

Oppau, den 18. Februar 1943. O

N o t i z zur Entwicklung des Ölkreislaufverfahrens.

Das Ölkreislaufverfahren wird in Oppau seit Herbst 1935 entwickelt. Am 18.11.1935 wurde die grundlegende Patentanmeldung (O.2.9104; PA. J 53 698) beim Reichspatentamt eingereicht.

Beim Ruhrchemie-IG-Erfahrungsaustausch am 4.1.1939 wurde durch ein Referat des Herrn Dr. Duftschmid auch das Ölkreislaufverfahren ausführlich vorgetragen. Bei dieser Gelegenheit wurde den Herren der Ruhrchemie auch die in Betrieb befindliche Versuchsanlage in Op 106 vorgeführt.

Als am 24.12.1941 unsere grundlegende Patentanmeldung bekanntgemacht worden war, richtete die Ruhrchemie am 13.3.42 ein Schreiben an die I.G., worin sie für sich und ihre Lizenznehmer freies Mitbenutzungsrecht forderte, widrigenfalls sie Einspruch erheben würde. Da die beigebrachte Literatur nach dem Ermessen unserer Patentabteilung nicht geeignet schien unserer Anmeldung gefährlich zu werden, lehnten wir das freie Mitbenutzungsrecht ab. Am 24.12.1942 wurde unsere Anmeldung wider Erwarten zurückgewiesen mit der Begründung, daß das Verfahren zwar neu sei, daß ihm aber die genügende Erfindungshöhe mangle. Begründet wurde dieser Beschluß im Wesentlichen damit, daß es von der Methanolsynthese her bekannt sei, verdampfbares Methanol zur Wärmeabführung in den Reaktionsraum einzuspritzen. Es habe nahegelegen, dieses Prinzip auf das Arbeiten im flüssigen Medium zu übertragen.

Wir haben Beschwerde erhoben und rechnen nach der ganzen Sachlage mit einem Erfolg derselben. -

gez.: Duftschmid.

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT LUDWIGSHAFEN A. RH.

Stichstoff-Abteilung Oppau

Das erhaltene Paraffin haben wir bereits probeweise in unserer Paraffinoxydation verarbeitet. Hier waren, wie auch sonst bei neuen Paraffinsorten Abänderungen der Vorbehandlung zweckmäßig.

Der wichtigste Punkt, der in der vorgeschlagenen Neuanlage zu klären ist, ist das Verhalten eines Ofens von großem Durchmesser, da wir von den jetzigen kleinen Ofeneinheiten (1,5 m³ Ofen in der ersten Verfahrensstufe und 0,2 m³ Ofen in der zweiten Stufe) keinen Schluß auf die gleichmäßige Verteilung des Gases über den ganzen Querschnitt ziehen können, auch fehlen uns für die 2. Stufe noch die ausreichenden technischen Erfahrungen, die in der geplanten Versuchsanlage erst gewonnen werden sollen.

Nach der Sachlage möchten wir empfehlen, das Bauvorhaben beschleunigt in Gang zu setzen, damit im Bedarfsfalle, der heute schon als dringlich vorauszusuchen ist, die Erfahrungen zur Verfügung stehen.

H e i l H i t l e r !

I.G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

gez. ppa. Göggel gez. ppa. Schlecht

Anlagen.

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT LUDWIGSHAF
Stickstoff-Abteilung

Einschreiben

An den
Generalbevollmächtigten für
Sonderfragen d. chem. Erzeugung
zu Hdn. v. Herrn Regierungsrat
Dr. Altpeter,

B E R L I N 4 9
Saarlandstr. 126.

HC/Op.190

16. Febr. 1943. C.

1363

(H. Entschmid.)

Unter Bezugnahme auf die Besprechung zwischen Herrn Regierungsrat Dr. Altpeter und unserem Herrn Dr. Krekeler senden wir Ihnen beifolgend die uns mit Schreiben vom 30.11.42 zurückgereichten Unterlagen und ergänzen diese im Hinblick auf die bestehenden Schwierigkeiten in der Kobaltversorgung, wie folgt:

Wir haben schon in den früheren Eingaben darauf hingewiesen, daß unser Verfahren auch für die Umstellung bestehender Anlagen von den bisher verwendeten Kobalt-Kontakten zu den leichter zugänglichen und einfach herstellbaren und regenerierbaren Eisenkontakten von Wichtigkeit sein dürfte. Das scheint durch die inzwischen eingetretene Entwicklung noch akuter geworden zu sein, sodaß wir hoffen, daß die von uns vorgeschlagene Anlage jetzt zur Ausführung kommt.

Nach unserem Verfahren kann mit einer Ausbeute von 145-150 gr Gesamtprodukt pro 1 Nm³ CO+H₂ gerechnet werden. Dieses Gesamtprodukt besteht aus

13 - 15	% Gasolkohlenwasserstoffen (80 % Olefine)
32 - 35	% Benzinfraktion, Siedebereich bis 175°
18 - 20	% Mittelölfraktion, " 175-320°
10 - 12	% Weichparaffinfraktion, " 320-400°
16 - 18	% Hartparaffin
5 - 6	% Alkohole (vorwiegend Athylalkohol)

Bezüglich der Produkte ist hier noch zu den in der Baureiferklärung gemachten Angaben anzuführen, daß die Produkte, die mit Eisen erhalten werden, wohl allgemein einen stärker olefinischen Charakter haben als die mit Kobaltkontakt gewonnenen. Dies trifft auch für die Produkte unseres Verfahrens zu. Dies ist in vieler Hinsicht ein Vorteil; so liefern die Gasolkohlenwasserstoffe bei der Polymerisation einen erheblichen Anteil von hochwertigem Benzin, und die für die Waschmittelherstellung in Frage kommenden Fraktionen kommen dadurch auch für die direkte Sulfierung in Frage. In anderen Fällen wird der Olefingehalt die Aufarbeitung der Produkte nicht grundsätzlich erschweren, da ja auch die Mitteldrucköle der Fischer-Synthese mit Kobaltkontakten ebenfalls schon einen beachtlichen Olefingehalt aufweisen.

B a u r s e - E r k l ä r u n g

für die Errichtung einer Versuchsanlage zur Umsetzung von $\text{CO}+\text{H}_2$ -Gasgemischen.

Kennwort: Anlage zur Umsetzung von $\text{CO}+\text{H}_2$ -Gasgemischen
Standort: I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen/Rhein, Werk Oppau
Fernruf: Ludwigshafen/Rh. 6496
Bauherr: I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
Ludwigshafen/Rhein
Sachbearbeiter: Dipl.-Ing. Kenrad.

Begründung und Beschreibung des zur Anwendung kommenden Verfahrens:

Das Verfahren stellt eine vorteilhafte Weiterentwicklung der $\text{CO}+\text{H}_2$ -Synthese dar, indem die Synthese in flüssiger Phase (Eigenölkreislauf) durchgeführt wird und damit eine ideale Lösung des Problems der Reaktionsführung und Wärmeabführung erreicht wird. Eine Folge dieser neuartigen Verfahrensweise ist die Möglichkeit sehr robuste, festangeordnete, stückige Eisenschmelzkontakte, wie sie ähnlich in der Ammoniaksynthese verwendet werden, auch bei der $\text{CO}+\text{H}_2$ -Synthese im großtechnischen Maßstab anzuwenden. Somit werden die Ergebnisse der beantragten Anlage von entscheidender Bedeutung für die gesamte Weiterentwicklung des Fischer-Verfahrens, gegebenenfalls aber auch für die Umstellung schon bestehender Anlagen von den bisher verwendeten Kobaltkontakten zu den leicht zugänglichen und einfach herstellbaren und regenerierbaren Eisenkontakten sein, wozu noch kommt, daß das Syntheseproblem auf diese Weise auch noch eine wertvolle Bereicherung hinsichtlich der gewinnbaren Produkte erfährt. Da infolge der Eigenart der Wärmeabführung große Reaktionstürme, ohne alle Unterteilung in dünne Schichten vorgesehen sind, wird das Verfahren voraussichtlich zur Ausbildung von Großsyntheseeinheiten mit anlagemäßigen Vorteilen führen. Die Produkte sind infolge der Verwendung von Eisenkatalysatoren stark olefinisch, wodurch sich neben der Bedeutung des Verfahrens auf dem Treibstoffgebiet auch noch bedeutende Ausblicke für die Entwicklung der gesamten Olefinchemie hinzugesellen. Das Verfahren wird bei Mitteldruck betrieben und bringt daher keine Belastung des Hochdruckapparatebaues mit sich, so wie auch kein wesentlicher Bedarf an Mangelmetallen benötigt wird.

Die Anlage soll mit Abgasen der Tanol-Anlage Oppau betrieben werden, und benötigt daher keinen Aufwand für die Gaserzeugung, so daß die anfallende Produktion durch einen äußerst günstigen Kontingentsbedarf zusätzlich erzielt wird.

Die Kapazität der Anlage nach Durchführung des Bauverhabens beträgt 5 000 Tonne Produkte, davon ca. 2 050 Tonne Benzin, 1 000 Tonne Treiböl,

ca. 1 100 Jato Hartparaffin, 250 Jato Alkohol, 250 Jato Polymerbenzin und 350 Jato Propylen bei durchlaufendem Betrieb der zwei vorgesehenen Synthese-Einheiten. Ferner 8,6 Mill. cbm/Jato Restgas (3 550 W.E.), 16 000 Jato Dampf (Abhitzeverwertung).

Bezüglich der Produktaufarbeitung ist noch anzufügen, daß vorgesehen ist, die Mittelöle (etwa 700 Jato, in der oben genannten Treibölmenge enthalten) auch evtl. für den Waschmittelsektor nutzbar zu machen. Durch direkte Sulfierung der Olefinen in Verbindung mit einer chlorierenden Dehydrierung des paraffinischen Bestandteiles können die Mittelöle auf vorzügliche Waschmittel verarbeitet werden.

Die aus den C₈-C₁₄ Olefinen des Schwerbenzins über die Oxoreaktion gewonnenen Alkohole sind wichtige Komponente für die Kälteschmiermittel.

Umfang des Bauvorhabens:

Die Anlage besteht aus der Synthese-Anlage mit zwei Einheiten zu je 9 m²-Reaktions-Vol., einer Aktivkohle-Anlage, einer Stabilisierungskolonne und einer Kontaktaufarbeitung. Ferner werden erstellt: Pumpenhalle und Apparategerüst.

Unbedenklichkeitserklärungen:

Die Unbedenklichkeitserklärung der Werklufschutz-Bereichsvertrauensstelle einschließlich der Stellungnahme des Luftgaukommandos Wiesbaden liegt bei.

Termine:

<u>Voraus.</u>	<u>Beginn der Arbeiten auf der Baustelle:</u>	Februar 1943
"	Beginn der Montagearbeiten:	Oktober 1943
"	Beendigung derselben:	März 1944
"	Vollproduktion:	April 1944
"	Beendigung aller Arbeiten auf der Baustelle:	April 1944.

Bedarf für die Durchführung des Bauvorhabens:

1) Kosten:

Gesamtinvestierung RM. 1 500 000.--

Die Finanzierung erfolgt durch die I.G.Farbenindustrie Aktiengesellschaft Ludwigshafen/Rhein

- a) für den bautechnischen Teil RM. 250 000.--
- b) für den maschinentechnischen Teil " 1 250 000.--

2) Materialbedarf:

Der Eisenbedarf beträgt: Baueisen 200 t
Maschineneisen 1 400 t,

hiervon werden benötigt im Quartal nach Zuweisung:

	I/43	II/43	III/43	IV/43
<u>Baueisen</u>	100 t	100 t	-	-
<u>Maschineneisen</u>	600 t	600 t	100 t	100 t
<u>Nichteisenmetalle:</u>				
Kupfer		2,00 t		
Blei		2,00 t		
Messing		0,15 t		
Aluminium		5,00 t		
Zinn		0,20 t		
<u>Zement:</u>		580,0 t		
<u>Ziegelsteine:</u>		100 000 Stück		
<u>Holz:</u>				
Schnittholz		10 cbm		
Vorhalteholz		75 cbm		

3) Kräftebedarf:

- a) Bauarbeiter 65 Mann 10 500 Tagewerke
b) Montagearbeiter 10 Mann 640 Tagewerke

Betriebstechnische Angaben:1) Energie:

Strombedarf	3 700 000 kWh/Jahr	wird von Oppau bezogen
Wasserbedarf	2 000 000 cbm/Jahr	" " " "
Dampfbedarf	7 000 t/Jahr	" " " "
Kraftgas	3 500 000 cbm/Jahr	" " " "

2) Rohstoff:

5 000 cbm/h (CO+H₂) Entspannungsgas aus der Wickelofenanlage

3) Kontakte:

Für den erstmaligen Einsatz 26 m³.

Für die ersten 2 Jahre nach Inbetriebnahme 5 m³.

Es wird ein Eisenkontakt verwendet. Die Herstellung erfolgt im eigenen Werk.

4) Anfahröl: 60 t.5) Arbeitseinsatz:

Es werden 4 Angestellte benötigt. Der Arbeiterbedarf beträgt

Facharbeiter	12
Ungelernte Arbeiter	75

Verkehrs- und Transportfragen: Voraussichtliche Höchstzahl der täglich ein- und ausgehenden Wagen: 1 Wagen.

Oppau, den 19. Mai 1941.e.

h

Herrn Dir. Dr. Müller-Cunradi 0.51.

Betr.: Gasbeschaffung für das Ölkreislaufverfahren.
Notiz zum Besprechungsbericht Dr. Sachsse vom 14.5.41

Wenn für das 15000 jato Projekt gemäß der Aufstellung von Dr. Sachsse 11300 m³/Std. Butylrückgas + 6100 m³/Std. 90 %iges Zusatzkohlenoxyd (= 5500 m³/Std. CO) als Frischgas zur Verfügung gestellt werden, errechnet sich für das Restgas der Ölkreislaufsynthese eine Menge von 4200 m³/Std. folgender Zusammensetzung:

- 4,7 % CO₂
- 21,0 % CO
- 32,6 % H₂
- 17,2 % CH₄, C₂H₆, C₂H₄
- 24,5 % N₂

Dieses Restgas würde als Rückgas zur Aufarbeitung nach Dr. Sachsse zur Verfügung stehen und der von ~~der~~ Dr. Sachsse am Schluß des Berichtes errechnete Ausfall an Stickstoffsynthesegas um rund 4400 m³/Std.^{CO+H₂} oder 34 tato Stickstoff vermindert werden.

Die Rechnung über den Stickstoffausfall kann daher wie folgt ergänzt werden:

11300 m ³ Butylrückgas	92 tato	Stickstoffausfall
2000 " CO aus Vakuumauspuff	0 "	"
<u>3500 " zusätzliches CO</u>	<u>28 "</u>	<u>"</u>
zusammen	120 tato	Stickstoffausfall
4200 m ³ Rückgas d. Ölkreislaufsynthese	34 "	Stickstoffzuwachs
Summe	86 tato	Stickstoffausfall

Im übrigen handelt es sich bei der Zuweisung der heute noch nicht vorhandenen Butylrückgasmenge von 11300 m³/Std. an das Ölkreislaufverfahren nur dann um einen tatsächlichen Stickstoffausfall in der vollen oben berechneten Menge, wenn durch die kommende Erweiterung der Butylanlage dem Stickstoff eine entsprechende Menge Synthesegas entzogen wird.

- Ø Herrn Dr. Fr. Winkler
- " " Göggel
- " " Gloth
- " " Günther
- " " Sachsse.

Stumpf
MM

I. G. Ludwigshafen

Stickstoff-Abteilung

An Herrn

Direktor Dr. Müller-Gunradt

0.51.

Ihre Zeichen

Ihre Nachricht vom

Unsere Zeichen

Tag

Du./Op. 105.

2. Mai 1941.e.

Betreff

CO + H₂ Synthese nach dem Ölkreislaufverfahren.

Paraffinerzeugung für Emulgierwachs P.

Für die Synthese von 5110 t Gesamtprodukt, davon 1100 t Paraffin werden benötigt

3500 m ³ /Std.	Butylrückgas
3000 "	Auspuffkohlenoxyd
500 "	Reinkohlenoxyd.

Wenn das Butylrückgas und das Auspuffkohlenoxyd zum Heizwertpreis von 0,4 Pfg./1000 WE und das Reinkohlenoxyd zu einem Preis von 2,7 Pfg./m³ zur Verfügung gestellt werden, errechnet sich folgender Gaspreis für die Synthese:

3500 m ³ Butylrückgas, 1 m ³ (15 ⁰ ,735 mm)	= 2650 WE; 1000 WE = 0,4 Pfg.	RM 37.10
3000 " Auspuffkohlenoxyd, 1 m ³ (")	= 1310 " ; " " = 0,4 " "	15.90
500 " Reinkohlenoxyd, 1 m ³ = 2,7 Pfg. " "	13.50
3500 " Kompression von 0 at auf 28 at, 0,8 Pfg./m ³ " "	28.00
3500 " CO ₂ -wäsche 0,6 " "	21.00
5000 m ³ Synthesegas, komprimiert auf 28 at, mit rund 95% CO + H ₂	RM 115.50
1 m ³ Synthesegas kostet demnach		2,31 Pfg.

Die Erzeugungskosten für 5110 t Fertigprodukt verrechnen sich mit diesem Gaspreis wie folgt:

Kontaktkosten	RM 100 000.-
44 Mill. m ³ Synthesegas	" 1 017 000.-
Synthese: 122 640 Lohnstunden a 1,60 RM.	" 200 000.-
Energiekosten der Synthese	" 18 000.-
" " Ölwäsche	" 30 000.-
Re.-Kost. der Synthese und Ölwäsche	" 43 000.-
10 % Amortisation von RM. 640 050.-	" 65 000.-
<hr/>	
Summe:	RM 1 473 000.-
Gutschrift für Dampf	" 27 000.-
" f. Restgas 28450 Mill WE (1000 WE=0,3 Pfg)	85 000.-
<hr/>	
Gesamtkosten der Synthese	RM 1 361 000.-

Übertrag: RM 1 361 000,-

Benzinaufarbeitung: Destillation, Raffination, Redestillation, Lagerkosten 4.69 RM/100 kg Benzin errechnet, eingesetzt 5.— RM/100 kg Benzin..... "	86 000.-
Paraffinaufarbeitung: Vakuumdestillation, Lagerkosten 6.40 RM/100 kg Paraffin errechnet, eingesetzt 7.28 RM/100 kg Paraffin "	80 000.-
Bleichkosten 5.— RM/100 kg Paraffin " (geschätzt)	55 000.-
Alkoholaufarbeitung: Errechnung der Kosten z. Zt. nicht möglich, Eingesetzt: 15.— RM/100 kg Reinprodukt "	45 000.-
Summe: RM 1 627 000.-	
Unvorhergesehenes: 10 % der gesamten errechneten Kosten..... " ohne Gaskosten	60 000.-
Gesamtkosten: RM 1 687 000.-	

Der Erlös für die erzeugten Produkte errechnet sich zu:

1750 t Benzin, 22 Pfg/kg	RM 385 000.-
1140 t Treiböl, 16 " "	" 182 000.-
420 t Zwischenfraktion, 16 Pfg/kg	" 67 200.-
1100 t Paraffin, gebleicht, 85 " "	" 935 000.-
700 t Gasol 15 " "	" 105 000.-
300 t Alkohole, (Aethanol, Methanol, Acetaldehyd, Aceton, höhere Alkohole) Mischpreis 31 Pfg/kg	" 93 000.-
Gesamterlös	Summe: RM 1 767 000.-

Anlagekosten.

Gaskompression, CO ₂ -wäsche	RM 200 000.-
Synthese	" 550 000.-
Ölwäsche	" 110 000.-
Aufarbeitungsanlagen und Tanklager	" 553 000.-
Kontaktanlage	" 60 000.-
Summe: RM 1 473 000.-	

Genau Dr. Dr. Müller Ausspruch

Oppau, den 28. Mai 1940.e.

Alkoholsynthese aus Kohlenoxyd und Wasserstoff
nach dem Ölkreislaufverfahren.

Während die bisherigen Versuche nach dem Ölkreislaufverfahren auf die Herstellung möglichst sauerstofffreier Produkte (Treibstoffe) gerichtet waren und diese Arbeiten mit einem verfahrenreifen Projekt abgeschlossen werden konnten, werden mit den vorliegenden Arbeiten Versuche aufgenommen, Alkohole unmittelbar durch Synthese herzustellen. Von besonderem Interesse sind dabei Alkohole mit 12-18 C-Atomen.

Nach den früheren Erfahrungen führten folgende Bedingungen zur erhöhten Bildung von sauerstoffhaltigen Produkten:

1. Verwendung wasserstoffreicher Synthesegase.
2. Anwendung höherer Drücke.
3. Unvollständige Umsetzung.
4. Verwendung besonderer Kontakte.

Da sauerstoffbegünstigende Kontakte erst in der benötigten Menge vorbereitet werden mussten, wurde die vorliegende Versuchereihe noch mit dem bisherigen Standardkontakt 997 von Dr. Linokh durchgeführt.

Die Versuche wurden hintereinander mit demselben Kontakt gefahren:

1.	Synthesegas	$CO : H_2 = 1 : 3;$	Druck 100 at
2.	"	$CO : H_2 = 1 : 3;$	" 20 "
3.	"	$CO : H_2 = 1 : 3;$	" 150 "
4.	"	$CO : H_2 = 1 : 3;$	" 180 "
5.	"	$CO : H_2 = 1 : 1;$	" 180 "

In der folgenden Zusammenstellung ist ein Überblick über die Versuchsergebnisse gegeben:

Synthesegas	CO : H ₂ = 1 : 3				CO:H ₂ = 1:1
	20	100	150	180	180
Druck at					
m ³ /Std. Synthesegas.....	84,9	156,8	157,8	167,6	148,7
" " Co im Synthesegas.....	18,3	33,4	35,3	33,8	60,8
" " H ₂ " "	59,8	99,0	110,0	109,0	70,5
" " Endgas	63,2	108,4	122,6	127,5	118,6
" " CO im Endgas	4,6	10,1	7,6	8,4	35,2
" " H ₂ " "	43,2	66,0	88,5	81,5	53,4
m ³ /Std. CO umgesetzt.....	13,7	23,3	27,7	25,4	25,6
" " H ₂ " "	16,6	33,0	21,5	27,5	17,1
Umsetzungsgrad % des CO + H ₂	38,8	42,5	33,9	37,1	32,5
" " % des CO	75,0	70,0	78,5	75,1	42,1
kg/Std. Gesanterzeugung	3,26	7,55	5,97	7,11	7,42
Vom Gesamtprodukt fallen auf:					
Gasel <i>g/w%</i>	38,4	35,2	25,3	35,0	24,0
Öl bis 150°	33,5	24,1	20,2	19,4	21,6
Öl von 150 bis 250°	9,2	9,2	9,4	6,7	12,7
Öl über 250°	0,5	6,8	4,6	2,8	9,0
Wasserlösliche Sauerstoffverbdn.	18,4	24,7	40,5	36,1	32,7
Mittlerer O ₂ -Gehalt d. Gesamtprod.	3,9%	7,5%	11,4%		
Vom Gesamtprodukt entfallen auf die Fraktion 100-200° (Vac.) C ₁₂ -C ₁₈ etwa	0	5,4%	4,5%	2,0%	7,2%
Davon sind Alkohole etwa	-	35-40%	43%	31,0%	74,0%
" " Olefine "	-	32%	14%	17,0%	25,0%
Gesanterzeugung je Ltr. Kontakt u. Std.	18,1 g	42,0 g	33,2 g	39,5 g	41,2 g

Die Versuchsreihe führte zu folgenden Ergebnissen:

1. Bei der Fahrweise mit wasserstoffreichem Gas wurde umso mehr Sauerstoffprodukt gebildet je höher der angewandte Druck war.
2. Die Fahrweise mit wasserstoffreichem Gas liefert vorwiegend leichter-siedende Produkte und nur einen verhältnismäßig niederen Anteil höhermolekularer Produkte.
3. Trotz des verhältnismäßig hohen Alkoholgehaltes im gesamten Siedebereich ist die gebildete Gesamtmenge an C₁₂-C₁₈ Alkoholen daher gering.
 Sie erreichte 2-3 Gew.-% des Gesamtproduktes.
 Da je 1 Nm³ umgesetztes CO + H₂ etwa 150 g Gesamtprodukt gebildet wurden, beträgt die Ausbeute an C₁₂-C₁₈ Alkoholen rund 3-4 g/m³.
4. Bei der Fahrweise mit wasserstoffreichem Synthesegas wird bei der Synthese der Wasserstoff nur zum Teil verbraucht, so dass eine verhältnismäßig große Menge Wasserstoff die Umsetzung mit dem Endgas verlässt.
 Die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens wird dadurch stark belastet, wenn das Endgas, das neben 60-70 % Wasserstoff noch CO₂, CO₄ enthält, nicht gut bewertet untergebracht werden kann.
 Eine Umsetzung des Endgases nach Kohlenoxydzusatz könnte diesen Nachteil bis zu einem gewissen Grad wieder aufheben.
In besonders gelagerten Fällen in denen das Synthesegas zu einem niedrigen Preis eingesetzt werden kann (z.B. Butylröhrgas) ist eine Wirtschaftlichkeit durchaus denkbar.
 Da bei der Kalkulation, die niedrigsiedenden Produkte, die die Hauptmenge der Erzeugung ausmachen, den Ausschlag geben, muss noch die eingehende Untersuchung dieser Produkte abgewartet werden.
5. Bei einem anschließenden Versuch wurde noch die Fahrweise mit kohlenoxydreichem Gas bei einem Druck von 180 at geprüft.
6. Bei der Fahrweise mit kohlenoxydreichem Synthesegas (etwa CO : H₂ = 1:1) werden mehr hochsiedende Produkte gebildet, als bei Wasserstoffüberschuss.
7. Überraschenderweise enthielt die C₁₂-C₁₈ Fraktion auch noch einen sehr hohen Alkoholgehalt von rund 75 %.

8. Da vom Gesamtprodukt 5,3 % C₁₂-C₁₈ Alkohole erhalten wurden, ergibt dies bei einer Ausbeute von rund 170 g Gesamtprodukt eine Ausbeute von 9 g C₁₂-C₁₈ Alkoholen je 1 Nm³ umgesetztes CO + H₂.
9. Die Versuche werden z.Zt. mit besonderen Kontakten von Dr. Linokh und Dr. Klemm fortgeföhrt, die eine Erhöhung der Bildung von Sauerstoffprodukten erwarten lassen.

Stippfuss

JK

Ø H. Dir. Dr. Müller-Cunradi

" Dr. Fr. Winkler

" " Linokh

" " Klemm

3 Exempl. f. Du.

Herrn
Obering. Giehne

Op 590.

Be
m. Winkler

Du/Op.105.
679

26. Januar 1940. e.

Projekt Ölkreislaufverfahren.

Produktaufarbeitung.

Die zur Aufstellung gelangende Versuchsanlage für das Ölkreislaufverfahren, die mit größter Beschleunigung fertiggestellt werden soll, wird pro Tag folgende Primärproduktmengen liefern:

4800 kg oder 6300 ltr. Endgasbenzin bis etwa 240° siedend.

1700 " " 2500 " Leichtbenzin bis 120° siedend

6500 " Paraffingatsch (enthält je 50 % Dieselöl u. Paraffin)

Die Produkteigenschaften entsprechen, den von der Ölfabrik untersuchten Proben.

Die Weiterverarbeitung soll gemäß den Vorschlägen der Ölfabrik Or nach dem in der Anlage beigefügten Schema erfolgen.

Da die Anforderung der benötigten Materialkontingente möglichst rasch erfolgen soll, bitten wir Sie um baldige Ausarbeitung des Entwurfes für die Weiterverarbeitung der Produkte die im Rahmen der Ölfabrik erfolgen soll.

gez. Winkler

gez. Winkler

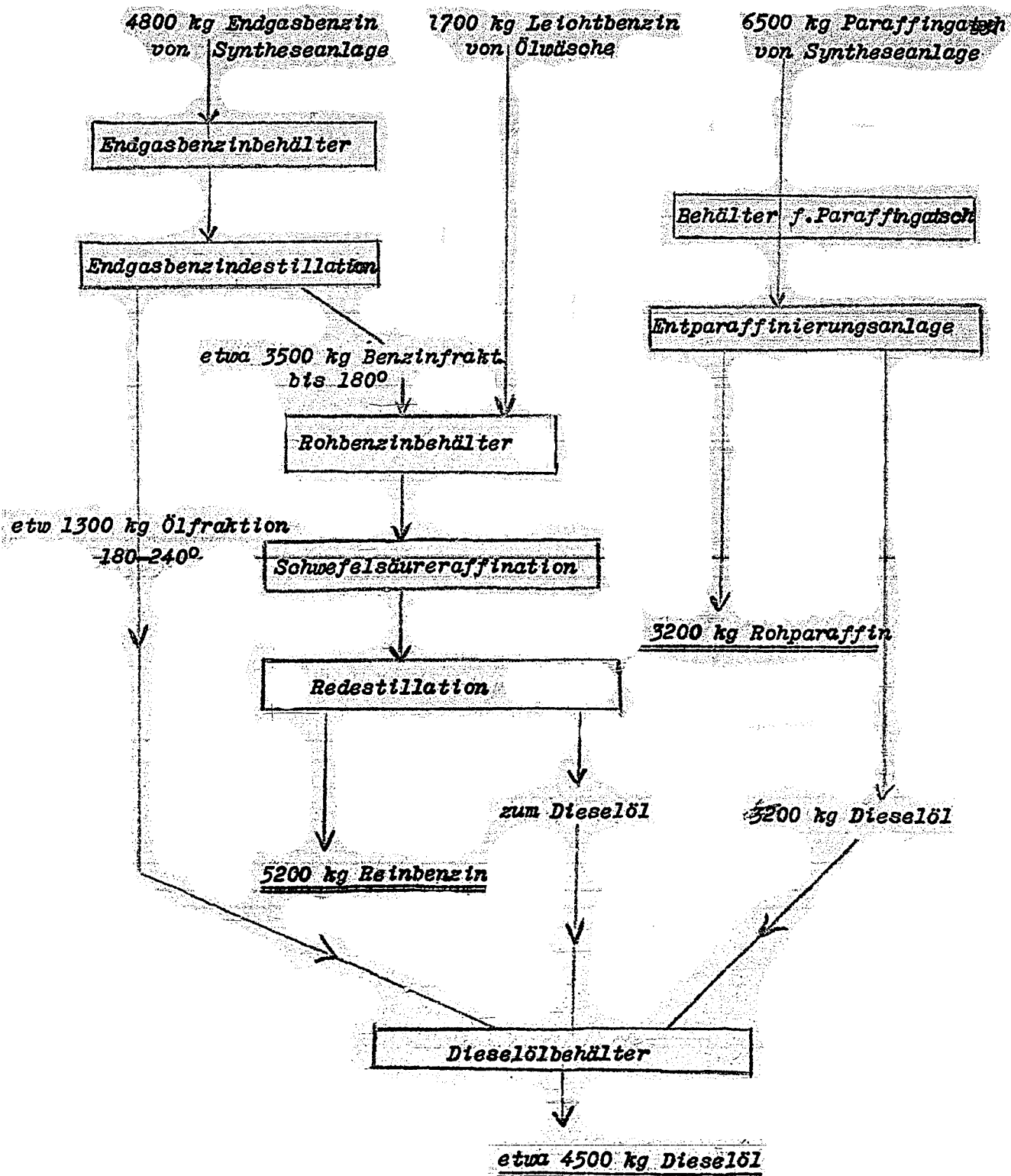
1 Anlage.

o Herrn Dir. Dr. Müller-Sunradi

" Dr. Fr. Winkler

" Dipl.-Ing. Schulze.

Schema der Produktnlieferung und Produktaufarbeitung
bezogen auf Tagesproduktion.



Oppau, den 25. März 1944.

Dr. A. Sch.

Kalkulation einer Anlage für 100 000 Jato Primärprodukt.

Die nachstehende Kalkulation für 100 000 Jato Primärprodukt aus der Umsetzung von Kohlenoxyd mit Wasserstoff an Eisenkontakten bei Mitteldruck stellt einen Versuch dar, aus bereits vorliegenden, z. Tl. stark von einander abweichenden Zahlenwerten, welche von Leuna einerseits und von der Ruhrchemie (Dr. Meisenheimer u. Dr. Peters) andererseits angegeben wurden, die derzeitigen Gesteungskosten zu ermitteln. Es ist dabei unerücksichtigt geblieben, daß die Kalkulation von Leuna sich auf eine 180 000 Jato-Anlage, die der Ruhrchemie auf eine solche von 200 000 Jato beziehen; beide wurden, ohne Korrektur für die kleinere Anlage, auf 100 000 Jato umgerechnet.

Es ist ferner zu beachten, daß die beiden vorliegenden Kalkulationen die Umsetzung an Kobaltkontakten vorsehen und lediglich in den Angaben der Ruhrchemie auch die Kosten für ein Druckverfahren, wie es für Eisenkontakte z. Zt. allein in Frage kommt, enthalten sind.

Weiter ist bemerkenswert, daß in den ^{Angaben} ~~Angaben~~ der Ruhrchemie für die Anlagekosten: Fundamente, Gebäude, Leitungen, Boiler, Meßinstrumente usw. bereits enthalten sind.

<u>Syntheseanlage</u>	Leuna	Ruhrchemie	Oppau
Schlußreinigung	1.645.000	1.17) 1,990 000 0.82)	2.000.000
Syntheseöfen			
Leuna 67 Oefen/125.000 ₪)	8.420.000	9.790.000	13.500.000
Ruhrch. 136 " / 72.000			
Oppau 93) " /125.000			
15) Res.			
Vorwärmer (6000.-)	402.000	--	648.000
Direktkühlung. Rückkühlwerk, Leitungen	1.263.000	584.000	1.250.000
Kompression	s.o.	2.000.000	2.000.000
Gasleitungen	278.000	s.o.	280.000
Gebäude, Laufkran	1.620.000	s.o.	1.650.000
Oelwäsche (f. Leuna A-Kohle)	2.500.000	2.000.000	2.000.000
Tanks, kl. Leitungen, Gasom.	1.390.000	s.o.	1.400.000
Kontaktfüllung	3.130.000	1.090.000	3.200.000
Betriebskontrolle	542.000	s.o.	550.000
elektr. Installation	706.000	s.o.	700.000
Regenerationsanlage	278.000	s.o.	280.000
Kontaktfabrik	---	---	---
	22.174.000	17.454.000	29.458.000
Unvorhergesehenes 15%	3.326.000	2.618.000	4.419.000
	<u>25.500.000</u>	<u>20.072.000</u>	<u>33.877.000</u>

Allgemeine Anlagen:

Reinwasserstoffanlage	625.000		625.000
Wasserwerk	444.000		444.000
Bürogebäude, Kantine	278.000		s. Lohnstunden und
Labor	334.000		Reparatur
Reparaturwerkstätte	1.000.000		
	2.681.000		1.069.000
Unvorhergesehenes 10%	268.000		107.000
	2.949.000		1.176.000
Syntheseanlage s.o.	25.500.000	20.072.000	33.877.000
Gesamtsyntheseanlage:	<u>28.449.000</u>	<u>20.072.000</u>	<u>35.053.000</u>

+) Hier liegt offenbar ein Rechenfehler vor. Bei einer Tagesausbeute v. 500 000 kg (180 000 Jato/360 Tage) und einer angegebenen Raumzeit ausbeute v. 0,305 kg/Tag/Liter Kt.raum werden 164 Oefen benötigt. Für 100 000 Jato also 91 und nicht wie angegeben 67.

Ruhrchemie: Raumzeitausbeute 0,20 kg/Tag/Liter

Oppau : " " 0,30 "

Lohn

11/1952

Energien (alles pro Stunde)

	Leuna	Ruhrchemie	Oppau
Lohnstunden	26 Mann 1.33	20 Mann 1.--	30 M. 3.30
	34.60	20.--	100.-
Dampf 9 atü to/h	28/2.10	13.5/2.50	33.80
2 atü	12/1.70		
	20,40		
Hochspannung kWh	361/1,2 ^{o)}	13500	
Niederspannung "	117/1,5 ^{o)}	1,5 Pf	202.--
	1.80		200.-
Kondenswasser m ³ /h	3/3,5	87/3,0	2.60
Frischwasser "	267/1,3	493/3,0	6.40
Heizgas 1000WE	1110/0,3		
	3.30		
Reinwasserstoff	139/4,5		
	6.25		
	133.37	264.80	395.-
Unvorhergesehenes 10%	13.34	26.48	39.50
	146.71	291.28	434.50
Gutschrift:			
Abhitzedampf	57,5/2.10	58/2.50	145.--
	121.--		120.-
Unkosten f. Energien:	25.71	146.28	314.50
(ohne Lohnstunden u. Kompr/)	24.37	42.80	95.-
Unkosten pro kg Prim. Prod. in Pfennig	0,22	1,26	2.72

+) In diesem Lohnstundenpreis sind Gehälter, Labor, allgemeine Ausgaben usw. enthalten.

o) Hier fehlt die elektr. Energie für die Kompression des Gases.

Gaskosten:

g Ausbeute / Ncbm	126	145	130
m ³ Idealgas/kg Prim. Prod.	7.9	6.9	7.7
m ³ Synthesegas / " "	8.8	8.1	8,6
m ³ Wassergas Oppau (1,3 + 0,8)			2.1
Schwefelreinigung			0.1
		2,2 Pf/cbm Kokspr.	25.--
		2,5 " "	28,50

Gaspreis ohne Gutschrift f. d.
Abgas / 1 kg Prim. Prod.
22.0

20.2

21.5

Kontaktpreis:

Angenommene Lebensdauer des Kontaktes : 6 Monate
 Schüttgewicht 2,7
 1 kg Kontakt 0,50 RM.

93 Ofen	6 Monate	50 000 000 kg Prim.Prod
1 Ofen =	"	538 000 "
10 000 Liter	"	538 000 "
1 Liter =	2,7 kg	53,8 "
1 kg		20,0 "
2,5 Pfennig	1 "

Zusammenstellung der Kosten:

1949

	Leuna	Ruhrchemie	Oppau
Anlagekosten			
für 100 000 Jato	28 449 000	20 072 000	35 053 000
für 1 kg Prim.Prod.	28,45 Pf.	20,07 Pf.	35,05 Pf.

Amortisation 10%	2,85	2,00	3,51
Reparatur 8%	2,28	1,61	2,81
Energie u. Rohmat. Unkosten	0,22	1,26	2,72
Kontaktkosten	2,5	2,5	2,5
Gaskosten	22,0	20,2	21,5
	<u>29,85</u>	<u>27,57</u>	<u>33,04</u>

Gutschrift f.d. Abgas
 40% d. Eingasmenge 0,6 Pf. 2,1 2,0 2,1

Gestehkosten f. 1 kg Prim.P. 27,75 25,57 30,94

Generalia, Lizenz, Verzins.
 Umsatzst. zus. ca. 9% d. Gestehk. 2,5 2,3 2,8

Verkaufspreis f. 1 kg Prim.P. 30,25 27,87 33,74 *34,8*

*Ergebnis
 ungenügend*

Produktionsaufgabe

140g
 162g



→ 21,8

A. Klettermann