

BUREAU OF MINES
OFFICE OF SYNTHETIC LIQUID FUELS

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

File on Linde - Fränk I

Utility requirements

Apparatus

Oxygen Production

Refrigeration

CO₂ purification etc

Microfilm All

LEUNA

USSBS

TEAM 46

LEUNA

Box 2

V-14

Box 2

V-14

U.S.S.B.S
TEAM 46
LEONA
Box # 2
V-15



Von der Braunkohle
zum Benzin
(Zusammenfassung)

incl. Winkler Gas Generator

Microfilm
Leute

Drawings of analytical procedures
for acetylene and other minor
components of air.

~~U.S.S.B.S.
Microfilm
LEUNA~~

U.S.S.B.S.
TEAM 46
LEUNA
Box #2
V-16

USSBS V-17

USSBS
TEAM 46
LEUNA
Box # 2
V-17

Metals for-

Low TEMPERATURE

AND

OTHER METALLURGICAL

MATTERS

Handwritten scribbles and markings, possibly including the letters 'W' and 'V'.

~~USSBS V-18~~
~~DRAWINGS, GRAPHS~~

&

~~REPORTS ON OPERATION~~

~~OF~~

~~LINDE FRÄNKL~~

~~OXYGEN UNIT~~

~~Microfilm~~



USSBS

TEAM 46

LEUNA

Box # 2

V-18

Jahresbericht
der
Stickstoff- u. Sauerstoff-Fabrik
und Nebenbetriebe
1938 - 1942

Image 0224

Betriebskontrolle Me 201
Physik. Laboratorium

Leuna-Werke, am 13. Januar 1941.



Kompressibilität von Betriebsgasen, technisch wichtigen
reinen Gasen sowie Gemischen.

Von Dr. Roeber.

Verteilung:

- 1 x Dr. Seiferheld
- 1 x Schaps
- 1 x Dr. Zschesche
- 2 x Dr. Holm
- 1 x Dr. Grenacher
- 1 x Dr. Roeber
- 1 x Dr. Hörold
- 1 x Dr. Koppe
- 1 x Dr. Dürrfeld
- 1 x OI. Sabel
- 1 x OI. Göppinger
- 1 x Dr. Schunk
- 1 x OI. Cron
- 2 x Betriebskontrolle Oppau
- 3 x Hauptbibliothek Me 24
- 6 x Reserve

Image 0572

USSBS I 21.

Die Bestimmung

von

Azetylen u. Kohlenwasserstoffen

im flüssigen Sauerstoff
von Linde-Apparaten

1940 film Dr. Wührer

Image 0640

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen am Rhein.



Angebot

auf eine

Anlage

mit einer Jahresproduktion von

56000 t Fliegerbenzin

aus

schwedischem Schieferöl

durch

katalytische Druckhydrierung

für

Svenska Skifferolje Aktiebolaget, Örebro

Abteilung für
Wirtschaftlichkeits-

Distribution of Chemicals
USSBS V 23
Schriftstücke dürfen den Mappen
nicht entnommen werden.
Ein Weiterleihen
der A.W.P.-Mappen und A.W.P.-
Schriftstücke ist nicht statthaft.

Production of Plastics
Soap & Detergents
Various Chemicals

Microw

11
USSBS
TEAM 46
LEUNA
BOX 2
V-23

Ammoniakwerk Melsdorf

Gesellschaft mit beschränkter Haftung

Firma: _____

Ort: _____

Telegraphadresse: _____

Branche: _____

Bemerkungen: _____

U.S.S.B.S.
TEAM 46
LEUNA
Box # 2
V-24

USSBS V-24

Cost Calculations

Flughenzin - SS Oel

OUNA - AETHYLEN

Image 0758

MICROFILM

Schriftstücke dürfen aus dem Keller
nicht entnommen werden.

Ammoniakwerk Merseburg

Gesellschaft mit beschränkter Haftung

Firma:

V. S. S. B. S.
Team 46
LEUNA

Ort:

Box 2

Telegrammadresse:

V 25

Branche:

Bemerkungen:

High Pressure
vs

Fischer Synthesis

Micro film

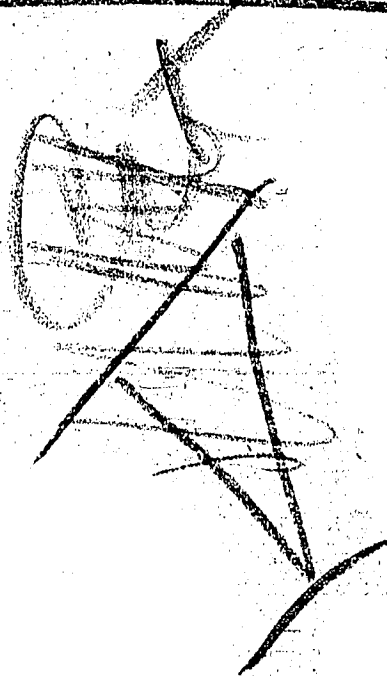


Image 0857

Schriftstücke dürfen aus dem Heft
nicht entnommen werden.

BRAUNKOHLE-BENZIN AKTIENGESELLSCHAFT

REICHSBANK-
GIRG-KONTO
POSTSCHKONTO
BERLIN 17100

HAUPTVERWALTUNG
BERLIN
SCHINKELPLATZ 1
Abt. F. Key
4. 203
z. d. A.

17. 6. Aug. 1938

Empfangs- und
Versandstempel
17. 6. AUG 1938 * 051603

An die
Reichsstelle für Wirtschaftsausbau.

Berlin 18,
Behrenstrasse 68/70.

Ihre Zeichen Dez. F 7 Ihre Nachricht vom 10. 6. 38. Unsere Zeichen I/141/U. Tag 29. Juli 1938
Dr. H. G. T. 033932/38

Verbrauchszahlen für Teer-Hochdruckhydrierung.

In Erledigung Ihres Schreibens vom 10. Juni 1938 teilen wir Ihnen folgendes mit:

- 1.) Spezifische Verbrauchszahlen für Böhlen und Magdeburg ausschliesslich Wasserstoffherstellung und Wasserstoff-Kompression sowie ausschliesslich Energiebedarf für die Wasserversorgung.
 - 1,20 - 1,30 t Teer + Leichtöl je t Bi.
 - 800 - 900 m³ H₂ " " "
 - 700 - 1200 m³ Heissgas (1000 kcal je m³) je t Bi
 - 0,5 - 0,7 t Hochdruckdampf (16 atü) " " "
 - 0,7 - 2,5 t Niederdruckdampf je t Bi (je nach der Jahreszeit)
 - 280 - 320 kWh je t Bi.

2.) Der Hy-Rückgasanfall beträgt etwa 250 - 270 m³ je t Bi. Der Heizwert schwankt mit den Analysen.

Analyse des gesamten Hy-Rückgases nach Rückkompression (entbenziniert, jedoch noch brenngasaltig):

1,5 % H ₂ S	0,3 % O ₃
0,2 % CO ₂	
33,0 % H ₂	
1,3 % CO	
4,5 % N ₂	
26,0 % O ₁	
10,6 % O ₂	
15,0 % O ₃	
7,5 % O ₄	

Image 0889

Dr. We./Kr.

Leuna Werke, am 22. Juni 1940. #

Aktennotiz

*Sehen auch
Michael-Verf.*

Betr.: Die neue Variation des Michael-Verfahrens.
Besprechung am 3.6.1940 in Ludwigshafen.

A.W.P.	
01294	23 JUN 1940
Beantwortet:	Abiage:

h

Anwesend waren von
Ludwigshafen:

Herr Dir. Dr. Pier
" Dr. Michael
" Dr. Christmann
" Dr. Schiffmann
Fräulein Dr. Höring

von Leuna:

Herr Dr. Herold
" Dr. Fritsche
" Dr. Wenzel.

1.) Zweck der Besprechung.

Dr. Herold legte den Zweck der Besprechung wie folgt dar:

Es soll in Leuna für die Oxo-Synthese außer der 5000 jato-Anlage eine kleinere Versuchsanlage für 40 - 60 moto gebaut werden. Während das Ausgangsmaterial für die große Anlage von Fischer-Anlagen bezogen werden soll, soll für die kleine Einheit gleichzeitig die Frage der Olefin-Synthese bearbeitet werden. Zu diesem Zwecke will Leuna das bis jetzt aussichtsreichste Verfahren auswählen. Die Besprechung soll dazu dienen, den Stand der Ludwigshafener Arbeitsweise festzustellen.

2.) Die Aussichten für das Oxo-Verfahren.

Herr Direktor Dr. Pier bezweifelt, daß das Oxo-Verfahren tatsächlich die besten Aussichten zur Herstellung von höheren Alkoholen hat. Er wirft außerdem die Frage auf, ob es vorteilhaft ist, in dies Verfahren eine Herstellung von Olefin von der I.G. aus einzubringen. Es sei ferner noch fraglich, ob die Reaktion wirklich so eindeutig verläuft, wie es von der Ruhrchemie dargestellt wird, und ob nicht eine Anzahl von Sekundär-Reaktionen (Aldol-Bildung und dergl.) unerwünschte Nebenprodukte gibt. Dazu wies Herr Dr. Herold auf die günstigen Ergebnisse dieser Synthese in Leuna hin, die beweisen, daß bei genügend rasch geführter Operation einheitlich Aldehyde entstehen.

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr.Fri./Bu./1505

Leuna Werke, den 11. Juni 1940.

Wenzel

Dr. Richter	R
Dr. v. Engelhardt	
Dr. Brand	
Dr. Eckhard	ko
Dr. Fritsche	
Dr. Greger	
Dr. Hapck	
Dr. Kisch	ku
Dr. Röhro	

Aktennotiz.

Betr.: Kohlenwasserstoffsynthese für Mepasinrohstoff bzw. Oxo-Verfahren
Vergleich Michaelverfahren (M) mit Verfahren Wenzel-Winzer-
Wirth (WWW).

Bei der Verarbeitung von 50 000 Nm³/h CO+H₂ in Leuna kann ungefähr mit folgenden Vergleichswerten gerechnet werden:

	Michael	WWW
Ausbeute an Syntheseprodukt:		
insges. g/Nm ³ CO+H ₂	g 140	140
davon flüssig Primärprod.+ Paraff.	jato ca. 50 000	44 000
" C ₃ /C ₄ - Gasol	jato " 6 100	12 200
" Alkohole u. Aldehyde	jato " 4 800	4 800
" Mepasinrohstoff	jato " 18 000	16 000
oder Olefine für Oxo-Verfahren	jato " 7 200	7 200
Restgas nach Entfernung C ₃ /C ₄	KWE/h 35 000	35 000
Gestehpreise je 100 kg Primprodukt	1) RM % kg 29.-	28.70
davon Spesen	" % " 8.89	8.33
Anlagekosten für		
Synthese einschl. Alkoholdestillation, CO ₂ -Wäsche u. Gasolabscheidung	RM 12 460 000.-	11 150 000.-
Organ. Schwefelreinigung, Kontaktfabr., Labor., Büro, Werkstätte u. Belegsch.-gebäude	RM 3 050 000.-	3 050 000.-
Insgesamt	RM 15 510 000.-	14 200 000.-

Einzelheiten über Anlagekosten siehe Anlage.

Einschliesslich Destillationskosten in Höhe von RM 2.- % kg würde der Mepasinrohstoff kosten:	RM 31.-	30.70
sofern auch die restlichen Kohlenwasserstoffe so hoch bewertet werden können.		

Da die Benzin-Fraktion bis 230° und das Paraffin in Leuna voraussichtlich nur mit etwa RM 25.- % kg wird gutgeschrieben werden können, so würden dann die 100 kg Mepasinrohstoff vorauss. kosten ca. RM

	42.-	41.-
--	------	------

1) siehe nächste Seite

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung

Dr. Brdl./Ge.

Akt.N.Nr. 1059 /k

Leuna Werke, den 21. November 1938.

*in dieser Form
mit an Fr. Pien verteilt*

A k t e n n o t i z .

Büro Dr. Langheinrich	
Eingang	19.12.38
Tagb. Nr.	1005
Beantw.	Procter Anlage
Ablage	

2) Fr. Pien

Betr. Gestehekostenschätzung für das Verfahren Hochdruckver-
suche Lu, Dr. Michael.

hat Dr. F. Lorenz

Das von Dr. Michael in seinem Memo vom 23.9.1938 niedergelegte Verfahren wurde gemeinsam mit den Niederdruck-Betrieben und der Hydrierung einer kritischen Prüfung unterzogen und aufgrund der Ermittlungen eine Kalkulation der voraussichtlichen Gestehekosten aufgestellt.

Da schon eine überschlägige Rechnung für das Verfahren Dr. Michael mit Restgas-Aufarbeitung zu CO+H₂ verhältnismäßig hohe Kosten erwarten lässt, wurde in einer weiteren Kostenschätzung die Restgas-Aufarbeitung weggelassen und angenommen, dass das gesamte eingesetzte Synthesegas aus Steinkohlenkoks hergestellt wird. Die voraussichtliche Gestehekosten-Ermittlung erstreckte sich daher auf folgende 3 Fälle:

- 1) Verfahren Dr. Michael, Synthesegas-Erzeugung aus Koks und Aufarbeitung des Restgases zu CO + H₂. Gasolgewinnung in Linde-Anlage und Polymerisation von C₂H₄, C₃- und C₄-KW nach thermischem Verfahren.
- 2) Verfahren Dr. Michael ohne Restgas-Aufarbeitung, Synthesegas-Erzeugung nur aus Koks, Gasol-Gewinnung mit A-Kohle, Polymerisation von C₃- und C₄-KW nach thermischem Verfahren.
- 3) Verfahren Dr. Michael ohne Restgas-Aufarbeitung. Synthesegas-Erzeugung nur aus Koks. Gasolgewinnung durch Ammoniaktiefkühlung, Polymerisation von C₂H₄, C₃- und C₄-KW nach thermischem Verfahren. Der Anfall von C₂H₆ ist unbekannt und wurde daher bei der Polymerisation nicht berücksichtigt.

25. September 1938 37.

Kohlenwasserstoff-Synthese aus Wassergas mit Eisen-
sinter-Katalysator nach dem Umwälzverfahren bei mitt-
leren Drucken.

Beschreibung des Verfahrens.

Mit Eisenkatalysator lassen sich bei Temperaturen über 300°C und mittleren Drucken (vorteilhaft 20 Atm.) aus Wassergas ($\text{CO} : \text{H}_2 = 1:3$) wertvolle Kohlenwasserstoffe herstellen.

Da die Katalysator-Leistungen ein Mehrfaches der bei der Fischer-Synthese erreichten betragen, sind die thermischen Verhältnisse grundsätzlich viel schwieriger wie dort. Insbesondere treten bei Eisen zwei schädliche Reaktionen leicht auf: Die Rußabscheidung und die wilde Methanbildung. Durch zwei Massnahmen gelang es aber, die genannten Störreaktionen restlos auszuschalten

1. Durch die Verwendung von gesinterten Eisen-Katalysator,
2. Durch schnelle Umwälzung des Reaktionsgases nach einem eigens hierzu entwickelten Verfahren.

Die Reaktionsgase werden hierbei in einem Heizkreislauf so rasch durch den Katalysator hindurchgeführt, dass sie sich nur um wenige Grade (beispielsweise 10°) erhitzen und die gesamte Reaktionswärme aufnehmen, die danach in einem dahinter geschalteten Kühler, beispielsweise in einem Hochdruckdampf-Kessel, wieder abgegeben wird. Zwangsläufig werden so auch Frostkühlpfe in Kreislauf mit herangeführt, was aber für den Reaktionsablauf von grossem Vorteil ist, da die erwünschten Reaktionen dadurch praktisch nicht gehemmt, die schädlichen Reaktionen aber restlos unterdrückt werden. Die Katalysator erwirkt Stabilität

Aktennotiz

*HW Synthese
 Michael*

Bericht über die Referate zur Mineralölbesprechung in Berlin

A. W. P. am 16.7.1942

027153 Anwesenheit der Herren:

Dir. Dr. P. Beantw.:	Abw. gshafen	Dr. Simmler	} Oppau
Dir. Dr. Müller-Cunradi	"	Dr. Baumeister	
Dr. Heintzeler	"	Dr. Werner	
Dr. Michael	} Hochdruckver- suche Lu	Dr. Klein	} Sparte I
Dr. Simon		Dr. Hartmann	
Dr. Christmann		Dir. Dr. Bütefisch	} Leuna
Dr. Becker		Dir. Dr. Giesen	
Dr. Free		Dir. Dr. Herold	
Dr. Jäckh	} Oppau	Dr. Langheinrich	} Berlin Preßbur, Wien
Dir. Dr. Goldberg zeitw.		Dr. Wenzel	
Dr. Wietzel		Dir. Dr. Fischer	
Dr. Häuber		Dir. Dr. Willig	
Dr. Duftschmid		Dir. Conzen	

1. Dr. Michael: Die Synthese von Kohlenwasserstoffen nach der Schaum-
 fahrweise

Die Schaumfahrweise ist nach Ansicht des Referenten derjenigen mit Kühlungseinbauten überlegen, weil der eigentliche Kontaktraum 100%ig ausgenutzt werden kann und keinen Raum für die Einbauten verliert.

Gasverteilung

Es wird für die Schaumfahrweise jetzt nur die Gasverteilung durch einen Schaumstein von 0,1 mm Porenweite vorgenommen. Es entstehen Gasblasen von 3 - 5 μ . Die Porenweite ist wichtig, ebenso wie die Bläschengröße. Bei zu feinen Bläschen trennt sich das Gas nicht mehr vorschriftsmäßig von dem Öl. Der Ofen ist zu stark mit Gas gefüllt und die Leistung des Ofens geht zurück. Einen Überblick über das Verfahren gibt die beigelegte Skizze.

Apparatur

In einem stehenden Ofen wird durch einen Schaumstein das Gas in feiner Verteilung durchgedrückt. Das darin stehende Produkt geht mit dem Gas gemeinsam in einen Entgasungstopf. Darunter befindet sich ein Kühler, der den Kreislauf um etwa 5° herunter kühlt. Mit einer Pumpe wird das Öl wieder zurückbefördert. Ein kleiner Teil des Kreislaufes, der der Produktion entspricht, wird abfiltriert und abgezogen. Zur Abdichtung der Pumpen-Stopfbüchsen wird ein Spülölkreislauf von dem Umwälzgut abgezweigt.

Das nichtumgesetzte Gas wird am Ende des Entgasungstopfes abgezogen, geht über zwei Kühler und Abscheider (120° und 20°) und dann je nach Bedarf durch eine Kohlensäurewäsche (druckwasserbetrieben), dann durch einen Kieselgelturm und durch eine Tiefkühlung zur Abscheidung der Produkte. Wenn man die Kohlensäure, welche bis 30 % im Abgas betragen kann, auswäscht, so kann man bis zu 95%igen Umsatz des Gases gelangen, unter der Voraussetzung, daß wenig Inerte in dem Ausgangsgas vorhanden waren.

Die ursprünglich befürchtete Schleifwirkung des Kontaktes besteht nicht. Nach 100 Tagen war in Pumpen, Stopfbüchsen und dergl. nichts festzustellen.

Leuna-Werke, den 21. Nov. 1938.

Dr. Brdl/K.

Akt. N. Nr. 1059/4

Büro Dr. Langheinrich	
Eingang	29.11.38
Tagb. Nr.	- 1005 -
Beantw.	<i>Wollwauagen</i>
Ablage	

hm
A k t e n n o t i z .

Betr. Vergleich der Fischer-Synthese mit dem Verfahren Hoch-
druckversuche Lu, Dr. Michael.

best. aus Linde.

Das von Dr. Michael in seinem Memo vom 23.9.1938 niedergelegte Verfahren wurde gemeinsam mit den Niederdruck-Betrieben und der Hydrierung einer kritischen Prüfung unterzogen und aufgrund der Ermittlungen eine Kalkulation der voraussichtlichen Gestehkosten aufgestellt. Zum Vergleich wurde das Fischer-Verfahren in seinen beiden Abwandlungen (drucklos und unter Druck) auf gleicher Basis durchgerechnet, wobei in sämtlichen Fällen die Erzeugung des frisch eingesetzten Synthesegases aus Steinkohlenkoks im Demag-Generator angenommen wurde.

Da schon eine überschlägige Rechnung für das Verfahren Dr. Michael mit Restgas-Aufarbeitung zu $\text{CO} + \text{H}_2$ verhältnismässig hohe Kosten erwarten lässt, wurde in einer weiteren Kostenschätzung die Restgas-Aufarbeitung weggelassen und angenommen, dass das gesamte eingesetzte Synthesegas aus Steinkohlenkoks hergestellt wird. Die voraussichtliche Gestehkosten-Ermittlung erstreckte sich daher auf folgende 5 Fälle :

- 1) Fischer-Synthese drucklos,
- 2) Fischer-Synthese bei 10 atü,
- 3) Verfahren Dr. Michael, Synthesegas-Erzeugung aus Koks und Aufarbeitung des Restgases zu $\text{CO} + \text{H}_2$. Gasolgewinnung in Linde-Anlage und Polymerisation von C_2H_4 , C_3 - und C_4 -KW nach thermischem Verfahren.
- 4) Verfahren Dr. Michael ohne Restgas-Aufarbeitung, Synthesegas-Erzeugung nur aus Koks, Gasol-Gewinnung mit A-Kohle, Polymerisation von C_3 - und C_4 -KW nach thermischem Verfahren.

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr. Fri./Sti. Nr. 1068/9

Leuna Werke, den 21. November 1938.

tes *Plm*

Büro Dr. Langheinrich	
Eingang	29. 11. 38
Tagb. Nr.	- 1066 -
Beantw.	<i>Synthesegas</i>
Ablage	<i>Plm</i>

Aktennotiz.

Betr.: Die Herstellung von Fischersynthesegas 1 : 2 über
Kokswassergas unter Zumischung von gespaltenem
Kokereigas.

Bei der Herstellung von Fischersynthesegas 1 : 2 über Koks-
wassergas lässt sich die sonst erforderliche Teilstromkonvertierung
umgehen, wenn man dem Wassergas eine genügende Menge Koksofenspaltgas
zumischt. Die Spaltung des Kokereigases kann im Röhrenofen erfolgen,
bei grösseren Mengen (über 10 000 m³/h) praktischerweise im Cowper;
im letzteren Falle muss der sich nebenher gebildete Russ durch einen
Theissenwäscher, die letzten Spuren gegebenenfalls durch einen E.G.R.,
aus dem Spaltgas entfernt werden.

Aus 1 m³ Koksofengas (1) erhält man 2 m³ Spaltgas (2), welches
mit Kokswassergas (3) im Verhältnis 2 : 3 gemischt das Fischersynthe-
segas (4) ergibt.

Gasmengen und Analysen.

	Menge	Vol. %					
		CO ₂	schw. K.W.	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
Kokereigas	1 m ³	3,0	2,5	9,0	55,0	26,0	4,5
Spaltgas	2 m ³	5,5	-	15,4	75,5	1,0	2,6
Kokswassergas	3 m ³	4,6	-	41,1	48,6	0,2	5,5
Fischersynthesegas	5 m ³	5,0	-	31,1	59,0	0,5	4,4

Neben der Spaltanlage mit Russwäsche ist an zusätzlichen Inve-
stierungen noch eine Entschwefelung für das benzolfreie Kokereigas
vorzusehen; ferner noch eine Gasgeneratorenanlage, wenn es erforder-
lich wird, das sonst für die Unterfeuerung der Koksofenbatterie ver-
wendete Kokereigas durch Schwachgas zu ersetzen.

Dr. Brdl/K.

Akt. N. Nr. 1059

A k t e n n o t i z .

Betr. Vergleich der Fischer-Synthese mit dem Verfahren Hoch-
druckversuche Lu, Dr. Michael.

Das von Dr. Michael in seinem Memo vom 23.9.1938 niedergelegte Verfahren wurde gemeinsam mit den Niederdruck-Betrieben und der Hydrierung einer kritischen Prüfung unterzogen und aufgrund der Ermittlungen eine Kalkulation der voraussichtlichen Gesteckkosten aufgestellt. Zum Vergleich wurde das Fischer-Verfahren in seinen beiden Abwandlungen (drucklos und unter Druck) auf gleicher Basis durchgerechnet, wobei in sämtlichen Fällen die Erzeugung des frisch eingesetzten Synthesegases aus Steinkohlenkoks im Demag-Generator angenommen wurde.

Da schon eine überschlägige Rechnung für das Verfahren Dr. Michael mit Restgas-Aufarbeitung zu $\text{CO} + \text{H}_2$ verhältnismässig hohe Kosten erwarten lässt, wurde in einer weiteren Kostenschätzung die Restgas-Aufarbeitung weggelassen und angenommen, dass das gesamte eingesetzte Synthesegas aus Steinkohlenkoks hergestellt wird. Die voraussichtliche Gesteckkosten-Ermittlung erstreckte sich daher auf folgende 5 Fälle :

- 1) Fischer-Synthese drucklos,
- 2) Fischer-Synthese bei 10 atü,
- 3) Verfahren Dr. Michael, Synthesegas-Erzeugung aus Koks und Aufarbeitung des Restgases zu $\text{CO} + \text{H}_2$. Gasolgewinnung in Linde-Anlage und Polymerisation von C_2H_4 , C_3 - und C_4 -KW. nach thermischen Verfahren.
- 4) Verfahren Dr. Michael ohne Restgas-Aufarbeitung, Synthesegas-Erzeugung nur aus Koks, Gasol-Gewinnung mit A-Kohle, Polymerisation von C_3 - und C_4 -KW. nach thermischen Verfahren.

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung

Dr. Brdl/K.Nr. 948/h

Blm
Leuna-Werke, den 22.3.1938

Büro Dr. Langheinrich	
Eingang	— 22.3. —
Tagb. Nr.	
Beantw.	<i>Friedrichanlagen</i>
Ablage	

A k t e n n o t i z

Betr. Treibstoffe aus CO + H₂ unter Druck. *nach Finken -*

Besprechung am 28. Februar 1938 in Oppau. *Friedrich*

Anwesend:

von Ludwigshafen:	Herr Dr. Fritz Winkler,
	" Dr. Duftschmidt.
" Merseburg:	Herr Dr. Langheinrich,
	" Dr. Brandl.

Ein Gemisch von CO + H₂, das bis 55 % CO enthalten kann und aus reinem CO + H₂ hergestellt wird, gelangt bei 120 Atm. Druck und 350° C über einen Kontakt, der aus geschmolzenem Eisenoxydul mit geringen Zusätzen besteht. Die zurzeit verwendete Apparatur besteht aus einem Wärmeaustauscher, einem 120er Ofen mit 47 Liter Kontakt-Volumen, einem Kühler und einer Flüssigkeitslaufpumpe für 120 Atm. Druck. Zum Anfahren der Kammer ist ein Vorheizgerat vorhanden. Selbst bei den kleinen Ausmassen der vorhandenen Apparatur konnte schon zeitweilig ohne äussere Wärmezufuhr die Ofentemperatur gehalten werden. Die Festigkeit des Kontaktes lässt es zu, dass jetzt nicht mehr wie früher in reiner Gasphase, sondern in Sumpphase gearbeitet wird. Der Ölkreislauf zur Erzeugung des Sumpfes wird so gefahren, dass das bei 120 Atm. und ca. 90° C (Kühler-Ausgang) anfallende Produkt teilweise zurückgefahren wird. Durch geringe Änderungen der Menge und der Temperatur des Ölkreislaufes gelingt es auf einfache Weise, die erforderliche Ofentemperatur zu halten, während die Wärmeabfuhr beim Fahren in der Gasphase erhebliche Schwierigkeiten bereitet. Bei einer Tagesproduktion von 250 kg werden stündlich ca. 0,5 m³ Öl im Kreislauf gefahren.

Dr. Foh

Lili

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr. Po./P.

Leuna-Werke, den 6. Juli 1943
Aktennotiz Nr.: 2569
Exemplar Nr.: 7

Aktennotiz:

Erzeugung von 100 000 tato Primärprodukt flüssig
nach dem Fischerverfahren (10 atü, Co-Kontakt)
auf Basis nichtbackender Steinkohle.

Vom Reichsamt (Dr. Hübner, Dr. Becker) wird ein Vergleich der Kohle-
veredlungsverfahren durchgeführt. Gedacht ist an oberschlesische
Verhältnisse. Über die anzunehmenden Eigenschaften der Besatzkohle
liegen keine näheren Angaben vor. Bezüglich der **V e r s c h w e -
l u n g** werden die bereits vorgängig durch das Reichsamt benutzten
Daten unverändert übernommen.

Für die Vergasung ist dem Vorschlag Dr. Beckers entsprechend die
Sauerstoffvergasung nach Winkler eingesetzt. Ähnlich liegt das kon-
tinuierliche O₂-Verfahren.

Es muss darauf hingewiesen werden, dass durch diese teuersten Gas-
erzeugungsverfahren bei einem Vergleich zwischen Fischerverfahren
und Hydrierung das erstere insofern erheblich ungünstiger gestellt
wird, als für Fischer etwa dreimal soviel Gas/t Produkt gebraucht
wird wie für die Kohlehydrierung, der Gasanteil bei Fischer also
einen ganz bedeutend höheren Anlage- und Produktionskostenanteil
darstellt.

Aus diesem Grunde haben wir eine Vergasung nach dem gewöhnlichen
Wassergasverfahren an die Seite gestellt. Für letzteres ist aller-
dings ein Koks von 40 mm erforderlich, sodass die Wahl des Fabri-
kationsortes vom Vorkommen einer Kohle entsprechender Verschwelbar-
keit abhängig gemacht bzw. der Standort der Produktionsstätte ent-
sprechend gewählt werden müsste.

Bei der Sauerstoffvergasung nach Winkler ergeben sich nach den uns
zur Verfügung stehenden Unterlagen Anlagekosten, die erheblich hö-
her sind, als die vom Reichsamt in analoger Weise für die H₂-Her-
stellung in der Hydrierung eingesetzten Werte. In der Anlage (2)
sind diese Werte ohne Diskussion nebeneinandergestellt.

Das **R e s t g a s** der Synthese ist mit seinem Heizwert eingesetzt
Würde man es im Röhrenofen spalten und zur Synthesegasherstellung
heranziehen, so würde eine zusätzliche Kohlenmenge zur Energieer-
zeugung, ferner eine entsprechende Vergrößerung des Kesselhauses
erforderlich werden; die Schwelerei, Vergasung und Gasreinigung
dagegen würden erheblich kleiner.

Auch der Anfall an anderen Nebenprodukten, wie der im Wassergas-
generator nicht vergasbare Koks 40 mm, sind einfach ohne Diskus-
sion ihrer Verwendung aufgeführt, wie dies auch in den übrigen
vom Reichsamt ausgearbeiteten Vergleichsfällen geschehen ist.

abg. Stein
Glycerin

Mr

A.W.P. 865/293
Ecantv.
Ablage: Glycerin

Niederschrift

über die Besprechung in Oppau am 1. November 1937
betreffend Allylchlorid - Glycerin

mit den Herren Dr. Flemming und
Dr. Stein.

Eine kurze Vorbesprechung des Unterzeichneten mit Herrn Professor Grimm ergab, daß die bereits im August für Inbetriebnahme in Aussicht genommene halbtechnische Apparatur auch jetzt noch nicht fertiggestellt ist und man erst in zwei bis drei Wochen mit ihrem Anfahren rechnet. Entgegen einer anders lautenden Äußerung des Herrn Prof. Grimm dem Unterzeichneten gegenüber, wurden späterhin die obengenannten Herren von ihm angewiesen, von einer Besichtigung der im Bau befindlichen Anlage abzusehen und eine Einladung erst nach Inbetriebnahme dazu ergehen zu lassen. Es konnte infolgedessen nur die Laboratoriumsapparatur besichtigt und besprochen werden. In ihr wird reines Propylen in Mengen von 350 l/h, mit 120 l Chlor stündlich, bei 600° in einem kurzen, 20 mm l. W. messenden V2A-Rohr, zur Reaktion gebracht. Die Mischung geschieht durch Austritt des Chlors aus zahlreichen Löchern am Mantel eines zentralen Rohres in einen sehr schmalen Ringraum, durch den das Propylen einströmt. Als Chlorierungsfläche dient nicht mehr Chromnickeldrahtnetz, sondern eine neue Art desselben Materials, über die keine Auskunft erteilt wurde. Der Ofen befand sich in der 53. Betriebsstunde und zeigte noch keine Verstopfungerscheinungen. Er lieferte 85 bis 90%iges Allylchlorid; der Rest ist Propylenchlorid, Propenylchlorid wird nicht gebildet. Eine Krackung zu niedermolekularen Gasen erfolgt nicht, auch nicht in geringstem Maße, da beim Kreislauffahren keine Anzeichen für eine Anreicherung solcher Produkte vorhanden sind.

INFORMATION GATHERED FOR DR PIER
ON POSSIBILITIES OF MAKING HYDROCARBONS

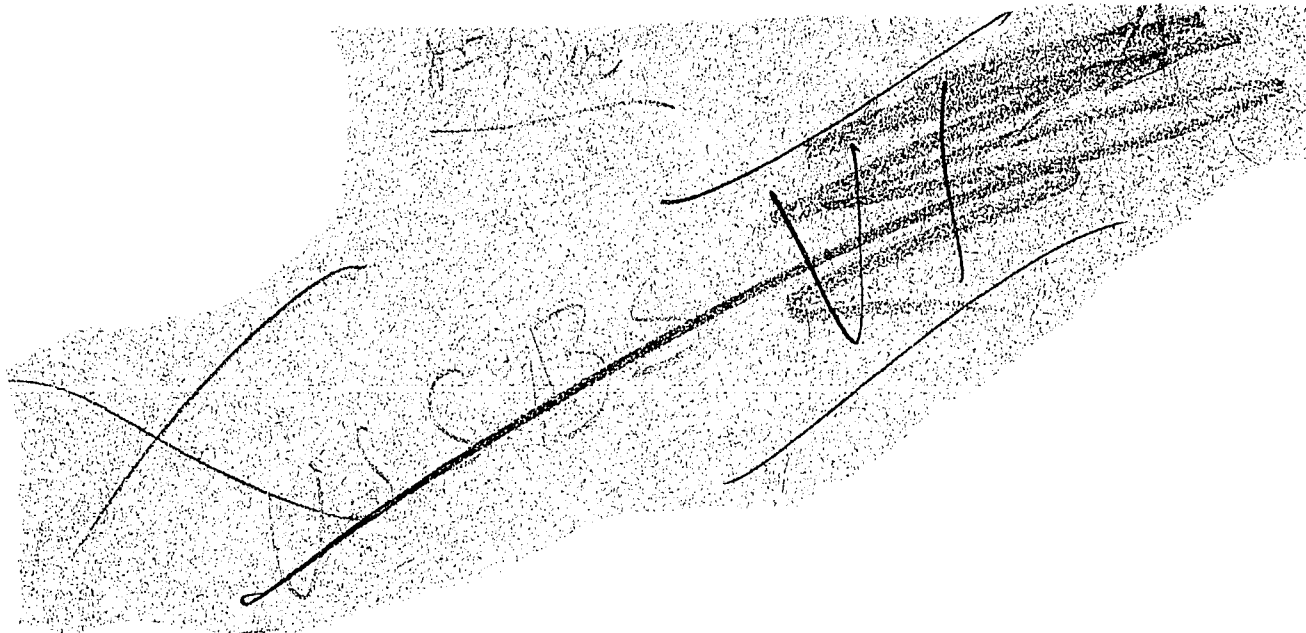


Image 1037

Team 46 Leuna
Box 2 - VI - 4 USSBS
Microfilm

Report on American 150 octane Gas

M

USSBS - VI - 6

Micro film