

TITLE PAGE

2. Ruhrchemie - Erfahrungsaustausch.
4.1.39 in Lu.
Ruhr chemistry exchange of
knowledge. 4 January 1939 in
Ludwigshafen.

Frame Nos. 241 - 262

193

f. P. Müller

201

Ruhrchemie - I. G. Erfahrungsaustausch

am 4. Januar 1939 in Lu 1.

Anwesend waren die Herren:

Prof. Martin
Dir. Alberts

Dr. Traub
" Rosler

Obering. Wilke

Dr. Bützfisch
" Herold
" Wenzel
" Brandl

Dr. Ringer
" Fr. Winkler
" Duftschmid
" Wietsel
" Meisenheimer
" Schiller

Dipl.-Ing. Lampe
Dr. Joch

Dr. Pier
" Michael
" Hübner
" Peters

Dipl.-Ing. Plauth

Ruhrchemie und Ruhrbenzin

" " "

Ruhrchemie

"

Ruhrbenzin

Leuna Werke, Merseburg

" " "

" " "

" " " A.V.P.

Büro Sparte I, Op

K.W. Versuchs

" " "

Ammonlabor

" " "

" " "

" " "

Konstr. Büro, Lu

Patentabteilung "

Hochdruckversuche Lu

" " "

" " "

" " "

Reichsstelle für Wirtschaftsausbau, Berlin.

Nach Begrüßung der Ruhrchemie-Herrn durch Herrn Dr. Bützfisch wurde das von Herrn Dr. Pier vorgeschlagene Programm wie folgt abgewickelt:

Vormittag:

- I. Dr. Michael über das Gasumwälzverfahren mit anschließender Diskussion.
- II. Dr. Duftschmid über das Ölkreislaufverfahren mit anschließender Diskussion.
- III. Diskussion über Paraffingewinnung mit Bekanntgabe der I.G.-Versuchsergebnisse in Oppau (Wietzel-Heisenholmer) und Leuna (Wenzel).
- IV. Dr. Fr. Winkler über Gaserzeugung aus festen Brennstoffen mit anschließender Diskussion.
- V. Dr. Schiller über Gasspaltverfahren mit anschließender Diskussion.
- VI. Dr. Winkler über H_2S und organische Schwefelreinigung mit anschließender Diskussion.

Nachmittag:

Besichtigung der Ölkreislaufversuche (Winkler-Duftschmid) in Oppau

Besichtigung des Gasumwälz-Großversuchs (Dr. Michael) bei den Hochdruckversuchen.

Kurze Schlußbesprechung in Lu 558.

Der wesentliche Inhalt der I.G.-Mitteilungen an die Bahre-chemie deckt sich mit dem Inhalt der USAG-Besprechungen am 3. und 4. November 1938, die in dem Bericht vom 11. November 1938 (Dr. Peters), Seite 35 - 51, sowie Seite 66 - 68 aufgeführt sind.

Anliegend sind die I.G.-Mitteilungen an die Ruhrchemie und die wesentlichsten Punkte der Diskussionen wiedergegeben. Der Abschnitt über das Gasumwälzverfahren ist von Herrn Dr. Michael überprüft worden. Für den Abschnitt über das Ölkreislaufverfahren hat Herr Dr. Duftschmid sein Vortragmanuskript zur Verfügung gestellt.

gez. Peters.

I. Gasumwälz-Verfahren.

Herr Dr. Michael hat folgende Angaben gemacht:

Optimaler Temperaturbereich für die Synthese: ca. 10°C.
 Zulässiger Temperaturbereich: " 50°C.

Der zusätzliche Kaltkreislauf ermöglicht die Herausnahme der hochsiedenden Produkte aus dem Heißkreislauf bis auf jede beliebige Konzentration. Wenn man keinen Kaltkreislauf anwendet, so bildet sich bei der Synthese mehr CO₂. Bei 20 Atm. Gesamtdruck ist der Partialdruck des Kohlenoxyds z. B. nur 2-3 Atm. Es wird so gefahren, daß sich beim Umsatz von 75-80% ein stationärer Zustand einstellt.

Das CO : H₂-Verhältnis im Frischgas ist 4 : 5. Mit diesem Gas können 92% Umsatz (in 2 Stufen) erzielt werden; bei einem CO : H₂-Verhältnis 4,2 : 4,8 werden 96 % Umsatz erreicht. Die Synthese verbraucht das Gas in diesem Verhältnis CO : H₂ = 4,2 : 4,8. Bei einem solchen Ausgangsgas bleibt das CO : H₂-Verhältnis im Kreislauf annähernd konstant.

Über Gassusammensetzung wurden folgende Zahlen gegeben:

	Gas nach der 1. Stufe mit 72% Umsatz	Gas nach der 2. Stufe mit 13,5% Umsatz, mit CO ₂ -Wäsche zwischen beiden Stufen
CO ₂	25 - 30	20 - 25
CH ₄ +0,2H ₂	7 - 8	15
0,2H ₄ +0,3H ₂	2 - 3	5 - 6
H ₂		bis 60 %

Durch die Wasserkühlung wird Wasser + Öl + Benzol, durch einen Ammoniakkühler Flüssiggas + Leichtbenzol abgetrennt.

Über den Produktertrag und die Zusammensetzung der Produkte wurden folgende Angaben gemacht:

Flüssiger Ertrag: 52 % Öl
 8 % Alkohole im Produktwasser,
 30 % $\left\{ \begin{array}{l} C_4 \text{ mit } 86\% \text{ Olefinen, } 2/3 \text{ Iso-}C_4, \\ C_3 \text{ mit } 81\% \text{ Olefinen,} \\ C_2H_4 \end{array} \right.$

außerdem 16 - 18 % Vergasung.

Im Öl sind enthalten:

1/4 Dieselöl mit 2 Gew.-% Sauerstoff, }
 1/4 Benzol " " " " " " " " } mit 75% Olefinen,

Der Ölertrag (62%) besteht aus:

47 % Benzol, 14 % Dieselöl und 1 % Paraffin.

Die Alkohole setzen sich wie folgt zusammen:

55 % Äthylalkohol,
 25 % Propylalkohol,
 5 % Acetaldehyd,
 10 % Aceton,
 2-3 % höhere Alkohole.

Die Sauerstoffentfernung aus dem Benzol + Dieselöl (spezifisches Gewicht 0,75-0,76) erfolgt katalytisch, beim Benzol mit 4% Gewichtsverlust.

Das raffinierte Benzol hat eine Oktanzahl von 85 - 88, 70-80% Ungesättigte und 50-60% bis 100° siedende Anteile. Das spezifische Gewicht des Primärbenzols beträgt 0,720, nach Sauerstoffentfernung 0,700-0,710 bei Endpunkt 195°C. Säure: ungefähr

1 % des Alkoholanfalles.

Das Dieselöl siedet von 200-350° und hat (ohne Sauerstoffentfernung) Cetanzahl 53 und Stockpunkt -25 bis -28°.

Bei katalytischer Polymerisation der ungesättigten C₃-, C₄- und C₅-Anteile wird ein Polymerbenzin mit Oktanzahl 97 nach Researchmethode und 20%-100° erhalten. Mischoktanzahl 120. Die Äthylen-Polymerisation ergibt ein Benzin mit Oktanzahl 93 und 45%-100°.

Beim katalytischen Cracken des Dieselöls wird ein Benzin mit Oktanzahl 86-87 Research, Oktanzahl 75-76 Motormethode erhalten. Das Paraffin hat einen Schmelzpunkt von 60°, enthält auch hochschmelzende und kleine Mengen wachsartige Substanzen.

Das Gasumwälzverfahren arbeitet mit einer Leistung von 0,95 kg verwertbarer Produkte je Liter Katalysator und Tag. Bei einem Gas mit mehr Inerten beträgt die Leistung 0,8.

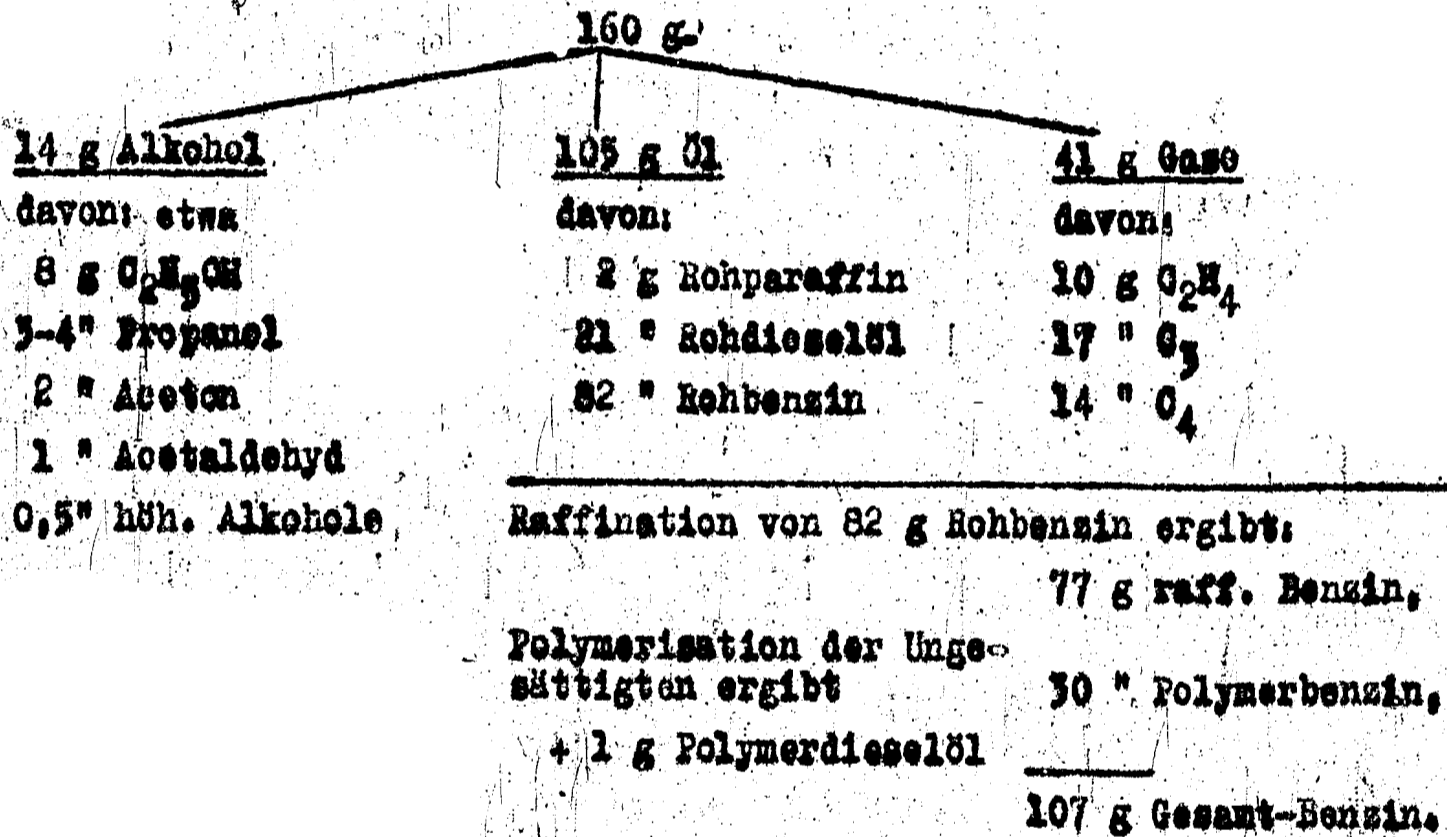
Der Druckverlust in der Katalysatorschicht beträgt bei 20 Atm. Gesamtdruck nur 1 m Wassersäule. Bei der Umwälzung des Gases werden 250-300 kWh je t_o Produkt bei einer Höhe der Katalysatorschicht von 1 m gebraucht.

Der Ofen in der Versuchsanlage in Ludwigshafen enthält 400 Liter Eisenkontakt und liefert 380 kg Rohprodukt (Öl + nutzbare Gas) pro Tag, entsprechend 365 kg Fertigprodukt, dazu 70 kg Vergasung.

Je Nm^3 Reingas von 0° 760 mm werden in 2 Stufen bei einem Gesamtumsatz von 91,5 % (1. Stufe 78%, 2. Stufe 13,5%) erhalten:

$\text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_6$	35 gr.
nutzbare Produkte mit Sauerstoff	<u>160 "</u>
	199 gr.

Die nutzbaren Produkte teilen sich wie folgt auf:



In der Diskussion wurden von Herrn Dr. Pier und Herrn Dr. Michael als Antwort auf verschiedene Fragen der Ruhrchemie noch folgende Angaben gemacht:

Die effektive Gasgeschwindigkeit beträgt beim Gasumwälzverfahren bei 1 m Katalysatorhöhe: ~~2,2/1,1~~ über 1 m/sec.

Gegenüber dem Fahren mit geradem Durchgang werden beim Umwälzen um 10 Einheiten höhere Oktanzahlen erhalten. Die Temperatur ist insofern von Einfluß, als bei tieferer Temperatur mehr

Paraffin hergestellt wird. Die Katalysatoren fangen aber erst bei 260° an zu arbeiten. Die außerordentlich robusten Eisensinterkontakte sind sehr stabil; bei der Synthese scheidet sich keine Spur Kohlenstoff ab. Über Katalysatoren sind sehr viele Versuche ausgeführt worden; die Zusammensetzung der Produkte ist aber weniger vom Katalysator als von der Temperatur abhängig. Methanol wird bei der Synthese nicht gebildet.

Das Gas kann ohne Feinreinigung verwendet werden; es enthält 7 mgr organischen Schwefel je m^3 . Vergiftete Katalysatoren regenerieren sich von selbst mit Reingas. Die Regeperation des verbrauchten Katalysators kann durch Oxydieren außerhalb des Ofens und anschließendes Reduzieren erfolgen. Die Lebensdauer des Katalysators betrug bei einem Versuch, bei dem starke Temperaturschwankungen vorhanden waren, 10 Wochen. Dann trat Zerfall des Katalysators ein. Korrosion wurde bisher nie beobachtet; ein Wasserstoffangriff des Gefäßmaterials ist bei den niedrigen Partialdrücken (10-12 Atm. Wasserstoff und 2-3 Atm. CO) nicht zu befürchten. Auch Eisencarbonyl-Bildung ist nicht beobachtet worden.

Der Druck von 20 Atm. stellt ein Optimum dar; bei höheren Druck ist der Sauerstoffgehalt der Produkte höher. Das Kracken des Dieselöls erfolgt besonders leicht, noch leichter, als bei Kerosin.

Als technische Einheit sind Reaktionsräume von $20 m^3$ mit je 1 Umwälzgebläse vorgesehen, wobei der Katalysator in 6 Schichten zu je 1 m Höhe und 2 m Durchmesser unterteilt ist.

Herr Dr. Pier wies auf die verschiedenen Möglichkeiten hin,

die das Gasumwälzverfahren bei der Synthese von Kohlenwasserstoffen aus Wassergas bietet, und daß u. a. auch Gasumwälzversuche mit den Kontakten ausgeführt werden sollen, die von der Ruhrchemie bezogen werden.

Herr Dr. Pier hat aus einer Zusammenstellung von Herrn Dr. Michael vom - Dezember 1938 - eine Reihe von Zahlen über Produkteigenschaften bekanntgegeben.

Herr Dr. Bütefisch wies auf die allgemeinen Zusammenhänge zwischen den Anforderungen, die heute an Treibstoffe gestellt werden und die Wünsche der Motorenindustrie einerseits und der Treibstoffindustrie andererseits hin. Wenn auch hinsichtlich Refination der Produkte und hinsichtlich Polymerisation usw. noch manche Aufgabe zu lösen bleibt, so dürften die Arbeiten der I.G. doch wesentlich dazu beitragen, das Gesamtbild der Synthesen, ausgehend von CO-Gemischen, zu erweitern, sodaß durch die Zusammenarbeit der Ruhrchemie und der I.G. wertvolle gegenseitige Anregungen und Ergänzungen zu erwarten sind.

Besonders wichtig erscheint zur Zeit bei dem Michaelverfahren der hohe Prozentsatz an Isoverbindungen in der C_4 -Fraktion, und es wäre zu prüfen, ob der Isobutylenanfall im Hinblick auf die Isoektan-Herstellung sich nicht noch weiter steigern läßt. Eine Steigerung der Isoektan-Produktion auf dem Wege über Alkohole bezeichnete Herr Dr. Bütefisch als einen Irrweg.

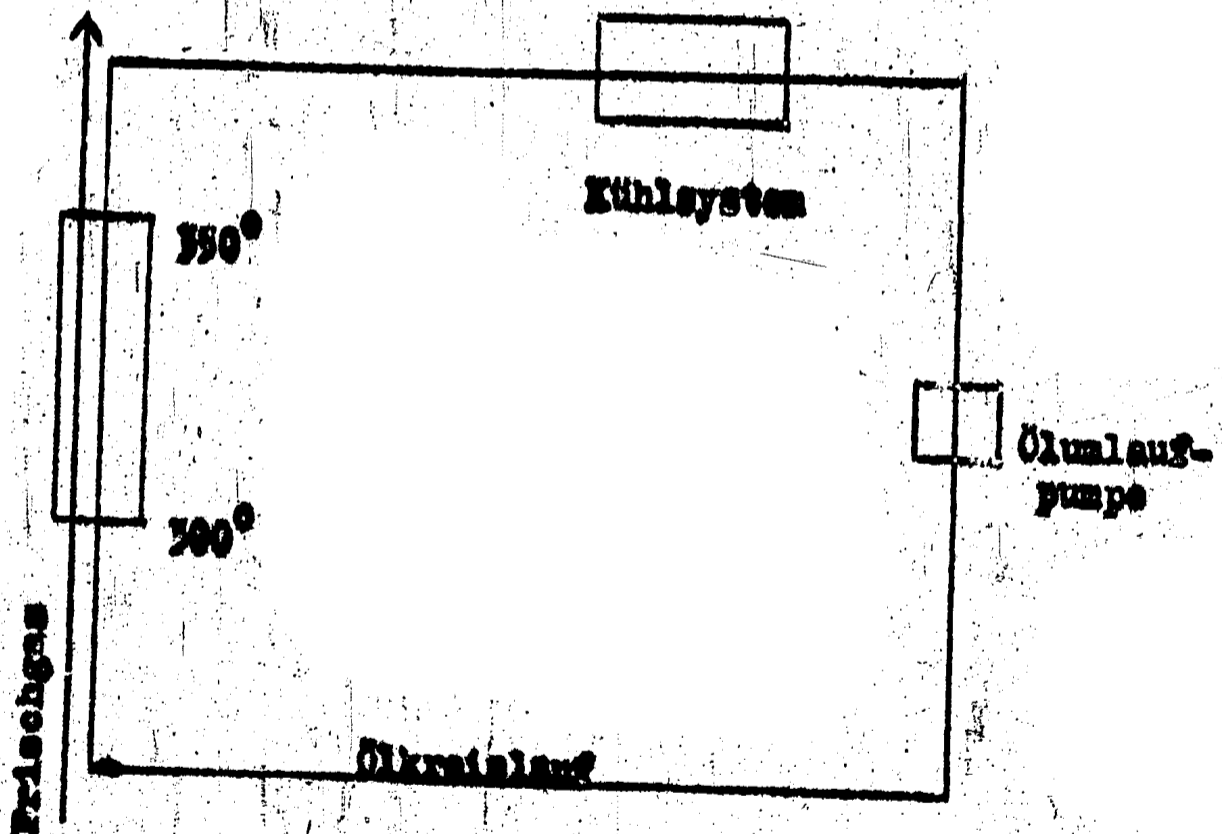
II. Abschrift eines Vortrags-Manuskriptes von Herrn Dr. Luftschmid.

Das Ölkreislaufverfahren.

Das Verfahren zur Kohlenoxyd-Wasserstoffumsetzung wird in flüssigem Medium unter Anwendung eines Ölkreislaufes durchgeführt.

Es wird dabei ein im Reaktionsraum fest angeordneter stückiger Kontakt verwendet.

Die folgende Figur bringt das allgemeine Schema des Verfahrens zur Darstellung:



Das Eigenöl der Synthese wird im Kreislauf geführt. Das Synthesegas durchströmt im Gleich- oder Gegenstrom mit dem Öl den Kontaktofen. Das Öl führt die Reaktionswärme zum Teil als fühlbare Wärme zum Teil als Verdampfungswärme fort.

Wird im Kreislauf ein Kühlsystem eingeschaltet, das die Reaktionswärme in nutzbringender Form abführt, das Öl auf die

ursprüngliche Temperatur zurückkühlt und die verdampften Anteile zur Kondensation bringt, so ist damit nicht nur die Frage der Wärmeabfuhr gelöst, sondern es kommt noch ein zweiter Umstand hinzu:

Durch die Benetzung des Kontaktes mit Öl wird nicht nur eine sichere Führung der meßbaren Kontaktraum-Temperatur gewährleistet, sondern es ist anzunehmen, daß auch die Kontaktaktivität auf ein weitgehendes Gleichmaß gebracht wird. Die höchstaktiven Stellen des Kontaktes werden in ihrer Wirksamkeit gedämpft und damit das unerwünschte Fortschreiten der Reaktion zu gasförmigen Endprodukten, selbst bei starker Belastung weitgehend unterdrückt.

Da die indirekte Kühlung fortfällt, wird damit auch die konstruktive Ausbildung des Kontaktrofens sehr vereinfacht, und es ist nicht mehr nötig, den Kontakt in dünnen Schichten zu verteilen.

Das Verfahren leistet insbesondere gute Dienste, wenn mit den empfindlichen Eisenkontakten gearbeitet werden soll und besonders bei erhöhten Drucken und starken Belastungen.

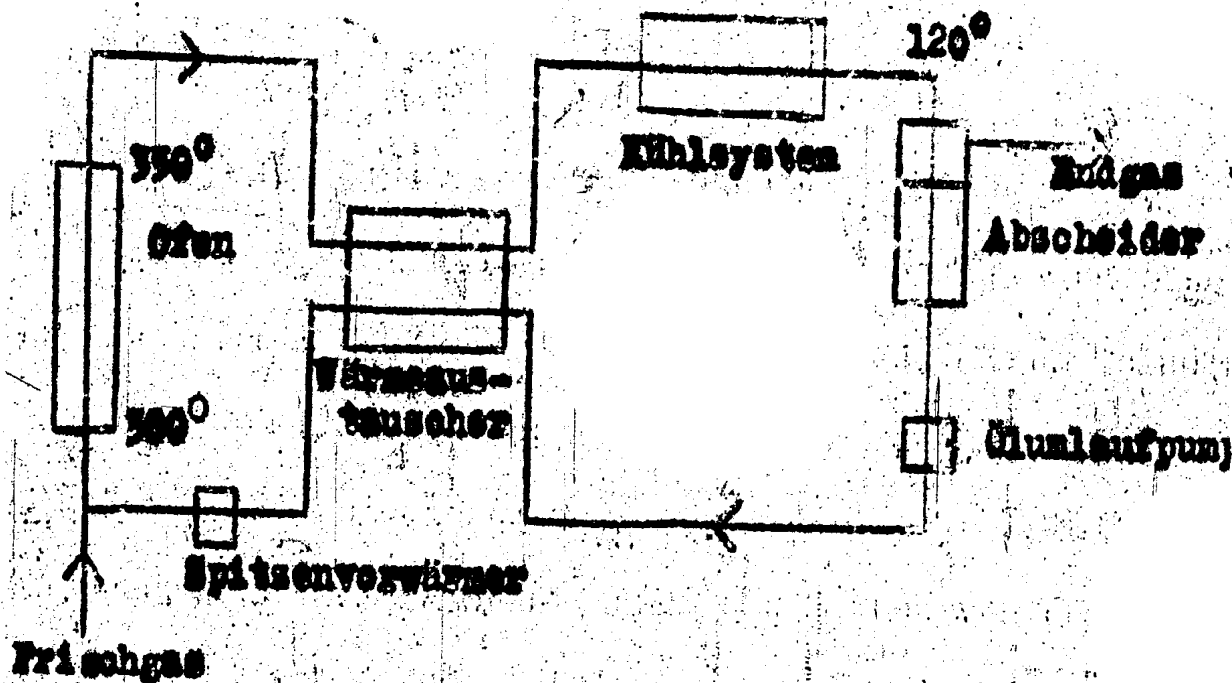
Das Verfahren wurde und wird noch zur Zeit im Versuchsbetrieb auf breiter Basis bei Drucken von 20 bis 200 Atm. bearbeitet und auch im Einzelnen bei verschiedener Fahrweise durchgearbeitet.

Im folgenden wird das Verfahren anhand eines typischen Beispiels für einen Betriebsdruck von 100 Atm. geschildert.

Es wurde dabei der Ölkreislauf praktisch so geführt, daß das Öl im Kühlsystem nicht nur auf die Reaktionstemperatur, sondern weiter zurückgekühlt wurde (z. B. auf 120°C). Dadurch

werden auch leichtersiedende Ölbestandteile kondensiert und im Ölkreislauf zurückgehalten.

Dadurch wird der Vorteil erzielt, daß sich die Umsetzung nicht in einer trägen, kühlen Flüssigkeit vollzieht, sondern in einer lebhaften, kochenden Bewegung. Das bringt den Vorteil mit sich, daß mit den wallenden Dampfblasen eine gute Berührung des umzusetzenden Gases mit dem Kontakt erzielt wird und dabei doch die geschilderten Vorzüge der flüssigen Benetzung gewährleistet sind.



Wir erhalten das obige Verfahrensschema. Das Gas wird in Gleichstrom mit dem Öl geführt. Für die Wiederaufwärmung des gekühlten Öles wird eine Wärmeaustauschvorrichtung im Kreislauf angebracht. Ein Spitzenvorwärmer dient zum Anfahren und ein Abscheider zur Trennung des Endgases vom Öl.

Das Endgas führt je nach der im Abscheider eingestellten Temperatur einen Teil der leichtersiedenden Bestandteile mit fort und die übrige Produktion kann je nach den gewünschten

Betriebsbedingungen an beliebigen Stellen des Ölkreislaufes abgezogen werden. Durch entsprechende Maßnahmen, insbesondere durch die Abscheidertemperatur kann das Kreislauföl auf einen zweckentsprechenden Siedebereich eingestellt werden.

Durch die Regulierung der ungepumpten Kreislaufölmenge kann die Reaktion mit Sicherheit auf den gewünschten Umsatzgrad und auf der gewünschten Temperatur gehalten werden.

Die Ölumlaufrmenge steht in einem gewissen Verhältnis zur Belastung des Ofens. Bei einer Leistung von 240 kg Gesamtprodukt je Tag in 60 Literofen wurden 450-750 Liter Öl je Stunde ungepumpt.

Die Synthesetemperaturen sind von der Belastung des Ofens, dem Umsatzgrad und der Aktivität des Kontaktes abhängig. Die Synthese kann in einem verhältnismäßig weiten Temperaturbereich ohne Schädigung der Reaktionsicherheit durchgeführt werden.

Die Temperatur ist nach oben begrenzt durch die Temperatur von rund 400°, bei der merkliche Vergasungsverluste durch Ölkrackung eintreten, sodaß die Ausbeute, insbesondere an flüssigen Produkten, sinkt.

Der Temperaturunterschied im Ofen betrug im allgemeinen 30 bis 70°, durchschnittlich rund 50°. Die Wärmeabfuhr durch das Öl verteilte sich größenordnungsmäßig eben zur Hälfte auf die Temperatursteigerung, zur Hälfte auf Verdampfung.

Es wurde mit verschiedenen Eisenkontakten gearbeitet und die

Synthese in den Temperaturgebieten von 240-300°C bis 300-360°C durchgeführt. Die folgenden Zahlenangaben betreffen das Arbeiten bei 300-350°C.

Kontakte. Wegen der mechanischen Beanspruchung durch den Umlauf muß an den Kontakt die Anforderung gestellt werden, daß er hinsichtlich Festigkeit und Abrieb gewissen Mindestforderungen entspricht. Die verwendeten Kontakte bestehen im wesentlichen aus Eisen, mit geringen Zusätzen verschiedener Aktivatoren.

Eine mangelhafte Durchreduktion der Kontaktstücke ist zu vermeiden, da sonst beim Arbeiten eine Zerspaltung des Kontaktkornes, hervorgerufen durch Kohlenstoffabscheidung im oxydischen Kern, auftritt.

Es wurden Kontaktstücke von etwa 8 - 15 mm Durchmesser verwendet.

Umsetzung.

Da die Reduktion des Kohlenoxydes vorwiegend unter Kohlenstoffbildung verläuft, wird für die Umsetzung zweckmäßig ein Frischgas verwendet, welches ein CO : H₂-Verhältnis 45 : 55 bis 55 : 45 aufweist.

Wenn mit einem Frischgas mit einem Verhältnis CO : H₂ = 55 : 45 gearbeitet wird, enthält das Endgas das nicht umgesetzte CO + H₂ wieder im selben Verhältnis wie das Frischgas.

Die Umsetzung wurde vorzugsweise so geführt, daß in einem Ofendurchgang 50 % des im Frischgas enthaltenen CO + H₂ umgesetzt werden.

Das die erste Stufe verlassende Endgas muß daher in einer weiteren oder in weiteren Stufen völlig umgesetzt werden, oder gegebenenfalls nach einer Zwischenreinigung von Kohlensture im Kreislauf zurückgeführt werden.

Bei 50%iger Umsetzung werden je 2 m³ Frischgas (CO + H₂) nach der ersten Stufe 1,26 m³ Endgas von der Zusammensetzung

16 % CO₂
 3 % CH₄
 81 % CO + H₂

erhalten.

Aus 1 m³ umgesetztes CO + H₂ wurden z. B. erhalten:

	gr pro m ³ (15°, 735 mm)	gr pro m ³ (0°, 760 mm)	%
Wasser	68	74	-
CO ₂	375	409	-
O ₂ (O ₂)	25	28	-
Gasöl (C ₃ , C ₄ , C ₅)	23	25	17
Benzin -200° siedd.	54	61	41
Öl und feste Kohlenwasserst.	48	52	36
Alkohole	8	9	6

Eigenschaften der Produkte.

	% Olefine	% O ₂	
Gasöl	55 - 70	-	
Benzin	35 - 45	1,0 - 3,0	Ortanzahl 68
Gasöl	40 - 50	0,5 - 1,0	Ortanzahl 78
Höher siedende und feste KW	-	0,2 - 0,6	

Die Alkohole bestehen zu 55 - 65 % aus Äthylalkohol, 25 - 30 % Methanol und der Rest aus höheren Alkoholen, Azeton und Azetaldehyd.

Leistung.

Im 60 Liter Hochdruckofen (120 mm ϕ , ~ 6 m hoch) wurden bei einem Arbeitsdruck von 100 Atm. je Tag 240 kg Gesamtprodukt (Gasol + Bensin + Öl + Paraffin + Alkohol) erzeugt. Damit wurde eine Leistung von 160 gr je Liter Ofenraum = Kontaktraum und Stunde erzielt.

gez. Duftschmid.

In der Diskussion wurde auf verschiedene Fragen der Ruhrehe-
nis-Herrn von Dr. Duftschmid noch folgendes angegeben:

Der Ölumlaufl beträgt etwa 400 Ltr. je Stunde. Es ist wesentlich, daß der Katalysator gut durchreduziert ist und keinen Oxyd-
kern hat, weil dieser Kohlenstoffabscheidung bewirken würde.
Die Korngröße ist somit durch die gute Reduzierbarkeit des Katalysators begrenzt.

Die Verschiedenheit der Produkte im Ölkreislauf- und Gasumwälzverfahren wird von Prof. Martin mit sekundären Reaktionen in Zusammenhang gebracht, die vielleicht beim Ölkreislaufverfahren in geringerem Umfang stattfinden und evtl. auch mit besserer Wärmeabfuhr beim Ölkreislauf.

Dr. Pier ist der Ansicht, daß eine verschiedene Besetzung der aktiven Stellen des Katalysators bei den beiden Verfahren von besonderem Einfluß auf die Art der Produkte sein kann.

Bezüglich der Lebensdauer des Katalysators gibt Dr. Duftschmidt an, daß innerhalb von 2 1/2 Monaten ein Nachlassen der Kontaktaktivität durch eine Temperaturerhöhung um 10-15° ausgeglichen werden konnte, daß aber bei 400° wegen beginnender Crackreaktionen die obere Temperaturgrenze für das Verfahren liegt.

Prof. Martin weist auf die Möglichkeit der Reaktion von Olefinen mit Wassergas beim Kreislauf hin und erwähnt Versuche der Ruhrchemie, über die später berichtet werden soll.

Die große Leistung (g Produkt je Volumen Katalysator und Tag) der beiden I.G.-Verfahren kann für Amerika von Bedeutung sein, weil dort niedrigere Anlagekosten wichtiger sind als höherer Umsatz.

Prof. Martin erwähnt Gaskreislaufversuche der Ruhrchemie, ausgeführt mit Kugel-Katalysator, bei denen mehr leicht siedende Produkte und weniger Paraffin, ein Benzin mit mehr Olefinen und höherer Oktanzahl (68-70) bei gleichzeitig etwas höherer Leistung und 95%iger Aufarbeitung des Gases erhalten wurden.

Die Ruhrchemie hat in letzter Zeit fast ausschließlich Nickel-Kobalt-Katalysatoren, aber keine Eisenkatalysatoren geprüft. Auch Ölkreislaufversuche, die Dir. Alberts erwähnt, sind nicht mit Eisenkatalysatoren ausgeführt worden.

Auf eine Äußerung von Prof. Martin, daß im Ausland der Anfall von Dieselöl unerwünscht ist, und ob es möglich sei,

bei den I.G.-Verfahren den Dieselöl-Anfall vollkommen zu unterdrücken, weist Dr. Ringer darauf hin, daß in Amerika in den Jahren 1943 - 1944 vermutlich schon ebensoviel Dieselöl wie Benzin bei etwa gleichen Preisen verbraucht werden wird. Dr. Michael gibt an, daß die Dieselöl-Bildung kontaktmäßig soweit unterdrückt werden kann, daß nur 5% vom flüssigen Anfall über 200° sieden, daß man dann allerdings eine höhere Methanbildung in Kauf nehmen muß.

Dr. Pier äußert die Ansicht, daß es wahrscheinlich vorteilhafter sein wird, das beim Gaskreislauf gebildete Mittelöl katalytisch zu kracken.

Dr. Duftschmid erwähnt noch, daß auch beim Ölkreislaufverfahren weder Korrosion noch Karbonyl-Bildung beobachtet worden ist, und daß die Wärmeabfuhr etwa zur Hälfte durch Verdampfungswärme des kochenden Öls und zur anderen Hälfte durch das Gas bzw. die Dämpfe abgeführt wird.

III. Diskussion über Paraffinsynthese.

Prof. Martin gibt an, daß die Paraffinbildung bei der Synthese begünstigt wird durch hohe Co-Dichte im Katalysator, tiefe Reaktionstemperatur, lange Verweilzeit des Gases und hohen Kohlenoxydgehalt des Gases. Der Druck spielt dabei keine sehr wesentliche Rolle.

Dr. Roelen gibt an, daß im Betrieb bisher vom Gesamtanfall maximal 30 % Paraffin, im Laboratorium maximal 40 % erhalten worden sind.

Versuchsergebnisse Ammoniaklaboratorium:

Dr. Niessel erwähnt, daß in Ammoniaklaboratorium mit Co-Katalysatoren bisher maximal 70 % Paraffin im Anfall erhalten worden sind unter etwa den gleichen Reaktionsbedingungen, wie die Synthese auch bei der Ruhrohenie ausgeführt wird, und bei 135-140 gr Anfall in einer Stufe und 1-2% Gasol.

Dr. Meisenheimer gibt noch an, daß die Versuche in den senkrechten 300 ccm Öfen bei 190° ausgeführt werden, und daß der verwendete Co-Katalysator doppelt soviel Co pro Volumeneinheit enthält wie die Ruhrohenie-Katalysatoren.

Prof. Martin weist darauf hin, daß für künftige Vergrößerungen bestehender Fischeranlagen, die zum Zweck einer erhöhten Paraffinerzeugung vorgenommen werden sollen, die Verwendung der Oppauer Katalysatoren in Betracht gezogen werden sollte.

Versuchsergebnisse Leuna:

Dr. Wenzel teilt mit, daß in Leuna mit Co-Katalysatoren in liegenden Öfen bei 70-80 % Ausbeute an flüssigen Produkten pro Nm³ Synthesegas 70-75% Paraffin erhalten worden sind, in stehenden Öfen weniger.

IV. Gaserzeugung aus festen Brennstoffen.

Dr. Winkler berichtet über die verschiedenen Möglichkeiten der Synthesegas-Erzeugung im Winkler-Generator, wobei Synthesegas mit 1-1,5% Stickstoff und 0,4% Methan erhalten werden können, infolge der hohen Temperatur (1050°) im oberen Generatorraum. Je Nm³ Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemisch werden 0,33 m³ Sauerstoff gebraucht; zur Herstellung von 1 m³ 98%igen Sauerstoff nach Linde-Fränkell werden 0,6 kWh benötigt.

Obering. Wilke gibt an, daß nach einer Kalkulation von Linde der Sauerstoff 2 Pfg. pro m³ kostet und nur bei sehr großen Anlagen 1,5 Pfg. je m³. Im Ruhrgebiet muß man mit einem Strompreis von 1,5 - 1,6 Pfg. je kWh rechnen.

In einer Diskussion über die verschiedenen Vergasungsverfahren stellte Dr. Bütefisch fest, daß die verschiedenen Verfahren nur sehr schwer vergleichbar sind. Die verschiedenen festen Brennstoffe, die Temperaturen im Generator, die zulässigen Verunreinigungen im Gas usw sind dabei zu berücksichtigen.

Prof. Martin bezeichnet als eines der wichtigsten Probleme

21

261

im Steinkohlengbiet die Vergasung einer nicht backenden Förderkohle, weil Koks als Ausgangsstoff nicht in Betracht kommt, da er für andere Zwecke gebraucht wird. Magerkohlen mit z. B. 1 % Teer und wenig flüchtigen Bestandteilen oder Gasflamkohlen, die wenig backen und viel flüchtige Bestandteile haben, kommen z. B. in Frage. Die Vergasung von Magerkohle wäre für das Ruhrgebiet besonders interessant. In Oberhausen steht von einem neuen Schacht der Concordia eine Kohle mit 2 % Asche zur Verfügung. Auch die Synthesegas-Erzeugung aus Koksofengas kommt zur Zeit nicht in Betracht, weil das gesamte Gas als Ferngas verkauft wird.

Dr. Winkler erwähnt, daß das Vergasungsproblem für eine backende Kohle bereits gelöst ist; eine solche Anlage läuft in Japan. Bei Magerkohlen ist die Vergasung besonders schwierig, insofern, als man mit hohem Sauerstoffverbrauch rechnen muß. Für andere backende Kohlen werden von Fall zu Fall Versuche erforderlich.

Dr. Büttelech weist darauf hin, daß das Sortenproblem sowohl bei Braun- als auch bei Steinkohle wichtig ist, und daß man hier unter Umständen durch ^{bei der Vergasung} Zuschläge helfen kann, wie z. B. in Leuna durch Zuschläge von Lehm, die an Ort und Stelle vorkommen.

Dir. Alberts erwähnt die Möglichkeit, vergasbare Zuschläge, wie z. B. Grude, zu verwenden.

Prof. Martin ist der Ansicht, daß man Synthesegasanlagen nach Möglichkeit mit Sauerstoff betreiben sollte wegen der damit gegebenen Variationsmöglichkeit in der Zusammensetzung des Synthesegasen.

V. Gasspaltanlage.

262

Dr. Schiller-Oppen berichtet über die verschiedenen Möglichkeiten zur Herstellung von Synthesegas aus Kohlenwasserstoffen. Das Referat deckt sich inhaltlich mit den bereits im ersten UBAQ-Bericht enthaltenen Mitteilungen (Vergleiche Bericht Dr. Peters vom 11. November 1958, Seite 66).

VI. Schwefelreinigung.

Dr. Winkler berichtet über die anorganische und organische Schwefelreinigung mit A-Kohle und erwähnt, daß man heute schon mit einer Lebensdauer der Kohle von 4 - 6 Jahren rechnen kann. Das Verfahren kommt nur für Wassergas in Betracht. Zyklisch gebundener Schwefel wird durch das Verfahren nicht entfernt.