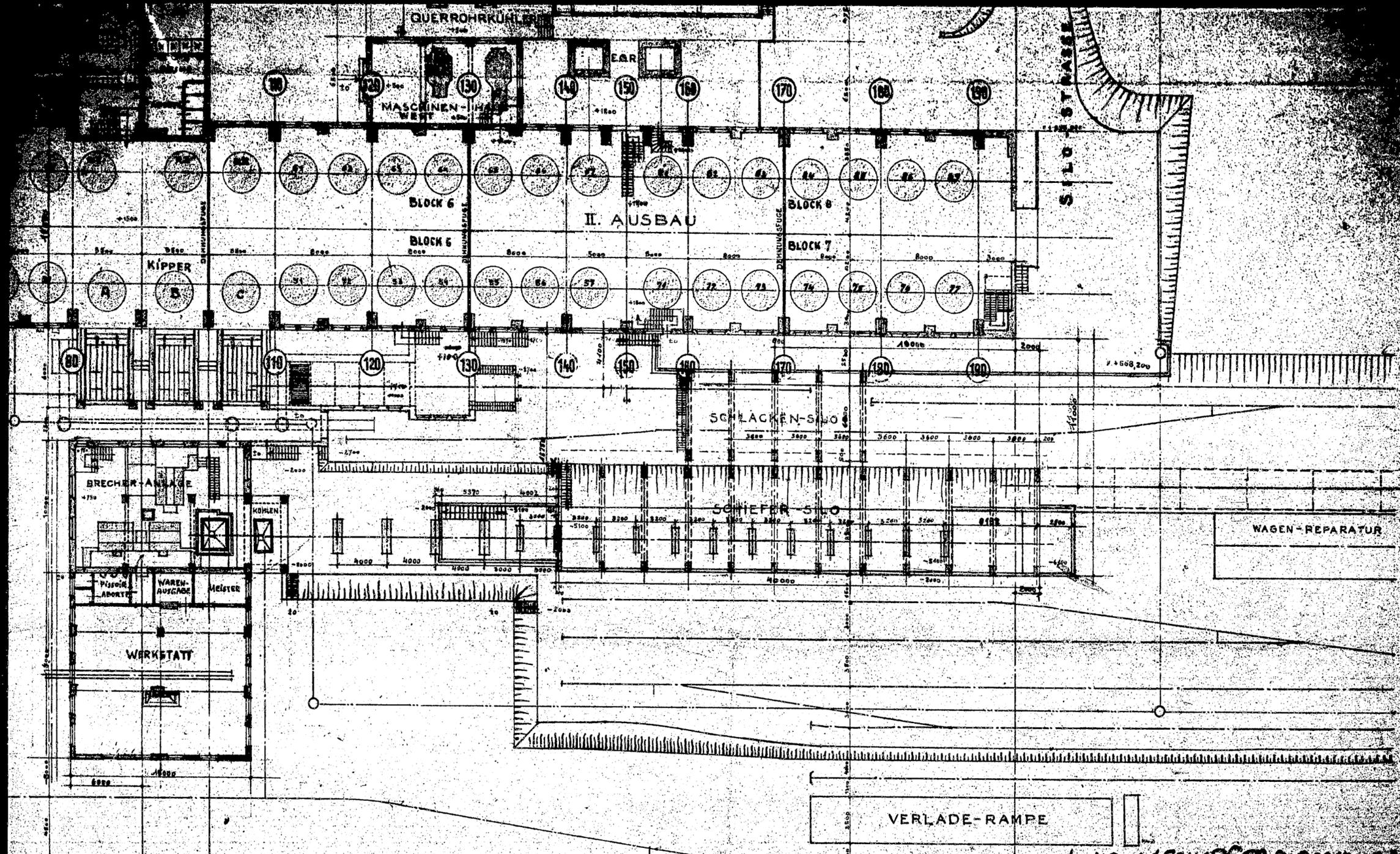
Diese Zeichnung ist nur bestimmt für Fa.

Zeichnung zum Brief vom:

sie darf weder kopiert, noch un-  
 teiligen Dritten, insbesondere Kon-  
 kurrenzzfirmen mitgeteilt werden.

§§ 1, 17, 18 UrhG, Wettbew. Ges. v. 7. Juni 1890.  
 §§ 1 Abs. 2, 15,  
 16-30 Urh. Schut. Ges. v. 10. Juni 1901 u. a.

**LURGI**  
 Gesellschaft für Warmtechnik m. b. H.  
 Fr. L. H. M.



LIAS OLSCHIEFER FORSCHUNG  
 FRIMMERY - BILDER  
 LEITER LITZEL RHEIN  
 D. M. S. G.  
 28.11.1943

000138

Das Urheberrecht an dieser Zeichnung und allen  
 davon abgeleiteten Vorarbeiten ist dem Erfinder  
 vorbehalten. Sie sind dem Empfänger nur zum  
 persönlichen Gebrauch zu überlassen. Eine  
 weitere Verbreitung, insbesondere durch  
 Nachdruck, ist ohne schriftliche Genehmigung  
 des Erfinders untersagt. Die Zeichnung ist  
 Eigentum des Erfinders und darf nicht  
 ohne dessen Zustimmung an Dritte  
 weitergegeben werden.

Datum	Name
7.12.43	Ritter

1:200

WD 102

GESAMT...

000139

Report

L-T Distillation of  
Oil Shale

by the process

of  
Dr. A. Schweitzer

Dr. Schweitzer 6 Juni 1945

000140

*Depot* *DR. A. SCHWEITZER* *FROMMERN*  
*1. Juni 1945*

Frommern, den 1. Juni 1945.

*LEADER* *2700* *MIT SMITH*  
*D. M. S. (1945)*  
*DEPARTMENT*

Schmelzen von Ölschiefer nach Dr. A. Schweitzer.

Das Verfahren besteht darin, daß Ölschiefer in einem eisernen Schachtofen an dessen oberem Ende zur Entzündung gebracht wird; hindurchströmen von Luft in der Abwärtsrichtung veranlaßt die gebildete Brennschicht, in der Schachtfüllung abwärts zu wandern. Vor ihr her wandert ein Temperaturgefälle, in dem der Schiefer ausschmilzt, d.h. seine thermische Zersetzung erfährt. Dabei verbleibt in der Schieferschlacke der sogenannte fixe Kohlenstoff. Dieser fixe C wird verbrannt und dient dabei zur Aufrechterhaltung des exothermen Vorganges in der Brennschicht, zur Lieferung der heißen Abgase aus der Brennschicht für die Bestreitung des endothermen Schmelzvorganges und für die Schaffung der sauerstofffreien Atmosphäre für den Schmelzvorgang. Wenn die Brenn- und die Schmelzsone bis zum Grunde der Schachtfüllung gewandert sind, muß der Schachtofen entleert, frisch gefüllt und wieder entzündet werden.

Die destillierbaren Produkte der thermischen Schieferzersetzung streichen mit den Verbrennungsgasen der Brennschicht durch die Schachtfüllung nach unten. Ein Teil kondensiert dabei im kalten Schiefer. Die Hauptmenge der gebildeten Kohlenwasserstoffe tritt jedoch als Ölnebel aus dem Schachtofen. Diese Nebel werden durch ein Elektrofilter (elektrostatischer Saureiniger) niedergeschlagen. In den Abgasen befinden sich dann noch die niedermolekularen Kohlenwasserstoffe (Benzine), die durch Waschlösung absorbiert werden. In bekannter Weise wird das angereicherte Waschlösungsmittel durch Destillieren vom Benzol befreit, worauf es erneut zur Gaswäsche dient. - Zu den destillierbaren Produkten gehört auch das Schmelzwasser. Es kondensiert sich zum Teil schon im Schachtofen, d.h. solange, als die unterhalb der Schmelzsone liegende Schiefer-

000141

Füllung noch nicht auf erhöhte Temperatur gekommen ist. Dies ist solange der Fall, bis die Brennsone annähernd am Grunde des Schachtes angelangt ist. Im Übrigen ist das Schmelzwasser in den Ölnestern enthalten und wird zusammen mit diesen niedergeschlagen, in der Hauptsache im Elektrogasreiniger. Nach beendeter Kondensation enthalten die Abgase den mit der Verbrennungsluft hereingebrachten Stickstoff als hauptsächlichsten Bestandteil; ferner enthalten sie Reste nicht umgesetzten Sauerstoffs, CO und CO<sub>2</sub> aus der Brennsone, sowie noch geringe Mengen brennbarer Gase und gasförmiger Kohlen-Wasserstoffe, sodaß die Abgase insgesamt einen bescheidenen Heizwert aufweisen.

Die festen Erzeugnisse der Verschwelung bestehen aus dem geringen Anteil von fixem Kohlenstoff, der, wie erwähnt, zur Verbrennung gelangt, und aus der anorganischen Schlacke, für die zunächst keine Verwendung geplant ist.

Die Entwicklung des Verfahrens durch Dr.A. Schweitzer erfolgte in folgenden Stufen:

1. An der technischen Hochschule Stuttgart: kleinste Schachtöfen und Vergrößerung bis zum Durchmesser 300 mm.
2. Versuchsanlage Metzingen: ein Schachtöfen  $\varnothing$  1500 mm und ein Schachtöfen  $\varnothing$  3000 mm
3. Kias-Anlage Frommern: 28 Schachtöfen  $\varnothing$  3000 mm (bei Vollausbau 56 Öfen).

Versuchsanlage Metzingen

Schmelgut: Schiefer mit Korngröße 0 - 300 mm, Schüttgewicht 1,2  
Schmelfortschritt: 0,2 - 0,25 m / Stunde  
Fischeranalyse des Schmelgutes: 4,5 %  
Erreichte Ausbeute an Öl: rd. 77 % des Fischergehaltes  
an Benzin / rd. 10 % des Fischergehaltes  
Schmelgas (Abgas): ca. 500 m<sup>3</sup> je t Schiefer mit ca. 580 KAL.

Schema der Versuchsanlage Metzingen s. nächste Seite.

40

ni 1945.

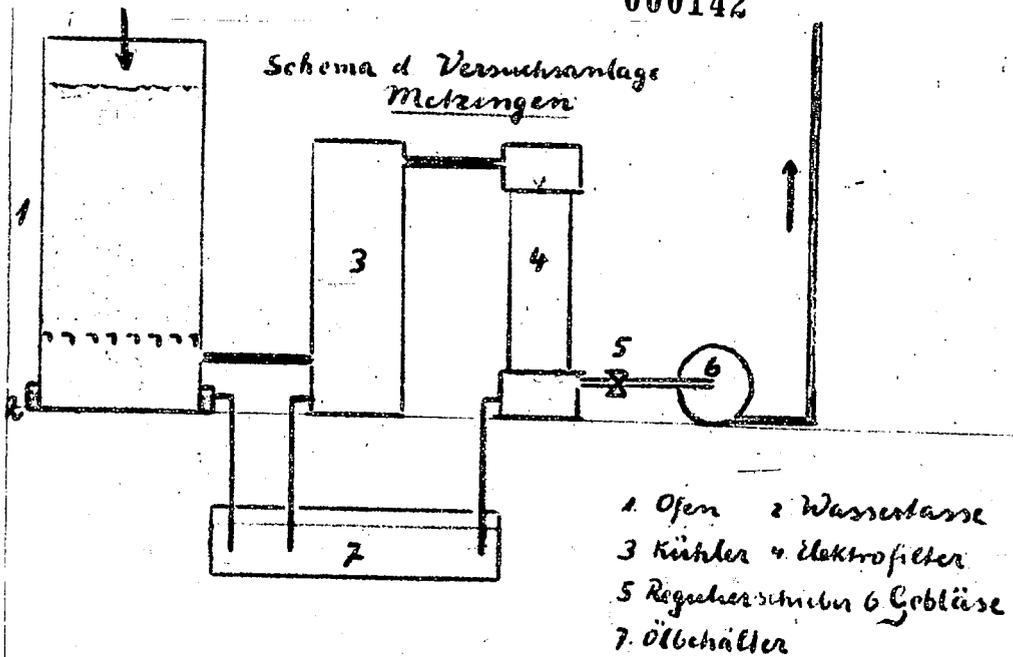
in eisernen  
bracht wird;  
laßt die ge-  
zu wandern.  
r Schiefer  
. Dabei ver-  
Kohlenstoff.  
rechter-  
r Lieferung  
tung des  
er Sauerstoff-  
renn- und die  
ert sind,  
eder entzündet

erzersetzung  
durch die  
ei in kalten  
stoffe tritt  
werden durch  
iedergeschlagen.  
laren Kohlen-  
t werden.  
ann durch  
ur Gaswäsche  
auch das  
Schachtöfen,  
ende Schiefer-

//.

000142

Schema d. Versuchsanlage  
Metzingen



- 1. Ofen 2. Wassertank
- 3. Kühler 4. Elektrofilter
- 5. Reglerschraube 6. Gebläse
- 7. Ölbehälter

Lias-Anlage Frommern.

Das Schema des Schmel- und Kondensationsvorganges unterscheidet sich von dem Schema der Metzinger Anlage nur durch die Anordnung von 2 weiteren Kühlern, die vor und hinter dem Gebläse einge-  
reicht sind. Die Öfen haben denselben  $\phi$  (3000 mm) wie in Metzinger.  
Die Lias-Anlage Frommern ist in der ersten Ausbaustufe für einen  
Durchsatz von 1000 t Schiefer/Tag gedacht; der zweite Ausbau  
auf einen Tagesdurchsatz von 2000 t Schiefer sollte sich un-  
mittelbar anschließen.

Erste Ausbaustufe: 28 Öfen im Betrieb (2 in Reserve);  $\phi$  der Öfen  
3,0 m; nutzbare Füllhöhe ca. 5,0 m. **Zusatz**

In der zweiten Ausbaustufe treten weitere 28 Öfen dazu; die  
Transporteinrichtungen für Schiefer und Schlacke sind jetzt  
schon für 2000 t/Tag eingerichtet.

Die 28 bzw. 56 Schmelstellen sind innerhalb einer Kranbahn an-  
geordnet. Ein Dreimotorenkran befördert die ausgeschwelten Öfen  
zur Entleerungsstelle, sowie die frisch gefüllten Öfen zurück  
zur Schmelstelle.

000143

Grundriss der Lias-Anlage Fremern ist angeheftet.

Folgende Betriebsvorbereitungen sind durchgeföhrt:

Straßen angelegt 800 m

Reichsbahnanschluß zum Bahnhof Fremern verlegt ca. 800 m

Eisenbahngleise innerhalb des Werks verlegt ca. 450 m

Wasserversorgung: Betriebswasser	Pumpenhaus fertig
	Stauwerk beinahe fertig
	Wasserleitung $\phi$ 200 mm
	1900 m fertig
	Wasserleitung $\phi$ 250
	750 m fertig
	Hochbehälter 500 m <sup>3</sup> fertig
Trinkwasser	Wasserleitung $\phi$ 80 mm
	650 m fertig

Stromversorgung: 15 KV -Leitung bis ans Werk fertig

Schieferabbau Vorbereitung fertig

Schlackenabtransport Vorbereitung beinahe fertig.

untere  
Krofilter  
n 6 Gebläse

unterscheidet  
die Anordnung  
die einge-  
e in Netzen.  
e für einen  
te Ausbau  
sich un-

);  $\phi$  der Öfen  
m. Zeit  
azu; die  
nd jetzt

ranbahn an-  
welten Öfen  
ken zurück

000144

Leas-Anlage Frommern

M 1:500

zum Betrieb der Anlage  
benötigt man folgende



Tank

Tank

Tank

Algen



Wärmer

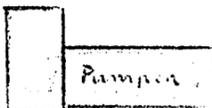
Kühler

Ölbehälter

Gebläse

EIS/AL

Labor



Openhaus I

Openhaus II

Schnecke

Bohrer

Schnecke Solo

Werk-  
statt

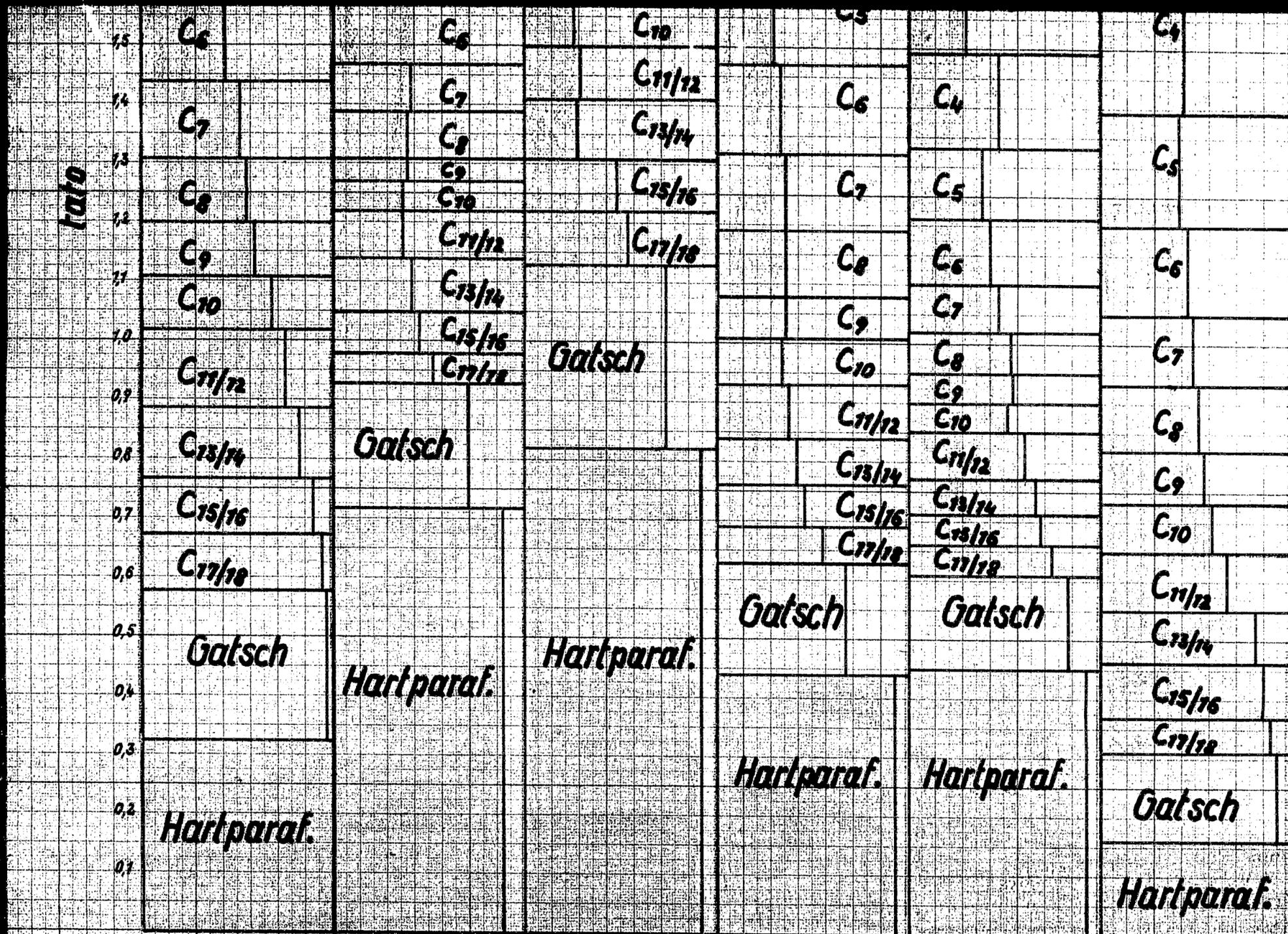
000145

End of Report

000146

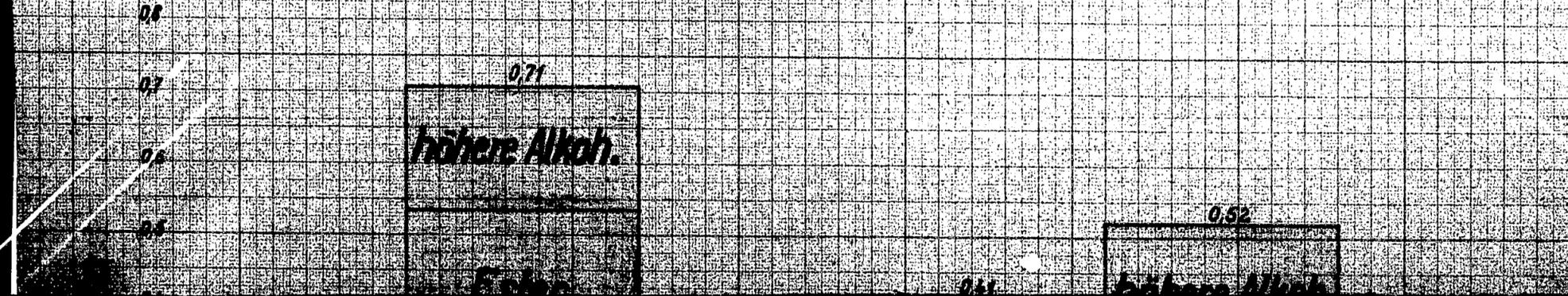
COMPARATIVE RESULTS  
ON  
IRON FISCHER-TROPSCH CATALYST  
AT  
SCHWARZHEIDE - ROHLAND

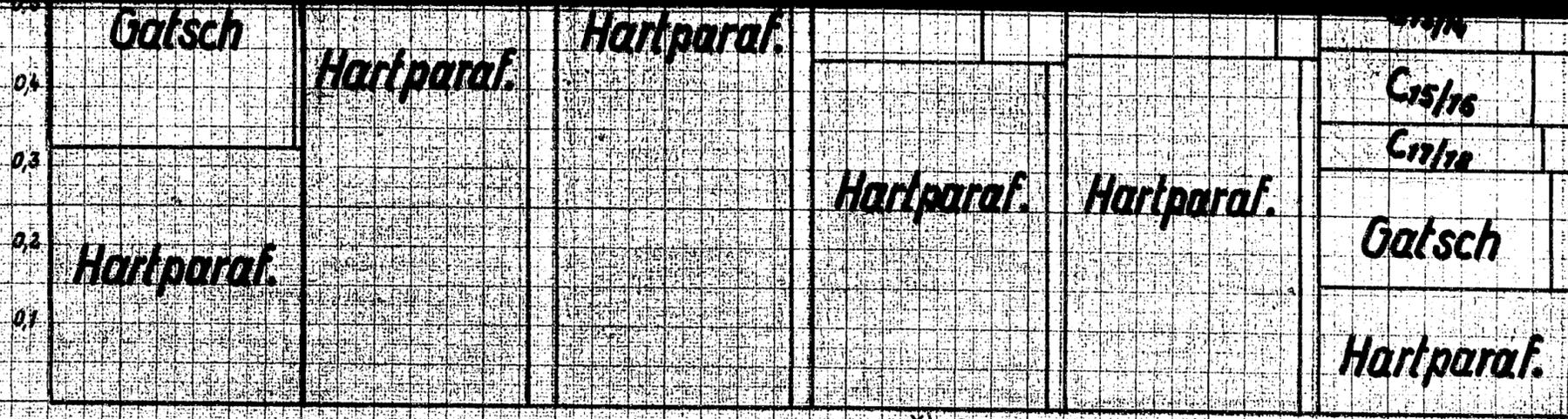




\*) farblose Felder : ungesättigte Kohlenwasserstoffe  
 farbige Felder : gesättigte Kohlenwasserstoffe

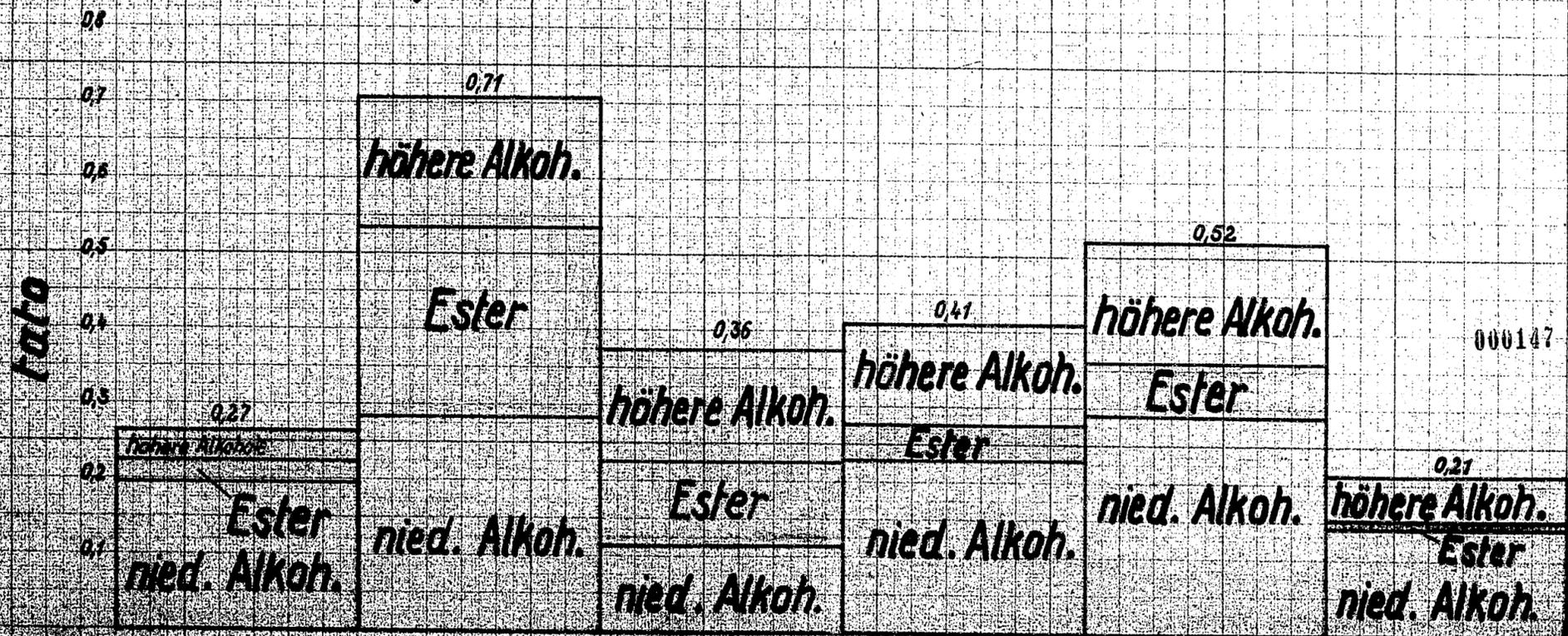
**b) Alkohole und Ester**





x) farblose Felder : ungesättigte Kohlenwasserstoffe  
 farbige Felder : gesättigte Kohlenwasserstoffe

b) Alkohole und Ester



000147

Chemische Werke Hüls  
Mühl Kr. Recklinghausen.

Target No. 30/ opportunity  
" 22/6 of Rubber Team  
of CIOS.

Originally Bag No. 2926 - item (43)  
Consolidated with  
Bag No 2872 as item # 51.

Production of Ethylene,  
including  
Recovery of Ethylene  
From  
Coke-Oven Gas, etc.

SERIES G.

<u>Reel</u>	<u>Bag No.</u>	<u>TARGET No.</u>
8	2892-Item 51. (originally Bag 2926-Item 43.)	30/Opportunity - CIGS Liquid Fuels and Lubricants Team. 22/6 - CIGS Rubber Team.

CHEMISCHE WERKE H&LS

MARL. KR. RECKLINGHAUSEN.

Production of Ethylene Including Recovery of Ethylene  
from Coke - Oven Gas, etc.

1. Carl Stiltz Process for Removing  $C_2H_4$  from  
Coke-Oven Gas by Scrubbing same with  
Benzene.
2. I.G. Farben's Report on Ethylene Removal  
from Coke-Oven Gas by Active Charcoal.
3. I.G. Report on Conference with Lurgi re:-  
Ethylene from Coke-Oven Gas with Am Kehl.
4. Comparison of Leverkusen's Process and Hoechst's  
Cold High Pressure Process for Recovery of  
 $C_2H_4$  from Coke-Oven Gas.
5. Memorandum to Commission SK K on Recovery of  
Ethylene from Coke-Oven Gas.
6. Further data and Correspondence on Ethylene  
Recovery from Coke-Oven Gas.
7. Hydrogenation of Acetylene to give Ethylene.
8. Regenerative plant for  $C_2H_4$  Recovery from  
Coke-Oven Gas.

000001

Carl Stoll's Process  
for

Removing  $C_2H_4$

from Coke-oven Gas

by scrubbing the

same with

Benzene

Gas-Abteilung

**I. G. FARBEINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT**

Ch. W. H. Büro Nr. 1  
Ihre Zeichen: 25. März 1944  
Ihre Nachricht vom: 25. März 1944

Organische Abt.  
Unsere Zeichen: (bei Antwort anzugeben)  
-Wiss. Hauptlabor  
Dr. Tch/Ha.

Gasabteilung  
24. MÄRZ 1944  
LEVERKUSEN-I. G. WERK,  
den 21. März 1944

Gelegentlich des Besuches des Rechtsunterzeichneten am 10. d.M. wurde von Ihren Herren auch die Frage gestellt, mit welcher maximalen Strömungsgeschwindigkeit Aktiv-Kohle-Adsorber gefahren werden können. In der anliegenden Handskizze ist dieser Wert in Abhängigkeit vom Druck aufgetragen.

Die Nachrechnung der Bildungswärme des Butadiensulfons ergab, daß diese doch erwartungsgemäß positiv ist. In zwei unabhängigen Bestimmungen wurde gefunden + 45 kcal/gMol (MG = 118).

Bezüglich der Lieferung von 50 kg SK-Kohle der neuesten Fertigung hat sich unsere anorganische Abteilung mit dem Lieferwerk Premnitz ins Benehmen gesetzt. Sollte sich die Lieferung allzusehr verzögern, so bitten wir Sie, nochmals auf un zuzukommen.

Herrn B. Baumann  
Dir., Dr. Baumann  
Chemische Werke Hüls

Wir hoffen, Ihnen mit diesen Angaben gedient zu haben und möchten nicht versäumen, Ihnen für die freundliche Aufnahme unserer Herren bestens zu danken.

Heil Hitler!

Marl über Recklinghausen

I. G. FARBEINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

Zurück an  
Büro

000002

DRAHTWORT:  
Farbfabrik  
Leverkusenigwerk

FERNRUF:  
Amt Köln \* Nr. 60741, 60841 Orts- und Schnellverkehr  
Amt Köln \* Nr. 60941 Fernverkehr  
Amt Leverkusen \* Nr. 1941, \* Nr. 2041 Fern- und Schnellverkehr  
Amt Opladen Nr. 1671 und 1672

BESCHAFTSZEIT:  
8-17 Uhr, Samstag 9-13 Uhr  
BESUCHE  
täglich 10-12 Uhr (außer Samstag)

KONTEN:  
Reichsbank-Giro-Konto Köln-Mülheim  
Postscheck-Konto Köln Nr. 3782

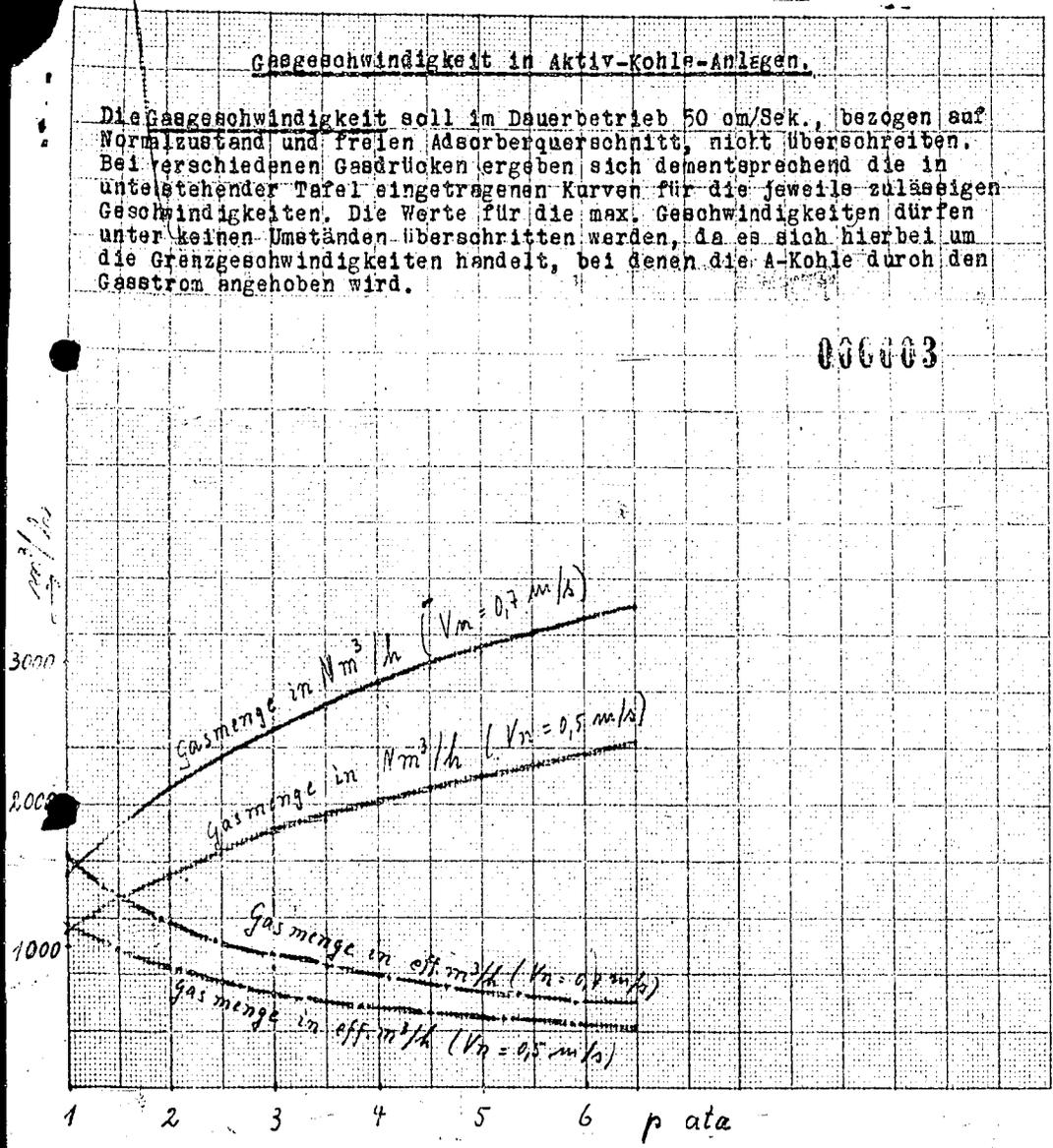
*K. Baumann*

AFT  
 WERK,  
 1944  
 am  
 lcher  
 a wer-  
 hängig-  
 as er-  
 ingigen  
 en  
 verk  
 sehr  
 noch-  
 lesen  
 ochten  
 freund-  
 bestens  
 ELLSCH.  
 Mann  
 Wilhelm  
 82

Gasgeschwindigkeit in Aktiv-Kohle-Anlagen.

Die Gasgeschwindigkeit soll im Dauerbetrieb 50 cm/Sek., bezogen auf Normalzustand und freien Adsorberquerschnitt, nicht überschreiten. Bei verschiedenen Gasdrücken ergeben sich dementsprechend die in unterstehender Tafel eingetragenen Kurven für die jeweils zulässigen Geschwindigkeiten. Die Werte für die max. Geschwindigkeiten dürfen unter keinen Umständen überschritten werden, da es sich hierbei um die Grenzgeschwindigkeiten handelt, bei denen die A-Kohle durch den Gasstrom angehoben wird.

000003



000004

ALLENBROS

Vertraulich

Betr.: Abscheidung und Anreicherung von Äthylen aus Koks- bzw. Schweißgasen

Die Firma Still in Kocklinghausen hat ein Verfahren entwickelt zur Abscheidung und Anreicherung von Äthylen aus Koks- bzw. Schweißgasen, das wie folgt arbeitet. (Vgl. hierzu anliegende Skizze, die aus dem Gedächtnis gezeichnet ist und in der alle Wärmeaustauscher und sonstigen Hilfsaggregate der Einfachheit halber weggelassen sind.)

Die Äthylenhaltigen Rohgase werden unter Druck, am zweckmäßigsten unter dem Druck, bei dem sie anschließend verwendet werden (also z.B. im Ruhrgebiet Ferngasdruck) mit Benzol gewaschen, wobei die  $C_2$ -Kohlenwasserstoffe des Gases praktisch völlig entfernt werden. Für die von Still auf der Zeche Nordstern errichtete Anlage wird ein Waschbenzol mit einem Mol.Gew. von 82 benutzt. Das gewaschene Gas geht anschließend zur Wiedergewinnung des dampfartigen Benzols in einen zweiten Washer, in dem es mit Schwer- oder Mittelöl gewaschen wird und schließlich (auf Zeche Nordstern) noch in eine Benzolwanne zur restlosen Absorption des Benzols.

Bei dem ersten Waschprozeß werden außer den  $C_3$ - und  $C_2$ -Kohlenwasserstoffen aus dem Koks- bzw. Schweißgas etwa 15 g/cbm Methan herausgewaschen. Die Wasserwertveränderung auf 1 cbm Koks- bzw. Schweißgas beträgt etwa 350 W. Das Waschbenzol mit den gelösten Kohlenwasserstoffen wird in eine Abtreibekolonne entspannt, aus der unten das gasfreie Waschmittel und oben die gelösten Kohlenwasserstoffe abziehen, die in einem Gasbehälter gespeichert werden. Bei einzelnen Anlagen hat Still diese Abtreibekolonne auch unter Druck betrieben und die anfallenden Gase anschließend nicht in einem drucklosen Gasbehälter, sondern in einem Druckbehälter (Kugelasbehälter) unter 5 atm gespeichert. Hierbei werden vor allem auch die anschließenden Kompressionskosten erniedrigt.

Vor dem Gasbehälter werden die aus Methan, Äthan, Propan und Spuren Butan bestehenden Kohlenwasserstoffe komprimiert (auf Zeche Nordstern 42 atm) und mittels Wasserwäsche von Blausäure und anschließend mit Ammoniakwasserwäsche von  $CO_2$  und  $H_2S$  befreit. Die gereinigten Kohlenwasserstoffe gehen dann in eine erste kombinierte Wasch- und Abtreibekolonne, die von oben mit Waschbenzol beriechelt und von unten so erwärmt wird, daß oben Methan abzieht, während unten eine methanfreie Lösung in die zweite kombinierte Wasch- und Abtreibekolonne abgeleitet wird. Diese arbeitet ähnlich wie die erste Kolonne, oben zieht ein  $C_2$ -Kohlenwasserstoff-Gemisch ab und unten das  $C_2$ -freie Lösungsmittel, das in eine dritte ähnliche Kolonne entspannt wird, aus der oben Gasol abgeht und unten das regenerierte Waschbenzol. Die Produkte Methan,  $C_2$ -Fraktion und Gasol fallen unter einem Druck von etwa 40 atm an. Der Druck von 40 atm ist notwendig, um das Gasol bei normaler Temperatur flüssig zu erhalten. Teilweise kann auch die  $C_2$ -Fraktion (wenn keine Verwendung für Äthylen vorliegt) unter diesen Bedingungen dem Gasol zugemischt werden. Das Methan wird als Freigas abgezogen. Die Abtreibekolonne haben in Dampf eine Temperatur von  $240^\circ$ . Da auf Zeche Nordstern kein Kondensat Dampf verfügbar ist, werden zur Erzeugung dieser Temperatur besondere Vorrichtungen eingesetzt.

000005

Die Betriebsanlage erfordert keine Sondermaterialien. Unter normalen Bedingungen ist die Bauzeit einer Anlage etwa 3/4 Jahr.

Eine Anlage, wie sie von Still für Marienau in Lothringen zur Verarbeitung von 115 000 cbm Schmelgas gebaut wurde, kostet einschl. H<sub>2</sub>S- und CO<sub>2</sub>-Reinigung und einschl. der Anlagen zur Herstellung von typgerechtem Gasol und Motoreremethan, ohne Bauarbeiten und ohne elektrische Arbeiten, für die Lieferung von Still 2,5 Mio RM.

Auf der Rheingrube wird eine C<sub>2</sub>-Fraktion mit folgender Analyse erzielt:

Ethylen	79 %
Ethan	24 %
Methan u. Stickstoff	6 %

Gelsenberg rechnet auf sechs Nordstern mit einer Analyse der Kohlenfraktion von:

C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	96 %
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	55,10 %
CH <sub>4</sub>	7 %
H <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO, CO <sub>2</sub>	1,90 %

Still hat bisher die folgenden Anlagen entwickelt:

Standort:	Durchsatz pro Stde:	Verarbeitetes Gas:
Röchling	5 000 cbm	Kokserefgas (Kokserefgas, Gemisch aus Kokserefgas u. Schmelgas, wie es bei einer Sonderaufbereitung der Kokserefgasbetriebe nach Still anfällt. Diese Anlage hat seit 4 Jahren in Betrieb.)
Wieschowitz	7 500 "	Schmelgas
Marienau Lothringen	15 000 "	"
Wieschowitz	17 500 "	Gas aus Mitteltemperaturverkohlung (Mitteltemperaturverkohlung, Schmelgas und Kokserefgas)
Gasim-Grube	35 000 "	Gas aus Mitteltemperaturverkohlung
Knyrow (Oberschles.)		
Reichswerk Hermann Göring	40 000 "	Kokserefgas
Wieschowitz	70 000 "	" (erweiterungsfähig auf 90 000 cbm pro Stde. in Bau.)
Insgesamt nach dem Verfahren der Fa. Still verarbeitete Gasmenge		191 000 cbm/h

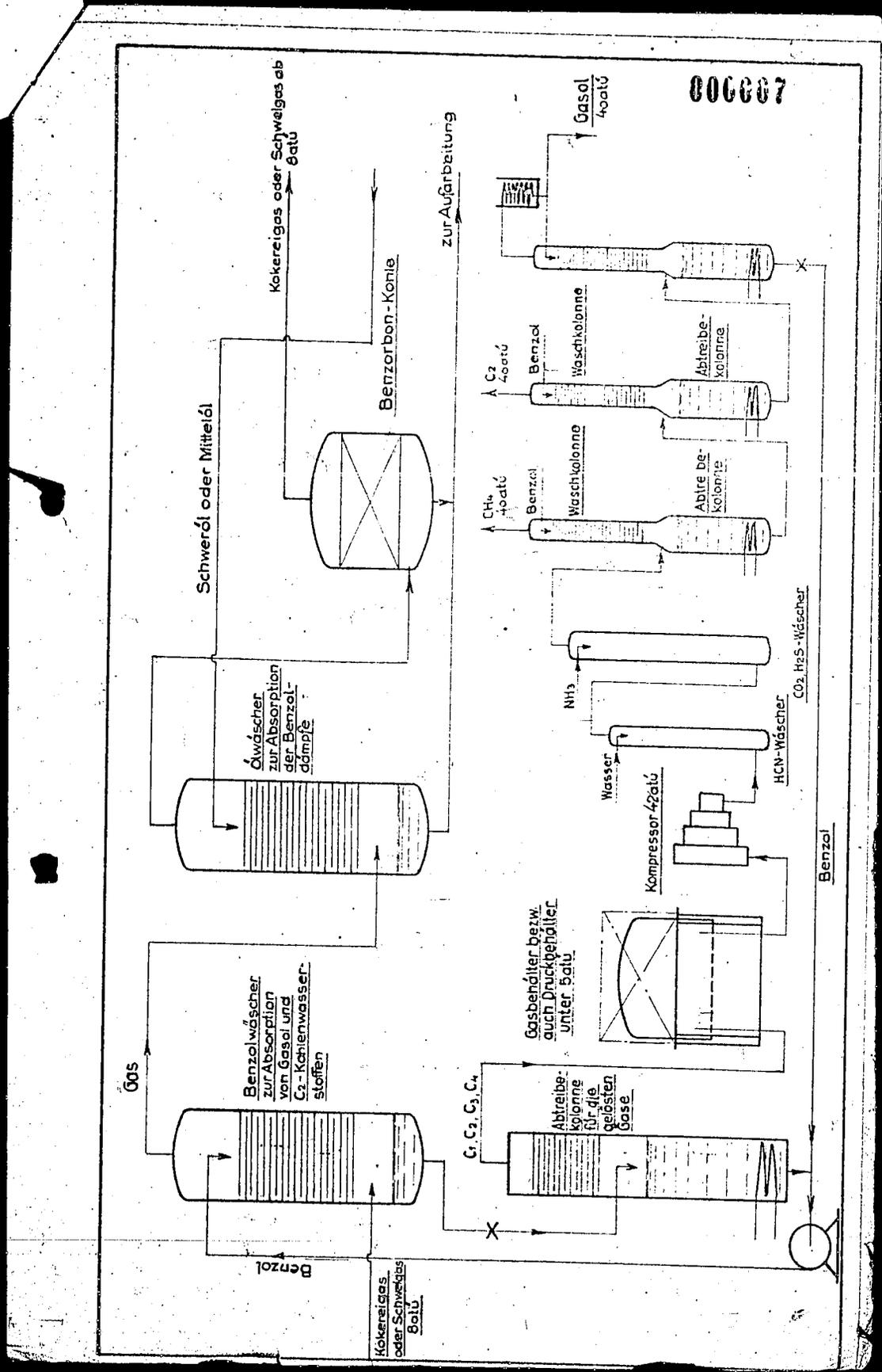
Rechnet man pro cbm verarbeiteten Gases mit einer Leistung von 14 g Äthylen, wie bei Gelsenberg Kokerei Nordstern, so ergeben die übrigen nach Still stündlich verarbeiteten 120 000 cbm Gas/h 1,68 stunde oder 14 500 jato Äthylen. Wenn gleich die C<sub>2</sub>-Fraktion nicht in jedem Falle ohne weiteres beschlagnahat werden kann, so besteht doch immerhin die Möglichkeit, auf diesem Wege noch einige 1000 jato Äthylen für die derzeitig wichtigen Äthylenprodukte heranziehen zu können.

gy. Hannover

D. 110. 5 x 200. 212. 214. 221. 400. 4210.

Anlage:  
1 Skizze

hylen,  
1. stünd-  
. Wenn-  
t werden  
inige  
hen zu



000008

I. G. Fabian

Report on

Acetylene Produced

from

Coke Oven Gas

by

Active Charcoal

000009

*Walter Hopfer  
Kleinfabrikation*

L. O. Farbenindustrie Aktiengesellschaft  
Leverkusen - L. O. Werk  
L. Teichmann  
Pr. Schmidt  
Inbetriebnahme der Methy-  
len-Versuchsanlage F 30

Arbeitsgebiet: A e t h y l e n

Verfasser: Dr.L.Teichmann  
Dr.Fr.Schmidt

Labor. od. Betrieb: Wiss.Hauptlaboratorium

1.7.1943

000610

1) Aufgabe:

Bericht über die Inbetriebnahme des Aktivkohle-Aethylen-Versuchsbetriebes im Gebäude F 30.

2) Endergebnis:

Nach (berwindung der Anlaufschwierigkeiten entspricht die Anlage unseren Erwartungen. Sie leistet bei 1 atü Arbeitsdruck z.Zt. 300 kg Aethylen (100% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>)/24 h, dazu noch etwa 150 kg Aethan/24 h. Bei Druckerhöhung auf 3-5 atü, wie ursprünglich vorgesehen, würden diese Zahlen auf mindestens das 1 1/2 bis 2-fache steigen.

Leverkusen hat in den letzten Jahren durch Schwefelkaliaktivierung von Torf und ähnlichem Material Aktivkohlen mit besonders hoch liegender flacher Isotherme entwickelt, welche die adsorptive Gewinnung von O<sub>2</sub> - Kohlenwasserstoffe aus Kokereigas und ähnlichen Gasen erstmals in den Bereich der Wirtschaftlichkeit rücken. Auf Grund der in unserer ersten Klein-Versuchsanlage mit dieser S.K.-Kohle erzielten Ergebnisse hatte Kommission K in der Sitzung vom 6. Januar 1941 in Leverkusen der Errichtung eines Versuchsbetriebes zur Prüfung der neuen Kohle im Dauerbetrieb und der Verarbeitbarkeit des so gewonnenen Aethylens zugestimmt. Die Anlage ist im 4. Quartal 1942 in Betrieb gekommen, so dass wir nunmehr über rund halbjährige Erfahrungen mit derselben berichten können.

Beschreibung der Anlage

Die Anlage besteht aus 4 Adsorbern, von denen jeweils einer im Beladen, Spülen (Ausdämpfen), Trocknen und Kühlen liegt. Diese vier Stufen werden nacheinander von jedem Adsorber durchlaufen, wonach das Spiel wieder von vorn beginnt.

Die Arbeitsweise sei am Beispiel eines Adsorbers erläutert: Der Adsorber ist ein druckfester Behälter von 900 mm l.W. und 4000 mm Höhe. Er fasst 670 kg S.K.-Kohle. Das Leuchtgas (Rohgas, Beladegas) durchströmt die Kohle mit einer Geschwindigkeit von 25 cm/sk. von unten nach oben, wobei es seine schweren, leicht adsorbierbaren Bestandteile, Aethylen, Aethan, Propylen, Restbenzol, aber auch Kohlensäure, an die Kohle abgibt. Die während des Beladens auftretende Adsorptionswärme wird durch im Inneren des Adsorber verlegte wassergekühlte Schlangen abgeführt. Nach einer gewissen Zeit ist die Kohle so weit gesättigt, dass Aethylen im Abgas durchbricht. Nunmehr wird der beladene Adsorber ausgedämpft (gespült), während dafür der nächste Adsorber ins Beladen geht. Beim Ausdämpfen werden die adsorbierten Wertstoffe durch überhitzten Wasserdampf von 135° in entgegengesetzter Richtung, also von oben nach unten, von der Kohle entfernt, die Kohle wird gedämpft oder gespült. Gleichzeitig wird das Kühlwasser der Adsorberschlangen durch Heißdampf von 3,5 atü verdrängt. Handelte es sich im Falle des Beladens um eine stufenweise Adsorption, wobei die schwersten und am leichtesten verdichtbaren Bestandteile zuerst

ichmann  
chmidt

10

hle-

entsprech  
bei 1  
% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>/  
bei Druck-  
sehen,  
2 bis

vierung  
och lie-  
Gewinnung  
sen erst-  
i der  
e erziel-  
ar 1941  
ifung der  
gewonne-  
2 in Be-  
fahrun-

im  
se vier  
onach

Der Ad-  
mm Höhe.  
s) durch-  
unten  
stand-  
hlensäure,  
dsorp-  
rgekühlte  
so weit  
der be-  
hste Ad-  
rten  
ngesets-  
nt, die  
wasser  
Handelte  
wobei  
zuerst

festgehalten wurden, so folgt nunmehr beim Spülen eine abgestufte Desorption, indem die unerwünschten Bestandteile wie Methan und Kohlensäure, auf Grund ihres geringeren Haftvermögens zuerst entfernt werden. Die fraktionierte Desorption verstärkt also die Anreicherung der erwünschten Kohlenwertstoffe. Das zu Anfang der Spülung anfallende CO<sub>2</sub>-reiche, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>-arme Gas, dessen Olefingehalt jedoch schon über dem des Beladegases liegt, das sogenannte Inertgas, wird durch einen Dreiwegehahn (Inertventil) dem Beladegas wieder zugemischt und durchläuft erneut den gerade im Beladen befindlichen Adsorber. Während des Spülens nimmt der CO<sub>2</sub>-Gehalt im ausgetriebenen Gas immer mehr ab, während der C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>-Gehalt steigt. Das Inertventil wird nunmehr so umgeschaltet, dass das eigentliche Rohäthylen, das sog. Destillat oder Gasol, nach dem Äthylengasometer von 100 m<sup>3</sup> Inhalt entweicht: = Inertschnitt. Es durchläuft dabei einen als Kondensator dienenden Röhrenkühler, wo die kondensierbaren Bestandteile, nämlich Wasser und gegebenenfalls Benzol, niedergeschlagen werden, danach einen Drehkolbengasmesser.

Nimmt man in gleichen Zeitabständen Proben des ausgetriebenen Gases, so erhält man Werte, wie sie in Tabelle I und dem dazu gehörigen Diagramm zusammengestellt sind:

Tabelle I

Adsorber III			26. 3. 1943
Zeit	% CO <sub>2</sub>	% C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	% C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
0-2 Min.	1,0	1,0	3,0
2-4 "	1,0	0,5	1,5
4-6 "	1,5	0	2,0
6-8 "	3,0	0,6	3,9
8-9 "	12,4	0,6	14,0
9-10 "	15,0	3,0	51,5
10-11 "	2,5	2,5	55,5
11-12 "	2,5	8,5	45,2
12-13 "	8,0	19,0	38,5
13-14 "	11,0	23,5	34,0
14-14,5 "	9,5	31,0	26,5

Sammelt man das nach der 9. Minute anfallende Gas getrennt, so erhält man ein Rohäthylen folgender Zusammensetzung:

6,0 % CO <sub>2</sub>	6,0 % C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	50,0 % C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
1,0 % O <sub>2</sub>	0,5 % CO	0 % H <sub>2</sub>
33,0 % CH <sub>4</sub>	(C-Zahl 1,6)	3,5 % H <sub>2</sub>

Ohne Gasschnitt erhält man dagegen nur ein Gas wie z.B.:

5,6 % CO <sub>2</sub>	2,7 % C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	29,0 % C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
0,4 % O <sub>2</sub>	2,2 % CO	7,5 % H <sub>2</sub>
49,5 % CH <sub>4</sub>	(C-Zahl 1,55)	3,1 % H <sub>2</sub>

Nach dem Spülen muss die feuchte Kohle getrocknet werden. In einem besonderen Trockengaskreislauf wird durch ein Gebläse kaltes Äthylen-

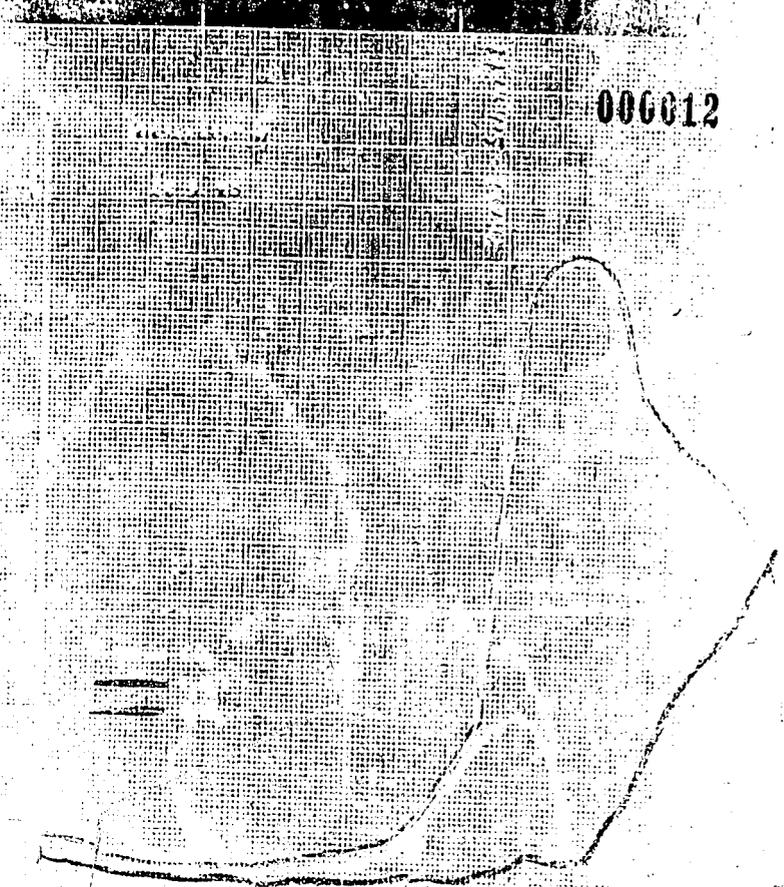
estufte  
n und  
st ent-  
die An-  
der  
ngehalt  
s Inert-  
gas  
len befind-  
m ausge-  
t. Das  
che Roh-  
gasometer  
dabei  
srierbaren  
derge-

en Gases,  
rigen

so er-

einem  
aethylen-

006012



000013

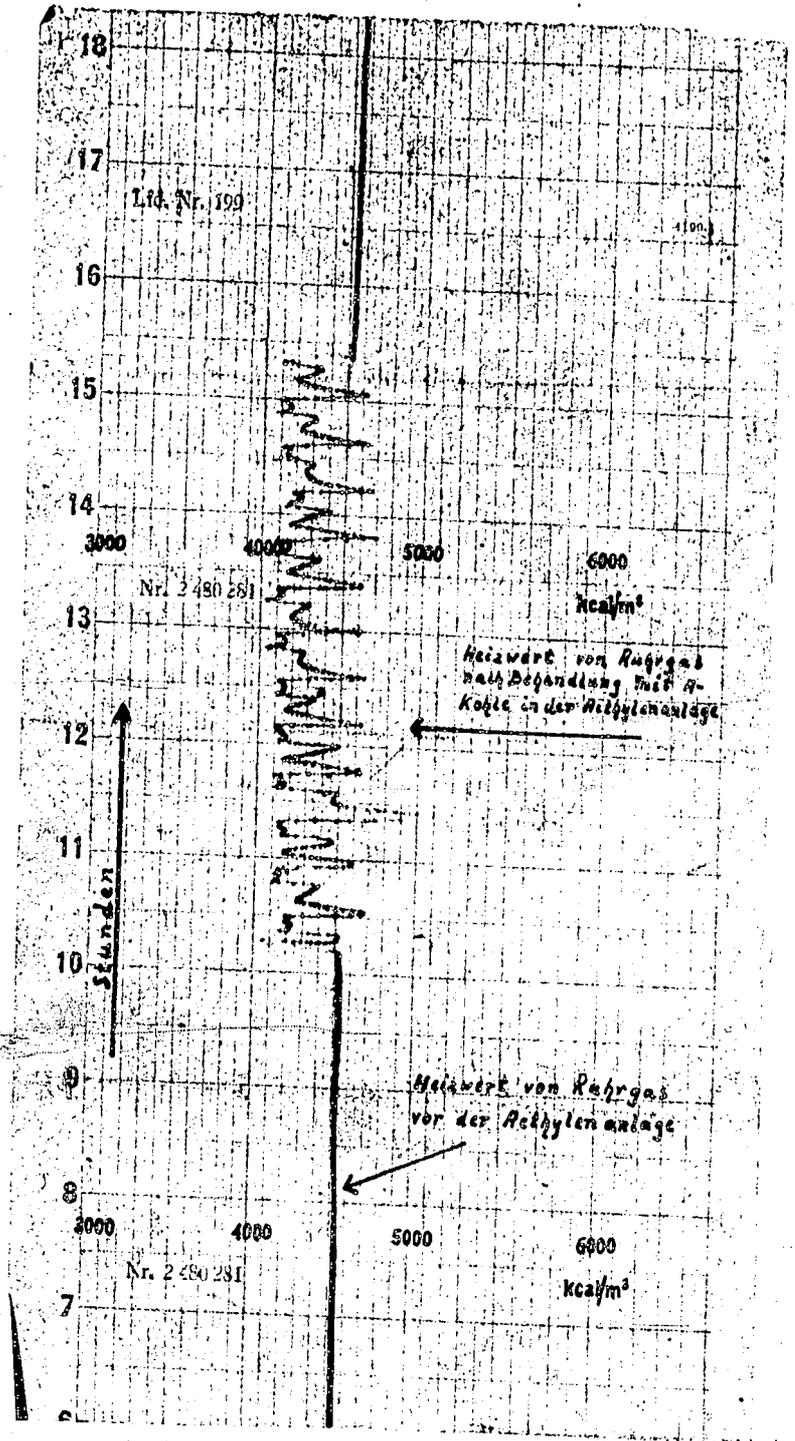
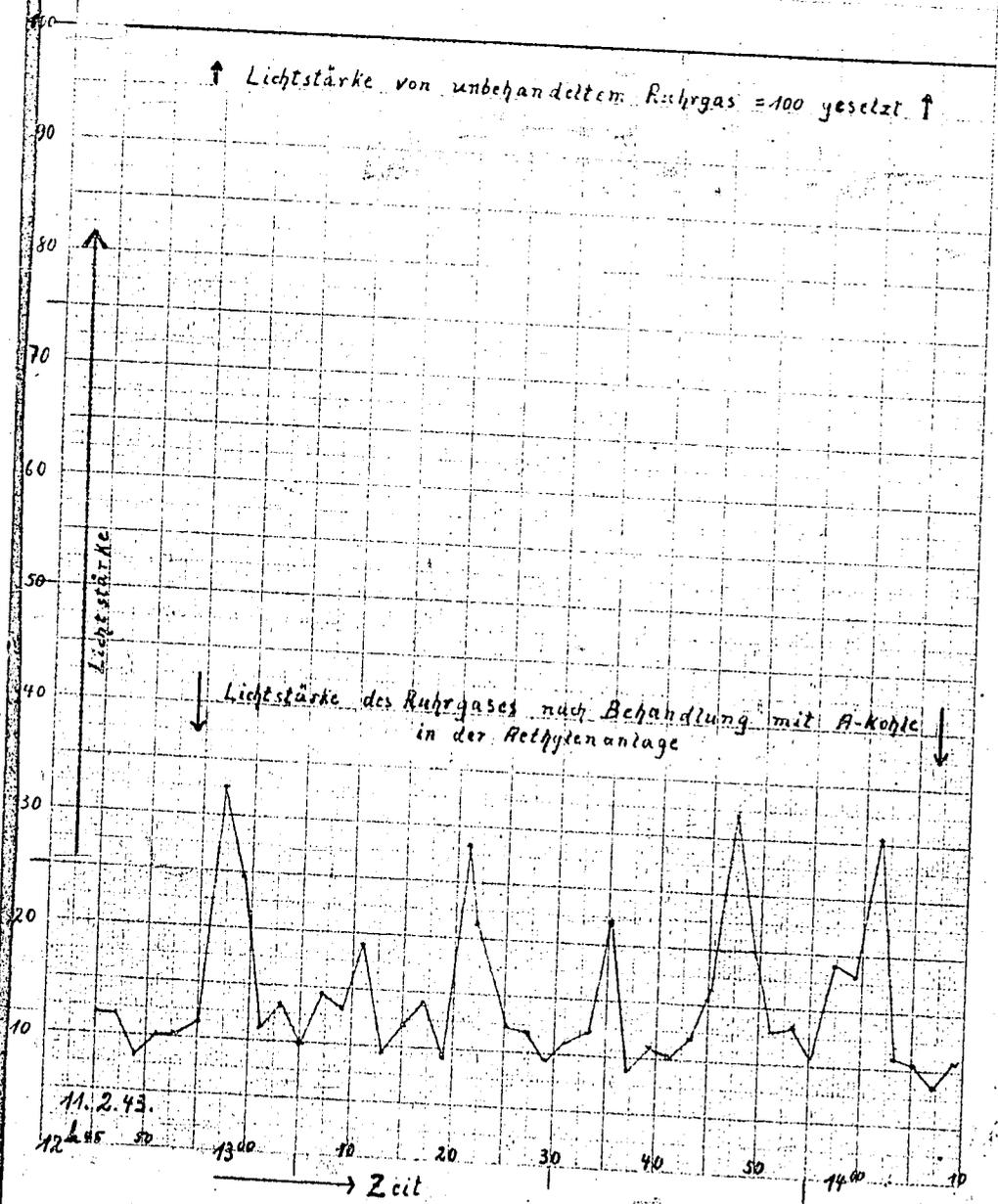


Diagramm 2 Heizwertänderung

000014

Diagramm 3 Strahlungsänderung



freies Reingas durch den heissen Adsorber gedrückt, dessen Schlangen noch unter Dampf stehen. Es wird dabei erhitzt und belädt sich bis zur Sättigung mit Wasserdampf, der in einem Lamellenkühler niedergeschlagen wird, worauf das trockene kalte Gas von neuem über das Gebläse zur Trocknung der Kohle in den Adsorber geschickt wird. Nach Entfernung der Hauptfeuchtigkeit wird der Heizdampf abgeschaltet und nun bewirkt das kalte Trockengas durch Ausnutzung der Verdunstungskälte der Restfeuchtigkeit schon eine gewisse Vorkühlung. Die eigentliche Kühlung des getrockneten Adsorbers erfolgt durch Aufgabe von Kühlwasser auf die Schlangen und durch das Kühlgas. Das ist das aus dem kalten Beladeadsorber kommende von Aethylen befreite Reingas, das infolge seiner niedrigen Temperatur die Wasserkühlung kräftig unterstützt und dabei gleichzeitig etwa durchgebrochenes Aethylen abgibt.

Nach der Kühlung geht der Adsorber von neuem ins Beladen. Mit der Zeit lässt die Aktivität der Kohle nach, da gewisse im Leuchtgas in Spuren vorhandene Stoffe wie Butadien, Blausäure, Schwefelverbindungen u. s. w., infolge Polymerisation die feinen Poren verstopfen und zwar besonders an der Eintrittsstelle des Gases, also am Boden. Hier ruht die Kohle auf Gitterrosten, die den ganzen Querschnitt erfüllen. Die Roste bestehen aus einem feststehenden und einem beweglichen Teil. Der bewegliche Teil kann in der Wagerechten mittels einer Leitspindel um einige Zentimeter verschoben werden, die ihrerseits durch eine "Ratsche" von Hand betätigt und danach wieder in die Ruhestellung zurückgefahren wird. Die Einzelheiten dieses Schubladenrostes sind aus der anliegenden Zeichnung Bild I zu ersehen.

Beim Hin- und Hergehen fällt die jeweilige Füllung einer Schublade in den Austragstützen, aus dem sie bei Stillständen der Apparatur entfernt wird. Die abgezogene Kohle wird in grösseren Zeitabständen über einen oben angebrachten Einfüllstutzen durch frische ersetzt. Bei einer Rosthöhe von 41 mm entspricht einem Hin- und Rückgang des Rostes ein Absinken des Kohlespiegels von 80 mm, d. h. bei einer Schütthöhe der Kohle von 3100 mm und einer Betätigung/Woche kommt man zu einer Verweilzeit von etwa 40 Wochen für die Kohle im Adsorber. Um ein ungewolltes Durchrutschen der Kohle bei Erschütterungen der Anlage, etwa durch Schaltstöße, zu verhindern, sind jalousie-artige Leitbleche darüber angeordnet. Diese Anordnung des Rostes gewährleistet ein schichtenweises Absinken der Kohle, also Austragung der jeweils meist geschädigten Schicht, was für die Aufrechterhaltung der Betriebsleistung von ausschlaggebender Bedeutung ist.

Betriebsweise

Zur Durchführung der vier Hauptschaltvorgänge befinden sich an jedem Adsorber 12 Ventile, an allen 4 also 48, dazu noch einige Spezialventile, wie das für die Inerte. Um Fehlschaltungen von Hand hier auszuschliessen, entschlossen wir uns zu einer vollautomatischen Ausführung, wobei die Impulse elektrisch erteilt und die Steuerung hydraulisch betätigt wurde. Hierbei wird mittels einer Presswasserpumpe eine Bohröl-Wasser-Emulsion auf 8-10 atü gebracht. Vor jedem Adsorber steht der zugehörige Steuerbock, an dem die Druckwasserleitungen zusammengefasst sind, vergl. Bild II. Durch eine drehbare Verteilerscheibe wird das Presswasser auf die jeweils zu betätigenden Ventile verteilt. Je nachdem die Vorder- oder Rückfläche des Tellers beaufschlagt wird, wird das Ventil geschlossen oder geöffnet, siehe Bild III. Durch eine T-förmige Leitung sind jeweils zusammengehörige Ventilpaare zusammengefasst, also z. B. Beladegas-eintritt und -austritt, Trockengas-eintritt und -austritt u. s. w.; alle anderen Ventile sind

ersetzt ↑

A-Kohle ↓



essen Schlangen  
 Mit sich bis  
 hler niederge-  
 über das Ge-  
 t wird. Nach  
 geschaltet  
 der Verdun-  
 rkühlung.  
 olgt durch  
 Kühlgas. Das  
 nylene befreite  
 asserkühlung  
 abrochene

n. Mit der  
 Leuchtgas in  
 felverbindun-  
 stopfen und  
 Boden. Hier  
 nitt erfüllen.  
 weglichen Teil.  
 er Leitspindel  
 durch eine  
 hestellung  
 nrotes sind

r Schublade  
 Apparatur  
 leitabständen  
 e ersetzt.  
 rückgang des  
 i einer  
 che kommt  
 e im Adsorber.  
 rungen der  
 usie-artige  
 s gewährlei-  
 gung der je-  
 haltung der

ch an jedem  
 Spezial-  
 and hier aus-  
 schen Ausfüh-  
 ung hydrau-  
 serpumpe  
 dem Adsor-  
 erleitungen  
 e Verteiler-  
 den Ventile  
 ers beauf-  
 siehe Bild  
 übrige Ventil-  
 austritt,  
 antile sind

000018

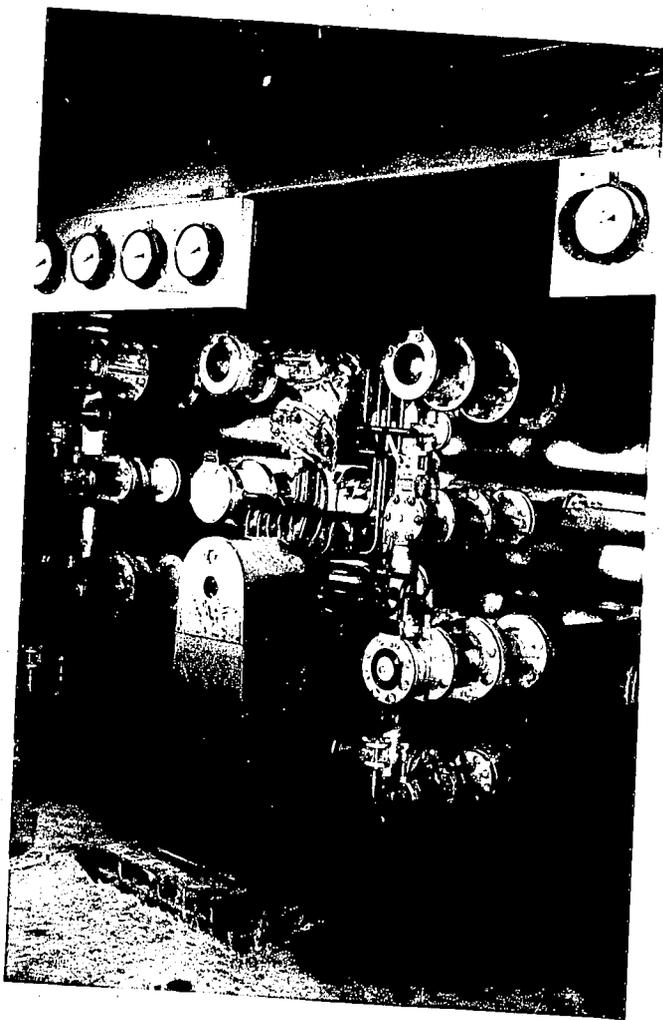
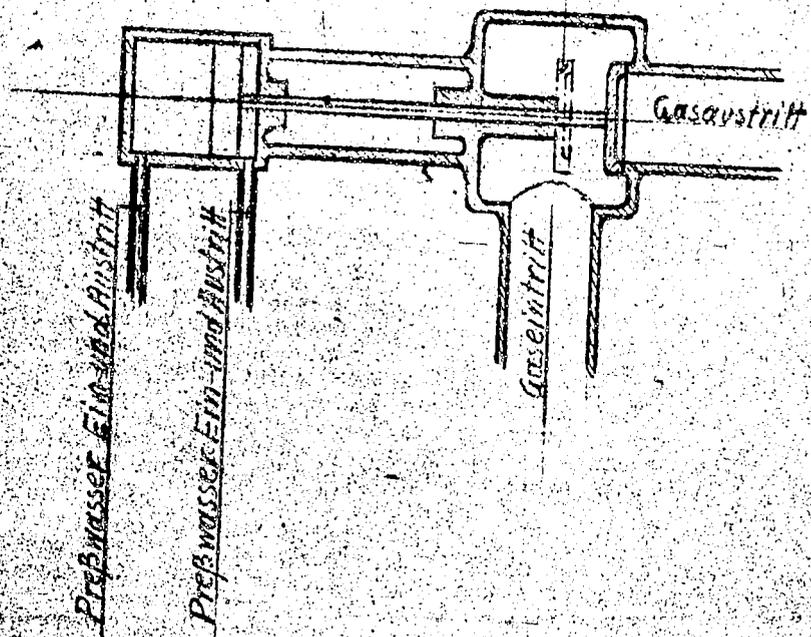


Bild 2 : Steuerbock

000017

Ventil geöffnet.



Gasventil zur  
Acetylen-Anlage Nr.

geschlossen. Die Steuerscheibe wird durch einen Elektromotor gedreht, der zu gegebener Zeit vom elektrischen Schaltpult die benötigten Impulse erhält. Zur Vermeidung von Explosionen ist das Schaltpult in einem besonderen Raum feuersicher untergebracht: Bild IV. Als Kernstück besitzt es elektrische Uhren, deren Laufzeit durch Potentiometer-Schaltung über Widerstände regelbar ist, und die auf Nockenwellen sitzende Kontakte betätigen. Nach Ablauf eines Arbeitsspiels wird der Kontakt geschlossen, der Motor auf dem Steuerbock läuft an und dreht das Verteilerstück um einen Schritt weiter, so dass ein anderes Paar Druckleitungen vom Druckwasser beaufschlagt wird und damit die entsprechenden Ventile betätigt werden.

Ausserdem kann man halbautomatisch fahren, wobei jeder Adsorber um 1 Schritt weiterfährt und dann stehen bleibt. Schliesslich kann durch elektrische Druckknopfsteuerung jeder Adsorber auf jede gewünschte Stellung gebracht werden. Für den Fall des Versagens aller dieser Hilfsmittel bzw. falls Steuerbock und Schaltanlage ausser Tritt gekommen sind, können die Steuerböcke durch einen Steckschlüssel nachgestellt werden. Abgesehen von Störungen wurde nur zur Durchführung von Messungen bzw. beim Anfahren und Abstellen anders als vollautomatisch gefahren.

Das in der Anlage durchgesetzte Kühlwasser wird in einem eigenen Turm vor Eintritt in die Apparatur von Sauerstoff befreit. Hierzu wird aus der Rohgasleitung ein kleiner Teilstrom abgezapft, durchgeleitet und druckseitig in das Reingas zurückgeführt.

Kritik der Anlage

Die Anlage war bei der LURGI bestellt und konstruiert. Sie entsprach im wesentlichen der bei Fischer-Synthesen eingeführten Form. Die gleichzeitige Anwendung von Ueberdruck, Schubladenrost, Vollaomatik und Druckkondensation war aber neu und machte auch den sie gemeinsam mit uns anfahrenden Herren der LURGI Kopfzerbrechen, das durch die "kriegsmässige" Ausführung mancher Einzelteile und der Montage noch gesteigert wurde. Nach Ueberwindung der Anlaufschwierigkeiten entsprach die Leistung unseren Erwartungen. Die Gesamtanordnung ist aus der schematischen Zeichnung von Bild V zu ersehen, Ansichten zeigen ferner Bild VI und VII.

Die Adsorber und die Automatik hatte die BAMAG geliefert. Ventile und Steuerung haben sich in der gleichen Ausführung bereits bei Fischer-Synthesen bestens bewährt. Nach etwas langwieriger Einstellung beim Einfahren und nach Entfernung der letzten bei der Montage in Ventile und Leitungen eingeschleppten Fremdkörper hat die Automatik uns das Fahren der Anlage ausserordentlich erleichtert. Im Normalbetrieb wird noch nicht ein Mann pro Schicht voll ausgenutzt. Für einen späteren Grossbetrieb würde sich die Zusammenlegung mit dem das Aethylen verarbeitenden Betrieb daher empfehlen. In Grossanlagen würde die Steueranlage noch mit zusätzlichen Sicherheitsvorrichtungen ausgerüstet, die wegen der Kleinheit der Anlage hier nicht unterzubringen waren, zum Beispiel Rückmeldekontakte, so dass kein neuer Schaltvorgang ausgelöst werden kann, ehe der vorhergehende zu Ende ist. Zu beachten bleibt, dass "Beladen" der längste Arbeitsgang ist, das ganze Arbeitsspiel also erst nach Schluss des Beladens um einen Schritt weiter gehen darf. Es erwies sich als notwendig, Drehschalter und Druckknöpfe eigens abzudecken und durch ein Verhängeschloss zu sichern.

Beladezeit war bei uns durchweg 23 Minuten, so dass nach rund 1 1/2 Stunden jeder Adsorber wieder in die Ausgangsstellung zurückkehrt.

austritt

I. G. Leverkusen

626619



Bild 4 Schaltpult

motor ge-  
die be-  
ist das  
bracht: Bild  
ufzeit durch  
nd die auf  
nes Arbeits-  
Steuerbock  
eiter, so  
ufschlagt  
n.

dsorber um 1  
ann durch  
gewünschte  
r dieser  
Tritt ge-  
üssel nach-  
rohführung  
vollauto-

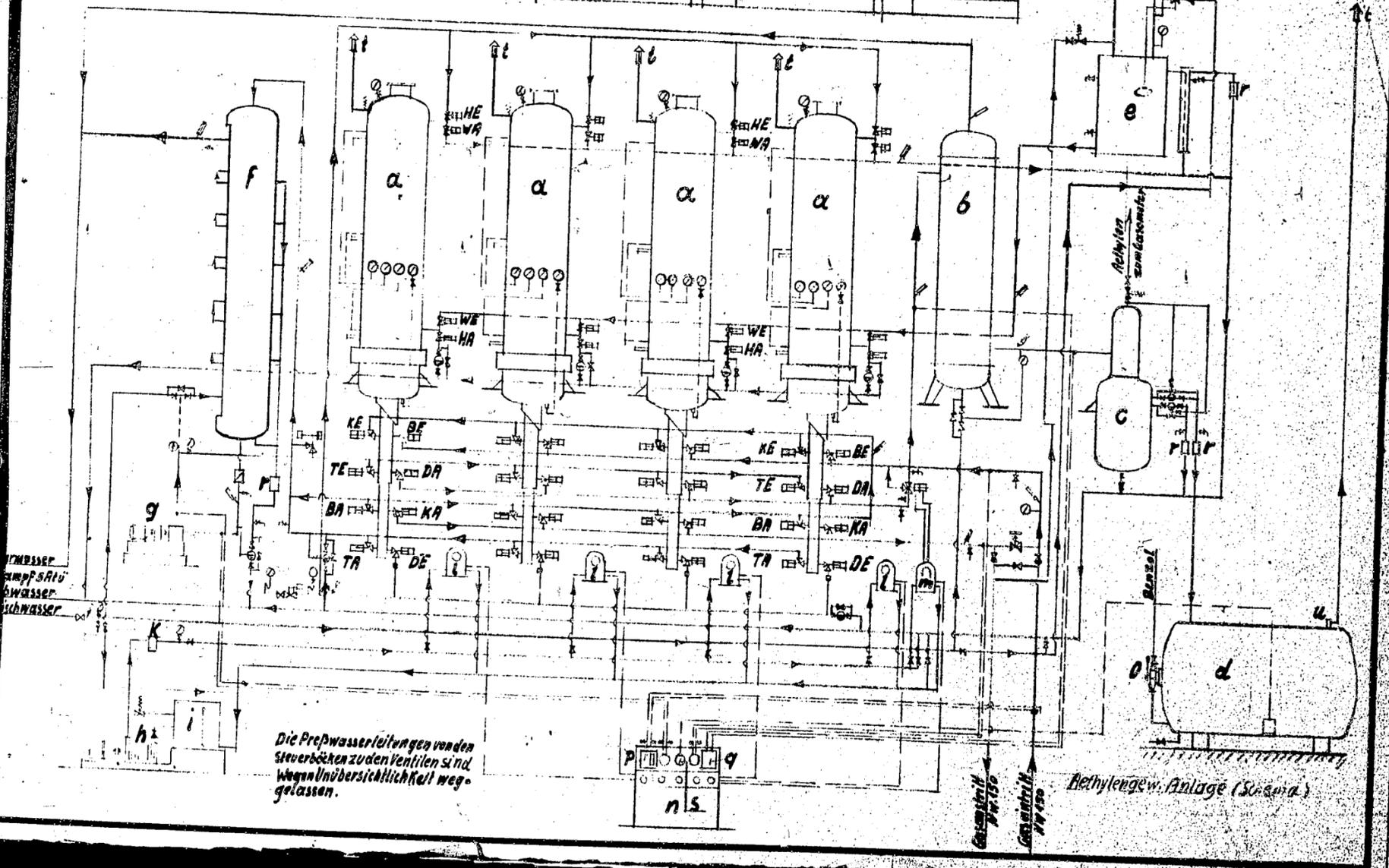
eigenen  
Hierzu  
ft, durch-

entsprach  
m. Die  
laumatik  
gemeinsam  
urch die  
tage noch  
ten ent-  
ng ist aus  
en zeigen

entile  
bei  
Einstel-  
Montage  
e Automa-  
im Nor-  
utzt.  
ng mit  
Gross-  
heitsvor-  
nier  
so dass  
ergehende  
Arbeits-  
Beladens  
ndig,  
Vor-

d 1 1/2  
kehrt.

a Adsorber	m Magnetsieber	⊗ Abperlmeter (Hauptrohr)	⊗ Quecksilber-Strahltherm.	Dampf	Beladegas	BE Beladegas eintritt	DE Spülwasser eintritt
b Kondensator	n Schalttafel	⊗ Echventil (autom)	⊗ Temperaturregler	Frischwasser	Trockengas	BA " " austritt	DA Destillat austritt
c Abscheider	o Handpumpe	⊗ Dreiwegventil (autom)	⊗ Probennehmer	Warmwasser	Kühlgas	KE Kühlgas eintritt	HE Heizdampf eintritt
d Sammelbehälter	p Gasmengen-	⊗ Dampfdruckregler	⊗ Drosselblende	Abwasser	Rein gas	KA " " austritt	HA " " austritt
e Kühlwasservorbeh.	q 3-fach Tempera-	⊗ Sicherheitsventil	⊗ Drosselklappe	Preßwasser	Destillat	TE Trockengas eintritt	WE Kühlwasser eintritt
f Handl. Apparat	r Vorschreiber	⊗ Überstromventil	⊗ Gebläse-Uml. Ventil	Vorbehandeltes Wasser	Äthylbenzol	TA " " austritt	WA " " austritt
g Gaskühler	s Schauglas	⊗ Rückschlagventil		Enllösung	Benzol		
h Trockengasgebl.	t Fernstand Anz.	⊗ Kondensstopp		Dampf-Kondensat			
i Preßwasserpumpe	u Davy-Sieb	⊗ Manometer		Weiß-Steuerleitungen			
k Preßwasserbehälter	v Kita-Diff. Verschluss	⊗ Diff. Druckmanometer					
l Preßwasserfilter		⊗ Zeigerferntherm					
m Steuerbock							



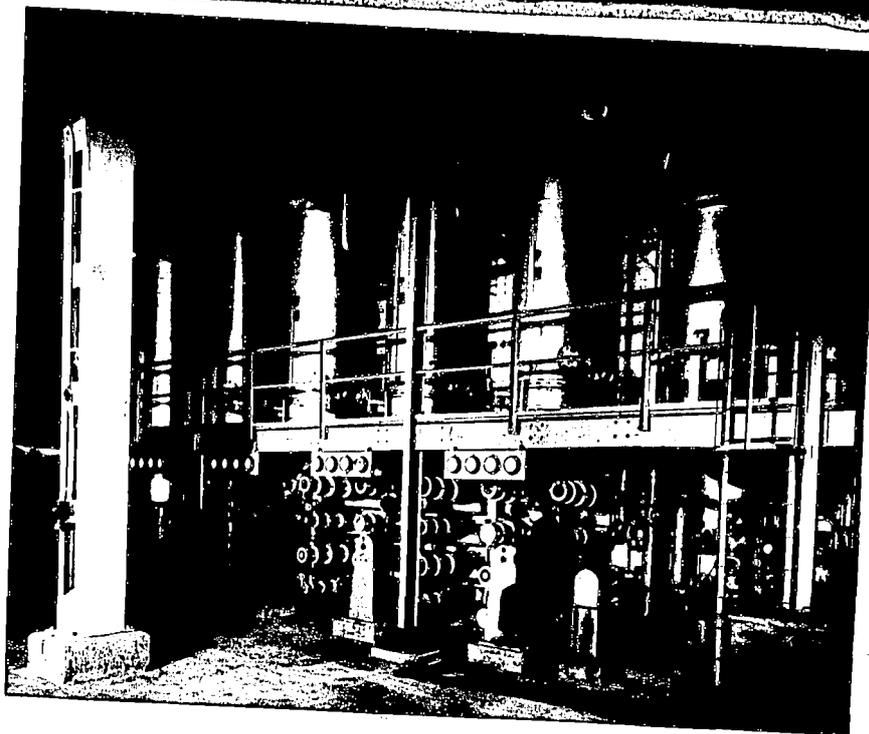
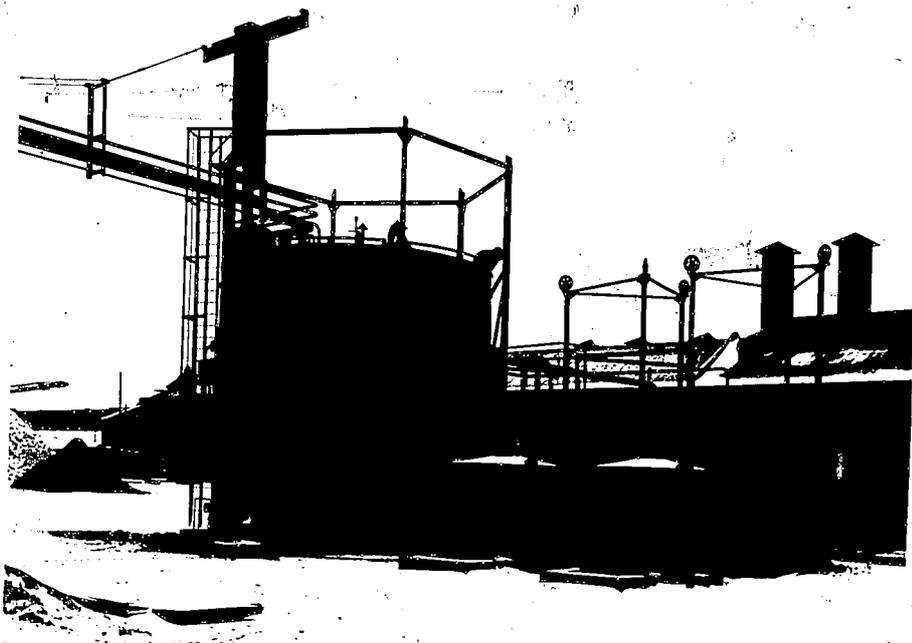
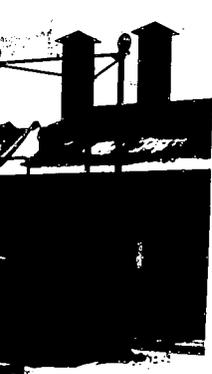


Bild u. 7 Ansicht der Anlage; Gasometer 000021





00021



Nachhaltigere Anstände hatten wir zunächst, an den Kosten. Diese waren in der Flamme geschweisst. Die Schweißspannungen traten bei dem fortwährenden Wechsel von Heizen und Kühlen der Reihe nach an allen vier Adsorbern in Erscheinung, so dass wechselnde Mengen von Kohle durch den ruhenden Rost fielen, dessen Stäbe sich geworfen hatten. Behoben wurden die Anstände durch sorgfältiges Nachrichten der Reststäbe und elektrisches Einschweissen von Stegen. Hatten wir in den schlechtesten Zeiten bis zu 70 Liter Kohle pro Adsorber in 24 Stunden Kohlen durchfall gehabt, so ging diese Menge nun auf etwa eine Hand voll in 72 Stunden zurück.

Die Kondensation des Destillates sollte unter höherem Druck als Atmosphärendruck erfolgen. Hinter der Kondensation war daher ein Überströmventil vorgesehen. Dieses Schumann-Ventil arbeitete bis jetzt nicht einwandfrei. Es entwich hier in dichten Schlieren sichtbar gewöhnlichen, sorgfältig ausgewogenen Überdruckventils. Während des Inertgasschnittes, so lange das durch das Ausdampfen entbundene erste Gas in den nächsten Beladeadsorber geht, fällt die Temperatur und damit auch der Druck in der solange in sich geschlossenen Kondensation bis auf etwa 0,8 atü. Beim Umschalten des Inertventils auf atü. Dieser Druckstoß kann bei schlechter Einstellung der Rosten zum Auswurf von Kohle führen; seitdem sie nachgerichtet waren, traten hier keine Anstände mehr auf.

Ob man in einer späteren Grossanlage die Kondensation unter Druck ausführen würde oder nicht, würde wohl von der Weiterbearbeitung und den örtlichen Verhältnissen abhängen. Da man an geeigneten Orten vermutlich unter etwa 10 atü adsorbieren und mit dem Rohaethylen wenigstens zum Teil in eine Linde-Anlage gehen würde, halten wir Druckkondensation für empfehlenswert.

Als Umwälzgebläse im Trockengas-Kreislauf war ein Kapselgebläse (Roots) der Aerzener Maschinenfabrik gewählt worden, da dieses eine kürzere Lieferzeit hatte als die sonst üblichen Rotationskompressoren. Bekanntlich sind Kapselgebläse sehr empfindlich gegen mitgerissene Fremdkörper. Da hier immer wieder mit Kohlenabrieb gerechnet werden muss, kann man diese Wahl nur als Behelf bezeichnen. Nach Einbau eines feinmaschigen Siebes in die Saugseite wurde hinreichende Betriebssicherheit erreicht, doch blieb auch dann der Lauf noch lange rauhen und wurde erst nach gründlicher Ueberholung in Werkstatt B einigermaßen leicht.

Auf kleinere Anstände, wie anfänglich unzureichende Entwässerung der Adsorber, fehlerhafte Ausführung des Inertventiles und unzureichende Spulen des zugehörigen Magnetsteuerbocks, sei nicht näher eingegangen. Erwähnt sei nur noch, dass der nachträgliche Einbau eines Windkessels als Druckspeicher in die Presswasserleitung und von Rückschlagventilen in die Wasserleitung ein viel weiches nahezu lautloses Schalten der Automatik bewirkte, ein Kunstgriff, den wir hinsichtlich des Windkessels dem Treibstoffwerk Bergkamen abschauten.

Bewahrung der Kohle

Um uns ein Urteil über den Leistungsrückgang der Kohle zu verschaffen, entnahmen wir nach etwa 5 Monaten Betrieb aus Adsorber III aus der Mitte und vom unteren Ende Kohleproben, die im Betriebslaboratorium der A-Kohle auf ihre Schädigung untersucht wurden. In der folgenden Tabelle sind die Kenndaten der Ausgangskohle im Vergleich zu zwei anderen Industriekohlen nach einem Bericht von Herrn Dr. Rempel zusammengestellt:

00022

Rosten. Diese waren  
traten bei dem Fort-  
nach an allen vier-  
en von Kohle durch  
fen hatten. Behoben  
n der Reststäbe  
wir in den schlech-  
in 24 Stunden Kohlen-  
a eine Hand voll

rem Druck als At-  
ar daher ein Ueber-  
beitete bis jetzt  
ieren sichtbar  
ch Einbau eines  
ntils. Während  
ämpfen entbundene  
lt die Temperatur  
schlossenen Konden-  
wertventils auf  
Sekunden auf 1,2  
lung der Rosten  
chtet waren, tra-

on unter Druck  
erbearbeitung  
n geeigneten Orten  
a-Rohäthylen we-  
halten wir Druck-

apselgebläse (Roots)  
es eine kürzere  
pressoren. Be-  
mitgerissene Fremd-  
chnet werden muss,  
Einbau eines  
chende Betriebs-  
och lange rauh  
tatt B einiger-

Entwässerung der  
nd unzureichende  
nher eingegangen.  
ines Windkessels  
Rückschlagventi-  
autloses Schalten  
chtlich des Wind-

e zu verschaffen,  
r III aus der  
laboratorium  
der folgenden  
ich zu zwei  
Dr. Rempel zu-

-6-

00023

Tabelle II

	S.K.-Kohle	Supersorbon	Ts.-Kohle
<u>Litergewicht</u>	385		
<u>Benzolbeladung</u>		380	426
9/10	21,0	19,5	22,5
1/10	18,5	16,0	19,3
1/100	15,6	8,9	11,9
1/1000	11,8	4,6	6,8
<u>W-Wert</u>	76,4	53,0	61,0

(Der W-Wert ist ein Maß für die Hydrophobie der Kohle.)

In Tabelle III sind die Kenndaten der gebrauchten Kohle im Vergleich zu der Ausgangskohle zusammengestellt. Die Kohlenprobe aus dem unteren Teil des Adsorbers wurde bei 350° 1 Stunde mit Wasserdampf ausgedämpft.

Tabelle III

	Ausgangskohle	Adsorber III Mitte	III unten	III unten aus- gedämpft
<u>Litergewicht</u>	385	410	450	448
<u>Benzolbeladung</u>				
9/10	21,0	19,7	15,5	17,0
1/10	18,5	17,4	13,7	15,4
1/100	15,6	14,8	11,9	13,8
1/1000	11,8	10,3	8,2	9,0
<u>W-Wert</u>	76,4	66,0	52,0	56,0

Wie die Ergebnisse zeigen, hat die Kohle aus der Mitte des Adsorbers wenig gelitten. Der Rückgang der Beladung ist bei hohen Sättigungsgraden 5-6% und bei 1/1000 Sättigung etwa 12%. Die Kohle aus dem unteren Teil weist einen grösseren Rückgang in der Beladung auf und zwar für hohe Sättigungsgrade etwa 25% und bei 1/1000 Sättigung über 30%. Eine Ausdämpfung dieser Kohle bei 350° hat eine geringe Verbesserung gebracht, doch müsste die soweit geschädigte Kohle bei höherer Temperatur mit einem gewissen Abbrand reaktiviert werden.

Aus der Abnahme der W-Werte ist ein deutlicher Rückgang der Hydrophobie der Kohlenoberfläche der gebrauchten Kohle sichtbar. Dieser Rückgang ist auf eine Oxydation der Kohlenoberfläche zurückzuführen, die durch eine Wasserdampf-Reaktivierung auch rückgängig gemacht werden kann.

Pro kg Kohle waren bis zu diesen Messungen 13,5 kg Äthylen gewonnen worden. Zu berücksichtigen ist aber, dass diese Kohle den rauhesten Betrieb der Anfahrzeit mitgemacht, im unteren Teil in Wasser gestanden hatte, bei Temperaturen über 40° beladen und schliesslich mehrfach, etwa 6 x, wegen der Roststörungen umgefüllt worden war. Auch entsprach die Reinheit unseres Ferngases wohl nicht zu allen Zeiten den Normen der besten Friedenszeiten.

00023

Ts.-Kohle  
426

22,5  
19,3  
11,9  
6,8  
61,0

hle.)

Kohle im Vergleich  
prob<sup>o</sup> aus dem  
mit Wasserdampf

III unten aus-  
gedämpft

448

17,0  
15,4  
13,8  
9,0  
56,0

tte des Adsorbers  
hen Sättigungs-  
Kohle aus dem un-  
ladung auf und  
0 Sättigung über  
geringe Verbes-  
Kohle bei höhe-  
t werden.

ang der Hydro-  
chtbar. Dieser  
zurückzuführen,  
ngig gemacht

ethylen gewonnen  
e den rauhesten  
n Wasser gestanden  
lich mehrfach,  
ar. Auch entsprach  
iten den Normen

-7-

00024

Gasfragen

Die deutschen Gasnormen schreiben für Ferngas und Stadtgas folgende Mindestreinheit vor:

	vorgeschrieben	gefunden wurde
Gehalt an Sauerstoff	0,3 Vol.-%	0,3 Vol.-%
Gehalt an Ammoniak	0,3 g NH <sub>3</sub> /100 m <sup>3</sup>	kein NH <sub>3</sub> nachweisbar
Gehalt an org. Schwefel	0,25 g/m <sup>3</sup>	0,13 g Ges.S/m <sup>3</sup> 0,02 g S als H <sub>2</sub> S/m <sup>3</sup>
Gehalt an Cyanwasserstoff	15 g/HCN/100 m <sup>3</sup>	7 g HCN/100 m <sup>3</sup>
Gehalt an Stickoxyd	0,2 cm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	nicht nachweisbar

Dieser Analysenbefund überrascht, da eine Verschlechterung der Gasreinheit offenkundig ist. Es scheint hiernach, als ob die Verunreinigungen wenigstens zum Teil stoffweise aufträten, möglicherweise bedingt durch die Auswirkung des Luftkrieges auf die Kokereien.

Im Jahresmittel hatte unser Ferngas 1942 folgende Zusammensetzung:

CO <sub>2</sub> : 2,0	CO : 6,2	Rest an 100% = N <sub>2</sub>
CnHm: 1,7	H <sub>2</sub> : 56,6	N <sub>2</sub> 9,8
O <sub>2</sub> : 0,3	CH <sub>4</sub> : 23,4	

Das in der Apparatur verarbeitete Ferngas wurde dem im A-Block bei der Gasfabrik eintretenden Strang entnommen. Es stand normalerweise unter einem unregelmäßigen Druck von ca. 1,3 atü, der im Keller des Gebäudes A 7 auf 1,0 atü geregelt wurde. Die Menge wurde angezeigt und registriert durch einen Aerzener-Drehkolbenmesser. Das Gas wurde unterirdisch unserer Anlage in einer von früheren Projekten vorhandenen Leitung zugeführt und ebenso wieder zurück. Der Druckverlust in unserer Apparatur lag bei 750-1000 mm H<sub>2</sub>O.

Das aus dem Lamellenkühler austretende Gas ist bei 1 atü und ca. 3500 mit Wasserdampf gesättigt. Zur Sicherung der mit rund p=200 mm H<sub>2</sub>O arbeitenden Werksgasleitung wurde in die Rückleitung ein Wassertopf eingebaut, aus dem je nach der Witterung alle 6 Stunden etwa 5 Liter nachträglich kondensierte Feuchtigkeit ausgepumpt wurden.

Es war beabsichtigt, unsere Apparatur womöglich bei höherem Druck als 1 atü zu fahren, ist sie doch mit 5 atü abgedrückt. Das wäre ohne weiteres möglich, da im Rohrnetz der Ruhrgasgesellschaft auch höhere Drucke als die genannten aufgenommen werden, z.B. wenn das Rohrnetz als Speicher ausgenutzt wird, jedoch ist es aus naheliegenden Gründen im Kriege ausgeschlossen, eine Zusage auf dauernde Aufrechterhaltung eines solchen Druckes zu erhalten. Nach Fliegerangriffen auf das Ruhrgebiet fiel unser Ausgangsdruck mehrfach bis auf einige Zehntel Atmosphären. Um von diesen Störungen unabhängig zu werden, bestellten wir einen Kompressor für 2000 Nm<sup>3</sup>/h und einen Enddruck von 6 atü bei der Maschinenfabrik Sürth. Nach seiner Aufstellung wird die Leistung unserer Apparatur rund das Doppelte betragen.

Durchgesetzt wurden in unserer Apparatur ca. 1000 Nm<sup>3</sup>/h Rohgas, d.h. 1/6-1/7 des Werksbedarfs. Durch die Herausnahme der schweren Kohlenwasserstoffe sinkt sein Heizwert um ca. 6-7%. Das liegt durchaus im Rahmen der üblichen Heizwertschwankung, kann allerdings durch Überlagerung beider Effekte an die Grenze der vertraglich zugesagten Heizleistung führen.

-8-

00024

Stadtgas folgende

gefunden wurde

0,3 Vol.-%

kein  $\text{NH}_3$  nachweisbar0,13 g Ges.S/ $\text{m}^3$ 0,02 g S als  $\text{H}_2\text{S}/\text{m}^3$ 7 g  $\text{HCN}/100 \text{ m}^3$ 

nicht nachweisbar

Änderung der Gasrein-  
 die Verunreinigungen  
 eise bedingt durch

Zusammensetzung:

best an 100% =  $\text{N}_2$ 

9,8

im A-Block bei  
 d normalerweise  
 im Keller des  
 wurde angezeigt  
 r. Das Gas wurde  
 Objekten vorhande-  
 Druckverlust in

atü und ca. 3500  
 p=200 mm  $\text{H}_2\text{O}$   
 ein Wassertopf  
 den etwa 5 Liter  
 den.

höherem Druck als  
 as wäre ohne wei-  
 auch höhere  
 m das Rohrnetz  
 liegenden Gründen  
 frlechterhaltung  
 fen auf das Ruhr-  
 ge Zehntel At-  
 n, bestellten  
 k von 6 atü bei  
 d die Leistung

h Rohgas, d.h.  
 hweren Kohlen-  
 t durchaus im  
 durch Ueber-  
 zugesagten Heiz-

-A-

-8-

00025

Unangenehm ist die gleichzeitige Abnahme der Leuchtkraft. Das bei-  
 liegende Diagramm zeigt einerseits die Heizwertänderung, anderer-  
 seits Werte, die beim Fotometrieren von 2 Schnittbrennern erhalten  
 wurden, deren einer mit aethylenhaltigem normalem Ferngas, der andere  
 mit unserem aethylenarmen "Reingas", d.h. dem Abgas der Aktivkohle-  
 anlage betrieben wurde. Es lässt sich streiten, ob die Art der Mes-  
 sung dem Vorgang völlig gerecht wird, den erheblichen Rückgang der  
 Leuchtkraft, der auch visuell eindrucksvoll zur Geltung kommt, kann  
 man nach Einsicht des Diagramms nicht bestreiten. Für den Grossteil  
 der Anwendungen, wie etwa in unserem Werk, spielt sie keine Rolle,  
 kann aber sehr lästig werden, wo es auf die Strahlung ankommt, wie  
 etwa in Siemens-Martin-Oefen. Nun hat man dieselben ja sogar schon  
 mit sehr heiz- und leucht-schwachem Generatorgas betrieben, das zu  
 diesem Zweck allerdings karburiert wurde, z.B. mit Braunkohlenstaub.  
 Ein unüberwindliches Hindernis wird die Leuchtwertminderung daher  
 nicht sein, wohl aber die Aethylengewinnung aus Ferngas verzögern  
 bzw. auf geeignete Orte einschränken. Dieser Einwand gilt übrigens  
 natürlich nicht nur für das Aktiv-Kohle-Verfahren, sondern für alle,  
 auf Kokerei- (Fern)gas basierenden Aethylengewinnungsmethoden.

#### Aufarbeitung des Aethylens

Das Rohaethylen fällt nach dem Inertschnitt als rund 50-55%  $\text{C}_2\text{H}_4$ ,  
 5 Vol.-%  $\text{C}_2\text{H}_6$  und 30-35 Vol.-% gesättigte Kohlenwasserstoffe (C-Zahl  
 1,6-1,8) enthaltendes Gas an. Zu seiner Speicherung dient ein  
 100  $\text{m}^3$  Gasometer. Es muss nun entweder als solches verbraucht  
 oder auf Reinaethylen verarbeitet werden.

Als erster Kunde stellte sich der Autobetrieb ein, der laufend die  
 Flaschen seiner Lastwagen von uns nachfüllen lässt. Um unseren Spei-  
 cherraum zu vergrößern, und die Abfüllung zu beschleunigen, werden  
 sieben 6 uns von Leuna freundlichst überlassene Druckflaschen von je  
 650 Normalliter Inhalt als Druckstation im Keller aufgestellt, die  
 bei 75 atü (kritischer Druck des Aethylens = 51 atü, kritische Tempe-  
 ratur = + 9,7°C), nahezu 300  $\text{Nm}^3$  fassen.

Erwünschter wären chemische Betriebe, die das Aethylen schon in die-  
 sem Reinheitsgrad einsetzen könnten. In Frage kommen könnten Aethy-  
 lierungen, wie z.B. die des Chlorbenzols. In Gegenwart von  $\text{AlCl}_3$   
 erhält man m-Chlor-Aethyl-benzol, das in der Seitenkette weiter  
 chloriert, ein wertvolles Läusemittel ergibt. Versuche des Herrn Dr.  
 Cramer haben ergeben, dass in diesem Falle unser Rohaethylen ebenso-  
 gute Dienste tut, wie reines. Im Rahmen der X-F-Produkte (Dr. Wegler  
 und Mitarbeiter) war von Aethylenbedarf ebenfalls mehrfach die Rede,  
 doch scheinen diese Dinge noch nicht ganz spruchreif zu sein.

Natürlich könnte man auch an die bekannten grossen Anwendungsgebiete  
 denken wie etwa Aethylenoxyd oder Chloraethyl, doch liegt auf der  
 Hand, dass wir bei einer Erzeugung von 300-600 kg  $\text{C}_2\text{H}_4/24 \text{ h}$  hoff-  
 nunglos unwirtschaftlicher sein müssen als Betriebe wie Holten und  
 Zweckel.

Um zu erproben, ob aus unserem Rohaethylen auch 98%iges Reinaethylen  
 der üblichen Reinheit hergestellt werden kann, haben wir eine Linde-  
 Anlage aufgestellt. Sie ist die kleinste von Linde bisher ausser dem  
 Hause gelieferte Aethylen-Anlage und dementsprechend schwierig zu  
 fahren. Bisher ist eine Gastrennung mit ihrer Hilfe noch nicht ge-  
 glückt. Die Hauptschuld hieran scheint in dem Gehalt unseres Roh-  
 aethylens an  $\text{C}_4$ - $\text{C}_6$  Kohlenwasserstoffen zu liegen. Unser Restbenzol  
 in Höhe von 1,5 - 2 g "Benzol"/ $\text{m}^3$  Ferngas war, wie oben beschrieben,  
 in dem Benzolabscheider nicht zu fassen, da sein Partialdruck unterhalb  
 des Sättigungsdruckes des Benzols lag. Es geht daher mit ins Roh-

-9-

Leistungskraft. Das bei-  
 erung, anderer-  
 rennern erhalten  
 Ferngas, der andere  
 s der Aktivkohle-  
 die Art der Mes-  
 den Rückgang der  
 ltung kommt, kann  
 ir den Grossteil  
 sie keine Rolle,  
 ung ankommt, wie  
 ja sogar schon  
 rtrieben, das zu  
 Braunkohlenstaub.  
 minderung daher  
 ngas verzögern  
 d gilt übrigens  
 sondern für alle,  
 gsmethoden.

50-55%  $C_2H_4$ ,  
 stoffe (C-Zahl  
 dient ein  
 verbraucht

er laufend die  
 m unseren Spei-  
 eunigen, werden  
 kflaschen von je  
 ggestellt, die  
 kritische Tempe-

schon in die-  
 köngten Aethy-  
 art von  $AlCl_3$   
 tte weiter  
 e des Herrn Dr.  
 ethylen ebenso-  
 ukte (Dr. Wegler  
 rfach die Rede,  
 zu sein.

wendungsgebiete  
 liegt auf der  
 /24 h hoff-  
 wie Holten und

es Reinaethylen  
 wir eine Linde-  
 sher ausser dem  
 schwierig zu  
 och nicht ge-  
 unseres Roh-  
 r Restbenzol  
 n beschrieben,  
 aldruck unterhalb  
 it ins Roh-

aethylen, ebenso (Cyclo)-pentan, Butan u.s.w. Ihre Menge beträgt  
 etwa 30 g/100 m<sup>3</sup> Rohaethylen, kondensierbar bei - 80°C und Atmosphä-  
 rendruck. Um ihre Einschleppung in die Linde-Apparatur möglichst  
 hinten zu halten, legten wir hinter die Hochdruckstufe des zugehöri-  
 gen Kompressors einen 70 Liter-Hochdruckbehälter, in dem sich dann  
 erwartungsgemäss auch einiges "Benzol" abschied. Da dies immer noch  
 nicht genügte, bauten wir vor die eigentliche Linde-Apparatur noch  
 eine eisgekühlte Druckschlange samt Vorlage ein. Bis jetzt ertranken  
 uns jedoch noch immer die Trennsäulen in den zu hoch siedenden Kohlen-  
 wasserstoffen. Infolge des zu hoch liegenden Siedebereichs derselben  
 wurden die benötigten Temperaturen nicht erreicht bzw. waren nicht  
 zu halten und wurde daher keine Trennung erzielt.

Als Abhilfe ist u.a. ein weiterer Gasschnitt in der A-Kohle-Appara-  
 tur erwogen worden oder die Zwischenschaltung einer zweiten kleineren  
 Aktiv-Kohle-Anlage zwischen Rohaethylen-Gasometer und Linde-Kompres-  
 sor, bzw. wohl noch einfacher nach dem zur Zeit neuesten Vorschlag  
 Vorschaltung einer Benzorbon-Apparatur druckseitig vor die eigentliche  
 Aethylen-Anlage. Da ja die schwerer flüchtigen Kohlenwasserstoffe  
 am leichtesten und festesten adsorbiert und dementsprechend zuletzt  
 ausgetrieben werden, muss es möglich sein, den grössten Teil von  
 ihnen wegzuschneiden. Wir glauben, demnächst auch diese Schwierig-  
 keit zu meistern und werden dann über die Linde-Apparatur eigens  
 berichten. Zwei Ansichten derselben zeigen die Bilder VIII und IX.

#### Versuche bei tieferer Temperatur

Als wir uns zur Aethylengewinnung aus Kokereigas mit Hilfe von Aktiv-  
 kohle entschlossen, leitete uns der Gedanke, die bei erhöhtem Druck  
 höhere Zusatzbeladung auszunutzen. Da ja das Ferngas auf Drucke von  
 8-12 atü, gelegentlich auch mehr, bis zu 30 atü, ohnehin komprimiert  
 wird, ist der Druckverlust in einer A-Kohle-Apparatur von vielleicht  
 3/4 Meter Wassersäule daneben zu vernachlässigen, d.h. der Druck  
 kostet an geeigneten Orten fast nichts. Nun kann man statt des Druck-  
 koeffizienten der Adsorption auch ihren Temperatur-Koeffizienten aus-  
 nutzen, oder beide gleichzeitig.

Von Höchst stammt der Vorschlag, die Kälte in einer Entspannungs-  
 Kälte-Maschine zu erzeugen. Diese sind leider erst in recht grossen  
 Einheiten verfügbar. Um nun auch im Arbeiten bei tiefer Temperatur  
 einige weitere Erfahrungen zu sammeln, wurde mit Höchst verabredet,  
 unser Frischgas mittels einer Ammoniak-Kälte-Maschine herunterzuküh-  
 len und so dem Adsorber zuzuführen. Die Kälte-Anlage lieferte die  
 Firma Witt-Aachen. Trotz des Krieges hielt sie als einzige ihre  
 Termine, die Anlage lief von der ersten Stunde an einwandfrei. Das  
 ankommende Gas wird in einem zweitägigen, wahlweise schaltbaren  
 Austauscher heruntergekühlt, wobei Naphthalin, Restfeuchtigkeit u.  
 dergl. in einem Schlammfänger ausfallen. Nach angemessener Zeit  
 wird aufgetaut und auf das zweite System umgeschaltet.

In den bisher durchgeführten Versuchen fuhren wir die Eintritts-  
 temperatur bis auf 0°C herunter. Wir wagten mit Rücksicht auf die  
 mit Wasser gefüllten Kühlschlangen nicht, tiefer zu gehen. Die Be-  
 ladezeit betrug unter diesen Arbeitsbedingungen rund das Doppelte  
 des bei Raumtemperatur üblichen. Leider war der Durchbruch durchaus  
 nicht als scharf zu bezeichnen, sondern als schleichend. Die Ver-  
 suche sind daher nicht sehr aufschlussreich. Sie wurden durchgeführt  
 zu einem Zeitpunkt, als die Kohle in den Adsorbern bereits fühlbar  
 geschädigt war und die Ventile nicht mehr zuverlässig arbeiteten (s.u.)

re Menge beträgt  
80°C und Atmosphä-  
ratur möglichst  
stufe des zugehöri-  
in dem sich dann  
Da dies immer noch  
le-Apparatur noch  
Bis jetzt ertranken  
och siedenden Kohlen-  
bereichs derselben  
bzw. waren nicht

r A-Kohle-Appara-  
r zweiten kleineren  
und Linde-Kompres-  
ersten Vorschlag  
vor die eigentliche  
hlenwasserstoffe  
prechend zuletzt  
sten Teil von  
iese-Schwierig-  
ratur eigens  
der VIII und IX.

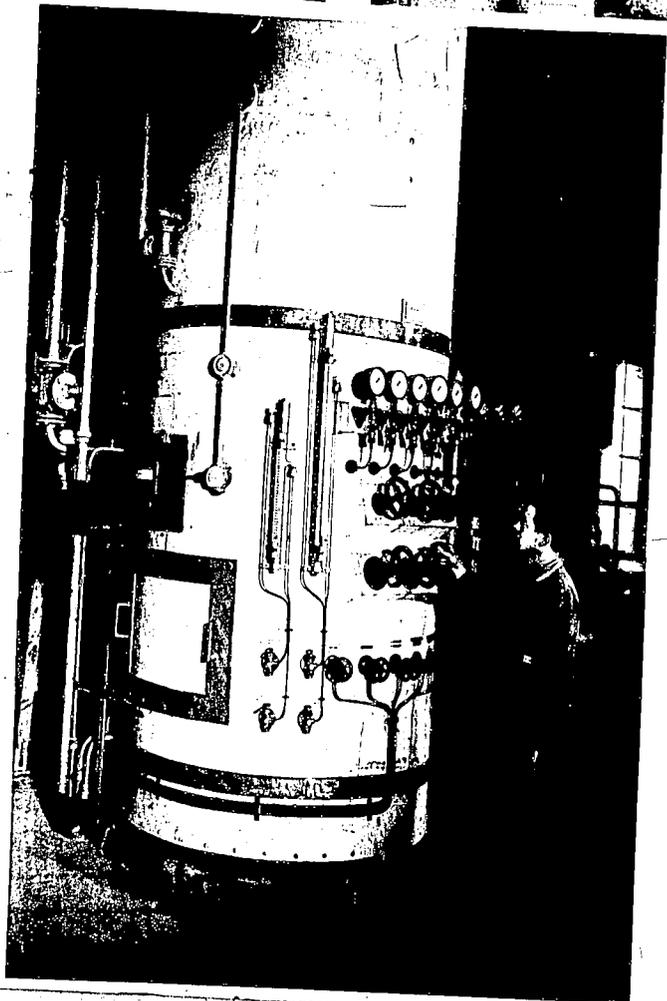
t Hilfe von Aktiv-  
erhöhtem Druck  
auf Drucke von  
mehr komprimiert  
r von vielleicht  
h. der Druck  
n statt des Druck-  
oeffizienten aus-

Entspannungs-  
n recht grossen  
er Temperatur  
st verabredet,  
herunterzuküh-  
e lieferte die  
inzige ihre  
wandfrei. Das  
schaltbaren  
ichtigkeit u.  
sener Zeit

Eintritts-  
icht auf die  
ehen. Die Be-  
das Doppelte  
bruch durchaus  
nd. Die Ver-  
en durchgeführt  
eits fühlbar  
arbeiteten (s.u.)



Bild 10. 2  
Linde-Apparatur



Die pro Arbeitsspiel entbundene Gasmenge stieg aber nur im Verhältnis von 20 m<sup>3</sup> unter Normalbedingungen zu 25 m<sup>3</sup> im Kälteversuch, trotz der doppelten Beladezeit. Auf Grund dieses vorläufigen Ergebnisses kann man es kaum wagen, dem Kälteverfahren eine besonders günstige Prognose zu machen. Da aber die Verfassung unserer Anlage während dieser Versuche nicht zum besten war, wollen wir nach Ueberholung der Anlage nochmals diese Versuche unter möglichst sauberen Arbeitsbedingungen wiederholen und werden über sie und die Linde-Anlage dann gemeinsam berichten.

Dies war der Stand der Dinge etwa im April d.Js. Nach Ueberwindung der geschilderten Anlaufschwierigkeiten lief die Anlage durchaus leicht und sicher, als eine zunächst unverständliche neue Störung auftrat, indem am Schluss des Kühlens die Temperatur des betreffenden Adsorbers stieg, anstatt weiter zu fallen, so dass wir schliesslich mit mehr als 40°C ins Beladen gingen und die Leistung der Kohle schnell abfiel. Nach vielen bei der Aufklärung dieser Angelegenheit gemeinsam mit Herren der LURGI gegangenen Irrwegen wurde festgestellt, dass Undichtigkeit gewisser Ventile die Ursache hierfür war. Die Undichtigkeit der Ventile wurde nicht durch chemische Corrosion bedingt, sondern mechanisch durch Narben, die wohl von Fremdkörpern aus der Anlaufzeit stammen. Die Ventile werden z.Zt. nachgeschliffen; da die Apparatur sich mittlerweile weitgehendst selbst gereinigt hat, ist mit längerer Laufzeit in der nächsten Fahrperiode zu rechnen. Neue Kohle wurde eingefüllt. Da wir aber unlängst durch Bombentreffer ausser Gefecht gesetzt wurden, entschlossen wir uns, die Kälteversuche und die Inbetriebnahme der Linde-Apparatur erst nach beendeter Ueberholung des Betriebes durchzuführen und die bisher vorliegenden Erfahrungen in diesem Bericht niederzulegen.

Zusammenfassend kann man wohl sagen, dass die technischen Voraussetzungen für das Aktiv-Kohle-Aethylen-Verfahren geschaffen sind. Zunehmende Erfahrungen mit der Apparatur und noch weitere Entwicklung der Kohle, man denke z.B. an die Härte, lässt die Hoffnung berechtigt erscheinen, dass in Zukunft noch mit Verbesserungen zu rechnen ist. Wie steht es nun mit der Wirtschaftlichkeit?

#### Wirtschaftliche Ueberlegungen

Das billigste deutsche Aethylen kommt aus dem Kokereigas. Zerlegt man dieses in Linde-Anlagen in seine Bestandteile, so fällt auch eine Fraktion der schweren Kohlenwasserstoffe an mit einem Gehalt von mindestens 20% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>. Steht diese Fraktion in erster Annäherung zum Heizwert zur Verfügung, so kommen hierauf nur die Spesen einer Feinfraktionierung, ebenfalls nach Linde, gegebenenfalls auch einige Transportkosten. Die Rechnung hat zur Voraussetzung, dass jede einzelne Fraktion des Ausgangsgases für sich bewertet wird und damit die Spesen der ersten Trennung getragen werden. Man kommt so zu Gestehungskosten in der Gegend von RM 20.--/kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> (100%). In dieser Preislage liegen Zweckel und Holten. Der einzige Nachteil dieses weitaus billigsten Verfahrens liegt in der Abhängigkeit von fremden Anlagen, in welchen die Hauptfraktionen (H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>) untergebracht werden.

Ist man genötigt, ein eigenes unabhängiges Verfahren der Aethylen-gewinnung auszuüben, so kommt man zu fühlbar höheren Preisen. In Leuna wird Aethan aus den Abgasen der Braunkohlenhydrierung mit Sauerstoff bei vermindertem Druck partiell verbrannt. Der Gestehungspreis einschliesslich Linde-Spesen liegt hier über RM 40.--/kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>.

aber nur im Verhältnis  
 teversuch, trotz der  
 en Ergebnisses kann  
 lers günstige Prognose  
 während dieser Ver-  
 holung der Anlage  
 Arbeitsbedingungen  
 age dann gemeinsam

Nach Ueberwindung  
 Anlage durchaus  
 che neue Störung auf-  
 des betreffenden Ad-  
 wir schliesslich mit  
 der Kohle schnell ab-  
 genheit gemeinsam  
 tgestellt, dass Un-  
 ar. Die Undichtig-  
 sion bedingt, son-  
 rpern aus der An-  
 oschliffen; da die  
 reinigt hat, ist  
 zu rechnen. Neue  
 Bombentreffer  
 die Kälteversuche  
 beendigt Ueber-  
 vorliegenden Erfah-

ischen Vorausset-  
 affen sind. Zuneh-  
 e Entwicklung der  
 ung berechtigt er-  
 n rechnen ist.

igas. Zerlegt man  
 llt auch eine Frak-  
 alt von mindestens  
 zum Heizwert zur  
 infraktionierung,  
 nsportkosten.  
 ne Fraktion des  
 esen der ersten  
 kosten in der Ge-  
 e liegen Zweckel  
 gsten Verfahrens  
 chen die Haupt-

der Aethylen-  
 Preisen. In Leuna  
 mit Sauerstoff  
 ungspreis ein-  
 kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>.

In einer Anzahl weiterer Anlagen wird Acetylen katalytisch zu Aethylen hydriert, wobei beispielsweise Gesteigungspreise von RM 80.-- %kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> in Rechnung zu setzen sind. Schliesslich laufen immer noch und werden sogar neu errichtet Anlagen zur Wasserabspaltung aus Sprit, wobei der Aethylenpreis über RM 1.-- steigt. Nach rein wirtschaftlichen Gesichtspunkten sollte man den beiden letztgenannten Verfahren das Lebensrecht absprechen und muss andere Gründe für ihre Errichtung bzw. Weiterführung anerkennen.

Wenn ja auch zeitweise immer wieder Mangel an Aethylen überhaupt oder an bestimmten Orten auftritt, so geht im gesamten Großdeutschen Wirtschaftsraum auch heute noch eine gewaltige Menge dieses wertvollen Rohstoffes ungenutzt verloren. Nach den letzten bekannten Zahlen werden im gesamten Großdeutschen Wirtschaftsraum etwa 24 Milliarden m<sup>3</sup> Steinkohlenkoks gas und 3 Milliarden m<sup>3</sup> Braunkohlengas pro Jahr erzeugt. Berücksichtigt man den schnell fortschreitenden Ausbau unserer Industrie und die Ausdehnung der deutschen Einflusssphäre, so kann man einer sehr hohen Näherungsrechnung eine Erzeugung von 30 Milliarden m<sup>3</sup> Rohgas = mindestens 500 000 Nm<sup>3</sup> Aethylen bzw. 600 000 tate C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> in demselben zu Grunde legen. Auch wenn man mit Rücksicht auf den Standort nur die Hälfte oder sogar nur ein Drittel davon als reizvoll für die Weiterverarbeitung betrachtet, kommt man zu Zahlen, die weit über der heutigen Gesamtgewinnung von Aethylen liegen.

Zum Vergleich sei angeführt, dass 200 bzw. 300 000 tate Aethylen 330 bzw. 500 000 tate Aethylalkohol entsprechen, zu deren Gewinnung auf dem Wege der Gärung ca. 3,2 bzw. 4,8 Mill. t Kartoffeln in die Brennereien wandern müssten; der jährliche Verbrauch der deutschen Brennereien lag 1936-38 noch unter 2,5 Millionen t Kartoffeln<sup>7</sup>.

Zur Hebung des bisher noch ungenutzten Aethylenschatzes sind im Wettbewerb mit dem Aktiv-Kohle-Verfahren in neuerer Zeit noch zwei neue Verfahren auf den Plan getreten: man kann Kokereigas selbstre- tend auch zu dem alleinigen Zweck der Aethylengewinnung der Tief- temperaturzerlegung zuführen. Man wählt dann allerdings am besten die Fränkl'sche Ausführungsform des Linde-Verfahrens.

Wie auf zahlreichen anderen Gebieten stehen auch hier Aktivkohle und Waschöl in scharfem Wettbewerb. Wie aus den nachstehenden Wirtschaftlichkeitsberechnungen zu ersehen ist, fällt das Linde/Fränkl-Verfahren im Vergleich zu den beiden anderen hinsichtlich Spesen sowohl als auch Eisenbedarf ab. Soviel wir wissen, neigt sich oberhalb 20 atü die Waagschale eben gerade zugunsten des Waschölverfahrens, das namentlich im Eisenbedarf etwas günstiger liegen dürfte; unterhalb 20 atü scheint das Aktivkohleverfahren den Vorzug zu verdienen. Beide Verfahren versprechen sich ein ungleich schärferes Rennen zu liefern als z.B. Aethan-Dehydrierung und Acetylen-Hydrierung. Solange man sogar noch aus Sprit Wasser abspaltet, um für RM 120.-- %kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> Aethylen zu erzeugen, sollte es für die Lebensfähigkeit eines Verfahrens nicht von ausschlaggebender Bedeutung sein; ob die Vorkalkulation RM 6,17 oder RM 5,72 Betriebskosten %kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> ergibt.

Leider haben wir die auf Linde/Fränkl- und auf das Waschöl-Verfahren bezüglichen Unterlagen nur aus zweiter Hand. Durch die LURGI erfuhren wir von einer ein halbes Jahr zurückliegenden Aussprache und anschließendem Schriftwechsel zwischen Herrn Dir. Dr. Ambros, Lu., und Herrn Dir. Dr. Rüping, LURGI, die zur Aufstellung einer Vergleichskalkulation führten, die wir nachstehend bringen. Es handelt sich dabei um die Projekte Rheden mit 840 000 m<sup>3</sup>/Tag Saargas, Nordstern mit 1,5 Millionen m<sup>3</sup>/pro Tag sowie Wattenstedt mit 3 Millionen m<sup>3</sup>/Tag.

katalytisch zu  
 Gaspreise von RM 80.--  
 h laufen immer noch  
 Erbspaltung aus  
 Nach rein wirt-  
 en letztgenannten  
 here Gründe für

Aethylen überhaupt  
 samten Großdeutschen  
 unge dieses wertvol-  
 ten bekannten Zahlen  
 etwa 24 Milliarden  
 hlen gas pro Jahr er-  
 enden Ausbau unserer  
 Sphäre, so kann man  
 von 30 Milliarden  
 600 000 tate  $C_2H_4$   
 doksicht auf den  
 l davon als reizvoll  
 u Zahlen, die weit  
 gen.

0 tate Aethylen  
 u deren Gewinnung  
 r Kartoffeln in die  
 ch der deutschen  
 Kartoffeln?

atzen sind im  
 r Zeit noch zwei  
 reigas selbstre-  
 nung der Tief-  
 lings am besten  
 as-

er Aktivkohle  
 hstehenden Wirt-  
 as Linde/Fränkli-  
 htlich Spesen  
 neigt sich ober-  
 s Waschölverfah-  
 liegen dürfte;  
 n Vorzug zu ver-  
 h schärferes  
 Acetylen-Hydrie-  
 tet, um für  
 für die Lebens-  
 er Bedeutung sein  
 kosten  $\text{t/kg } C_2H_4$

schöl-Verfahren  
 die LURGI erfuh-  
 ssprache und  
 .Ambros, Lu.,  
 einer Vergleichs-  
 s handelt sich  
 gas, Nordstern  
 Millionen  $m^3$ /Tag

und Sodingen in der gleichen Größe, die letztgenannten alle auf  
 Ruhrkoksgas fußend. Die Aethylengehalte sind mit Ausnahme von Saar-  
 gas etwa gleich mit ca.  $21 \text{ g/m}^3$ . Saargas hat wesentlich mehr Aethy-  
 len, nämlich  $31,5 \text{ g/m}^3$ . Dagegen ist der Gehalt des Saargases an  
 Aethan niedriger als der des Ruhr gases. Als Ausbeute ist für das  
 A-Kohle-Verfahren 90% eingesetzt, Benzolwäsche und Tiefkühlverfahren  
 können nur mit 80% Ausbeute sicher rechnen.

Ein wesentlicher Unterschied zwischen den drei Verfahren ist der,  
 dass A-Kohle- und Waschölverfahren in einer Stufe das Aethylen von 2  
 auf 60% im Gas anreichern können, während beim Tiefkühlverfahren  
 nur mit einer Anreicherung auf etwa 20% gerechnet werden kann.  
 Dies bedeutet, dass eine nachgeschaltete Hochkonzentrierung bei An-  
 wendung von A-Kohle oder Waschöl bedeutend billiger einsteht als bei  
 als bei Anwendung des Tiefkühlverfahrens. Auch die laufenden Be-  
 triebskosten einer solchen Hochkonzentrierung würden voraussichtlich  
 in den beiden ersten Fällen niedriger liegen.

Auf Seite 2 der Tabellen sind die Anlagekosten, sowie die zugehörigen  
 spez. Zahlen, Kosten und Eisenbedarf pro t  $C_2$ -Kohlenwasserstoff auf-  
 geführt. Hier muss jedoch nochmals besonders darauf hingewiesen wer-  
 den, dass beim Vergleich der einzelnen Anlagen berücksichtigt werden  
 muss, dass sie sowohl in Kapazität als auch im Vordruck des zur Ver-  
 fügung stehenden Gases sich unterscheiden. Seite 3 der Tabellen  
 umfasst die voraussichtlichen Betriebskosten. Die Pos. Löhne und  
 Energien basieren bei A-Kohle und Waschölverfahren auf den Rechnungen  
 der LURGI, die des Tiefkühlverfahrens sind nach Versuchsergebnissen  
 von Herrn Dr. Feller-Holten eingesetzt. Reparaturen, Abschreibung  
 und Zinsen wurden in allen drei Fällen gleichmäßig mit 18% des Kapi-  
 tals angenommen. Unter der Pos. Sonstiges ist bei dem Tiefkühlver-  
 fahren der Bedarf an Stickstoff mit aufgenommen. Bei den resultieren-  
 den Energiekosten ist wiederum zu berücksichtigen, dass die einzelnen  
 Fälle sowohl in der Kapazität als auch in der Druckstufe des Ausgangs-  
 gases verschieden liegen. (Siehe Anlagen, die im wesentlichen auf  
 eine Zusammenstellung von Herrn Dr. Roser-Lu. zurückgehen)

#### Entwicklungsmöglichkeiten

Leverkusen bezieht sein Ferngas aus zwei getrennten Strängen, von  
 denen der eine bei der Gasfabrik, der andere südlich davon am Thing-  
 Platz in das Werk eintritt. Ein älterer Plan sieht vor, beide Stränge  
 durch eine Ueberbrückungsleitung zu verbinden, so dass im Störungs-  
 falle aus dem einen Zweig in den anderen gefahren werden könnte.  
 Für ein Aktiv-Kohle-Aethylen-Projekt mit dem Standort Leverkusen  
 wäre eine solche Leitungsführung Voraussetzung. Auch dann wären  
 im besten Falle nur  $180\,000 \text{ Nm}^3/24 \text{ h}$  verfügbar = 3,5 tate gewinnbares  
 Aethylen, allerdings zuzüglich ca. 1,7 tate Aethan. Es wäre denkbar,  
 durch unsere Anlage auch noch fremdes Ferngas durchzusetzen und das  
 Aethylen ganz oder teilweise herauszunehmen. Herr Dir. Wunsch von  
 der Ruhrgas A.G. verwies uns darauf, dass etwa die gleiche Gasmenge  
 stromab von unserem Werk gegen Kasselberg zu über den Rhein nach  
 Köln geführt wird. Da in Köln keine Stahlindustrie zu berücksichti-  
 gen ist, würde der Rückgang an Leuchtkraft nicht entscheidend ins  
 Gewicht fallen. Es müsste dann gegebenenfalls auch der Kölner Bedarf  
 dementsprechenden Hauptstrang der Ruhrgas-A.G., zugeleitet, durch  
 unsere Anlage durchgeschleust und dann der bisherigen Leitung in  
 der Nähe von Kasselberg zugeführt werden, was nur mit wohlwollender  
 Unterstützung von Ruhrgas möglich wäre. Dies alles vorausgesetzt,  
 wären Anlagen von 3,5 und 7 tate  $C_2H_4$  immer noch Zwerg im Vergleich  
 zu den in der Anlage kalkulierten Riesen und würden zwangsläufig  
 immer preislich ungünstiger liegen als die Großbetriebe. Projekte

mannten alle auf  
t Ausnahme von Saar-  
entlich mehr Aethy-  
les Saargases an  
eute ist für das  
nd Tiefkühlverfahren

erfahren ist der,  
das Aethylen von 2  
iefkühlverfahren  
t werden kann.  
t werden kann.  
entrierung bei An-  
ger einsetzen wird  
ie laufenden Be-  
rden voraussichtlich

sowie die zugehörigen  
lenwasserstoff auf-  
auf hingewiesen wer-  
rücksichtigt werden  
ordruck des zur Ver-  
3 der Tabellen  
Pos. Löhne und  
n auf den Rechnungen  
ersuchsergebnissen  
en, Abschreibung  
x mit 18% des Kapi-  
dem Tiefkühlver-  
bei den resultieren-  
dass die einzelnen  
kstufe des Ausgangs-  
essentlichen auf  
ckgehen)

n Strängen, von  
h davon am Thing-  
vör, beide Stränge  
ass im Störungs-  
werden könnte.  
rt Leverkusen  
h dann wären  
5 tate gewinnbares  
Es wäre denkbar,  
zusetzen und das  
ir. Wunsch von  
gleiche Gasmenge.  
en Rhein nach  
zu berücksichti-  
scheidend ins  
der Kölner Bedarf  
leitet, durch  
n Leitung in  
t wohlwollender  
vorausgesetzt,  
rge im Vergleich  
zwangsläufig  
ebe. Projekte

in dieser Größenordnung wären wohl nur dann lebensfähig, wenn eine entsprechend wertvolle Verwendung für das Aethylen in Frage käme. Ansätze dazu sind da; vorläufig ist jedoch noch nicht einmal für die z.Zt. anfallenden höchstens 300 kg/Tag Verwendung.

Nun könnten ja auch wir versuchen, mit dem Verfahren zu den Zechen zu wandern. Vertraglich steht ausserhalb der I.G. der LURGI der Vertrieb von A-Kohle-Anlagen zu, so dass wir zunächst auf die unserem Konzern nahestehenden Zechen beschränkt bleiben. Bei "Rhein Stahl" fallen täglich über 1 Million Kubikmeter Kokereigas an, bei "Augusta-Viktoria" nicht ganz soviel. Leitende Herren beider Zechen haben unseren Versuchsbetrieb besichtigt, ohne dass unsere Absichten bisher fördernde Gegenliebe gefunden hätten. Bei Rhein Stahl begegneten wir der Auffassung, eine solche Aethylen-Gewinnungs-Anlage gehöre an eine Zentralstelle, wo Kokereigas verschiedener Herkunft ohnehin schon zusammengefasst werde, also z.B. Ruhr gas. Dies ist begreiflicherweise auch die Meinung dieser Gesellschaft. Wenn sie selbst Aethylen gewinnt, so hat sie keine Bedenken hinsichtlich des Strahlungsverlustes der Flamme. Herr Dir. Wunsch denkt sich als Standort einen der grossen Leitungsknotenpunkte ihres Rohr systems, z.B. Duisburg. Es bleibt u.E. zu überlegen, ob man solche Pläne nicht gemeinsam fördern und das gewonnene Aethylen einem nahegelegenen I.G.-Werk zuleiten sollte; ist es nicht Leverkusen, so könnte es ja die Duisburger Kupferhütte oder Urdingen sein. Schliesslich ist ja auch der drucklose Transport flüssiger Gase heute kein Problem mehr. Es müsste möglich sein, auf Leverkusens Initiative eine Aethylenfabrik in erträglicher Entfernung, etwa bei Rhein Stahl, zu errichten und dieses Aethylen dann hier zu verarbeiten.

Die grosstechnische Gewinnung des Aethylens erfolgt heute schon nach äusserst verschiedenen Verfahren. Alkohol-Dehydratisierung und Acetylen-Hydrierung dürften nach dem Urteil des Technikers den Krieg nicht überleben. Trotzdem braucht es nicht zur Alleinherrschaft eines Verfahrens zu kommen. Will man die grossen im Kokereigas enthaltenen Reserven nutzbar machen, so glauben wir, dass Waschöl und Aktiv-Kohle sich in die Aufgabe teilen sollten. Leverkusen hat bis jetzt erst Anfänge in der Aethylen-Chemie aufzuweisen, auf längere Sicht glauben wir jedoch zuversichtlich sagen zu dürfen, dass die Betriebsgemeinschenschaft Niederrhein noch neue, wertvolle Anwendungsgebiete erschliessen wird. Vor den so vielseitig verwendbaren Olefinen wird der stürmische Ausbau der modernen aliphatischen Chemie sicher nicht Halt machen.

Schmidt

Teichmann

L.I.-Abtlg.  
Dr. Ba/R.

La, 18.1.1949

Verleichs-Kalkulationen Acetylenkonzentrierung aus Koksgas  
a) mit A-Kohle, b) Benzolwäsche, c) Lindeverfahren

Kapazität	Leistungsige A-Kohle-Anlagen			Benzolwäsche	Lindeverfahren	
	840 000 cbm/Tag 1 Atm	1,5 Mio cbm/Tag 8 Atm	3 Mio cbm/Tag 80 Atm	3 Mio cbm/Tag 20 Atm	5 Millionen cbm/Tag 10 Atm	90
Acetylen- und Aethanengehalt	51,5 g C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> /cbm	21 g C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> /cbm	20,9 g/cbm C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	20,9 g/cbm C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	21,4 g C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> /cbm	
	6 g C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> /cbm	8,5 g C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> /cbm	12,0 g C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> /cbm	12,0 g/cbm C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	10 g C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> /cbm	
Gewonnenes Acetylen	90 % Ausbeute			80 % Ausbeute	80 % Ausbeute	90
	28,4 g C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> /cbm	18,9 g/cbm	18,8 g/cbm	16,7 g/cbm	17,2 g/cbm	
	23,8 Tafe 8 400 Tafe	28,4 Tafe 10 000 Tafe	56,5 Tafe 19 000 Tafe	30 Tafe 17 500 Tafe	51,4 Tafe 18 000 Tafe	
Gewonnenes Aethan	90 % Ausbeute			90 % Ausbeute	80 % Ausbeute	hoch
	5,4 g / cbm	7,65 g / cbm	10,8 g/cbm	10,8 g/cbm	8 g / cbm	
	4,5 Tafe 1 600 Tafe	11,5 Tafe 4 000 Tafe	32,4 Tafe 11 400 Tafe	32,4 Tafe 11 400 Tafe	24 Tafe 8 400 Tafe	
Indirekt gewon- nene Kohlenwasser- stoffe	18 000 Tafe = 88,5 Tafe bei 398 Tagen	14 000 Tafe = 40 Tafe	32 000 Tafe = 90 Tafe	29 000 Tafe = 82 Tafe	26 000 Tafe = 74 Tafe	
	Konzentration des Gewonnenen Acetylene	ca 60 %			60 - 70 %	ca 20 %

L.K.-Abtlg.  
Dr. Ra/h.

La, 18.1.1945

Anlagekosten

Ab Verkaufspreis der Apparate	2 000 000.-	2 400 000.-	3 900 000.-	3 350 000.-		90
Betriebsfertig aufgestellt						50
ohne Geländeanschluss						
ohne Rohrbrücken	2 500 000.-	3 000 000.-	4 600 000.-	4 500 000.-	6 300 000.-	
Reichsmark pro Jato C <sub>2</sub> K.W.	250.-	214.-	144.-	155.-	242.-	Pfg.
(betriebsfertig)						
Eisenbedarf	1 700 t	1 600 t	3 650 t	3 100 t	3 100 t	
Eisenbedarf pro Jato						
C <sub>2</sub> K.W.	170 kg	114 kg	114 kg	107 kg	119 kg	Schickl ,60

,60

,90

L.K.-Abtlg.  
Ur.No/R.

Lu, 10.1.1943

Betriebskosten pro Tonne  $C_2$ Kohlenwasserstoffe

Energiekosten

Dampf pro Tonne  $C_2$ EW. 15 t à 1,50 22,50 10 t à 1,50 15.- 6 t à 1,50 9.- 5,6 t à 1,50 8,40 0,5 t à 3.- 0,90  
à 3.- 45.- à 3.- 30.- à 3.- 18.- à 3.- 16,80

Wasserbedarf

400 cbm davon 300 cbm davon 250 cbm davon 190 cbm davon 800 cbm davon  
10 % Frischwasser 30 cbm Frischwasser 25 cbm Frischwasser 25 % Frischwasser davon 10 %  
= 40 cbm à 6.- 2,40 ser 1,80 ser 1,50 2,90. In Sommer bei  
reinem Frischwasser 11,40

Strombedarf

500 kWh à 2,5 Pf. 15.- 150 kWh à 2,5 Pf. 3,80 75 kWh à 2,5 Pf. 1,90 450 kWh à 2,5 Pf. 11,30 1200 kWh à 2,5 Pf. 30.-  
davon 50% à 2,90

A-Kohle

davon 50% à 1,60 16 kg 36.- 8 kg 18.- 8 kg 18.-

Bedienung

2 Mann pro Schicht 48x150 2,50 48x150 1,80 48x150 0,80 4 Mann pro Schicht 96x150 1,80 5 Mann pro Schicht 120x150 2,60  
28,5 40 90 82 70

Überwachung

RW. 150.- pro Tag

Kapitalabhängige

Spesen 5,30 3,80 1,70 1,80 2,60  
Rep. 3% 45.- 38.50 25.80 28.- 45.-  
Abschreibg. 10% 18%  
Zinsen 5%

Sonstiges

5.- 3.- 3.- 3.- 7.-  
156,20 100,70 70,70 65,60  
133,70 85,70 61,70 57,20

Spitzenpreise im  
Sommer 74,10  
bzw. 65,70

,90

50

Pf.

Schicht

,60

,60

90

End of  
Report  
of  
I. G. Farkens

000035

20. 11. 43.

Attheylen aus Kokersulfas

Aufgabe. Kauf für eine komplette Anlage & Verarb. von Koko-  
sulfas 40 000 d/h auf die mit  
500 d/h Crley sindl. Komplex, Wasserwaage f. CO<sub>2</sub>  
Lichtmaß f. die Lichtmaß f. Crley

f. die R57

Komplex von 6 auf 18 abh.

000036



000038

# I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

Vorstand: Hermann Schulte, Vorsitz.  
 Fritz Gajewski, Heinrich Mielck, August v. Kelenon, Carl Krausk, Fritz von Meer, Christian Schmeider, Georg v. Scholtze  
 Otto Anthes, Max Brüggemann, Ernst Börsig, Heinrich Dierbach, Bernhard Gahl, Paul Haefliger, Max Jäger, Constantin Jacobi, Friedrich  
 Heinrich Guter, Wilhelm Ode, Otto Scharf, Hermann Wähle, Hans Wether, Eduard Weber-Andres, Carl Wörster

POSTANSCHRIFT: I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft  
 Leverkusen - I. G. Werk

DRAHTWORT	FERNRUUF
Farbfabrik	Ami Köln #
Leverkusenigwerk	" " " " #
	" " " " #
	Leverkusen # Nr. 104
	" " " " # 204
	Opladen " 1671

Chemische Werke Hüls G.m.b.H.

Marl (Krs. Recklinghausen) 4000 1941

Ihre Zeichen: \_\_\_\_\_ Ihre Nachricht vom: 10.7.41  
 Dr. Bmn. Unsere Zeichen: (bei Antwort anzugeben)

## Konzentration von Äthylen mit Aktivkohle

Ihre Anfrage, ob es möglich ist, das von der Aktivkohle aus Ruhrfern-  
 gas bei 10 Atm. adsorbierte Äthylen drucklos mit Wasserdampf zu  
 desorbieren, beantworten wir dahin, daß in diesem Fall ein etwa  
 40%iges Äthylengas gewinnbar wäre, wenn mit heißem Wasserdampf  
 desorbiert wird. Die Kohle wird sich dabei jedoch sehr schnell schädli-  
 gen, da auf ihr eine Restbeladung von mittleren Kohlenwasserstoffen  
 zurückbleibt, die bei einer Ausdampfung mit Wasser regelmäßig  
 entfernt wird. Die von Ihnen vorgeschlagene Arbeit ist daher  
 leider aussichtslos. Es liegen übrigens in dieser Richtung eine ganze  
 Anzahl von Untersuchungen bei der Lurgi vor. Wir stellen Ihnen an-  
 heim, auch bei der Lurgi rückzufragen, falls Sie nähere Auskünfte  
 haben wollen. Eine Rückfrage bei der Lurgi ist übrigens unbedenklich,  
 da die Lurgi bei dieser Angelegenheit ein gewisses Interesse hat.  
 dieser Firma liegt.

Heil Hitler

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT



000040

interessiert, welche Konzentrationen von Ammoniak erarten darf, wenn das Äthyl-  
aus Koksofengas bei 10 stn. abgerichtet und durchs Mittel- und Kleinkohle verarbeitet  
sind.

Ich bitte um Mitteilung, ob Sie uns über den vorliegenden Fall Auskunft geben kön-  
nen, oder ob Sie uns in dieser Angelegenheit um die Folge wissen sollen. Ich selbst  
und in der Folge, Äthyl bis heute zu einer Konzentration von 12 % auf Feinfrak-  
tion aufarbeiten und Kömten somit, falls die Konzentration dieser Konzentration eine  
Konzentration von 25 % oder mehr Äthyl enthalten soll, auch dieses Äthyl ver-  
arbeiten.

Sollte sich das telephonische Gespräch nicht als zweckmäßig erweisen,  
so würden wir hierzu unseren Herrn Dr. Robert Hansen und bitten um Ihren freund-  
lichen Bescheid.

Seil Hiltner

Chemisches Laboratorium  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

11/11/11

Herrn Dir. Dr. Baumann *reg.*  
I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

000041

DRABTWORT  
Farbfabrik  
Levertusangwerk

PERNEUF

Amt Köln # Nr. 60741 | Ortsverkehr u.  
# Nr. 60941 | Schnellverkehr  
# Nr. 60941 | Fernverkehr  
Amt Levertusen # Nr. 1941 und # 2041  
Amt Gladbach Nr. 1671 und 1672

GESCHFTSZEIT

8-17 Uhr  
Samstag 8-12 Uhr  
Sonntag 10-12 Uhr  
(außer Schließung)

KONTEN

Reichsbank-Otto-Konto  
Kfz-Konto  
Postbank-Konto  
Kfz Nr. 3712

POSTANSCHRIFT: I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft, Levertusen-I.G. Werk

13. MAI 1942

Chemische Werke Huls G.m.b.H.

Herrn Dir. Dr. Baumann *HN*

M a r 13/MAI 1942

Levertusen-Anorganische Abt.  
*S. 1051*

Ihre Zeichen  
HD-Dr. Bann.

Ihre Nachricht vom

Unsere Zeichen  
Wiss.-Labor.  
Dr. T/O.

LEVERTUSEN-I.G.WERK,  
den 11.5.1942.

Betreff: Aethylengewinnung aus Koksofengas durch  
Adsorption an aktive Kohle.

Gelegentlich des letzten Besuches unseres Herrn  
Dr. Klebert in Ihrem Werk erkundigte sich Ihr Herr  
Dr. Niezschke nach den Stand unserer Versuchsanlage  
zur Aethylengewinnung mittels Aktivkohle. Wir rechnen  
mit der Fertigstellung derselben im Juli ds. Jg. und  
sind jederzeit gern bereit, sie Ihnen vorzuführen.

Heil Hitler!

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft.  
*J. W. W.*

000042

I.G. Report on

Conference with

Lurgi re:-

Ethylene from Coking-oven

Gas with A. Kohle,

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT HULNIGSWAGEN AM REIN  
Zwischenprodukten-Gruppe  
IK-Abteilung / Dr. Ro

4. 5. 42

A k t e n n o t i z

Betr. Äthylen aus Koksgas mit A-Kohle - Besprechung in Frankfurt/Main bei Lurgi

Teilnehmer: Dir. Dr. Rybing, } Lurgi  
Dr. Volbert, }  
Dr. Bratzler, }  
Dr. Engelhard, D.A.K.  
Dir. Dr. Feller, C.F.H.  
Dr. Bülow, } I.G. Ia  
Dr. Rosser, }

Dr. Bülow erklärt eingangs, daß die I.G. demnächst den Auftrag erhalten wird, im Ruhrgebiet Äthylen, das von Lurgi aus Koksgas über A-Kohle angereichert wird, weiterzuverarbeiten und daß ein weiteres Projekt auf derselben Basis bei den Hermann Göring-Werken geprüft werden soll.

Zweck des Besuches ist, die Arbeitsweise der Lurgi kennenzulernen und die voraussichtliche Gaszusammensetzung zu erfahren.

Dr. Rybing teilt mit, daß Lurgi einen festen mündlich erteilten Auftrag habe, das Projekt Wattenstedt auszuführen; in den nächsten Tagen treffen 6 Konstrukteure der Hermann Göring-Werke bei Lurgi ein, um dort bei den Konstruktionsarbeiten zu helfen. Lurgi habe von sich aus in Berlin betont, daß das Projekt Nordstern resp. Alma viel schneller zum Ziele führe, da dort die Voranlagen Naphtalin und Benzolentfernung bereits stehen - bei Nordstern 4 Adsorber - und lediglich 4 - 8 weitere Adsorber nachgeholt werden müssen. Gelsenberg ist jedoch bislang nicht an Lurgi herangetreten, Lurgi habe auch kein Interesse daran, von sich aus Gelsenberg anzustoßen, während H.G. sehr aktiv sei (Chemischer Sachbearbeiter Dr. Grass) und unbedingt auch in die Chemie einsteigen wolle und werde.

000043

AM RHEIN

5. 42

Frankfurt/Main

Auftrag erhalten  
über A-Kohle an-  
des Projekt auf  
werden soll.  
anzulernen und

erteilten Auftrag  
ten Tagen treffen  
, um dort bei  
aus in Berlin  
ler zum Ziele  
nung bereits  
weitere Adsorber  
g nicht an Lur-  
von sich aus  
ischer Sachbe-  
steigen wolle

- 2 -

000044

Dr. Bülow erklärt, daß das Projekt Gelsenberg ohne Zweifel viel schneller durchführbar ist und schlägt vor, die einzelnen Projekte nacheinander zu besprechen.

Dr. Rybing erklärt das Verfahren wie folgt:  
Koksgas wird unter Ferngasdruck ( 5 - 10 atü ) durch die Absorber geleitet (SK-Kohlefüllung) und anschließend unter gleichem oder niedrigem Druck im Schnitt mit Dampf desorbiert. Das erhaltene Rohgas hat folgende Zusammensetzung:

60 % Äthylen  
6 % C<sub>3</sub> und höhere  
12 % Äthan  
10 % Methan  
5 - 10 % CO<sub>2</sub>  
2 - 4 % H<sub>2</sub>O.

Diese Analyse ist Linde angegeben worden und wird garantiert, wahrscheinlich jedoch ein Gas erhalten, das statt wie oben 78 % C<sub>2</sub> + C<sub>3</sub> bis zu 90% C<sub>2</sub> + C<sub>3</sub> enthalte. Auch der CO<sub>2</sub>-Gehalt sei bewußt hoch angegeben worden. Es fragt sich nun, ob man dieses Gas weiterverarbeiten könne, nach den bisherigen Erfahrungen von Lurgi voraussichtlich - Dr. Rybing führt die Staatsmijnen an, die C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> in Spirit überführen - sowie die deutschen Ruhrwerke, die alle hochkonzentriertes Äthylen herstellen. Für den Fall, daß Reinäthylen hergestellt werden müsse, gebe es 2 Wege

- 1.) Reinigung nach Linde (CO<sub>2</sub>-Wäsche, C<sub>3</sub>-Säule und Äthan/Äthylensäule),
- 2.) eine zweite A-Kohleanlage, in der so gearbeitet wird, daß wiederum fraktioniert adsorbiert wird - C<sub>3</sub> und höhere werden von C<sub>2</sub> getrennt.-

Auch Lurgi hält aber für die nachfolgende Reinigung eine Lindetrennung für wirtschaftlicher. Man muß bei der Reinigung mit a-Kohle noch mit 10% Äthylenverlust rechnen und kann außerdem Äthan nicht von Äthylen trennen.

Wir erklären, daß für die Weiterverarbeitung C<sub>3</sub> und Kohlensäure auf jeden Fall entfernt werden müssen. (unter 0,5% Propylen) Propylen und Butylen sind Chlorfresser und CO<sub>2</sub> wird bei der Entfernung des aktiven

- 3 -

000044

...eifel viel schmel-  
...jekte nacheinan-

...e Absorber ge-  
...m oder niedrigem  
...gas hat folgende

...iert, wahrschein  
... + C<sub>3</sub> bis zu 90%  
...gegeben worden.

...Bnne, nach den  
...ybing führt die  
...deutschen  
...Für den Fall,

...t wird, daß  
...höhere werden

...Lindetrennung  
...le noch mit  
...von Äthylen-

...säure auf je-  
...ylen und Bu-  
...s aktiven

- 3 -

000045

Chlors aus den Abgasen bei der Weiter erarbeitung sowieso mitentfernt, führt dort also zu höherem Laugeverbrauch, ohne daß die entstandene Soda nutzbringend verwertet werden könnte. Beim Zufahren des Gases in unsere vorhandenen Lindeanlagen, müßte CO<sub>2</sub> selbstverständlich sowieso entfernt werden. Der gegebene weitere Reinigungsweg wäre daher wohl Rohgas ---> Alkaid- oder Laugewäsche ---> Druckdestillation zur Entfernung von C<sub>3</sub> und höheren bei ca 25 atü und -30°. Im Bedarfsfalle kann hier dann ohne weiteres eine Äthan-Äthylensäule angeschlossen werden.

Als Ausbeute nimmt Lurgi mit Sicherheit 80 % an als Spesen pro Tonne Rohgas mit einem Gehalt von 60 % C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> RM 130.--, wobei in die Spesen Heizwerterersatz mit ca. 0,4 Pfg./1000 WE

Dampfverbrauch mit 40 Tonnen/Tonne Rohgas 60 Gg  
Kühlwasserverbrauch  
Stromverbrauch  
A-Kohleverbrauch  
Reparaturen und  
Kapitaldienst

aufgenommen sind.

Lurgi rechnet für die weitere Reinigung nach Linde mit RM 50.-- pro Tonne Rohgas, so daß man überschlägig auf einen Reinäthylenpreis von (1,30 + 50) . 0,6 = 30.--/kg Reinäthylen ohne Gasolgutschrift käme. Der Preis erscheint uns zu günstig. Dr. Feller wird hierzu noch Stellung nehmen.

Zu den einzelnen Projekten ergibt sich:

1.) Nordstern Entfernung nach Scholven ca 8 km  
Welheim " 5 "

Gasmenge 55 000 cbm Koksgas/Std.  
= 1,3 Mill cbm " /Tag

Bei einem Äthylengehalt von 1,7 % davon 80% gewinnbar ergeben sich

55 000 . 0,017 . 0,8 . spez. Gewicht 1,15  
= ca. 870 kg Äthylen pro Std.  
= ca. 1 Tonne Oxyd/Std.  
= ca. 6 - 700 Moto. Oxyd

2.) Alma

Gasmenge 33 000 cbm/Std.  
= 800 000 cbm/Tag.

oder beim gleichen Gehalt wie bei Nordstern

33 000 . 0,017 . 0,8 . 1,15  
= ca. 510 kg Äthylen/Std.  
= ca. 600 kg Oxyd/Std.  
= ca. 400 Moto Oxyd.

- 4 -

000003

000046 -- 4 --

Dr. Bülow erklärt, daß unsere Verarbeitungswerke an der Ruhr die Äthylenmengen aus diesen beiden Quellen noch verarbeiten können. Leitungen nach Wuppertal und Hils führen in der Nähe vorbei. Die Werke können das 60 %ige Gas ohne weitere Reinigung übernehmen und in ihren eigenen Lindeanlagen konzentrieren. (Kohlensäurewäsche mußte eingewickelt werden) Lurgi erklärt, daß ihr Anlageanteil voraussichtlich bis Spätherbst dieses Jahres betriebsfertig sein kann. Eisenbedarf ca. 2 000 Tonnen / Morstein.

3.) Wattenstedt Menge 2 000 000 cbm Koks gas / Tag  
= ca. 32 Tafe  $C_2H_4$

H.G. rechnet mit einem Koks gaswert von ca. 4800, der durch die Entnahme des Äthylens auf ca. 4 500 absinken wird, die Frage der Carburierung dürfte für dieses Gas kaum eine Rolle spielen, da keine eisenverarbeitende Industrie angeschlossen ist. Für die Verhältnisse an der Ruhr mußte jedoch eine grundsätzliche Klärung dieser Frage erfolgen. Es wird noch die Möglichkeit gestreift, das Äthylen bei H.G. auf Sprit zu verarbeiten, wobei betont wird, daß hierfür unseres Erachtens einzige Momente sprechen können. z.B. größere Beweglichkeit in der Einsatzmöglichkeit, Verwendbarkeit der für die Verarbeitung von Sprit eingerichteten Werke Ammendorf und Wölfen. Verfahren hierfür sind vorhanden (Lurgi bei den Staatsminen in Holland, sowie ähnliche Verfahren in Deutschland). Eine Spritherstellung wäre lediglich mit Schwefelsäure zu versorgen, evtl. nachträgliche Konzentrierung der anfallenden verdünnten  $H_2SO_4$ , falls für diese keine Verwendungsmöglichkeit besteht.

Dr. Rybing trifft in den nächsten Tagen in Berlin den Sachbearbeiter von H.G. in dieser Angelegenheit und wird dort die Frage der Äthylengewinnung und Weiterverarbeitung nochmals besprechen.

gez. Roser

00045

mitentfernt,  
atstandene Soda  
ses in unsere  
eso entfernt

ation zur Ent-  
arfsfalle kann  
sen werden.

pro Tonne Roh-  
e Spesen Heiz-

D.-- pro Ton-  
s von

g. Dr. Fel-

bar ergeben

4 -

000047

End of Report.

I.G. - <sup>of</sup> Lurgi  
Conference

000048

Comparison of  
Lerakusov's Process  
and

Hoechst's Cold  
High-Pressure  
Process

for  
Recovery of  $C_2H_4$

from  
Coke-Oven Gas

000049

Ch.V.H. | TD - Büro

# I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

PLA. 05 1137 1942  
11-0220

<b>DRAHTWORT</b> Farbfabrik Levertosenigwerk	<b>FERNRUF</b> Amt Köln # Nr. 60741 } Ortverkehr o. # Nr. 60841 } Schnellverkehr # Nr. 60941 } Fernverkehr Amt Levertosen # Nr. 1941 und # 2041 Amt Opladen Nr. 1671 und 1672	<b>GESCHÄFTSZEIT</b> 8-17 Uhr Samstag 8-13 Uhr Sonntag 10-12 Uhr (außer Samstag)	<b>KONTEN</b> Reichsbank-Giro-Konto Köln-Hülthelm Postspark-Konto Köln Nr. 3782
--	--	--	---

POSTANSCHRIFT: I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft, Levertosen - I. G. Werk

Herrn **Dir. Dr. Baumhoff**  
Chemische Werke **25. März 1942**

M a r t / Kra. Rocklinshausen.-

Ihre Zeichen	Ihre Nachricht vom	Unsere Zeichen	LEVERKUSEN-I.G.WERK,
TD - Dr. Bann.	17.3.42	Wiss. L. Ber. Dr. By/P1.	den 24. März 1942.

### Aethylen Gewinnung aus Koksöfen durch Adsorption an aktive Kohle.-

Auf Ihr vorhergehendes Schreiben teilen wir Ihnen mit, dass wir a.Zt. eine Versuchsanlage im Bau haben, um Aethylen aus Ruhrferngas mit Hilfe einer speziellen Aktivkohle herauszuholen. Diese Anlage wird etwa Mitte des Jahres anlaufen.-

Wenn Sie an dem Verfahren Interesse haben, schlagen wir zu einem gegebenen Zeitpunkt eine Besichtigung vor.-

Heil Hitler!

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft

000050

I.G. Farbenindustrie Akt. Ges.

Leverkusen

ED - Dr. Bm. 17.3.42 G.

Äthylengewinnung aus Koksogas durch Adsorption an aktiver Kohle.

Wie Ihr Herr Dr. Feichmann unserem Herrn Dr. Nitschke gelegentlich mitteilte, haben Sie eine neue Adsorptionskohle, die sich besonders für die Gewinnung von Äthylen aus Koksogas eignet. Wir haben unter Umständen an diesem Verfahren Interesse und bitten um Mitteilung, ob wir uns mit Ihren Sachbearbeitern bei Gelegenheit über dieses Verfahren näher ansprechen können.

Heil Hitler!

CHEMISCHE WERKE HULS  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

99. 17. 42  
φ 200. 270. 20.

Chemische Werke Hüls G.m.b.H.  
TD-Dr. Bmn.

000051

Marl, den 10. Januar 1941/Sp.

Aktennotiz.

Betrifft: Anreicherung von Äthylen mittels Adsorptionskohle.

Besprechung in Leverkusen vom 9. Januar 1941.

Die Besprechung sollte einen Vergleich zwischen dem Höchster Druck-Kälte-Verfahren und dem von Leverkusen vorgeschlagenen Verfahren ohne Kälte herbeiführen. Es ergab sich, daß die von den beiden Werken aufgestellten Kalkulationen, wenn diese auf vergleichbare Basis gebracht werden, praktisch gleiche Gesteckpreise erzielen in der Größenordnung von RM 40.- bis RM 50.- pro 100 kg Reihäthylen. Zum weiteren Studium des Verfahrens wird in Leverkusen eine Versuchsanlage errichtet; der von Leverkusen bei der Kommission K eingereichte Kredit wird nochmals überarbeitet, um die Versuchsanlage auch zum Studium des Höchster Verfahrens benutzen zu können.

Leverkusen entwickelt zur Zeit neue Adsorptionskohlen, die besonders durch eine flache Adsorptionsisotherme gekennzeichnet sind (vergleiche anliegendes Kurvenblatt). Diese "SK" bzw. "SK-neu"-Kohle ergibt eine 2½ bis 3½fache Beladefähigkeit gegenüber der Supersorbon-Kohle. Die SK-Kohle hat weiterhin den Vorteil, stark wasserunempfindlich zu sein. Leverkusen hatte ursprünglich vor, isotherm zu arbeiten, d.h. also bei Hochdruck zu adsorbieren und bei niedrigem Druck zu desorbieren. Neuerdings arbeitet Leverkusen so, daß die Desorption durch Ausdampfen erzielt wird. Das anfallende angereicherte Äthylen hat folgende Zusammensetzung:

65% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

3-5% C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>

1% CO

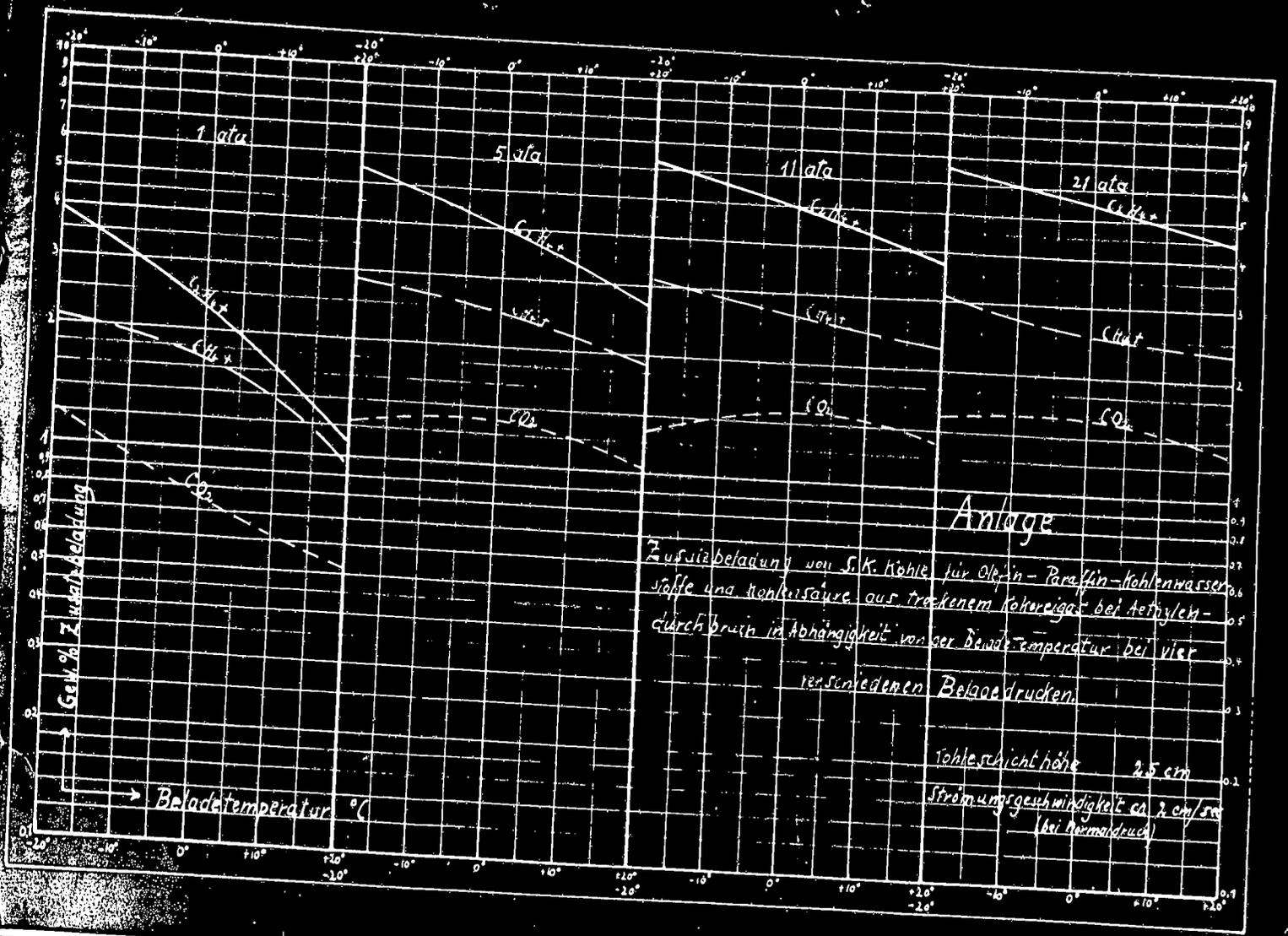
20% CH<sub>4</sub> + C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>

0 CO<sub>2</sub>

*H. Zannmann*

Ø 110, 200, 201, 210, 400, 11

1 Anlage



**Anlage**

Zusatzbeladung von 5 kg. Kohle für Olefin-Paraffin-Kohlenwasserstoffe und Kohlensäure aus trockenem Kohlenoxid bei Äthylen- durchbruch in Abhängigkeit von der Dampf-Temperatur bei vier verschiedenen Belagdrücken.

Kohleschicht höhe 2,5 cm  
 Strömungsgeschwindigkeit ca. 2 cm/sec  
 (bei Normaldruck)

Verf. Wochent

000053

1

1.3 l. C-Stop = 20° 12.000 C-Stop / qd. 1. Kühle  
0,3 C-Stop 10.000 l. C-Stop

Kata = 40 l. C-Stop

- 20°

60.000 C-Stop / qd. 1. Kühle

Ref. mit 100 C-Stop in Vord. bei Temp.  
Perlbildung 8.000 l. C-Stop bei 100 l. C-Stop

90°

= 100 C-Stop in Vord.

off. Beladung = 52.000 C-Stop / qd. 1. Kühle

12.500 l. Gas / h Kata

Benzolton, Benzol

Silicapol 110

Wb. - 20°

Beladung des Woblers

Je mehr die 2. Wobler zu Vord. mit C-Stop  
= Kühle

Exp. Turbine

Turbolamp 800 kW

120 l. C-Stop liefert Exp. Turbine = 200 kW

Dampfdruck 5 to (10 atm)

Wami And 650 gm At = 100

Descr. Cray 35-40/y

7 20 RT 10<sup>6</sup> WE

150 by Cray - 1 by N. Sale

~~H. G. Jones~~  
Jones

000054

P  
= e

000055

②

entzündete Mühle mit flachen Zerkammern  
neue Kohlen SK, SK neu?  
2 1/2 bis 3 1/2 fuder Abg. für Supercarbon

- Brothmannes Material  
 Was haben wir / Abzug nicht 231  
 neuerdings descript. mit Dampf  
 65 Colby  
 3-5 Colby  
 60 a 1  
 144, Colby ~ 20  
 602 0.

● 20. ~ 90% Colby 170 gms - beschaffen  
± 3%

Die Kohle wird wenn möglich

Adriatic Sea 2 ja 6 cm

(<sup>1/2</sup> 3 ja 4)

420 g / l m kalle

1.8 φ 3 m korke

Kesk. 200 φ 3 m h.

- Kleber Holz  
- sil

000056

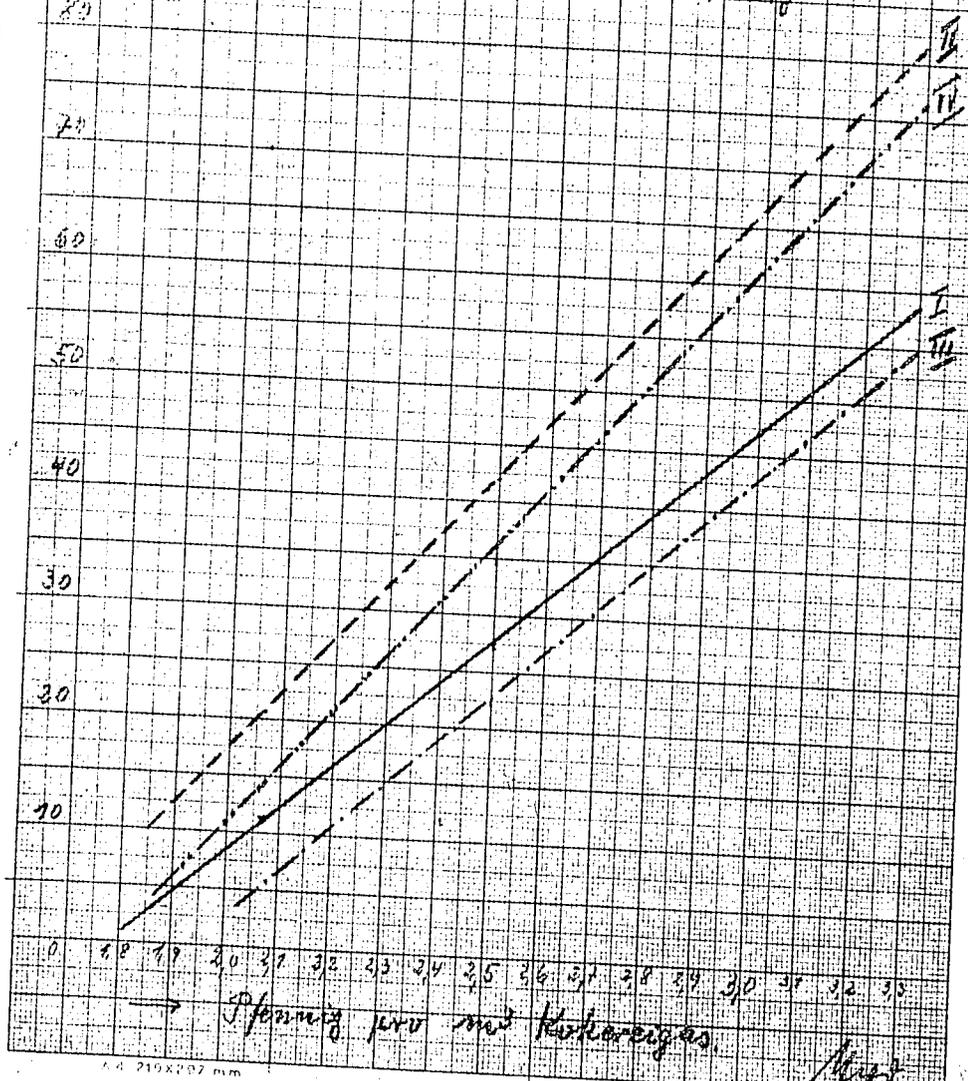
000057

# Preise für Acetylen aus Kohlergas.

R. H.  
100 kg

I.	Acetylen 30% K.W. 30% a 5,9232	100 kg
II.	" rein	" " "
III.	" 30% K.W. 30% a 6,2627	" " "
IV.	" rein	" " "

$H_2 = 75\% \text{ a } 3,63 \quad 25\% \text{ a } 3,00 \text{ Pf. mit}$



M. H. 15. 8. 40

000058

Zerlegungsstruktur der Nachschaffungszerlegung

Fabrikation: Nachschaffungszerlegung

Requisit: 10.000 Nm<sup>3</sup>/h Nachschaffungen

Produktion: 5500 Nm<sup>3</sup>/h Nachschaffungen

570 Jahre Nachschaffungen mit 30% Gw

Spezial:			RM/h
Material			2.50
Arbeitslohn	5 Minut	10.000	5.00
Werkstoffe	0.1 t	3.000	0.31
Werkstoffe	80 m <sup>2</sup>	1.500	1.32
Werkstoffe	1500 kg	1.700	2.00
Werkstoffe	1200.000 RM		12.00
Werkstoffe	33%		1.50
Werkstoffe	12.5%		0.62
Werkstoffe	45%		2.25
Werkstoffe	15%		0.75
Summe der Spezial			53.25
Zinsen	5% v. 1200.000 RM		7.50
Amortisation	12% v. 1200.000 RM		12.00
Restlohn	50% d. Summe		6.00
Gesamtkonstruktion RM/h			78.75

Ergebnis = 1.43 RM / den h<sup>2</sup>

5300 g Wp  
1570 g Wp  
200 g (Wp) (Wp)

2.15 RM/h

Neuzugpreis 0.465 kg 1000 WE

000059

10 000 L Kolontypus =  $4500 \times 10 000 = \frac{0.465}{1000} = 209.30 \text{ Pf}$   
 Teil: Sperr Rinde I  
 28.75

10 000 L Kolontypus zerlegt auf  
 1/2 Wein, 1/2 in Rote Champ

288.05

1/2 Preis

3 kg / R

3.3 kg / R

15.70 kg KW 0.33 kg / 1000 WE

$$15.70 \times 11.30 \times \frac{0.33}{1000}$$

58.50

58.50

1/2 Zeit-Schnitt

5500 L

165.00

189.50

sa

223.50

240.00

Preis f. Alkohol Diff. für 288.05

64.55

48.05

1 kg Rote Champ =

201

32.20

24.00

1000 WE in Champ

1130

2.85

2/2

2.50  
5.00  
0.31  
1.32  
24.00  
12.00  
1.50  
0.62  
2.25  
0.75  
53.25  
7.50  
2.00  
6.00  
8.75

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000060

Ch. W. U.	TD-Büro		
Bis: 31. JULI 1940			
Dr.	U.	B.	Reg.

*B*

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,  
L.K.-Abteilung,  
Ludwigshafen am Rhein.

30. Juli 1940.

Betreff: A-Kohle-Anlage

Nach dem Schreiben der I.G.-Höchst vom 25./7.1940 ist daran gedacht, reinen Wasserstoff oder reine Stickstoff-Wasserstoff-Gemische aus Koksogas oder aus ähnlichen Gasen durch Adsorption der übrigen Gasbestandteile mittels A-Kohle zu gewinnen.

Hierzu sei auf folgendes hingewiesen: Sowohl der Wasserstoff, als auch das Stickstoff-Wasserstoff-Gemisch aus Koksogasen werden für die bisherigen Verwendungszwecke in sehr reiner Form benötigt. Die Verwendung von Wasserstoff, der Kohlenoxyd enthält, ist für viele Hydrierungen unbrauchbar. Die Anwesenheit von Stickstoff und Kohlenoxyd in reinem Wasserstoff ist im übrigen ein unerwünschter Ballast, der zu entsprechenden Wasserstoffverlusten führt.

Der Gehalt an Kohlenoxyd im Stickstoff-Wasserstoff-Gemisch für die Herstellung von Ammoniak wird unter 0,01 % gehalten, da darüber hinausgehende Mengen die Synthese infolge Kontaktvergiftung behindern oder unmöglich machen. Es ist nun wenig wahrscheinlich, dass Stickstoff und Kohlenoxyd in der A-Kohle mit den übrigen Gasbestandteilen so restlos zurückgehalten werden können, dass der Wasserstoff oder auch das Stickstoff-Wasserstoff-Gemisch den meist gestellten

D-Büro  
1940  
E. | Reg.

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000061

Blatt 2 zum Schreiben vom 30./7.40.  
an die L.K.-Abteilung in Lu.

Anforderungen entspricht. Zum mindesten müssten hier-  
für Temperatur- und Druckbedingungen zur Anwendung ge-  
langen, die gerade im Falle der A-Kohle-Verwendung sehr  
kostspielig werden dürften.

Der angestrebten Kombination wird daher nach  
meiner Auffassung, selbst im Falle einer technischen  
Lösung, keine besondere Bedeutung zukommen.

Mit Deutschem Gruss !

*J. Müller*  
Chemische Fabrik Holten G. m. b. H.

Dd. Herrn Dr. Kiesskalt, Höchst,  
Direktor Dr. Hoffmann, Hüls,  
Dr. Baumann, Hüls,  
Dr. Wittwer, Ludwigshafen.

000062

Memorandum  
to  
Commissioner K  
ow  
Recovery of ~~Acetylene~~  
From  
Coke-oven Gas.

000063

27.7.40. Wl.

Dr. Ho.

Referat

Es sind bisher 2 Arten der Aufarbeitung von Koksogas durchgeführt worden:  
1.) die Verarbeitung von Koksogas zum Zwecke der Gewinnung ausschliesslich des Äthylens.

a) Hierbei wird nach dem Verfahren der Lurgi das Äthylen unter Normaldruck mit A-Kohle absorbiert und periodisch desorbiert. Man gewinnt hierbei in einer Ausbeute von etwa 65 % ein zirka 30 %iges Äthylen, das noch mit grösseren Mengen Kohlensäure verunreinigt ist. Dieses Äthylen wird nach der Entfernung der Kohlensäure auf die normale Weise auf Reinaethylen verarbeitet.

b) Das Verfahren von Höchst unterscheidet sich von dem der Lurgi durch die Anwendung von Druck und Kälte. Es kommt bevorzugt dann in Anwendung, wenn Koksogas unter höherem Druck angefallen ist, zum Beispiel durch Bezug von der Ruhrgas und das von Äthylen befreite Koksogas als Heizgas zu normalem oder nur schwach erhöhtem Druck abgesetzt werden kann. Hierbei ist die Entspannungskälte über eine Expansionsmaschine zu gewinnen und ist geschenkt. Auch das von Höchst entwickelte Verfahren dürfte mit nicht höheren Ausbeuten auszuüben sein als das Lurgi-Verfahren. Dem Kältegewinn stehen auf der anderen Seite höhere Anlagekosten gegenüber.

c) Das Tieftemperatur-Verfahren, das schon einige Monate in Herne-Sodingen mit Erfolg betrieben worden ist. Aus dem Koksogas wird hier nach Linde-Fränkels über eine Rückfluss-Kolonne eine etwa 30 %ige auch noch etwas Kohlensäure-enthaltende Äthylen-Fraktion gewonnen. Die ankommenden und abziehenden Gase werden nach dem Linde-Prinzip einmal in ihrer Kälte über einen Gegenströmer, zum anderen über einen Cowper ausgenutzt. Das Verfahren bedient sich zweier Hilfskälte-träger, einmal des verdampfenden Ammoniaks, zum anderen eines Methan-Kältekreislaufes. Die äthylenarmen Restgase werden von dem vorhandenen Druck von 10 atü auf 5 atü über eine Expansionsmaschine entspannt und auch diese Kälte wird restlos dem Prozess zugeführt. Bei diesem Verfahren rechnen wir mit einer Äthylenausbeute von etwa 70 - 75 %.

Den unter 1a - c angeführten Verfahren ist eigen, dass aus dem Koksogas lediglich eine Äthylen-Fraktion als höher bewertbarer Bestandteil gewonnen wird, während die anderen Bestandteile des Koksogases, also Wasserstoff,

Stickstoff, Kohlenoxyd, Methan und Aethan usw. wieder zum Heizwertpreis abgesetzt werden. Demgemäss sind diese Aethylengewinnungsverfahren alle wenig rentabel. Man kann hier bei grössten Anlagen ( Verarbeitung von 1 Milliarde cbm Koksofengas per anno ) und einer Gewinnung von 14 500 Jato Reinaethylen bei a) und b) und 16 000 Jato bei dem Verfahren c) mit Aethylenpreisen rechnen, die bei a) und b) bei 0,40 RM/kg, bei c) bei etwa 0,35 RM/kg liegen. Diesen Verfahren kommt somit eine friedensmässige Bedeutung an der Ruhr nicht zu.

2.) Die wirtschaftlichen Verhältnisse der Koksofengaszerlegung werden von Grund auf geändert, wenn diese nicht zum Zwecke der Gewinnung des Aethylens, das ja nur 1,5 - 2 % des Koksofengases ausmacht, sondern zum Zwecke der Wasserstoffgewinnung, der zu etwa 55 % im Koksofengas enthalten ist, betrieben wird. Im Zuge der Reinherstellung des Wasserstoffes, bzw. der Gewinnung eines reinen Stickstoff-Wasserstoffgemisches für die Ammoniaksynthese, fällt zwangsläufig eine etwa 30 %ige Aethylen-Fraktion an, die da der Wasserstoff Hauptkostenträger ist, normalerweise zum Heizwert, bzw. schwach überhöhtem Heizwert, einzusetzen ist. Die anderen Bestandteile des Koksofengases wie Methan, Aethan und Kohlenoxyd werden bei dieser Zerlegungsart als Gasgemisch gewonnen und bisher nur als Heizgas verwendet. Nach diesem Verfahren laufen grosse Linde-Anlagen an der Ruhr, zum Beispiel bei der Ruhrchemie und bei der Hibernia in Scholven und in Wanne-Eickel. Nach dem gleichen Verfahren soll die Saargaszerlegung in Oppau arbeiten.

3.) Wir haben zum Zwecke der Verbreiterung unserer Aethylen- und Kohlenwasserstoffbasis in Hülse, die sich im Zuge der Gasverknappung im Krieg notwendig gemacht hat, ebenfalls eine auf die speziellen Hülser Verhältnisse durchgearbeitete Koksofengasverarbeitung geplant und in Auftrag gegeben, die sich von der unter 2 geschilderten Gaszerlegung einmal durch die restlose chemische Aufarbeitung der Kohlenwasserstoffe über den Flambogen, zum anderen durch eine enge Koppelung mit einem Hydrierwerk unterscheidet. Das Verfahren ist aus dem Mengenschema der Anlage ersichtlich:

Koksofengas wird in bekannter Weise über Linde zerlegt, hierbei werden bei einer stündlichen Verarbeitung von 12 000 cbm Koksofengas 1950 Jato eines reinen 97 %igen Aethylens gewonnen. Daneben fallen an :

14 600 Jato Methan-Aethan und

48 Mio cbm Wasserstoff

Der Wasserstoff wird mit weiteren 34,5 Mio cbm, die in Hülse aus diesem Koksofengas über den Flambogen hergestellt und über die normale Gasaufarbeitung rein gewonnen werden einem Hydrierwerk zugeführt, das mit diesen

82,5 Mio Wasserstoff zusätzlich 30 000 Jato Benzin herstellen kann. Hierbei ist zu bemerken, dass bei den Hydrierwerken ganz allgemein die Kapazitäten der Kohlekammern, der Benzinkammern und Destillationen nicht voll ausgenutzt sind, während gerade die Wasserstoffherzeugung in den meisten Fällen der limitierende Faktor ist. Das Hydrierwerk kann demnach mit geringem Kapitalaufwand in diese zusätzliche Benzinerzeugung eintreten und günstige Preispitzen erzielen; es kann daher auch diesen Wasserstoff teurer einkaufen, als den für das normale Fabrikationsprogramm benötigten. Die Fabrikationspitze von 30 000 Jato Benzin bringt bei einer normalen Vergasung von 30 % einen Anfall von 9 000 Jato gasförmiger Kohlenwasserstoffe, die Hüls zugeführt werden. Sie werden dort mit den aus dem Koksogas direkt gewonnenen Kohlenwasserstoffen vereinigt und laufen über den Flambogen. Hierbei werden bei der in Hüls vorgesehenen restlosen Aufarbeitung gewonnen:

3 550 Jato Aethylen

12 000 Jato Acetylen

34,5 Mio cbm Wasserstoff ( diese laufen wie oben beschrieben zum Hydrierwerk zurück.)

Daneben fallen noch etwa 1500 Jato Russ an.

Es ist uns geglückt bei der besonderen Rolle, die dieser Wasserstoff für die Spitzenerzeugung an Benzin spielt, Preise auszuhandeln, die bei einem Koksogaspreis von 1,9 Pfg./m<sup>3</sup> normale Hüls Aethylen- und Acetylenpreise gewährleisten. Da sich die Koksogaszerlegung nach Linde apparativ nur wenig von der Lindezerlegung des vom Acetylen befreiten Lichtbogengas unterscheidet, kann man die Reserven für beide Anlagen zusammenlegen. Damit ist das gesamte Projekt mit einem Kostenaufwand von 1,5 Mio RM in Hüls durchzuführen.

Auch wenn nach dem Kriege an der Ruhr Kohlenwasserstoffe genügend billig zu haben sind, hat dieses Verfahren auf Grund des ausgehandelten Wasserstoffpreises immer noch Interesse. Selbst beim Verlassen des Koksogases und Übergang auf Hy-Gase wären insgesamt nur 150 000,- RM fehl investiert; diese bringen uns heute aber die grosse Sicherheit, in jedem Fall rechtzeitig über den für Hüls notwendigen Rohstoff zu verfügen.

000066

End of Report  
to  
Commission K.

000667

Further Data

+

Compendium

on

California Recovery

Journal

Coke - American

Chemische Fabrik Holten  
O. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000068

Dr. F/St.

Einschreiben!

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,  
L.K.-Abteilung,

Ludwigshafen am Rhein.

23. Juli 1940.

Betrifft: Aethylenprojekt Höchst

Die Prüfung Ihrer Anregungen im Schreiben vom 11./7. d.J. und der beiliegenden Aktennotiz vom gleichen Tage führt zu den folgenden Ergebnissen.

1.) Die Anreicherung des Aethylens aus dem Koks-  
ofengas bzw. auch Lichtbogengas bei der Gewinnung von  
Stickstoff-Wasserstoffgemischen oder Wasserstoff er-  
folgt swangsläufig und ohne besonderen Kostenaufwand.  
Jede Vorbehandlung, um diese Anreicherung durch An-  
wendung zusätzlicher Mittel vor der Gasserlegung zu  
erzielen, bedeutet schon in dieser Stufe eine erhöhte  
Ausgabe für Anlage- und Betriebskosten.

Die Konzentration des Aethylens in der Roh-  
fraktion nach dem Tiefkühlverfahren oder nach dem  
A-Kohle-Verfahren erreicht praktisch gleiche Werte.  
In dem Rohäthlen aus der A-Kohle ist ein Teil der  
im Koks gas befindlichen Kohlensäure zusätzlich ent-  
halten, deren Entfernung vor der weiteren Anreicherung  
des Aethylens in der Gasserlegung einen nicht geringen  
Mehraufwand erfordert. Unter diesen Umständen kommt  
einer Aethylenanreicherung mittels A-Kohle im Falle  
der Anwendung der Koks gas serlegung zur Gewinnung von  
Stickstoff-Wasserstoff-Gemischen bzw. Wasserstoff  
keinerlei Bedeutung zu.

Original: Holten  
Kopie: Holten

Chemische Fabrik Holten  
O. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000069

Blatt 2 zum Schreiben vom 23./7.1940  
an die L.K.-Abteilung in Lu.

2.) Hiernach bleibt die Anwendung des Verfahrens auf die direkte und alleinige Isolierung des Aethylens aus dem Koksogas beschränkt. Bei einer Betrachtung dieser Anwendungsmöglichkeit des A-Kohle-Verfahrens oder des Regeneratorenverfahrens bleibt zu beachten, dass die Selbstkostenhöhe des Aethylens ganz wesentlich von der Grössenordnung des Durchsatzes abhängt. Das bisherige Projekt (H.W.A.) sah eine Verarbeitung von 1 Milliarde  $m^3$  Koksogas pro Jahr, = 2.000 kg Reinaethylen pro Stunde, vor. Auf dieser Grundlage errechnete sich nach den Versuchsergebnissen in Sodingen ein Aethylenpreis von rund RM 32,- pro 100 kg, = RM 40,- pro  $100 m^3$ . Bei einem Durchsatz von nur 100 Millionen  $m^3$  Koksogas pro Jahr, = 200 kg Reinaethylen pro Stunde, steigt der Aethylenpreis bereits auf etwa RM 50,- pro 100 kg, = RM 62,50 pro  $100 m^3$  an. Diese Gestehungskosten für das hochprozentige Aethylen werden nach dem A-Kohle-Verfahren sicher nicht unterschritten.

Die Selbstkosten bei einer Erzeugung von etwa 200 kg Aethylen pro Stunde liegen nun etwa doppelt so hoch, wie die Gestehungskosten für Aethylen aus Aethan. Bei dem zwangsläufigen Anfall von Koksogasaethylen in den bestehenden Anlagen werden gleichzeitig grössere Mengen Aethan in reiner Form gewonnen, deren Umarbeitung auf Aethylen sich lohnender durchführen lässt, als eine Gewinnung von Aethylen aus Koksogas nach einem der vorgenannten Verfahren. Aus dem Aethananfall der Koksogaswasserlegung kann die Aethylendecke um etwa 50 % gesteigert werden; eine weit darüber hinausgehende Erhöhung liess sich bei Verarbeitung der Aethanmengen aus der Kohle-Hydrierung erzielen. Der Gewinnung des Aethylens aus Koksogas ohne gleichzeitige Verwertung der übrigen Gasbestandteile dürfte daher eine Bedeutung für die Friedenswirtschaft kaum beizumessen sein, da der zwangsläufige Aethylen- und Aethananfall zur Deckung der Aethylenanforderungen voraussichtlich für die nächste Zeit ausreichen wird.

69

940  
Lu.

erfahrens  
s Aethylens  
betrachtung  
erfahrens  
beschten,  
wesent-  
abhängt.  
rbeitung  
000 kg  
ndlage er-  
a Sodingen  
3, = RM 40,-  
Millionen  
o Stunde,  
50,- pro  
hungs-  
nach  
etten.  
von etwa  
pelt so  
s Aethan.  
ethylen  
grössere  
arbei-  
dest,  
s nach  
nanfall  
um et-  
nangsge-  
Aethan-  
swinnung  
e Ver-  
r eine  
essen  
nfall  
ttlich

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000070

Blatt 3 zum Schreiben vom 23./7.1940  
an die L.K.-Abteilung in Lu.

Sofern noch die errechneten Selbstkosten und die Aethylenausbeute nach dem A-Kohleverfahren durch exakte experimentelle Unterlagen erhärtet werden sollen, müssten in einem grösseren Versuchsmaßstab Ergebnisse gesammelt werden. Die Anlage wäre für einen Durchsatz von 3000 bis 5000 m<sup>3</sup> Koksogas pro Stunde zu bemessen.

Ein Anschluss bei der Ruhrchemie A.G. in Holten lässt sich nach meinen Kenntnissen über deren Anlage nicht durchführen. Ein Gaskompressor und eine Ammoniakmaschine stehen dort für etwaige Versuche nicht zur Verfügung, da die Anlage für die Stickstoff-Wasserstoff-Erzeugung voll im Betrieb ist.

Nach Rücksprache mit den Herren Dr. Hoffmann und Dr. Baumann liess sich jedoch an die geplante Verarbeitung des Koksogases in Hülse eine Versuchsanlage angliedern. Aus der in Aussicht genommenen Verarbeitung von 12.500 m<sup>3</sup> Koksogas pro Stunde könnten für die Versuche 3000 bis 5000 m<sup>3</sup> abgezweigt werden. Die erforderlichen Einrichtungen müssten z.T. beschafft und gegebenenfalls die Kosten für die Durchführung der Versuche geschätzt werden.

3.) Über diese Anwendungsmöglichkeiten hinaus könnte man an die Gewinnung der geringen Aethylenmengen denken, die sich im Anschluss an die Konzentration des Aethylens und nach der Verarbeitung desselben im Chlorhydrinprozess noch in den Restgasen befinden. Auch in diesem Falle würde die Anwendung der A-Kohle keine Vorteile bieten, da diese Restgewinnung im Zusammenhang mit der bestehenden Gasserlegung mit wesentlich geringeren Aufwand erzielt werden kann.

Dd. an die Herren  
Dr. Kiesskalt, Hoechst,  
Dir. Dr. Hoffmann, Hülse,  
Dr. Baumann, Hülse,  
Dr. Wittwer, Ludwigshafen,

Mit Deutschen Gruss

*J. Müller*  
Chemische Fabrik Holten G. m. b. H.

Chemische Werke Hüls G.m.b.H.  
TD-Dr.Emm.

000071

Marl, den 20. Juli 1940/Sp.

Aktennotiz.

Betrifft: Anreicherung von Äthylen aus Koksofengas mittels Adsorptionskohle nach dem Verfahren von Höchst.

Herr Dr. Feller hat von Herrn Dir. Dr. Ambros den Auftrag, zu prüfen, ob im Ruhrgebiet in mit der I.G. zusammenhängenden Werken eine Möglichkeit geschaffen werden kann, das Höchst-Verfahren technisch zu erproben. In einer Besprechung vom 19.7. vormittags zwischen Dir. Dr. Feller, Dir. Dr. Hoffmann und Dr. Baumann wurde darüber Klarheit erzielt, daß die einzige Stelle, an der ein derartiger Versuch unter richtigen Betriebsbedingungen durchgeführt werden kann, Hüls ist. Hüls könnte von dem unter 6 - 10 atm. zur Verfügung stehenden Koksofengas mit einer Menge von 12 000 cbm/h einen Teil, etwa 5010 - 5000 cbm für das Höchst-Verfahren abzweigen. Das Gas kann hinter der Glycerinabscheidung mittels Adsorptionskohle dem übrigen Koksofengas wieder zugemischt und der Linde-Zerlegung auf Reinwasserstoff zugeführt werden.

Herr Dr. Feller wird in diesem Sinne Herrn Dir. Dr. Ambros berichten und vorschlagen, daß eine technische Besprechung über den Fall zwischen ihm, Höchst und Hüls stattfinden soll.

118, 300, 400, 210, 4210, 11

Dr. Feller

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT LUDWIGSHAFEN A. RH.  
Zwischenprodukten-Gruppe

NR. 1 Be. 11.1.4.

Handwritten signature/initials

Handwritten text, possibly a date or reference number

Handwritten text, possibly a name or title

Main body of handwritten text, appearing to be a letter or report

Handwritten text at the bottom left, possibly a signature or name

gez. Wittwer

Durchschlag

Laboratorium Frankfurt  
der

28.2.1940

Deutsche Aktivkohle-Gesellschaft m. b. H.

H. J. Engelhardt

006073

Drohbrief  
Schlüssel  
21 FEB 1940-16  
Serien:  
50 51

Chemische Werke Mills,  
G.m.b.H.,

M. R. L. / Ars. Recklinhausen

Über Zeichen:      Über Nachricht vom:      Unter Zeichen:      Frankfurt a. M.,  
Kodenbezeichnung: Anlage 46

Hi-Pr. Ddn. 5:1.40.      Pr. 23/5/41.      13.8.40.

Brief: Adsorptionskohle.

Bei meiner Rückkehr nach 14 tägiger Abwesen-  
heit finde ich Ihr Schreiben vom d. 23. 12. 39. vor.  
Ich werde Ihnen das gewünschte Material in Kürze  
übermitteln; jedoch bitte ich Sie, sich auch bis  
anfangs nächster Woche zu melden, da ich wieder  
bis Ende dieser Woche verreisen muss.

Heil Hitler!

*H. J. Engelhardt*

2. 1940

73

an-  
von  
Küster  
h bis  
Pieder

000074

Herra  
Dr. A. Engelhardt  
Laboratorium Frankfurt der  
Deutsche Aktivkohle-Gesellschaft m. b. H.  
Frankfurt a. M.  
Bockenheimer Anlage 45

TD-Dr. Bmn.

7.3.40/Sp.

Adsorptionskohle.

Wir bestätigen den Empfang Ihres Schreibens vom  
2. März in obiger Angelegenheit. Für Ihre Ausfüh-  
rungen danken wir Ihnen bestens.

Heil Hitler!

CHEMISCHE WERKE HULS  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

gez. Hofmann

gez. ppa. Hofmann

200, 11

Abkühlen aus Holzkohle

mit Adsorptionskohle

000075

Vergleich des höchsten bzw. Lurgi Verfahrens  
mit dem Linder Verfahren

Höchster Temperatur?

I. 65863

Adsorptionsverfahren für Gas & Dämpfe.

Dr. A. Engelhardt.  
 Laboratorium Frankfurt  
 der

15 235  
 5.3.1940  
 468

**Deutsche Aktivkohle-Gesellschaft m. b. H.**

Drohanschrift: Aktivkohle Fernruf: 50151

Firma  
 Chemische Werke Hils  
 G.m.b.H.,  
 Carl  
 Kr. Rocklapphausen.

*M*  
 Herrn Dr. Engelhardt  
 006076

Ihre Zeichen: Ihre Kopie vom: Ihre Zeichen: Dr. 107/11. Frankfurt a. M.,  
 Gutenbergstr. 46  
 2.3.40.

Bezug: Adsorptionskohle.

In Ergänzung meiner Mitteilung vom 20. v. Mts. habe ich Ihnen  
 nachstehend einige Hinweise über Verwendungszweck und Preis der  
 Aktivkohlen der Deutschen Aktivkohle-Gesellschaft. Bekanntlich  
 ist die E.F. Partner dieser Firma und die I.F.-getriebene analogen  
 die Kohlen, welche Sie verwenden, sind von Levernissen - d.h.  
 von Levernissen der Deutschen Aktivkohle-Ges. - zu den in der  
 I.F. folgenden Verrechnungspreisen. Die Preisangabe für Sie ist  
 mir aber nicht möglich, da die bestehenden Preise sind Handels-  
 preise (d.h. also mit I.F.-Zuschlag).

	Liter- gewicht	Preis RM
Für die Abscheidung von organ. Dämpfen aus Luft	400 g	ca. 1.00/kg
Für Entschwärzung von Wasser	300 g	ca. 1.30/kg
Für Entschwärzung von Wasser	400 g	ca. 1.30/kg
Für Wasseraufbereitung Kohlen		als ca. 1.50/kg
Für Geschmacks- und Geruchsverbesserung werden hauptsächlich pulverförmige Kohlen angegeben; für Sonderzwecke benutzt man auch körnige Kohlen (ca. 2 mm, insbesondere für die Abscheidung von Schwefelwasser aus Kondensaten). Als körniges Hydratfärbemittel in Betracht: Hydratfärbemittel II, ca. 1.00/kg		

Für Entschwärzung von Flüssigkeiten: die hochwertigste Kohle ist  
 Carboraffin (Hersteller Levernissen; Preis ca. RM 1.00/kg);  
 Ausserdem sind noch Sort (Boritt)-Kohlen in Handel, welche  
 in den zur Deutschen Gold- u. Silber-Scheidanstalt gehörigen  
 Werk Chemische Werke Carbon G.m.b.H., Ratibor hergestellt wer-  
 den. Der Preis dieser Kohlen ist bestimmt durch Reinheitsgrad  
 und adsorptive Leistung und liegt zwischen RM 1.50 - RM 1.30/  
 1 kg.

Anlass: Waters. Nr. 5/39.

Hell Hiltner  
 Engelhardt

Abschrift TD-Büro/S.

Laboratorium  
I.A.K.  
Frankfurt/M.

Frankfurt/M., 28.9.39

000677

Untersuchung Nr. 5/39.

Betrifft: Rückgewinnung von höher siedenden Kohlenwasserstoffen,  
Styrol und Äthylbenzol.  
(Continental-Gummiwerke A.-G., Hannover; Schreiben Oertel  
vom 30.5.39).

	Styrol monc	Äthyl- benzol
Formel	$C_6H_5 \cdot CH = CH_2$	$C_6H_5 \cdot C_2H_5$
Mol.-Gew.	104	106
Dichte	0,907	0,876
Siedepunkt °C.	145	136
Sättigung 20°	31 g/m <sup>3</sup>	40 g/m <sup>3</sup>
<u>Beladungsversuche</u>		
Kohlesorte	Supersorbon nachaktiviert B.687	Supersorbon Leverkusen B.1788
Schüttgewicht	33,3	37,3
Benzelaufnahme 20°		
As/10	50,1	29,5
Vs/10	17,2	11,0
Kohleschichthöhe	18 cm	
I a Kohlenmenge	450 ccm	
" " g	150	180
<u>Beladung</u>		
Richtung	von unten nach oben	
Strömungsgeschwindigkeit	10 cm/sec	
Lösungsmittelgehalt	ca. 5 g/m <sup>3</sup>	ca. 6,5 g/m <sup>3</sup>

000078

	Styrol mono	Athyl- benzol
	Supersorbon nachaktiviert	Supersorbon Leverkusen
Wassergehalt der Luft zu 70 % H <sub>2</sub> O ge- sättigt		trocken
Wassergehalt der Kohle		0 (trockene Kohle)
<u>Ausdämpfung</u>		
Richtung	von oben nach unten	
Geschwindigkeit	ca. 10 cm/sec	
Dampfmenge	10 kg/l kg Lösemittel	
Temperatur der Kohle	180°	
Zusatzbeladung	35-40 %	20-22%
Restbeladung	2- 5 %	2- 4 %

Die unterschiedliche Zusatzbeladung ist durch die verschieden hohe Adsorptionsleistung (As/10: 50 bzw. 29) bedingt.

Styrol sowie Athylbenzol sind wiedergewinnbar. Die Restbeladung bleibt mit geringen Schwankungen konstant; allerdings wurde bei einer verhältnismäßig hohen Ausdämpfungstemperatur gearbeitet, ebenso war der Dampfverbrauch höher als im Betrieb üblich.

Es ist überraschend, daß die Styroldämpfe unter den Arbeitsbedingungen des Versuches nicht zu Harzen polymerisiert sind, welche die Aktivkohle schnell unwirksam gemacht haben würden. Dies kann darin begründet sein, daß die schnelle Polymerisation von Styrol nur in Gegenwart anderer Harzbildner stattfindet. Es ist also erforderlich, durch Betriebsversuche festzustellen, ob die im Laboratorium ermittelte Rückgewinnbarkeit des Styrols auch bei dem sicherlich ein Gemisch darstellenden - Kohlenwasserstoff der Betriebsabluft möglich ist.

Die Rückgewinnung beider Lösemittel hat gemäß früheren Anfragen für die Buna Werke Schkopau Interesse, sodaß es sich empfehlen dürfte, die Buna Werke auf die Möglichkeit der Rückgewinnung dieser Stoffe aufmerksam zu machen.

Mr/K.  
Verteilung: LW/DAK. (2), Mr.  
Labor/DAK. (2), Res. (5)  
AKA-Betriebsakten/DAK

M. Müller.  
Laboratorium  
D.A.K.  
Frankfurt/M.

8.9.39

7

fen,  
a Oertel

5

3

on  
1

3

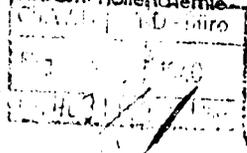
Chemische Fabrik Holten G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

006879

Formul. Nr. 00745-40

Drahtwort: Holtenchemie

Schlüssel: Rudolf Mosse Code



Einschreiben!

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,  
Chefingenieurbüro,

Frankfurt (Main) - Höchst.

29. Februar 1940.

Betrifft: Aethylengewinnung  
Ihr Schreiben vom 21.2.1940.

Für die Übermittlung Ihrer Ausführungen  
nebst den Anlagen danke ich Ihnen bestens.

Wie sich aus den beiderseitigen Aufstel-  
lungen ergibt, errechnen sich Ihre günstigeren Endergeb-  
nisse auf 100 kg Aethylen ausgedrückt im wesentlichen aus  
den höher eingesetzten Ausbeuten.

Im Falle der Anreicherung des Aethylens  
mittels A-Kohle möchte ich mich allerdings der Auffassung  
der Lurgi anschließen, die wohl aufgrund ihrer prakti-  
schen Erfahrungen nur mit einem Satz von 66 % an ausge-  
brachtem Aethylen rechnet. Abgesehen davon, dass das Aus-  
bringen aus dem Leuchtgas mit 95 % m.E. bereits über dem  
effektiven praktischen Ergebnis liegen wird, ist weiter  
zu beachten, dass die verdünnte Aethylenfraktion die ge-  
samte Kohlensäure des Leuchtgases mitenthält und infolge  
dessen in der zweiten Stufe -der Reingewinnung- durch die  
notwendige Kohlensäureentfernung keineswegs mit einer  
95 %igen Ausbeute an Reineäthylen zu rechnen ist. Die Aus-  
beute in der zweiten Stufe ist nicht über 85 % anzusetzen,  
da andernfalls sehr erhebliche Gasrückführungen aus den  
entspannten Gasen der Druckwasserwäsche vorgenommen wer-  
den müssen.

b.H.

879

se Code

ref. 2  
ft. 1/2

1940.

führungen

Aufstel-  
Endergeb-  
lichen aus

ethylens  
Auffassung

prakti-  
ausge-  
das Aus-  
über dem  
weiter  
die ge-  
infolge  
durch die  
einer

Die Aus-  
anzusetzen,  
aus den  
nen wer-

000080

Chemische Fabrik Holten

Oberhammeln

Blatt 3 zum Schutz d. d. d. d. vom 29.2.1941.

Bezieht die Chemische Fabrik Holten  
sich in obigen Angelegenheit auf  
die die Chemische Fabrik Holten  
nicht auf diesen Punkt eingegangen  
ist. Die Chemische Fabrik Holten  
hat die Chemische Fabrik Holten  
auf seine Tätigkeit am 29.2.1941  
besonderes Interesse an der  
Erklärung der Chemischen Fabrik  
Holten über die Tätigkeit der  
Chemischen Fabrik Holten  
auf die Tätigkeit der Chemischen  
Fabrik Holten. Die Chemische  
Fabrik Holten hat die Tätigkeit  
der Chemischen Fabrik Holten  
auf die Tätigkeit der Chemischen  
Fabrik Holten.

Anlage 1

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen, Holten

000081

Anlage zum Schr.an I.G.Höchst vom 29.2.1940.

Gegenüberstellung.

Aethylengewinnung, Projekt: Höchst

Ihre Rechnung vom 21.2.40 / meine Rechnung vom 6.2.40

Gewonnen werden	147 cbm) <u>90%</u>	123 cbm) <u>75%</u>
=	184 kg ) Ausbeute	154 kg ) Ausbeute

Gesamtkosten

pro Stunde	₹ 77,55	₹ 87,57
pro 100 kg	₹ 41,96	₹ 56,86

Aethylengewinnung, Projekt: Ruhrgebiet

Ihre Rechnung vom 21.2.40 / meine Rechnung vom 3.2.40  
(mittels A-Kohle) (Tiefkühlverfahren)

Gewonnen werden	2930 cbm) <u>90%</u>	1600 cbm) <u>75%</u>
=	2530 kg ) Ausbeute	2000 kg ) Ausbeute

Gesamtkosten

pro Stunde	₹ 675,95	₹ 638,40
pro 100 kg	₹ 26,70	₹ 31,92

Ch. W. H. G. m. b. H.

I/210

RECHNUNGSABSCHEIDUNG  
1940

000082

Marl, den 25.2.40 W.

Aktennotiz.

Betreff: Äthylengewinnung; Entgegnung zur Aktennotiz Höchst vom 1.2.40.

Zu Seite 2, dritter Absatz: Wir sind der Auffassung, daß die Gewinnung von Reinäthylen unter Einschaltung des normalen A-Kohle-Verfahrens nicht im selben Maße gerechtfertigt ist wie das Linde-Brühl-Verfahren. Beim Linde-Brühl-Verfahren wird die Kohlensäure weitgehend im Regenerator zurückgehalten und geht wieder in das Koksogas, während sie beim A-Kohle-Verfahren praktisch völlig in Rohäthylen enthalten ist. Die Entfernung der Kohlensäure aus dem über das A-Kohle-Verfahren gewonnenen Rohäthylen erfordert eine Druckwasser-Wäsche, in der sehr viel Äthylen gelöst wird. Zur Wiedergewinnung dieses Äthylens sind Sondermaßnahmen notwendig, deren Ausgestaltung nicht nur allein durch Rechnung bestimmt werden kann.

Zur Fußnote: Dasselbe wie hinsichtlich der Entfernung der Kohlensäure, gilt auch für die Fußnote. Die Spesen für die Aufarbeitung eines 50 %igen Rohäthylens auf Reinäthylen betragen erfahrungsgemäß 9 - 10 Pf. pro Kilo. Diese Spesen treten auf alle Fälle auch im vorliegenden Falle auf, unabhängig davon, ob die Destillationsrückstände vom Äthan ab (d. h. das Überschüssige) wieder dem primären Gas zugemischt werden oder nicht. Zu diesen Kosten kommen noch zusätzlich die für die Kohlensäureentfernung und für die Rückführung des bei der Kohlensäureentfernung gelösten Acetylens.

Verteiler: Herrn Dir. Dr. Hoffmann, Chemische Werke Huls  
Herrn Dr. Baumann " " "  
Herrn Dr. Schilling " " "  
Herrn Dr. Feller Chemische Fabrik Holten  
Herrn Dr. Blöw I. G. Ludwigshafen  
Herrn Dr. Wittwer " "

# I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

000083

26. 2. 1940  
451

POSTANSCHRIFT DER ANWERTER  
I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft, Frankfurt (Main) - Höchst

QUALITÄT  
FARBEN  
TECHNISCHE  
VERSUCHS  
LABORATORIEN  
FRANKFURT (MAIN) - HOCHST

Herrn

Direktor Dr. F e l l e r  
Chemische Fabrik Holten A.G.  
Oberhausen - Holten

Ihre Zeichen: Ihre Nachricht vom: Unsere Nachricht vom: Unser Hauptort: Unsere Zeichen: Cheating-Büro

FRANKFURT (MAIN)-HOCHST

Betreff: Aethylen-Gewinnung.

21. Februar 1940.

Sehr geehrter Herr Dr. Feller!

Mir bestätigen dankend den Empfang Ihres oben erwähnten Schreibens nebst der Kalkulation für Aethylen-Gewinnung nach dem Druck-Hilts-Absorptionsverfahren aus dem Frankfurter Stadt. as. Wir haben auf Grund Ihrer Entgegnungen eine neue Kalkulation aufgemacht, die allerdings in folgenden Punkten von Ihren Voraussetzungen abweicht:

- 1.) Die Ausbeute an  $C_2H_4$  in den Absorbern kann, im Gegensatz zu dem Verfahren der Lurgi, auf Grund unserer Versuche zu mindestens 95% annehmen werden, da wir einzuwerten, dessen letzten Absorber nachschalten. Wir arbeiten daher bei unserem Druck-Hilts-Verfahren im Gegensatz zur Lurgi-Wasser mit Durchbruch noch mit Ausdampfung, woraus sich der hohe Wirkungsgrad unseres Verfahrens ergibt. Dieser muss auch höher liegen als beim Linde-Trennverfahren, da dieses mit einem  $C_2H_4$  - Restpartialdruck sowohl im abgehenden Formgas wie im Gasstrom arbeitet. Dagegen ist ersteres bei unserem Verfahren nicht nur theoretisch, sondern nach praktischer Null, letzteres Verlustquelle entfällt aber.
- 2.) In der nachgeschalteten Linde-Trennanlage rechnen wir mit einer Ausbeute von 95%, sodass sich ein Gesamtwirkungsgrad von ca. 90% ergibt.
- 3.) Labor- und Verwaltungskosten sind in dem verhältnismässig hohen Gas- und Dampfpreis der Main-Gaswerke bereits enthalten. Diese übernehmen die Betriebsführung.

CHAFT

6. 2. 1940

N)-HOCHST

1940.

Schreibens

...-Kälte-

haben auf

... die

... abweichen

... nicht zu

... zu min-

... , Desor-

... unserer

... it Durch-

... ungsgr...

... Verfahren

... im abgeron-

... derer bei

... praktisch

... mit einer

... von ca.

... ssig hohen

... Diese

-2-

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT, FRANKFURT (MAIN)-HOCHST

000084

Unsere Zeichen Tag Blatt  
Chefing. Büro 21.2.1940 -2-  
Dr. Qu/N.

Herrn Direktor Dr. Feller, Chemische Fabrik Holten G.m.b.H.

- 4.) In den Anlagekosten, im Dampfverbrauch und in den Kosten für Materialien muss die Benzorbon-Anlage ausgeschaltet werden, da diese von den Main-Gaswerken erstellt und betrieben wird und im übrigen sich selbst trägt. (Bereits normale Benzorbon-Anlagen rechnen sich. Druck-Benzorbon-Anlagen ohne anteilige Kompressionskosten, wie in unserem Falle, tun dies in noch höherem Masse.)
- 5.) Der Dampfverbrauch für die Desorption ist mit reichlichem Zuschlag gerechnet worden.
- 6.) Die Anlagekosten sind jetzt einschliesslich 12 % für Unvorhergesehenes mit RM 900.000.— eingesetzt.
- 7.) Einen Gasverlust von 2 % der Ausgangsmenge einzusetzen, halten wir bei dem A-Kohleverfahren für viel zu hoch. Wir haben deshalb den auch bei einer Kleinanlage u.K. schon reichlich hoch gegriffenen Wert von 1 % eingesetzt.

Wie aus der Anlage 1 hervorgeht, ergibt die neue Kalkulation einen Preis von RM 41,90 / 100 kg Reinaethylen. Diese Kalkulation enthält also die gesamten Abtrennspeisen für alle schweren Kohlenwasserstoffe und die Reindestillation des Aethylens (einschliesslich Methan). Das "Gasol" wird in das Stadtgas zunächst zurückgegeben. Wird es später ganz oder teilweise gewonnen und nutzbar gemacht, so übernimmt es einen Teil der heute dem Aethylen ganz belasteten Trennspeisen mit entsprechender Verbilligung des Aethylens.

Im Vergleich mit den Kosten der Grossanlagen im Ruhrgebiet ist schliesslich darauf hinzuweisen, dass diese sich dem Umfang nach zu Frankfurt verhalten wie 10 : 1 und dass wir zunächst von nur 1,3 % Aethylengehalt ausgehen. Dieser Prozentgehalt soll nach dem Krieg auf mindestens 1,6 % gesteigert werden.

Wir erlauben uns ferner, Ihnen in der Anlage 2 eine Kalkulation der Aethylen-Gewinnung nach einem abgewandelten Druck-Kälte-Adsorptionsverfahren für die Grossanlage Hamborn zuzustellen. Hier liegen die Verhältnisse wesentlich günstiger als bei der ausserdem kleineren

-3-

N)-HOCHST

Blatt

40 -2-

b.H.

osten für  
werden,  
ben wird  
enzorbon-  
nteilige  
n noch

ischen Zu-

Unvorher-

on, halten  
ben des-  
ich hoch

ion einen  
on enthält  
asserstoffe  
ethan).  
Wird es  
so über-  
Trenn-

ist  
g nach  
n nur  
ach dem

ation der  
sorptions-  
egen die  
binären

-3-

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT, FRANKFURT (MAIN)-HOCHST

000085

Unsere Zeichen

Tage

Blatt

Choring, Büro  
Dr. Gu/N.

21.2.1940

-3-

Herrn Direktor Dr. Feller, Chemische Fabrik Holten G.m.b.H.

Anlage in Frankfurt a.M., weil das Gas unter Druck steht und der Aethylengehalt erheblich höher ist. Die in enger Anlehnung an Ihre Kalkulationsunterlagen durchgeführte Spesenrechnung ergibt einen Preis von RM 26,70 / 100 kg Reinaethylen gegenüber RM 31,92 / 100 kg Reinaethylen nach dem vergleichbaren Linde-Fränkel-Verfahren und RM 35,97 / 100 kg Reinaethylen nach dem Lurgi-Verfahren, sodass also auch hier ein verbessertes Adsorptionsverfahren zu prüfen wäre.

Heil Hitler!

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

2 Anlagen.

L.: Chemische Werke Hüls.

Ffm.-Höchst, den 21. Februar 1940.

Anlage 1.

000086

Aethylen-Gewinnung nach dem Druck-Kälte-Adsorptionsverfahren

im Gaswerk Frankfurt (Main).

I. Voraussetzungen.

12500 Nm<sup>3</sup>/h Leuchtgas (Kammergas + 30% Wassergas) mit 1,31% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>; 1,07% C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>; 0,46% andere schwere Kohlenwasserstoffe. Das Gas wird in einer Benzorbon-Anlage vom Benzol befreit und unter Druck (4 ata) bei niedrigen Temperaturen (-20°C Entspannungskälte) an Aktivkohle adsorbiert.

II. Schaltschema und Beschreibung des Verfahrens siehe Bericht vom 29.1.1940.

III. Anlagekosten = 800000.-RM. lt. Bericht vom 29.1.1940 zuzüglich 12% für Unvorhergesehenes = 900000.- RM.

IV. Gesamtspesen:

12500 Nm<sup>3</sup>/h mit 1,31% Aethylen; hiervon gewinnbar 90% als reines Aethylen = 147 Nm<sup>3</sup>/h = 184 kg/h = 130 Moto.

A. Betriebskosten.

	Je Stunde
1.) Löhne und Gehälter	RM.
2 Arbeiter = 2 Stunden zu RM.2.-	4.-
2.) Energien	
a) Dampf 5 t zu RM.3.20	RM.16.-
b) Strom 245 kWh zu RM.2.70/kWh (Lindø 150, sonst. 95)	" 6.62 22.62
3.) Materialien	
a) A-Kohle: Verbrauch = 1kg Kohle für 150 kg C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> zu RM. 2.-/kg	2.45

Uebertrag 29.07 RM.

" 2 "

er 1940.

000086

fahrt

1,31

stoffe

efreit

(~20%)

Bericht

zuzüg-

% als

unde

32

15

77 RM.

2

000087

Uebertrag

RM.  
29.07

- b) Silicagel, Verbrauch = 0.50 RM/h 0.50
- c) Oel u. sonstige Kleinstoffen 0.75
- 4.) Abschreibung: 10% vom Anlagekapital von RM. 900000.-  
- RM. 90000 : 8000 h 11.25
- 5.) Verzinsung: 3,5% über 10 Jahre gleichbleibend  
gerechnet RM. 31500:8000h 3.94
- 6.) Reparaturen: 5% vom Anlagekapital: 8000 h 5.63
- 7.) Feuerschutz, Steuern und Versicherungen:  
1,3% vom Anlagekapital : 8000 h 1.47
- 8.) Sonstige unvorhergesehene Kosten 5.-

Summe Betriebskosten = 57.61

B. Rohmaterial.

- 1.) Aethylen : 147 Nm<sup>3</sup>/h zu 15000 WE Ho  
1000 WE = 0,72 Pf., d.h. 1m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> = 10,8 Pf. RM. 15,96
- 2.) Gasverlust : 1% von 12500 Nm<sup>3</sup>/h = 125 Nm<sup>3</sup>/h  
zu 4000 WE, d.h. 1 Nm<sup>3</sup> = 2,88 Pf. 3.60 19.48

Gestehungskosten für 184 kg/h C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> rein 77.69

Gestehungskosten für 100 kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> rein = RM. 41.00

-----  
-----

Pfm.-Höchst, den 21. Februar 1940.

Anlage 2.

000688

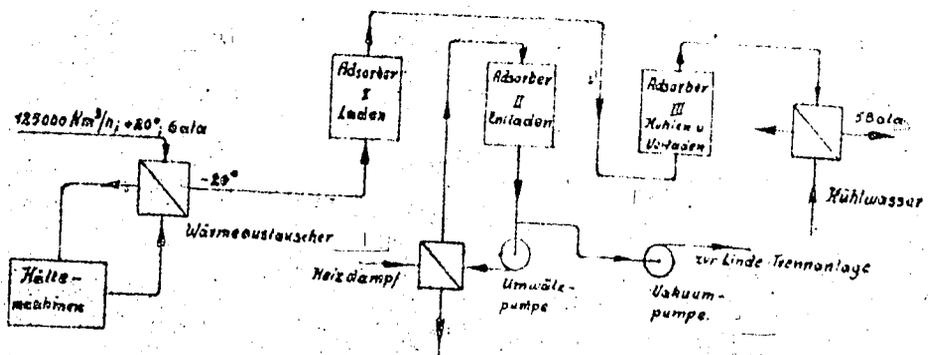
Aethylen-Gewinnung nach dem Druck-Kälte-Adsorptionsverfahren

für Hamborn.

1.) Voraussetzungen.

$1 \cdot 10^9$  Nm<sup>3</sup>/Jahr Koksofengas von 5 atü und  $\sim 20^\circ\text{C}$ , d.h. bei 8000 h Betrieb = 120000 Nm<sup>3</sup>/h. 1,8% C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>; 1,5% C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>; 0,6% andere schwere Kohlenwasserstoffe. Das Gas ist bereits entbenzolt. Strompreis = RM.2.-/kWh; Dampfpreis  $\sim$  RM.3.50/t bei 17 atü, 320°C; Gaspreis = 2,4 Pf./5000 WE.

2.) Schaltung.



Das Gas wird zunächst in einem Wärmeaustauscher, z.B. in einem Kaskadenkühler, durch Kühlsole auf  $-20^\circ$  gekühlt und tritt dann in den vorgeladenen Adsorber I ein. Der weitere Verlauf, die

uar 1940.

0688

hren  
=====

. bei  
6 ; 0,6%  
ts ent-  
3.50/t



in einem  
mit dann  
, die

2 6

000089

Temperaturen usw. sind ähnlich wie in dem Bericht vom 22.1.1940, Schema Sch 1395a, angegeben. Die Beladungsmöglichkeit der Kohle ist jedoch wesentlich besser, da der Aethylengehalt und der Druck des Rohgases höher sind. Im Gegensatz zum Lurgi-Verfahren beträgt die Ausbeute 95%, da der nachgeschaltete Adsorber III den Durchbruch des  $C_2H_4$  mit Sicherheit verhindert und gas Entladen nicht mit Wasserdampf, sondern durch Erwärmen im Kreislauf und Entspannung erfolgt. Die Linde-Trennanlage arbeitet mit 95% Mengenwirkungsgrad. Anstelle des für die Frankfurter Verhältnisse bei Drucklosem Rohgas im Bericht vom 22.1.1940 erwähnten Maschinenatzes Dampf-turbine-Turbokompressor-Gasturbine ist eine normale Kühlmachtrenanlage getreten, da das Gas in Hamborn bereits unter Druck zur Verfügung steht.

3.) Bedarf an A-Kohle.

Partialdruck bei 6 ata und 3,9 Vol%  $C_2H_4$ ,  $C_2H_6$  und andere schwere Kohlenwasserstoffe = 173 mm Hg. Bei  $-20^\circ$  und 173 mm Hg. beträgt die Beladungshöhe =  $114 \text{ cm}^3/\text{g}$ . Restbeladung bei  $90^\circ$  und 100 mm Hg. Evakuierung =  $\sim 8 \text{ cm}^3/\text{g}$ . Erforderliche A-Kohle je Adsorber =  $\frac{125000 \text{ Nm}^3 \cdot 3,9\% \cdot 1000}{(114 - 8) \text{ l/kg} \cdot 100} = 46000 \text{ kg/ Adsorber}$  oder 138000 kg insgesamt = 276000.- RM., also entgegen dem ursprünglichen A-Kohle-Projekt Hamborn erheblich verringerte A-Kohlemenge.

4.) Energiebedarf.

a) Kälte (Die Arbeitstemperatur von  $-20^\circ\text{C}$  ist auf Grund einer Schätzung gewählt, eine systematische Ermittlung der optimalen Temperatur ergibt vielleicht noch Ersparnismöglichkeiten).

000090

125000 Nm<sup>3</sup>/h .  $\gamma \cdot \rho_p = 125000 \cdot 0,5 \cdot 0,7 = 43750 \text{ kcal/o}$   
 Bei  $t = 40^\circ$  ergibt das = 1750000 kcal/h, wobei ein Kälte-  
 verlust von 25% bereits eingerechnet ist, vgl. Bericht vom  
 29.1.1940, S.4-5. Diese Kälte kann nach Ergebnissen ausge-  
 führter Anlagen ähnlicher Grösse zu einem Preise von RM.2,20/  
 100000 kcal einschl. aller Kosten (Strom, Bedienung, Amortisa-  
 tion, Reparaturen, Verrattung usw.) erzeugt werden. Es sind so-  
 mit für die Gaskühlung stündlich 38,50 RM. aufzuwenden. Die  
 Kältemaschinenanlage kostet bei 3 Maschinen zu 600000 kcal/h  
 + 1 Reservemaschine = 4 x RM. 160000.- einschl. aller Neben-  
 kosten, Gebäude usw. = 640000.- RM.

b) Heizdampf.

Nach Rechnung ähnlich Bericht vom 29.1.1940 = ~ 6 t/h  
 zum Desorbieren + 25% Zuschlag für Sonstiges = 7,5 t/h.

c) Stromverbrauch und d) Kühlwasser nach Rechnung Holten,  
 siehe später unter 6.).

5.) Anlagekosten.

125000 Nm<sup>3</sup>/h . 1,8% . 90% = 2020 Nm<sup>3</sup>/h C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> rein = 2530 kg/h

1.) Anlage für die Anreicherung (Adsorber)

= 2,26 . 10<sup>6</sup> 138000 kg A-Kohle = 623000 = ~ 650000 RM.  
 500000 kg

2.) 3 Trenner für Reinäthylen zu 675 Nm<sup>3</sup>/h = 2020000 RM.

3.) Erste A-Kohlefüllung 138000 kg = ~ 280000 RM.

Uebertrag 2950000 RM.

000090

cal/o .  
 n Kälte=  
 vom  
 usge=  
 n RM.2,20/  
 Amortisa=  
 Es sind so=  
 en. Die  
 0 kcal/h  
 r Neben=  
  
 t/h  
 t/h.  
 lten,  
  
 30 kg/h  
  
 RM.  
 RM.  
 RM.  
 RM.

000091

Uebertrag RM 2950000.--

4.) Sonstige Anlageteile, wie Kühler, Vorwärmer, elektr. Antrieb, Schaltanlagen, Wasserversorgung, Rohrleitungen, Gasmeter, Gebäude, insgesamt = 4500000.--

Summe = RM 7450000.--

Dazu noch die im Kältepreis bereits enthaltene Kältemaschinenanlage = 640000.-- RM. Also Gesamtanlagekosten = RM 8090000.--

6.) Gesamtspesen der Aethylengewinnung aus Kokrofen gas durch Adsorption mit A-Kohle nach dem Druck-Kälteverfahren.

Leistung = 2020 Nm<sup>3</sup>/h = 2530 kg/h Reinäthylen.

A. Betriebskosten. RM je Stunde

1) Löhne und Gehälter (nach Schema Holten) 27.30

2) Energien:

a) Strom (nach Holten) für Gaszerlegung Reinäthylen:

3800 kWh .  $\frac{2530}{2000}$  = 4800 kWh

2. für Umlaufwasser und sonstiges = 500 kWh

3. für Gasbewegung =  $\frac{400 \text{ kWh}}{5700 \text{ kWh}}$  = 114.--

b) Dampf für Desorption und Sonstiges nach Rechnung (kein Ausdampfen) = 7,5 t/h x 3.50 = 26.20

c) Wasser (nach Holten) 300 m<sup>3</sup> x 6.--/t = 18.--

d) Kälte, nach Sonderrechnung 38.50

Uebertrag RM 224.50

000092

Uebertrag

RM 224.50

3.) Materialien:

- a) A-Kohle, <sup>1 kg</sup> für 150 kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>  
(kein Dämpfen, also größere Haltbarkeit);  
für 2530 kg/h somit = 16,95kg x 2.-RM = 33.70
- b) Stickstoff: 200 m<sup>3</sup>; 3 RM 6.- = 12.--
- c) Öl u. Sonstiges RM.3500/Monat: 700 = 5.--

4.) Laborunkosten: 10% vom Lohn u. Gehalt = 2.78

5.) Verwaltungsunkosten: 15% " " " = 4.17

6.) Abschreibung: 10% von 7,45 Millionen  
= RM 745000:8000h = 93.20

7.) Reparatur: 4% " " " = 37.30  
= RM 304000:8000h =

8.) Feuerchutz, Versicherungen und Steuern  
: 1,37 von 7,45 Millionen : 8000 h = 13.10

9.) Sonstige unvorhergesehene Unkosten = 50.--

Betriebskosten 474.75 RM.

B) Rohmaterial.

1.) Acetylen: 2030 Nm<sup>3</sup>/h zu 7,2 Pf. = 146.--

2.) Gasverlust: 2% von 125000 Nm<sup>3</sup> = 2500 Nm<sup>3</sup>  
zu 4600 WE = 2300 Nm<sup>3</sup> zu 5000 WE;  
je Nm<sup>3</sup> 2,4 Pf. = 55.80

Gestehungskosten: für 2530 kg/h Reinnäthylen = RM. 676.95

für 100 kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> somit = RM. 28.70

00091

M 2950000.--

4500000.--

M 7450000.-

M 8090000.-

durch

n.

Je Stunde

27.30

4.--

3.20

1.--

0.50

0.50

5 --

000093

Vertraulich

I.G. Farbenindustrie A.G.  
Zwischenprodukten-Gruppe  
Ludwigshafen/Rhein

L.H.-Abt. Dr.B. 9.2.40

Dr.Ho.

17. Februar 1940/Sp.

Äthylen aus Koksogas.

Die Nachprüfung der Kalkulation von Herrn Dr. Feller auf Grund unserer Kalkulationsrichtlinien und Unterlagen ergab höhere Gestehpreise für das Äthylen, als sie von Herrn Dr. Feller errechnet wurden. Insbesondere sind nach unserer Auffassung die lohngelundenen Spesen höher anzusetzen.

Da dies jedoch sowohl für die Kosten des Äthylens nach dem Verfahren mit Adsorptionskohle als auch nach dem Linde-Fränkli-Verfahren gilt, bleibt der von Herrn Dr. Feller errechnete relative Unterschied zwischen beiden Verfahren praktisch derselbe.

Der angenommene Verbrauch von A-Kohle (1 kg A-Kohle für 100 kg Äthylen) dürfte bei der praktischen Durchführung des Verfahrens sich wahrscheinlich noch erhöhen. Die von Dr. Feller angesetzte Zahl ist die selbe, wie sie praktisch bei Entformung von Benzol aus Koksogas erzielt wird. Es ist anzunehmen, daß bei der viel geringeren Beladefähigkeit der A-Kohle im vorliegenden Fall und den dadurch bedingten vermehrten Desorptionen je Einheit Erzeugung eine Beladefähigkeit von 100 kg Äthylen je kg Adsorptionskohle nicht erreicht wird.

Herr Dr. Feller hat für die Desorption des Äthylens aus der Adsorptionskohle je kg Äthylen 8 kg Dampf eingesetzt. Versucht man diese Zahl unter Berücksichtigung der spezifischen Wärme der Kohle, des Wasserwertes des Apparates, der Adsorptionswärme und der auftretenden Wärmeverluste durch Abstrahlung und für Desorption von anderen Stoffen als Äthylen zu ermitteln,

000093

Februar 1940/Sp.

unsorer  
für des  
andere sind  
zen.

ahren mit  
bleibt  
n beiden

ithylen)  
rscheinlich  
o sie prak-  
ist anzu-  
im vorlie-  
Einheit  
onskohle

ptions-  
i unter  
es des  
o durch  
ormitteln,

000094

I.G. Farbenindustrie A.G.  
Ludwigshafen/Rhein

17.11.40

so kommt man tatsächlich auf Kohlen, die in derselben Größenordnung sind.  
Wir sind daher der Auffassung, daß eine Begutachtung der beiden Verfahren  
auf Grund der von Herrn Dr. P. Müller ermittelten Gestaltskonstanten des Äthylens  
berechtigt ist, und daß das Verfahren nach Lindo-Prüflich auf alle Fälle den  
Vorzug verdient. Hinzu kommt noch, daß über das Verfahren nach Lindo-Prüflich  
heute schon positive Ergebnisse an einer größeren Versuchsanlage vorliegen,  
während über das Verfahren zur Anreicherung von Äthylen mittels Aktivkohle keine  
technischen Unterlagen existieren.

Beil. Müller:  
CHEMISCHER WERK HULS  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung  
gez. Hoffmann      gez. ppa. Baumann

ACTA, 110, 120, 130,  
140, 150, 160, 170,  
180, 190, 200, 210,  
220, 230, 240, 250,  
260, 270, 280, 290,  
300, 310, 320, 330,  
340, 350, 360, 370,  
380, 390, 400, 410,  
420, 430, 440, 450,  
460, 470, 480, 490,  
500, 510, 520, 530,  
540, 550, 560, 570,  
580, 590, 600, 610,  
620, 630, 640, 650,  
660, 670, 680, 690,  
700, 710, 720, 730,  
740, 750, 760, 770,  
780, 790, 800, 810,  
820, 830, 840, 850,  
860, 870, 880, 890,  
900, 910, 920, 930,  
940, 950, 960, 970,  
980, 990, 1000

I. G. Höchst  
Chefingenieurbüro

Unsere Zeichen  
Dr.Ki./N.

000895

14. Februar 1940.

Herrn Dr. Baumann,  
Herrn Dr. Hoffmann,  
Herrn Dr. Schilling,  
Herrn Dr. Feller,  
Herrn Dr. Bellow,  
Herrn Dr. Wittwer,

Chemische Werke Hüls.  
Chemische Werke Hüls.  
Chemische Werke Hüls.  
Chemische Fabrik Holten.  
I.G. Ludwigshafen.  
I.G. Ludwigshafen.

Betr.: Aethylen-Gewinnung.  
Besprechung am 1. Februar 1940 in Höchst.

Sie erhalten in der Anlage Niederschrift über die Besprechung  
am Donnerstag, den 1. Februar 1940 in Höchst über Aethylen-  
Gewinnung.

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

ppa. Dr. Kießkalt

ppa. Dr. Lange

Anlage.

## Aktennotiz

betr.: Aethylen - Gewinnung.

Besprechung am Donnerstag, den 1. Februar 1940 in Höchst.

<u>Anwesend:</u>	Dr. Baumann,	Höchst.
	Dr. Hoffmann,	Höchst.
	Dr. Schilling,	Höchst.
	Dr. Feller,	Holten,
	Dr. Bülow,	Ludwigshafen,
	Dr. Wittwer,	Ludwigshafen,
	Dr. Engelhardt,	CBN Frankfurt a.M.
	Dr. Lange,	Höchst.
	Dr. Kiesskalt,	Höchst.
	Dr. Kruta,	Höchst.
	Dr. Möller,	Höchst.
	Dr. Patat,	Höchst.
	Dr. Queenau,	Höchst.

Einleitend trägt Dr. Kruta das Aethylen-Gewinnungsverfahren aus Stadtgas durch das Druck-Kühl-Verfahren nach den IG-Patentanmeldungen 7412, 7412a und 7412b vor. Es bezieht sich auf einen Maximaldurchsatz von 12.500 Nm<sup>3</sup> Stadtgas mit zunächst nur 1,3% Aethylengehalt. Die vorgelegte kalkulations-Schätzung führt zu einem Preis von RM 300.-- /t Reineäthylen und enthält in den Positionen Heizwertvergrütungen und Dampfkosten die Gewinnmöglichkeiten der Main-Gaswerke. Diese Punkte sind bei einem Vergleich mit Ruhr-Anlagen der IG oder Gemeinschaftsunternehmungen zu beachten.

Dr. Feller macht zunächst darauf aufmerksam, dass die Trennkosten für Reineäthylen aus einem 45%igen Kohlegasgemisch, das noch Kohlendioxyd, Wasserstoff und andere Kohlenwasserstoffe enthält, mit 3 Pfg. nach dem Linde-Vorschlag zu gering eingesetzt sind. Er rechnet mit 9 - 10 Pfg./kg Aethylen und weist auf die besonderen Schwierigkeiten der CO<sub>2</sub>-Trennung hin. Es ergibt sich aber, dass für den Fall Main-Gaswerke Frankfurt a.M. und IG Höchst wahrscheinlich so scharfe Reinheitsbedingungen nicht zu stellen sind und dass vor allem der Propylen-Gehalt für die Höchster Waschmittel wahrscheinlich auch nicht steht. Die Höchster Reklamation gegen frühere Aethylen-Lieferungen von Holten hat sich auf den Acetaldehyd-Gehalt bezogen.

000096

r 1940.

in Höchst.

ren aus  
ntanmel-  
nen Maximal-  
Aethylen-  
inem Preis  
en Heizwert-  
ain-Gas-  
agen der  
  
nnkosten  
Kohlen-  
, mit  
. Er rech-  
ren Schwie-  
für den  
hlich so  
ss vor  
rschein-  
ere  
yd-Gehalt

I. G. Höchst  
Chefingenleurbüro

000097

Unser Zulehen  
Dr. Ki./N.

Tag  
1. 2. 1940

Die weiteren Auseinandersetzungen über die Schädigung bzw. die Haltbarkeit der A-Kohle bei Koksofen-Gas-Behandlung diskutiert Dr. Engelhardt. Man kommt übereinstimmend zu dem Standpunkt, dass die Kohle bei den vorliegenden Verwendungsfällen nicht zum Glühen kommen kann.

Schliesslich wird die Frage von Dr. Hoffmann, ob bei den in Frage kommenden Betriebsbedingungen eine Dimerisierung des Aethylens für Butylen eintreten kann, verneint.

Die Kosten der Linde-Anlage selbst sollen nach Dr. Feller nicht mit RM 40.000.—, sondern mit etwa RM 160.000.— eingesetzt werden, wobei aber für das Höchster Projekt zu berücksichtigen ist, dass die Antriebsmaschinen in dem Preis der Maschinen-Station an sich bereits enthalten sind.

Dr. Engelhardt berichtet über die Projekte auf «Nordstern» und «Alman», die aus Druckgasleitungen (5 stf) täglich 2,2 Mio Nm<sup>3</sup> bzw. 1 Mio Nm<sup>3</sup> Aethylen aufarbeiten sollen. Die Spesen für ein 40%iges Rohaethylen betragen für diese beiden Anlagen 10 Pf. bzw. 13 bis 14 Pf./kg Aethylen. Mit Heizwertvergütung und Linde-Trennkosten errechnet sich ein Preis von maximal 28 Pf./kg Reinaethylen bei 66% Ausbringen. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass die Voranlagen auf «Nordstern» bzw. «Alman» bereits stehen.

Linde-Fröhenl-Trennung. Dr. Feller berichtet über die Versuchs-anlage Solingen, die 5.000 Nm<sup>3</sup>/h durchsetzt und nach CO<sub>2</sub>-, Naphtalin- und Wasserabtrennung in Regeneratoren die gesamten Kohlenwasserstoffe abscheidet und durch eine Partial-Entspannung ebenfalls ein 45%iges Rohaethylen gewinnt. Mit den Betriebserfahrungen dieser Anlage errechnet sich ein Preis von 35 Pf./kg Reinaethylen (95%/10) und ein Anlage-Preis von etwa 10 Mio RM für 15.000 Jato Aethylen. Energiemässig sind für 126 kg Reinaethylen 380 kWh nötig. Die Heizwertvergütung wäre in Hamborn mit RM 4.40/10<sup>6</sup> cal. einzusetzen.

0097

-2-

rw. die  
tiert  
kt, dass  
m Glühen

in Frage  
vlens

nicht  
t werden,  
, dass  
n sich

und  
im<sup>3</sup> bzw.  
0%iges  
13 bis  
esten  
n bei  
anlagen

hs-  
aphtalin-  
serstoffe  
45%iges

ge er-  
und

Heiz-  
n.

3-

L. G. Höchst  
Chefingenieurbüro

000098

Unsere Zeichen  
Dr. Ki./N.

Tag  
1. 2. 1940

-3-

Aethylen aus Aethan. Es wird darauf hingewiesen, dass die Höchster Schätzung sich bei der Weiterverarbeitung von Aethan auf Aethylen und der Herausnahme der übrigen schweren Kohlenwasserstoffe noch verbilligen würde, da jetzt die gesamten Trennspesen auf das Aethylen gelegt sind. Nach Beurteilung Dr. Feller kommt aber für so kleine Aethan-Mengen (60 Moto, entsprechend 30-40 Moto Aethylen-gewinnung) eine Krackungsanlage nicht in Frage. Die Anlagekosten hierfür werden mit RM 200.000.— geschätzt.

Abschliessend wird noch darauf hingewiesen, dass die Trennung an der Ruhr mit 2% Gasverlust rechnet.

Dr. Wittwer weist auf die bevorstehende Entscheidung von Krauch wegen des Ausbaues der grossen Ruhranlage hin. Hier ist die Entscheidung zweifellos nur zwischen dem normalen A-Kohle-Verfahren unter Fernleitungsruck gegenüber Linde-Fränkel-Verfahren zu fällen, die beide im Prinzip fertig durchkonstruiert vorliegen. Es wird abgesprochen, dass die Höchster Kalkulation auf die Unterlagen von Holten übertragen wird und dementsprechend Höchster an seinem Projekt weiterarbeitet, da hierfür andere Verfahren nicht in Frage kommen können.

NS! Nachträglich wird festgestellt, dass bei der für Kriegsdauer geplanten Entnahme von ausschliesslich Rein-Aethylen aus dem Frankfurter Stadtgas die Verhältnisse doch einfacher liegen als in Holten. Den Siedepunkten nach werden aus dem 45%igen Rohgasgemisch lediglich Methan, wenig Kohlenwasserstoff und Aethylen übergehen, da alle anderen Kohlenwasserstoffe einschliesslich Aethan höher sieden. Der Destillations-Rückstand von Aethan ab würde an sich zurückgegast. Es ist also nur die Abtrennung des CO<sub>2</sub> erforderlich, sodass die Trennkosten voraussichtlich nur mit 5 bis 6 Pfg. einzusetzen sind. Höchster richtet noch entsprechende Anfrage an Linde.

11-7712-1877

Chemische Fabrik Holten  
a. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

(A)

000099

12.2.40  
B

Einschreiben!

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,  
L.K.-Abteilung,

Ludwigshafen am Rhein.

Dr. P/St.

3. Februar 1940.

Betrifft: Aethylen aus Koksogas

Auf Grund der Unterhaltungen in Höchst am 1. d. M. erhalten Sie in der Anlage eine Gegenüberstellung über die Selbstkosten der Gewinnung von reinem Aethylen aus Koksogas nach dem in Sodingen durchgearbeiteten Verfahren und nach den Angaben, die Herr Dr. Engelhardt und Höchst auf Grund ihrer Laborversuche machten. Von einer Gutschrift für die Gasole ist in jedem Falle abgesehen. Anhand einer nicht ganz vollkommenen Kalkulation errechnete Höchst einen Gestehungspreis von  $\text{M} 30,-$  /kg Aethylen, wobei der Wert für die höheren Kohlenwasserstoffe nicht in Abzug gebracht worden war. Herr Dr. Engelhardt gab dem entgegen nach Vornahme einer Gutschrift im Werte von  $\text{M} 20,-$  /kg für die Gasole Gestehungskosten von  $\text{M} 27,-$  /kg für das Aethylen an. Rechnet man mit einer gleichzeitigen Gasolgewinnung von etwa 60 kg auf 100 kg gewonnenes Aethylen, so ergibt sich nach Dr. Engelhardt ohne gleichzeitige Gutschrift für die Gasole ein Gestehungspreis von  $\text{M} 39,-$  für 100 kg Aethylen. Die anliegende Kalkulation für das Verfahren mit A-Kohle schließt selbstkostentüchtig unter diesem Betrag ab, was

vermutlich auf noch höheren Dampf- und Stromverbrauch als hier gerechnet für dieses Verfahren hindeutet. Grundsätzlich wird sich das Verfahren der Äthylengewinnung mittels Adsorption um etwa die Kosten für den A-Kohle-Verbrauch teurer stellen als das Tiefkühlverfahren, da hinsichtlich der Anlagekosten und des Energieaufwandes - Strom bzw. Dampf - für die Anreicherung des Äthylens keine oder nur kleine Abweichungen bestehen dürften. Zu den Anlagekosten kommen als einmalige Anschaffungskosten für das A-Kohle-Verfahren der Ankaufswert für die A-Kohle in Höhe von etwa  $\text{RM } 1.000.000,-$  hinzu. Für eine etwaige Übertragung der beiden Verfahren in den großtechnischen Massstab für den vorgesehenen Zweck ist ausserdem zu berücksichtigen, dass für das Tiefkühlverfahren die Ergebnisse der Södingen Versuchsanlage vorliegen, während das Verfahren der Anreicherung des Äthylens mittels A-Kohle bisher nur im Laboratoriumsmassstab durchgeführt wurde.

Ein weiterer grosser Nachteil des A-Kohle-Verfahrens liegt darin, dass bei den riesigen A-Kohle-Räumen ganz erhebliche Schwankungen im Heizwert der entäthylerten Gase eintreten. Diesen Umstand kann die gasabnehmende Eisenindustrie bestimmt nicht in Kauf nehmen.

Mit Deutschen Gruss

Chemische Fabrik Holten G. m. b. H.

Anlagen.

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

Aethylen aus Koksofen gas  
Durch Mischung in Aethylen  
und anschließender Zerlegen, für anschließendes Aethylenfraktion

000101

Geplante Kosten für 100 kg Aethylen bei einer stündlichen Erzeugung von 1.800 kg Reinaethylen

Leistung:

- 1. 1.000.000 cbm Koksofengas pro Jahr, nach Br. Enthalpe mit 56 % Gas  $C_2H_4$  bedienbar, somit  $1,8 \times 56 = 1,008$
- 2. 12.000 tcbm Aethylen pro Jahr = 1.400 t / Jahr
- 3. ca. 1.800 kg pro Stunde.

A. Betriebskosten

pro Stunde  
RM

1) Löhne und Gehälter		27,80	
2) Energien:			
a) Strom			
1. für Gaszerlegung Reinaethylen	: 3.000 kWh		
2. für Heizerfresser und Sonstiges	: 500 kWh		
3. für Gasbewegung zum Trocknen der A-Kohle	: 400 kWh		
	3.900 kWh	9,--	
b) Dampf			
für die Desorptoren ca. 8-fache Dampfmenge, $1,8 \times 8 = 14,4$ t			
sonstiger Dampfverbrauch	1,6 t		
	16,0 t; Je R: 3,50	56,--	
c) Wasser			
3,0 tcbm für Umlauf, 10% Verlust = 300 cbm; Je R: 6,--		18,--	168,--
3) Materialien:			
a) A-Kohle: Laufender Verbrauch für 100 kg $C_2H_4$ = 1 kg, für 1.800 kg $C_2H_4$ somit 18 kg A-Kohle; Je kg R: 2,--		36,--	
b) Stickstoff: 200 cbm; Je R: 6,--		12,--	
c) Öl und Sonstiges RM 3.500 / Monat = 700		5,--	53,--
4) Lohnkosten: 10% von Lohn und Gehalt			2,78
5) Verwaltungskosten: 15% von Lohn und Gehalt			4,17
6) Abschreibung: 10% von RM 9.582.000 Anlagekapital = RM 958.200 : 3,000			119,50
7) Reparaturen: 4% von Anlagekapital			47,90
8) Feuerrecht, Versicherungen und Steuern: 1,3% von Anlagekapital			15,54
9) Sonstige unvorhergesehene Kosten			50,--
<u>Betriebskosten:</u>			<u>483,59</u>

B. Rohmaterial

1) Aethylen: 1.400 cbm à 14,300 RM; Je cbm 7,2 RM		102,00	
2) Gasverlust: 2% von 125.000 cbm Koksofen = 2.500 cbm à 4,500 RM = 2.250 cbm à 5,000 RM; Je cbm 2,4 RM		55,20	157,20

<u>Geplante Kosten:</u> für 1.000 kg Aethylen 100 Liter in 95%iger Reinheit		647,7	
für 100 kg Aethylen somit			<u>RM 35,97</u>

0101

Chemische Fabrik Holten  
o. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000102

Anlagekosten

1) Anlage für die Anreicherung	RM 2.200.000,--
2) 3 Trenner für Rehtaethylen à 600 ccm pro Stunde Äthylen 100 t ger. à Trenner RM 600.000,--	RM 1.800.000,--
3) Alle sonstigen Anlagenteile wie elektrischer Antrieb, Schaltanlagen, Kassavorsorgung, Rohrleitungen, Gasometer, Gebäude, insgesamt	RM 4.500.000,--
4) Erste A-Kohlefüllung 500.000 kg; à kg RM 2,--	RM 1.000.000,--
<u>Summe:</u>	<u>RM 9.500.000,--</u>

Materialbedarf

1) Anlage für Anreicherung (Vorgabe Dr. Engelhardt)	1.500 t
2) für 3 Trenner, je Trenner ca. 300 t	900 t
3) für die übrigen Anlagenteile	2.000 t
<u>Summe:</u>	<u>4.400 t</u>

Anmerkung: Die in Position 1, sowohl unter Anlagekosten, als unter Materialbedarf angegebenen Zahlen treffen nach Dr. Engelhardt nur für die Gewinnung des Äthylens in Anschluss an die vorgesehenen Reinigungsanlagen auf Nordstern und Alze zu. Wenn diese Reinigungsanlagen noch erstellt werden, so erhöhen sich die Anlagekosten schätzungsweise um etwa 1/2 Billionen Reichsmark, der Eisenbedarf um etwa 1.000 t.

Hinsichtlich der Höhe des Anlagekapitals und des Materialbedarfs bestehen alsdann zwischen dem Tiefkühlverfahren und der Arbeitsweise mit A-Kohle kleine Abweichungen zu Gunsten des Tiefkühlverfahrens.

nach dem Tafelölverfahren

Gestehungskosten für 100 kg Aethylen bei einer stündlichen Erzeugung von 2.000 kg Reinaethylen

Leistung:

- 1.000.000.000 cbm Koksofengas pro Jahr; gedehbar 75% von 1,8% = 1,35%
- = 13.500.000 cbm Aethylen pro Jahr = 16.700 t / Jahr
- = ca. 2.000 kg pro Stunde.

A. Betriebskosten

	<u>pro Stunde</u>	<u>RM</u>
1) Löhne und Gehälter		27,80
2) Energien:		
a) Gaszerlegung		
1. für Anreicherung des Aethylens : 3.200 kWh		
2. für Gewinnung des Reinaethylens : 3.800 kWh		
b) für Umlaufwasser und Sonstiges : 500 kWh		
Strom a) + b)	7.500 kWh; % RM 2,--	150,--
c) Dampf 2 t; je t RM 3,50		7,--
d) Wasser 3.000 cbm im Umlauf, 10% Verlust = 300 cbm; % RM 6,--		18,--
3) Materialien:		175,--
a) Stickstoff 200 cbm; % RM 6,--		12,--
b) Öl und Sonstiges RM 3.500 / Monat : 700		5,--
4) Laborunkosten : 10% von Lohn und Gehalt		2,78
5) Verwaltungskosten : 15% von Lohn und Gehalt		4,17
6) Abschreibung Anlagekapital: RM 10.000.000; 10% = RM 1.000.000 : 8.000		125,--
7) Reparaturen : 4% von Anlagekapital		50,--
8) Feuerchutz, Versicherungen und Steuern : 1,3% von Anlagekapital		16,25
9) Sonstige unvorhergesehene Kosten		50,--
<u>Betriebskosten :</u>		<u>469,--</u>

B. Rohmaterial

1) Aethylen: 1.600 cbm à 14,900 RM; je cbm 7,2 Pfg.	115,20	
2) Gasverlust: 2% von 125.000 cbm Koksofengas = 2.500 cbm à 4,600 RM = 2.300 cbm à 5,000 RM; je cbm 2,4 Pfg.	55,20	170,40

Gestehungskosten : für 2.000 kg Aethylen 100%iger  
in 95%iger Reinheit

für 100 kg Aethylen somit: RM 36,92

000103

ethylen

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000104

Anlagekosten für die Tiefkühlanlage

1) 5 Trenner einschließlich Maschinen für eine Anreicherung des Äthylens aus je 25.000 cbm Koksaffgas	à Trenner RM 600.000,--	RM 3.000.000,--
2) 3 Trenner für Reinethylen à 600 cbm C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 100% pro Stunde	à Trenner RM 600.000,--	RM 1.800.000,--
3) alle sonstigen Anlagekosten wie elektrischer Antrieb, Schaltanlagen, Wasserversorgung, Rohrleitungen, Gekoster, Gebäude, insgesamt		RM 5.200.000,--
<u>Summe:</u>		<u>RM 10.000.000,--</u>

Materialbedarf für die Tiefkühlanlage

1) für 5 Trenner, je Trenner ca. 300 t	ca.	1.500 t
2) für 3 Trenner, je Trenner ca. 300 t	ca.	900 t
3) für die übrigen Anlagekosten	ca.	2.600 t
<u>Summe:</u>		<u>5.000 t</u>

Dampfverbrauch für Desorption des Methylene

000105

Absorptionwärme = 6.9 WE/Std = 245 Kal/ly Ethyl

Das Methylene ist befeuchtet von einem KKW-Stoff die ebenfalls beschrieben werden müssen. Mit 83% Ethyl im Gas wird dadurch die

Desorptionwärme je ly Methylene =  $\frac{245}{3} = 735$  WE

Wärme zum Aufwärmen des Absorptionssystems.

Spez. Wärme d. Kohle  $\approx 0.5$

1 ly Kohle absorbiert 32 Liter Ethyl = 37.5 g Ethyl

pro ly Ethyl ist die Adsorptionsmenge =  $\frac{1}{0.0375} = 26.7$  ly Kohle

Wärme menge z. Aufwärmen der Kohle auf 193°C

=  $26.7 \times 80 \times 0.5 = 1070$  WE

Wärme menge z. Erwärmung des Mantelsteils des Gefäßes über Ethyl

$\approx 1000$  WE

ges. Wärme bed:

735	f. Desorpt
1070	f. Aufw. d. Kohle
1000	f. Apparate
<hr/>	
2805	WE

Wärmedifferenz der Mantel Luft / Gas  $\approx 70^\circ$

Dampfmenge =  $\frac{2805}{0.70 \times 560} = 7.2$  kg Dampf / g C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT  
LUDWIGSHAFEN A. Rh.  
Zwischenprodukten-Gruppe

*W. Baumann*  
000106

Unsere Zeichen Tag Blatt  
L.K.-Abtlg. 9.2.1940  
Dr.B./Scha.

Herrn  
Direktor Dr. Hoffmann  
Chemische Werke Hüls G.m.b.H.

Marl /Krs. Recklinghausen

Herrn  
Dr. Kieskalet  
I.G. Farbenindustrie A.G.

Frankfurt (Main) - Höchst

Betr.: Äthylen aus Koksofengas.

Auf Grund der gemeinsamen Besprechung in Höchst am 1.2.1940 hat uns Herr Dr. Feller eine Gegenüberstellung der Selbstkosten der Gewinnung von reinem Äthylen aus Koksofengas nach seinem Sodinger-Verfahren und nach dem A-Kohleverfahren übersandt. Wir bitten Sie, die in Abschrift beigefügten Unterlagen zu prüfen und uns Ihre Stellungnahme baldmöglichst zukommen zu lassen. Die ganze Angelegenheit bitten wir streng vertraulich behandeln zu wollen.

Heil Hitler!  
I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT  
gez. Unterschriften

Anlagen:  
versch. Abschriften.

Ø Herrn Dir. Dr. Feller, Chemischen Fabrik Holten G.m.b.H.,  
Oberhausen-Holten.

Abschrift/TD-Büro/Sch.

für  
200,210,290.

Chemische Fabrik Holten  
G.m.b.H.  
Oberhausen - Holten

000107

Einschreiben!

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,  
L.K.-Abteilung

Ludwigshafen am Rhein

Betrifft: Äthylen aus Koksofengas.

Auf Grund der Unterhaltungen in Höchst am 1.d.M. erhalten Sie in der Anlage eine Gegenüberstellung über die Selbstkosten der Gewinnung von reinem Äthylen aus Koksofengas nach dem in Sodingen durchgearbeiteten Verfahren und nach den Angaben, die Herr Dr. Engelhardt und Höchst auf Grund ihrer Laborversuche machten. Von einer Gutschrift für die Gasole ist in jedem Falle abgesehen. Anhand einer nicht ganz vollkommenen Kalkulation errechnete Höchst einen Gestehungspreis von RM 30,-- /kg Äthylen, wobei der Wert für die höheren Kohlenwasserstoffe nicht in Abzug gebracht worden war. Herr Dr. Engelhardt gab dem entgegen nach Vornahme einer Gutschrift im Werte von RM 20,-- /kg für die Gasole Gestehungskosten von RM 27,-- /kg für das Äthylen an. Rechnet man mit einer gleichzeitigen Gasolgewinnung von etwa 60 kg auf 100 kg gewonnenes Äthylen, so ergibt sich nach Dr. Engelhardt ohne gleichzeitige Gutschrift für die Gasole ein Gestehungspreis von RM 39,-- für 100 kg Äthylen.

Die anliegende Kalkulation für das Verfahren mit A-Kohle schließt selbstkostenmäßig unter diesem Betrag ab, was vermutlich auf noch höheren Dampf- und Stromverbrauch als hier gerechnet für dieses Verfahren hindeutet. Grundsätzlich wird sich das Verfahren der Äthylengewinnung mittels Adsorption um etwa die Kosten für den A-Kohle-Verbrauch teurer stellen als das Tiefkühlverfahren, da hinsichtlich der Anlagekosten und des Energieaufwandes

00107

lschaft,

in

ten Sie in  
n der Gewin-  
dingen durch-  
Dr. Engel-  
Von einer  
Anhand  
chst einen  
t für die  
en war.  
r Gut-  
ungskosten  
ner gleich-  
enes  
zeitige  
-- für

schließt  
auf  
t für  
Verfah-  
osten  
hlver-  
aufwandes

- 2 -

000108

- 2 -

-Strom bzw. Dampf- für die Anreicherung des Äthylens keine oder nur kleine Abweichungen bestehen dürften. Zu den Anlagekosten kommen als einmalige Anschaffungskosten für das A-Kohle-Verfahren der Ankaufswert für die A-Kohle in Höhe von etwa RM 1.000.000,-- hinzu. Für eine etwaige Übertragung der beiden Verfahren in den großtechnischen Maßstab für den vorgesehenen Zweck ist außerdem zu berücksichtigen, daß für das Tiefkühlverfahren die Ergebnisse der Sodinger Versuchsanlage vorliegen, während das Verfahren der Anreicherung des Äthylens mittels A-Kohle bisher nur im Laboratoriumsmaßstab durchgeführt wurde.

Ein weiterer großer Nachteil des A-Kohle-Verfahrens liegt darin, daß bei den riesigen A-Kohle-Räumen ganz erhebliche Schwankungen im Heizwert der entäthylerten Gase eintreten. Diesen Umstand kann die gasabnehmende Eisenindustrie bestimmt nicht in Kauf nehmen.

Mit Deutschem Gruß

gez. Unterschrift

Chemische Fabrik Holten G.m.b.H.

Anlagen.

Äthylen aus Koksogas

durch Adsorption in A-Kohle  
und anschließender Zerlegung der angereicherten Äthylenfraktion

Gestehungskosten für 100 kg Äthylen bei einer stündlichen Erzeugung von  
1.800 kg Reinäthylen

Leistung:

1.000.000.000 cbm Koksogas pro Jahr, nach Dr. Engelhardt 66 % des  
 $C_2H_4$  gewinnbar, somit  $1,8 \% \times 66 = 1,2 \%$   
= 12.000.000 cbm Äthylen pro Jahr = 14.400 t /Jahr  
= ca. 1.800 kg pro Stunde.

	<u>pro Stunde</u>
	RM
<b>A. Betriebskosten</b>	
1) Löhne und Gehälter	
2) Energien:	27,80
a) Strom	
1. für Gaszerlegung Reinäthylen : 3.800 kWh	
2. für Umlaufwasser und Sonstiges : 500 kWh	
3. für Gasbewegung zum Trocknen der A-Kohle : 400 kWh	
	<u>4.700 kWh; % RM 2,-- 94,--</u>
b) Dampf,	
für die Desorption ca. 8-fache Dampf-	
menge, $1,8 \times 8 = 14,4$ t	
sonstiger Dampfverbrauch 1,6 t	
	<u>16,0 t; je RM 3,50</u>
c) Wasser	56,--
3.000 cbm im Umlauf, 10 % Verlust = 300 cbm; % RM 6,--	<u>18,-- 168,--</u>
3) Materialien:	
a) A-Kohle : laufender Verbrauch für 100 kg $C_2H_4 = 1$ kg, für 1.800 kg $C_2H_4$ somit 18 kg A-Kohle; je kg RM 2,--	36,--
b) Stickstoff : 200 cbm; % RM 6,--	12,--
c) Öl und Sonstiges RM 3.500 / Monat : 700	<u>5,-- 53,--</u>
4) Laborunkosten: 10 % vom Lohne u. Gehalt	2,78
5) Verwaltungskosten : 15 % vom Lohn u. Gehalt	4,17
6) Abschreibung: 10 % von RM 9.560.000 Anlagekapital = RM 956.000 : 8.000	119,50
7) Reparaturen : 4 % vom Anlagekapital	47,80
8) Feuerschutz, Versicherungen und Steuern : 1,3 % vom Anlagekapital	15,54
9) Sonstige unvorhergesehene Kosten	<u>50,--</u>
<b><u>Betriebskosten :</u></b>	<b>488,59</b>

00109

tion  
von  
66 % des  
Stunde  
RM  
27,80  
168,--  
53,--  
2,78  
4,17  
119,50  
47,80  
15,54  
50,--  
188,59

000110

Betriebskosten: 488,59

B. Rohmaterial

1) Äthylen : 1.440 cbm à 14.900 WE; je cbm 7,2 Pfg.	103,68	
2) Gasverlust: 2 % von 125.000 cbm Koksgas = 2.500 cbm à 4.600 WE = 2.300 cbm à 5.000 WE; je cbm 2,4 Pfg.	55,20	158,88
<u>Gestehungskosten: für 1.800 kg Äthylen</u>		
100 %ger. in 95 %iger Reinheit		647,47
für 100 kg Äthylen somit		RM 35,97

Anlagekosten

1) Anlage für Anreicherung	RM 2.260.000,--
2) 3 Trenner für Reiniäthylen à 600 cbm pro Stunden Äthylen 100 % ger. à Trenner RM 600.000,--	RM 1.800.000,--
3) Alle sonstigen Anlageteile wie elektrischer Antrieb, Schaltanlagen, Wasserversorgung, Rohrleitungen, Gasometer, Gebäude, insgesamt	RM 4.500.000,--
4) Erste A-Kohlefüllung 500.000 kg; à kg RM 2,--	RM 1.000.000,--
<u>Summe:</u>	<u>RM 9.560.000,--</u>

Materialbedarf

1) Anlage für Anreicherung (Angabe Dr. Engelhardt)	1.500 t
2) für 3 Trenner, je Trenner ca. 300 t	900 t
3) für die übrigen Anlageteile	2.000 to
<u>Summe:</u>	<u>4.400 t</u>

Anmerkung: Die in Position 1, sowohl unter Anlagekosten, wie unter Materialbedarf angegebenen Zahlen treffen nach Dr. Engelhardt nur für die Gewinnung des Äthylens im Anschluß an die vorgesehenen Reinigungsanlagen auf Nordstern und Alu zu. Müssen diese Reinigungsanlagen noch erstellt werden, so erhöhen sich die Anlagekosten schätzungsweise um etwa 1 1/2 Millionen Reichsmark, der Eisenbedarf um etwa 1.000 t.

Hinsichtlich der Höhe des Anlagekapitals und des Materialbedarfs bestehen alsdann zwischen dem Tiefkühlverfahren und der Arbeitsweise mit A-Kohle kleine Abweichungen zu Gunsten des Tiefkühlverfahrens.

Äthylen aus Koksogas

nach dem Tiefkühlverfahren

Gestehungskosten für 100 kg Äthylen bei einer stündlichen Erzeugung von  
2.000 kg Reinäthylen

Leistung:

1.000.000.000 cbm Koksogas pro Jahr; gewinnbar 75 % von  
1,8 % = 1,35 %  
= 13.500.000 cbm Äthylen pro Jahr = 16.000 t / Jahr  
= ca. 2.000 kg pro Stunde.

A. Betriebskosten

pro Stunde  
RM

1) Löhne und Gehälter		
2) Energien:		27,80
a) Gaszerlegung		
1. für Anreicherung des Äthylens: 3.200 kWh		
2. für Gewinnung des Reinäthylens: 3.800 kWh		
b) für Umlaufwasser und Sonstiges : 500 kWh		
Strom a) + b)	7.500 kWh; % RM 2,--	150,--
c) Dampf 2 t; je t RM 3,50		7,--
d) Wasser 3.000 cbm im Umlauf, 10 % Verlust = 300 cbm; % RM 6,--		48,--
3) Materialien:		175,--
a) Stickstoff 200 cbm; % RM 6,--		12,--
b) Öl und Sonstiges RM 3.500 / Monat : 700		5,--
4) Laborunkosten: 10 % vom Lohn und Gehalt		17,--
5) Verwaltungskosten : 15 % vom Lohn und Gehalt		2,78
6) Abschreibung		4,17
Anlagekapital: RM 10.800.000; 10 % = RM 1.080.000 : 8.000		125,--
7) Reparaturen : 4 % vom Anlagekapital		50,--
8) Feuerschutz, Versicherungen und Steuern: 1,3 % vom Anlagekapital		16,25
9) Sonstige unvorhergesehene Kosten		50,--
		468,--
<u>B. Rohmaterial</u>		
1) Äthylen: 1.600 cbm à 14.900 WE; je cbm 7,2 Pfg.		115,20
2) Gasverlust: 2 % von 125.000 cbm Koksogas = 2.500 cbm à 4.600 WE = 2.300 cbm à 5.000 WE; je cbm 2,4 Pfg.		55,20
<u>Gestehungskosten:</u> für 2.000 kg Äthylen 100 %ger. in 95 %iger Reinheit		638,40
für 100 kg Äthylen somit		31,92

000111

zeugung von

75 % von  
35 %  
Jahr

pro Stunde  
RM

27,80

0,--  
7,--

3,-- 175,--

17,--

2,78

4,17

125,--

50,--

16,25

50,--

468,--

20

20 170,40

638,40

31,92

000112

Anlagekosten für die Tiefkühlanlage

- 1) 5 Trenner einschließlich Maschinen für eine Anreicherung des Äthylens aus je 25.000 cbm Koksofengas à Trenner RM 600.000,-- RM 3.000.000,--
  - 2) 3 Trenner für Reinäthylen à 600 cbm C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> 100 % pro Stunde à Trenner RM 600.000,-- RM 1.800.000,--
  - 3.) alle sonstigen Anlageteile wie elektrischer Antrieb, Schaltanlagen, Wasserversorgung, Rohrleitungen, Gasometer, Gebäude, insgesamt RM 5.200.000,--
- Summe: RM 10.000.000,--

Materialbedarf für die Tiefkühlanlage

- 1) für 5 Trenner, je Trenner ca. 300 t = 1.500 t
  - 2) für 3 Trenner, je Trenner ca. 300 t = 900 t
  - 3) für die übrigen Anlageteile ca. 2.600 t
- Summe: 5.000 t

000113

Herrn  
Dr. Engelhardt  
Lurgi Apparatebau-Gesellschaft m. b. H.  
Frankfurt a. M.  
Postfach 227

TD-Dr. Bmn.

8.2.1940/Sp.

Adsorptionskohle.

Sehr geehrter Herr Dr. Engelhardt!

Wir beziehen uns auf die am 1. Februar in Höchst stattgefundene Besprechung über SK-Kohle und die anschließende Unterhaltung bei der Rückfahrt nach Frankfurt mit unserem Herrn Dr. Baumann, wo Ihnen mitgeteilt wurde, daß wir für analytische und Versuchsarbeiten Interesse an Versuchen mit verschiedenen Adsorptionskohlen haben. Im Zusammenhang hiermit wären wir Ihnen dankbar, wenn Sie uns eine Liste der verschiedenen in Frage kommenden Typen von Adsorptionsmitteln mit dem bisher bekannten Verwendungszweck und Preisangabe zukommen lassen würden. Wir wären Ihnen gleichfalls zu Dank verpflichtet, wenn Sie uns über die verschiedenen Typen den bisher technischen Verwendungsgrad angeben würden.

Heil Hitler!

CHEMISCHE WERKE HÜLS  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

gez. Hoffmann

gez. ppa. Baumann

200, 210, 11

006113

Herrn  
Dr. Engelhardt  
Lurgi Apparatebau-Gesellschaft m.b.H.  
Frankfurt a.M.  
Postfach 227

TD-Dr. Bmn.

8.2.1940/Sp.

Adsorptionskohle.

Sehr geehrter Herr Dr. Engelhardt!

Wir beziehen uns auf die am 1. Februar in Höchst stattgefundene Besprechung über SK-Kohle und die anschließende Unterhaltung bei der Rückfahrt nach Frankfurt mit unserem Herrn Dr. Baumann, wo Ihnen mitgeteilt wurde, daß wir für analytische und Versuchsarbeiten Interesse an Versuchen mit verschiedenen Adsorptionskohlen haben. Im Zusammenhang hiermit wären wir Ihnen dankbar, wenn Sie uns eine Liste der verschiedenen in Frage kommenden Typen von Adsorptionsmitteln mit dem bisher bekannten Verwendungszweck und Preisangabe zukommen lassen würden. Wir wären Ihnen gleichfalls zu Dank verpflichtet, wenn Sie uns über die verschiedenen Typen den bisher technischen Verwendungsgrad angeben würden.

Heil Hitler!

CHEMISCHE WERKE HULS  
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

gez. Hoffmann

gez. ppa. Baumann

200, 210, 11

Marl, den 7. Februar 1940/Sp.

Aktennotiz.

Betrifft: Äthylen aus Koksofengas - Anreicherung des Äthylens  
mittels Adsorptionskohle.

Besprechung in Höchst am 1. Februar 1940

Teilnehmer: Dr. Möller            Höchst  
                  Dr. Kieskalt            " "  
                  und 3 weitere Herren        " "  
                  Dr. Bülow                    Lu  
                  Dr. Wittwer                  Lu  
                  Dr. Feller                    Holten  
                  Dr. Engelhard                Lurgi  
                  Dir. Dr. Hoffmann            Hüls  
                  Dr. Schilling                 " "  
                  Dr. Baumann                 " "

Die verwendete SK-Kohle hat für Äthylen das folgende Adsorptionsvermögen:

20°	1 ata	13,4 cbm Äthylen/g Kohle
20°	4 "	32,5 cbm " "
-20°	1 "	47,0 cbm " "
-20°	4 "	72,5 cbm " "

Die Adsorptionswärme ist 6,9 Kal/Mol. Äthylen.

a) Höchster Verfahren mit Kälte. Höchst beabsichtigt in der Kokerei des Stadtwerkes Ost der Stadt Frankfurt/Main eine Äthylengewinnungsanlage für 120 moto Äthylen nach dem im Folgenden beschriebenen Verfahren zu errichten. Für die vorliegende Erzeugung stehen 12 500 cbm/h Koksofengas mit 1,5 Vol.-% Äthylen zur Verfügung.

Das Leuchtgas wird zunächst auf 4 ata komprimiert. Nach Wasserkühlung zur Entfernung der Kompressionswärme wird das im Leuchtgas enthaltene Benzol in einer Benzorbon-Adsorptionsanlage darauf das Wasser mittels Silikagel-Adsorber

110, 200, 400, 200, 210, 212, 290, 320, 350, 11

herausgenommen und schließlich das Gas erneut mit Wasser gekühlt. Darauf wird das Gas im Wärmeaustausch auf  $-20^{\circ}$  abgekühlt und dem SK-Adsorber zugeleitet. Für die obige Gasmenge sind 3 Adsorber mit je 4200 kg SK-Kohle, denen ein Volumen von je 10,5 cbm entspricht, notwendig. Von den 3 Adsorbern ist einer im Beladen, der zweite im Herunterkühlen und der dritte in Entladung geschaltet. Das auf  $-20^{\circ}$  abgekühlte Leuchtgas durchstreicht den im Beladen befindlichen Adsorber und geht dann befreit von Äthylen durch den im Herunterkühlen befindlichen Adsorber der zuvor regeneriert wurde. Nach Passieren des zweiten Adsorbers wird das Gas mit Wasser auf  $20^{\circ}$  abgekühlt und darauf in einem Turbinenaggregat von dieser Temperatur und einem Druck von 3,7 ata auf etwa 1,5 ata entspannt, wobei eine Abkühlung auf  $-30^{\circ}$  eintritt. Das entspannte Gas geht durch den Wärmeaustauscher und in das Stadtgasnetz zurück. Die Kompression des Stadtgases wird mit Dampf vorgenommen und zwar werden für 12 500 cbm Gas einschließlich Energieerückgewinnung durch die Entspannungsturbine 5 to Dampf/h von 10 ata und  $220^{\circ}$  benötigt, von denen 1000 kg auf 1,7 ata, der Rest auf 0,05 ata entspannt wird. Der im Beladen befindliche Adsorber wird auf Entladung umgestellt, wenn im Gase dahinter Äthylen nachweisbar wird.

Von dem zur Entladung gelangenden Adsorber wird zunächst der Gasdurchgang abgeschaltet und das bei der Entspannung frei werdende Gas vor den Leuchtgaskompressor gegeben. Die Desorption erfolgt mit Kreisgas (Leuchtgas), wobei bis  $90^{\circ}$  gegangen wird. Wenn die Desorption beendet ist, wird das in der Kohle verbleibende Gas bei 0,1 ata abgesaugt. Es gelingt auf diese Weise, das Äthylen bis auf einen Gehalt von 4 ccm/g Kohle zu desorbieren.

Bei dem Prozess werden alle Kohlenwasserstoffe außer Methan adsorbiert; das desorbierte Gas hat folgende Zusammensetzung:

45% Äthylen

10% höhere Olefine

35% gesättigte Kohlenwasserstoffe  
(in der Hauptsache Äthan)

10% Kohlensäure, Methan, Kohlenoxyd und Wasserstoff.

Die  $C_3$  und  $C_4$ -Kohlenwasserstoffe müssen auf Wunsch des Gaswerkes in das Frankfurter Stadtgas zurückgegeben werden, um den Heizwert und die Leuchtkraft zu erhöhen.

Bis jetzt konnte eine Beladung von 150 kg Äthylen/kg Kohle erreicht werden, angestrebt wird eine Beladung von 300 bis 400 kg pro kg Kohle.

000115

Darauf wird  
zugeleitet. Für  
ein Volumen  
vor im Beladen,  
st. Das auf  
en Adsorber  
ndlichen  
dsorbers wird  
egregat von  
spannt, wobei  
n Wärmeaustau-  
es wird mit  
n Energie-  
und 220°  
pannt wird.  
wenn im

chgang ab-  
uchtgas-  
wobei bis  
Kohle ver-  
Äthylen

rt; das

stoff.

as Frank-  
raft zu

erden,

000116

Höchst hat für das Verfahren einschließlich Aufarbeitung des Rohäthylens auf Reinäthylen die folgende Kalkulation aufgestellt, die für 160 cbm Rohäthylen/h gilt (100%ige Ausbeute angenommen):

	Preis/to Äthylen RM
Heizwertpreis (0,72 Pfg/1000 WE)	82,50
Energien: Dampf je to 9 atü RM 3,20	81,50
Strom	23,40
Amortisation	51,-
Reparaturen	25,50
Löhne	22,30
A-Kohle	13,40
Preis pro to Reinäthylen	RM 299,60
	=====

Bei der Kalkulation ist angenommen, daß die Benzorbon-Anlage durch die Benzol-Gutschrift getragen wird.

Die gesamten Anlagekosten für 120 moto Äthylen rein betragen nach Schätzung Höchst RM 800 000.-. Hierbei ist die Reinherstellung des Äthylens nach dem Linde-Verfahren mit RM 40 000.- eingesetzt; ferner ist keine Benzorbon-Anlage eingesetzt, dagegen aber die Gaskompression. Es ist ohne weiteres ersichtlich, daß die Linde-Anlage viel zu knapp angesetzt wurde. Voraussichtlich wird daher das Anlagekapital mindestens 1 Million betragen.

In den Gestehkosten ist fernerhin die Abfüllung und der Transport des Äthylens in Flaschen vom Gaswerk Frankfurt nach dem I.G.Werk Höchst enthalten. Der Flaschentransport soll in 300 kg Flaschen, die vom Lufthafen Frankfurt leihweise abgegeben werden, stattfinden. Die Transportkosten von Frankfurt nach Höchst sollen 2 Pfg./kg Äthylen betragen. Ein Gehaltsanteil für Betriebsführung ist in der Kalkulation nicht enthalten. Bei der Diskussion zeigt sich, daß Höchst verschiedene Posten zu nieder eingesetzt hat. Dr.Feller wird eine korrigierte Kalkulation einsenden.

000117

- 4 -

b) Lurgi-Verfahren. Über das ohne Kälte arbeitende Adsorptionsverfahren der Lurgi macht Herr Dr. Engelhard anschließend die folgenden Angaben:

Das Verfahren arbeitet bei 4 ata mit einer Beladung der SK-Kohle von 32 ccm/g. Man rechnet, daß das Äthylen aus Koksofengas mit 66% Ausbeute gewonnen werden kann.

Auf der Zeche Nordstern stehen für das Verfahren 2,2 Mio cbm Gas/h unter 5 atü und auf der Zeche Alma 1 Mio cbm Gas unter 3,5 atü zur Verfügung. Die Adsorptionskohle-Anlagen für die Abscheidung von Benzol und Naphthalin sind bereits im Bau. Das Koksofengas steht somit für die Äthylengewinnung bereits vorgereinigt ein.

Die Äthylenkonzentrierung auf 30 bis 40%iges Äthylen würde in vorliegendem Falle bei 5 atü und +20°C. betrieben werden.

Das Anlagekapital der Lurgi beträgt hierfür für Anlage Nordstern 1,5 Mio und für Alma 1 Mio Reichsmark. Die Gesteckosten je kg 30 bis 40%iges Rohäthylen werden auf 9 bis 10 Pfg/kg bei Nordstern, mit 13 bis 14 Pfg/kg bei Alma geschätzt. Zur Aufarbeitung auf 90%iges Äthylen sind bei Nordstern RM 600 000.- und bei Alma RM 400 000.- zu investieren. Die Gesteckosten der Konzentrierung auf 90%iges Äthylen werden auf 8 Pfg/kg Äthylen geschätzt, sodaß ein Mischpreis der Aufarbeitungskosten auf 90%iges Äthylen von etwa 20 Pfg/kg entsteht. Dr. Engelhard rechnet demnach mit einem Gesamtpreis des Reinäthylens von 28 Pfg/kg.

Mit der obigen Anlage lassen sich 10 000 tato Äthylen/Jahr erzeugen. Es werden 500 to SK-Kohle = 1250 cbm Adsorbervolumen benötigt. Der Materialbedarf für die Anlage Nordstern ist etwa 900 to, für Alma 600 to Eisen.

Die Diskussion ergibt, daß das Verfahren zur Äthylengewinnung aus Koksofengas mittels Adsorptionskohle technisch noch nicht erprobt ist. Das Verfahren ist jedoch von großem Interesse, wenn ähnliche Projekte wie Äthylengewinnung aus Koksofengas, Projekt Hamborn, greifbar werden, da es dann in Konkurrenz zum Linde-Verfahren mit Regeneratoren tritt.

000116

Äthylens  
0 cbm

to Äthylen  
RM

2,50

1,50

3,40

1.-

5,50

2,30

3,40

9,60

=====

die Benzol-

Schätzung

nach dem

Carbon-Anlage

vorsichtlich,

es wird daher

des Äthylens

en. Der Fla-

leihweise

ch Höchst

ehrung ist

daß Höchst

korrigierte

- 4 -

Marl, den 7. Febr. 1940/Sp.

Aktennotiz.

Betrifft: Anreicherung von Äthylen aus Koksofengas nach dem Linde-Verfahren mit Regeneratoren.

Besprechung in Hüllriegelskreuth am 2. Februar 1940.

Teilnehmer:	Dir. Dr. Richard Linde	}	von Linde
	Obering. Becker		
	Dir. Dr. Hoffmann	}	von Hüls
	O. J. Dr. Beckmann		
	Dr. Schilling		
	Dr. Baumann		

Die Herren von Linde machen über das für Hamborn ausgearbeitete Verfahren zum Anreichern von Äthylen aus Koksofengas die folgenden Angaben (vergl. auch anliegende Skizze):

Das erzeugte Rohäthylen hat etwa folgende Analyse:

35% Äthylen  
30% Methan  
20% höhere Kohlenwasserstoffe  
3% Kohlenoxyd + Stickstoff  
etwa 5% Kohlensäure.

Von der im Koksofengas enthaltenen Kohlensäure werden  $\frac{3}{4}$  im Regenerator, der Rest im verflüssigten Äthylen ausgeschieden. Es ist wichtig, daß das im Rückflußkühler anfallende Äthylen-Kohlensäuregemisch unter Druck eingedampft wird, damit die Kohlensäure nicht ausfällt. Für den Betrieb des Apparates ist ein Kälte-Kreislauf mit Methan vorgesehen. Da durch den Rohgaszerlegungsapparat selbst kein Methan anfällt, ist es zweckmässig, die Aufarbeitung der Rohäthylenfraktion auf Reinäthylen in unmittelbarer Nähe bei der Rohgaszerlegung zu erstellen, weil der Reinäthylenapparat auch Reinmethan liefern kann.

Wird die Anlage mit einem Rohgasdruck von 10 atm. und Restgasdruck von 5 atm. betrieben, so ist die Temperatur am Rückflußkühler oben  $-150^{\circ}\text{C}$ .

0118

1940/Sp.

Verfahren

fahren zum  
l. auch

tor, der  
im Rück-  
ft wird,  
t ein  
parat  
häthylen-  
zu er-

5 atm.

- 2 -

- 2 -

000119

Das Rohäthylen muß, bevor es auf Reinäthylen umgearbeitet werden kann, mit einer Druckwasserwäsche von Kohlensäure befreit werden. Linde besitzt keine Erfahrungen, wie weit sich eine solche Kohlensäure-Reinigung mit Alkacid-Wäsche betreiben läßt, insbesondere ist nicht bekannt, wie weit die Olefine von der Alkacid-Lösung gelöst werden und wie die Rückführung dieser gelösten Olefine auszubilden ist.

Die Ausbeute an Reinäthylen für die beiden hintereinander geschalteten Prozesse: Rohgaszerlegung nach Verfahren Hamborn und normale Reinäthylen-Anlage beträgt brutto 80%. Bei totaler Zerlegung von Koksofengas mit gleichzeitiger Wasserstoffgewinnung und anschließender Herstellung von Reinäthylen beträgt die Ausbeute 85%.

Linde hat für Hamborn Anlagen geplant zur Zerlegung von je 25 000 cbm/h Koksofengas auf Rohäthylen.

Hüls bearbeitet gegenwärtig ein Projekt zur Erzeugung von 5000 tato Äthylen. Würde dieses Äthylen nach dem Verfahren Hamborn, kombiniert mit Reinäthylen nach Linde, erzeugt, so wären bei einer Bruttoausbeute von 90% etwa 300 Mio cbm Koksofengas pro Jahr = 37 000 cbm/h aufzuarbeiten. Die Rohgasaufarbeitung würde zweckmässig mit 2 + 1 Apparaten für je 20 000 cbm/h Koksofengas vorzunehmen sein. Linde schätzt das Anlagekapital für seine Lieferung, deren Umfang aus der anliegenden Skizze hervorgeht und zu der außerdem noch der Rohgaskompressor von 10 atm. gehört, auf 1,4 Mio RM. Hinzu kommt noch eine Druckwasserwäsche für die Rohäthylenproduktion, die in vorgenanntem Preise nicht enthalten ist. Der Energiebedarf für die Rohäthylengewinnung aus 37 000 cbm/h Koksofengas ergibt sich nach folgender Tabelle:

- 3 -

000119

kann, mit  
sitzt keine  
Alkoxid-Wäsche  
eine von der  
ten Olefine

eten Prozesse:

chzeitiger  
n beträgt die

cbm/h Koks-

Äthylen.  
nÄthylen  
300 Mio  
farbeitung  
as vorzu-  
eren Umfang  
rohgas-  
Druck-  
e nicht  
000 cbm/h



000120

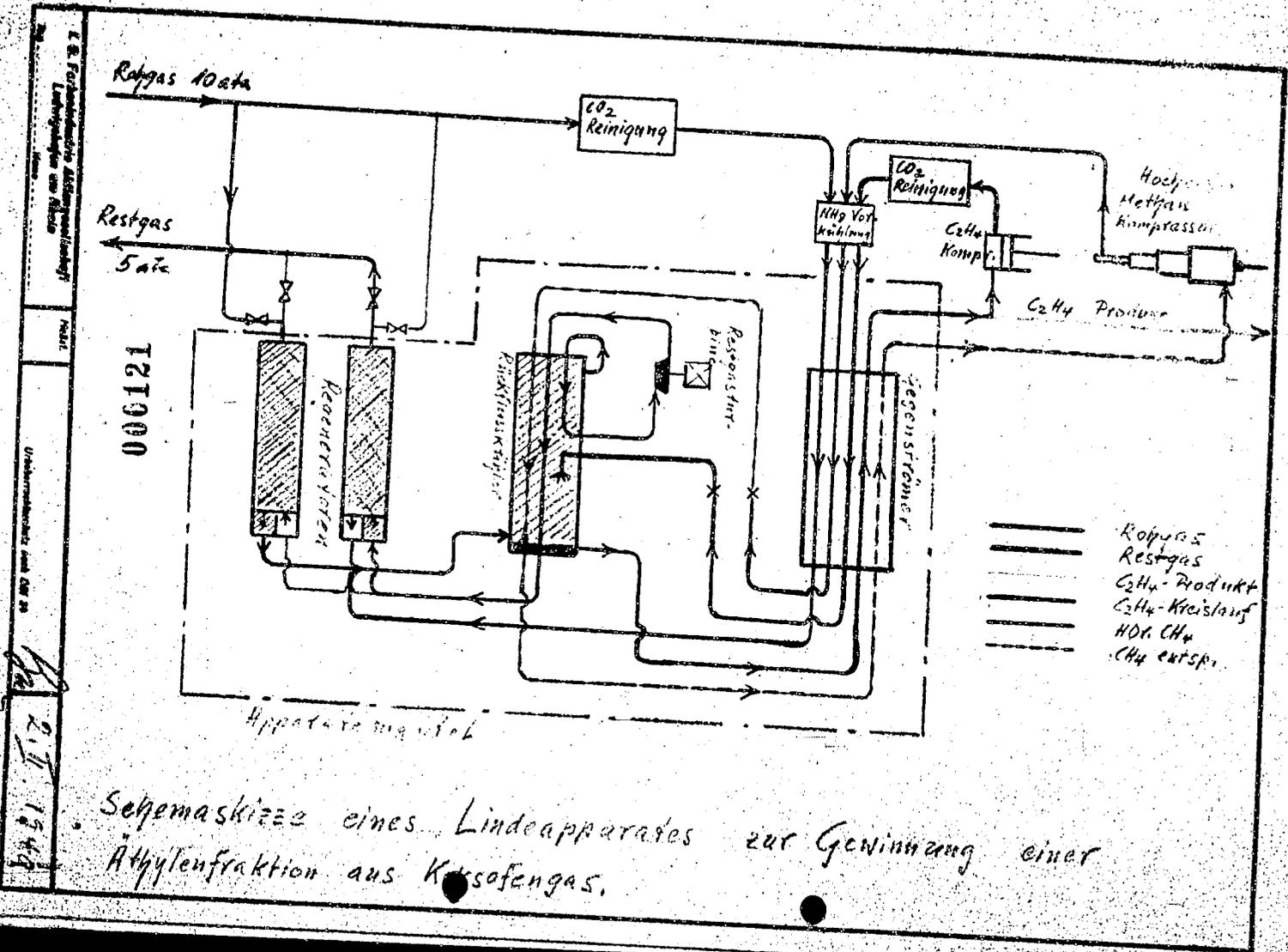
Energiebedarf für Rohäthylengewinnung aus 37 000 cbm/h Koksofengas

550 cbm/h Äthylen roh 100%ig gerechnet.

	PS
Kompression von 37 000 cbm Koksofengas von 6 auf 11 ata	1300
Kreislauf Äthylen (10 auf 18 ata)	60
Kreislauf Methan	580
Druckwasserwäsche für das Rohgas	135
Rückführung des Entspannungsgases von dieser Druckwasserwäsche	75
Druckwasserwäsche für das Rohäthylen	100
Rückführung des Entspannungsgases von dieser Druckwasserwäsche	95
Vorkühlung (NH <sub>3</sub> Kompression)	85
Sa.	2430
Energierückgewinnung mit Entspannungsturbine	95
Sa. Verbrauch	2335 PS
Verbrauch der Rohgaszerlegung pro cbm Koksofengas	0,0633 PS

Herr Becker gab als Bruttoverbrauch der Reinäthylenerzeugung nach dem vorliegenden Verfahren pro cbm Rohkoksofengas 0,174 PS an. Damit würde die zweite Lindestufe - Reinäthylenerzeugung - einen Energieverbrauch von etwa 4065 PS/h haben. Nach den uns vorliegenden Unterlagen erscheint dieser Verbrauch hoch.

Anlage: 1 Skizze  
ø 110, 200, 210, 400, 11



Schemaskizze eines Lindeapparates zur Gewinnung einer Äthylenfraktion aus Raffiniergas.

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

Dr. Baumann

000122

B

Dr. F./S.

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,  
Chefingenieurbüro,

Frankfurt (Main) - Höchst.

6. Februar 1940.

Betrifft: Aethylengewinnung.

Ich bestätige dankend den Erhalt Ihres Schreibens vom 1. Februar 1940 nebst den anliegenden Kalkulationsunterlagen für die Gewinnung von Aethylen aus Stadtgas. Wie schon anlässlich der Besprechung am 1./2. zum Ausdruck kam, fehlten in Ihrer Kostenaufstellung vom 29./1.40 für Reineäthylen eine Reihe Positionen gegenüber dem üblichen Kalkulationsaufbau. Ebenso dürfte die Ausbeute mit 95 % an Reineäthylen sehr hoch gegriffen sein. Entgegen Ihren Angaben rechnet Herr Dr. Engelhardt von der Lurgi nur mit 66 % Endausbeute an Reineäthylen. Im vorliegenden Fall habe ich jedoch mit 75 % gewinnbarem Reineäthylen gerechnet, eine Ausbeute, wie ich sie für die totale Abscheidung nach dem Tiefkühlverfahren zugrunde lege.

Was den Verbrauch an Energien anbelangt, so möchte ich ergänzend zu den Ausführungen vom 1./2. an dieser Stelle noch folgendes anschließen. In Ihrer Aufstellung über den Dampf fehlt m. E. der Dampfverbrauch für die Benzolcarbonanlage. Ferner ist der Dampfverbrauch für Gastrennung und den allgemeinen Betrieb der Anlage zu berücksichtigen. Mit Rücksicht darauf, dass in der A-Kohle neben Aethylen auch Aethan und sonstige Kohlenwasserstoffe absorbiert werden, wird sich auch der Dampfverbrauch für die Desorption gegenüber Ihrer Rechnung

erhöhen. Vorsichtshalber sollte daher mit der achtfachen Menge, bezogen auf das Aethylen, für die Desorption gerechnet werden. Aus den vorerwähnten Gründen ist die Dampfmenge in der anliegenden Aufstellung um 1 t pro Stunde über Ihre Angabe hinaus erhöht worden.

Ebenso ist der Stromverbrauch der Gastrennung für die Reinäthylengewinnung nach meinen hiesigen Betriebszahlen korrigiert. Für die Trennung eines etwa gleich zusammengesetzten Rohgases werden pro cbm Reinäthylen effektiv 1,25 kWh benötigt. Hieraus ergibt sich der berichtigte Stromverbrauch.

Für die Anlagekosten der Reinäthylengewinnung ist die schon anlässlich der Besprechung angedeutete Erhöhung vorgenommen, woraus sich ein gesamtes Anlagekapital von  $\text{RM } 1.000.000,-$  ergibt. Nach I.G.-Grundsätzen ist die Verzinsung des Anlagekapitals in die Selbstkostenrechnung mit aufgenommen. Im übrigen sind alle Positionen auf der gleichen Basis und im gleichen Verhältnis, wie von mir üblicher Weise für die Aethylengewinnung vor-kalkuliert wird, behandelt. Unter diesen Umständen ergibt sich für das Aethylen aus dem Stadtgas ein Gestehungspreis von  $\text{RM } 56,86$  / kg gegenüber Ihrer Aufstellung von  $\text{RM } 30,-$  / kg.

Für die Durchrechnung der Kosten der Grossanlage Hamborn können Sie folgende Zahlen verwenden:  
Jahresdurchsatz 1 Milliarde cbm Koksgas  
mit 1,8 %  $\text{C}_2\text{H}_4$   
Strompreis =  $\text{RM } 2,-$  / kWh  
Dampfpreis =  $\text{RM } 3,50$  p.t.

Im übrigen liegt der Fall in Hamborn so, dass die Gase unter Druck stehen und unter Druck weiter benötigt werden. Eine Entspannung, wie sie von Ihnen zur Erzielung einer erhöhten Aufnahme des Aethylens in der A-Kohle vorgeschlagen wird, kommt hier nicht infrage.

Wie Herr Dr. Engelhardt gelegentlich der Besprechung mitteilte, könnten im Anschluss an zwei

00123

achtfachen  
tion ge-  
t die Dampf-  
Stunde

ir die  
abszahlen  
zusammen-  
fektiv  
htigte

hylen-  
ng an-  
gesamtes  
f.-Grund-  
lie

sind alle  
Verhältnis,  
ung vor-  
n ergibt  
ungspreis  
30.--/kg.

der  
werten:

Gase  
werden.  
einer  
geschla-

der

Chemische Fabrik Holten  
G. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

- 3 -

000124

Benzorbonanlagen auf den Zechen Nordstern und Alma  
Aethylengewinnungen eingerichtet werden. Hier stehen die  
Gase unter dem Druck des Ruhrgasnetzes von 4 bis 6 atü.  
Für diesen Fall habe ich die Gegenüberstellung der Aethyl-  
lengewinnung nach dem Tiefkühlverfahren und der beabsich-  
tigten Arbeitsweise der Lurgi über Aktiv-Kohle durchge-  
rechnet und diese Aufstellung am 3./2. d.J. nebst Begleit-  
schreiben an die L.K.-Abteilung Ludwigshafen weiter geleit-  
tet. Sie werden diese Unterlagen von dort erhalten.

Mit Deutschem Gruss !

Chemische Fabrik Holten G. m. b. H.

Dd. L. K. - Abt. Lu.

Dir. Dr. Hoffmann, Hülse.

A F E T

00124

Alma  
stehen die  
ia 6 atH.  
der Aethy-  
beabsich-  
durchge-  
st Begleit-  
iter geleit-  
ten.

Chemische Fabrik Holten  
o. m. b. H.  
Oberhausen-Holten

000125

Aethylen aus Stadtgas  
über Aktiv-Kohle

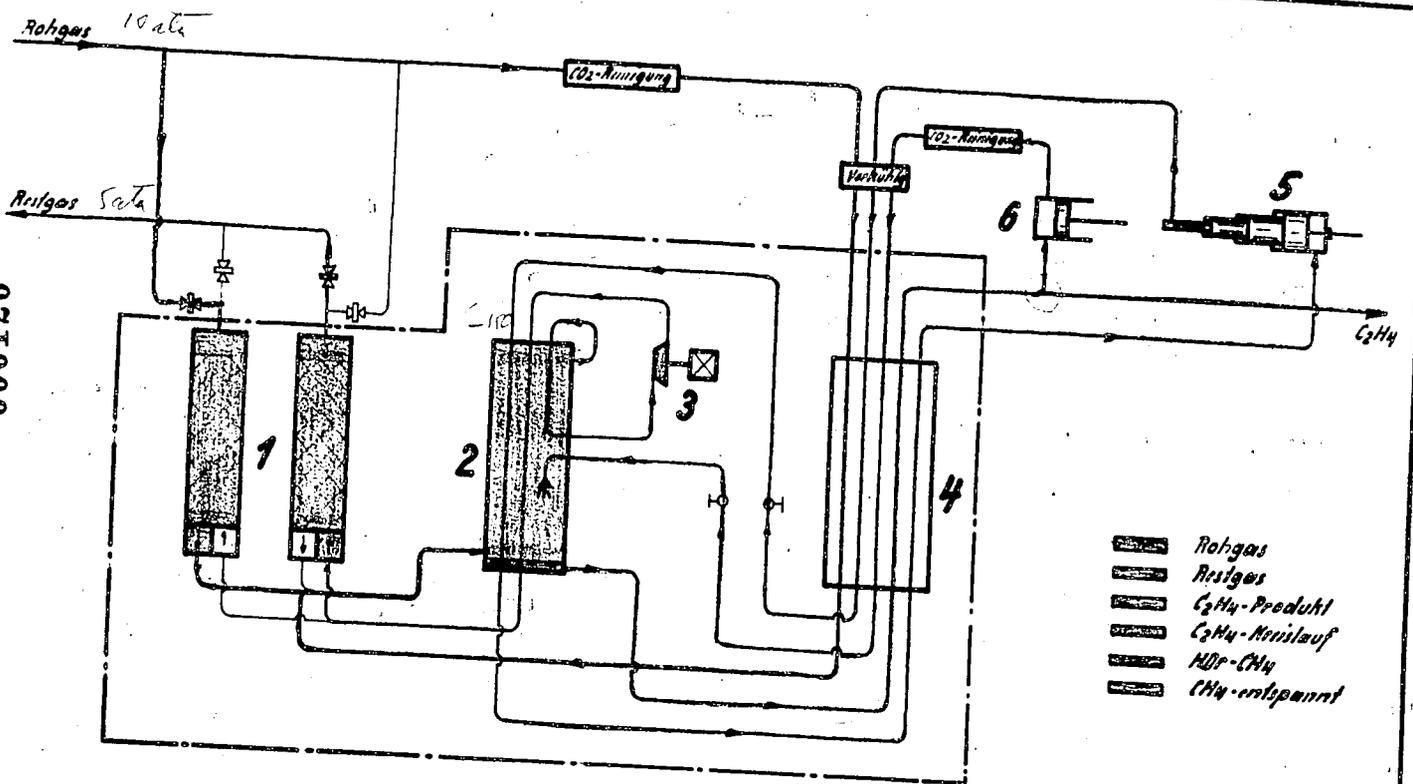
12 500 m<sup>3</sup>/h mit 1,31% Aethylen = 164 m<sup>3</sup>/h, hiervon gewinnbar als reines Aethylen 95%ig  
= 75% = ca. 123 m<sup>3</sup>/h, 100%ig gerechnet, = 154 kg/h.

1230 fct

A. Betriebskosten		pro Stunde
		RM
1.) Löhne und Gehälter	3 Arbeiter = 3 Stunden à RM 2,-	6,-
2.) Energien	a) Dampf 6 t à RM 3,20 b) Strom 245 kWh à RM 2,70/kWh (Licht 150, sonst. 95)	RM 19,20 = 6,62 25,82
3.) Materialien	a) A-Kohle: Verbrauch = 1 kg Kohle für 150 kg C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> = RM 2,- / kg b) Silicagel + Kohle Benzcarbonanlage: Verbrauch für ca. RM 1,- / h c) Öl und sonstige Kleinmaterialien	RM 2,- = 1,- = 0,75
4.) Laboratorienkosten:	10% von Lohn und Gehalt	3,75
5.) Verwaltungskosten:	15% von Lohn und Gehalt	0,60
6.) Abschreibung:	10% von Anlagekapital von ca. RM 1 000 000,- = RM 100 000,- : 8 000	0,80
7.) Verzinsung:	3,5% über 10 Jahre gleichbleibend gerechnet = RM 35 000,- : 8 000	12,50
8.) Reparaturen:	5% von Anlagekapital : 8 000	4,38
9.) Feuerchutz, Steuern und Versicherung:	1,3% von Anlagekapital : 8 000	6,25
10.) Sonstige unvorhergesehene Kosten		1,63
		5,-
	Summe Betriebskosten	66,84
B. Rechnerial		
1.) Aethylen:	123 m <sup>3</sup> /h = 15 291 m <sup>3</sup> 100%ig 1000 BE = 0,72 Pfg., d.h. 1 m <sup>3</sup> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> = 11 Pfg.	RM 13,53
2.) Gasverlust:	2% von 12 500 m <sup>3</sup> /h = 250 m <sup>3</sup> /h 8 000 BE, d.h. 1 m <sup>3</sup> = 2,88 Pfg.	= 7,20
		20,73
Gestehungskosten für 154 kg C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 100%ig gerechnet		87,57
Gestehungskosten für 100 kg C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 100%ig gerechnet		56,86

Oberhausen-Holten, den 6. Februar 1940.

000126



- 1 Regeneratoren
- 2 Rührfließmühler
- 3 Restgasturbine
- 4 Gegenstrom-Wärmeaustauscher
- 5 HDr-Melther-Kompressor
- 6 Kreislauf-Äthylol-Kompressor

Maßstab	Gesellschaft für Linde's Eismaschinen A.-G.				Anlage zum Schreiben vom
Werkstoff	Höllriegelskreuth b. München				Das Urheberrecht an dieser Zeichnung (nebst Anlagen) steht uns zu. Die Zeichnung darf nur von der Firma, der wir sie ausgehändigt haben, und nur zu dem mit ihr vereinbarten Zweck benutzt werden. Soweit ein Zweck nicht besonders vereinbart ist, besteht der Zweck der Überlassung der Zeichnung lediglich darin, dem Empfänger den Betrieb der auf der Zeichnung dargestellten Maschinen, Apparate oder Einrichtungen zu erleichtern. Die Zeichnung ist vom Empfänger geheimzuhalten und muß so aufbewahrt werden, daß sie Unbefugten nicht zugänglich ist. Durch die Entgegennahme der Zeichnung erklärt sich der Empfänger mit den vorstehenden Bedingungen abzuverstanden.
Kommission Nr. 2379	Datum	Name	Genehmigt	Karte	
	Gezeichnet	5.7.40	J. S.	Fach	P
	Geprüft	S. 1. 11		Gruppe	
	Normgepr.	5. 1. 20.		Reg.	K. 2
Schematische des Apparates zur Gewinnung einer Äthylolfraktion aus Rohgas					Erster Einbau
					Ersetzt durch
Ersatz für					74-807
Entstanden aus					

Anlage 21  
Gas-Dr. Schi.

Verord. Verh. v. Ger. v. Allyn

Ludwigshafen, 26. Januar 1939/Sp.

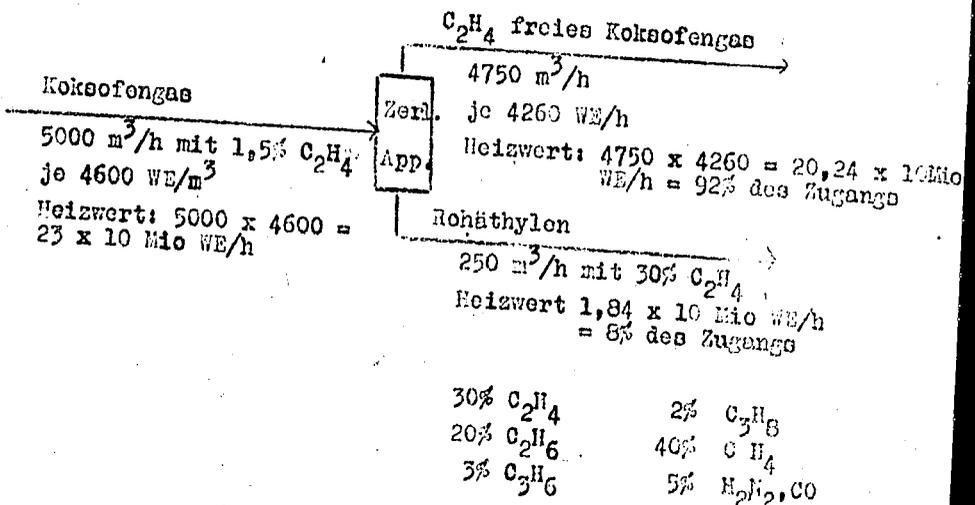
Aktennotiz.

000127

Betrifft: Athylengewinnung aus Koksogengas.

A. Kostenschätzung für die Gewinnung von Athylen aus Koksogengas durch Zerlegung nach Linde ohne gleichzeitige Gewinnung von Wasserstoff (Verfahren Sodingen-Mont Genis 1939).

1) Mengenschema:



Produktion: 75 m³ C₂H₂ als 30%iges Rohäthylen.

2) Energieverbrauch:

	Angebot Linde vom 29.7.39.	Bericht Baumann vom 22.8.39.
Kokereigaskompressor 5000 m³/h auf 10 bzw. 12 atü	540 kWh	612 kWh
Hochdruckstickstoffkompressor	347 "	490 "
Athylenkreislaufkompressor	162 "	- "
Laugepumpen	50 "	50 "
NH₃-Kompressoren	104 "	104 "
Ventilatoren	20 "	20 "
	<u>1223 kWh</u>	<u>1276 kWh</u>

In Kalkulation einzusetzen: 1100 kWh.

Januar 1939/Sp.

00127

Koksengas  
Zugang von

20,24 x 10 Mio  
Zugänge

h

CO

nt Baumann  
2.8.30.

Wh  
"  
"  
"  
"  
Wh

000128

3) Kalkulation des Äthylens.

Rohmaterial

Heizwert in Kokerogas WE 1,84 x 10<sup>6</sup> 0,52 Pfg/1000 WE = RM/Std.  
9,60

Zwischenprodukte

Stickstoff obm 150 2,0 Pfg. 3,00

Natronlauge kg 20 9,0 Pfg/kg 1,80

4,80

Spesen

Gehälter

Löhne 5 Arb. je RM 1.- 2,50

Energien 5.-

Strom kWh 1100 je 1,6 Pfg. 17,60

Dampf obm 50 je 1,6 Pfg. 0,80

Wasser 8% von 1,5 Mio RM = RM 120 000.- 15.-

Reparaturen 15.-

Materialien 1,50

Emballagen 0,63

Büro u. Labor 2,25

Wohlfahrt 0,75

Amortisation 10% von 1,5 Mio RM = RM 150 000.- 18,80

Sa. Spesen 64,83

Gestehkosten pro Stunde

" " obm Rohäthylen als 100%iges C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> RM 79,23 = 106,0 Pfg.

" " kg Rohäthylen 82,5 Pfg.

006128

RM/Std.
E = 9,60
3,00
<u>1,80</u>
4,80
2,50
5.-
17,60
0,80
15.-
1,50
0,63
2,25
0,75
<u>18,80</u>
64,83
79,23
<u>106,0 Tfg.</u>
<u>82,5 Tfg.</u>

006129

B. Kostenschätzung für die Gewinnung von Äthylen aus Koksogas durch Zerlegung unter Anwendung von Regeneratoren mit völliger Aufarbeitung der C<sub>2</sub>-Fraktion auf reines Äthylen (Bericht Dr. Feller vom 14.2.38).

1) Schema siehe Anlage 1.

2) Anlagekapitalien:

I. Anlage zur Gewinnung des Rohäthylens.

1) 4 Gaszerleger mit Regeneratoren, einschl. Kompressoren, Turbinen u. Verb.-Leitungen	1 950 000 RM
2) Wasserwäsche u. Laugwäsche komplett	1 060 000 "
3) 4 Asynchronmotoren für Ofengaskompressoren Leistung à 1500 kW <i>1000 x 5000 = 908 kWh/Std</i> einschl. Schaltanlage à 90 000 RM	360 000 "
4) 2 Asynchronmotoren zum Antrieb von 2 Kreislaufmaschinen. Leistung à 500 kWh, 2 Schaltanlagen à 50 000 RM	100 000 "
5) Anlage zur Laugeregenerierung für 700 kg Na OH 100%ig/h komplett mit Leitungen u. Antrieb, ohne Bau, der mit der Kalkmilchanlage für Oxydbetrieb vereinigt wird	180 000 "
6) 1 Trockengasometer 5000 m <sup>3</sup> für N <sub>2</sub>	150 000 "
7) 1 Handlaufkran 40 to, 15 m Spannweite	18 000 "
8) 1 " 10 to, 10 m "	6 000 "
9) 1 " 20 to, 12 m "	10 000 "
10) Zuführungsleitungen im Bau	200 000 "
11) Kraftleitungen, Beleuchtung im Bau	50 000 "
12) Meßeinrichtungen	30 000 "
<hr/>	
Baukosten anteilig 50 x 37 x 15 = 28 000 m <sup>3</sup>	4 134 000 RM
Fundamente für Antriebsmaschinen	500 000 "
	135 000 "
<hr/>	
	4 769 000 RM
<hr/>	



00130

00 000 RM

75 000 "

75 000 "

5 000 "

0 000 "

0 000 "

0 000 "

0 000 "

0 000 "

000 RM

=====

in

000 RM

00 "

00 "

00 "

00 "

00 RM

=====

5 -

- 5 -

000131

IV. Spaltanlage zur Gewinnung von Äthylen aus Äthan.Spaltung von 900 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>/h

1) 3 Krackofenanlagen nach Dr. Klein-Leuna (je Anlage 450 m <sup>3</sup> C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> mit Zubehör à 400 000 RM)	1 200 000 RM
2) Äthangasometer 500 m <sup>3</sup>	25 000 "
3) Zuführungsleitungen	15 000 "
4) 3 Luftzerlegungsanlagen für je 1100 m <sup>3</sup> Luft/h	600 000 "
5) O <sub>2</sub> -Gasometer 500 m <sup>3</sup>	25 000 "
6) N <sub>2</sub> -Gasometer unter I.6) vorgesehen	-
7) Rohrleitungen	20 000 "
8) Kraftleitungen	8 000 "
	<hr/>
	1 893 000 RM
9) Gebäudekosten für D 4 10 x 37 x 15 = 5500 m <sup>3</sup>	100 000 "
10) Fundamente	21 000 "
	<hr/>
	2 014 000 RM
	=====

V. Wasserversorgung für I - IV.

1) Rückkühlwerk für 3000 m <sup>3</sup> Wasser, kompl.	293 000 RM
2) 2 Motore à 460 kWh mit Schaltanlagen	36 000 "
3) 2 " à 115 kWh " "	21 000 "
4) Zuführungsleitungen	150 000 "
	<hr/>
	500 000 RM
	=====

- 6 -

00131

00 000 RM  
25 000 "  
15 000 "  
00 000 "  
5 000 "  
-  
0 000 "  
8 000 "  
3 000 RM  
0 000 "  
000 "  
000 RM  
=====

000 RM  
000 "  
000 "  
000 "  
000 RM  
=====

000132

VI. Elektrische Schaltanlage.

25 kV-Anlage, 6 kV-Anlage  
Zu installierende Leistung 25 000 kW

1) 25 kV-Anlage mit 4 Trafos einschl. Schalter	350 000 RM
2) 6 kV-Anlage, 5 Abgänge	50 000 "
3) Kabelnetz zu den Bauten	20 000 "
4) Niederspannungsschaltanlage 6 kV auf 0,5 kV	85 000 "
5) 4 Generatoren à 600 kVA Rückgewinnung aus Expansions-turbinen mit Schaltanlage	55 000 "
	<hr/>
6) Baukosten 4000 m <sup>3</sup> à 25 RM	560 000 RM
	100 000 "
	<hr/>
	660 000 RM
	=====

Gesamtes Anlagekapital:

I. Anlage zur Gewinnung von Äthylen aus Koksofengas	4 769 000 RM
II. Anlage zur Gewinnung von 95%igem Äthylen	3 255 000 "
III. Kompressorenanlage für Ferngas	300 000 "
IV. Spaltanlage zur Gewinnung von Äthylen aus Äthan	2 014 000 "
V. Wasserversorgung	500 000 "
VI. Elektrische Schaltanlage	660 000 "
	<hr/>
	11 498 000 RM
	=====

000132

350 000 RM  
 50 000 "  
 20 000 "  
 85 000 "  
 55 000 "  
 -----  
 60 000 RM  
 00 000 "  
 -----  
 60 000 RM  
 =====  
 -----  
 9 000 RM  
 5 000 "  
 0 000 "  
 4 000 "  
 0 000 "  
 0 000 "  
 -----  
 3 000 RM  
 =====

000133

3) Kalkulation der Äthylengestehkosten auf Grund der vorstehenden Anlagekapitalien in einer Anlage mit Regeneratoren.

Betriebskosten für die Gewinnung von Äthylen aus Koksafengas.

Gewonnen werden 1470 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>/h als Rohäthylen  
 pro Stunde: 1400 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>/h als Reinäthylen = 1750 kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>/h  
 = 14.000 Jato C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

	pro Stunde RM	pro 100 m <sup>3</sup> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> RM	pro 100 kg C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> RM
1) Gehälter u. Löhne	32,50	2,32	1,86
2) Energien			
p.Std.			
Dampf 350 to à 2,50	8,90		
Strom 16000 kWh à 1,5	240.-		
Wasser 500 cbm à 10,0	50.-		
Gas 170 cbm à 4600 WE à 2,4	4,38		
	302,98		
3) Reparaturen 4% v. Anlagekap.	57,49	21,64	17,30
4) Materialien 10% v. Lohn	3,25	4,10	3,28
5) Labor "	3,25	0,23	0,19
6) Feuerschutz u. Steuern 1,3% v. Anlagekapital	3,25	0,23	0,19
7) Verwaltungen 15% v. Lohn	18,68	1,33	1,07
8) Abschreibung 10% v. Anlagekap. (11,49 x 10 Mio RM)	4,89	0,35	0,28
	143,73	10,25	8,21
<u>Betriebskosten:</u>	565,76	40,45	32,38
<u>Rohmaterial</u>			
Äthylen 5000 WE 2,4 Pfg. 14900 WE 7,2 "	101,00		
Gasverlust 2% v. 75 000 m <sup>3</sup> /h 1500 cbm à 4600 WE = 1380 cbm à 5000 WE à 2,4 Pfg.	33,20	7,20	5,77
<u>Sa. Rohmaterial:</u>	134,20	2,37	1,90
<u>Betriebskosten + Rohmaterial</u>	700,96	9,57	7,67
<u>Gestehkosten 95%iges Gas, 100%ig gerechnet</u>		50,02	40,05

000133

entstehenden

Koksogengas.

pro 100 kg C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> RE

1,86

17,30

3,28

0,19

0,19

1,07

0,28

8,21

32,38

3

5,77

1,90

7,67

40,05

-8-

000134

Komplettierte Schätzung auf Grund eigener Unterlagen.

Die vorstehende Kostenschätzung von Herrn Dr. Peller erscheint in vielen Punkten als zu günstig. Es wird daher im Folgenden versucht, auf Grund der Unterlagen für die Gaszerlegungsanlage Huls eine genauere Kostenschätzung aufzustellen:

1) Anlagekapital.

	<u>Anlagekapital für Lieferung Linde</u>
4 Koksogaserlegungsanlagen à 25000 m <sup>3</sup> /h	3 000 000 RM
3 Äthylenanlagen à 2200 m <sup>3</sup> /h	500 000 "
3 Luftzerlegungsanlagen à 1100 m <sup>3</sup> /h	330 000 "
Wasserwäsche u. Laugewäsche	1 000 000 "
	<u>4 830 000 x 2,7<sup>x)</sup> =</u>
Laugeregenerieranlage	15 000 000
Spaltenlage für Äthylen aus Äthan	180 000
Gesamtes Anlagekapital, rohgeschätzt	<u>2 014 000</u>
	RM 15 194 000

x) Faktor mit dem erfahrungsgemäß die Lieferung Linde zu multiplizieren ist, um das gesamte Anlagekapital für die komplette Anlage zu bekommen.

2) Gaspreis.

1 m<sup>3</sup> Koksogengas = 4600 WE = 2,4 Pfg.

Belastung: a) Äthylen 1 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> 100%ig = 14900 WE = 7,78 Pfg.  
1 m<sup>3</sup> C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> in 95%igem Gas =  $\frac{7,78}{0,95} = 8,2$  Pfg.

b) Gasverlust 2% des Durchsatzes  
= 2% von 75 000 m<sup>3</sup>/h = 1500 m<sup>3</sup>/h à 4600 WE  
1500 x 2,4 = 3600 Pfg.

Gasbelastung/Std. für Äthylen 1400 x 8,2 = 114,80 RM  
für Gasverlust 1500 x 2,4 = 36.- "  
Summe 150,80 RM

heint in  
n versucht,  
s eine

pital für  
ng Linde

00 RM  
00 "  
00 "  
00 "  
0 x 2,7<sup>x)</sup> =  
15 000 000  
150 000  
2 014 000  
15 194 000

multipli-  
ette Anlage

7,78 Pfg.  
78 = 8,2 Pfg.  
35  
3/h d 4600 WE

3) Elektrische Energie.

Unter der Annahme, daß 40% der Kompressionsenergie durch Ver-  
wendung einer Expansionsmaschine im Abgas wiedergewonnen werden  
können, ergibt sich auf Grund des Angebotes Linde für HILS unter  
Berücksichtigung der besonderen Verhältnisse bei Verwendung von  
Regeneratoren im vorliegenden Fall ein Energieverbrauch von ins-  
gesamt 20 000 kWh.

4) Kostenschätzung für die Gewinnung von Äthylen aus Koksogengas  
in einer Anlage mit Regeneratoren.  
(Korrigierte Schätzung Dr.Feller).

Produktion pro Stunde:  $1400 \text{ m}^3 \text{ C}_2\text{H}_4/\text{h}$  (1,0%LG) =  $1750 \text{ kg C}_2\text{H}_4/\text{h}$   
= 14000 Jato  $\text{C}_2\text{H}_4$

		RM /Std.
<u>Rohmaterial</u>		
Gas		150,80
<u>Spesen</u>		
Gehälter		
Löhne	23 Arb. RM 1.-/Std.	11,50
Energie		25,80
Dampf	3,5 to " 2,50/to	
Strom	20000 kWh Pfg.1,60/kWh	8,80
Wasser	600 cbm RM 1,50/100 cbm	320.-
Gas	170 cbm d 4600 WE 2,4 Pfg./cbm	9.-
Reparatur	8% von 15,2 x 10 Mio RM	4.08
Materialien		152.-
Emballagen		7.-
Büro u. Labor		3.-
Wohlfahrt		10.-
Amortisation		3,50
		190.-
<u>Gestehkosten pro Stunde</u>		892,68
		=====
Pfg/cbm Reinäthylen		63,8 Pfg.
Pfg/kg Reinäthylen		50,0 Pfg.

0135

ch Vor-  
en werden  
Hills unter  
ndung von  
h von inc-

kaofengge

3  $C_2H_4/h$   
Jato  $C_2H_4$

/Std.

50,80

1,50

3,00

8,80

0.-

9.-

4.08

2.-

7.-

5.-

1.-

50

68

====

8 Pfg.

0 Pfg.

- 10 -

- 10 -

B. Vergleich von Fall A mit Fall C.

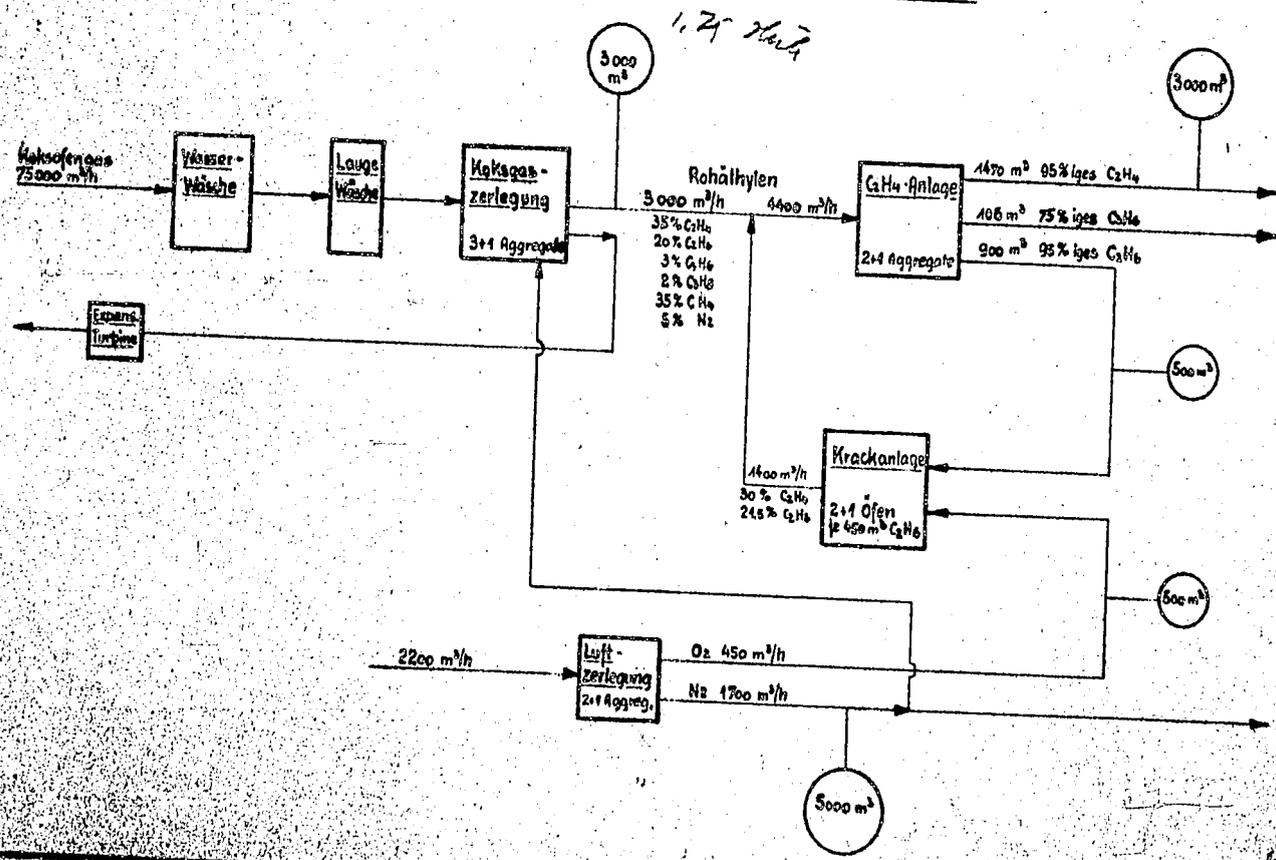
000136

Produktion	75 m <sup>3</sup> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> als 30%iges Gas	1400 m <sup>3</sup> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> als 95%iges Gas
System	Sodingen-Mont Celis 1939	Regeneratoren
<u>Rohmaterial u. Zw.Prod.</u>		
Gas	0,1280	0,106'
Stickstoff	0,0400	(unter Energien mit enthalten)
NaOH	0,0240	---
<u>Spesen</u>		
Gehälter	0,0335	0,0083
Löhne	0,0670	0,0164
Energien		
Strom	0,235	0,2360
Dampf		0,0063
Wasser	0,0106	0,0064
Gas		0,0029
Reparatur 8%	0,200	0,1080
Materialien	0,020	0,0050
Emballagen	0,0084	0,0021
Büro u. Labor	0,0300	0,0070
Wohlfahrt	0,0100	0,0025
Amortisation 10%	0,2500	0,1360
	<u>1,0565</u>	<u>0,6369</u>
Kosten pro m <sup>3</sup> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	105,6 Pfg.	63,7 Pfg.
Kosten pro kg C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	<u>82,5 Pfg.</u>	<u>50,0 Pfg.</u>

Ø Herrn Dir. Dr. Hoffmann  
" Dr. Baumann  
" Dr. Schilling

*Schilling*  
*Baumann*

**Gewinnung von Äthylen aus Koksafengas unter Verwendung von Regeneratoren u. Expansionsmaschine.**  
**Produktion: 14000 Tons  $C_2H_4$  = 1470 m<sup>3</sup>/h 95% iges  $C_2H_4$ .**



L. 2. Verfahrenstechnik, Aufgabensammlung  
 Nr. 26, 7. 1959, von Prof. Dr. K. Schuler  
 BR. S. 204  
 Anlage 1

000137

*4/4*

Chemische Werke Hüls G.m.b.H.  
TD-Dr.Bmn.

Marl, den 15. Januar 1940/Sp.

Aktennotiz.

000138

Betrifft: Äthylenanlage Hüls.

Für den Kriegsfall existiert in Hüls nach dem jetzt vorliegenden Produktionsprogramm ein Äthylenunterschuß von etwa 5 450 jato (vergl. Schreiben Dr.Ho. vom 13.1.40). Es sollen im Folgenden die Wege angedeutet werden, die heute als gangbar erscheinen, dieses Äthylendefizit zu decken. Hierbei ist vor allen Dingen noch zu berücksichtigen, daß die bei Vollausbau von Hüls zur Zeit angenommene Äthylenerzeugung vom Lichtbogen her mit insgesamt 18 280 jato heute noch nicht völlig sicher steht, da wir über das im Lichtbogen zu verarbeitende Gas, soweit dies von Gelsenberg oder Welheim geliefert wird, noch keine genaueren Unterlagen haben.

Das jetzige Arbeitsprogramm von Hüls sieht im Kriegsfall eine Verarbeitung von 23 750 jato Äthylen vor.

Äthylenerzeugung durch thermisches Spalten von Kohlenwasserstoffen.

Über dieses Verfahren liegen genügend Unterlagen durch Klein-Häuber vor. Da Hüls hinsichtlich der Verwertung seiner Kohlenwasserstoffe jedoch möglichst ökonomisch vorgehen muß, dürfte dieses Verfahren zur Zeit für Hüls ohne Interesse sein.

Äthylen aus Koksofengas.

Der Äthylengehalt im Koksofengas ist je nachdem die Koksöfen gut oder schlecht gefahren werden hoch oder niedrig. Umgekehrt proportional verläuft der Stickstoffgehalt. Tabelle 1 enthält eine Übersicht über verschiedene veröffentlichten Koksofengasanalysen, denen auch die Analyse des Koksofengases der A.V. angeschlossen ist. Rechnet man mit einem mittleren Gehalt des Koksofengases von 2,1 Vol.% Äthylen und ferner, daß bei der Gaszerlegung hiervon 80% als Reinäthylen gewonnen werden können, so kann man aus 1000 cbm Koksofengas (0°, 760 mm) 21 kg Äthylen gewinnen. Für eine Erzeugung von 1000 jato Äthylen = 125 kg/h sind 5 950 cbm/h (0°, 760) Koksofengas zu zerlegen.

Mar 1940/Sp.

00138

Produktions-  
en Dr.No. vom  
eute als  
or allen  
Zeit angenomme-  
eute noch  
bitende Gas,  
genaueren

beitung von

ffen.

vor. Da.  
öglichst  
ohne Inte-

r schlecht  
er Stick-  
ffentlichten  
/. ange-  
es von  
s Rein-  
(0°, 760 mm)  
5 kg/h

- 2 -

- 2 -

000139

Bisher geschieht die Gewinnung von Äthylen aus Koksofengas in 2 Stufen. In der ersten Stufe wird als Nebenprodukt der Wasserstoffgewinnung aus Koksofengas ein etwa 30%iges Rohäthylen gewonnen, das in der zweiten Zerlegungsstufe auf Reinäthylen aufgearbeitet wird. Es sind Bestrebungen vorhanden, diese Äthylengewinnung aus Koksofengas einstufig und ohne Wasserstofferzeugung durchzuführen. Linde bearbeitet auf Anregung durch die I.G. das Linde-Fränkler-Verfahren für den vorliegenden Zweck. Eine überschlägige Schätzung einer solchen Anlage mit Regeneratoren ergibt bei großer Kapazität einen Preis pro kg Äthylen von schätzungsweise um 40 Pfg. Hierbei setzen sich die Kosten zu etwa 1/6 aus Gaspreis, 3/6 aus Energiekosten und weiteren 2/6 aus kapital- und lohngebundenen Spesen zusammen.

Ein ähnliches Verfahren, das jedoch nicht mit Rekuperatoren, sondern mit Expansionsmaschine und Adsorptionsmitteln arbeitet, wurde von der I.G. Höchst zum Patent angemeldet. Hierbei muß das Koksofengas auf etwa 5 atm. komprimiert werden. Es wird nach Abkühlung im Gegenstromwärmeaustausch, wobei die Kälte durch Expansion des Gases mit äußerer Arbeitsleistung gewonnen wird, in Adsorptionstürme geleitet, die das Äthylen zurückhalten. Für 1 kg Äthylen sind im vorliegenden Falle etwa 50 cbm Koksofengas auf 5 atm. zu komprimieren. Rechnet man, ähnlich wie bei der Drucklufterzeugung mit 0,3 Pfg./cbm Kompressionsspesen, so wird der cbm Äthylen hierbei durch Kompressionsspesen und 15 Pfg. belastet. Hinzu kommen die kapital- und lohngebundenen Spesen und der Preis für das Gas, sodaß das Höchstler Verfahren sich kaum billiger stellen dürfte, als das Linde-Fränkler-Verfahren.

Sowohl das Linde-Fränkler-Verfahren als auch das Höchstler Verfahren sind noch nicht technisch durchgebildet und erfordern bis zur endgültigen Lösung hohe Versuchskosten.

Das zweistufige Verfahren hat den Vorteil, daß infolge der damit verbundenen Wasserstoffgewinnung die erste Stufe restlos vom Wasserstoff getragen wird und dadurch die Aufkonzentrierung des Äthylens auf ein etwa 30%iges Gemisch ohne Spesen belastet ist. Bei diesem Verfahren entstehen gleichzeitig, wenn man mit 55% Wasserstoff und 23% Methan im Koksofengas rechnet, bei 95%iger Ausbeute des Zerlegungsprozesses auf 1000 jato Äthylen 24,8 Mio. cbm/Jahr Wasserstoff und 7 450 jato Methan.

- 3 -

000139

2 Stufen. In  
g aus Koksofen-  
erlegungsstufe  
nden, diese  
ferzeugung durch-  
le-Fränk-  
ung einer  
nen Preis pro  
ie Kosten zu  
s kapital- und  
  
ndern mit Ex-  
G. Höchst  
m. komprimiert  
i die Kälte  
rd, in Ad-  
Äthylen sind  
rimieren.  
bcm Kompressions-  
bereits mit  
esen und  
liger stellen  
  
sind noch  
sung hohe  
  
erbundenen  
gen wird und  
misch ohne  
wenn man mit  
Ausbeute des  
stoff und

000141

Bei der Zeche A.V. fallen zur Zeit maximal 32 000 cbm Koksofengas pro <sup>Stunde</sup> an.  
Aus dieser Gasmenge könnten somit

- 5 350 jato Äthylen,
- 132 Mio cbm Wasserstoff und
- 40 000 jato Methan

gewonnen werden. Diese Wasserstoffmenge entspricht dem Wasserstoffbedarf einer  
Benzinerzeugung von 48 000 jato.

Soviel uns bekannt ist, hat die A.V. bereits weitgehend über das bei ihr anfallen-  
de Koksofengas disponiert. Da im Ruhrgebiet allgemein eine Knappheit an Koksofen-  
gas herrscht, könnte es wahrscheinlich nur unter Einschaltung der im Kriegsfall  
an der Äthylenerzeugung besonders interessierten Heeresstelle gelingen, die für  
Hils erforderliche Koksofengasmenge freizubekommen.

00141

pro ~~the~~ an:

bedarf einer

ei ihr anfallen-  
it an Koksofen-  
im Kriegsfall  
ngen, die für

000140

Hydrogenation of  
Acetylene  
to give  
~~Ethyene~~

Erzeugung von Äthylen durch Hydrieren von Acetylen.

Das Verfahren ist großtechnisch genügend durchgebildet. Es existieren zur Zeit 3 durchgearbeitete Kontakte (Saurwein, Schäfer, Häuber).

Das Verfahren nach Schäfer ist in Leuna und Schkopau großtechnisch erprobt worden. In Leuna wurde mit ungereinigtem Lichtbogengas eine Kontaktlebensdauer von 1 bis 2 Monaten erzielt. Carbidacetylen ergibt eine Lebensdauer von etwa 6 Monaten. Der verbrauchte Kontakt kann durch Abrösten regeneriert werden. 1 cbm Kontakt leistet effektiv 1,2 tato Äthylen. Praktisch wird durchschnittlich mit einer tato-Erzeugung gerechnet. Die zur Zeit für V.T. und für Schkopau geplanten Kontaktöfen haben 2800 mm  $\phi$  und 0,75 m Füllhöhe an Kontakt. Das Kontaktvolumen ist 4,6 cbm, jeder Ofen leistet somit 4,6 tato = 1400 jato. Das Kreisgasgebläse vor dem Ofen hat 17 000 cbm Gas bei 280° anzusaugen und auf 1000 mm Wassersäule zu drücken. Diese Gasmenge entspricht einer Acetylenkonzentration von 1,5% im Kreisgas. Hinter den Kontaktöfen ist ein Nachkontaktöfen geschaltet. Das zugehende Gas wird dem Kreisgasgebläse über ein Kapselgebläse, das auf 2000 mm Wassersäule drückt, zugeführt. Die Ausbeute des Verfahrens an Äthylen ist 85% der Theorie. Der Dampfbedarf für das Kreisgas wird aus der Wärmetönung der Reaktion gedeckt. Das Gas zum Nachkontaktöfen muß mit Dampf von 60 auf 180° erhitzt werden. Im allgemeinen werden 2 Nachkontaktöfen angeordnet, die wahlweise hintereinander oder parallel geschaltet werden können. Die anliegende Figur gibt ein Schaltschema des Verfahrens für Erzeugung von etwa

6000 jato Äthylen, wie es für Schkopau vorgesehen wird.

Hüls hat bereits jetzt schon 3 Öfen in Arbeit, mit dem Saurwein'schen Kontakt, die das Acetylen im Rohäthylen von der Linde-Anlage I aufhydrieren sollen mit je 1 cbm Kontakthalt. Diese Nachhydrierung findet in erster Linie statt, um für die Styrolfabrikation ein garantiert acetylenfreies Äthylen zu erzeugen. Das Gas zu dieser Nachhydrierung hat die folgende Analyse:

C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,2 Vol. %
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	22,2 "
CH <sub>4</sub>	75 "
H <sub>2</sub>	1,1 "
CO	0,6 "
N <sub>2</sub>	0,5 "

Insgesamt ist die zu hydrierende Acetylenmenge um 88 cbm/h, woraus rund 100 kg Äthylen/h oder 1000 jato Äthylen entstehen. Mehr Acetylen im Rohäthylen können diese Nachhydrierungsöfen nicht schaffen, da sie zu klein sind. Für den jetzigen Zweck sind die Öfen voraussichtlich deshalb ausreichend, da es ohne weiteres möglich sein muß, den Acetylenwascher bis auf einen Endgasgehalt von 0,2% Acetylen zu betreiben. Beispielsweise gelang es glatt, den Kohlensäuregehalt durch analoge Waschprozesse ebenfalls auf 0,2% zu senken.

Würde Hüls durch Hydrieren von Acetylen die fehlenden 5 450 jato Äthylen erzeugen, so wären hierfür 4 + 1 Hydrierungsöfen und 1 + 1 Nachkontaktöfen zu erstellen. Es ist dies dieselbe Anlage, wie sie für Schkopau projektiert ist, das Anlagekapital dieser Anlage dürfte sich auf RM 950 000.- belaufen.

Zum Betreiben einer solchen Hydrierung können für Hüls folgende Gase verwendet werden:

- a) Lichtbogengas hinter der Niederdruckgasreinigung. Da zur Zeit noch keine Unterlagen über die Lebensdauer der Hydrierkontakte in diesem Gas vorliegen, soll vorerst hiervon abgesehen werden. Hüls wird nach Inbetriebnahme entsprechende katalytische Versuche unternehmen.
- b) Gereinigtes Lichtbogenacetylen. Im gereinigten Lichtbogenacetylen hat das Acetylen nahezu reinen Acetylenwert. Außerdem liegt der Wasserstoffspiegel sehr hoch, sodaß das Rohäthylen sehr wasserstoffreich würde. Aus diesem Grunde erscheint es zweckmässig, von der Verwendung von gereinigtem Lichtbogenacetylen abzusehen.

00142

Äthylen  
t. Diase  
ation ein  
Hydrierung

nd 100 kg  
en können  
en jetzigen  
iteres mög-  
Acetylen  
ch ana-

en erzeu-  
zu er-  
ist,

wendet

bine  
egen,  
spre-

t das  
el  
Grunde  
cetylen

-

- 5 -

000143

c) Hydrierung von Zwischenentspannungsgas. Bei der Acetylenwäsche füllt unter 2,4 ata ein Zwischenentspannungsgas mit der folgenden Analyse an:

$C_4$	0,7 Vol.%
$C_3$	1,9 "
$C_2H_6$	2,0 "
$C_2H_2$	73,5 "
$C_2H_4$	5,5 "
$CH_4$	7,7 "
CO	0,3 "
$N_2$	0,4 "
$H_2$	8,0 "

Dieses Gas hat Rohacetylenwert, da es wieder vor den Gaskompressor geleitet wird, ist aber frei von höheren Acetylenen, da es die Diacetylenwäsche bereits passiert hat. Für den Hydrierungsprozess selbst besitzt das Gas zu wenig Wasserstoff. Man könnte diesen durch Zuführen von drucklosem Wasserstoff aus dem Chlor oder sonstigen wasserstoffhaltigen Zwischenfraktionen ersetzen.

Die Reinäthylenapparate für Hüls sind eingerichtet, ein Gasgemisch mit 1,1% Wasserstoff und 22,2% Äthylen zu verarbeiten. Durch den Hydrierprozess wird sowohl der Wasserstoffgehalt des Rohäthylens als auch im allgemeinen der Äthylengehalt erhöht. Mischt man beispielsweise 100 cbm Zwischenentspannungsgas mit 100 cbm Wasserstoff, so hat das zur Hydrierung gehende Gas die folgende Zusammensetzung:

$C_2H_2$	36,8 Vol.%
$C_mH_n$	6,1 "
$C_2H_4$	2,8 "
$H_2$	54,0 "
CO	0,1 "
$N_2$	0,4 "

Das Abgas von der Hydrierung hat bei einer Ausbeute von 85% in Äthylen, wenn der Rest des Acetylens zu Äthan geht, die folgende Analyse, die mit der auf Seite 4 angegebenen Analyse des Rohäthylens zur Reinäthylengewinnung zu vergleichen ist.

$C_2H_2$	0 Vol.%
$C_2H_4$	58,7 "
$C_mH_n$	20,0 "
$H_2$	20,3 "
CO	0,3 "
$N_2$	0,7 "

- 6 -

0143

füllt unter

eleitet  
ne bereits  
nig Wasser-  
us dem

t 1,1%  
s wird  
der Äthylen-  
gas mit  
e Zusammen-

, wenn  
auf Seite  
leichen

000144

Je nach der Äthylenerzeugung durch Hydrieren von Acetylen unter der vorstehen-  
den Annahme ergibt sich ein Wasserstoff- bzw. Äthylengehalt des Rohäthylens  
nach folgender Tabelle 2:

Wasserstoff- bzw. Äthylengehalt des Rohäthylens bei teilweiser Äthylenerzeugung  
durch Hydrieren von Zwischenentspannungsgas.

Äthylen vom Lichtbogen jato	hydriertes Äthylen jato	% hydriertes Äthylen	Vol.% Wasserstoff	Äthylen
18 000	0	0	1,1	22,2
18 000	2000	10	3,02	25,8
18 000	6000	25	5,90	31,4
18 000	10000	35,7	7,99	35,2

Es müßte von Linde eine Entscheidung eingeholt werden, ob und wie ein solches  
Gasgemisch in dem für Hils errichteten reinen Äthylenapparat verarbeitet wer-  
den kann. Hierbei wäre vom wirtschaftlichen Standpunkt aus auf alle Fälle zu  
vermeiden, daß man das hydrierte Äthylen durch Verdünnen mit Kohlenwasserstoffen  
die im Kreislauf gefahren werden müßten, auf eine ähnliche Konzentration wie  
das übrige Rohäthylen bringt.

Ø 110, 200, 400, 210, 212, 11

Anlage: 1 Tabelle, 1 Schaltschema

vorstehen-  
hathylens

plonerzeugung

solches  
tet wer-  
hile zu  
sserstoffen  
ion wie

000145

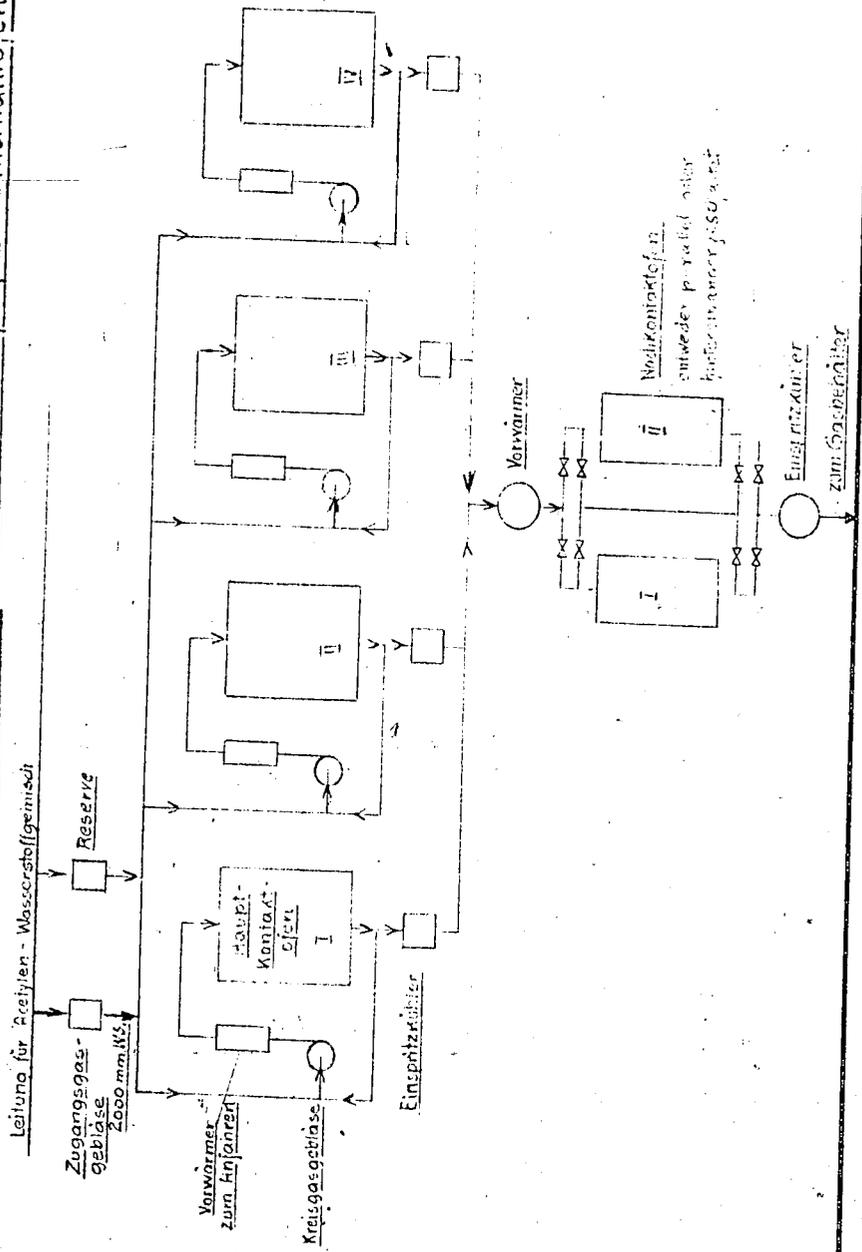
Tabelle 1  
Koksogasanalysen Vol. %  
Ullmann 6, 706

	nach Glaud	nach Sauermann	nach Brom	1 nach Schuftan	2 nach Schuftan	3	A.V. Dr. Mengdehl
CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> S	2,5	2,10	2,0	2,2	3,2	2,5	1,2
CO	7,0	5,07	7,0	5,8	6,6	6,5	5,3
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	~	~	~	0,18	~	~	~
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	~	~	1,1	0,29	0,42	0,25	~
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	~	~	~	2,50	1,78	2,45	2,4
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	~	2,0	1,1	0,04	~	~	~
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	~	~	~	0,11	0,90	0,40	~
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	~	~	~	1,55	~	~	~
CH <sub>4</sub>	23,0	22,78	24,0	25,2	25,7	24,0	24,3
H <sub>2</sub>	53,0	52,44	48,5	57,2	47	57	58
N <sub>2</sub>	12	14,84	12,0	1,0	13,5	6	8,4
O <sub>2</sub>	0,5	0,77	1,0	-	0,9	0,8	0,4
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-	-	-	?	0,05	0,06	-

000145

000146

### Schaltschema 4 Hauptkontaktköfen, 2 Nachkontaktköfen



I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft  
 Ludwigshafen am Rhein  
 Tag 15. 8. 1940 Name B.M.N.

Maßst.

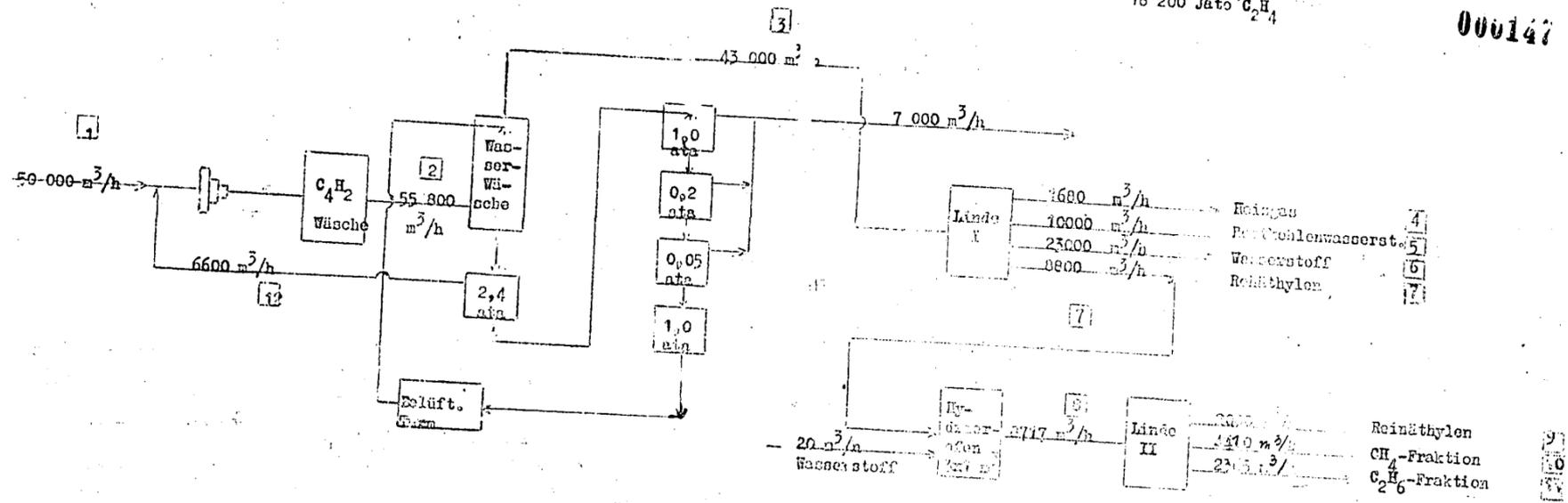
Urheberrechtlich nach DIN 33

Verarbeitung von 120 000 Jato Kohlen-Wasserstoffe.

Produktion:

62 000 Jato  $C_2H_2$   
18 200 Jato  $C_2H_4$

000147



	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12			
	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%	m³/h	%		
$C_4$	200	0.4	246	0.4	295	0.5			170	1.7			18	0.6	18	0.6					18	0.75	46	0.7		
$C_3$	750	1.5	875	1.5	770	1.8			270	2.7			510	5.1	510	5.3					510	21.3	125	1.9		
$C_2H_6$	2150	4.3	2282	4.1	2200	5.1			280	2.8			1900	21.0	1900	22.0					1900	76.0	132	2.0		
$C_2H_4$	2350	4.7	2710	4.9	2360	5.5			260	2.6			2050	23.0	2125	24.0					2050	87.3	360	5.5		
$C_2H_2$	8000	16.0	12050	21.6	86	0.2							88	1.0							87	3.6	360	5.5		
$CH_4$	12000	24.0	12510	22.5	12200	28.5	280	16.7	7680	76.8			4100	46.0	4100	47.0	20	1.0	4050	97.0			4850	73.5		
$H_2$	22700	45.3	23230	41.0	23200	54.1	100	5.9	180	1.8	22500	98.0	88	1.0	40	0.4			40	0.9			510	7.7		
$CO, H_2$	1860	3.7	1900	3.8	1900	4.4	1300	77.4	1160	11.6	500	2.0	44	0.5	44	0.5			60	1.4			530	8.0		
	50000		55803		43000		1680		10000		23000		8800		8717		2000		4470		2365		6600			

000143

3 of 10

000149

Regeneration Plant

for  
Coke Recovery

from

Coke - Down Gas

*Gesellschaft für Erdgas / Dr. Weiskopf*  
*Zur Gewinnberechnung*

Anlage- und Betriebs-Kostenschätzung zur Gewinnungsanlage aus Koks-ofengas mit Regeneratoren  
Ergänzung der Aktemotivs vom 25.1.38

Für die Gewinnung von etwa 14 000 Jahres-tonnen Äthylen ist eine Anlage zur stündlichen Zerlegung von etwa 75 000 cbm Koks-ofengas erforderlich. Es werden neben dem Äthylen, Methan und Propylen gleichzeitig gewonnen. Die anfallende Aethanmenge wird in einer Spaltanlage System Dr. Klein-Lewna aus Äthylen verarbeitet. Die aus dem Koks-ofengas anfallende Rohäthylencrackung und die bei der Crackung entstehenden Spaltgase werden in einer weiteren Zerlegungsanlage - Arbeitsweise Hölten - in Reineäthyl (95%), Methan (95%) und Propylen (75%) getrennt. Für alle Anlagen der Anlagezusammenstellung A - D ist eine Reservesinheit vorgesehen.

Der Zerlegung des Koks-ofengases mit Regeneratoren ist eine Wasser- und eine Laugewäsche zur Entfernung der Kohlen-säure vorgeschaltet. Es ist sehr wahrscheinlich, daß diese Anlage nicht erforderlich wird, da die Regeneratoren die Kohlen-säure ausreichen können. Um dies sicherzustellen, müssen vorher noch Versuchs-läufe durchgeführt werden. Sofern sich dann die Annahme bestätigen (Kürzung des ca 1.250.000,- Anlagkapital gespart werden) weiterhin würde der Energiebedarf der Anlage um etwa 4 000 Kw/Std. sich erniedern.

In der Betriebskostenaufstellung sind alle Kosten der Anlagen A - F zusammengefaßt. Es ist davon abgesehen worden, die anfallenden Propylenmengen zu bewerten. Der stündliche Anfall an Propylen beläuft sich auf etwa 80 cbm/Std. = ca 150 kg/Std., 100% gerechnet. Der Reinheitsgrad wird etwa 75% Propylen betragen. Die Fremdgase in Propylen setzen sich im wesentlichen aus Propan und Methan zusammen.

gez. Feiler

006150



14. 2. 1978

Kostenschätzung

Beiz- Anlage zur Gewinnung von Acetylen aus Kohlenwasserstoffen

Stündl. Leistung 75 000 cbm Kohlenwasserstoffe  
= ca. 1 050 cbm  $C_2H_2$ /Std. = 1 050 cbm  
" 600 "  $C_2H_4$  " = 420 "  $C_2H_2$ /Std.  
1 470 cbm/Std.

pro Jahr demnach  
= 11 200 000 cbm = ca. 14 000 t  $C_2H_2$

Zusammensetzung des Kohlenwasserstoffes

3 000 cbm/Std.: ca. 35%  $C_2H_4$   
" 20%  $C_2H_6$   
" 3%  $C_3H_8$  und höhere Koh.  
" 2%  $C_4H_{10}$  " " "  
" 35%  $CH_4$   
" 3%  $H_2$  und andere Bestandteile.

A) Anlage zur Gewinnung des Acetylenes

- 1) 4 Gaszerleger mit Regeneratoren einschl. Kompressoren, Turbinen und erforderlichen Verbindungsleitungen nach Angabe Linde. Leistung eines Zerlegers 25 000 cbm/Std. 1 Zerleger als Reserve. RM 1.950.000,-
- 2) Wasserwäsche und Laugwäsche für die Entfernung von Kohlensäure komplett mit Antrieb, Entgasungstürmen und Verbindungsleitungen. Reserve wie vor. " 1.000.000,-
- 3) 4 Asynchronmotoren zum Antrieb der Koks-Ofengaskompressoren. Leistung à 1500 Kw. n = 122 Umdrehungen einschließlich Schaltanlage à RM 90.000,- " 360.000,-

Sa. RM 3.390.000,-

000152

Übertrag A:	RM	3.790.000,-
4) 2 Asynchronmotoren zum Antrieb von 2 Kreislaufmaschinen Leistung: à 500 kWh n = 122 Umdrehungen einschließlich Schaltanlage à RM 50.000	*	100.000,-
5) Anlage zur Laugeregenerierung für etwa 700 kg NaOH 100%/Std. komplett mit Leitungen und Antrieb, ohne Bau, der mit der Kalkmilchanlage für Oxydbetrieb vereinigt wird.	*	150.000,-
6) 1 Trockengasometer für 5.000 cbm Kreislaufgas mit Fundament	*	150.000,-
7) 1 Bandlaufkran für 40 t Last 15 m Spannweite	*	18.000,-
8) 1 wie vor für 10 t Last 10 m Spannweite	*	6.000,-
9) 1 wie vor für 20 t Last 12 m Spannweite	*	10.000,-
10) Zuführungsleitungen innerhalb des Baus	*	200.000,-
11) Kraftleitungen, Beleuchtung innerhalb des Baus	*	50.000,-
12) Meßeinrichtungen	*	10.000,-
Sa. Apparatkosten:	RM	4.134.000,-
Baukosten:		
anteilig: Gebäude 50 x 37 x 15 = ca 28 000 cbm	*	500.000,-
Fundamente für Antriebs- maschinen etc.	*	135.000,-
A) Gesamtkosten für Anlage zur Gewinnung des Rohäthylens	RM	4.769.000,-

000153

B) Anlage zur Gewinnung von 95%igen Reinethylen aus

1) 3 000 cbm Rohäthylen (95%) / Std.

2) 1 400 cbm " (95%)

aus der Cracking von 600 cbm  $C_2H_6$  primär.

Bedarf halten

Menge Reinethylen	3 000 x 35 =	1 050	cbm / Std.
	1 400 x 30 =	420	" "
Sa.		1 470	cbm / Std.
95% Ausbeute		1 400	" "

1) 3 Anlagen mit Kompressoren, Antrieb, Verbindungsleitungen komplett Leistung je Anlage 2 400 cbm Rohäthylen/Std. 1 Anlage als Reserve à 800.000.- RM	RM	2.400.000
2) 1 Gasometer mit Wasserbecken für Rohäthylen 3 000 cbm. Fundament und Montage	"	75.000
3) 1 Gasometer mit Wasserbecken für Reinethylen 3 000 cbm Fundament und Montage	"	75.000
4) 1 Gasometer mit Wasserbecken für Restgase 3 000 cbm Fundament und Montage	"	75.000
5) Rohrleitungen von den Gasometern zu den Maschinen	"	120.000
6) Krananlagen unter A) enthalten	"	-
7) Messeinrichtungen	"	20.000
8) Kraftleitungen, Beleuchtung innerhalb des Baues	"	40.000
Sa. Apparatkosten B) :	RM	2.805.000

000154

Apparatekosten: RM 2.805.000.—

Baukosten:

anteilig: Gebäude

37 x 37 x 15 = ca 20 000 cbm " 360.000.—

Fundamente für Antriebsmaschinen etc. " 90.000.—

B) Gesamtkosten für Anlage zur Gewinnung des Reinaethylens RM 3.255.000.—

C) Kompressorenanlage zur Förderung der drucklosen Restgase in die Ferngasleitung.

Es fallen an:

aus der Wasserwäsche der Anlage A) ca 3 000 cbm/Std.

aus der Anlage zur Gewinnung des Reinaethylens Anlage B) " 3 300 cbm/Std.

1) 2 Kompressoren à 6 300 cbm/Std. auf max. 6 atü RM 110.000.—

2) 2 Asynchronmotoren zum Antrieb für 1) nebst Schaltanlage. Leistung ca 650 Kw à RM 60.000.—  
" = 122 Umdrehungen

3) Gasometer s. unter D) 4

4) Rohrleitungen zu den Kompressoren " 40.000.—

5) Krananlagen unter A) enthalten

6) Maßeinrichtungen nicht erforderlich

7) Kraftleitungen etc. " 10.000.—

Sa. Apparatekosten C) RM 280.000.—

000155

Apparatekosten :	RM 200.000.—
Baukosten:	
1) Gebäude unter A + B mitenthalten	
2) Fundamente	" 20.000.—
<hr/>	
c) Gesamtkosten für Kompressoranlage	RM 300.000.—

D) Spaltanlage zur Gewinnung von Äthylen aus Äthan

Spaltung ca 900 cbm Äthan / Std.  
aus 600 cbm Frischäthan + 300 cbm Kreislaufäthan.

1) 3 Crackofenanlagen, Bauart Dr. Klein-Lemna, komplett mit allem Zubehör einschließlich Benantteil. Leistung je Anlage 450 cbm C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> 1 Anlage als Reserve. Auf Grund vorhandener Unterlagen à RM 400.000.— Motoren für Gebläse ca 180 Kw.	RM 1.200.000.—
2) 1 Äthangasometer mit Wasserbecken 500 cbm nebst Fundament und Montage	" 25.000.—
3) Zuführungsleitungen à 2 + 1	" 15.000.—
4) 3 Anlagen für die Gewinnung von reinem Sauerstoff und Stickstoff aus Luft je 1100 cbm Luft/Std. komplett mit Antrieb und Verbindungsleitungen à RM 200.000.— Motore ca 275 Kw.	" 600.000.—
5) 1 Sauerstoffgasometer mit Wasserbecken 500 cbm, Fundament und Montage	" 25.000.—
<hr/>	
	RM 1.865.000.—

Übertrag D)	RM	1.865.000.--
6) Stickstoffgasometer unter A) 6 vorgesehen		-
7) Rohrleitungen zu den Gasometern etc.	*	20.000.--
8) Krananlagen unter A)		-
9) Kraftleitungen etc.	*	8.000.--
<hr/>		
D) Sa. Apparatkosten	RM	1.893.000.--
Baukosten:		
1) für Krackanlage im Preis unter D) 1 enthalten		-
2) Fundamente unter D) 1 enthalten		-
3) Gebäude für D) 4 10 x 37 x 15 = ca 5 500 cbm	*	100.000.--
4) Fundamente etc.	*	21.000.--
<hr/>		
D) Gesamtkosten für Anlage zur Gewinnung von Aethylen aus Aethan	RM	2.014.000.--

B) Wasserversorgung für Anlagen A - D.

1) Rückkühlwerk mit Pumpenstufe nebst Pumpen zur Förderung des rück- gekühlten Wassers und des Warmwassers auf das Rückkühlwerk. Stündl. Leistung 3000 cbm Wasser	RM 295.000.—
2) 2 Motore à 460 Kwh $n = 1450$ Umdrehungen für rückgekühltes Wasser mit Schaltanlage à RM 18 000.—	" 36.000.—
3) 2 Motore à 115 Kwh $n = 1450$ Umdrehungen für Warmwasser mit Schaltanlage à RM 10 500.—	" 21.000.—
4) Zuführungsleitungen für Frischwasser und Rückwasser zu den Anlagen A-B	" 150.000.—
<hr/>	
E) Gesamtkosten	RM 500.000.—

2) Elektrische Schaltanlage

25 KV - Anlage, 6 KV - Anlage  
zu installierende Leistung ca. 25 000 KVA

Apparatekosten:

- 1) 25 KV-Anlage mit 4 Trafos einschl. Schaltfelder (Expansionschalter) RM 750.000
- 2) 6 KV-Anlage, 5 Abgänge RM 500.000
- 3) Kabelnetz Verührung an den Masten RM 200.000
- 4) Niederspannungsschaltanlage 6 KV auf 0,5 KV 2 Trafos einschl. Schaltanlage RM 65.000
- 5) 4 Generatoren à 600 KVA Rückgewinnung aus Expansions-turbinen mit Schaltanlage RM 25.000

Apparatekosten

RM 960.000

Baukosten:

Gebäude 4 000 qm à RM 25,-

RM 100.000

7) Gesamtkosten:

RM 660.000

Don 14. Februar 1958

**Betriebskosten für die Gewinnung von Äthylen aus Kohlenwasserstoffen in einer Anlage mit Rasenschieberrührern**  
(Anlage zur Kostenschätzung vom 14.2.58)

Gewonnen werden pro Stunde: ca. 1 470 cbm  $C_2H_4$   
 95% Ausbeute = ca. 1 400 cbm " = 1 750 kg  $C_2H_4$   
 pro Jahr 11 200 000 cbm " = 14 000 t  $C_2H_4$

**Betriebskosten pro 100 cbm bzw. 100 kg Äthylen**

	pro Stde. RM	pro 100 cbm $C_2H_4$ RM	pro 100 kg $C_2H_4$ RM
1) Gehälter und Löhne	32.50	2.32	1.06
2) Energie			
p.St.			
Dampf t 3.560 à 2.50 = 8.90			
Strom kWh 16000 à 1.5 = 240.-			
Wasser cbm 500 à 10.- = 50.-			
(Dieselmot)			
Gas 170 cbm = 4600 WE = 4.08			
à 2.4	302.98	21.64	17.50
3) Abschreibungen 4% v. Anlagekapital	57.49	4.10	3.28
4) Materialien, kleine Geräte und Verschleißteile; 10% vom Lohn	3.25	0.23	0.19
5) Laboratoriumskosten 10% v. Lohn	3.25	0.23	0.19
6) Feuerchutz + Steuern 1.5% v. Anlagekapital	18.68	1.35	1.07
7) Verwaltungskosten 15% v. Lohn	4.88	0.35	0.28
8) Abschreibungen 10% v. Anlagekapital, 10% v. RM 11 498 000 = RM 1 149 800 : 8000	143.73	10.25	8.23
<b>Sa. Betriebskosten</b>	<b>RM 566.76</b>	<b>40.45</b>	<b>32.38</b>
<b>Rohtmaterial:</b>			
Äthylen			
5000 WE 2.4 Pfg.			
14900 = ca. 7.2 Pfg.	101.-	7.20	5.77
Gasverlust			
2% v. 75000 cbm/St.			
1500 cbm à 4600 WE			
= 1380 cbm à 5000 WE à 2.4 Pfg.	33.20	2.37	1.90
<b>Sa. Rohtmaterial</b>	<b>RM 134.20</b>	<b>9.57</b>	<b>7.67</b>
<b>Sa. Betriebskosten + Rohtmaterial</b>	<b>700.96</b>		
<b>Gestehungskosten pro 100 cbm bzw. 100 kg Äthylen 95%/100% ger.</b>		<b>50.02</b>	<b>40.02</b>

091000000160

End of File

ow

Ethylene Resin

000161

SERIES G.

<u>Reel</u>	<u>Bag No.</u>	<u>TARGET No.</u>
8	2892-Item 51. (originally Bag 2926-Item43.)	30/Opportunity - CIOS Liquid Fuels and Lubricants Team. 22/6 - CIOS Rubber Team.

CHEMISCHE WERKE HULS

MARL. KR. RECKLINGHAUSEN.

Production of Ethylene Including Recovery of Ethylene  
from Coke - Oven Gas, etc.

1. Carl Stiltz Process for Removing  $C_2H_4$  from  
Coke-Oven Gas by Scrubbing same with  
Benzene.
2. I.G. Farben's Report on Ethylene Removal  
from Coke-Oven Gas by Active Charcoal.
3. I.G. Report on Conference with Lurgi re:-  
Ethylene from Coke-Oven Gas with A. Kohle.
4. Comparison of Leverkusen's Process and Hoechst's  
Cold High Pressure Process for Recovery of  
 $C_2H_4$  from Coke-Oven Gas.
5. Memorandum to Commission on Recovery of  
Ethylene from Coke-Oven Gas.
6. Further data and Correspondence on Ethylene  
Recovery from Coke-Oven Gas.
7. Hydrogenation of Acetylene to give Ethylene.
8. Regenerative plant for  $C_2H_4$  Recovery from  
Coke-Oven Gas.

FOREIGN OFFICE AND MINISTRY OF ECONOMIC WARFARE:  
ECONOMIC ADVISORY BRANCH.

**FOREIGN DOCUMENTS UNIT**  
(E.A.B. and E.W.D. JOINT DISTRIBUTION UNIT)  
(HEDDON HOUSE)  
DOCUMENTS FROM THE FIELD.

29/5/45.

54  
43  
50  
44

Copies of this summary  
have been sent to:—

E.W.D. I.II.III  
O.S.S.  
U.S.S.B.S.  
U.S.C.C.  
C.C.G.  
MOS  
G.2.  
Shaef (Rear)  
D.G.  
E.A.B.3.  
Library  
File  
A.I.2(a)  
ADI(K)  
EAB 5d  
G2 for G5  
A.C.I.U.  
M.I.R.S.  
E.O.U.  
ECON.DIV.I, II  
ECON. (FUEL)  
ECON. (CHEM)  
EAB 6 (PET)  
" (CHEM)  
" (P&P)  
" (Rubber)

Original document has  
been sent to:—

E.W.D.  
H.H. Library.  
F.E.A.

Requests for originals to:—  
FOREIGN DOCUMENTS LIBRARY,  
Room 14, Heddon House, (Ex. 4).

<u>Title:</u>	<u>Date:</u>	<u>F.D.</u>
"S-BUCH" (S-Book) connected with the O.K.W. (High Command WEHRMACHT) (One File).	17.1.44.	2404/45 (G.2).

Text: GERMAN.

Contents: File marked "Secret"

divided into three parts: Mineral oils,  
Rubber, Chemicals, contains graphs and charts of  
production, requirements and supplies of:

Mineral oils:

Aircraft fuel.  
Motor vehicle fuel.  
-do- Diesel oil.  
Ships Diesel oil for the Navy.  
Oil fuel for the Navy.  
Mineral oil production in Greater Germany.

Rubber:

Chart of natural rubber and Buna supply  
situation.  
Natural rubber and Buna quotas for technical  
articles.

Chemicals:

TOLUOL - Supplies.  
TRINITROTOLUOL - quotas.  
POWDER - production, consumption.  
" - consumption by the WEHRMACHT.  
Total - Explosives, consumption by the Wehrmacht,  
also production.

A.H.B.

Source ref:— EST 86/8. Gb1/2901.

Geheime Kommandosache

# S-Buch

Mineralöle  
Kautschuk  
Chemie

2. Ausfertigung

OKW/WStab Jnl.1/III c

# Inhaltsverzeichnis

Stand vom 17. Jan. 1944

## Mineralöle

	Blatt
<u>Mineralölversorgungslage:</u>	
Flug - Vergaserkraftstoff	1 a
Kfz. - Vergaserkraftstoff	1 b
Kfz. - Dieselmkraftstoff	1 c
Schiffsdiesel für die Kriegsmarine	1 d
Heizöl für die Kriegsmarine	1 e
<u>Mineralölerzeugung:</u>	
Flug - Vergaserkraftstoffe	2 a
Kfz. - Vergaserkraftstoffe	2 b
Dieselmkraftstoffe	2 c
Erdölförderung Großdeutschland	3

74208

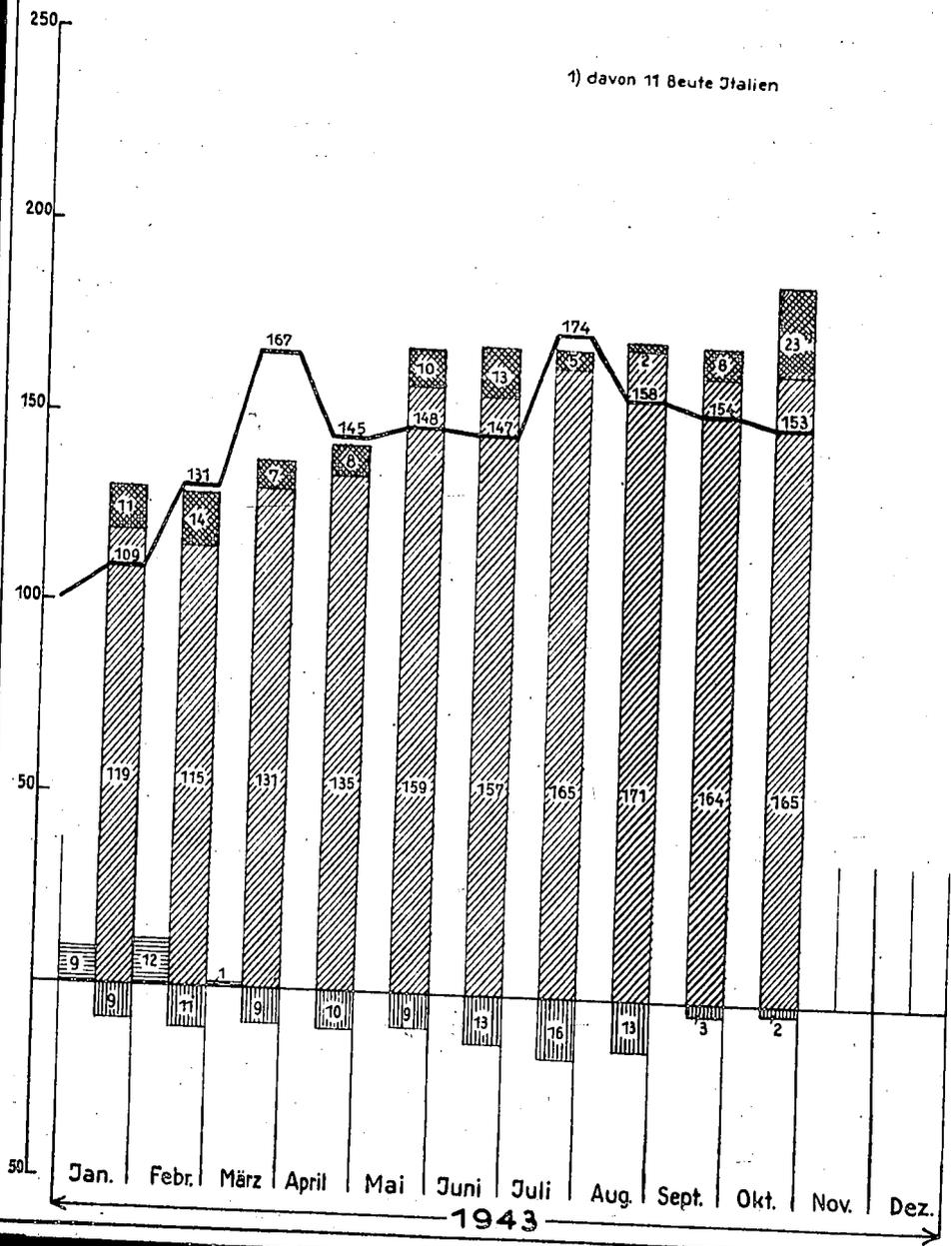
1a

# Flug-Vergaserkraftstoff

74200

Mengenangabe in 1000 t

- Einsetzbare Bestände a. Anf.d.Mts.
- Zugang aus Erzeugung
- Abgabe an abhängige Länder
- Zugang aus Einfuhr v. Fertigware
- Verbrauch

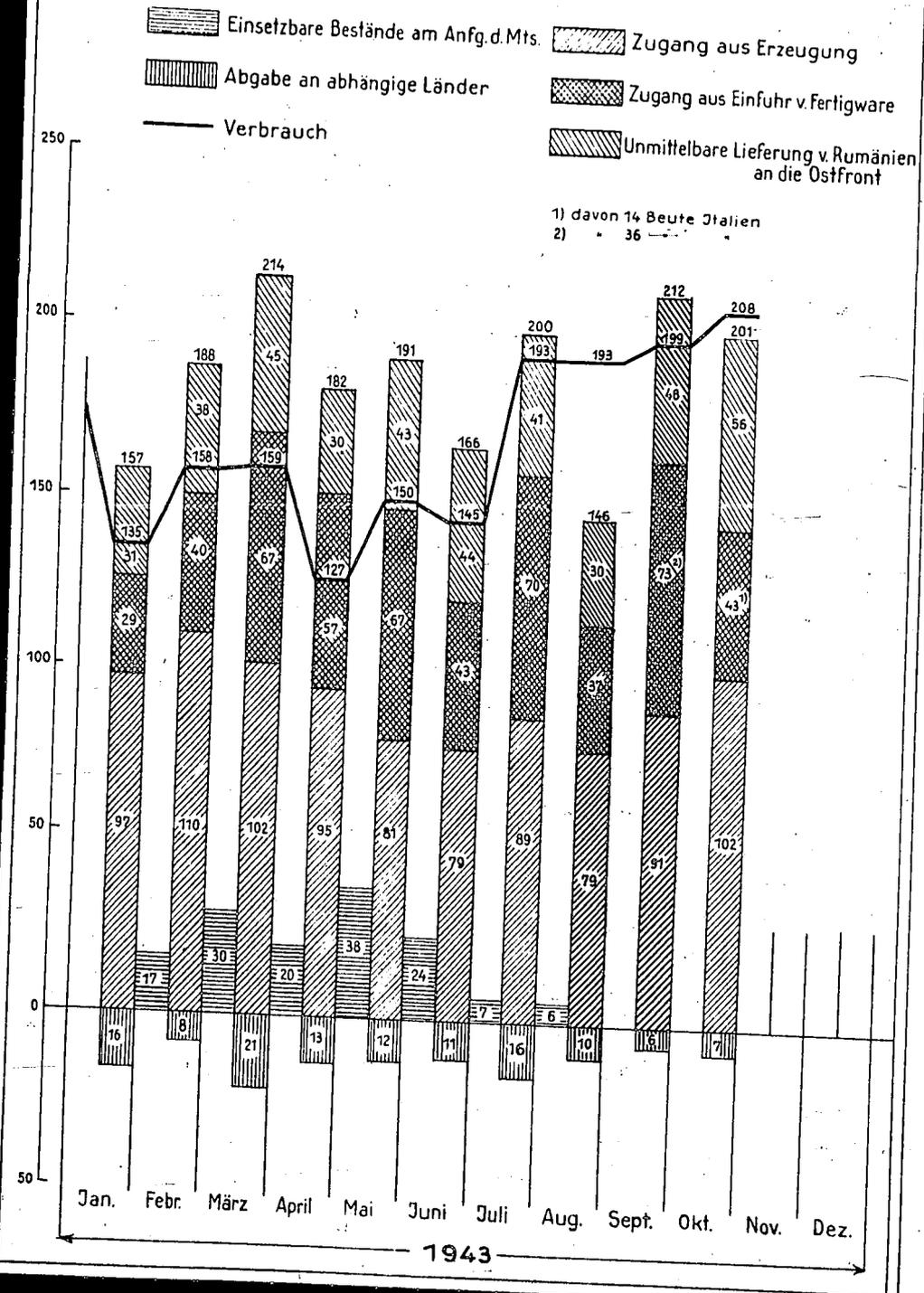


1b

# Kfz.-Vergaserkraftstoff

Mengenangabe in 1000 t

74210



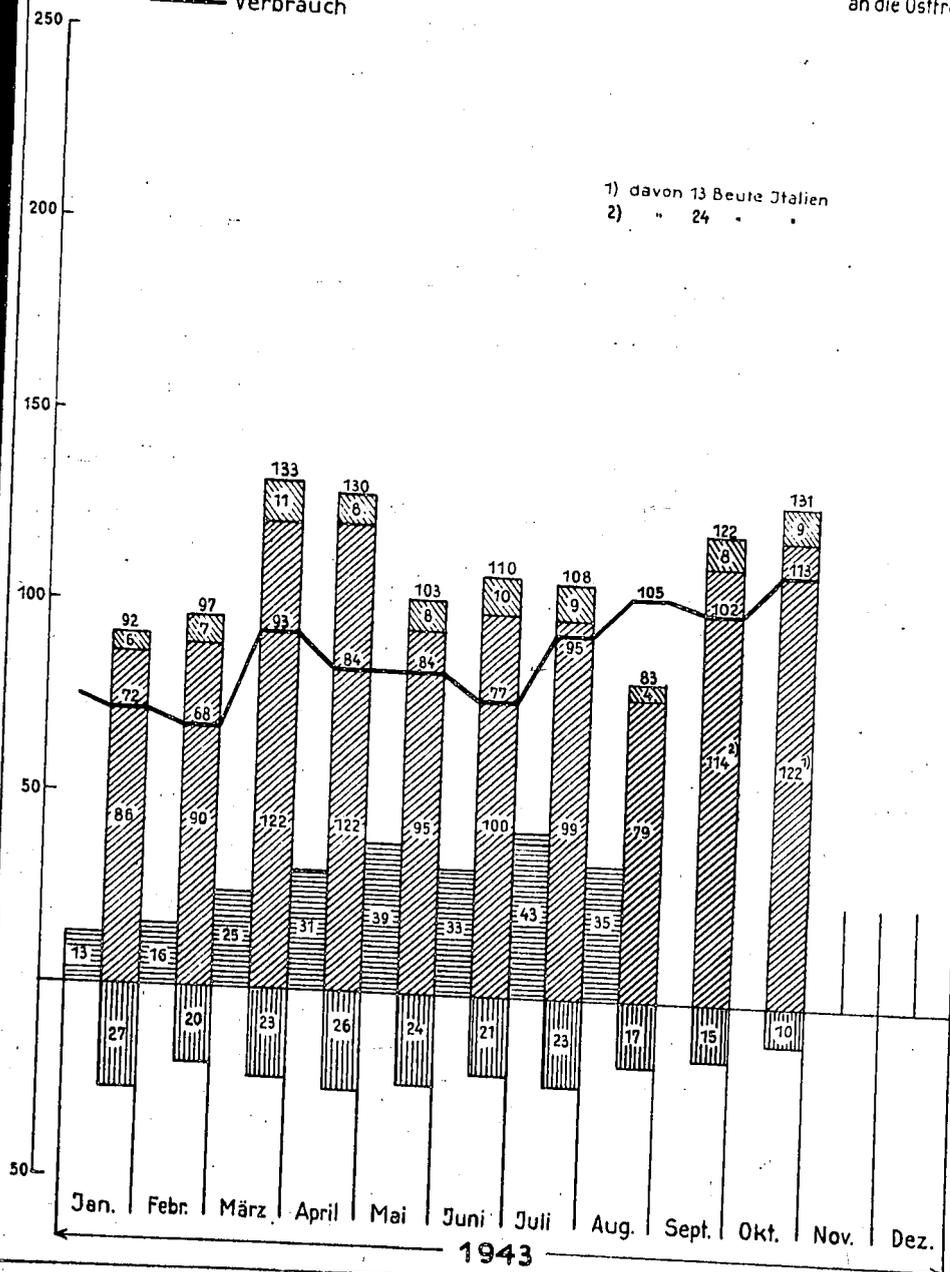
10

# Kfz.-Dieselkraftstoff

Mengenangabe in 1000 t

74211

- Einsetzbare Bestände a. Anf. d. Mts.
- Zugang aus Erzeug. u. Einfuhr von Fertigware
- Abgabe an abhängige Länder
- unmittelb. Lieferung v. Rumänien an die Ostfront
- Verbrauch



1d

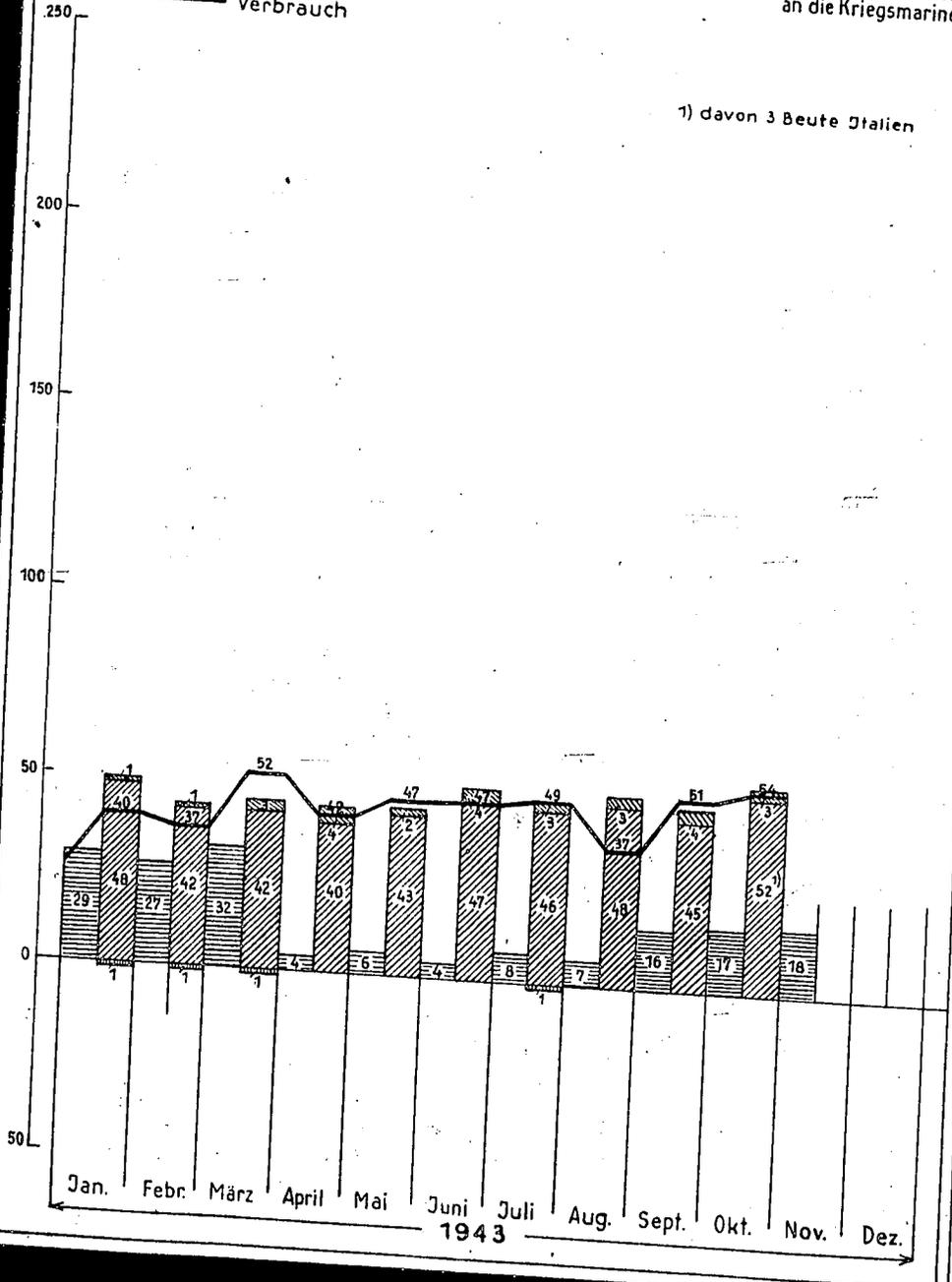
# Schiffsdiesel für die Kriegsmarine

Mengenangabe in 1000 t

74212

-  Einsetzbare Bestände a. Anf. des Mts.
-  Zugang aus Erzeugung und Einfuhr v. Fertigware
-  Abgabe an abhängige Länder
-  Unmittelbare Lieferung v. Rumänien an die Kriegsmarine
-  Verbrauch

1) davon 3 Beute Italien

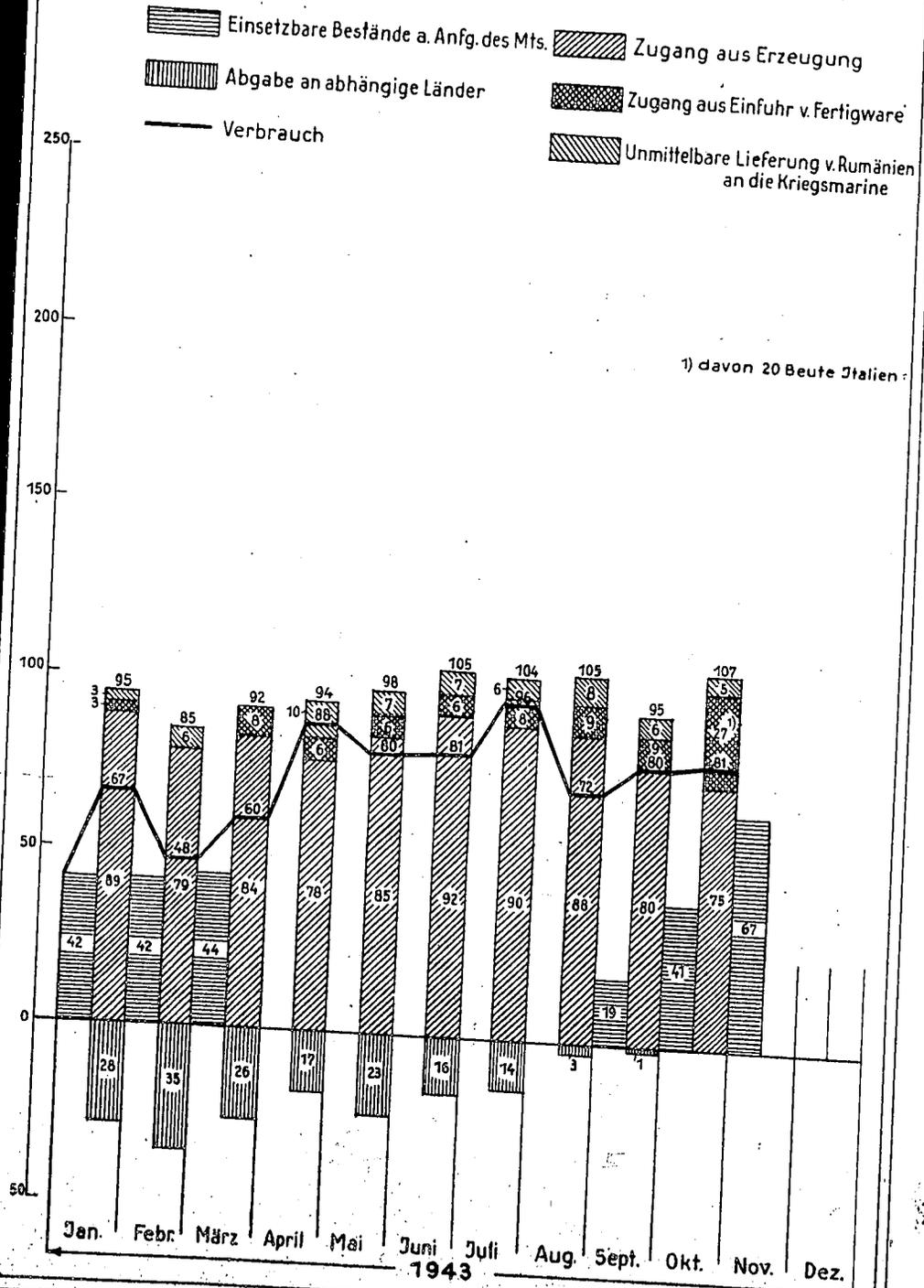


1e

# Heizöl für die Kriegsmarine

Mengenangabe in 1000 t

74213

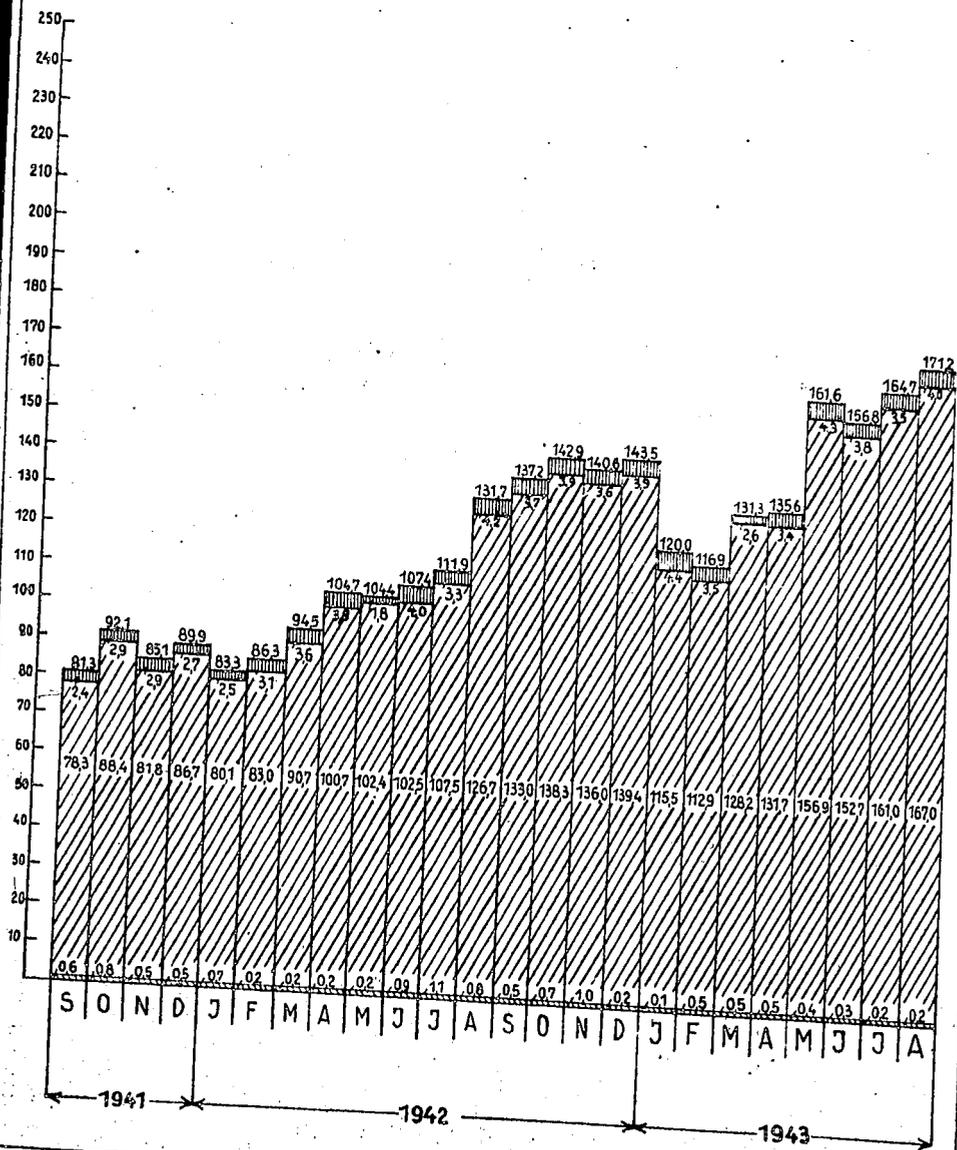


# Mineralölerzeugung Flugvergaserkraftstoffe

Mengenangabe in 1000 t

74214

-  Erdölverarbeitung
-  Hydrierung
-  Benzol

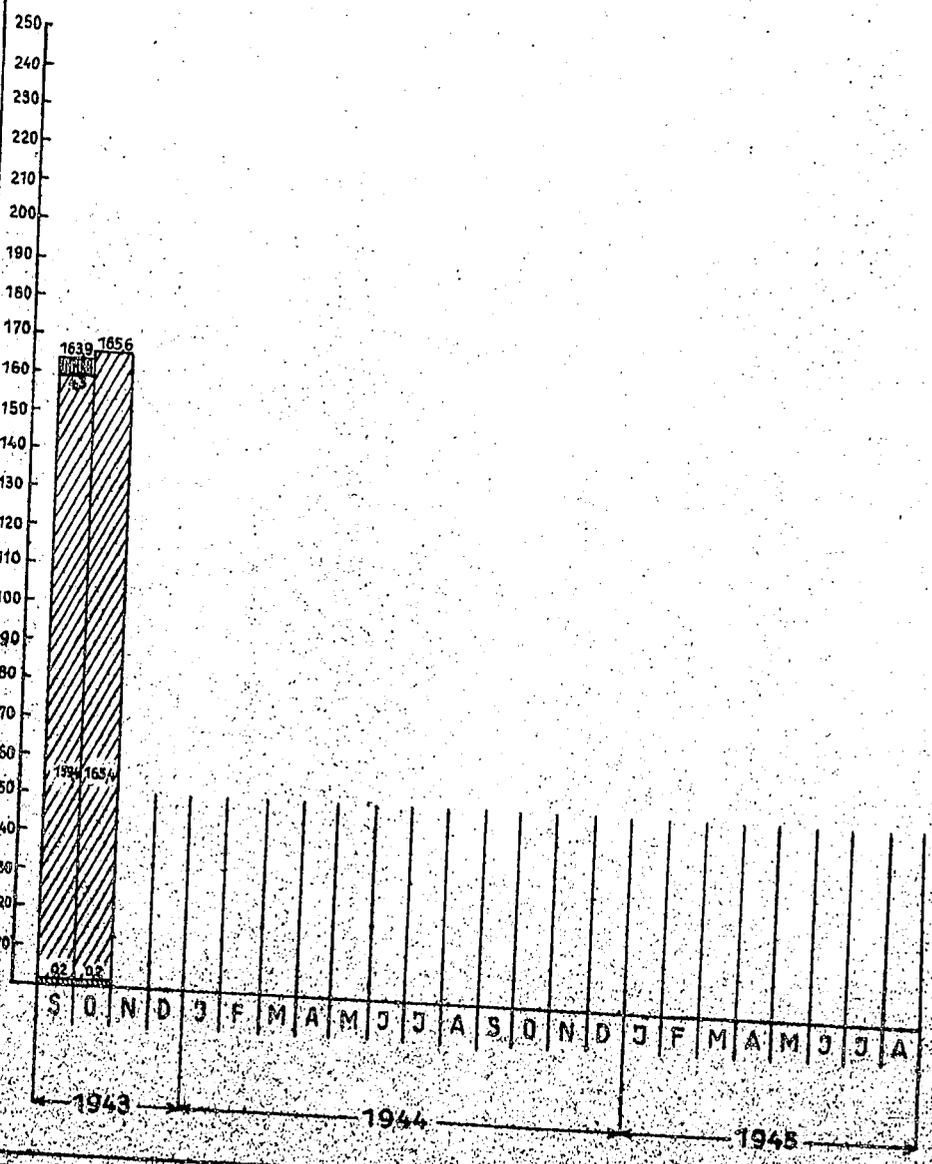


# Mineralölerzeugung Flugvergaserkraftstoffe

Mengenangabe in 1000 t

-  Erdölverarbeitung
-  Hydrierung
-  Benzol

74215



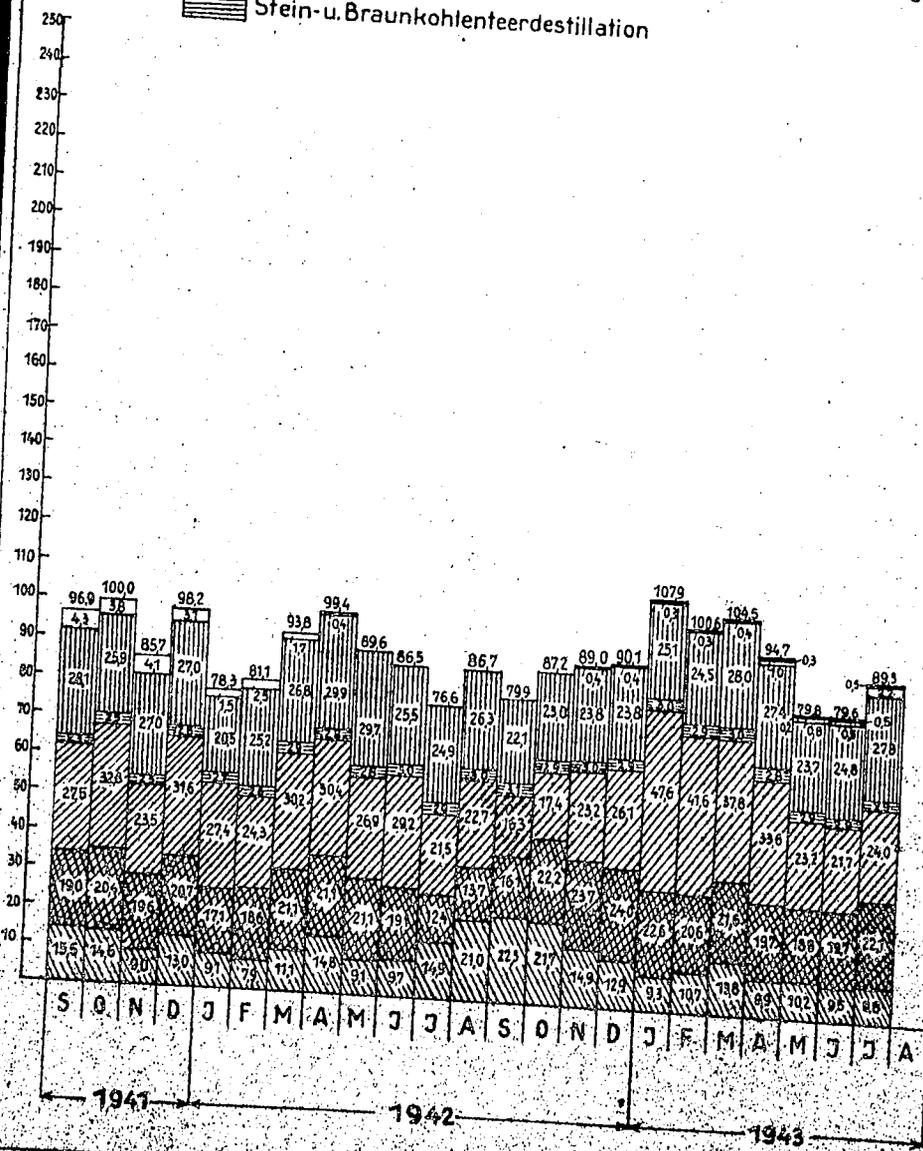
2 b

# Mineralölerzeugung Kfz-Vergaserkraftstoffe

Mengenangabe in 1000t

74210

- Erdölverarbeitung
- Synthese nach Fischer
- Hydrierung
- Stein- u. Braunkohlenteerdestillation
- Benzol
- Spiritus
- Verarbeitung von Erdgas



2c

# Mineralölerzeugung Dieselkraftstoffe

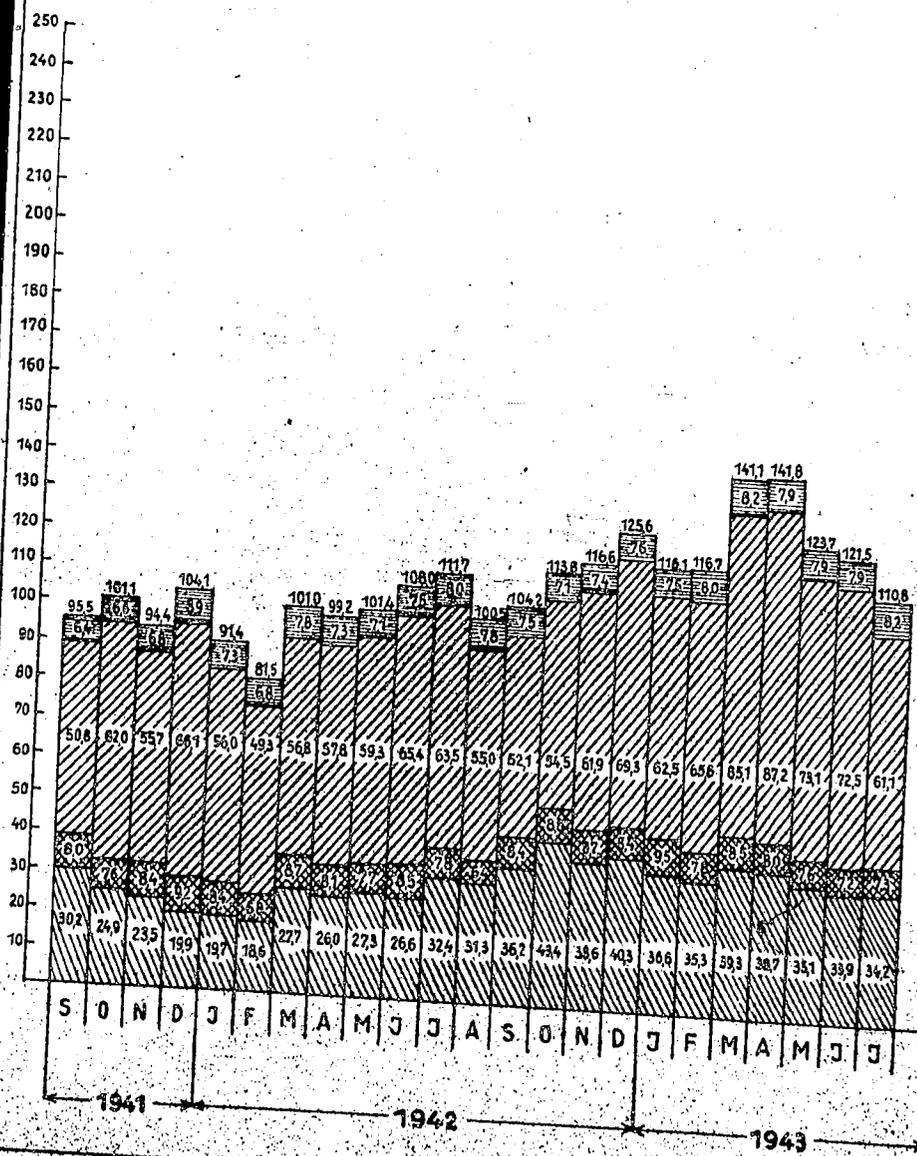
Mengenangabe in 1000 t

74217

- Erdölverarbeitung

Synthese nach Fischer
- Hydrierung

Stein- u. Braunkohlenteerdestillation

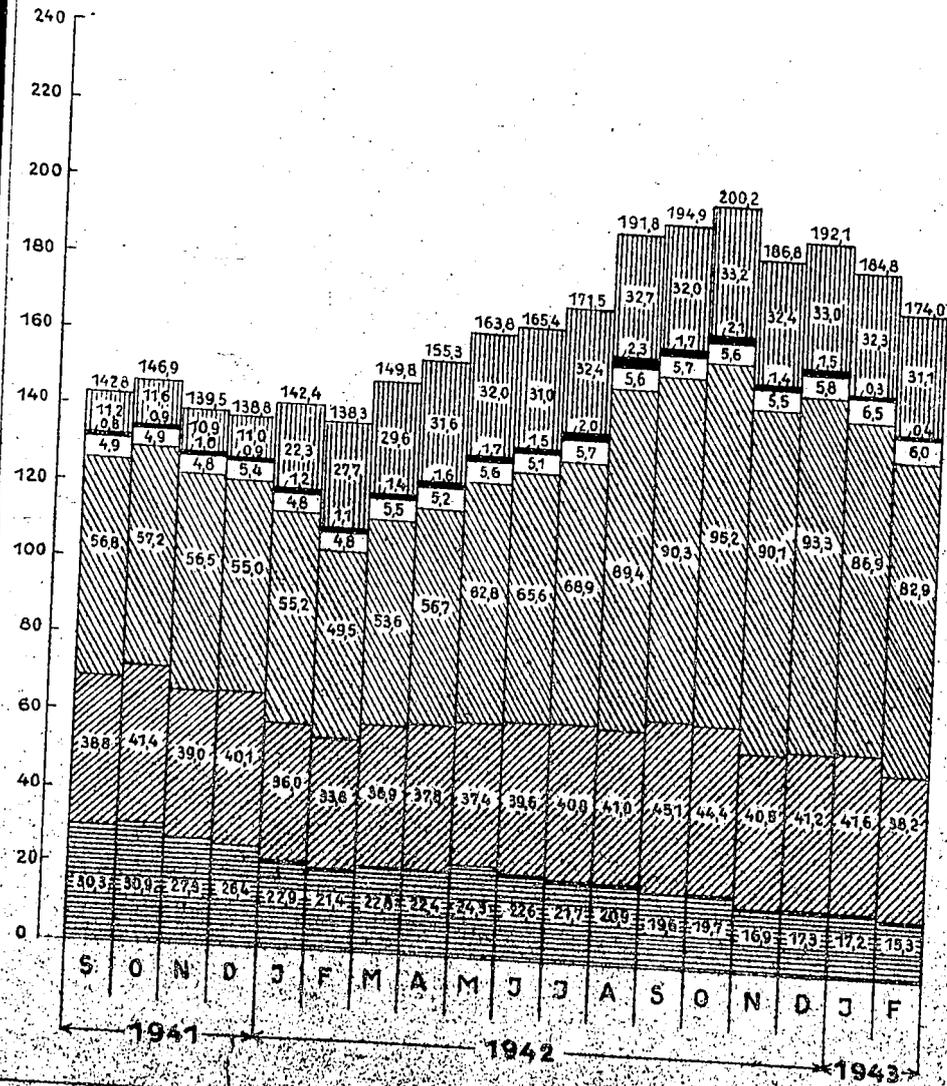


# Erdölförderung Großdeutschland

Mengenangabe in 1000 t

74218

-  Bezirk Hamburg
-  " Hannover-Nienhagen
-  " Ostmark
-  " Elsaß
-  Übrige Bezirke
-  Generalgouvernement  
(bis einschl. Dez. 1941 nur Jaslo)

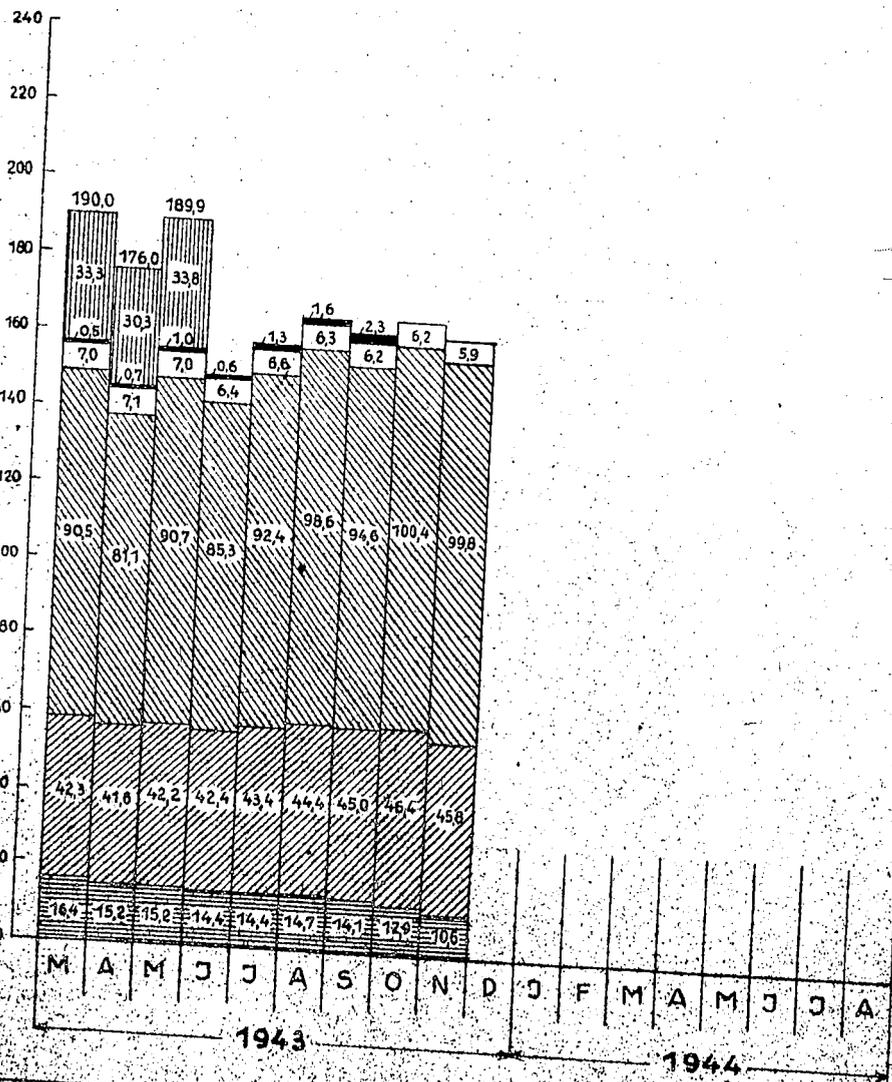


# Erdölförderung Großdeutschland

Mengenangabe in 1000 t

-  Bezirk Hamburg
-  " Hannover-Nienhagen
-  " Ostmark
-  " Elsaß
-  Übrige Bezirke
-  Generalgouvernement  
(bis einschl. Dez. 1941 nur Jaslo)

74219



K O U A K

# Inhaltsverzeichnis

74220

Stand vom 17. Jan. 1944

## Kautschuk

Übersicht über Naturkautschuk - und Buna-  
Versorgungslage

Blatt

11

Naturkautschuk - und Buna - Kontingente  
für technische Artikel

12

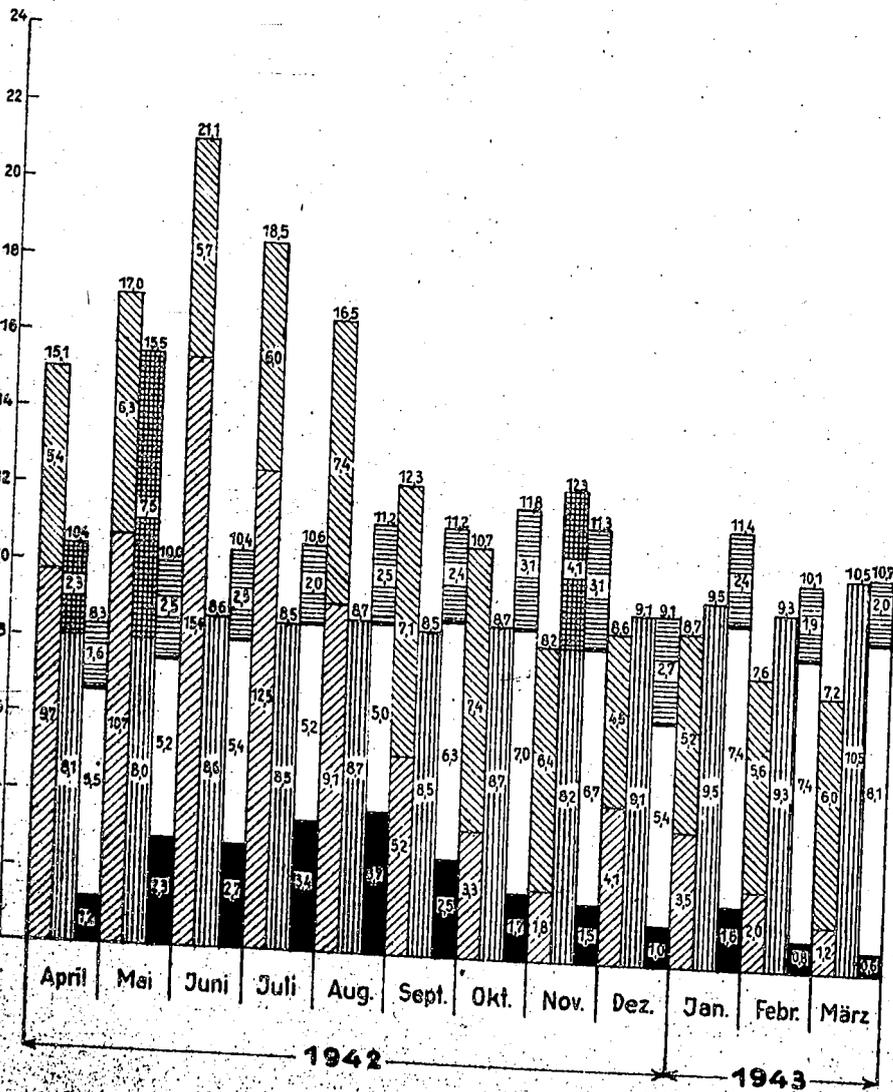
# Übersicht über

74222

# Naturkautschuk-u.Buna-Versorgungslage

Mengenangabe in 1000 t

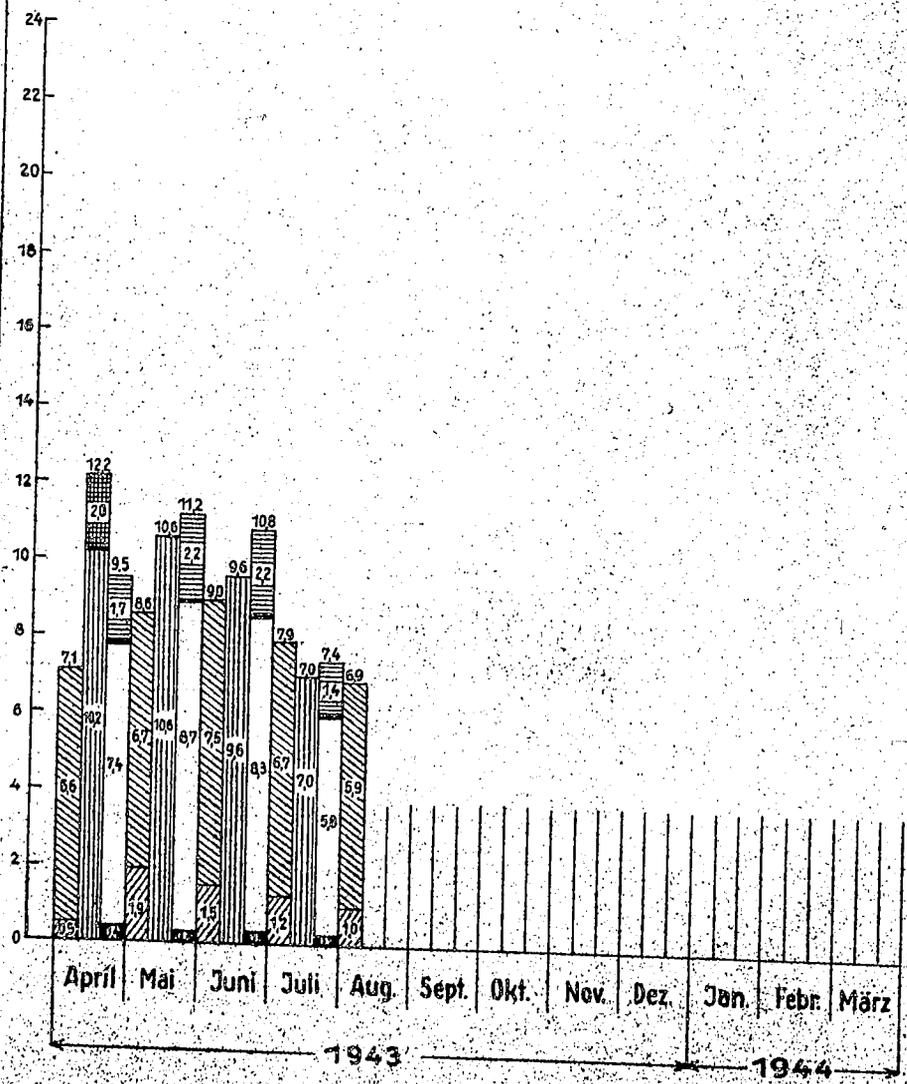
-  Bestand an Naturkautschuk a. Anf.d.Mts.
-  Bestand an Buna a. Anf.d. Mts.
-  Erzeugung von Buna
-  Einfuhr von Naturkautschuk
-  Verarbeitung von Naturkautschuk
-  Verarbeitung von Buna
-  *Export* Ausfuhr von Buna



# Übersicht über Naturkautschuk-u.Buna-Versorgungslage

Mengenangabe in 1000 t

- Bestand an Naturkautschuk a. Anfg. d. Mts.
- Bestand an Buna a. Anfg. d. Mts.
- Erzeugung von Buna
- Einfuhr von Naturkautschuk
- Verarbeitung von Naturkautschuk
- Verarbeitung von Buna
- Ausfuhr von Buna





FD 2402/45

# Inhaltsverzeichnis

Stand vom 17. Jan. 1944

## Chemie

	Blatt
Toluol - Versorgung	21
Trinitrotoluol - Kontingente	22
Gesamt - Pulver	23 a
Pulver - Verbrauch der Wehrmacht sowie - Erzeugung	23 b
Gesamt - Sprengstoffe	24 a
Sprengstoff - Verbrauch der Wehrmacht sowie - Erzeugung	24 b
K - Stoffe	25
f - Stoff normal	26 a
T - Stoff spezial	26 b

# Toluol-Versorgung

FD 2404/25-21

Mengenangabe in 1000 t

