

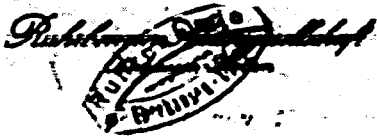
3446-30/5.01-17

3446-30/5.01-17

OLEFINE SYNTHESIS

( Water Gas )

000961



Horten, den 9. 12.43  
No/Pr.

000962

20 Druck - Ofen

Die Wassergasynthese wurde unter der Annahme der damals vorhandenen Druckkessel mit einer Belastung von 1 170 m<sup>3</sup>/Ofen ausgelastet. Weitere Versuche in Bezug auf die Wassergasynthese zeigten jedoch, dass der Durchsatz/Ofen mit Rücksicht auf die Verflüssigung und Qualität der Produkte vorteilhaft auf 840 m<sup>3</sup>/Ofen herabgenommen wird. In der heutigen Druckanlage besteht die Aufstellungsmöglichkeit von 20 Ofen. Das würde die Gesamtzahl von 92 Ofen entsprechend 84 Betriebs-Ofen ergeben. Diese ergibt eine Belastung von

840 m<sup>3</sup> x 20 = 16800 m<sup>3</sup> = 16800 : 200 = 84 = 840 m<sup>3</sup>/Ofen.

Nachstehend sind die Vorteile, die sich für die Belastungsdifferenz von 1 170 m<sup>3</sup>/Ofen gegenüber 840 m<sup>3</sup>/Ofen ergeben, aufgeführt. Den Zahlen liegen Versuche im halbertechnischen Masstabe zugrunde und sind dem Bericht der Versuchsanlage entnommen.

		Belastung je Ofen, 1 170 m <sup>3</sup>	dto. 3 840 m <sup>3</sup>
MD	Fl. Prod. tato MD	141,0	172,0
"	Gesamt-Prod. tato	166,4	186,0
"	Paraffin > 460° jato	2 390	3 650
"	N-Schmieröl aus Frakt. 60 - 200 jato	8 900	11 400
ND	Prod. Fl. Prod. und Gasol tato	60	52
MD+ND	Gesamt - Produkt	226,4	237,0
"	g/Nm <sup>3</sup> CO+H <sub>2</sub>	144	151

Bei gleichem CO/H<sub>2</sub>-Umsatz von 92% steigt die spez. Ausbeute infolge der geringeren Vergasung von 144 g/m<sup>3</sup> CO/H<sub>2</sub> auf 151 g/m<sup>3</sup> CO/H<sub>2</sub>.

Es gibt sich also zunächst eine Produktionssteigerung von 237 t - 226,4 t = 10,6 tato. Diese 10,6 t fallen ohne zusätzliche Betriebskosten zur Synthese einschliesslich an. Dies ergibt einen Gewinn von

$$10,6 \times 365 \times 200 = 772 \text{ 000.-RM/Jahr.}$$

Das Mehrausbringen von Paraffin über 460° in Höhe von  
3 650 - 2 390 = 1 260 jato

bringt bei einem Durchschnitts von 20 Pfg./kg 1 260 x 200 =  
RM 252 000.-/Jahr

200962B



280000

Zuletzt kommt ein Mehrausbringen an Öl von  
- 8 900

= 2 500 Jato,

und dies ergibt bei einem Mehrerlös von 10 Pf./kg

$$2\ 500 \times 100 = 250\ 000 \text{ RM}$$

Zu dem Schmieröl ist noch zu sagen, dass bei der niederen  
Ofenbelastung Öleife anfallen, die ein Schmieröl  
mit einer besseren Viskositätszahl ergeben. Insgesamt  
ist mit einem

$$772\ 000 \text{ RM} + 252\ 000 \text{ RM} + 250\ 000 \text{ RM} = 1\ 274\ 000$$

pro Jahr zu rechnen. Die Anschaffungskosten der Öfen  
betragen einschliesslich Montage 80 000 RM/Ofen, ins-  
gesamt 1 600 000 RM.

000963

Oberhausen, Jan. 27. November 1943  
Hs/rr.

Herrn Dr. Dr. Hagemann !  
-----

Verarbeitung von  $80\ 000\ m^3$  unter Einwirkung der  
Wassergassynthese.

-----

An dieser Stelle sind neben den Engpass-Stellen für einen  
Durchsatz von  $80\ 000\ m^3$  die Maximal-Leistungen der Betriebs-  
stationen besprochen.

1.) Grobreinigung.

Soll-Leistung  $80\ 000\ m^3$ , die sich bei der geplanten Auf-  
stockung von 16 auf 20 Lager auf  $100\ 000\ m^3$  erhöht. Mit  
Rücksicht auf die heutige Schaltung, Gasometer - Grobreini-  
gung - Gebläse ist die Grobreinigung wegen des sich einstel-  
lenden zu tiefen Unterdruckes (-500 zugelassen) nicht mit  
 $80\ 000\ m^3$  zu betreiben. Erst nach Erstellung des Elektro-  
filters und der damit verbundenen Schaltung der Grobreiniger  
hinter die Gebläse ist es möglich,  $80\ 000\ m^3$  und max.  
 $100\ 000\ m^3$  (siehe oben) durchzusetzen.

2.) Bei der alten Schaltung werden die Gebläse wegen des auftre-  
tenden Unterdruckes bei weitem nicht die Leistung von  
 $80\ 000\ m^3$  bzw.  $40\ 000\ m^3$  aufbringen. Aber auch das Elek-  
trofilter vorausgesetzt und damit die Schaltung, Gasometer  
Elektrofilter - Gebläse - Grobreinigung werden die Gebläse  
nicht auf ihre Soll-Leistung kommen. Es müssten jeweils das  
 $80\ 000\ m^3$  und ein  $40\ 000\ m^3$  Gebläse zusammen betrieben wer-  
den; hierbei wäre mit einer max. Leistung von  $100\ 000\ m^3$  zu  
rechnen. Das bestellte 2.  $80\ 000\ m^3$  Gebläse gibt dann die  
nötige Reserve.

3.) Feinreinigung.

Die vorhandenen 4 Betriebssysteme geben, wie früher darge-  
legt, einen Durchsatz von  $72\ 000\ m^3$ . Bei der Zielsetzung von  
 $80\ 000\ m^3$  muss also schon die Aufstockung der Türme vorge-  
nommen werden. Bei der Aufstockung ist eine max. Verarbei-  
tung von ( $18\ 000\ m^3$  und 25%)  $\times 4 = 90\ 000\ m^3$  möglich.

4.) Konvertierung.

4 Betriebsöfen ergeben eine Leistung von  $24\ 000\ m^3$ , die ein  
in der Wassergassynthese eingesetzte Wassergasmenge von  
 $84\ 000\ m^3$  entsprechen und bei Einhaltung des 5. Ofens als  
Reserve und der normalen Belastung die Grenzleistung bedeu-  
tet. Eine zugeänderte und zulässige Überbelastung von  
10% würde die genannten  $84\ 000\ m^3$  auf  $92\ 000\ m^3$  erhöhen.

5.) Turbo - Verdichter.

Die vorgeschalteten, direkten Kühler haben eine Soll-Lei-  
stung von  $2 \times 40\ 000\ m^3 = 80\ 000\ m^3$ . Unter Berücksichtigung  
der nachträglich vorgeschalteten Wärmeaustauscher und der  
Einschaltung der indirekten Kühler in den Kühlwasserkreis-  
lauf wird eine Steigerung auf  $2 \times 50\ 000\ m^3 = 100\ 000\ m^3$  mög-  
lich.

lich sein.

1 x 35 000 m <sup>3</sup>	= 35 000 m <sup>3</sup>
4 x 17 000 m <sup>3</sup>	= 68 000 m <sup>3</sup>
<hr/>	
	103 000 m <sup>3</sup>

Bei 60 000 m<sup>3</sup> Wasser (17 000 m<sup>3</sup> bei 17 000 m<sup>3</sup> im Betrieb sein, 43 000 m<sup>3</sup> im Reserve. Der Rest bei 35 000 m<sup>3</sup> Maschine sollte die Produktion ausfallen lassen. Die Maschine sollte die Produktion einer 35 000 m<sup>3</sup> Maschine betragen. Aus diesen ist zu hoffen, dass die eingeleiteten Maßnahmen, die bisher zu einer Leistung von 19 000 m<sup>3</sup> zu bringen, Erfolg haben die - Leistung der 20 000 m<sup>3</sup> Maschine nicht die gleiche wie folgt:

1 x 35 000 m <sup>3</sup>	= 35 000 m <sup>3</sup>
4 x 19 000 m <sup>3</sup>	= 76 000 m <sup>3</sup>
1 x 20 000 m <sup>3</sup>	= 20 000 m <sup>3</sup>
<hr/>	
Sum.	131 000 m <sup>3</sup>

h. Bei Ausfall der 35 000 m<sup>3</sup> Maschine ergibt sich eine max. Gasmenge von 96 000 m<sup>3</sup>.

6.) Drucksynthese.

Die Erstellung der 20 neuen Öfen vor ausgesetzt, ist die Anlage 82 Betriebsöfen, somit bei 80 000 m<sup>3</sup> Wasser eine Belastung von 980 m<sup>3</sup>/Ofen. Diese Beaufschlingung kann nur auf Kosten von Kontaktflächenver und Verflüssigung durchgeführt werden. Die tatsächlichen Auswirkungen hier ergeben sich durch die zunehmenden Erkenntnisse und Erfahrungen. Die Syntheseanlage, gleich für die Niederdrucksynthese vorgesehen, stellt einen Engpass dar, zumal nach Lage der räumlichen Verhältnisse Erweiterungen unmöglich sind.

7.) Druckkondensation und Druck-A.K.-Anlage.

Sind unter Zugrundelegung von 75 000 m<sup>3</sup> Wassergas als Primärgas ausgelegt und werden bei der Dimensionierung 80 000 m<sup>3</sup> Wassergas verarbeitet. Das Umwälzgebläse (AEG) ist für 25 000 m<sup>3</sup> (85 ata auf 10 ata) ausgelegt, d.h. bei einem Kreislauf von 1 + 3 wäre die Maximalleistung auf eingesetztes Primärgas bezogen 83 000 m<sup>3</sup>. Hier muss auch die Erfahrung die tatsächlich Leistung zeigen. Das vorhandene 2. Gebläse stellt eine 100%-ige Reserve dar.

8.) Niederdruck-synthese.

Hier besteht ein absoluter Engpass. Bei 70 000 m<sup>3</sup> Wassergas-durchsatz ergab sich unter Einhaltung einiger CO<sub>2</sub>-Wäsche eine Oberflächenleistung der Niederdrucköfen von 800 m<sup>3</sup>/h (75 Aktiven), die sich bei 60 000 m<sup>3</sup> Wassergas auf 910 m<sup>3</sup> erhöhen und eine unbedingende Aufarbeitung bedingend würden. Zugeständnisse sind

Beibehaltung der Kosteneinsparung in die Verflüssigung eines  
Wassergesamtes.

In Zusammenhänge hier wird die Frage, wie der Betrieb des Wassergesamtes am besten zu bewerkstelligen ist, zu erörtern. Die im Wassergesamte für die Verflüssigung des Braueisens benötigte Zeit beträgt 16 Minuten. Die Umstellung erfolgt von der Oberseite her, beginnend mit Block 6 und 7. Die Umstellung erfolgt, indem die vier aufgestellten 16 Öfen in der Reihenfolge 1 bis 16 in die Betriebsrichtung verfahren werden. Die Umstellung erfolgt, indem die vier aufgestellten 16 Öfen in die Betriebsrichtung verfahren werden. Die Umstellung erfolgt, indem die vier aufgestellten 16 Öfen in die Betriebsrichtung verfahren werden. Die Umstellung erfolgt, indem die vier aufgestellten 16 Öfen in die Betriebsrichtung verfahren werden.

1. Für den Kreislauf.

In der heutigen Druckanlage vorhanden	73 Öfen
bereits neu bestellt	20 Öfen
von den in der Niederdruckanlage auszunehmenden Drucköfen	23 Öfen
	<u>116 Öfen</u>
	120 Öfen
entsprechend	<u>112 Öfen</u>

2. Für die zweistufige Aufbereitung des Endgases der Wassergesamte.

An Stelle der Niederdrucköfen 96 - 28 Öfen, entsprechend 64 Betriebsöfen.

zu 1) Eine Ofenbelastung von 800 m<sup>3</sup> ungesaugen, ergibt sich ein Durchsatz von 112 x 800 = 90 000 m<sup>3</sup> bei befristeter Auflagerichtung 18. Versuchsöfen.

zu 2) 50% Kontraktion in der Wassergesamte im Wassergesamte, bleiben 45 000 m<sup>3</sup>, entsprechend konvertiert 54 000 m<sup>3</sup> und nachher nach dem der Kohlendioxid 44 000 m<sup>3</sup>. Diese 44 000 m<sup>3</sup> Kohlendioxid mit 75% Aktivität ergeben bei 64 Betriebsöfen eine Belastung von

$$\frac{44\,000}{64} = 690\,m^3$$

Auf diese Weise wäre absolute vernünftige Betriebsverhältnisse geschaffen. Die vorhandene zweistufige, indirekte Druckkondensation ist für diesen Durchsatz geeignet. Ebenso würde sich auch für die dahinter geschaltete Niederdruck-A.K.-Anlage kein Engpass ergeben.

D'ruck: Schuff  
 Feisst

Herrn Hrn. Dr. H a r t m a n n !

~~Beitrag über die Verarbeitung von 70 000 m<sup>3</sup> Wasser-  
gas unter Einschaltung der Wassergassynthese.~~

In Ergänzung des Berichtes vom 29.10.43 wird hier nur die  
Betriebsstationen erörtert, die Engpässe ergeben.

1.) Turbo-Verdichter.

Voraussetzung ist, dass der 35 000 m<sup>3</sup> Denug-Verdichter be-  
triebsbereit ist.

An Soll-Leistung stehen dann zur Verfügung:

1 Verdichter zu 35 000 m <sup>3</sup>	= 35 000 m <sup>3</sup>
4 Verdichter zu 17 000 m <sup>3</sup> (20 000)	= 68 000 m <sup>3</sup>
	<u>Sr. 103 000 m<sup>3</sup></u>

In bezug auf den Durchsatz von 70 000 m<sup>3</sup> Wassergas stehen  
also 50% Reserve entsprechend 2 kleinen oder dem grossen  
Verdichter zur Verfügung. Wie in dem Bericht vom 23.2.43  
"Aufarbeitung und Ausbeute des in der Niederdrucksynthese aus-  
gearbeiteten Gases der Wassergassynthese" ist es erforderlich  
dass für die Niederdrucksynthese zu konvertierende Gas  
von CO<sub>2</sub> soweit wie möglich zu befreien. Das Konvertgas in  
Höhe von 25 000 m<sup>3</sup> müsste also komprimiert, CO<sub>2</sub>-gewaschen  
und wieder entspannt werden. Für 25 000 m<sup>3</sup> sind 2 kleine Ver-  
dichter erforderlich, d.h. die oben genannte Reserve viel  
aus, also ein unzulässiger Zustand. Ein Behelfsbetrieb wäre  
durchzuführen, wenn nur 1 Verdichter für die CO<sub>2</sub>-Waschung des  
Konvertgases eingesetzt würde. Aber auch diese Fahrweise  
würde zu unerträglichen Betriebschwankungen und Produktions-  
ausfällen führen. Wie im Bericht vom 23.2.43 auch dargelegt,  
ist eine Druckkonvertierung zu erstellen, die hinter die  
Druck-A.K.-Anlage der Wassergassynthese geschaltet wird. Hier  
würde der entsprechende Anteil Endgas konvertiert, in der  
vorhandenen CO<sub>2</sub>-Wasche von CO<sub>2</sub> befreit und dann zur Nieder-  
drucksynthese gegeben. Wegen der schnelleren Beschaffung  
würde die Konvertierung nur aus den eigentlichen Ofen, Ofen-  
Wärmeaustauschern und Kühlern, die mit als CO<sub>2</sub>-Wascher ausge-  
bildet werden, bestehen.

2.) Drucksynthese.

Bei 52 Betriebsöfen ergeben 70 000 m<sup>3</sup> Wassergas eine Belastung  
von Primärgas in Höhe von 1 130 m<sup>3</sup>, zur Gewährleistung einer  
vernünftigen Laufzeit, Aufarbeitung und Verflüssigung des  
Gases ist aber eine niedrigere Belastung zu erstreben. Bei der  
gegebenen Ofenhalbe sind noch 20 Ofen unterzubringen, somit  
ergeben sich 82 Betriebsöfen entsprechend einer Ofenbe-  
lastung von 850 m<sup>3</sup>/h. Die Bestellung der 20 Ofen ist von Rem-  
TB bereits eingeleitet.

*Handwritten signature and stamp*

000967

3.) Druckkondensations- und A.K.-Anlage,

Die neue Druckkondensations- und A.K.-Anlage (Druck) sind unter einer Belastung von 75 000 m<sup>3</sup> Wasserdampf reichlich ausgelegt.

4.) Niederdrucksynthese,

Ohne die oben diskutierte CO<sub>2</sub>-Frösche würde die Niederdrucksynthese <sup>4</sup> beaufschlagt, d.h. bei 42 000 m<sup>3</sup> eine Belastung von 2 000 m<sup>3</sup>/Uren bei einer Gas mit 50% Aktiven. Bei diesen Verhältnissen ist mit einer unbefriedigenden Aufbereitung des Gases zu rechnen. Neben der Anschaffung der Uren (siehe Bericht 29.10.43) ist eine weitere Aufstellung von Uren in der vorhandenen Halle nicht möglich. Bei Einstellung der CO<sub>2</sub>-Frösche würde sich bei einer Synthesegas von 75% Aktiven die Gasmenge von 42 000 auf 3 500 m<sup>3</sup> erniedrigen und man eine Urenbelastung von 200 m<sup>3</sup> erhalten. Diese Belastung ist natürlich auch noch zu hoch, aber bei den gegebenen Verhältnissen nicht zu ändern.

5.) Zondeinstrier und A.K.-Anlage (Niederdruck),

Sind ausreichend bei der Anlage der oben genannten 42 000 m<sup>3</sup>.

*Handwritten signature*

D'druck: Schuff  
Feisst

- x) räumlich
- xx) mit 42 000 m<sup>3</sup>

Durchschrift



**000968**

**Wassergaskreislauf (z. Bericht v. 12.5.43).**

Gasverhältnisse, wenn die 1. Stufe Wassergaskreislauf führt und das hierbei anfallende Endgas nach A.G.-Zusatz in die 2. u. 3. Stufe aufgearbeitet wird. Nach durchgeführter Rechnung ist die Ofenverteilung wie folgt festgesetzt:

Wassergaskreislauf	30	Öfen
2. Stufe	24	"
3. Stufe	8	"
	<u>62</u>	<u>Öfen</u>

**1.) Wassergaskreislauf.**

angenommener Einsatz:  $33\ 000\ m^3 = 1\ 100\ m^3/\text{Ofen}$

Wie früher bereits festgelegt, soll sein

Kontraktion:  $49,6\%$  CO-Umsatz =  $43,7\%$ ,  $H_2$ -Umsatz =  $70,6\%$   
 $CH_4$ -Bildung  $5,2\%$

Analysen:	$CO_4$	CO	$H_4$	$CH_4$	$N_2$
Wassergas:	6,3	38,7	48,3	0,3	6,4
Endgas	12,5	43,8	28,6	2,7	12,4

Produktion:  $90\ g\ f.\ K.W./Nm^3\ W.G.$ , das sind:

$33\ 000 \cdot 24,90 = 71,2$  tato fl. K.W.

+  $10\%$  Gasöl =  $7,1$  tato Gasöl

Nach den Unterlagen der Druck-Versuchsanlage über den Wassergaskreislauf teilen sich die  $71,2$  tato wie folgt auf:

<u>Benzin - 200<sup>0</sup></u>	<u>Öl 200 - 320<sup>0</sup></u>	<u>Paraffin</u>
50 Gew. %	27 Gew. %	23 Gew. %
= $35,6$ tato	= $19,2$ tato	= $16,3$ tato
davon $60\%$ Oief.	davon $42\%$ Oief.	
= $21,36$ tato Oief.	= $8,1$ tato Oief.	

**2.) 2. Stufe.**

Endgas:  $16500\ m^3$  (s. Analyse oben). Kohlensäure-gewaschenes Konvertgas mit

$CO_4$	CO	$H_2$	$CH_4$	$N_2$
7,1	6,1	79,8	0,4	6,5

angenommener  $CO\ H_2$ -Verhältnis  $1 : 1,6$

mit  $10\ 000\ m^3\ KG$  ergeben sich:

$26\ 500\ m^3$  Sg. 2. Stufe mit

$CO_4$	CO	$H_2$	$CH_4$	$N_2$	$CO:H_2 = 1,62$
10,5	29,5	48,0	1,8	10,2	

000968 B

Ofenbelastung bei 24 Öfen : 1 100 m<sup>3</sup>/Öfen

angenommen : CO-Umsatz, 60% damit Kontraktion 55,5% bei  
 10 % CH<sub>4</sub> an  
 3 % CO<sub>2</sub> um  
 CO

kalibren. 12360 m<sup>3</sup> Endgas mit

CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>
23,6	25,0	21,8	7,8	21,8

Produktion: 75 g/m<sup>3</sup> = 48 t fl. K.W./24 Stunden  
 + 10% Gasol = 48 t Gasol.

3.) Stufe 3.

Endgas von der Stufe: 12 360 m<sup>3</sup>/Std. (s. Analyse oben).  
 Zu diesem Gas kommen 4 200 m<sup>3</sup> K.Gas, so dass ein St.  
 3. Stufe folgender Zusammenhang zur Verfügung steht:

CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>
19,3	20,3	36,5	5,9	18,0

CO: H<sub>2</sub> = 1 : 1,8

Gasmenge: 16 600 m<sup>3</sup>/Std.

Ofenbelastung bei 8 Öfen: 2100 m<sup>3</sup>

angenommen: CO-Umsatz = 65%  
 damit Kontraktion = 39%  
 10% CH<sub>4</sub> (auf umges. CO)  
 3% CO<sub>2</sub>

bleiben: 10 100 m<sup>3</sup> Endgas mit

CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>
32,4	11,5	14,7	11,9	29,5

Produktion: 56g/m<sup>3</sup> = 22,2 t fl. K.W.  
 + 10% Gasol = 2,2 t Gasol

Gesamt Produktion: 71,2 + 48 + 22,2 = 141,4 t fl. K.W.  
 + 14,1 t Gasol

Der g-Gesamt-Gaseinsatz beträgt:  
 mit 3 3000 + 10 000 + 42 000 = 47 200 m<sup>3</sup>/Std. - 44000  
 13 642 m<sup>3</sup> CO u. 27 270 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub> also 2113 11.59  
 = 40 912 m<sup>3</sup> Aktiven. mit einem Verhältnis  
 CO : H<sub>2</sub> = 1 : 2

Die Gesamtkontraktion : 78,8%  
 " CO-Umsatz 91,6%  
 " H<sub>2</sub> " 94,4%  
 " Produktion 5,89 t fl. K.W./std.  
 0,59 t Gasol/std.

Dementsprechend 144 g fl. K.W./m<sup>3</sup> CO/H<sub>2</sub>  
 14,4 g Gasol/m<sup>3</sup> CO/H<sub>2</sub>

*Mindung*

000969

1 1 1

Der Herr Herr ...

geboren: ...

gebildet: ...

1.) Bei der ...

2.) Die ...



## A b s c h r i f t

Obern.-Holteln, den 12. Mai 1943  
Betrieb: Benzol-Gewinnung

000970

### Überlegungen zur Umschaltung der Drucksynthese auf Wassergaskreislauf

Die Anschlussarbeiten für die Apparaturen des Wassergaskreislaufes sind bei der Stillsetzung April 1943 so durchgeführt, dass bei den späteren Umschaltungen jeweils jetzt eingebaute Steckscheiben gezogen bzw. neu gesetzt werden müssen, wozu kurzzeitige Stillstände erforderlich sind. Im Zuge der Umschaltung auf den Wassergaskreislauf werden zweckmässig folgende Fahrweisen nach der Reihe durchgeführt:

- 1.) Alle 3 Stufen werden normal im Durchgang gefahren. Die neue Still-Kondensation wird als Kondensation für die 1. Fahrstufe benutzt, die Rekuperator-Wärmeaustauscher mit in Betrieb genommen. An den Gasverhältnissen, insbesondere in Bezug auf das  $\text{CO}/\text{H}_2$ -Verhältnis wird nichts geändert. Die Zuziehung des Konvertgases für die 2. Stufe erfolgt hinter den Rekuperator-Wärmeaustauscher auf dem Wege zum Ofenhaus. Die Steckscheiben in der 500-er Endgasleitung zu dem neuen Paraffinabscheider und in der 800-er Synthesegasleitung 2. Stufe am Verteiler werden gezogen. Zweckmässig wird in die 500er Endgasleitung im Abgang zu der heutigen indirekten Kondensation eine Steckscheibe gesetzt.
- 2.) die 1. Stufe wird im Kreislauf gefahren. Das  $\text{CO}/\text{H}_2$ -Verhältnis des Primärgases bleibt wie heute 1 : 1,5. Das hierbei anfallende Endgas wird nach Zusatz von Konvertgas in der 2. und anschliessend in der 3. Stufe normal aufgearbeitet. Zum Antrieb des Kreislaufgebläses wird das hinter der Kondensation 3. Stufe anfallende Endgas benutzt, nachdem es den der Entspannungsturbine vorgeschalteten Erhitzer durchlaufen und hier entsprechend der abzugebenden Leistung aufgeheizt ist. Das entspannte Gas wird zur Herausnahme von Benzin und Gasol auf die Niederdruck-Aktivkohle-Anlage geleitet.  
Die Steckscheibe in der 500er Synthesegasleitung 1. Stufe am Verteiler wird gezogen. Die neu zu verlegende 250-er Leitung nach der Kondensation 3. Stufe, die das Endgas zum Rekuperator-Gaserhitzer bzw. zur Entspannungsturbine bringt, und die Leitung hinter der Entspannungsturbine zur Niederdruck-Aktivkohle-Anlage wird in Betrieb genommen. Das Konvertgas für die 2. Stufe wird jetzt mit einem 150-er Anschluss in die 800-er Synthesegasleitung 2. Stufe hinter dem Verteiler auf dem Wege zum Ofenhaus gegeben. Die unter 1.) genannte Eingabestelle wird geschlossen.
- 3.) Durch Absenken des  $\text{CO}/\text{H}_2$ -Verhältnisses im Primärgas der 1. Stufe wird der Synthesegaskreislauf stufenweise auf die Wassergassynthese umgestellt. Das anfallende Endgas wird nach entsprechendem Zusatz von Konvertgas normal in der 2. und 3. Stufe aufgearbeitet. Die apparative Schaltung bleibt wie unter 2.). Mit Absenken des  $\text{CO}/\text{H}_2$ -Verhältnisses des Primärgases wird das Konvertgas für die 2. Stufe entsprechend erhöht.



Nach den bei diesen Fahrweisen gesammelten Kenntnissen und Erfahrungen wird dann die Wassergassynthese auf sämtliche Drucksynthesebfen ausgedehnt, die 2. und 3. Stufe zugeschaltet. Das anfallende Endgas wird wie unter 2.) und 3.) zum Antrieb des Umwälzgebläses benutzt und geht zur Herausnahme des Benzins und des Gasols über die Niederdruck-Aktivkohle-Anlage und wird am Teil entsprechender Zugabe von Konvertgas dem Niederdruck-Synthesegas zugemischt und in der Niederdrucksynthese aufgearbeitet.

Bei dieser Schaltung wird die Steckscheibe in der Sauger-Endgaseleitung am Paraffinabscheider gezogen. In die Abgasleitung zu der heutigen indirekten Kondensation 2. Stufe wird eine Steckscheibe gesetzt. Der Abgang zur 3. Stufe wird geschlossen und der Abgang hinter den Rekuperator-Wärmeaustauschern zum Rekuperator-Gaswäscher bzw. zur Entspannungsturbine geöffnet. Die 1000-er Leitung von der Niederdruck-Aktivkohle-Anlage zur Konvertierung, die in diesem Falle aber umgangen wird, so dass das Gas direkt zur Niederdrucksynthese geht, wird in Betrieb genommen.

- 5.) Sämtliches erzeugtes Wassergas wird in der Wassergassynthese durchgesetzt. Das anfallende Endgas geht anschließend nach der Kondensation über die Druck-Aktivkohle-Anlage und von dort über den Wäscher zur Entspannungsturbine. Ein nochmaliger Durchgang durch die Niederdruck-Aktivkohle-Anlage zur Herausnahme der Gasole des Gases, das konvertiert werden muss, ist vorgesehen, aber wahrscheinlich nicht erforderlich. Auf jeden Fall wird der entsprechende Anteil Gas konvertiert und das dann entstehende Synthesegas in der Niederdruck-Synthese-Anlage aufgearbeitet. Vorgesehen ist, dass Konvertgas in der Menge, die ein Verdichter anzusaugen vermag bzw. die CO<sub>2</sub>-Wäsche durchsetzen kann, komprimiert, von CO<sub>2</sub> befreit, entspannt und dem übrigen Gas zugemischt wird. Hierbei wird die 1000-er Leitung, die von der Entspannungsturbine zur Niederdruck-Synthese geht, in Betrieb genommen und zwar mit der entsprechenden Teilmenge des Endgases, während die Restmenge nach wie vor zur Niederdruck-Aktivkohle-Anlage geht und von dort zur Konvertierung.

Neue Dd. Prof. Martin  
Dr. Hägemann  
Pabst

Oberhausen-Molten, den 23. Februar 1943

Betrieb: Benzol-Gewinnung

000972

Aufarbeitung und Ausbeute des in der Normaldrucksynthese aufgearbeiteten Gases der Wassergas-Synthese

In der beigefügten Aufstellung Anlage 1 sind aufgrund von durchgerechneten Beispielen folgende 3 Fälle der Aufarbeitung des Endgases der Wassergas-Synthese niedergelegt.

Fall 1: Die Zahlen sind dem Bericht vom 23.12.1940 (Dr. Schuff) entnommen in dem die Unterlagen für die Wassergas-Synthese einschliesslich der Verarbeitung des Endgases in der Normaldrucksynthese zusammengestellt sind. Bei einem Wassergaseinsatz von 75.000 m<sup>3</sup> bleiben 37.500 m<sup>3</sup> Endgas. Hier-von gehen 20.000 m<sup>3</sup> zur Konvertierung, die 27.000 m<sup>3</sup> Konvertgas ergeben. Mit den restlichen 17.500 m<sup>3</sup> zusammen sind also rund 45.000 m<sup>3</sup> Synthesegas mit dem CO<sub>2</sub>-Verhältnis 1 : 2 in der Normaldrucksynthese durchzusetzen. Bei der gegebenen Anzahl der Synthesen ist die einstufige Fahrweise vorgesehen.

Fall 2: 18000 m<sup>3</sup> des vorgenannten Konvertgases (Leistung eines Verdichters bzw. der Kohlensäurewäsche) werden auf 10 ata verdichtet und durch die vorhandene CO<sub>2</sub>-Wäsche gefahren, wobei 6000 m<sup>3</sup> CO<sub>2</sub> ausgewaschen werden. Mit dem übrigen Gas vereinigt entstehen 39.000 m<sup>3</sup> Synthesegas, die in 2 Stufen in der Normaldrucksynthese umgesetzt werden.

Fall 3: Die für die Konvertierung erforderliche Gasmenge wird nach der Druck-Aktiv-Kohle-Anlage, die in diesem Falle die Gasole herausnehmen muß, über eine Druckkonvertierung gegeben und in der nachgeschalteten Druckwasserwäsche von CO<sub>2</sub> befreit, sodass mit dem übrigen Gas gemischt 36.000 m<sup>3</sup> Synthesegas zur Verfügung stehen, die in der vorhandenen Turbine (Antrieb des Umwälzgebläses) entspannt werden, zur Normaldruckanlage gehen und hier 2-stufig aufgearbeitet werden. In diesem Falle ist natürlich die Erstellung einer neuen Druckkonvertierung und einer dritten Kohlensäurewäscheinheit erforderlich. Die einzige Frage bzw. Schwierigkeit bleibt die möglichst restlose Herausnahme der Gasol-Kohlenwasserstoffe, die nach den bekannten Versuchen von Herrn Dr. F e i s t in der Konvertierung gespalten werden. Die Druckkonvertierung würde natürlich den Spaltprozess zurückdrücken. Ausserdem hat die L u r g i eine Spezial-Gasol-Kohle entwickelt, die eine restlose Herausnahme der Gasole durch die Druck-Aktiv-Kohle erhoffen lässt.

Wie aus der tabellarischen Aufstellung zu ersehen, ist die Aufarbeitung in den 3 Fällen auf denselben CO-Gehalt im Endgas bezogen. Bei angenommener gleicher Vergasung ist der Vergleich der Ausbeute als stichhaltig zu betrachten. Für Fall 2 und 3 spricht noch die 2-stufige Fahrweise, die eine geringere Vergasung und ein tieferes Herunterarbeiten des CO-Gehaltes im Gegensatz zu Fall 1 erwarten lässt. Das Auswaschen von aktiven Gasen wird lt. Erfahrung mit der in Betrieb befindlichen Wäsche und den theoretisch ausgerechneten Mengen im Bezug auf das neue Konvertgas mit 36,1 % CO<sub>2</sub> ungefähr 42 % ausmachen (siehe auch Anlage 2). Die wirtschaftliche Seite ist für Fall 3 ganz klar. Einer Mehrproduktion von 13,5 Tato Produkten stehen nur die Betriebskosten der Kohlensäurewäsche gegenüber. Im Fall 2 müssen andere Faktoren realisiert werden, um die Wirtschaftlichkeit der zusätzlich gewonnenen 8,5 Tato Produkte sicherzustellen. Das gewaschene noch unter Druck stehende Konvertgas muss über eine Entspannungsturbine seine Energie abgeben, die zum Antrieb des Hochdruckteils des Verdichters ausreicht. Die Entspannung des Wassers muss stufenweise erfolgen, in der Art, dass ein Inertgas mit 98,9 % CO<sub>2</sub> und evtl. ein Teil des mit ausgewaschenen Kohlenoxyd-Wasserstoffs zurückgewonnen wird. Aus einem entsprechenden Anteil des gewaschenen Konvertgases kann die in der Alkaidwäsche für die CO<sub>2</sub>-

trockeneisgewinnung benötigte Kohlensäure gewonnen werden. Das hierbei verbleibende Gas kann nach Metanisierung des Kohlenoxyd über unseren normalen Kobaltkontakt in einem normalen Normaldrucksyntheseeofen zur Regenerieren der Normaldruckkoben verwandt werden. Letztere Vorteile gelten natürlich auch für Fall 3.

*Handwritten signature*

000973

2 Anlagen

Dd. Alberts/Schuff  
Feisst/Maier

Betriebsbüro KW  
Ne/Gst

A n l a g e 1

Oberhausen-Holten, den 23. Februar 1943

000974

Aufarbeitung und Ausbeute des in der N-Synthese verarbeiteten Endgases der  
Wassergas-Synthese

Synthese- Gas m <sup>3</sup>	A n a l y s e			End-Gas	Fahr- weise	Ch- lör.	Kon- traktion	O <sub>2</sub> - BLM von m <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	CO <sub>2</sub> - BLM von m <sup>3</sup> m <sup>3</sup>	Erg. CO	Erg. CO	CO in Endgas	Einspar- Produkte	Sum. (10%)	Zu der Produkt.			
	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>													CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>
Fall 1 ohne CO <sub>2</sub> -wäsche	45.000	26,8	20,2	40,3	46,6	10,2	17,2	1=	70	40	20	7	9090	6363	2737	58	8,7	66,7
Fall 2 6000 m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub> ausge- waschl.	39.000	15,5	23,4	46,5	36,5	10,2	15,1	2=	79	52,5	20	7	9090	7180	1910	65,4	9,8	75,2
Fall 3 9000 m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub> ausgewaschl.	36.000	8,5	25,2	50,4	25,5	10,2	13,9	2=	84	60,4	20	7	9090	7640	1450	69,6	10,8	80,4

zum Bericht vom 25.2.1943

Ruhrchemie Aktiengesellschaft  
Oberhausen-Holten

4 100 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10



000975

K o n l e n s ä u r e w ä s s e r e v o n K o n v e r t g a s

Gas	Analysen	Ergebnisdifferenzdruck 9 mm caudat p	Absorp. Koeffiz. a bei 30°	szp	thermische Wärmelösung in 1500 mm H <sub>2</sub> O	Bel. 1000 m <sup>3</sup> Gas, Gas Elm. Gas	abgelaufene Lösung in %	ausgew. % d. abgelaufenen Lösung %	gelöst. Elm. Gas in %	Analysen d. Elmsäure- Säure %	Analysen d. gasförmigen Gases %	Summenwerte
CO <sub>2</sub>	36,1	3,249	0,665	2,16	3240	3610	89,7	80	2900	95,6	10,2	710,0
CO	5,0	0,45	0,01998	0,009	13,5	500	2,7	2,5	12,5	0,4	6,9	487,5
H <sub>2</sub>	47,8	4,302	0,01699	0,073	109,7	4780	2,3	2,1	100,0	3,3	67,3	4680,0
CH <sub>4</sub>	2,0	0,18	0,02762	0,00497	7,5	200	3,75	3,4	6,8	0,2	2,8	193,2
N <sub>2</sub>	9,1	0,819	0,01375	0,01126	17,0	910	1,87	1,6	15,0	0,5	12,8	895,0
	100	9,0				10.000			3034,3	100	100	6965,7

Ruhrchemie Aktiengesellschaft  
Oberhausen-Holten

000976

Entwicklung der Druck-Synthese zur Olefin-Synthese.

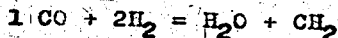
Als man im Jahre 1936 bei der Ruhrbonzin eine Grossanlage zur Erzeugung von Treibstoffen aus Kohlenoxyd und Wasserstoff in Betrieb nahm, war man sich darüber im Klaren, daß hiernit ein Beitrag zur Sicherstellung unserer Mineralölversorgung geliefert wurde. Darüber hinaus wusste man aber, daß es galt der Chemie der aliphatischen Kohlenwasserstoffe, ausgehend von Wassergas, eine neue Rohstoffbasis zu schaffen, eine Basis, wie sie der Chemie der Aromaten vielleicht in Steinkohlenteer zur Verfügung steht. Als solche sind z.B. die ungesättigten aliphatischen Kohlenwasserstoffe anzusehen. Daher war es stets unser Bestreben, möglichst viel dieser Ungesättigten primär zu erzeugen.

Es ist allgemein bekannt, dass man durch Erhöhung der Kohlenoxyd-Konzentration den Olefingehalt steigern kann. Im Niederdruck-Betrieb zeigte es sich jedoch, dass Überschreitung von bestimmten Kohlenoxyd-Konzentrationen, bei normalen Umsätzen, Kontaktschwierigkeiten auftreten. Durch Verdünnung des Gases am Kontakt, z.B. durch Kreislauführung, kann man dieser Schwierigkeiten Herr werden; die dabei auftretenden grossen Gasvolumina bedingen dann aber unverhältnismässig grosse und teure Apparaturen. Die hierbei in erheblicher Konzentration anfallenden ungesättigten Kohlenwasserstoffe haben eine verhältnismässig niedrige Siedelage. Zur chemischen Nachverarbeitung interessieren jedoch höher siedende Ungesättigte in ungleich stärkerer Masse. Als man daher feststellte, dass es möglich war durch verhältnismässig geringe Erhöhung des Gasdrucks die Siedelage der in der Synthese anfallenden Kohlenwasserstoffe erheblich zu beeinflussen, scheute man sich nicht die höheren Anlage- und Betriebskosten der Mitteldruck-Synthese in Kauf zu nehmen, denn die höhersiedenden Produkte diesen Anlagen boten doch einen ungleich höheren Anreiz als die Produkte der Normaldruck-Synthese, sei es um diese Produkte wie z.B. Paraffin als solche zu verwerten oder sie als Ausgangsstoffe zu anderen Veredelungserzeugnissen zu verwenden.

Außerdem ergibt die Mitteldruck-Synthese höhere Ausbeuten an flüssigen Produkten. Aus diesen Grunde entschlossen sich Wasser-Rohrbenzin auch Hoesch und Schaffgotsch eine Mitteldruck-Synthese zu erstellen. Dieser liefert zwar die Mitteldruck-Synthese noch mehr gesättigte Produkte als die Normaldruck-Synthese, diese geben jedoch ein überlegenes Ausgangsmaterial für die zunächst angewandte thermische Cracking zu Olefinen. Denn darüber war man sich in Fluren, dass besonders Olefine ein geeignetes Ausgangsmaterial zur chemischen Weiterverarbeitung abgeben. Es kann daher auch die Mitteldruck-Synthese in ihrer heutigen Form als Entwicklungsstufe zur Olefin-Synthese angesehen werden.

Beim Betrieb der Mitteldruck-Synthese zeigte es sich nun, dass die beiden Gaskomponenten Kohlenoxyd und Wasserstoff in einer anderen Weise aufgearbeitet wurden, als dieses von der Normaldruck-Synthese her bekannt war. Man übernahm auch hier zunächst das Kohlenoxyd/Wasserstoff-Verhältnis der Normaldruck-Synthese, d.h. man setzte ein Kohlenoxyd/Wasserstoff-Verhältnis von 1 : 2 ein. Da beide Anlagen chemisch-gleichartige Produkte, d.h. aliphatische Kohlenwasserstoffe erzeugen, die sich lediglich durch verschiedene Kettenlängen und eine geringe Verschiebung des Olefingehaltes unterscheiden, könnte man annehmen, dass auch der Verbrauch an Kohlenoxyd und Wasserstoff der gleiche sein würde. Die langkettigen Produkte der Mitteldruck-Synthese verbrauchen zwar etwas weniger Wasserstoff zu ihrer Bildung, dieser Unterschied wird aber durch ein Mindergehalt an Olefinen annähernd ausgeglichen. Unter Zugrundelegung eines mittleren Siedepunktes und eines durchschnittlichen Olefingehaltes entfallen auf die Produkte beider Anlagen ca. 2,18 bis 2,2 Wasserstoff auf 1 C-Atom.

Falls die Normaldruck-Synthese ausschliesslich nach der allgemeinen Formel



reagieren würde, müsste eine Verarmung an Wasserstoff im Endgas eintreten, wenn man ein geringeres CO/H<sub>2</sub>-Verhältnis als dem oben genannten Verbrauchentspricht einsetzen würde. In der Praxis zeigt es sich jedoch im Allgemeinen, dass bei Einsatz von Synthesegas 1 : 2 auch bei hoher Aufarbeitung dieses Verhältnis im Endgas annähernd erhalten bleibt. Ein Teil der Reaktion verläuft also nach der Formel



oder es wird durch eine nebenherlaufende Konvertierungsreaktion aus dem vorhandenen Reaktionswasserstoff und Kohlenoxyd Wasserstoff gebildet, wobei ebenfalls Kohlenstoff entsteht. Innerhalb dieser Betrachtung ist es gleichgültig, welcher von den beiden Möglichkeiten man den Vorzug geben will.

Das Aufarbeitungsverhältnis liegt nun bei der Mitteldruck-Synthese grundsätzlich anders als bei der Normaldruck-Synthese. Die Reaktion verläuft fast ausschließlich nach der Formel 1. Aus diesem Grunde ist auch eine Neubildung von Kohlenstoff hier wesentlich geringer als bei der Normaldruck-Synthese. Das Unvermögen der Mitteldruck-Synthese den für die Produktionserzeugung notwendigen Wasserstoff teilweise selbst zu erzeugen, drückt sich in einer mit dem Umsatz an Kohlenoxyd zunehmenden Vererrung an Wasserstoff im Endgas aus. Will man nun zur Erhöhung der Ausbeute einen höheren Umsatz erzielen, so scheitert das daran, dass bei Einsatz eines Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnisses von 1 : 2 der zur völligen Aufarbeitung von Kohlenoxyd nötige Wasserstoff fehlt. So erreicht man bei 97 % Wasserstoff-Umsatz nur eine Kohlenoxyd-Aufarbeitung von 80 - 85 %, entsprechend einem Gesamt-Kohlenoxyd- und Wasserstoff-Umsatz von ca. 90 %. Geht man von Kohlenoxyd-reicheren Gasgemischen aus, so erhält man, was bekannt ist, mehr Olefine in den flüssigen Produkten, aber auch eine Verschiebung des Kohlenoxyd/Wasserstoff-Verhältnisses zu höheren Kohlenoxyd-Gehalten im Endgas als im Ausgangsgas.

Um diesen Kohlenoxyd-Anteil aufzuarbeiten, ist mithin ein Zusatz von Wasserstoff erforderlich, der aber zur Vermeidung einer höheren Vergasung sowie eines Rückganges der Olefine nicht mit dem Gas der 1. Stufe, sondern verteilt auf die folgenden Stufen, eingebracht werden muss. Theoretisch führt diese Verlegung letzten Endes zu einem Vielstufenverfahren unter Einsatz von Wassergas mit jeweiligem Zusatz von Wasserstoff in den folgenden Stufen, sodass der Verbrauch von Kohlenoxyd und Wasserstoff 1 : 2,2 ist. Gleichzeitig kommt man mit dieser Betriebsweise dem Ziel, viel Olefine herzustellen, näher, da ja mit Absenkung des Wasserstoffpartialdruckes der Kohlenoxydpartialdruck automatisch ansteigt.

Bei Ruhrbenzin wurde vor 1½ Jahren dem bisherigen zwei-stufenbetrieb eine dritte Stufe nachgeschaltet und mit der schrittweisen Absenkung des Kohlenoxyd/Wasserstoff-Verhältnisses begonnen und deswegen eine entsprechende Mengen Konvertgas der 2. und 3. Stufe zugesetzt. Dass es zweckmäßig ist als Zusatz möglichst wasserstoffreiches Gas vorzusetzen, liegt auf der Hand. In diesem Fall-e stand ein Konvertgas mit ca. 60 % Wasserstoff zur Verfügung. In Zuge der Absenkung des Kohlenoxyd-Wasserstoff-Verhältnisses in der 1. Stufe wird zur Zeit ein Synthesegas mit einem Kohlenoxyd/Wasserstoff-Verhältnis von 1 : 1,55 eingesetzt, in der 2. Stufe ein Verhältnis von 1 : 1,65 und in der 3. Stufe ein solches von 1 : 1,75. Das eingesetzte, aus den Komponenten errechnete Synthesegas weist nurmehr ein Verhältnis von ca. 1:2,00 auf. Auf diese Weise wird bei geringer Vergasung eine fast völlige Aufarbeitung der Aktiven, nämlich 94 - 95 % Umsatz an Kohlenoxyd und Wasserstoff erreicht.

Bei derartig hohen Aufarbeitungen verbleiben im Endgas nur noch wenige Prozent umsatzfähigen Gases, der Rest besteht aus Inerten, die neben Methan und Stickstoff als Hauptbestandteil Kohlensäure enthalten. Man ist bestrebt möglichst wenig dieser Inerten in die Synthese einzubringen, da sie sich ja entsprechend der Kontraktion anreichern und bei der bestehenden Effikonstruktion, die nur eine Endtemperatur von 200° zulässt, es schwierig ist, derartig verdünnte Gase aufzuarbeiten. Da bei Werken mit Konvertierungs-Anlagen die Kohlensäure den Hauptbestandteil der Inerten ausmacht, war es naheliegend eine Druckwasserwäsche dem Konvertgaskompressor nachzuschalten. Diese Wäsche wurde daher auch bei Ruhrbenzin und Koesch-Benzin erstellt. Neben Kohlensäure wird zwar auch ein geringfügiger Teil des Nutzgases ausgewaschen, jedoch überwiegt der Vorteil, der sich aus einer entsprechend höheren Aufarbeitung ergibt, den Verlust an Kohlenoxyd und Wasserstoff. Es besteht ausserdem noch die Möglichkeit diesen Verlust zu verringern, in dem man nach einer fraktionierten Entspannung das Nutzgas dem Kompressor wieder z. führt, wie dieses ja auch bei der Koksgaszerlegung üblich ist. Bei Ruhrbenzin wurde dieser Möglichkeit durch den besonderen Ausbau des Entgasungsturmes Rechnung getragen.

Bei dem oben geschilderten Mehrstufenverfahren erreicht

man war schon eine beachtliche Anreicherung der Olefine, jedoch beim Übergang zum Hochdruckbetrieb ist eine weitere Steigerung des Olefingehaltes möglich. Er steigt beispielsweise gegenüber der früheren Betriebsweise in Benzin von 15 auf 40 %, in Oel von 8 auf 25 %. In dem Bestreben noch stärker olefinische Produkte zu erzeugen, musste man den Partialdruck des Kohlenoxyd nach über den in Wassergas liegenden steigern. Man macht sich die vorher geschilderte verschiedenartige Kohlenoxyd- und Wasserstoff-Aufarbeitung der Mitteldruck-Synthese zu Nutzen und führt das sehr kohlenoxydreiche Endgas in Umlauf. Nach Zuzug eines Teiles Wassergas als Frischgas ergibt sich je nach den Rückführungsbedingungen ein außerordentlich kohlenoxydreiches Frischgas, mit dem man grundsätzlich jede gewünschte Olefinkonzentration innerhalb der technischen Möglichkeiten erreichen kann. Es zeigte sich jedoch, dass das Olefinausbringen nicht linear mit der Kohlenoxyd-Konzentration ansteigt und bei Überschreitung eines Rückführungs-Verhältnisses von 3 : 1 lohnt das zusätzliche Ausbringen von Olefinen im allgemeinen nicht mehr den Aufwand an Betriebskosten. Am Kontakt selbst stellt sich unter diesen Bedingungen ein Verhältnis von 1 : 0,6 ein. Es ist das ein wesentlicher Unterschied gegenüber der Kreislauführung vom Synthesegas mit einem Verhältnis von annähernd 1 : 2,00, wobei am Kontakt ein Verhältnis von 1 : 1,5 nicht unterschritten werden kann.

Bei den technischen Versuchen zur Ausgestaltung der vorgenannten Olefin-Synthese wurde gefunden, dass sich in der Benzolfraktion bis 200° 70% Olefine, in der Oelfraktion von 200 - 320° 45 % Olefine erreichen lassen.

Als Kontaktraum zu diesen Versuchen diente der auch im Großbetrieb übliche Doppelrohröfen. Der Gasdruck beträgt wie bisher bei Rohrbenzin 10 atü, die Temperaturen, bei denen sich ein ausreichender CO-Umsatz erzielen lässt, liegen zwar etwas höher als die bisher üblichen, jedoch ist eine Endtemperatur von 225° ausreichend um einen Kontakt über die gewohnte Laufzeit zu betreiben. Nach geringfügiger Umänderung der Armaturen können die bei Rohrbenzin vorhandenen Drucköfen auch für die Olefin-Synthese benutzt werden. Als Katalysator dient der bisher übliche Kobalt-Kontakt. Die Lebensdauer des Kontaktes unter diesen Betriebsbedingungen ist eher höher zu veranschlagen

als die bisher übliche, da durch die höhere Gasgeschwindigkeit eine bessere Gasverteilung und eine günstigere Wärmeübertragung möglich ist.

Zur Gewinnung der Produkte wird dem Umlaufgas einer Kondensation mit direkter Einspritzung zugeführt, die zwecks Entschwärzung der Produkte einen Sauerstoffsatz erfüllt. Das Eisen kann sowohl durch eine Druck-Aktiv-Kohle als auch durch eine Oelwäsche her vorgezogen werden. Es ist je nach auch möglich die Benzine im Umlaufgas zu belassen, in diesem Fall tritt je nach durch einen fortschreitenden Aufbau von niederen zu höheren Kohlenwasserstoffen neben einer Verschiebung der Siedelage nach oben ein Verlust an Olefinen ein.

Die im einstufigen Versuchsbetrieb erzielten Ausbeuten betragen bei einem Kohlenoxyd/Wasserstoff-Umsatz von 65 % und einer Vergasung von ca. 10 % 110 - 115 g.

Aufgrund der vorliegenden Ergebnisse hat sich die Ruhrbenzin entschlossen, die Mitteldruck-Synthese zur Olefin-Synthese umzustellen. Nach Erweiterung der Wassergas-Anlage werden ca. 75 000 m<sup>3</sup> Wassergas/h der Mitteldruck-Anlage zugeführt. Das Endgas dieser Anlage wird nach Zusatz einer entsprechenden Menge Konvertgas zur weiteren Aufarbeitung der Normaldruck-Anlage zugeführt, die ihrerseits zweistufig betrieben werden kann, so dass die Gesamtaufarbeitung in 3 Stufen erfolgt. Allein 50% der anfallenden Produkte entfallen auf die Olefin-Synthese. Diese spezielle Betriebsführung wurde gewählt, um die vorhandenen Anlagen der Ruhrbenzin voll auszunutzen zu können.

Die bei der geschilderten Olefin-Synthese anfallenden Primär-Produkte können nunmehr in verschiedenartigster Weise weiterverarbeitet werden, sei es nun zu hochoktanigen Fliegerbenzinen, Schmierölen, höheren Alkoholen, Fettsäuren oder Waschmitteln, wie es beispielsweise bei Ruhrbenzin geschieht. Diese angeführten Veredelungsprodukte sind natürlich nur einige Beispiele aus der großen Zahl von Fertigprodukten, die sich aus den Olefinen herstellen lassen.

Die Träger aller besonderen Reaktionen sind eben die Olefine.

Anlage A

Erster Versuchsbetrieb im geraden Durchgang mit Ofen 10 C + D  
(als Vergleich zum Kreislauf-Ofen 10 A)

A.) Kontaktofen und Kontaktsinter.

Der nachstehend beschriebene Versuch stellt einen Teil der Versuchsserien zur Erprobung des Burgi-Kreislaufverfahrens dar. Für die Versuche wurden 3 Druckkontaktofen 1, 2, 3 und 4 der Großanlage mit Sinterchemie-Kontakt, möglichst gleicher Qualität, unter Benutzung der bis zum N. 6. 59 vorhandenen Erfahrungen über Einfüllen von Kontaktmassen, geführt. Die drei von der Luhrchemie zur Verfügung gestellten Kontaktfüllungen hatten folgende analytische Eigenschaften:

Kontakttyp:

Co :  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  :  $\text{Al}_2\text{O}_3$  : SiO<sub>2</sub> = 100 : 5 : 8 : 280, 2 - 3 mm Normalkorn.

Qualitative Analyse:

Kkontaktofen	:	10 A	10 C	10 D
Einfülltag	:	8.6.39	6.6.39	5.6.39
Kontakt-Nr.	:	967	968	966
Produktionswert	:	60	62	55
Kontaktmasse kg/Ofen	:	2660	2810	2760
Co-Inhalt des Ofens	:	7,05 kg	8,25 kg	8,20 kg

Wie aus diesen Zahlen hervorgeht, ist die Kontaktqualität doch recht verschieden, obwohl der Kontakt aus der gleichen Charge stammt. Am deutlichsten zeigt sich das am Co-Inhalt, der um 5% schwankt. Das ist aber unbedeutend, da alle bisher bezogenen Kontakte in diesem Umfang voneinander abweichen.



#### 4.) Inbetriebnahme der Ofen 10 C + D.

Für den Vergleichsversuch zum Kreislaufbetrieb wurden die Ofen 10 C + D verschiebt. Die Inbetriebnahme der Ofen erfolgte am 25.6.39 nach unseren bis dahin vorliegenden Erfahrungen.

#### 5.) Versuchsmaßnahmen.

Während des 15-tägigen Kontrollversuchen - beginnend am 1.8.39 nach einer Betriebszeit der Ofen von 38 Tagen - wurden die Austrittsgase der Ofen auf die geschaltete Gas-Versuchsanlage geschaltet. Nach Durchgang durch die Versuchsanlage wurde das Festgas der II. Stufe der Großanlage zugeführt. Zwecks Vereinfachung des Betriebes arbeitete die II.-Kohle nur auf Benzingerinnung. Es wurde lediglich das bei der Ausdampfung nebenbei auftretende Gasöl ermittelt. Der Benzingehalt des Ausdampfgasöls wurde zum A.-Benzin addiert. Zur Kontrolle etwaiger Benzinverluste wurde laufend auf Benzingehalt im Festgas geprüft. Soweit geringe Mengen Benzin festzustellen waren wurden sie zur Ausbeute der Anlage hinzugezählt. Diese Korrekturen betrafen jedoch nur 0,2% der Gesamtansbeute.

Wichtige Produkte wurden gewogen, Benzin, Öl und Reaktionswasser wurden außerdem mit Trommelmessern gemessen. Die Gaszungenmessung erfolgte beim Ofen-Eintritt mit Staurändern, im Festgas mit einem Brenkolben. Die Staurandangaben sollen bei passender Gelegenheit mit Hilfe eines Brenkolbens kontrolliert werden. Ermittelt man die Eintrittsgassen e aus Festgasmenge und  $\Delta T$ -Kontraktion, so erhält man praktisch identische Werte mit der Staurandmessung. Benutzt man die Stickstoff-Kontraktion, so errechnen sich höhere Gaseintritte, als sich aus den Staurandangaben ergibt. Um mit aller gebotenen Vorsicht zu rechnen, wurde die  $\Delta T$ -Kontraktion zur Auswertung nicht herangezogen.

1.) Versuchsbetrieb.

Der Betrieb dieser Sen über die Versuchsanlage dauerte 18 Tage. Davon wurden 15 Tage, nämlich der Zeitraum von 1. - 15. August, zur Auswertung herangezogen. Die gemittelten Betriebsergebnisse über die gesamte Versuchsdauer lauten wie folgt:

1. - 15. August 1939 (278 Betriebsstunden).

<u>Gasanalyse</u>	<u>Eintrittsgas</u>	<u>Austrittsgas</u>
CO <sub>2</sub>	13,9	32,2
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	—	0,5
O <sub>2</sub>	0,1	0,1
CO	27,7	19,5
H <sub>2</sub>	53,7	28,5
CH <sub>4</sub>	0,5	9,3
H <sub>2</sub>	4,1	9,9
G-Zahl	—	1,13
CO : H <sub>2</sub> -Verhältnis im Eintrittsgas	: 1 : 1,94	1,76
" " " " im Austrittsgas	: 1 : 1,46	
Verbrauchsverhältnis CO : H <sub>2</sub>	: 1 : 2,15	
Kontraktion nach Menge	: 56,6	(wurde der Auswertung zugrunde gelegt)
" " " " CO <sub>2</sub>	: 56,3	
" " " " H <sub>2</sub> (Feinbestimmung)	: 53,5	
Ofentemperatur	: 69,5	
CO von Eintrittsgas umgesetzt	: 13,9	
CO + H <sub>2</sub> von Eintrittsgas umgesetzt	: 74,5	
H <sub>2</sub> von Eintrittsgas umgesetzt	: 70,0	
Verflüssigungswert nach Analyse	: 75,2	

D.h., es sind auf Grund des 10-Umsatzes und der Restgasanalyse 75,2 % des ungesättigten Kohlenoxyds als flüssige Kohlenwasserstoffe zu erwarten.

Durchschnittliche Gasleistung je Ofen: 1015 m<sup>3</sup>/h  $\eta$ -Gas  
 = 627 m<sup>3</sup>/h Idealgas  
 $\eta$ -Gasleistung/kg Kohle (1000/1000) : 1,25 m<sup>3</sup>  
 Durchschnittliche Gasproduktion an Paraffinreich : 864 kg  
 " " " " " : 691 kg  
A.A.-Benzin : 390 kg  
 pro Ofen an Flüssigprodukten: 1935 kg

Diese Gasproduktion entspricht einer Ausbeute in einer Stufe von 97,2 g/m<sup>3</sup> + 0,3 g Gasolbenzin = 98 g/m<sup>3</sup> Idealgas. An Ausläßfgasol wurden vorläufig 2,1 g/m<sup>3</sup> Idealgas erzeugt, da die A.A.-Anlage nicht auf Gasolgewinnung gefahren wurde. Bei einem nächsten Versuch soll die Gasolmenge genau bestimmt werden. Die Erwartung der Durchschnittsanalyse ergibt eine Ausbeute an Gasolprodukten von 110,7 g/m<sup>3</sup> Ide. bei Abrechnung des Gasols in Höhe von 10 % der flüssigen Erzeugung ergibt sich eine Ausbeute von 100 g flüssiger Produkte/m<sup>3</sup>. Die Zahl stimmt mit der gemessenen von 98 g/m<sup>3</sup> sehr gut überein.

Die angefallenen Flüssigprodukte wurden proportional gemischt und von diesen Mischungen die Angleranalysen ausgeführt. Als Mittelwert zweier Untersuchungen ergab sich folgendes:

Siedebeginn	56° / 44°
- 120°	21,7 Gew. %
- 140°	26,9 "
- 200°	45,8 "
- 320°	75,4 "
> 320°	24,6 "

— Diese Zahlen verschieben sich mit zunehmendem Kontaktalter nach der Seite der leichteren Produkte. Die angegebene analytische Zusammensetzung gilt für die Betriebszeit von etwa 6 Wochen. Für die Bewertungsberechnung wurde mit der durchschnittlichen Zusammensetzung, die dem durchschnittlichen Kontaktalter der Gesamtanlage entspricht, gerechnet.

### Neutralisation.

Die dem Neutralisator zugeführte Sodamenge wurde im Verlauf des Versuches soweit herabgesetzt, daß im nachgeschalteten Junkers-Zähler ein neutrales Wasser anfiel. Es konnte dabei eine 98 %ige Ausnutzung der Soda erzielt werden.

Aufgegebene Sodamenge je Kontaktofen u. Tag: 13,5 kg

In der Ablauge enthaltene Sodamenge: 0,3 kg

Sodaverbrauch je Ofen u. Tag: 13,2 kg

Dieser Sodaverbrauch entspricht einer Säuremenge von 14,7 kg je Ofen und Tag berechnet auf Essigsäure = 4,4 g/l Reaktionswasser = 2,9 g/kg Gesamtprodukt (Flüssigprodukt und Reaktionswasser) = 0,7 g/m<sup>3</sup> Idealgas.

Der in den flüssigen Kohlenwasserstoffen verbliebene Sdwert entsprach folgendem Mengenverbrauch:

A.K.-Benzin:	1,23 mg KOH/100 cm <sup>3</sup>	entspricht	0,002 Gew.-% Essigsäure
Ol	: 19,2 " " "	"	0,025 " "
Paraffin	: 27,4 " " "	"	0,033 " "

Zwecks volleregender Neutralisation der Produkte müßte ein größerer Soda-überschuß verwendet werden als er zur Vermeidung von Korrosionen notwendig ist.

B.) Bilanzen.

Die Mengenbilanz konnte nur an 2 Versuchstagen einwandfrei ermittelt werden, da an den anderen Tagen der Prozesswasser zur Lösung des Reaktionswassers nicht einwandfrei arbeitete. In diesen beiden Tagen (11.-13.3.55) wurden festgestellt:

Paraffin	:	3 222,7 kg	
Öl	:	2 710,0 kg	
A.K.-Benzin	:	1 543,4 kg	
Gasol	:	186,0 kg	
Reaktionswasser	:	13 385,0 kg	
Restgasgewicht	:	<u>52 200,0 kg</u>	(berechn. aus Menge und Dichte)
		73 189,1 kg	

Demgegenüber steht ein Eintrittsgasgewicht von 73 750 kg  
 abzgl. Restgasgewicht und angefallene Produkte 73 189 kg  
 ergibt sich ein Verlust von 561 kg

somit ein Bilanzverlust nach Menge von: 0,76 %.

Nach dem durchschnittlichen O<sub>2</sub>-Umsatz während 13 Betriebstagen ist bei Annahme eines mittleren Mol-Gewichtes der Produkte von 14,3 eine Gesamtausbeute an Kohlenwasserstoffen zu erwarten in Höhe von 141,0 g/nm<sup>3</sup> Idealgas

Gefunden wurden:

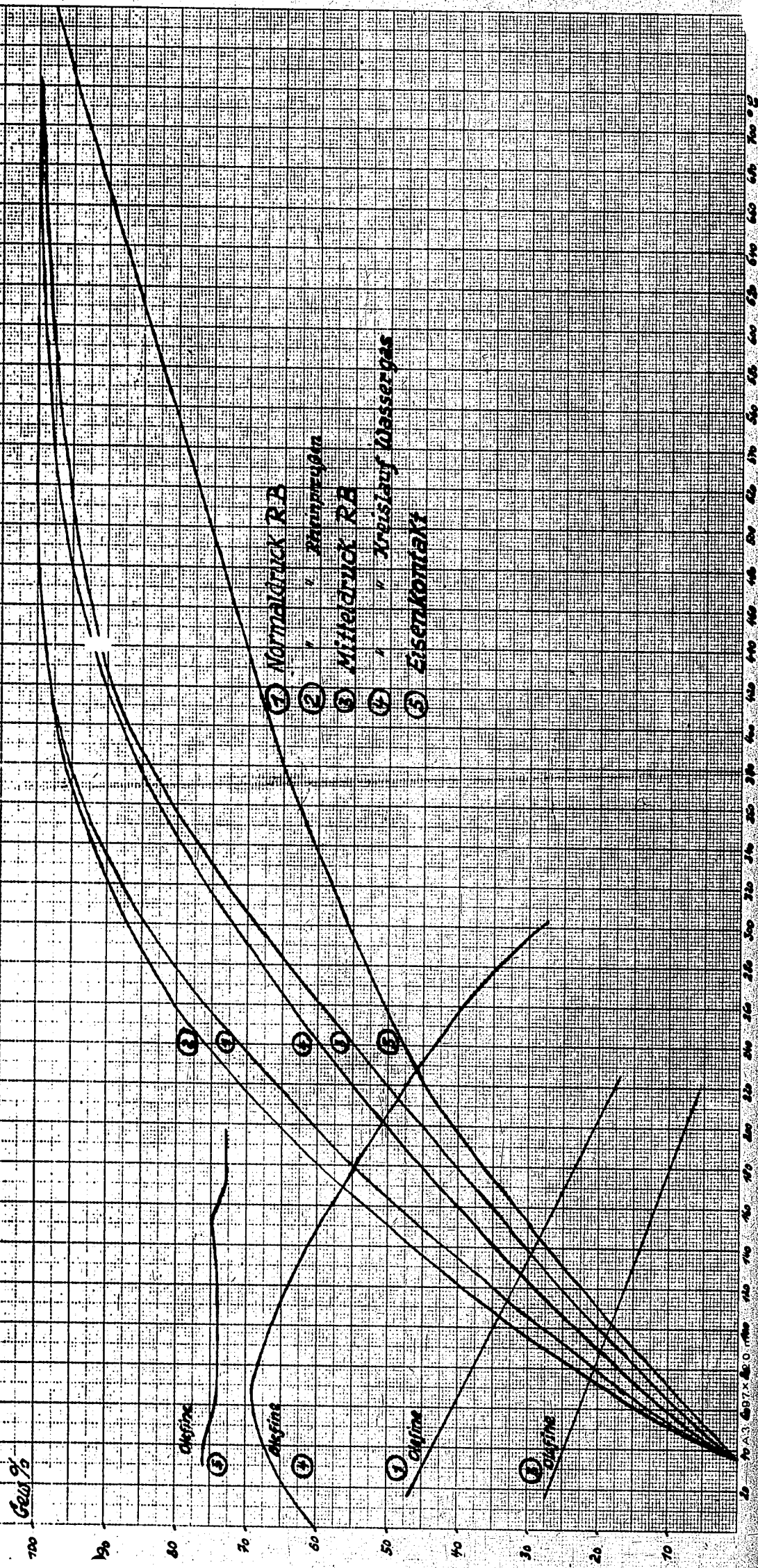
Paraffin + Öl + Benzin	:	98,0 g	
Wasserdampf	:	2,1 g	
Restgasgasol + CH <sub>4</sub> +CO <sub>2</sub>	:	36,3 g	
Summe	:	137,1 g	137,1 g/nm <sup>3</sup> Idealgas
			3,9 g/nm <sup>3</sup>

Die Maschinen C + D werden normal weiterbetrieben. Sie arbeiten auf die Kondensation I. Stufe der Hauptanlage. Nach einigen Monaten

soll eine ähnliche Versuchsperiode wie die vorgeschriebene stattfinden zur Vervollständigung der Vergleichsmessungen für den Kreislauftrieb.

Aus den Versuchsergebnissen ist zusammenzufassen zu sagen, daß sie recht gut mit den Beobachtungen übereinstimmen, wie wir an der Gesamtskizze sehen.

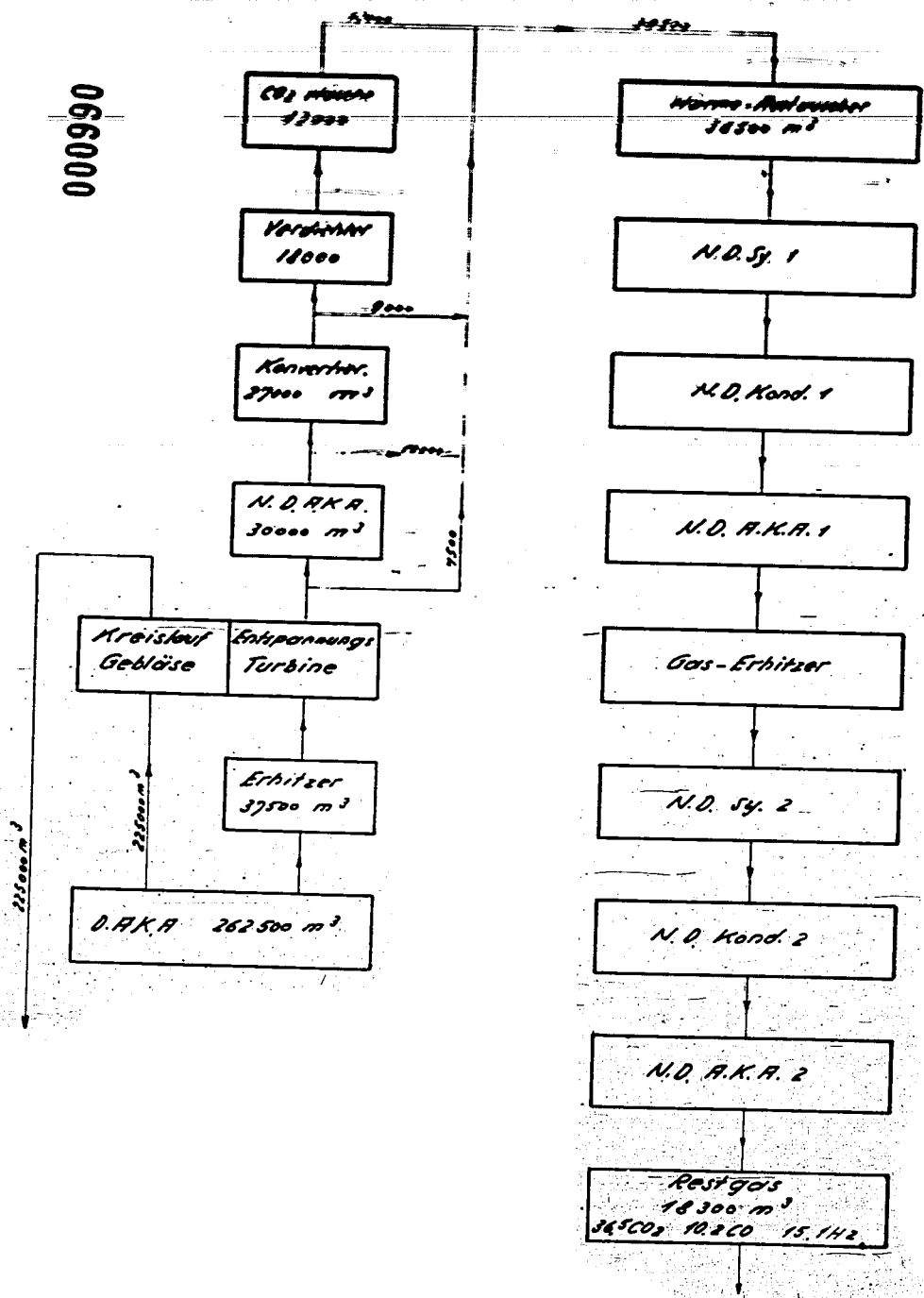
000989



10 20 30 40 50 60 70 80 90 100

Wassersynthese (Stand Februar 1943.)  
ab D.A.K.R. einschli. CO<sub>2</sub> Wäsche.

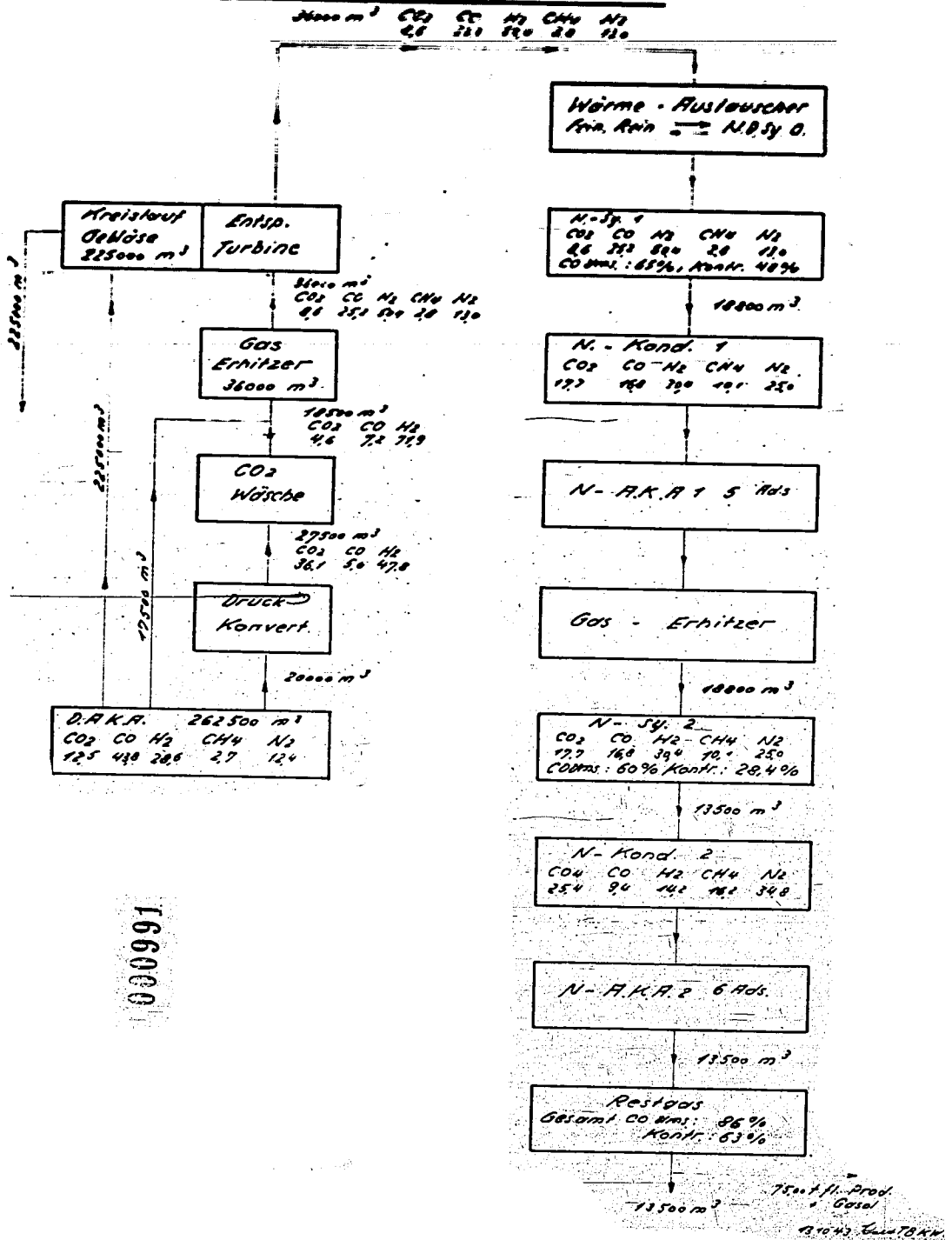
000990



CO Umsatz = 79% 20% CH<sub>4</sub>  
 Kontr. = 82,5% 7% CO<sub>2</sub>



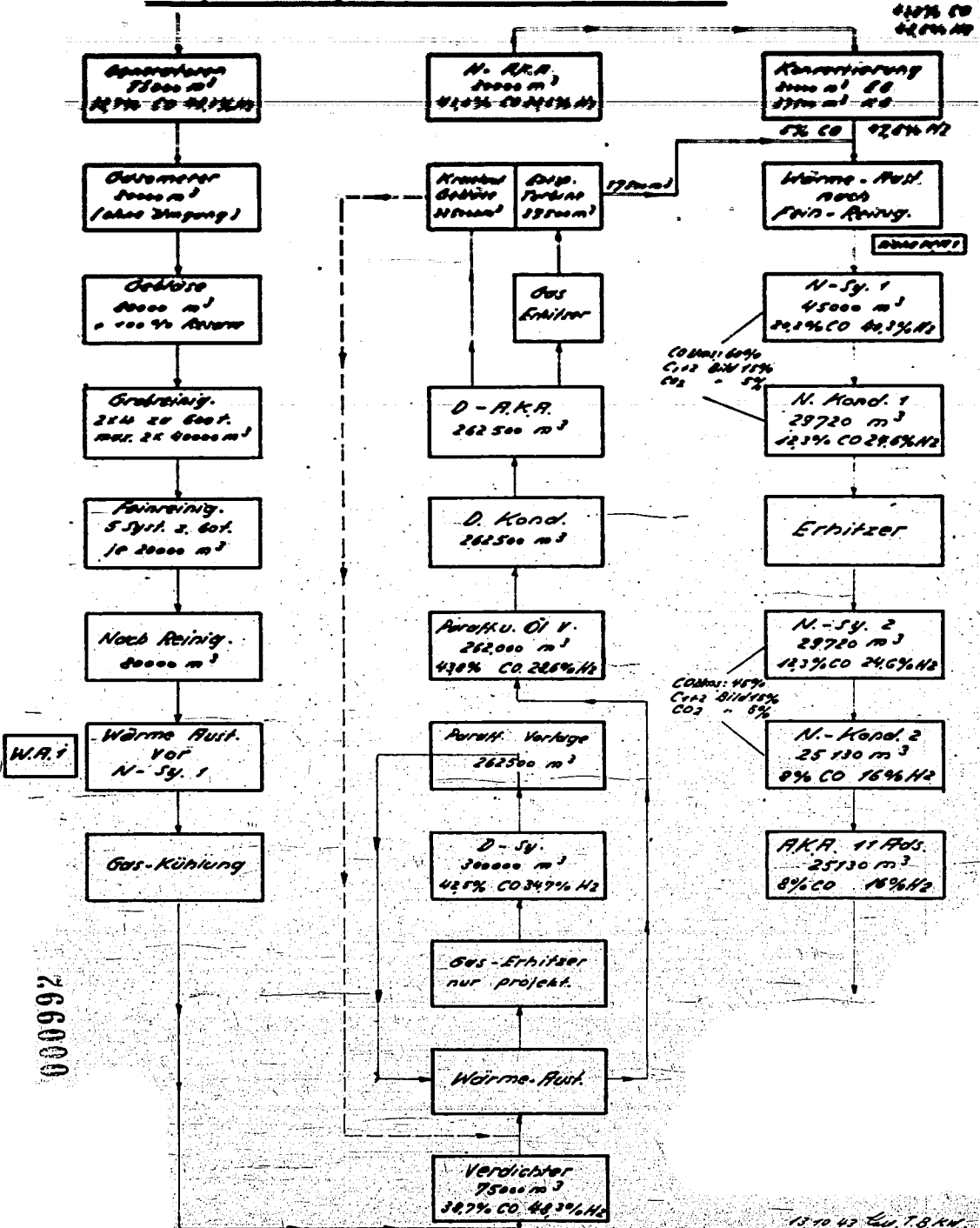
# Wassergassynthese (Stand Febr. 1943) ab D.A.K.A. einsehl. Druck- Konvertierung u. CO<sub>2</sub> Wäsche.

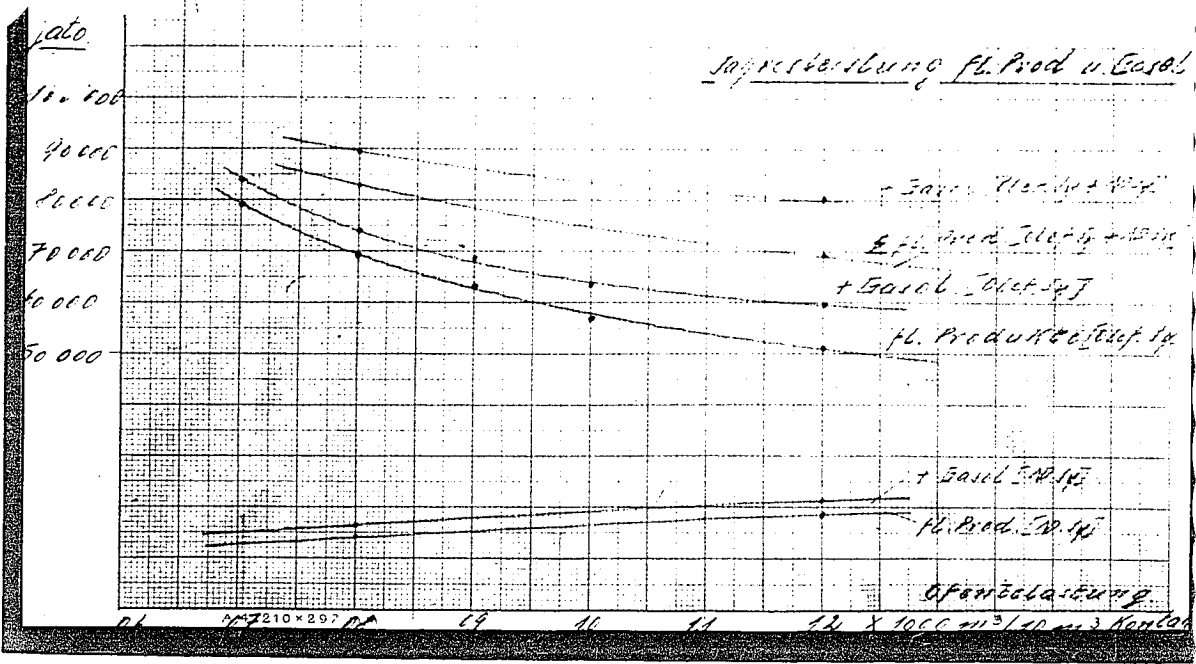
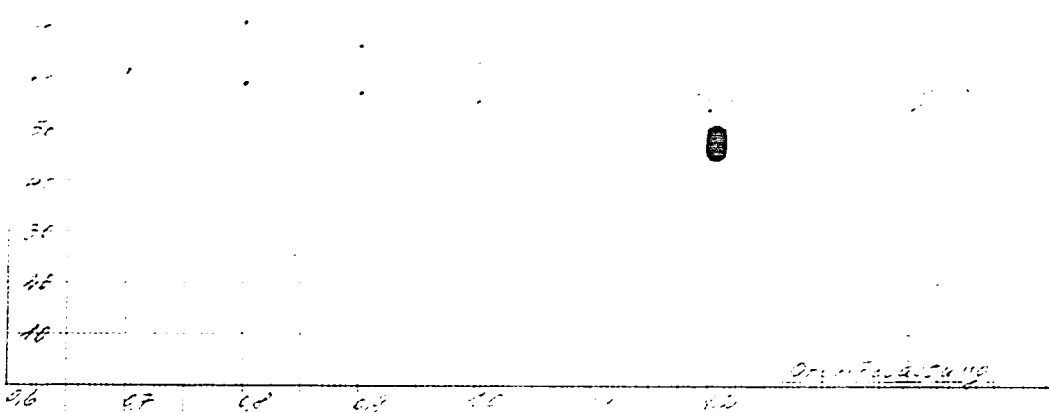


16000

# Wassergasynthese (Stand Dezember 1941.)

analyt. Unterlagen u. Bericht Schuff v. 22. 12. 40.



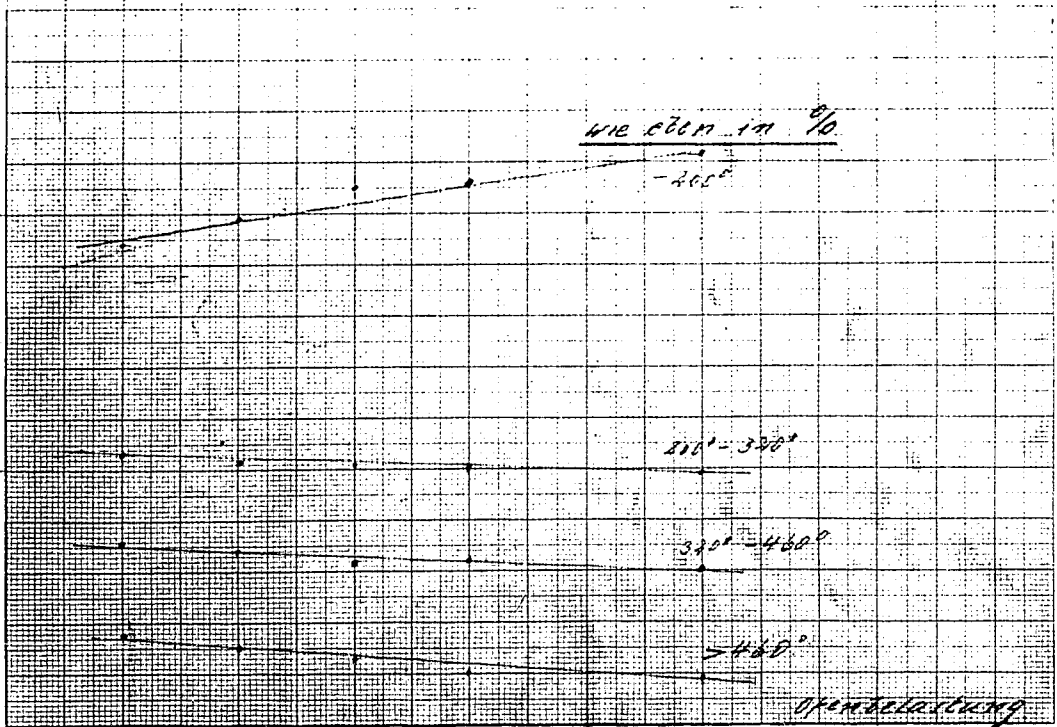


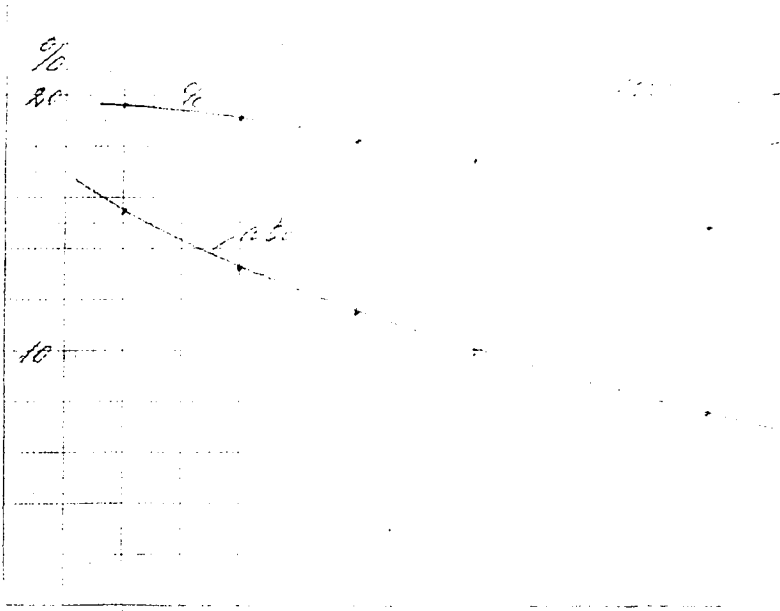
2000

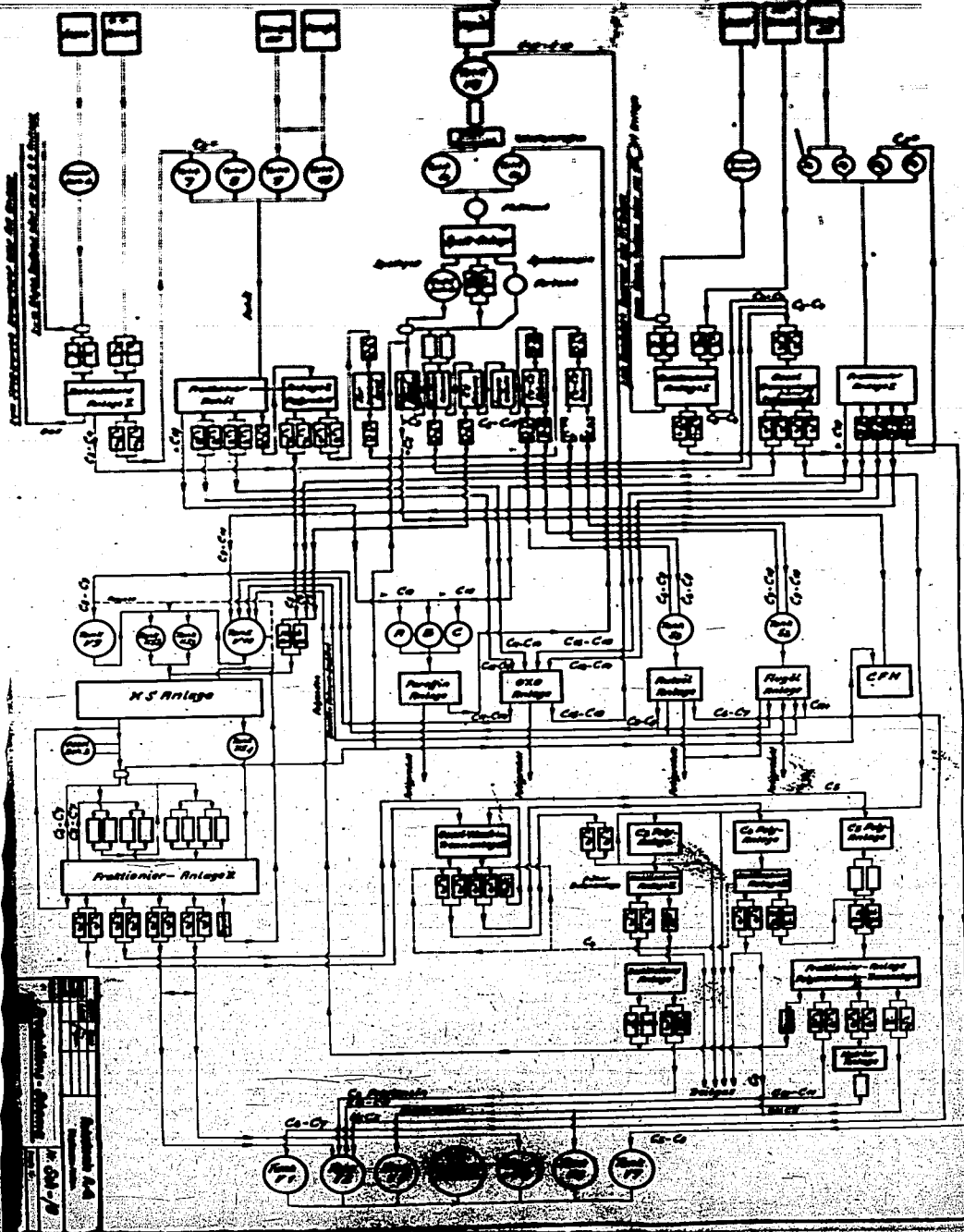
66 67 68 69 70 71

TEMPERATURE  
IN THE AIR

10  
20  
30  
40  
50







Approved for Release  
 AUTHORITY: E.O. 13526  
 DATE: 08-01-2011



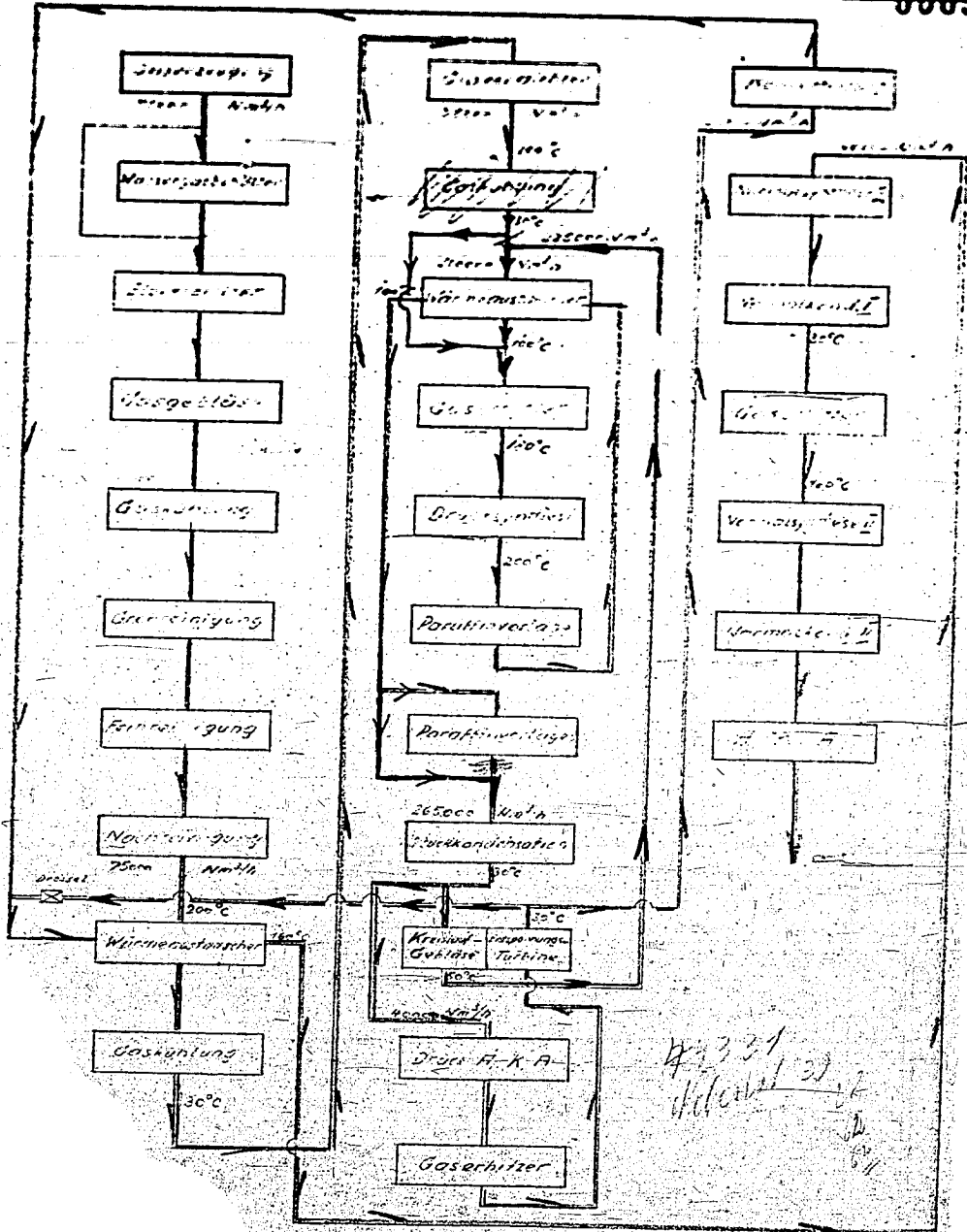
Datum: 10. 1. 1941

Angefertigt durch:

von: *W. K.*

Ersatz für:

000998





666000

$1,176$   
 $2,850 \times 150 = 1500 \text{ 000 M.E.}$   
 $48,000 \times 136.15 = 134 \text{ 000 M.E.}$

$1 \text{ 634 000 4.E. } 15^\circ$

$330,000 \text{ M.E.}$

$330 \text{ M.E.}$

$1.1 \text{ M/Sec} = \underline{\underline{5 \text{ M.E.}}}$   
 $0.2$

$4000 \text{ M. } \text{Car.}$

$4000$   
 $4000 \text{ Car.}$

$1300$

$1800$

$600 \text{ M. } \text{H.D.}$

$600 \text{ M. } \text{H.D.}$

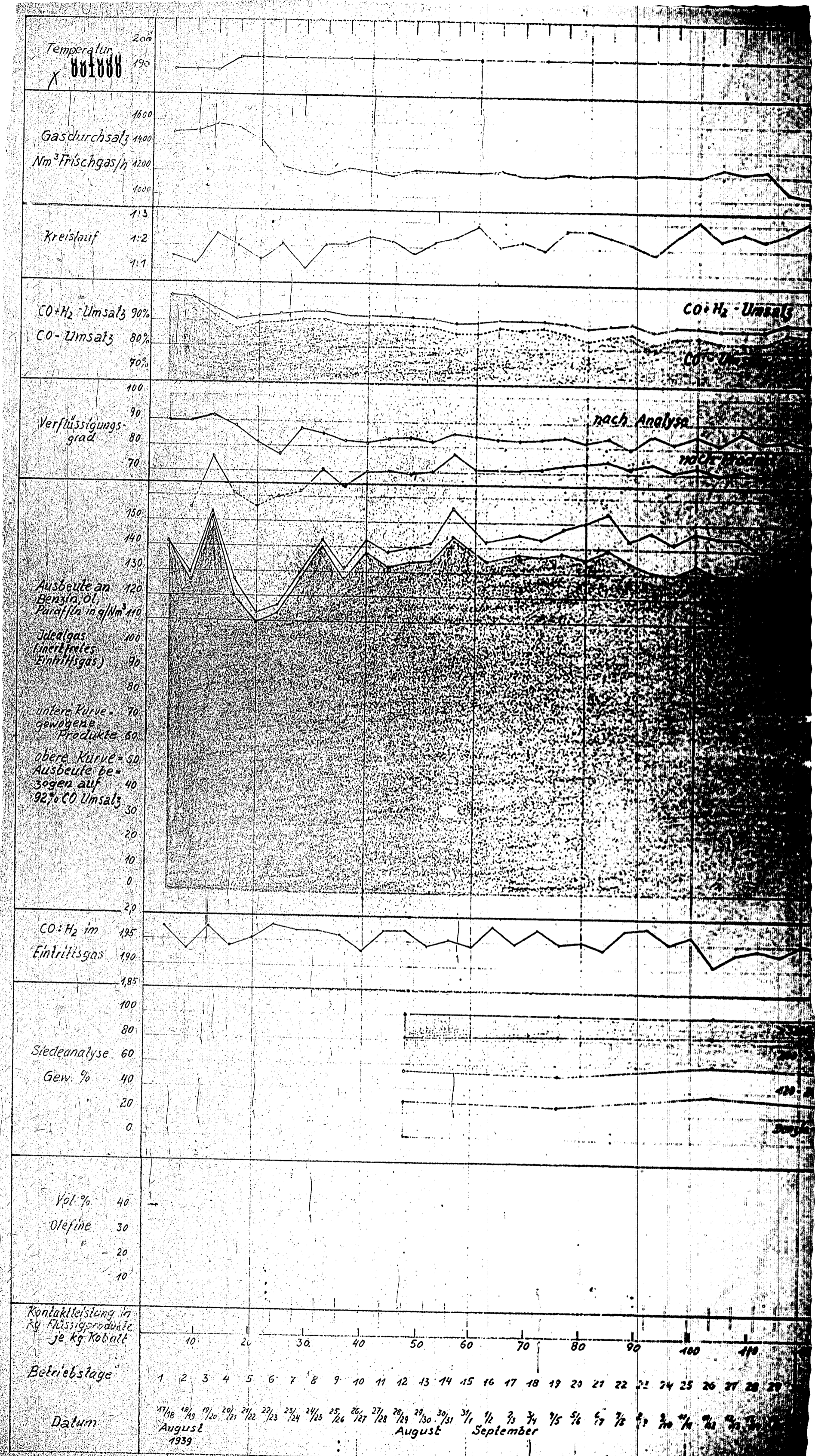
$11,900 \text{ M.}^3$

$110 \text{ 000 26000}$

$11 \text{ 000}$

$400$

$1500$



Temperatur  
 200  
 190  
 180

Gasdurchsatz  
 1600  
 1400  
 1200  
 1000  
 Nm<sup>3</sup> Frischgas/h

Kreislauf  
 1.3  
 1.2  
 1.1

CO+H<sub>2</sub>-Umsatz  
 90%  
 80%  
 70%

CO+H<sub>2</sub>-Umsatz  
 CO-Umsatz

Verflüssigungsgrad  
 100  
 90  
 80  
 70

nach Analyse

nach Produkt

Ausbeute an  
 Benzol, Öl,  
 Paraffin in g/Nm<sup>3</sup>  
 150  
 140  
 130  
 120  
 110  
 100  
 90  
 80  
 70  
 60  
 50  
 40  
 30  
 20  
 10  
 0  
 20  
 195  
 190  
 185  
 100  
 80  
 60  
 40  
 20  
 0  
 40  
 30  
 20  
 10  
 0  
 40  
 30  
 20  
 10  
 0  
 10  
 20  
 30  
 40  
 50  
 60  
 70  
 80  
 90  
 100  
 110

CO:H<sub>2</sub> im  
 Eintrittsgas  
 195  
 190  
 185

Siedeanalyse  
 Gew. %  
 100  
 80  
 60  
 40  
 20  
 0

Vol. %  
 Olefine  
 40  
 30  
 20  
 10

Kontaktleistung in  
 kg Flüssigprodukt  
 je kg Kobalt

Betriebsstage

Datum

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29  
 17/18 19/20 21/22 23/24 25/26 27/28 29/30 31/1 1/2 3/4 5/6 7/8 9/10 11/12 13/14 15/16  
 August August September  
 1939



001000  
001000

200

190

1600

1400

1200

1000

1:5

1:2

1:1

Umsatz

90%

80%

70%

100

90

80

70

Umsatz

Produkt

150

140

130

120

110

100

90

80

70

60

50

40

30

20

10

0

-20

-195

-190

-185

-100

-80

-60

-40

-20

0

> 320°

200° - 320°

120° - 200°

Benzin - 120°

40

30

20

10

110

120

130

140

150

27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67

13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22  
September Oktober  
1939



001000

200

180

1600

1400

1200

1000

1:3

1:2

1:1

90%

80%

70%

100

90

80

70

150

140

130

120

110

100

90

80

70

60

50

40

30

20

10

0

2.0

1.95

1.90

1.85

100

80

60

40

20

0

67 68 69 70 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80 81 82 83 84 85 86 87 88 89 90 91 92 93 94 95 96 97 98 99 00 01 02 03 04 05 06 07

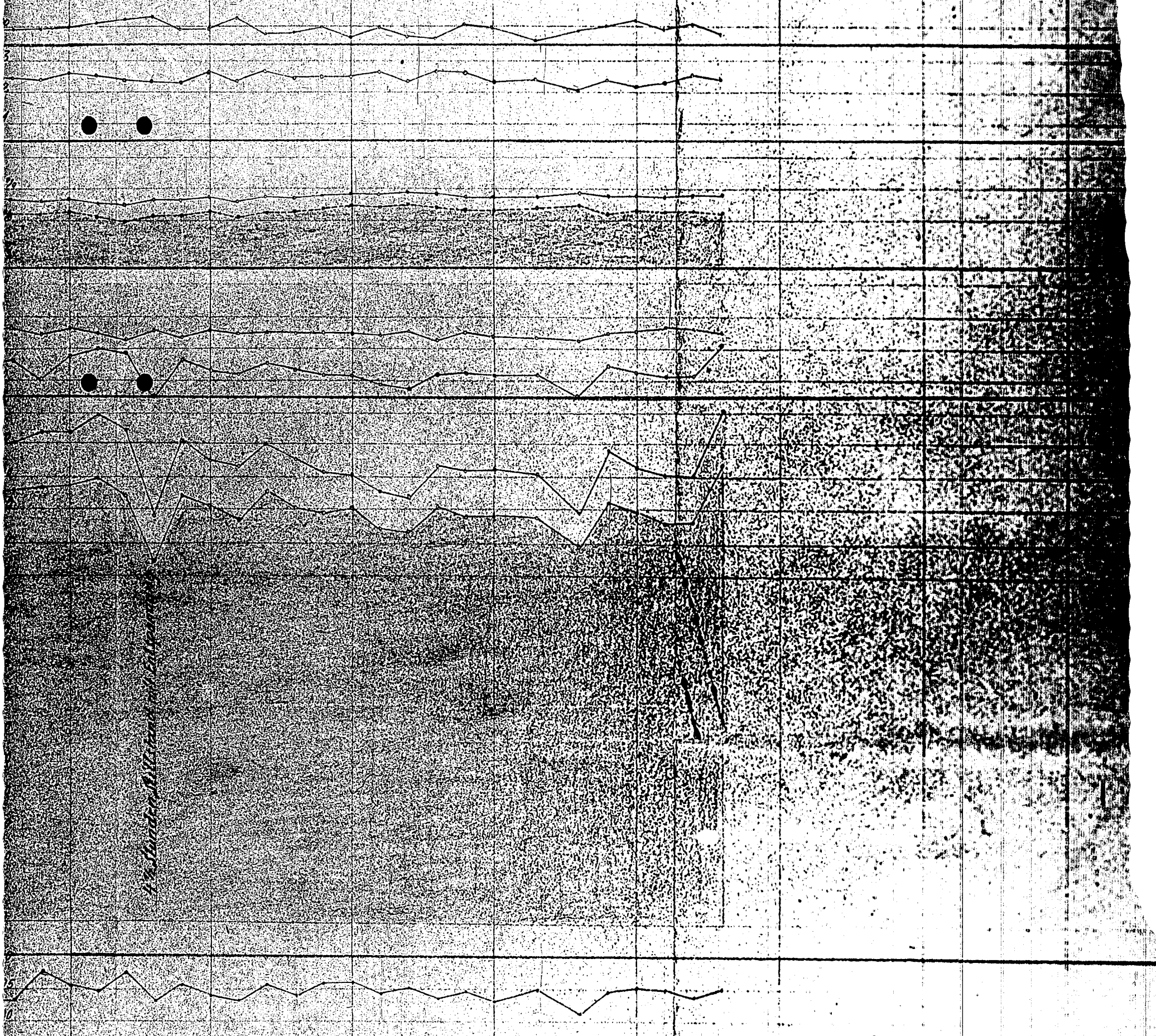
23 24 25 26 27 28 29 30 31 1/2 1/3 1/4 1/5 1/6 1/7 1/8 1/9 1/10 1/11 1/12 1/13 1/14 1/15 1/16 1/17 1/18 1/19 1/20 1/21 1/22 1/23 1/24 1/25 1/26 1/27 1/28 1/29 1/30 1/31

Oktober November 1939 November 1939



001000  
X

1/2" Standard Wire



98 99 100 101 102 103 104 105 106 107 108 109 110 111 112 113 114 115 116 117 118 119 120 121 122 123 124 125 126 127 128 129 130 1/1 1/2 1/3 1/4 1/5 1/6 1/7 1/8 1/9 1/10 1/11 1/12 1/13 1/14 1/15 1/16 1/17 1/18 1/19 1/20 1/21 1/22 1/23 1/24 1/25 1/26 1/27 1/28 1/29 1/30 1/31 1/32 1/33 1/34 1/35 1/36 1/37 1/38 1/39 1/40 1/41 1/42 1/43 1/44 1/45 1/46 1/47 1/48 1/49 1/50 1/51 1/52 1/53 1/54 1/55 1/56 1/57 1/58 1/59 1/60 1/61 1/62 1/63 1/64 1/65 1/66 1/67 1/68 1/69 1/70 1/71 1/72 1/73 1/74 1/75 1/76 1/77 1/78 1/79 1/80 1/81 1/82 1/83 1/84 1/85 1/86 1/87 1/88 1/89 1/90 1/91 1/92 1/93 1/94 1/95 1/96 1/97 1/98 1/99 1/100

November  
1939

December  
1939

Holten, den 7. 12. 1940  
Schu/Mi.

001001

Herrn Dir. A l b e r t s .  
\*\*\*\*\*

Betr.: Vorläufige Ergebnisse mit dem Injektorkreislauf.

In Zusammenhang mit der Kreislaufsynthese, speziell der für die verachtete Produktion von Primärkohlen vorgesehene Kreislaufwassergassynthese und der Frage des schonenden Anfahrens von Neukontakten sowie nach Stillständen in der Mitteldruckanlage, hat das früher vorgeschlagene Injektorprinzip wieder besonderes Interesse gewonnen. Da hierbei die dampfförmig aus dem Ofen austretenden Produkte im rückgeführten Endgas verbleiben, hat man die Bezeichnung "nasser Kreislauf" eingeführt. Bei dieser Ausführungsform des Kreislaufes ergeben sich eine Reihe von Fragen, die für den "trockenen Kreislauf" - nach Herausnahme praktisch sämtlicher kondensierbarer Bestandteile des Endgases einschliesslich Gasol - ohne Bedeutung sind. Hierzu zählen z.B. Kontaktschädigungen, Aufhydrierung, bzw. Polymerisation von Olefinen, erforderliche Temperaturlage für das durch Dämpfe stark verdünnte Mischgas und Gefahr der Konvertierung infolge des hohen Wasserdampfgehaltes im Mischgas.

Es wurden zunächst die Öfen 131 u. 132 mit Injektoren ausgerüstet und Ende Mai bzw. Ende Juli in Betrieb genommen. Bald darauf wurde beschlossen, allein im Hinblick auf das Anfahren von Neukontakten und nach Stillständen, nacheinander alle Mitteldrucköfen mit Injektoren auszurüsten. So kamen im Oktober und November die Blöcke 31, 36, 21 u. 17 hinzu. In einer Betriebsbesprechung am 22.11. wurde kurz die Frage erörtert, ob es bei der augenblicklich gespannten Produktionslage zu verantworten ist, Kreislaufversuche in grösserem Umfang weiter zu führen. Da über längere Laufzeiten hierbei nur das Verhalten der Öfen 131 u. 132 herangezogen werden konnte,

gerade hier aber eine Reihe von Vorgängen zur Kritik nötig, wurden gemeinsam mit Herrn Dr. Dahm nochmals die Unterlagen genau durchgesehen und im Folgenden der Stand am 22.11. 1940 festgehalten.

1.) Ofen 131. (Normalgur/Kenn-Nr. 222/2.5.40) Mit  $800 \text{ m}^3/\text{h}$ . Frischgas ( $\text{H}_2/\text{CO} = 1,95 - 2,00$ ) und vollem Kreislauf bei  $145^\circ$  belastet. Aus den gemessenen Temperaturen von Frischgas, angesaugtem Endgas und Mischgas ergab sich ein Kreislauf von etwa  $1 + 1,5$  (nass), aus den zugehörigen Analysen etwa  $1 + 0,7$  (trocken). Bis zur Inbetriebnahme des am gleichen Oberkessel angeschlossenen Ofens 132 lag die Synthesetemperatur vom 3. - 57. Tag auf  $190^\circ$ , was zunächst als obere Grenze vorgegeben war. Beim Anfahren betrug der CO-Umsatz vorübergehend 90% und fiel innerhalb 10 Tagen auf etwa 70% ab. Mit Rücksicht auf den für den Kreislauf erforderlichen Treibdruck von etwa  $0,8 \text{ atü}$  war der Ofen auf die Austrittsleitung Stufe II geschaltet. Deshalb wurde durch Drosselung der Frischgasmenge versucht, ob sich der volle Gasumsatz einstufig erreichen lässt. Mit  $700 - 750 \text{ m}^3/\text{h}$  Frischgas und voller Zirkulation wurden aber <sup>auf</sup> die Dauer durchschnittlich nur 70 - 75% CO-Umsatz gefunden. Die  $\text{CH}_4$ -Bildung betrug dabei etwa 17% bezogen auf den CO-Umsatz. Sämtliche Werte wurden unter Benutzung der  $\text{H}_2$ -Kontraktion errechnet. Eine wesentliche Differenz zwischen  $\text{H}_2$ - und  $\text{CO}_2$ -Kontraktion wurde nicht beobachtet, sodaß keine nennenswerte  $\text{CO}_2$ -Bildung vorlag.

Das weitere Verhalten von Ofen 131 ist jetzt mitbestimmt durch die Massnahmen, die mit der Inbetriebnahme von Ofen 132 erforderlich wurden und kann daher für seine Beurteilung nicht mehr voll herangezogen werden.

Vom 94. - 142. Tag hat er gemeinsam mit Ofen 132 eine Temperatur von  $195^\circ$  und wird bis zum 158. Tag auf  $200^\circ$  gesteigert. Durch die Absenkung der Frischgasmenge bis auf  $500 \text{ m}^3/\text{h}$  konnten in dieser Zeit etwa 60% Kontraktion nach  $\text{CO}_2$  erhalten werden. Eine dann durchgeführte Zwischenextraktion (161. Tag) ( $40 \text{ m}^3$  Gasöl und  $10 \text{ m}^3$  Schwebensin) brachte eine nur kurzzeitige Zwischenbelebung des Kontaktes. Nach dem Anfahren mit  $800 \text{ m}^3/\text{h}$  Frischgas

und voller Zirkulation wurden bei  $197^{\circ}$   $\text{CO}_2$ -Kontraktionen von 60 - 65% erreicht, aber schon nach weiteren 8 Tagen konnten 60% nur gehalten werden, durch Absenkung der Frischgasmenge auf  $600 \text{ m}^3/\text{h}$ , Drosselung des Kreislaufes und Steigerung der Temperatur auf  $199^{\circ}$  und schliesslich durch Einstellung der Betriebsbedingungen vor der Extraktion. Bei einer nach der Extraktion erforderlichen Reparatur musste der Ofen geöffnet werden. Der Kontakt war in Ordnung und es zeigten sich keinerlei Verstopfungen, sodaß ein Ausschäumen von Kontakt durch Kondensate nicht vorlag.

2.) Ofen 132, (Rüstgur Oberohr/Kenn-Nr.428/21.7.1940)  
Angefahren wurde mit  $850 \text{ m}^3/\text{h}$  Frischgas und vollem Kreislauf. Die Synthesetemperatur betrug am 2.Tag  $181^{\circ}$ , vom 3.-7.Tag  $186^{\circ}$ , am 8.Tag  $188^{\circ}$ , am 10.Tag  $190^{\circ}$  und vom 11. - 19.Tag  $195^{\circ}$ . Diese Temperatur war zunächst als obere Grenze vorgesehen. Kontraktionen und Umsätze basieren auf den  $\text{CO}_2$ -Werten. Der Ofen war ebenfalls an die Austrittsleitungen der Stufe II angeschlossen.

Bis zum 10.Tag betrug der CO-Umsatz etwa 77% und stieg mit Erhöhung der Temperatur auf 85% an. Nach 18Tagen Laufzeit deutete die starke Verschiebung des  $\text{H}_2/\text{CO}$ -Verhältnisses im Endgas auf eine Konvertierung hin. Es war dieses zwar auch schon einige Tage vorher der Fall gewesen. Da aber auch wieder normale Analysenwerte erschienen, wurde nicht sofort eingegriffen. Da als Ursache ein Wasserschaden in Frage kommen konnte, wurde der Ofen am 20.Tag stillgesetzt und geöffnet. Der Befund war negativ, der Kontakt einwandfrei in Ordnung. Es muss daher angenommen werden, dass eine mit stärkerer  $\text{CH}_4$ -Bildung verknüpfte Temperaturerhöhung im Kontakt, die u.A. durch eine vorübergehende Schwankung des  $\text{H}_2/\text{CO}$ -Verhältnisses bedingt sein kann, infolge des hohen Wasserdampfgehaltes im Mischgas rapid angestiegen ist.

Nach erneutem Anfahren stellte sich bei  $185^{\circ}$  ein CO-Umsatz von 76% ein, die  $\text{CH}_4$ -Bildung betrug hierauf bezogen nur 7 - 10% und die erhaltenen Analysenwerte waren wieder normal. Am darauf folgenden Tag (15.8.) wurde das  $\text{H}_2/\text{CO}$ -Verhältnis für die gesamte Mitteldruck-Anlage auf 1,60 herabgesetzt. Einen Tag später ergab sich als Auswirkung hiervon ein Abfall des CO-Umsatzes auf 70%, sodaß von diesem 28.Tag an die Temperatur

x) die Konvertierung eingeleitet hat und daß diese/

temperatur



~~bis zum 31. Tag auf 191° und bis zum 37. Tag auf 195° gesteigert~~  
werden musste, ohne dass aber damit 75% CO-Umsatz überschritten  
werden konnten. In der nun folgenden Periode vom 37. - zum 70.  
Tage ergab sich bei 192° und einer Belastung von 700 - 750 m<sup>3</sup>/h  
Frischgas eine CO<sub>2</sub>-Kontraktion von 60 - 63%, ein ziemlich kon-  
stanter CO-Umsatz von 75% und eine CH<sub>4</sub>-Bildung von 7-8%. Mitt-  
lerweile war am 7.9. (50. Tag Ofen 132) das H<sub>2</sub>/CO-Verhältnis  
wieder erhöht worden und zwar auf 1,80. Trotzdem fiel in der  
Zeit vom 70. - 30. Tag die Kontraktion ab auf 55%. Es wurden daher  
Temperatursteigerungen vorgenommen und zwar am 87. Tag auf 195°,  
am 96. Tag auf 197° und am 101. Tag auf 200°. Trotz Absenkung der  
Frischgasbelastung von 700 - 750 m<sup>3</sup>/h auf 600 - 650 m<sup>3</sup>/h konnte  
lediglich ~~ein~~ Abfall des CO-Umsatzes unter 65 - 70% aufgehalten  
werden, während die CH<sub>4</sub>-Bildung von 7 auf 15% anstieg.

Durch eine Umstellung auf geraden Durchgang sollte fest-  
gestellt werden, ob die starke Änderung des H<sub>2</sub>/CO-Verhältnisses  
einen Regenerierungseffekt zur Folge hat. Vom 106. - 109. Tag  
ergab sich bei 197° und einer Belastung von 600 m<sup>3</sup>/h Sygas ein  
Kontraktionsanstieg von 58 auf 63%, während die CH<sub>4</sub>-Bildung  
etwa dieselbe blieb. Nach Rückschaltung auf vollen Kreislauf  
lag die Kontraktion mit 52% sogar noch unter der vorhergehenden.

Zusammenfassend ist folgendes zu sagen:

Nachteilig zur Beurteilung sind eine Reihe von Schwankungen  
in den Betriebsverhältnissen, die durch das nicht gleichzeitige  
Anfahren der beiden an einem Oberkessel angeschlossenen Öfen be-  
dingt waren. Bei jeder für den einen Ofen erforderlichen Massnahme  
trat zwangsläufig eine Änderung in den Betriebsverhältnissen des  
anderen Ofens ein. Beide Öfen waren mit verschiedenen Kontakten  
gefüllt. Während ihrer Betriebszeit wurden stärkere Änderungen  
im H<sub>2</sub>/CO-Verhältnis vorgenommen. Schliesslich kann die bei Ofen  
132 vorübergehend aufgetretene starke Konvertierung und CH<sub>4</sub>-Bil-  
dung zu einer Schwächung der Aktivität infolge Überhitzung ge-  
führt haben, die sich dann im späteren Verlauf der Betriebszeit  
ausgewirkt hat. Berücksichtigt man, dass uns die optimalen Betriebs-  
bedingungen für den nassen Kreislauf noch wenig bekannt sind,  
- der Versuchsofen von Hoesch müsste bei trockenem Kreislauf in  
kürzester Zeit schon auf 195° gebracht werden - so muss man mit  
Rücksicht auf die angeführten Verhältnisse sagen, dass ein

eindeutiges Urteil noch nicht abgegeben werden kann und daß eine nachteilige Einwirkung des massen Kreislaufes auf die Kontakte nicht erwiesen ist.

3.) Block 31 (Rüstgur AKV/Kenn-Nr. 728/14/15/31/-11.10.40) angefahren wurde mit 900 m<sup>3</sup>/h Frischgas (H<sub>2</sub>/CO = 1,80) und vollem Kreislauf. Der Block war nunmehr auf die Gasaustrittsleitung der Stufe I geschaltet. Die Temperatur wurde von 176° am 1. Tag auf 190° am 7. Tag gesteigert. Dabei ergaben sich CO<sub>2</sub>-Kontraktionen von 50-65%.

Im Zusammenhang mit den ab 3. Nov. aufgetretenen Schwierigkeiten in der Gas erzeugungsanlage und im Gasmaschinenhaus waren allgemein Belastungsenkungen und damit Temperaturenkungen erforderlich. Block 31 wurde für mehrere Tage mit nur 750 m<sup>3</sup>/h und bei 180° gefahren. Am 4. Tag wurde die Belastung auf 850 m<sup>3</sup>/h und die Temperatur auf 189° erhöht. Dabei ergab sich eine Kontraktion von 50 - 62%, ein Umsatz von etwa 75% und eine CH<sub>4</sub>-Bildung von 10%. Zu bemerken ist, daß nach bisheriger Erfahrung die Temperatur von 189° niedrig erscheint und wohl auf die Verwendung von Röstgarkontakten zurückzuführen ist.

4.) Block 36, (Normalgur/Kenn-Nr. 780/81/82/83 - 26.10.40) Zu bemerken ist im Voraus, daß die Beschaffenheit dieser Normalgurtkontakte nicht einwandfrei war, so daß schon vor dem Anfahren schriftlich bei der Ruhrchemie reklamiert wurde. Von einer Rücklieferung wurde mit Rücksicht auf die Schwierigkeiten der Katorfabrik schliesslich verzichtet. Es ist wohl auf die Qualität dieser Kontakte zurückzuführen, daß schon innerhalb der ersten 5 Tage eine unverhältnismässig starke Temperatursteigerung von 157 auf 195° erforderlich war, um bei 900 m<sup>3</sup>/h Frischgasbelastung und vollem Kreislauf 60% Kontraktion überhaupt zu halten. Ob mit dieser gegenüber Block 31 um 5° höheren Temperatur schon eine Stabilisierung der Verhältnisse im Ofen eingetreten war, muss dahingestellt bleiben, da ab 3.11., also am 9. Tag, eine allgemeine Absenkung der Belastungen und Temperaturen in der Mitteldruckanlage erfolgte. Nach Behebung der Gasversorgungsschwierigkeiten zeigten die Kontakte eine beträchtliche Widerstandserhöhung, insbesondere im Ofen 364, sodaß trotz Erhöhung des Vordruckes

nach Belastungen von 800 bzw. 700 m<sup>3</sup>/h zu erzielen waren. Nach 27 Tagen Laufzeit ergeben sich dann bei 195° Kontraktionen von 61 - 65%.

Es erscheint ratsam, den Kreislauf zunächst beizubehalten und mit den niederen Belastungen vorlieb zu nehmen, da bei irgendwelchen Änderungen z.B. bei Umstellung auf geraden Durchgang ein Versagen dieser staubhaltigen Kontakte zu befürchten ist. Es ist nämlich in diesem Fall mangels Drosselschiebern im Kreislauf nötig, den Block stillzusetzen und Stockscheiben zu setzen.

6.) Block 21. (Röstgur Oberohr/Kenn-Nr. 879/78/80 - 12.11.67) Angefahren wurde mit 850 m<sup>3</sup>/h Prothgas (H<sub>2</sub>/CO = 1,80) und vollem Kreislauf. Die Temperatur wurde von 170° am 1. Tag gesteigert auf 178° am 2. Tag, 184° am 4. Tag und 185° am 5. Tag. Bei diesem Block sollte sich der Kreislauf nur auf das Anfahren beschränken und nach Erreichen einer gewissen Grundtemperatur, die zunächst mit 185° angenommen wurde, die Kontraktion durch Drosselung des Kreislaufes gehalten werden. Praktisch ergab sich dabei, daß im Verlaufe des 6. Tages bereits vollständig auf geraden Durchgang umgestellt werden musste. Bei 185° und 900 m<sup>3</sup>/h Belastung ergaben sich Kontraktionen von 60 - 64%. Am folgenden Tag war eine weitere Temperatursteigerung auf 187° erforderlich.

Zur Zeit dieser Zusammenstellung waren anfahrbereit bzw. in Vorbereitung:

6.) Block 17. (Röstgur Oberohr/Kenn-Nr. 882/99/91/92) Hier sind Ofen 172 + 174 für nassen Kreislauf, Ofen 171 + 173 für trocknen Kreislauf eingerichtet. Bei letzterem wird Synthesegas der Stufe II angesaugt.

7.) Block 13. Ofen 133 u. 134 sind mit Röstgurkontakten gefüllt. Nach Entleerung der beiden anderen Öfen steht der Block zur Verfügung. (Mit Injektoren ausgerüstet.)

8.) Block 35. Die Öfen sind entleert und werden z.Zt. aufgedornt. Röstgurkontakte sind zur Füllung reserviert. Der Liefertermin für die Injektoren steht noch aus.

Es wird beschlossen, die Blöcke 17/21/31 u. 36 über eine längere Zeit zu beobachten, ehe weitere Kontakte mit Kreislauf an bzw. durchgefahren werden. Die Ausrüstung der vorhandenen Öfen soll aber laufend weitergehen.

Ddr. Dahm  
FeiBt  
Krüger  
Meier  
Neweling  
Schuff.

001007

Herrn Professor M a r t i n .

Teil: Zweiter Bursi-Versuch. Hochtemperaturkreislauf mit  
Kohlenoxyd und Co-ThO<sub>2</sub>-Kontakt.

Im Bericht Nr. 4 der Bursi vom 2. Februar 1938 waren Ergebnisse eines hochtemperaturigen Versuches mit normalem Kohlen-Thorium-Kontakt im sogenannten Hochtemperaturkreislauf mitgeteilt worden, wobei ein hoher Benzolanteil von guter Olefinzahl erzielt wurde. Der CO-Umsatz war nach diesem Bericht 96 bis 97%, ohne dass in der berichteten Periode ein Abfall zu erkennen gewesen wäre. Es schien daher möglich zu sein, bei dieser Betriebsweise eine zweite Synthesestufe völlig zu ersparen, da man hoffen konnte, das Absinken des CO-Umsatzes im Laufe einer längeren Versuchsperiode durch Temperatursteigerung ähnlich wie beim geraden Durchgang auszugleichen.

Diese Verhältnisse wurden in der folgenden, von Mai bis Juli 1938 durchgeführten Versuchsreihe geprüft. Es wurde ein normaler Co-ThO<sub>2</sub>-Kontakt (100 Co, 15 ThO<sub>2</sub>, 200 Agr.) in 2,5 mm Fadenkorn verwendet. Der Ofen enthielt 35,5 kg Co. Die Ausgangstemperatur betrug 200,4°.

In der Anlage DVA Nr. 39 sind die einzelnen Abschnitte dieses Versuchs hinsichtlich Gesamsetzung und Ausbeute zusammengestellt. Anlage DVA Nr. 38 zeigt die Beschaffenheit der erhaltenen flüssigen Produkte.

Im folgenden werden die einzelnen Versuchsabschnitte besprochen.

Versuchsabschnitt 1 und 2 (25-Betriebsstage, 28.4.-1.6.38).

Die Gasbelastung betrug 1,13 Nm<sup>3</sup>/kg Co/h, das Kreislaufverhältnis 1:2,22. Anfänglich wurde ein 99%iger Umsatz des Kohlenoxyds erzielt, gegen Ende der 2. Versuchsperiode ein solcher von 92,5, im Mittel also 96%. Im Versuchsabschnitt 2 wurde dem Synthesegas 15% Wassergas zugesetzt, um die Olefinzahl des Benzins zu erhöhen. Das CO-H<sub>2</sub>-Verhältnis stieg

nierdurch von 1:1,96 auf 1:1,84. Eine gewisse Verhinderung der Diffusion tritt hierdurch ein, andererseits wurde durch den Wassergeruchsstoff der Benzinteil im Gesamtprodukt vermindert, so dass der Gesamtserfolg gering war.

Der Umsatz war in den beiden ersten Versuchsabschnitten nur geringfügig und würde eine zweite Stufe erübrigen. Auf 75%igen CO-Umsatz umgerechnet, entsprach die C<sub>1</sub>-Leistung 145% der Normalmenge.

Die Ausbeute betrug im Durchschnitt 149,4 g/Nm<sup>3</sup> Idealgas. Das Produkt zeigte folgende Eigenschaften:

Benzin (-195°)	55 Vol.-%	(Olefine 39,6 Vol.-%)
Sl (195-320°)	31 Vol.-%	( " 18,4 " )
Paraffin(320°)	14 Vol.-%	

Versuchsabschnitt 3 (14 Tage, 2.-17.6.38).

Unter sonst gleichen Bedingungen betrug der durchschnittliche CO-Umsatz in diesem Abschnitt 89,2%. Die Ausbeute sank daher auf 140,7 g/Nm<sup>3</sup> Idealgas. Das Produkt hatte folgende Zusammensetzung:

Benzin (-195°)	49,5 Vol.-%	(Olefine 41,1 Vol.-%)
Sl (195-320°)	29,2 " "	( " 19,8 " )
Paraffin	21,3 " "	

Fasst man die ersten drei Abschnitte zusammen, so wurden über 39 Tage folgende Durchschnittsergebnisse erzielt: Bei einer CO-Aufarbeitung von 93% wurde eine Ausbeute von 145,6 g/Nm<sup>3</sup> Idealgas erhalten. In diesen 39 Tagen war die CO-Aufarbeitung von durchschnittlich 98,5 in der ersten Periode, auf 89,2 in der letzten Periode abgesunken. Man könnte bei dieser Aufarbeitung auf eine zweite Stufe nicht mehr verzichten.

Über die Ursache des Aktivitätsabfalles mit man leider keine sicheren Anhaltspunkte. Es sieht auf der einen Seite so aus, als handle es sich um die normale, vielleicht bei der hohen Temperatur beschleunigte Aktivitätsverminderung des Kontaktes mit zunehmender Lebensdauer. Zu berücksichtigen ist dabei allerdings, dass während dieser Zeit die Temperatur nicht erhöht worden war. Andererseits wurde bei Beendigung

des Versuchs festzustellen, dass ein Ende der Ofenröhre leer geblieben war und keinen Kontakt mehr enthielt. Ein solcher Gaskurzschluss würde natürlich eine Leertätigkeit der Aufarbeitung bedingen. Es konnte aber nachträglich nicht festgestellt werden, wann sich dieses Rohr entleert hatte.

Will man auf Grund des 39-tägigen Versuchsabschnitts Voraussagen machen über die mittlere Lebensdauer des Kontakts, so errechnet sich bis zum Abwinken des CO-Umsatzes auf 60% eine Lebensdauer von 3/2 bis 4 Monaten. Nimmt man an, dass die oben beschriebene Störung schon im letzten Versuchsabschnitt 3 vorhanden war und setzt nur die beiden ersten Abschnitte in Rechnung, so kommt man für eine durchschnittlich 80%ige CO-Aufarbeitung auf eine mittlere Lebensdauer von 6 Monaten.

Versuchsabschnitt 4 (5 Tage, 22. - 23.6.38).

Es wurde versucht, den früheren Umsatz von über 95% durch Erhöhung der Temperatur von 200,4° auf 210,0° wiederherzustellen. Dies gelang zwar vorübergehend, jedoch stieg gleichzeitig die Vergasung ganz erheblich an. Der analytische Verflüssigungsgrad sank von rd. 82 auf 65. Die Ausbeute betrug trotz des 95%igen CO-Umsatzes nur 111 g/Rm<sup>3</sup> Idealgas. Allerdings wurde dieses starke Ansteigen der Vergasung gleichzeitig begünstigt durch einen zeitlich parallel im Synthesegas auftretenden wasserstoffüberschuss. Infolge gewisser Umstellungen Konvertierung wurde während dieser Tage ein Synthesegas geliefert mit einem CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis von 1:2,05.

Unter der gemeinsamen Wirkung von Temperatur und Wasserstoff wurde ein recht leichtes, stärker abgasartiges Gesamtprodukt erhalten mit folgenden Eigenschaften:

Bonzin (-195°)	66 Vol.-%	(Olefine 29,7 Vol.-%)
Öl (195 - 320°)	19 "	( " 9,5 " )
Paraffin	15 "	

Versuchsabschnitt 5 (6 Tage, vom 28.6.-4.7.38).

Nachdem sich im Synthesegas wieder das frühere CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis von 1:1,93 eingestellt hatte, stieg die Ausbeute wieder an und zwar von 111 g/Rm<sup>3</sup> Idealgas bis auf 135.

Im Durchschnitt wurden 137 g erzielt. Das Produkt hatte folgende Zusammensetzung:

Benzin (-195°)	63 Vol.-%	(Olefine 36,8 Vol.-%)
Öl (195-320°)	24 " "	( " 19,2 " )
Paraffin	13 " "	

Der CO-Umsatz betrug in diesem Versuchsabschnitt 90% und lag damit etwa eben so hoch wie in Versuchsabschnitt 5. Der analytische Verflüssigungsgrad war indessen durch die Temperaturerhöhung um 9 Einheiten auf 75 abgesunken.

Versuchsabschnitt 6 (2 Tage, 5. bis 11.7.38).

Die Versuchsverhältnisse waren die gleichen wie bei Abschnitt 5, jedoch wurde die Aktivkohle-Anlage aus dem Kreislauf ausgeschaltet, so dass das Benzin im Kreislauf mit herangeführt wurde. Dies hatte zur Folge, dass die CO-Bildung anstieg und der analytische Verflüssigungsgrad auf 69 absank. Die Ausbeute ging zunächst auf 103 g/Sm<sup>3</sup> Idealgas zurück, stieg jedoch dann innerhalb 7 Tagen allmählich auf 120 g an und hatte ihren Höchstwert bei Beendigung der Versuchsperiode offenbar noch nicht erreicht. Neben der erhöhten Vergesung war für diesen Versuchsabschnitt auch typisch das starke Absinken des Olefingehaltes im Benzin. Dies war auch der Hauptgrund, weswegen die Versuchsreihe abgebrochen wurde, da es nach dem damaligen Stand der Kenntnisse keinen Sinn hatte, den Benzanteil zu vermehren, wenn die Olefinzahl dabei sank. Die Produkte hatten folgende Zusammensetzung:

Benzin (-195°)	63 Vol.-%	(Olefine 21,8 Vol.-%)
Öl (195-320°)	25 " "	( " 13,3 " )
Paraffin	12 " "	

Aus dem Versuchsabschnitt folgt eindeutig, dass das Arbeiten im Kreislauf eine Herausnahme des Benzins vor Wiedereintritt in den Kontaktoren erfordert, wenn man auf ein Maximum an direkt verwendbaren Primärprodukten Wert legt.

Versuchsabschnitt 7 und 8 (3 Tage, 12. bis 15.7.38).

Wir benutzten die Gelegenheit, in der vorhandenen Versuchsanordnung einen kurzfristigen Versuch mit gesteigertem Durchsatz durchzuführen. Die Aktivkohle-Anlage war hierzu

wieder eingesealigt.

Versuchsabschnitt 7 zeigt, dass bei einer 32%igen Überlast die CO-Aufarbeitung nicht beträchtlich abnahm. Auch nach einer Steigerung auf 175% der Normalmenge (Abschnitt 6) wurden immerhin noch 92% des CO umgesetzt. Allerdings handelt es sich um nur kurzfristige Versuchsdauern und es konnte auch wegen der beschränkten Leistung des Kompressors nur ein Kreislauf von 1:1,13 angewandt werden. Infolgedessen kann man auf Grund dieses Versuches nicht viel darüber aussagen, welche Leistungssteigerungen sich im Kreislauf hinsichtlich des Umsatzes erzielen lassen.

Die Produkte hatten in Versuchsabschnitt 8 folgende Zusammensetzung:

Benzin (-195°)	58 Vol.%	(Olefine 30,7 Vol.%)
Öl (195-320°)	27 "	( " 12,9 " )
Paraffin	15 "	

Versuchsabschnitt 9 (8 Tage, 17. bis 25.7.38).

Die Versuchsreihe wurde damit abgeschlossen, dass der nunmehr etwa 2/2 Monate alte Kontakt mit normaler Gasbelastung im geraden Durchgang gefahren wurde um seine Aktivität zu prüfen. Um einen 75%igen Umsatz des CO zu erzielen, konnte die Temperatur um rd. 13° auf 197° gesenkt werden. Die Ausbeute betrug 116,6 g/Nm<sup>3</sup> Idegas mit folgender Zusammensetzung:

Benzin (-195°)	49 Vol.%	(Olefine 21,4 Vol.%)
Öl (195-320°)	23 "	( " 10,3 " )
Paraffin	28 "	

Die Produkte sind also auch ohne dass ein Kreislauf angewandt wurde verhältnismässig leicht. Der Olefingehalt ist allerdings niedrig.

Gesamtergebnis:

Beim Arbeiten im Hochtemperaturkreislauf (200°) mit einem normalen Co-ThO<sub>2</sub>-Kontakt wurden mit Synthesegas bei einer durchschnittlich 93%igen Aufarbeitung des CO über einen Zeitraum von 39 Tagen 146 g flüss. Produkte je Nm<sup>3</sup> Idegas erhalten. Der Ofen produzierte in diesen 39 Tagen ebensoviel



flüss. Produkte wie ein normal 75% aufarbeitender Ofen erster Stufe in 35 T-gem. Die CO-Aufarbeitung betrug zu Beginn der Versuchsperiode 99, am Ende 69%. Es ist nach diesem Kr - basis eine nicht möglich, bei einem Hochtemperaturkreislauf auf eine 2. Stufe gas zu versichten. Die Lebensdauer des Kontakts konnte in der vorliegenden Versuchs eine infolge einer technischen Störung nicht genau ermittelt werden. Betreibt man die 1. Stufe solange, bis der CO-Umsatz auf etwa 60% abgefallen ist, so wird man bei vorsichtiger Schaltung mit einer Lebensdauer von 3/2 bis 4 Monaten, vielleicht aber auch 5 bis 6 Monaten rechnen können. Die flüssigen Produkte hatten folgende Zusammensetzung:

Benzin (-195°)	53 Vol.%	(Olefine 40 Vol.%)
51 (195-320°)	30 "	( " 19 " )
Paraffin	17 "	.

Im unbehandelten Zustand sind etwa 26 Gew.% dieses Produktes bei einer Oktanzahl von 60 bzw. 22% bei einer Oktanzahl von 64 unmittelbar zu verwenden. Nach chemischer Vorbehandlung steigt diese Menge auf 45 bzw. 40 Gew.%.

Durch Zugabe von Wassergas (etwa 15%) zum Synthesegas wird zwar die Olefinzahl des Benzins etwas erhöht. Andererseits nahm unter den vorliegenden Versuchsbedingungen aber die Benzinsmenge selbst dabei ab, so dass weniger unmittelbar verwendbares Primärprodukt (40 bzw. 35 Gew.%) gewonnen wurde als mit reinem Synthesegas.

Eine Temperaturerhöhung auf 210° hat sich wegen der starken Zunahme der Vergasung als unvorteilhaft erwiesen. Die Benzinsmenge stieg bei 210° bis auf 63%.

Es empfiehlt sich nicht, beim Hochtemperaturkreislauf das Benzin im Kreislaufgas zu belassen, da dabei sowohl die Vergasung ansteigt als auch der Sättigungsgrad des Benzins zunimmt.

Ddr.: A,  
F,  
Hg,  
Ne,  
Roe,  
Lurgi 3.

gez.: Dr. Herbert

*Bahr*

1913

DKA Drucksynthese Nr. 39	Hochtemperatur-Kreislauf		Gasumsetzung und Ausbeute.						
	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX
Versuchs- Abschnitt									
Datum	10/11. 5. 1913	11/14. 5. 1913	12/13. 5. 1913	1/22. 6. 1913	2/5. 6. 1913	5/6. 7. 1913	12/11. 7. 1913	1/11. 7. 1913	1/11. 7. 1913
Stunden	218	384	335	109	144	330	24	18	18
Druck atm	7.0	7.18	7.28	7.1	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0
Temperatur °C	200.0	200.40	200.10	209.0	209.0	210.0	210.0	210.0	210.0
Kreislauf	1-2-2	1-2-21	1-2-11	1-2-22	1-2-11	1-2-20	1-2-20	1-2-20	1-2-20
CO <sub>2</sub> von Antriebsgas	1-1909	1-1844	1-1910	1-205	1-1823	1-196	1-196	1-196	1-1921
Kreislaufung mit CO	1-11	1-136	0-998	1-262	1-130	1-142	1-228	1-257	1-257
Kontraktion Menge	73.1	73.7	72.7	69.7	70.4	68.9	71.2	68.4	68.9
gWasser-Produktion	121.1	121.1	112.2	90.2	108.2	91.9	87.3	90.1	91.5
Wasser-Produktion	149.2	149.2	140.7	110.8	132.2	113.0	107.1	111.0	116.5
Ammoniakumsatz	30.5	34.2	33.2	34.1	39.1	39.8	37.6	32.3	33.1
% CO <sub>2</sub> in CO	1.5	5.8	15.8	5.9	70.9	10.2	12.4	17.7	24.9
% CO <sub>2</sub> in CO <sub>2</sub>	13.7	19.4	13.5	27.2	16.7	21.3	17.2	18.7	14.6
Chl. bezogenes CO	13.9	17.0	15.1	16.9	21.0	23.6	20.4	22.6	19.3
CO <sub>2</sub>	2.1	4.0	2.9	6.2	5.8	7.1	-	2.7	5.5
CO	16.0	15.0	18.0	35.4	26.8	30.4	-	25.3	28.7
% CO <sub>2</sub> von Antriebsgas	82.7	80.0	73.1	67.2	66.2	62.1	60.2	61.4	59.4
% CO <sub>2</sub> von Antriebsgas	68.5	70.0	64.3	54.4	60.7	53.0	50.3	51.2	54.4
% CO <sub>2</sub> von Antriebsgas	81.0	85.0	81.9	65.1	73.2	69.1	69.7	71.7	75.3
% CO <sub>2</sub> von Antriebsgas	69.5	74.3	72.1	56.8	68.2	59.0	57.5	62.3	72.2
% CO <sub>2</sub> von Antriebsgas	14.4	10.6	9.9	8.3	50.5	10.1	22.3	72.4	3.9

30.12.1913  
1913

031014

DVA Drucksynthese Nr. 38	Nachttemperatur - Kreislauf	Eigenschaften der flüssigen Produkte					
	Ofen 2, 2. Füllung						

2004-2400, 7410

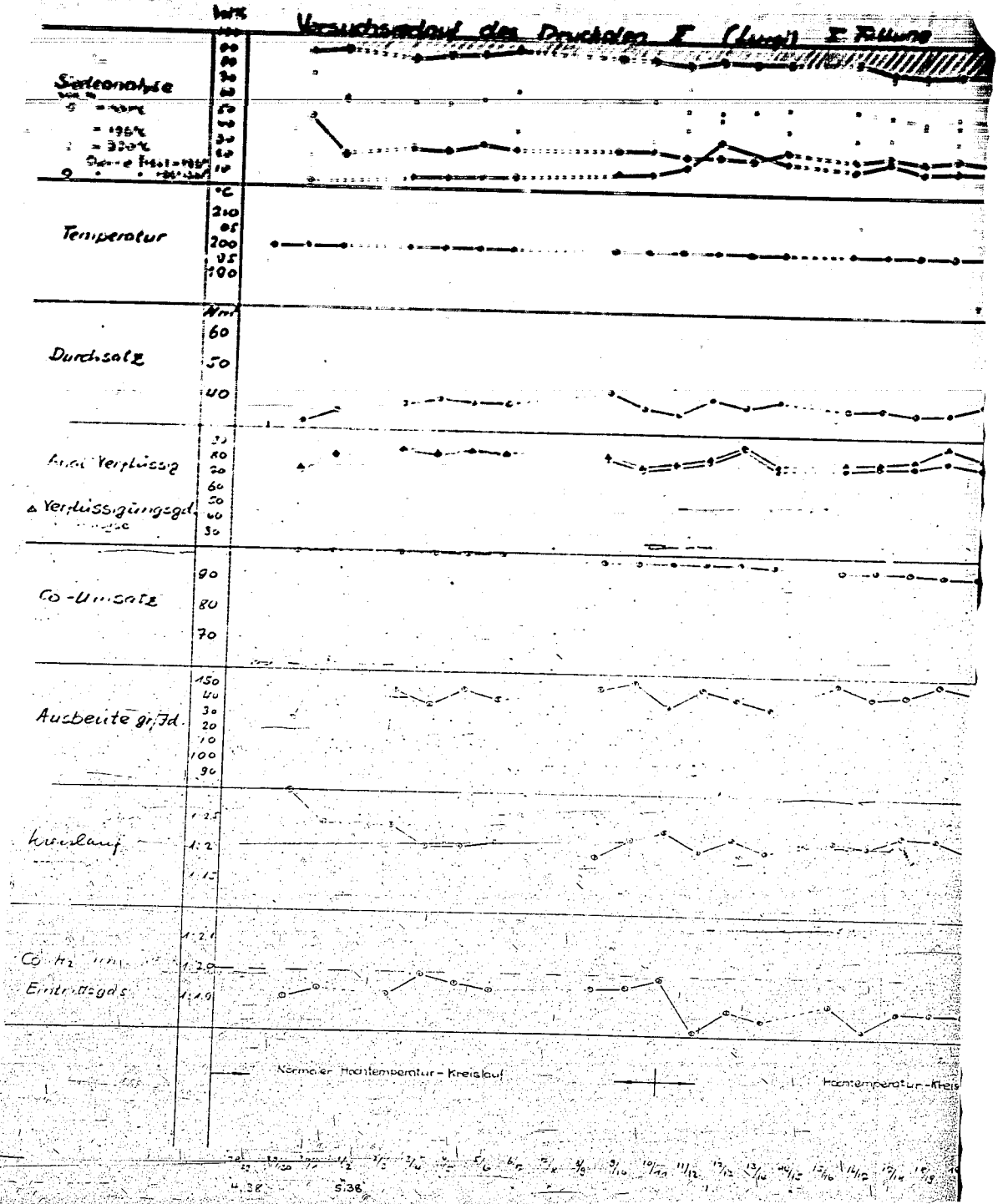
1000, 5170, 2004  
2. 1. 1938, 2. 1938

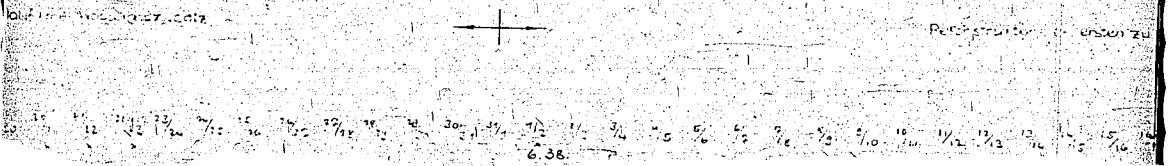
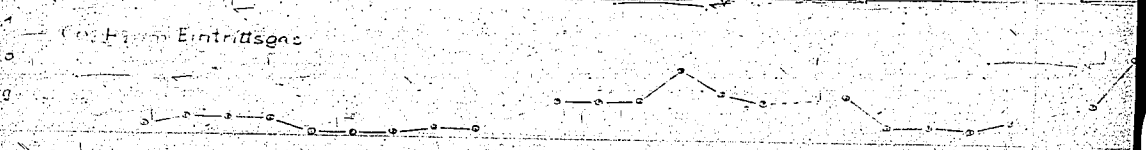
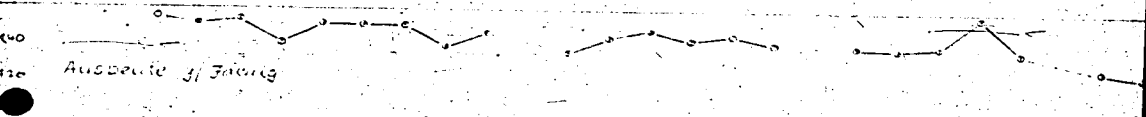
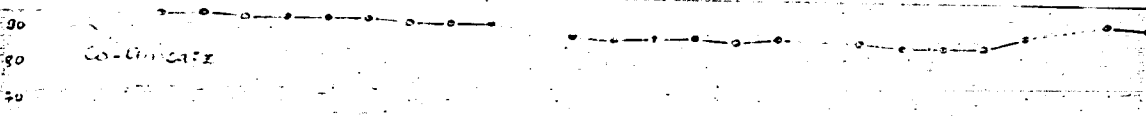
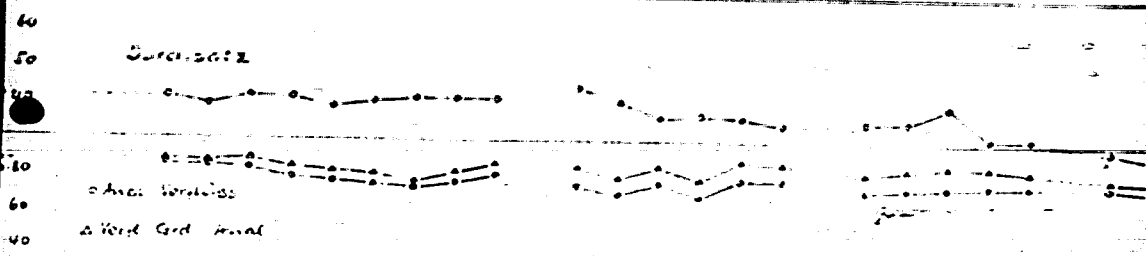
Versuchs- Abschnitt	I	II	III	II	I	VI	VII	VIII	IX
Datum	28.04-04. 5. 1938	19.10-30. 9.6. 1938	27.11- 6. 1938	27.12- 6. 1938	27.12- 7. 1938	5.6.- 7. 1938	12.11. 7. 1938	11.11. 7. 1938	06.11. 7. 1938
Dichte / AK Benzol	0,668	0,672	0,669	0,669	0,670	0,677	0,670	0,663	0,650
" 150° Kond. Öl	0,752	0,757	0,756	0,758	0,757	0,774	0,756	0,752	0,730
" 1 Paraffin	0,785	0,817	0,825	0,825	0,829	0,827	0,827	0,819	0,817
Olefine AK-Benzol	36,2	44,3	42,9	41,5	40,0	30,8	35,6	34,3	25,1
" Kond. Öl	14,6	26,2	22,7	16,8	19,8	17,0	17,3	15,7	11,8
" -195°C	34,7	42,2	44,7	39,7	36,8	27,8	32,7	30,7	24,1
" -195-300°C	17,4	22,2	19,8	9,5	12,3	12,3	19,0	13,9	9,1
Siedebeginn °C	39,3°	34,8°	39,5°	35,7°	32,6°	34,0°	37,0°	37,5°	34,5°
-100°	27,4	24,6	24,9	22,5	22,8	30,0	32,2	34,7	32,7
-120°	34,4	27,6	27,4	41,2	36,5	37,8	40,0	38,5	33,7
-140°	42,2	33,5	33,4	48,7	44,2	46,0	48,0	46,5	44,4
-160°	47,9	40,2	39,0	55,2	54,4	52,0	57,0	57,7	54,2
-180°	54,2	45,6	44,8	61,5	57,5	58,9	63,0	64,0	64,0
-195°	58,8	50,7	49,5	66,0	62,8	62,7	68,0	68,0	68,0
-210°	67,6	61,9	70,7	85,0	81,9	84,3	84,0	85,0	85,0
-210°	90,5	85,2	81,8	94,0	89,5	90,6	98,0	98,0	98,0
-230°	93,4	88,9	85,7	94,9	94,6	94,7	94,0	94,7	94,7

29.12.1938

001015

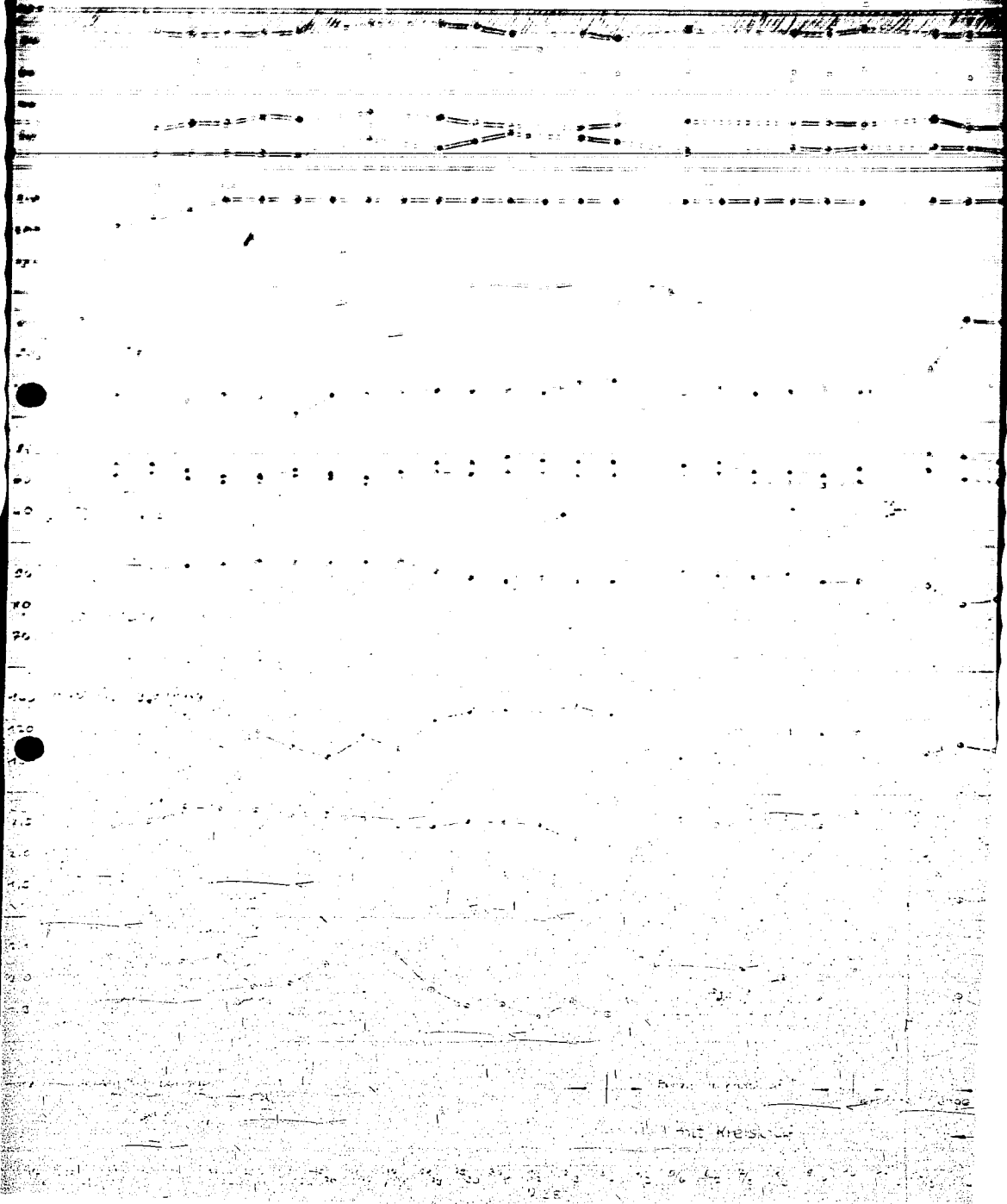
Versuchsverlauf des Druckes F (Lung) F Füllung





001017

3



001018

4