

BAG No. 3520

BAD SACHSA

II. CORRESPONDENCE

~~WITH~~

SWEDISH PLANTS

eingeg. 6.3.41 0

Mis.: 10.MRZ 1941

Ullrich

N.V. Internationale Maatschappij
voor Hydrserings-Techniek
en -Chemie

Raanweg 34

Den Haag /Holland.

TD-B. 9056

16.12.1940

Dr. Jo/Rr.

4. März 1941.

Betr. Methanolherstellung Schweden.

Infolge Erkrankung unseres Sachbearbeiters sind wir leider erst heute in der Lage, auf Ihr Schreiben vom 16.12.40 zurückzukommen.

Zunächst wollen wir darauf aufmerksam machen, dass die von Ihnen zugrundegelegte Verbrauchszahl von 2 400 Nm³ Synthesegas / t Rohmethanol, bzw. 2 740 Nm³ Synthesegas / t Reilmethanol, die gelegentlich einer Unterhaltung in Leuna genannt worden ist, nur unter der Voraussetzung anwendbar ist, dass das der Synthese zuzuführende Frischgas einen Inertgasgehalt von nicht höher als 1 % aufweist. Dabei ist unter Inertgas der Gehalt an Kohlensäure und Stickstoff sowie der übrigen Restgase zu verstehen. Ein derart niedriger Inertgasgehalt ist indessen bei kleineren Anlagen und ohne entsprechende Kombinationen in der Gasreinigung und in den Gasbetrieben nicht zu erreichen. Wie Ingeniörs Vetenskaps Akademien, Stockholm, selbst angeben, soll das zur Verwendung vorgesehene Nullwassergas (=stickstoffarmes Wassergas) bereits 2,3 % Stickstoff enthalten. Unter der Voraussetzung, dass die Kohlensäureauswaschung bis auf 1 % durchgeführt wird, wird der Inertgasanteil des Frischgases am Eingang der Synthese etwa 3,9 % betragen.

./.

Durchschlag

Dr. Jo/Rr. 4.3.41 2

Bei diesem Inertgasgehalt jedoch wird pro Tonne Reinmethanol eine Frischgasmenge am Eingang der Synthese von $3\ 140\ \text{Nm}^3$ benötigt. Unter Berücksichtigung der Verluste und der Konvertierung ermittelt sich ein Nullwassergasbedarf von $3\ 555\ \text{Nm}^3/\text{t}$ Reinmethanol und bei einem Nullwassergasauschnitt von 74,5 % damit eine Gesamtwassergas-Erzeugung pro Tonne Reinmethanol von $4\ 760\ \text{Nm}^3$. Es errechnet sich damit ein Koksverbrauch pro Tonne Reinmethanol von 2,84 t bei einem Kohlenstoffgehalt des Kokes von 85 %.

Da es jedoch zweckmässiger ist, die Methanolsynthese mit etwas geringerem Inertgasgehalt zu betreiben, so hatten wir bei unseren Rechnungen unter Zugrundelegung eines 67 %igen Nullwassergasauschnittes mit 2,9 % Inertgas im Frischgas gerechnet. Damit werden $3\ 040\ \text{Nm}^3$ Frischgas pro Tonne Reinmethanol benötigt, entsprechend $3\ 400\ \text{Nm}^3$ Nullwassergas und $5\ 080\ \text{Nm}^3$ Gesamtwassergas. In diesem Falle wird der Koksverbrauch 3,02 t / Tonne Reinmethanol betragen.

Da es ohne Kenntnis der für die Anlage gewählten Generatorkonstruktion und bei der Kleinheit der Generatoren nicht möglich ist, von vornherein mit einem bestimmten Prozentsatz an Stickstoff im Nullwassergas zu rechnen, so haben wir bei unseren Ausführungen in unserem Schreiben vom 4.12.1940 unter Zugrundelegung einer gewissen Sicherheit mit 2,9 % Inertgas im Frischgas gerechnet und kommen damit auf den relativ hohen Koksverbrauch.

Der in unserem Brief vom 4.12.1940 genannte Verbrauch von 3,1 bis 3,2 t / Tonne Reinmethanol wurde auf einen Kohlenstoffgehalt von etwa 82 % im Koks bezogen.

Im Falle der Verwendung von grossen Generatoren ist es jedoch wahrscheinlich, dass mit einer Nullwassergasauscheidung von 74,5 % ein geringerer Stickstoff-

./.

Durchschlag

Dr. Jo/Rr. 4.3.41 3

gehalt im Frischgas erreicht werden kann und damit der Koksverbrauch auf etwa 2,8 t / Tonne Reinmethanol herabgedrückt werden kann.

In dem zweiten von uns behandelten Projekt, bei dem elektrolytischer Wasserstoff als Zusatz zu dem zur Verwendung kommenden Nullwassergas zur Herstellung des Synthesegases verwendet werden soll, wird das Synthesegas bei 2,3 % Stickstoff im Nullwassergas etwa 2,86 % Inerte enthalten. In diesem Falle werden etwa 2 940 Nm³ Synthesegas pro Tonne Reinmethanol benötigt, d.h. bei einem Zuschuss von 633 Nm³ Reinwasserstoff 2 190 Nm³ Nullwassergas. Unter Berücksichtigung der Verluste in den Gasbetrieben ermittelt sich die Nullwassergasmenge pro Tonne Reinmethanol zu 2 370 Nm³ und bei 67 % Ausschneidung ein Kokeverbrauch von 2,11 t. Bei 74,5 % Ausschneidung würde der Kokeverbrauch nur 1,39 t pro Tonne Reinmethanol betragen. Wir halten es indessen nicht für wahrscheinlich, dass bei einer kleinen Generatorenanlage mit einer Erzeugung von nur 1 640 m³/h Nullwassergas (im Falle der Erzeugung von 5 000 t/ato Methanol) bei 74,5 %-iger Ausschneidung ein Gas genügender Reinheit erzeugt werden kann.

Neben den bei der Nullwassergas-Herstellung anfallenden Mengen an stickstoffreichem Restwassergas, und zwar in Abhängigkeit der Ausschneidung fallen bei der Methanolsynthese etwa 1×10^6 WE in den Entspannungsgasen pro 1 t Reinmethanol an.

Hochachtungsvoll!

I. G. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

Verteilt an:
Dr. Bütelisch
Dr. Pier
Dr. Giesen, Me.
Ol. Bachmayer
T. A. Lu.
Büro Sparte I
Dr. Ri 2x ✓

gez. ppa. Göggel



Durchschlag

eingeg: 10.10.41

H.V. Internationale Maatschappij
voor Hydreerings-Techniek en -Chemie
Raasweg 34
Den Haag.

Hr.
Kühn

Dr. Jo/Er.

6. Oktober 1941.

Betr. Methanol / Schweden.

Anfang ds. Js. hatten wir ein a Schriftwechsel mit Ihnen wegen der Methanol-Erzeugungspläne der Ingeniörs Vetenskaps Akademien, Stockholm. Wie wir über unseren Vertreter in Stockholm jetzt hören, werden diese Pläne jetzt nicht mehr weiterverfolgt. Die I.V.A. hat vielmehr die von ihr bereits gesammelten Unterlagen des neugegründeten staatlichen Erfinderausschusses, Statens Uppfinnarnämnd, übergeben, das nunmehr die Möglichkeiten für die Herstellung von Methanol in Schweden auf Veranlassung der dortigen Regierung untersucht.

Geplant ist die Erzeugung von ca. 100 000 jato Methanol, das in erster Linie für Treibstoffzwecke verwendet werden soll. Als Ausgangsmaterial soll Holz dienen eventuell auch Torfkoks. Doch hat man sich mit dem letzteren Problem noch nicht eingehender befasst. Das Holz (Kiefern- und Fichtenholz) soll mit Sauerstoff und Wasserdampf vergast werden, wobei der Sauerstoff durch Luftverflüssigung gewonnen werden soll. Man will vornehmlich Holz aus den verkehrstechnisch weniger günstig gelegenen Urwaldgebieten heranziehen, das wegen der schwierigen Transportfrage für die Holzindustrie praktisch wertlos ist, und dies an Ort und Stelle in mehreren kleineren Anlagen mit je 5 - 10 000 jato Methanol-Kapazität verarbeiten.

Ein durchgearbeitetes Verfahren für diese Art der Synthesegasherstellung steht den Schweden nicht zur Verfügung und sie haben daher über unseren Vertreter bei uns angefragt, ob wir auf diesem Gebiet Erfahrungen haben und gewillt seien, das gesamte Methanolprojekt mit ihnen zu bearbeiten. Da es sich gewissermassen um eine erweiterte Fortführung der schon mit der I.V.A. behandelten Angelegenheit handelt, dürften wohl auch Ihrerseits keine Bedenken gegen eine Zusammenarbeit mit der Statens Uppfinnarnämnd bestehen. Wir schlagen daher vor, dass wir die Angelegenheit über unseren Stockholmer Vertreter von hier aus aufgreifen und Sie über den Gang der Verhandlungen auf dem Laufenden halten.

Hoheachtungsvoll

Verteilt an:

Dr. Pier

Dr. Giesing. FARBENINDUSTRIE AKTIENGESELLSCHAFT

TB/A. Lu.

T.A. Lu.

Büro Sparte I 2x Dr. Ri 2x

Durchschlag

per Goldberg

Hochdruckversuche

Schweden / K.K.

Herrn Dir. Dr. Bütefisch
 Herrn Dir. Dr. Goldberg
 Herrn Dr. Ringer
 Rechtsabteilung

Abt. Min. 431			
Eing. 24. NOV. 1942			
Dr. B.	Dr. G.	Dr. R.	Dr. L.
13	111	74	1

P/Lu 558

20.11.42 W.J/Fu

Katalytisches Cracken in Schweden. Bamag/Ruhrchemie.

Herr Dr. Petersen vom Büro Dr. Lickfett in Stockholm teilte uns bei seinem Besuch am 17.11.42 in Ludwigshafen folgendes mit:

Die Raffinerie Axel Johnsson in Nynäshamn bei Stockholm beabsichtigt, eine katalytische Crackanlage mit einer Einsatzkapazität von etwa 350 tato Rohöl zu errichten und möchte jetzt während des Krieges die Projektierungsarbeiten der Anlage durchführen. Da Herr Dr. Petersen vor einiger Zeit von Dr. Bayerl aus der Abteilung der Bamag gehört hatte, daß die Bamag - zusammen mit der Ruhrchemie - auf diesem Gebiete arbeite und bereit sei, Angebote auf katalytische Crackanlagen abzugeben, hat Dr. Petersen die Anfrage von Johnsson an die Bamag weitergegeben. Im Laufe der sich entwickelnden Korrespondenz zwischen Dr. Lickfett und der Bamag habe jedoch die Bamag zu verstehen gegeben, es sei richtiger, wenn die Anfrage von der Ruhrchemie bearbeitet werde, da es sich um ein Arbeitsgebiet der Ruhrchemie handele.

Die Ruhrchemie habe darauf die weitere Bearbeitung übernommen und eine Kostenschätzung sowie eine Verfahrensbeschreibung an Dr. Lickfett geschickt. Die gelieferten Unterlagen sollen angeblich den Eindruck erwecken, daß die Ruhrchemie recht gute Kenntnisse auf dem Gebiete des katalytischen Crackens besitzt.

Nachdem wir Dr. Petersen gesagt hatten, daß das katalytische Cracken ein wichtiges Arbeitsgebiet der IG. sei, erklärte er uns, die Anfrage von Axel Johnsson auch an die IG. weitergeben zu wollen.

Um zu verhindern, daß die Bamag in Zukunft Anfragen auf unseren wichtigen Arbeitsgebieten vorenthält, schlagen wir eine Aussprache mit der Bamag über den uns zur Kenntnis gelangten Fall vor.

Hochdruckversuche

101-110

Schweden / Katalytisches Kracken
Ha

Hochdruckversuche

Rechtsabteilung

Ludwigshafen am Rhein.

D.a. Büro Sparte I Op. ✓

Uhr

P/Lu 558/WJ/Le

19.2.1943

Dr.R1/GB

26. Februar 1943

Schweden/Katalytisches Kracken.

Wie von Ihnen bereits festgestellt, verfügen wir in Schweden über keine Rechte auf dem katalytischen Krackgebiet. Wir stimmen Ihnen trotzdem zu, daß es richtig ist, den Schweden allgemeine Angaben über das katalytische Krackverfahren zu geben. Es dürfte sich vielleicht empfehlen voranzustellen, daß diese Gebiete des katalytischen Krackens und katalytischen Reformings von Benzinen von der I.G. eingehend bearbeitet werden und daß wir über umfangreiche Erfahrungen hierüber verfügen.

Mit Rücksicht auf die Vertragslage erscheint es uns zweckmäßig, daß der zu erwartende weitere Schriftwechsel über diese Projekte nicht von der I.G. direkt geführt wird, sondern daß wir die Interessenten bei weiteren Rückfragen an Uhdé verweisen.

ABTEILUNG MINERALÖL

gez. Ringer

Schweden / Katalytisches
I. G. Ludwigshafen
Hochdruckversuche

Mein
Mein

An
Herrn Dr. Ringer, Berlin,
Rechtsabteilung Lu.

Abt. Mineralöl
Eing. 25. FEB. 1943
[Handwritten initials]

Ihre Zeichen Ihre Nachricht vom Unsere Nachricht vom Unser Hausruf Unsere Zeichen Ludwigshafen a. Rh.
P/Lu 558. 19.2.1943. WJ/Le.

Betreff

Von unserem schwedischen Vertreter, Herrn Lickfett in Stockholm erhielten wir nach vorausgehenden Verhandlungen, über die Sie unterrichtet sind, die Anfrage über eine Anlage zum katalytischen Kracken von 350 tato Venezuela Rohöl und über eine Anlage zum katalytischen Reforming von 300 tato Benzin mit einer O.Z. von 40 auf O.Z. 70. Die Errichtung dieser Anlage ist von der schwedischen Firma Johnson für die Nachkriegszeit in Aussicht genommen.

Wir haben zwar keine Rechte auf das katalytische Krackverfahren in Schweden, schlagen aber dennoch vor, einige unverbindliche all-gemeine Angaben über Ausbeuten und Qualitäten der beim katalytischen Kracken erhaltenen Produkte zu machen, insbesondere da die Ruhrchemie sich um dieses Projekt bemüht (nach Mitteilung von Herrn Lickfett soll sie bereits eine Reihe von Fragen beantwortet haben) und wir daran interessiert sind, mittelbar oder unmittelbar an dem Projekt beteiligt zu sein.

Über eine Reforminganlage, die entweder nach dem DHD- oder HF-Verfahren arbeiten muss, können wir während des Krieges keine Angaben machen.

Wir bitten Sie um baldige Stellungnahme.

~~HOCHDRUCKVERSUCHE~~

W.J.

Pir

Ø Büro Sparte I.

Schweizer / Katalytische Krackung, Druck 582, vom 19.2.1943

Büro Sparte I, Op.

Abt. Mineralöl
25. FEB. 1943

R. Müller

Antw. Schr.
vom 19.2.1943, #582

P/La 538. 19.2.1943. WJ/B

Katalytische Krackanlage von A. Johnson & Co.
Schreiben Lickfett vom 18.1.1943.

Zu der Anfrage über das katalytische Kracken von 350 tato Venezuela Rohöl mit spez. Gewicht von 0,955 teilen wir Ihnen folgendes mit:

Bei der Aufarbeitung des Rohöles kann man so vorgehen, dass man entweder das Öl zuerst einer Teerabscheidung unterwirft, wobei man vor der katalytischen Krackung die hochsiedenden Anteile (Teer) des Rohöles abtrennt und nur das Mittelöl und Schweröl katalytisch krackt, oder dass man das gesamte Rohöl einer Viskositätsbrechung unterwirft und zwar ohne Teerabscheidung und die gesamten Anteile einschliesslich Teer über Katalysatoren leitet.

Welcher Arbeitsweise man im einzelnen den Vorzug gibt, hängt im wesentlichen davon ab, welche Arten von Endprodukten vom Kunden gewünscht werden.

Je nach dem zu wählenden Arbeitsgang wird man aus dem genannten Rohöl etwa erhalten:

100-140 tato Benzin mit Endpunkt 205°. Das Benzin enthält etwa 40% Anteile bis 100° und hat eine O.Z. (Motormethode) von etwa 78

15-30 tato Gas (H₂ und C₁ bis C₄)

10-40 tato Koks

110-140 tato Mittelöl vom spez. Gewicht 0,920 bis 0,930 und A.P. 32 bis 35. Etwa 50% des Mittelöls sieden bis 300°.

Das Mittelöl kann entweder durch Destillation in einen niedrigsiedenden und hochsiedenden Anteil zerlegt werden, wobei die niedrigsiedende Fraktion als Dieselöl und die hochsiedende als Heizöl brauchbar ist. Man kann auch das Mittelöl durch thermische Krackung oder durch Druckhydrierung weiter zu Benzin verarbeiten, oder man kann es nach Aufhydrierung wieder der katalytischen Krackung unterwerfen. Welcher Arbeitsweise jeweils der Vorzug zu geben ist, hängt vom örtlichen Bedingungen, von vorhandenen Apparaturen und der Nachfrage nach den Endprodukten ab.

Bezüglich der Anfrage über das Katalytische Reforming von Benzin bemerken wir zu Ihrer Unterrichtung, dass wir zwar über durchgearbeitete Verfahren verfügen, über diese jedoch während der Dauer des Krieges keine Angaben machen können.

Auf die Frage nach Anlagekosten und Betriebskosten einer katalytischen Krackanlage werden wir gegebenenfalls später zurückkommen.

Büro Sparte I, Op.

19.2.43. 2

Bezüglich der Vorteile des katalytischen Krackens gegenüber dem thermischen Cracken ist zu sagen, dass beim katalytischen Verfahren ein wesentlich besseres Benzin erhalten wird (die O.Z. liegt etwa 10 Punkte höher, Raffination des Benzins ist kaum notwendig), dass weniger Heizöl anfällt und dass ein wesentlich höherer Umsatz pro Durchgang durch die Crackapparatur erzielt wird. Die Betriebskosten dürften bei beiden Verfahren praktisch etwa die gleichen sein.

Die Arbeitsweise ist beim katalytischen Cracken vollständig kontinuierlich, die Regenerierung des Katalysators findet während des Prozesses in den Kontaktkammern statt. Man wird zweckmässig die Anordnung der Apparatur so wählen, dass periodisch betriebene Reaktionskammern eingesetzt werden, wobei in einem Teil die Krackung, in einem anderen Teil die Regenerierung des Kontaktes stattfindet und in einem dritten Teil die Umstellung von Krackung auf Regenerierung bzw. von Regenerierung auf Krackung durchgeführt wird. Für Krackung, Regenerierung und Umstellung haben sich im allgemeinen Betriebsperioden von je 20 Minuten als vorteilhaft erwiesen.

Wir bitten Sie, bei Weitergabe dieser Unterlagen an Herrn Lickfett nach den Mitteilungen zu fragen, die er von der Ruhrchemie erhalten hat. Gegebenenfalls könnte Herr Dr. Petersen die Unterlagen bei einem seiner nächsten Besuche mitbringen.

Da wir über die katalytischen Crackrechte in Schweden nicht verfügen, haben wir in dieser Angelegenheit an Herrn Dr. Ringer und an die Rechtsabteilung geschrieben. Wir bitten Sie, mit der Absendung Ihres Schreibens an Herrn Lickfett bis zur Klärung dieser Frage zu warten.

HOCHDRUCKVERSUCHE

~~Dr. Peter~~

26. FEB. 1940

9. Februar-1940/E

Bericht über die Verarbeitung von Nattavaara-Torfteer.

Zusammenfassung.

Der Nattavaara-Teer ist ein wasserstoff- und stickstoffreiches, leicht zersetzliches Produkt, das etwa je zur Hälfte aus Mittelöl bis 325°C und einem oberhalb 325°C siedenden Rückstand besteht.

Eine Verarbeitung dieses Torfteers mit möglichst hoher Ausbeute zu Benzin oder Dieselöl würde zweckmässig durch Druckhydrierung der schwersiedenden Anteile in Sumpphase und Druckhydrierung des hierbei gewonnenen Mittelöls zusammen mit dem Teermittelöl in Gasphase erfolgen. Versuche über diese Arbeitsweise konnten jedoch mit der vorhandenen Teermenge (200 kg) und den zur Verfügung stehenden Mitteln nicht ausgeführt werden. Dass der Teer sich grundsätzlich in der Sumpphase verarbeiten lässt, wurde in statischen Versuchen in Autoklaven festgestellt. Nähere Aussagen über das Verhalten des Teeres in der Sumpphase können erst nach kontinuierlichen Versuchen gemacht werden, insbesondere da bei dem leicht zersetzlichen Produkt mit der Möglichkeit von Schwierigkeiten beim Aufheizen des Produktes zu rechnen ist.

Um nun einen Überblick über das chemische Verhalten des Teeres bei der Druckhydrierung zu bekommen, wurden zwei Versuche ausgeführt: Einmal erfolgte eine spaltende Druckhydrierung des Teermittelöls in Gasphase zu Benzin, und ferner wurde in einem orientierenden Versuch das Mittelöl zusammen mit höhersiedenden Anteilen - insgesamt 76 % Vakuumdestillat aus Teer - über fest angeordnetem Katalysator unter verhältnismässig geringer druckhydriert.

Die Druckhydrierung des Mittelöls in Gasphase erfolgte mit zwei Katalysatoren. Es wurde hierbei gefunden, dass ein gutes, niedrig abgeschnittenes Benzin mit einer Oktanzahl nach CER-Motor-Methode von 70,4 und nach Zusatz von 0,09 Vol.% Bleitetraäthyl von 86,5 erhalten werden konnte. Das bei der Hydrierung gewonnene Mittelöl, das zur Umwandlung in Benzin zurückgeführt wurde, hatte eine Cetanzahl von etwa 60.

Die Umwandlung des Teermittelöles zu Benzin durch Druckhydrierung in Gasphase lässt sich grosstechnisch ohne Schwierigkeiten durchführen. Für die Angabe genauer Unterlagen für eine Anlage wäre jedoch noch die Durchführung von Versuchen in grösserem Massstab zweckmässig. Durch weitere Versuche liessen sich wahrscheinlich auch Bedingungen ermitteln, unter denen die Benzinqualität noch verbessert würde.

Der orientierende Versuch mit dem Vakuumdestillat diente zur Feststellung, ob aus den oberhalb 325°C siedenden Anteilen Dieselöl, Paraffin und Schmieröl gewonnen werden können. Es zeigte sich, dass neben Benzin, Paraffin und geringen Mengen Schmieröl ein Dieselöl mit Cetanzahl 66 erhalten wurde, das für sich allein oder auch zum Verbessern weniger zündwilliger Dieselöle verwendbar ist. Das Dieselöl lässt sich auch durch Druckhydrierung in Autobenzin umwandeln; jedoch ist die Oktanzahl des Benzins hierbei infolge der absichtlich starken Aufhydrierung des Dieselöls niedriger als bei der direkten Überführung des Teermittelöles in Benzin.

Sollte eine Arbeitsweise, die der beschriebenen Verarbeitung des Vakuumdestillates entspricht, mit Rücksicht auf die Gewinnung von Dieselöl oder Paraffin technisch in Frage kommen, so sind noch weitere Versuche von längerer Dauer mit grösseren Mengen Rohstoff erforderlich.

Am 12.10.1939 erhielten wir durch Vermittlung der IHEC von Lurgi (Frankfurt) 200 kg Schwelteer aus Mattavaara-Torfbriketts, den Lurgi im Auftrage der Ingeniörs Vetenskaps Akademien, Stockholm, hergestellt hatte.

1.) Untersuchung des Teers im Laboratorium.

Wir haben zunächst eine Untersuchung des angelieferten Teeres im Laboratorium vorgenommen und dabei folgende Werte erhalten:

spez. Gewicht/50°C	0,948
Wassergehalt %	1,8
Festgehalt %	0,9
% Asche im Teer	0,26
% Asphalt	5,2
% Paraffin	4,9
Stockpunkt °C	+32
Viskosität °E/50°C	3,20
Siedekurve: Beginn °C	186
% bis 200°C	1,6
% bis 225°C	9,7
% bis 300°C	41,8
% bis 325°C	50,6
Elementaranalyse: % C	78,24
% H	10,26
% O	8,02
% N	3,36
% S	0,12

Der Teer wurde in einer Kolonnendestillation zerlegt in

49,6 % Mittelöl bis 325°C¹⁾ und
50,4 % Rückstand über 325°C.

- I) Das Mittelöl trennt sich bei Zimmertemperatur in zwei Schichten, und zwar in eine obere Schicht vom spez. Gewicht 0,888/20°C und Anilinpunkt 51,5°C und in eine untere Schicht vom spez. Gewicht 0,973/20°C und Anilinpunkt 33,3°C. Durch Erwärmen konnten die beiden Schichten jedoch ohne Schwierigkeiten wieder vereinigt werden. Es besteht die Möglichkeit, diese Erscheinung bei der Gewinnung von Benzin und Dieselöl auszunützen.

Eigenschaften des Mittelöls bis 325°C:

a) phenolhaltig.

spez. Gewicht / 20° C	0,952
% Phenole	23,7
% bis 325°C	93,6

b) entphenolisiert.

spez. Gewicht / 20° C	0,878
Anilinpunkt ° C	34,4
% Ungesättigte	ca. 28

Eigenschaften des Rückstandes über 325°

spez. Gewicht / 50°C	0,971
Vakuumsiedekurve:	bei 15 mm Hg)
190-225°C	27 %
225-275°C	48 %
275-312°C	69 %

bei höherer Temperatur zersetzte sich das Öl.

Für die unter Abschnitt 3 beschriebene Arbeitsweise wurde in einer halotechnischen Destillationsblase ein Vakuumdestillat hergestellt, dessen Eigenschaften in diesem Abschnitt angegeben sind.

Bei dieser Vakuumdestillation verblieb ein Rückstand von rotbrauner Farbe, der folgende Eigenschaften hatte:

Schmelzpunkt ° C	über 250
% Festes	65,5
(in Benzol-Alkohol 1:1 unlöslich)	
% Öl (in Benzol- Alkohol 1:1 lös- lich)	34,5
% Asphalt i. Öl	38,8
% Asche	11,8.

Die Extraktion mit Xylol ergab

45,2 % lösliche Anteile und
54,8 % unlösliche Anteile.

Bei der Schwelanalyse des Vakuumrückstandes im 200-g-Schweißapparat bei einer Stunde Anheizzeit und 30 Minuten Erhitzungsdauer bei 570° C und 150 g Einwaage wurden erhalten:

% Teer	18,3
% Koks	70,4
% Zersetzungswasser	6,4
% Gas + Verlust	4,9.

Der Teer hatte folgende Eigenschaften:

spez. Gewicht/50°C	0,890
% Festes	0,04
% Asche	0,01
% Asphalt	2,9
% bis 325°C	32

Bei der Verschwelung wurde starke NH₃-Entwicklung beobachtet.

Der Glühverlust beim Vakuumrückstand betrug 87,04 %. Die Aschenanalyse ergab:

% SiO ₂	1,51
% Fe ₂ O ₃	8,82
% Al ₂ O ₃	0,49
% CaO	0,27
% MgO	0,15
% Na ₂ O	0,21
% Sulfid S	0,03
% Gesamt S	0,27.

Es wird vermutet, daß der größte Teil der hauptsächlich aus Eisen bestehenden Asche erst nach der technischen Verschwelung der Torfbriketts in den Teer gelangt ist, und zwar durch Korrosion der Eisenbehälter, wahrscheinlich unter Bildung von Eisenphenolat.

2.) Verarbeitung des redestillierten Mittelöles bis 325°C auf Benzin.

Aus dem angelieferten Teer wurde in einer Destillationsblase das Mittelöl bis 325°C abdestilliert. Bei dieser technischen Destillation wurden etwa die gleichen Mengen Mittelöl und Rückstand wie bei der Zerlegung im Laboratorium erhalten, nämlich aus 100 kg Teer 49,5 kg Mittelöl. Dieses Mittelöl, das auch in seiner Zusammensetzung dem im Laboratorium bei der Kolonnenzerlegung erhaltenen Mittelöl entsprach, wurde nach einer Redestillation zur Entfernung des Wassers zusammen mit Wasserstoff in Gegenwart von Katalysatoren der spaltenden Druckhydrierung unterworfen, wobei zuerst durch Wahl geeigneter Katalysatoren und Arbeitsbedingungen vorwiegend eine Vorhydrierung¹⁾ und dann mit anderen Katalysatoren und Arbeitsbedingungen im wesentlichen eine Spaltung ausgeführt wurde.

Die bei der Vorhydrierung und bei der Spaltung erhaltenen Benzine wurden miteinander gemischt. Da die zur Verfügung stehenden Produktmengen begrenzt waren, wurde nur ein niedrig abgeschnittenes Benzin hergestellt, das folgende Eigenschaften besass:

-
- 1) Das bei der Vorhydrierung erhaltene Mittelöl wäre als Dieselöl gut brauchbar; es besitzt eine Cetenzahl von etwa 60. Es sei hierbei darauf hingewiesen, dass bei einer Hydrierung auf eine niedrigere Cetenzahl die Oktanzahl des erhaltenen Benzins wahrscheinlich noch etwas besser wäre. Versuche hierüber konnten in Anbetracht der kleinen Menge an Ausgangsmaterial nicht ausgeführt werden.

spez. Gewicht/20°C	0,730
Anilinpunkt °C	47
Dokortest	negativ
Schwefelsäuretest	besser als 2
Kupferstreifentest/100°C	gut
Dampfdruck nach Reid/38°C	0,46
Siedebeginn °C	60
% bis 70°C	5,5
% bis 80°C	23,5
% bis 90°C	46,0
% bis 100°C	56,0
% bis 110°C	81,0
% bis 120°C	92,0
% bis 130°C	96,5
Endpunkt °C/%	137/99
Oktanzen nach CFR-Motor-Methode:	70,4
+0,09 Vol.% Bleitetra- äthyl	86,5.

Das erhaltene Benzin ist somit seinen Eigenschaften nach als sehr gutes, stabiles niedrig abgeschnittenes Benzin zu bezeichnen.

3.) Verarbeitung von Mittelöl und Schweröl aus dem Vakuumdestillat.

Zur Gewinnung von Benzin aus schweren Ölen wird im allgemeinen im grosstechnischen Betrieb das schwere Öl in Sumpphase druckhydriert und das hierbei erhaltene Mittelöl in Gasphase nach einer Vorhydrierung der spaltenden Druckhydrierung unterworfen. Für Sumpphaseversuche stand jedoch nicht genügend Material zur Verfügung. Orientierende Versuche in Drehbomben haben gezeigt, dass der im Teer vorhandene Asphalt sich gut abbauen lässt; schon unter vergleichsweise milden Bedingungen sank der Asphaltgehalt auf 0,5 % und das spezifische Gewicht von 0,948 bei 50°C auf 0,882 bei 50°C.

Um einen Überblick zu bekommen, ob aus den oberhalb 325°C siedenden Anteilen Dieselöl, Schmieröl und Paraffin gewonnen werden kann, wurde ein orientierender Versuch ausgeführt, wobei aus 50 kg Teer mit einer Vakuum-Wasserdampfdestillation 38 kg Produkt (wasserfrei) herausgeschnitten wurden.

Dieses Vakuumdestillat hatte folgende Eigenschaften:

spez. Gewicht/50°C	0,892
% Phenole	8,65
Siedebeginn °C	198
% bis 225°C	5,7
% bis 250°C	13,7
% bis 275°C	22,6
% bis 300°C	33,1
% bis 325°C	46,2
% bis 350°C	62,3
% über 350°C	37,7

Elementaranalyse: % C	83,02
% H	11,49
% O	3,89
% N	1,49
% S	0,11

Dieses Produkt wurde zusammen mit Wasserstoff unter milden Bedingungen über fest angeordneten Katalysator geleitet, und zwar unter solchen Bedingungen, dass nur eine verhältnismässig geringe Spaltung auftrat.

Gesamt-

Das hierbei erhaltene/Produkt hatte folgende Eigenschaften:

spez. Gewicht/50°C	0,785
Siedebeginn °C	65
% bis 180°C	17
% bis 200°C	21
% bis 325°C	64
% bis 350°C	75
% Rückstand	25
% Phenole	0,21

Dieses Produkt wurde durch Destillation und Entparaffinierung in folgende Fraktionen zerlegt:

- 20 % Benzin bis 200°C,
- 43 % Mittelöl,
- 12,5 % Schmierölvorlauf entparaffiniert,
- 10,7 % Rohparaffin bei 5°C,
- 10,2 % " " -20°C,
- 2,7 % Rohschmieröl.

Das Mittelöl kann als gutes Dieselöl verwendet werden. Es ist dabei zweckmässig, das Mittelöl zusammen mit dem entparaffinierten Schmieröl-Vorlauf zu vermischen. Man erhält dann ein Dieselöl, das folgende Eigenschaften besitzt:

spez. Gewicht/20°C	0,826
Anilinpunkt °C	74,5
Siedebeginn °C	182
% bis 200°C	3
% bis 225°C	11
% bis 250°C	27
% bis 275°C	43
% bis 300°C	64
% bis 325°C	80
% bis 350°C	89
% bis 360°C	93
% Rückstand	7
Cetenzahl	66,0
Stockpunkt °C	-81)
Trübungspunkt °C	ca. 0
Viskosität °E/20°C	1,20
" °E/38°C	1,10.

Das nur in sehr geringer Menge anfallende Schmieröl hat folgende Eigenschaften:

Anilinpunkt °C	109
Viskosität °E/38°C	7,4
" °E/50°C	ca. 4,0
Viskositätsindex	ca. 90
Stockpunkt °C	-12
Flammpunkt °C	ca. 225.

Das erhaltene Benzin ist verhältnismässig wasserstoffreich. Es wurde für sich allein nicht untersucht, sondern nur in Mischung mit Benzin, das durch spaltende Druckhydrierung des Mittelöles erhalten wurde. Hierbei erhielt man ein Mischbenzin mit folgenden Eigenschaften:

spez. Gewicht/20°C	0,719
Anilinpunkt °C	56
Siedebeginn °C	41
% bis 70°C	13
% bis 100°C	41
% bis 150°C	89
Endpunkt °C/%	173/99
Dokortest	negativ
Schwefelsäuretest	besser als 2
Kupferstreifentest/100°C	gut
Oktanzen nach	
CFR-Motor-Methode:	64,0
+0,09 Vol.% Blei-tetraäthyl	85,0.

1) Der Stockpunkt muss durch Entparaffinierung erniedrigt werden.

Die Oktanzahl des Benzins liegt höher als im ersten Fall da durch die starke Aufhydrierung ein sehr wasserstoffreiches Dieselöl erhalten wurde, wobei gleichzeitig auch ein wasserstoffreicher~~es~~ Benzin entsteht.

DR. ING. HERBERT LICKFETT

STOCKHOLM
SVEAVÄGEN 21

Telegramadress: INGBERT
Telefon: 2343 00

STOCKHOLM 3, den 17.10.1940.
POSTBOX 3056.

Handwritten stamp: 29. OKT. 1940

Handwritten: 29. OKT. 1940

Handwritten initials: W. K. R.

I.G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft,
Spartenbüro,
Ludwigshafen.

REF. T.S.

Hydrierung vom schwedischen Ölschiefer.

Mit gleicher Post übersende ich Ihnen eine Probe von 5 kg eines schwedischen Ölschiefers.

Es handelt sich um einen bitumenhaltigen Ölschiefer, aus welchem durch Erhitzen ca. 5 bis 7 % Mineralöle gewonnen werden können. Die ungefähre Zusammensetzung ist folgende:

Mineralische Bestandteile, hauptsächlich Kieselsäure, Aluminiumoxyd, Eisenoxyd und Kaliumoxyd	71 %
Kohlenstoff	18 %
Wasserstoff	2 %
Schwefel, zum grossen Teil als Pyrit	7 %

Die Kohlenwasserstoffe sind in Form von 2 verschiedenartigen Bitumen vorhanden. Bei der Ölgewinnung durch einfaches Erhitzen wird nur etwa der dritte Teil des Kohlenstoffes in Form von Kohlenwasserstoffen abdestilliert, während der Rest als Koks zurückbleibt. Ein grosser Teil des Wasserstoffes wird auch von dem Schwefel verbraucht, welcher grösstenteils bei der Verkokung in Form von Schwefelwasserstoff flüchtig wird.

Wie Sie sehen, ist das Material grundsätzlich verschieden von dem bekannten estländischen Ölschiefer. Das schwedische Material enthält weniger und andersartige organische Bestandteile, wesentlich mehr Schwefel und fast keinen Sauerstoff.

Der schwedische Ölschiefer kommt in sehr grossen Mengen vor und kann im Tagebau gewonnen werden.

Nachdem nun bei der gewöhnlichen Verschmelzung bei 400 bis 450°C nur etwa ein Drittel des Kohlenstoffes in Form von Kohlenwasserstoffen gewonnen werden kann, ergibt sich die Frage, ob es möglich und lohnend ist, durch eine direkte Hydrierung des Materials eine wesentlich höhere Ausbeute an Kohlenwasserstoffen zu erzielen, und dabei gleichzeitig vorwiegend hochwertige, leichte Fraktionen zu erhalten.

DR. ING. HERBERT LICKFETT

STOCKHOLM S. DEN 17.10.1940.

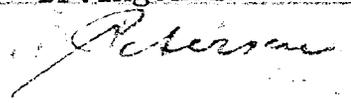
T.S.

Da möglicherweise der hohe Gehalt an anorganischen Bestandteilen die direkte Hydrierung erschweren und zu mindestens verteuern wird, nehme ich an, dass sich ein auf dem Wege der Flotation angereichertes Material, bei welchem möglicherweise auch der Schwefel grösstenteils abgeschieden ist, für eine Hydrierung besser eignet. Es sind zu diesem Zweck sowohl in Schweden als auch in Ihrem Laboratorium in Griesheim Flotationsversuche im Gange. Die Flotation des schweidischen Ölschiefers bietet allerdings gewisse Schwierigkeiten, da das Material von äusserst feiner Struktur ist. Ich hoffe in einigen Wochen eine Probe des angereicherten Materials erhalten zu können und werde Ihnen diese ebenfalls zuschicken.

Da die Angelegenheit sehr aktuell ist, wäre ich Ihnen dankbar, wenn Sie ^(schon) jetzt das übersandte Material einmal in Ihrem Hydrierlaboratorium näher untersuchen würden, um festzustellen, ob und unter welchen Bedingungen eine direkte Hydrierung möglich ist, und wie sich die wirtschaftliche Seite einer solchen Hydrierung stellen würde. Vielleicht ist es Ihnen auch möglich, einen maximalen Gehalt des Ausgangsmaterials an anorganischen Bestandteilen anzugeben, bei welchem die Hydrierung wirtschaftlich wird.

Ihrer baldigen Stellungnahme hierzu sehe ich mit grossem Interesse entgegen und begrüsse Sie

hochachtungsvoll
Dr. Ing. H. Lickfett



Handwritten notes and stamps:

- Handwritten: "Handwritten notes: Dr. P. ... (A. Bachmann) ..."
- Stamps: "10/18/40" and "10/19/40" with a checkmark.

-1- Probe separat

VERTRAULICH!
3-02 DEZ 1940

Hydrierung Schweden 0 ✓

14. 11. 1940. LWJ/Pf.

Wip: 0. DEZ 1940

Besprechung mit Herrn Dr. Petersen von der I.G.-Vertretung
in Schweden.

Anwesend: Dr. Petersen

von I.G.

Dir. Dr. Goldberg

Frl. Dr. Jochmus

Herr Wehm

Dr. W. Jackh

Es wurde über folgende Punkte gesprochen:

- A. Arbeitsweisen für die zweckmäßigste Aufarbeitung von schwedischem Schiefer.
- B. Projekt einer Anlage zur Hydrierung von 30 000 t netto schwedischem Schieferöl.
- C. Prüfung eines eventuellen Erwerbes von Schwelrechten des Herrn Bergingenieurs Sven Viktor Bergh.

Zu A.

Herr Dr. Petersen wies zuerst darauf hin, daß Schweden drei große Schiefervorkommen besitzt:

- a) etwa 3 Milliarden to südlich des Wehnersees bei Kinnekulle. Aus diesem Schiefer sind ca. 3 % Öl durch Destillation gewinnbar.
- b) etwa 7 Milliarden to östlich des Wehnersees bei Närke. Aus diesem Schiefer können etwa 4-5 % Öl abdestilliert werden. Das Närkevorkommen soll ähnliches Bitumen (Kerogen) enthalten wie der Kinnekulle-Schiefer. Dergleichen sind die Schwelöle aus beiden Schiefern sehr ähnlich.

51
26.09

c) etwa 10 Milliarden to östlich des Wettersees in Östergötland.
Aus diesem Schiefer sind durch Destillation nur ca. 1 % Öl zu gewinnen.

Über die einzelnen Möglichkeiten einer Aufarbeitung wurde folgendes besprochen:

1. Hydrierung. Wir wiesen darauf hin, daß eine unmittelbare Hydrierung des Schiefers grundsätzlich möglich sei und auch das Maximum an Ölbeute liefert. In Anbetracht des hohen Aschegehaltes sei jedoch die Hydrierung des Rohschiefers voraussichtlich nicht wirtschaftlich.

Wenn es gelänge, durch Flotation eine Anreicherung des Bitumens zu erzielen, so müsse geprüft werden, ob die dann noch vorhandene Asche keiner chemischen oder mechanischen Nachteile be-
trifft (z.B. katalytische Polymerisation insbes. in der Vorheizung, Absitzen im Ofen oder in den Leitungen, Durchschleifen der Appara-
tur) 1). Wir sagten die Ausführung eines Bombenversuches mit Rohschiefer und angereicherter (flotierter) Produkt zu.

2. Extraktion. Dr. Petersen erwähnte, daß das Bitumen besser extrahierbar sei, wenn man den Schiefer zuerst auf 300° erhitzt (Umwandlung des Bitumens). Wir sagten zu, auch über die Extraktion einige Versuche auszuführen und baten um weitere Zusendung größerer Proben (20-30 kg) und eines Fasses Schieferöl aus Kinnekulle.

1) Im Übrigen ist nach Angabe von Dr. Petersen die Flotation sehr schwierig durchzuführen, da der Schiefer völlig homogen von der organischen Substanz (Kerogen) durchdrängt ist. Es ist bisher gelungen, den Aschegehalt auf die Hälfte (ca. 35-40 %) herabzudrücken, allerdings mit größeren Verlusten.

3. Schwelung. Dr. Petersen erwähnte ferner, daß bisher eigentlich sich nur die Schwelung praktisch durchgesetzt habe. So sei die Versuchsanlage bei Kinnekulle auf 10 000 jato erweitert worden. Über die Art der Schwelung vergl. unter Abschnitt C. In Närke ist eine Schwelanlage mit zwei Tunnelöfen projektiert, in denen mit Umwälzung von Gas gearbeitet wird. Der Schiefer wird hierbei in vertikalen Wagen, die aus durchlöcherter Blech bestehen, durch die Öfen geführt. Das Prinzip der Arbeitsweise erläuterte Dr. Petersen an Hand der Zeichnung der schwedischen Patentschrift 99 249. Er erwähnte noch, daß Sven Bergh dieses Verfahren zur Aufarbeitung von schwedischem Schiefer nicht für wirtschaftlich hält. Die Anlagekosten für die beiden Tunnelöfen sollen 2,5 - 2,7 Mill. Kronen betragen, die Betriebskosten 6 Kronen/to Schiefen. Es sollen verarbeitet werden 150 000 jato Schiefer, dabei fallen an 9m300 to Rohöl. Dieses setzt sich zusammen aus 2 000 to raffiniertem Benzin, 3 200 to Dieselöl, 4 000 to Kesselheizöl. An Gas werden erhalten 3,2 Mill. m³ pro Jahr mit 7 000 WE/m³.

Zu B.

Dr. Petersen berichtete weiter von dem Projekt, eine Hydrieranlage von 30 000 jato zu errichten. Hierbei sollen einmal die bereits gewonnenen 10 000 jato Schieferöl eingesetzt werden, die übrigen 20 000 jato würden in den demnächst zu bauenden Schwelanlagen erzeugt. Da die Bamag eine Alkazidanlage in Kinnekulle gebaut hat,¹⁾ und außerdem auf ihren Prospekten den Bau von Hydrieranlagen offeriert, meinte er, die Bamag sei auch bereit, die Hydrieranlage zu bauen. Wir wiesen auf die patentrechtlichen und vertraglichen Beziehungen auf dem Hydriergebiet hin

¹⁾ Kapazität: 3 Mill. m³ Gas pro Jahr mit 25 % H₂S.
Schwefelgewinnung in der Clausanlage ca. 1 Waggon pro Tag.

und sagten ihm, daß die Bamag auf dem Gebiet der katalytischen Druckhydrierung weder über Rechte noch über Erfahrungen verfügt. Für Lizenzierung, Planung und Bau einer Druckhydrieranlage sei ausschließlich die IHP, bezw. die I.G. zuständig. Die Bamag käme allenfalls als Unterlieferantin für spezielle Apparateteile, keinesfalls aber als Generalunternehmer in Betracht.

Dr. Petersen sagte uns zu, sobald als möglich schriftlich um eine Offerte für den Bau einer Hydrieranlage bei uns anzufragen.

Zu C.

Dr. Petersen legte ein Schreiben von Herrn Lickfett vom 8.11.1940 an die I.G. vor, worin vorgeschlagen wird, daß die I.G. - gegebenenfalls zusammen mit der Bamag - das Schwelverfahren von Herrn Sven Bergh erwirbt.

Auf unsere Frage, ob und welche Patentrechte Herr Bergh besitzt, entgegnete Dr. Petersen, daß einige erloschene Patente vorhanden seien, praktisch sei jedoch das Verfahren patentrechtlich frei und es können daher nur die Erfahrungen erworben werden.

Wir dankten Herrn Dr. Petersen, daß er uns auf diese Möglichkeit aufmerksam gemacht habe und erwiderten ihm, daß die I.G. den Vorschlag prüfen würde. Unmittelbar seien wir an Schwelverfahren nicht interessiert, aber durch den Krieg seien neue Verhältnisse geschaffen worden und wir würden heute auf der Grube Messel bei Darmstadt selbst ähnliche Versuche ausführen. Für die Bewertung des Verfahrens sei jedoch die patentrechtliche Lage wichtig, und diese müßte zuvor von uns noch geklärt werden.

Das Verfahren von Sven Bergh arbeitet nach folgendem Prinzip:

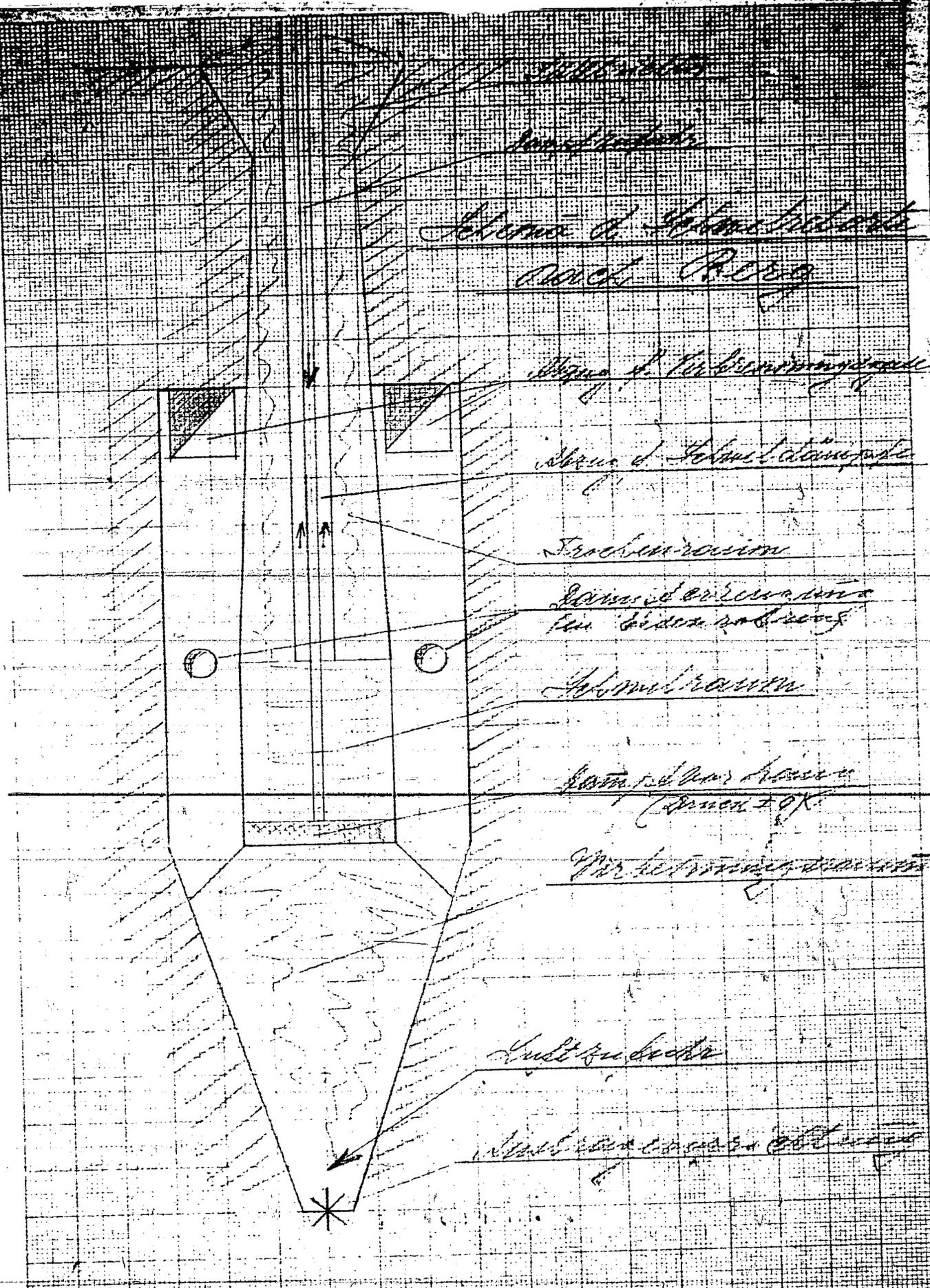
Der Rohschiefer wird auf Walnußgröße zerkleinert und auf einem Laufband leicht angefeuchtet.

Die Schwelung erfolgt in Retorten (vgl. beiliegende Zeichnung) von 2,5 m Länge und etwa 30 cm Durchmesser, die nach unten etwas konisch erweitert sind. Wichtig ist ein gleichmäßiger Wärmedurchgang an allen Stellen der Retorte. Die Wärmereneration ist sehr gut: das Material geht am oberen Teil kalt in die Retorte und die Asche wird unten praktisch kalt abgezogen. Der Schwelraum wird vom Verbrennungsraum durch einen Vorhang von eingeblasenem überhitztem Wasserdampf abgetrennt.

14 Retorten sind in einem Block angeordnet. Im ganzen sind 5 Blocks vorhanden.

gez. W. Jäckh

" B. Wehm



Weg des Luftstroms
 Weg des Schmelzabflusses
 Schema d. Schmelzabflusses
 nach P. Reg.

Weg d. Luftstroms

Weg d. Schmelzabflusses

Fracheneinrichtung

Rohr für die Luft
 für die Luftzufuhr

Schmelzabfluss

Rohr für die Luft
 (nach P. Reg.)

Weg des Luftstroms

Luftzufuhr

Abfluss des Schmelzes

Lij. 26. NOV 1941

Stockholm, den 8. November 1941

Betrifft: Schweden/Schieferölschwelung/Methode Ljungström.

In der Presse wird jetzt das Verfahren des Herrn Dr. Ing. Fredrik Ljungström näher beschrieben.

Es handelt sich um die Schwelung des Schiefers im Berge selbst, wodurch also der Abbruch der infolge des geringen Bitumengehaltes sehr grossen Schiefermengen vermieden wird. Eine Anzahl vertikaler Löcher werden in den Boden gebohrt. In einem Teil der Löcher werden elektrische Widerstandheizungen angebracht und aus einem anderen Teil die Öldämpfe und Gase aufgefangen.

Bei einem Areal von 10 m^2 für ein Heizloch hofft man 400 Tonnen Schiefer zu erfassen. Die erforderliche Energiemenge soll hierfür 40.000 kWh betragen bei einer Erwärmungszeit von $2 \frac{1}{2}$ Monaten.

Bei einem Abbruch von 2,7 ha pro Jahr entsprechend 1 Mill. Tonnen Schiefer sind demnach 2.700 elektrisch erwärmte Löcher notwendig. Mit einem Effekt von 10.000 kWh berechnet man ca. 30.000 Tonnen Öl jährlich gewinnen zu können.

Im Rahmen der Anlagen der Svenska Skifferolje A/B. in der Provinz Närke sind bereits praktische Versuche ausgeführt worden, welche angeblich zu günstigen Resultaten geführt haben. Bei einer Temperatur von 400 Grad Celsius wurden ca. 75 % des Ölgehaltes des Schiefers (nach Fischer) gewonnen. Das Öl enthielt ca. 24 % Benzin (45 bis 200 Grad Celsius). Man glaubt, durch langsamere Erwärmung (die Erwärmungszeit bei diesen Versuchen wird nicht angegeben) einen noch höheren Benzinanteil zu erhalten.

Es wird ausgerechnet, dass man auf diese Weise drei- bis viermal soviel Kalorien in Form von Öl erhalten kann, wie man in Form von Elektrizität einsetzt.

Gleichzeitig wird (wie bei der Ofenschwelung) ein Gas von hohem Heizwert in etwa der gleichen Gewichtsmenge wie aus Öl erhalten.

24.11.1941

wr

Herrn Dir. Dr. Bütefisch,
Büro Sparte I, Op 51
Rechtsabteilung, Lu
Herrn Dr. Ringer, Bln. ✓
Herrn Obering. Bachmayer, Lu.

Empf.: 2. MRZ 1942

lu *R*

P/Lu 558

3.3.1942. WJ/Pf.

Hydrierung Schweden.

Wir erhielten von der IHEG ein Schreiben, in dem diese uns mitteilt, daß nach einem Brief des schwedischen Institutes Ingeniörs Vetenskaps Akademien der schwedische Staat ein ernsthaftes Interesse an der Errichtung einer oder mehrerer Hydrieranlagen auf Basis von Torfteer als Rohmaterial hat. Die Anlage soll entweder in staatlicher Regie oder mit staatlicher Unterstützung in privater Regie gebaut werden. Wir fügen eine Lichtpause des Schreibens der IHEG in Anlage bei.

Bevor wir nun zu den einzelnen Fragen des Projektes Stellung nehmen, müßte mit den deutschen Behörden, insbesondere dem RWIM, geklärt werden, ob von deutscher Seite aus Interesse an dem Bau einer Hydrieranlage in Schweden bzw. an der Lieferung von Aggregaten nach Schweden besteht. Wir fügen in Anlage den Entwurf eines Schreibens an das RWIM bei und bitten Sie um Ihre Stellungnahme hierzu.

Wir bemerken noch, daß man die Anlage voraussichtlich mit den Kontakten 5058/6434 betreiben würde - für die uns die Schweden das erforderliche Wolfram zur Verfügung stellen müßten - , da wir während des Krieges unsere neueren Kontakte nicht an das Ausland geben möchten.

Der IHEG haben wir in einem Zwischenbescheid laut Anlage geschrieben.

HOCHDRUCKVERSUCHE

ge z. Pier

Anlagen.

3. 3. 1942.

E n t w u r f .

An das
Reichswirtschaftsministerium,
B e r l i n ,
Behrenstraße 43.

Betr.: Projekt einer Hydrieranlage in Schweden.

Wir erhielten von der IHEC, den Haag (Holland), die die Hydrierinteressen in Ländern außerhalb Deutschlands vertritt, die Mitteilung, daß der schwedische Staat ein ernsthaftes Interesse habe, entweder in staatlicher Regie oder mit staatlicher Unterstützung in privater Regie eine oder mehrere Hydrieranlagen auf Basis von Torfteer als Rohmaterial zu bauen. Zunächst handelt es sich um eine kleine Anlage mit einer Jahreskapazität von 25 000 Tonnen Autobenzin, bzw. 22 000 Tonnen Fliegerbenzin.

Bevor wir nun über die Ausführung dieses Projektes mit den schwedischen Interessenten in Fühlung treten, wäre es für uns notwendig zu wissen, ob seitens des Deutschen Reiches, insbesondere seitens Ihres Ministeriums, der Bau einer solchen Anlage überhaupt gewünscht wird. Wir bemerken hierbei, daß es sich um eine für deutsche Verhältnisse sehr kleine Anlage handelt, deren Kosten wir auf etwa RM. 10.000.000.-- schätzen, wobei ein Teil der erforderlichen Aufträge nach Deutschland käme, in erster Linie etwa 6 Hochdruckhohlkörper (Öfen und Regeneratoren) sowie voraussichtlich eine größere Anzahl von Meßinstrumenten,

Zu einer Besprechung über Einzelheiten stehen wir Ihnen gegebenenfalls gern zur Verfügung.

Hydrirings-Verfahren
A b s c h r i f t .

J. R. Rimmey

N.V. INTERNATIONALE
MAATSCHAPPIJ VOOR HYDRERINGS-TECHNIEK EN -CHEMIE
Raamweg 34
's-Gravenhage

30. MRZ 1942
Wij
Wille
Dr.

I.G. Farbenindustrie A.G.,
Hochdruckversuche,
Lu 558,
Ludwigshafen / Rhein

TD-B.9114

Haag, den 13. März 1942.

Betr. I.V.A. Schweden - Hydrierung von Torfteer.

Wir bestätigen dankend den Empfang Ihres Briefes vom 3. März und überreichen Ihnen in Anlage Abschrift unseres heutigen Schreibens an die Ingeniörs Vetenskaps Akademien zu Ihrer gefl. Kenntnisnahme.

Wir bitten Sie zu überlegen ob es nicht zweckmäßig ist dass Sie Ihren schwedischen Vertreter, Herrn Lickfett auf die Anfrage aufmerksam machen. Er ist vielleicht in der Lage festzustellen ob es sich um ein wirklich ernsthaftes Projekt handelt.

Wir bitten Sie uns die Auskünfte, die Sie auf diesem Weg unter Umständen erhalten werden, übermitteln zu wollen.

Hochachtungsvoll,

N.V. INTERNATIONALE MAATSCHAPPIJ VOOR
HYDRERINGS-TECHNIEK EN -CHEMIE

gez. 2 Unterschriften

Anl.: TD-B.9113

RT/YL.

20.3.42

4332

Flugpost

INGENIÖRS VETENSKAPS AKADEMIEN,

Postschliessfach 5044,

STOCKHOLM

Haag, den 13. März 1942.

TD-B.9113

Betr. Hydrierung von Torfteer.

Wir bestätigen unser heutiges Telegramm lautend „Vorläufige Antwort abgeht heute - Interhydro“.

Wie wir Ihnen durch Schreiben vom 11. Februar schon mitgeteilt haben, haben wir uns wegen Beantwortung der verschiedenen in Ihrem Schreiben vom 30. Januar d.J. gestellten Fragen zunächst mit unserem deutschen Freunden in Verbindung setzen müssen.

Zu unserem Bedauern ist es uns auch heute noch nicht möglich Ihren Brief erschöpfend zu beantworten, da die Bearbeitung der Angelegenheit in Deutschland noch nicht zum Abschluss gekommen ist. Wir möchten Sie aber heute schon darauf aufmerksam machen dass die geplante raffinierende Hydrierung von etwa 4,800 To Torfteer Vakuumdestillat aus wirtschaftlichen Gründen nicht empfehlenswert ist, da hierfür ein besonderes sehr kleines Hydrieraggregat erforderlich wäre.

Wir hatten Sie früher schon darauf aufmerksam gemacht dass Hydrierung von unverhältnismässig kleinen Mengen Material sehr kostspielig wird, da die Anlage- und auch die Betriebskosten mit wachsenden Anlagen sehr stark zunehmen. Eine für sich allein stehende Hochdruckanlage zur Verarbeitung von knapp 5,000 To im Jahr wird sicher sehr kostspielig werden. Auch eine Anlage zur Herstellung von 25,000 To Autobenzin ist noch als sehr klein zu bezeichnen. Sie liegt sicher an der unteren Grenze der Rentabilität.

In Ihrem Schreiben vom 30. Januar haben Sie auf Seite 2 bemerkt dass für die Wasserstoffgasherstellung für die Gasphasehydrierung in erster Linie die Destillationsrückstände, die bei der Herstellung des Torfteerdestillats entstehen, verwendet werden sollen. Wir wissen nicht genau an welches Verfahren Sie hierbei denken, wir möchten aber annehmen, dass hier ein Missverständnis

I.V.A. Stockholm, 13-3-1942.

vorliegt. Wir haben Sie in unsern früheren Resprechungen darauf hingewiesen, dass nach einem uns gehörenden Verfahren aus den bei der Hydrierung in der Gasphase neben den flüssigen Produkten entstehenden Kohlenwasserstoffgasen durch Umsetzung mit Dampf über einen Kontakt Wasserstoff aus wirtschaftlicher Weise hergestellt werden kann. Die Verhältnisse haben sich in der Zwischenzeit aber in sofern verschoben, dass es heute sicher nicht zu empfehlen wäre die gesamten genannten gasförmigen Produkte durch Spaltung in Wasserstoff umzuwandeln. Der grössere Teil der gasförmigen Produkte besteht nämlich aus Propan und Butan, die abgetrennt und verflüssigt in sehr vorteilhafter Weise als Treibstoff für Kraftwagen gebraucht werden können. Die Menge der dann noch übrigbleibenden Gase, in der Hauptsache Methan, ist bei der vorgesehenen kleinen Anlage so gering dass es sich nicht lohnen würde eine Spaltanlage hierfür aufzustellen, da nur ein kleiner Teil des benötigten Wasserstoffs in ihr hergestellt werden könnte. Unter den heutigen wirtschaftlichen Verhältnissen scheint es uns richtiger zu sein den Wasserstoff auf andere Weise zu machen, entweder elektrolytisch, wenn sehr billige Energie zu Verfügung steht, oder durch Vergasung von festen Brennstoffen, wobei in erster Linie vielleicht der bei der Schwelung des Torfs entstehende Koks in Betracht käme.

Wir bitten diese Frage auch Ihrerseits prüfen zu wollen und uns hierzu Ihre Ansicht baldmöglichst mitzuteilen, damit wir bezw. unsere deutschen Freunde bei der Weiterbearbeitung Ihres Projektes hierauf Rücksicht nehmen können.

Hochachtungsvoll,

N.V. INTERNATIONALE MAATSCHAPPIJ VOOR
HYDREERINGS-TECHNIEK EN -CHEMIE

RT/YL.

gez, 2 Unterschriften