

3499-30/6.08-15

LURYI - HOESCH NEGOTIATIONS

(on Hoeslauf Process)

# Lurgiwärme

Notiz des Herrn  
Sch.

Dr. Herbert

DS4

10.1

vom  
Blatt 1

Betrifft: DS4 - Hoesch-Benzin  
- Besprechung am 4. d. Mts.

000015

L.W.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

Dr. Weittenhiller  
Dr. Chac  
Dr. Ulrich  
Dr. Werres  
Monteur Butzke zeitweise  
Dr. Herbert

M  
Do 105  
Dr. ~~Herbert~~ Dan  
Herbert  
König

Kopien an: Dr. Ge.

Es wurde folgendes besprochen:

### 1. Stand der Montage:

Die Ortsbesprechung ergab, dass bis zum 9.11. mit der Fertigstellung der Fundamente für AK-Anlage und Kondensation zu rechnen ist, so dass - wie auch Herr Butzke bestätigte - denn ein flott arbeiten möglich wird.

### 2. Wiederaufbau der Kreislaufversuchsanlage:

Allen Anschein nach hat die Ruhrchemie den Wunsch geäußert, dass die Versuchsanlage wieder aufgebaut wird, denn Dr. Weittenhiller hat die Idee des Wiederaufbaues nach vorübergehender Abmahnung wieder aufgegriffen. Er fragte mich nach unserer Ansicht zu dieser Sache. Ich teilte mit, dass der Wiederaufbau auch von unserer Seite begrüßt würde und im Interesse von Hoesch läge, da es für die Weiterentwicklung auf dem Gebiet der Eisenkontakte nützlich sein könne, sich über deren Eigenschaften an einer Versuchsanlage genau zu unterrichten, bevor man das Risiko eines Betriebes im größeren Masstabe übernehme. Ingenieurmäßig gesehen käme der Wiederaufbau bei uns nur in Frage, wenn eine völlige Neuanlage errichtet und hierfür unsere Pläne für die Schaffgötsch-Versuchsanlage verwendet werden könnten. Sollten jedoch wesentliche Teile der alten Anlage mitverwendet werden, so geschähe der Wiederaufbau besser durch die Bawag.

Herr Butzke teilte mit, dass er diese Anlage aus den vorhandenen Teilen fast völlig wieder herichten könne, und zwar als Füllarbeit, wenn während der Montage wieder Störungen auftreten. Hoesch stimmte jedoch mit mir darin überein, dass diese Möglichkeit nicht ergriffen werden sollte, damit die Kreislaufanlage endlich einmal fertiggestellt werden kann.

### 3. Betriebsergebnisse der Grossanlage:

Die Ausbeute an Flüssigprodukten + Gasol entwickelte sich in diesem Jahr wie folgt:

000015

700000	153,7	8
Februar	154,5	
März	157,0	
April	151,0	
Mai	145 (Fliegenschaden)	
Juni	Reparaturstillstand	
Juli	147,2	
August	138,6	
September	143,6	
Oktober	149,2	

Wir liegen also im Oktoberdurchschnitt erstmalig wieder über der Grenze von  $136,0 + 12,5 = 148,5$  g von der ab wir eine Beteiligung erhalten. Es ist anzunehmen, dass die Ausbeute im November wieder über 150 g liegen wird.

Wir besprechen einige Vorschläge zur weiteren Verbesserung der Ausbeute. Mein Vorschlag, einen Block von der ersten in die 2. Stufe zu schalten und diese mit höherer Temperatur zu fahren, um den Gesamtumsatz von 92,8 wieder auf den alten Stand von 95 zu bringen, wurde akzeptiert. Ab Januar soll ausserdem wieder versucht werden, mit etwas  $\pm$  CO-reicherem Gas ( $H_2$  :  $CO = 1,5$  statt bisher 1,6) zu fahren. Im Verlauf dieses Jahres hat sich herausgestellt, dass die Qualität fest-Konvertgases von ausserordentlicher Bedeutung ist. Die Anlage fällt in ihrer Ausbeute sofort ab, wenn die Druckwasserwäsche die Konvertgases unterbleibt, ausserdem ist es, wie zu erwarten war, besonders wichtig, im Konvertgas ein recht hohes  $H_2$  :  $CO$ -Verhältnis (von mindestens 5) einzuhalten.

#### 4. Schaffgotsch:

Ich teilte den Herren mit, dass Schaffgotsch sich nunmehr entschlossen habe, die Kreislaufanlage zu bauen und dass Koesch nunmehr aus diesem Auftrag die ersten Einnahmen entsprechend den vertraglichen Abmachungen mit uns zu erwarten hätte. Da man sich nach den Abschlussbedingungen nicht erkundigte, verzied ich es nähere Angaben hierüber zu machen.

#### 5. A.K.-Anlage.

In einem der 4 Adsorber der Schluss-A.K.-Anlage wurde die neue TS-Kohle auf einer Unterlage von 50 cm der alten Kohle eingefüllt. Die Wirkung war hervorragend. Der Gasolrestgehalt im Endgas ging schlagartig von 15 - 16 auf 7 - 8 g zurück. Die A.K.-Anlage arbeitet im übrigen zur Zeit mit ungenügender Erölung und Kühlung, da Erhitzer und Gaskühler undicht geworden sind und ihre Auswechslung bisher noch nicht möglich war. Das überaus günstige Verhalten der TS-Kohle kann daher auch teilweise auf die geringe Empfindlichkeit dieser Aktiv-Kohle-Sorte zurückgeführt werden. *Wasserdampf*

Es ist beabsichtigt, baldmöglichst einen 2. Adsorber, und zwar den übernächsten im Schaltrhythmus mit TS-Kohle zu füllen. Hierdurch dürfte sich die Gesamtausbeute noch um etwa 1 g erhöhen.

(gez.) Herbert

D.A.K. 2043 Hoesch Drucksynthese.  
-----

Besprechung am 9.3.42 in Frankfurt/Main, anwesend die Herren :

Dipl.-Ing. Beckhaus ( Hoesch Benzin A.G.)

Dr. Haping

Dipl.-Ing. Arnold

Unterzeichneter

{ Lurgi

Bei der Durcharbeitung der automatischen Steuerung zeigte sich, dass es bei geeigneter Ausbildung derselben möglich sein müsste, alle Druckstöße in der AK-Anlage praktisch vollkommen "wegzusteuern". Da Hoesch auf eine weitestmögliche Reduktion der Druckschwankungen großen Wert legt, wurden diese Möglichkeiten zum Gegenstand einer Aussprache gemacht.

Da bei den Spiegelscheiben der Steuerung zunimmt die Durchgänge geböhrt und die Kante eingefräst werden müssen, ist es erforderlich, etwaige Wünsche in dieser Richtung für einen evtl. Ausbau der Automatik schon jetzt zu berücksichtigen.

Vorgesehene Massnahmen :

Es wurde seinerzeit in Aussicht gestellt, dass die Druckschwankungen sich voraussichtlich in einer Grössenordnung von max. 0,1 Atm. werden halten lassen. Bei einem Kreislaufvolumen von insgesamt ca. 1.100 m<sup>3</sup> macht das Adsorber-Volumen mit ca. 35 m<sup>3</sup> rund 3,2% aus. Beim Einschalten eines von der Ausdampfung kommenden Adsorbers in den Gasstrom und bei einem Druck vor der AK-Anlage von ca. 7,5 ata würde sich somit ein Druckabfall in dem Kreislauf von  $7,5 \times 0,032 = 0,24$  Atm. ergeben. Um diese über die vorstehend angeführte Grössenordnung hinausgehende Schwankung zu vermeiden, war von Anfang an vorgesehen, die Adsorber mit Restgas, das am Ende der III. Stufe vor dem Druckregler abgenommen werden soll, vorzufüllen. Man kann auf diese Weise die Adsorber theoretisch bis auf einen Druck entsprechend dem Druck hinter der III. Stufe von 6,8 ata auffüllen, womit nur noch eine Druckdifferenz von max. 0,7 Atm. bis zu dem Druck des Kreislaufs von 7,5 bzw. 7,2 ata, d.h. nur noch rund 10% des ursprünglichen Druckunterschieds verbleibt. Der Druckabfall beim Einschalten eines neuen Adsorbers macht dann nur noch  $0,24 \times 0,10 = 0,024$  Atm. aus. Da ein vollkommener Druckausgleich zeitlich jedoch nicht ganz zu erreichen ist, muss in der Praxis mit etwas höheren Druckschwankungen in der Grössenordnung von ca. 0,05 - 0,1 Atm. gerechnet werden. Hierbei ist vorausgesetzt, dass die Druckregelung am Ende der III. Stufe empfindlich genug durchgebildet ist, damit Rückwirkungen auf die unter Druck arbeitenden Stufen III, II und I nicht eintreten, sondern nur auf die Niederdruck-AK-Anlage hinter der Druckentspannung. Zwecks Klärung dieser Frage haben wir uns mit Siemens bereits in Verbindung gesetzt.

Weitere Möglichkeiten:

Will man die nach vorstehender Rechnung verbleibenden Druckschwankungen praktisch ganz beseitigen, dann gibt es hierzu folgende Möglichkeiten :

1.) Die Aufstellung eines Hochdruckgebläses zur Förderung des Füllgases von 6,8 auf 7,5 bzw. 7,2 ata. Ein solches Gebläse könnte jeweils bei der entsprechenden Schaltstellung " Druckfüllen " durch elektrische Kontaktgabe von der Automatik aus über einen Schaltschützen angestellt werden und würde nur so lange laufen, bis die Druckfüllung zu Ende ist. Selbstverständlich müsste dieses Gebläse in Nebenschluss zu der direkten Füllleitung geschaltet und in letztere ein Rückschlussventil eingebaut werden. ( Vergl. beige-fügte Schemaskizze ). Auf diese Weise wäre ein vollkommenes Aufdrücken des Adsorbens vor Einschaltung in den Kreislauf möglich und könnte merkbare Druckstöße beim Umschalten vermieden werden.

2.) Die Herbeiführung eines Vorausgleichs auf halben Druckniveau wäre möglich beim Entspannen des einen Adsorbens und Verwendung der Entspannungsgase zum gleichseitigen Füllen eines anderen Adsorbens. Hierbei müssen zeitweise aber gleichseitig 2 Adsorber aus dem Gasstrom abgeschaltet sein, d.h. diese Massnahme wäre nur bei Aufstellung eines 6. Adsorbens durchführbar. Da sie jedoch eine erhebliche Komplikation und Verteuerung der Automatik bedeutet, wird zweckmäßigerweise hiervon Abstand genommen.

3.) Bei evtl. Aufstellung eines 6. Adsorbens kann man u.U. jedoch noch eine 3. Möglichkeit ausnutzen, wenn man die Füllzeit über den genannten Schaltschritt hin streckt. Es müsste dann nur der Synthesegas-Kompressor, welcher eine Syn-gasmenge von 34.000 Nm<sup>3</sup> = ca. 4.100 eff.m<sup>3</sup>/ Std. fördert, mit einer um 35 m<sup>3</sup>/30 Min. = 70 eff.m<sup>3</sup>/ Std. = 1,7% grösseren Leistung arbeiten, um das bei der Entspannung in halbstündigen Abständen kurzzeitig vor die Kompression zurückgeblasene Entspannungsgas dann im Verlauf der nächsten halben Stunde auf der Druckseite wieder zum Füllen eines Adsorbens abzugeben. Wenn man, was ohne weiteres möglich ist, die Vorfüllung mit dem Restgas der III. Stufe beibehält, dann vermindert sich der Füllgas-Bedarf auf nur 10%. Ein Zusatzgebläse wäre in diesem Falle nicht erforderlich.

Höhere Gasausbeute.

Neben dem Umstand, dass dieser vorteilhafterweise auch zur Vermeidung der Druckschwankungen u.U. eingesetzt werden kann, hat die Aufstellung eines 6. Adsorbens noch folgende Vorteile :

Zunächst bedeutet er eine vollständige Reserve, da er im Falle des Ausfallens eines Adsorbens, beispielsweise wegen Nacharbeiten an den automatischen Armaturen, jederzeit eingesetzt werden kann,

was jedoch gerade bei einer unter Druck arbeitenden Anlage vom Betriebsstandpunkt aus nicht hoch genug eingeschätzt werden kann.

Alsdann wäre eine Arbeitsweise mit gleichmässiger Dampfontnahme durchführbar, wobei alle Spülperioden sich aneinanderreihen.

Der grösste Vorteil besteht jedoch darin, dass man mit dem 6. Adsorber den Schaltschritt der ganzen Anlage und damit die vorge-sehene Aktivkohle-Beladung bis auf die Hälfte herabsetzen kann, wenn man 2 Adsorber parallel in Ausdampfung nimmt. Wenn auch zu Beginn der Beladung infolge der dann durchzuführenden Eintritts-gastrocknung mit hoher Gastemperatur eine nennenswerte Gasol-Adsorption nicht zu erwarten ist, so besteht doch die Möglichkeit, im 2. Teil der Adsorptionsperiode eine gewisse Gasolmenge bereits im Kreislauf aus dem Gas zusätzlich herauszunehmen und hierdurch die zu erwartende 30%ige Mehrbelastung der Niederdruck-AK-Anlage am Ende der III. Stufe zum Teil zu vermindern. Verbindliche Angaben - Garantien - über die exakte Höhe der Gasol-Mehrausbeute können nicht gemacht werden, jedoch kann erwartet werden, dass bei Fül-lung der Adsorber der Niederdruck-Aktivkohle-Anlage ganz bzw. bei Aufstellung des 6. Adsorbers zum Teil mit unserer neuen Spezial-Aktivkohle "Supersorben Superior" die Leistungsdifferenz zu be-wältigen ist und die Gesamt-Gasolausbeute auch bei der voraus-sichtlichen Mehrbelastung mindestens auf der gleichen Höhe von etwa 95% wie bisher gehalten werden kann.

gez. V o l l m e r

Frankfurt/Main, den 10.3.42  
Vo/Blr.

Anlage + 1 Schemaskizze

Original an Hoesch, Ko:Dr.Hpg., AKA/Vo., AKK, Dr.Hr.

*ik Faschner*

Fragebogen.

000019

A. Allgemeine Angaben:

- 1) Name und Bezeichnung der Anlage: Hoesch - Benzin G.m.b.H.  
Genauere Adresse: Dortmund, Springorumstr.158-160  
Fernruf: 53341/2  
2) Standort der Anlage: Dortmund  
3) Bauherr: Hoesch-Benzin G.m.b.H.  
4) Sachbearbeiter für die Bau-durchführung: Dir.Dr. Ing. H. Weittenhiller

B. Kostenangaben:

- 1) Gesamtkosten: RM 5.000.000,--  
2) Ist die Finanzierung gesichert und woher werden die Mittel beschafft? Ja.  
Die Mittel werden selbst aufgebracht  
3) Veranschlagte Baukosten: RM 5.000.000,--  
a) für den bautechn. Teil: (Gebäude, Fundamente usw.) RM 1.000.000,--  
b) für den apparatetechn. Teil: (Maschinen, Apparate usw.) RM 4.000.000,--

C. Bautechnische Angaben:

- Maßstäbliche Pläne der Anlage: Bereits in Ihrem Besitz  
Lageplan i.M. 1 : 100 000 (soweit neue Standorte in Betracht kommen), Die Einzelzeichnungen sind noch nicht fertiggestellt.  
Werksplan i.M. 1 : 10 000 oder größer,  
2) Bauzeit:  
a) voraussichtlicher Beginn der bautechnischen Arbeiten: September 1940  
b) voraussichtlicher Beginn der Montagearbeiten: März 1941  
c) voraussichtliches Ende der Bau- und Montagearbeiten: Dezember 1941

## 3) Unbedenklichkeitserklärungen:

der zuständigen Werklufschutzbereichsvertrauensstelle und der zuständigen Planungsgemeinschaft (Reichsstelle für Raumordnung).

Diese wurden von der zuständigen Werklufschutzbereichsvertrauensstelle noch nicht erteilt

## 4) Bau- und Montagarbeiter:

unterteilt nach betriebseigenen und fremden Arbeitskräften:

- Wieviel?
- Für welche Zeit?

Für den Bau und die Montage werden 200 fremde Bauarbeiter und 200 fremde Montagarbeiter für 8 Monate benötigt

D. Betriebstechnische Angaben:

## 1) Begründung des Bauvorhabens:

Produktionssteigerung

## 2) Beschreibung der zur Anwendung kommenden Verfahren

(Skizze, Fahrschema)

Das zur Anwendung kommende Verfahren wurde von der Fa. Lurgi-Gesellschaft für Wärmetechnik, Frankfurt a.M., entwickelt. Durch Rückführung des Restgases in die Syntheseöfen wird neben einer Leistungssteigerung eine Erhöhung der Ausbeute an flüssigen Produkten erzielt

## 3) Welche Anlageteile sind neu zu erstellen?

a) Hauptanlage

Erweiterung der <sup>Gas-</sup>Konvertierung und Reinigungsanlage für das Synthesegas, Neuanschaffung der Kreislaufanlage

b) Nebenanlagen

Erweiterung der Kesselanlage

## 4) Voraussichtlicher Termin für die Inbetriebnahme und für die volle Produktionsaufnahme der Anlage:

Voraussichtlicher Termin für die Inbetriebnahme: 1.12.1941 für die volle Produktionsaufnahme: 1.3.1942

## 5) Angabe über Kapazität der bestehenden Anlage (in t/Jahr bzw. cbm/Jahr):

40 000 Jato Primärerzeugung

## 6) Angaben über die Kapazität nach Fertigstellung d. Bauvorhabens (t/Jahr bzw. cbm/Jahr):

55 000 Jato Primärerzeugung

## 7) Angaben über die zu verarbeitenden Roh- und Betriebsstoffe:

1.) Der Verbrauch an Kobaltkontakten wird trotz der Mehrleistung nicht erhöht und es ist wahrscheinlich, daß durch längere Lebensdauer eine Verringerung des Kontaktverbrauchs



gegenüber der heutigen Anlage erzielt wird. Der Kontakt wird von der Ruhrchemie A.G., Oberhausen-Holten bezogen.

2.) Mehrverbrauch an Feinreinigungsmasse 120 t/Jahr.  
Herkunft: Ruhrchemie A.G., Oberhausen-Holten.

3.) Gasgrobreinigungsmasse:  
Mehrverbrauch 1 200 t/Jahr  
Herkunft: Ruhrgas A.G.

8) Angaben über die Fertigerzeugnisse:

(Haupt- und Nebenprodukte):

- a) Art und Qualität
- b) Menge
- c) Verwendung

Die Mehrproduktion beträgt 15 000 Jato, und zwar 6 500 Jato Benzin, 6 900 Jato Dieselöl, 900 Jato Schweröl und 1 200 Jato Paraffin

9) Mit welcher ~~Voll-~~Betriebszeit ist zu rechnen?

- a) Wieviel Stunden pro Tag? 24 Stunden
- b) Wieviel Schichten pro Tag? 3 Schichten
- c) Wieviel Tage im Jahr? 360 Tage

**E. Arbeitseinsatz:**

An Betriebsarbeitern sind erforderlich:

in der bestehenden Anlage:      zusätzlich:

1) Angestellte:

- a) kaufmännische: 9 -
- b) technische : 70 -

2) Arbeiter:

- a) Facharbeiter : 155 25
- b) Ungelernte Arbeiter: 173 20
- c) Jugendliche Arbeiter: 12 -

**F. Energiebedarf:**

1) Strombedarf (kWh/Tag)

- a) Fremdbezug : ---
- b) Eigenerzeugung: 60 000 kWh/Tag 12 000 kWh/Tag

2) Wasserbedarf (cbm/Tag):

- a) Fremdbezug: 5 000 m<sup>3</sup>/Tag 2 500 m<sup>3</sup>/Tag
- b) Eigenbeschaffung: ---
- c) Wieviel der unter a) und b) aufgeführten Mengen werden d. Rückkühlung wiedergewonnen? 90 % 90 %

3) Dampfbedarf (t/Std.)

in der beste-  
henden Anlage:      zusätzlich:

- |                               |  |         |
|-------------------------------|--|---------|
| a) Fremdbezug                 | ---  | ---     |
| b) Eigenerzeugung             | 40 t   | 30-40 t |
| c) Welcher Betriebsdruck?     | 20 Atm.  | 20 Atm. |
| d) Für welche Betriebszwecke? | Antrieb von Maschinen und für chemische Zwecke |         |

4) Kohlebedarf (t/Jahr)

- |                               |                      |             |
|-------------------------------|----------------------|-------------|
| a) Fremdbezug                 | 200 000 Jato         | 70 000 Jato |
| b) Eigenerzeugung             | ---                  | ---         |
| c) Sorte                      | Koks Nuß II          | ---         |
| d) für welche Betriebszwecke? | Synthesegaserzeugung |             |

5) Kraftgas-Bedarf (obm/Tag)

- |                                       |                            |                            |
|---------------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| a) Fremdbezug                         | 40 000 m <sup>3</sup> /Tag | 90 000 m <sup>3</sup> /Tag |
| b) Eigenerzeugung                     | ---                        | ---                        |
| c) Art bzw. Zusammensetzung des Gases | Ruhrgas                    |                            |
| d) für welche Betriebszwecke?         | Kesselheizung              |                            |

G. Umstellung von Fahrzeugen auf Treib- bzw. Methangas

- |  |       |
|--|-------|
| 1) Anzahl der umzustellenden betriebseigenen Last- und Personenwagen | keine |
| Betriebsfremden Last- und Personenwagen                              | keine |

H. Baustoffbedarf:

- |  |  |
|--|--|
| 1) Eisen:                              |  |
| a) Maschineneisen                      | 5 500 t <i>1700 t</i>  |
| b) Baueisen                            | 1 000 t <i>300</i>   |
| 2) Nichteisenmetalle:                  | 10 t Kupfer, 7 t Zinn, 20 t Blei, 1 t Zink, 1 t Chrom, 1 t Molybdän u. 300 kg Antimon. |
| 3) Zement, Kies, Sand, Split, Schotter | 1 000 t Zement<br>4 000 t Kies u. 2 700 t Sand   |
| 4) Ziegelsteine                        | 200 000 Stck.  |
| 5) Holz                                |  |
| a) Schnittholz                         | 100 m <sup>3</sup>   |
| b) Rundholz                            | 400 m <sup>3</sup> <i>15 m<sup>3</sup> für ...</i>                                     |

6) Natur- und Kunetkautschuk für

- |   |                   |
|---|-------------------|
| a) Kabel                                  | 100 kg Kautschuk  |
| b) Sonstige Isolierungen, Dichtungen usw. | 300 kg Dichtungen |
| c) Förderbänder                           | 600 kg Förderband |

J. Verkehrs- und Transportfragen:

- |  |                              |
|--|------------------------------|
| 1) Welcher Bahnanschluß ist vorhanden?   | Werks- u. Reichsbahnanschluß |
| 2) Voraussichtliche Höchstzahl der täglich aus- und eingehenden Wagen?               |                              |
| a) in der bestehenden Anlage?  | 30 Wagen                     |
| b) zusätzlich, nach Ausbau?  | 10 Wagen                     |
| 3) Ist Wasseranschluß vorhanden? Für welche Leichter-Einheit?                        | ja                           |
| 4) Gesamtbedarf an Transportmitteln (Lastkraftwagen, Eisenbahnwaggons, Kesselwagen)? | --                           |
| a) für den Transport der Baustoffe   | 5 - 10 Waggons/Tag           |
| b) für den Transport der Rohstoffe   | --                           |
| c) für den Transport der Zwischenprodukte und Fertigwaren?                           | 5 Waggons/Tag                |

	Large	000024 Almag	Klömc	Babcock	Bamag
Fe	1900	1300	400	1400	150 to / 5.500 to
Cu	9	300 kg			10 to
Zn	6				7 to
Pb	13				10 to
Zr	250 kg				1 to
Ch	120 "				1 to
<del>Wsp.</del>	40 "				1 to
Hatz	10 "				300 kg

M. Stiglmayr

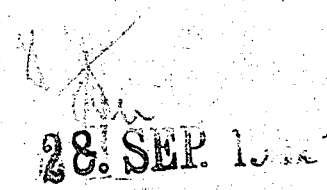
**Lurgiwärme**

000025

*Proj. Hoesch*

Notiz des Herrn Dr. Herbert  
Bal.-

vom 28.9.42  
Blatt 1

Betrifft: <u>DS 5 - Betriebsergebnisse der Hoesch-Anlage</u>  <u>Besprechung in Dortmund am 18.9.1942.</u>	<b>L.W.</b>
	Eingang
	Nr.
Exemplar für:	
Anwesend: die Herren: Dir. Dr. Weittenhiller ) Dr. Werres ) Hoesch Dr. Ohme ) Dr. Ullrich ) Dr. Gross ) Dr. Herbert ) Lurgi	
Kopien an: Dr. Oe.   Dr. Dan/Dsch.   DS	

Im Laufe der Jahre 1940 und 1941 war die Hoesch-Anlage durch Einführung des Dreistufenbetriebes, des Konvertgaszusatzes und der Druckwasserwäsche in ihrer Ausbeute an Flüssigprodukten einschliesslich Gasol von 130 auf 160 g angestiegen. Seit Februar dieses Jahres ist jedoch ein Rückgang bis auf 145 g eingetreten. Dr. Weittenhiller bat daher um eine Aussprache und Zusammenarbeit zur Behebung der aufgetretenen Schwierigkeiten, die am 18. September in Dortmund stattfand. Die Herren bei Hoesch sind der Ansicht, dass seit vergangem Winter die Kontakte schlechter geworden seien. Die Ruhrchemie habe auch zugegeben, dass sich in der Kontaktherstellung verschiedenes geändert habe (Verwendung anderer Kieselgur, 5° niedrigere Reduktionstemperatur, bessere Reinigung des Kreislaufwasserstoffs).

Ich teilte mit, dass die von uns auf Grund von eingesandten Kontaktproben durchgeführten Untersuchungen bisher keine Verschlechterung der Kontaktqualität erkennen liessen und dass auch die immer noch ansteigende Ausbeute der Schaffgotsch-Anlage keinen derartigen Rückschluss erlaube. Die Ruhrchemie-Anlage kommt zur Beurteilung nicht in Betracht, da sie infolge zahlreicher Betriebsstörungen nicht gleichmässig genug arbeitet. Nach unserer bei Auswertung sämtlicher Betriebszahlen gewonnenen Auffassung handelt es sich bei Hoesch um eine Kontaktschädigung durch zu grossen Kohlenoxydüberschuss. Hoesch hatte ohne unser Wissen das Verhältnis  $H_2:CO$  von 1,6 auf 1,45 gesenkt, wobei zwar zunächst eine weitere Ausbeutesteigerung, anschliessend aber ein stetiger Rückgang der Ausbeute aufgetreten war. Diese rückläufige Tendenz der Anlage war auch im September noch nicht beendet, obwohl Hoesch neuerdings die Kontaktmasse viel häufiger auswechselt als früher. Infolge des Nachlassens der Aktivität, besonders der 1. Stufe, wird die zweite und dritte Stufe überlastet. Die in der dritten Stufe neu angefahrenen jungen Kontakte werden also von vornherein nicht mehr schonend, wie wir es eingeführt hatten, sondern forciert eingefahren. Dazu kommt, dass Hoesch die uns gegenüber so häufig betonte "Erfindung" gemacht hat, dass die Kontakte in der ersten Stufe mit 1500 statt mit 1000 m<sup>3</sup> belastet werden können. Dadurch tritt jedoch eine zusätzliche Schädigung ein, denn es stellte sich heraus, dass bereits nach 14 Tagen ein Zurücknehmen der Belastung auf 1000 m<sup>3</sup> und im Verlauf der späteren 6 Betriebsmonate sogar unter 800 m<sup>3</sup> notwendig war. Die angeblich höhere Belastbarkeit der Kontakte war also nur eine Illusion. Dr. Weittenhiller erkannte an, dass wir bereits im

vergangenen Jahr einmal vor übergrossen CO-Überschüssen gewarnt hätten und hält es nicht für unmöglich, dass unsere Auffassung über den Rückgang der Ausbeute richtig ist. Es wurde folgendes beschlossen :

- 1.) Hoesch verfolgt die Frage der Kontaktqualität mit Ruhrchemie weiter.
- 2.) Das CO/H<sub>2</sub>-Verhältnis wird in der ersten Stufe auf 1,60<sup>2</sup> erhöht. Ausserdem werden die Konvert-gaszusätze so weit gesteigert, dass auch die zweite und dritte Stufe erheblich mehr Wasserstoff als bisher bekommen.

Im ganzen bedeuten diese Änderungen die Reproduktion der Betriebsverhältnisse, wie sie Ende vergangenen Jahres bestanden. Ich machte darauf aufmerksam, dass eine sofortige Ausbeutesteigerung nicht erwartet werden könne, da erst mit dem Hereinkommen neuer Kontaktmassen die Folgen der Kohlenoxydkrankheit beseitigt werden können. Im Gegenteil sei sogar ein Absinken der Ausbeute denkbar, da die Anlage auf die Steigerung des Wasserstoffzusatzes zunächst einmal mit erhöhter Methanbildung reagieren wird.

Die beschlossene Änderung ist seit 8 Tagen durchgeführt; wie mir Dr. Ohme sagte, ist die erwartete, erhöhte Methanbildung eingetreten, jedoch mit einer so starken Steigerung des Umsatzes (von 89 auf 94 %), dass bisher kein Absinken der Flüssigproduktausbeute festgestellt werden konnte.

(gez.) H e r b e r t

DS 4 Benz

**Lurgiwärme**

Notiz des Herrn Dr. Rüping und Dr. Herbert  
Bal.-

vom 14.3.42  
Blatt 1

Betritt: Hoesch - Kreislaufabkommen.

**L.W.**

Besprechung in Dortmund am 13. März 1942

Eingang

Nr.

000027

Exemplar für:

Anwesend:	die Herren:	
	Dr. Weittenhiller	} Hoesch-Benzin
	Dr. Werres	
	Dr. Ohme	
	Dr. Ullrich	
	Dr. Rüping	} Lurgi
	Dr. Herbert	

Be 18 MRZ 42  
Bohm 12.3.42

Kopien an: Dr. Oe. | Dr. Ku. | Dr. Dan./ | Dr. Rpg./Hr. | Vertr. A.  
                  |           |    sch./Be. |           |           |

Dr. Weittenhiller teilte mit, dass die Anlage gegenwärtig auf einer Ausbeute von 145 g Fl.-Produkte + 15 g Gasol/Nm<sup>3</sup> Jdealgas liegt. Gleichzeitig sei die Belastung der Anlage auf 37.000 Nm<sup>3</sup> Jdealgas gesteigert worden. Es bestehe unter diesen Umständen kein Zweifel daran, dass der Garantiversuch für die Kreislaufanlage mit positiven Ergebnis durchgeführt werden könne, da wir uns ja nur verpflichtet haben, 42.000 Nm<sup>3</sup> Jdealgas mit einer Ausbeute von mindestens 136 g an Flüssigprodukten zu verarbeiten. Unsere Garantie bedeute also für Hoesch keine Sicherheit mehr für die Rentabilität des Kreislaufverfahrens. Es sei zu berücksichtigen, dass durch Versuche, die Hoesch in letzter Zeit gemacht habe, eine wesentliche Steigerung der Belastungsmöglichkeit der Kontaktöfen sich ergeben habe, wenn man diese Öfen genügend vorsichtig anfährt. Wir entgegneten, dass nach den Erfahrungen sehr vieler Versuche, welche wir zum Teil schon im Jahre 1937 bei der Ruhrchemie durchgeführt haben, auf keinen Fall eine Belastungssteigerung möglich ist ohne gleichzeitiges Sinken der Ausbeute. Wenn inzwischen bei Hoesch Ausbeutesteigerungen erzielt worden sind, so sei anzunehmen, dass diese durch andere, vielleicht gleichzeitig durchgeführte Betriebsverbesserungen erreicht wurden, sodass der durch höhere Belastung zu erwartende Ausfall überkompensiert wurde. Tatsächlich erfuhren wir später durch Dr. Ohme, dass seit Januar das Verhältnis CO/H<sub>2</sub> von 1,6 auf 1,4 herabgesetzt worden war; praktisch wird also die erste Stufe bereits mit einem wassergasähnlichen Gas gefahren. Die Mehrausbeute seit Januar ist zweifellos allein diesem Umstand zuzuschreiben. Die bessere Verflüssigung durch das CO-reichere Gas erlaubt die von Hoesch inzwischen durchgeführte höhere Belastung.

Dr. Weittenhiller führte weiterhin aus, dass man die anlässlich der Bestellung der Kreislaufanlage durchgeführte Wirtschaftlichkeitsrechnung nochmals revidiert und einen Vergleich gezogen habe zwischen der Wirtschaftlichkeit bei Erweiterung der vorhandenen Anlage auf 42.000 Nm<sup>3</sup>/h mit und ohne Kreislauf. Bei diesen Überlegungen wurde berücksichtigt, dass von den 7 Mill. RM. Investitionskosten, die für die Errichtung der Kreislauf-Anlage notwendig sind, rund 6 Mill. RM. für die Anlage mit geradem Durchgang erforderlich seien, sodass man das eigene Risiko für den Fall der Unwirtschaftlichkeit des Kreislaufbetriebs anlagenspezifisch mit 1 Mill. RM. für Anlagekosten bemesse.

Man habe zu Grunde gelegt, dass beim Kreislaufbetrieb 165 g Benzin + Gasöl, im geraden Durchgang 160 g, erreichbar seien. Die beim Kreislaufbetrieb erzeugte Mehrausbeute bzw. die preisliche Bewertung der Gesamtprodukte ergebe praktisch keine wesentlichen Vorteile mehr für den Kreislauf. Dabei wurde angegeben, dass beim Kreislaufbetrieb je to Produkte Selbstkosten auftreten von 250,40 RM, im geraden Durchgang von 247,50 RM. Wenn man dagegen unterstellt, dass die Belastbarkeit der Kontaktöfen mit 42.000 Nm<sup>3</sup> im geraden Durchgang noch nicht erwiesen ist und lediglich eine Belastung von 40.000 m<sup>3</sup> zu Grunde gelegt wird, so ergeben sich für diesen Fall Selbstkosten von 255,60 RM/to. Der Erlös für die beim Kreislaufbetrieb anfallenden Produkte betrage 330,52 RM/to, im geraden Durchgang 331,94 RM. Diese Differenz zu Ungunsten des Kreislaufs erklärt sich aus dem von Hoesch angenommenen verminderten Erlös aus dem Hartwachs, wobei aber bereits der Mehrerlös für das olefinreichere Öl (die Ruhrchemie zahlt für die Oxo-Synthese 380.-RM/to Olefine) berücksichtigt sei. Die verbesserte Benzingqualität beim Kreislaufbetrieb sei in dieser Rechnung nicht berücksichtigt. Man habe lediglich angenommen, dass der Anteil an brauchbarem Benzin beim Kreislaufbetrieb höher ist (bis 190°), während beim Arbeiten im geraden Durchgang der Schnitt bei 175° gemacht werden muss. Im ganzen gesehen, bestehn also für Hoesch kaum noch ein Anreiz, das Kreislaufverfahren zu verwenden.

Es seien bereits Zweifel aufgekommen, ob es überhaupt noch zweckmässig sei, die Kreislaufanlage auszuführen. Er hoffe jedoch, dass in dem Kreislauf auch noch einiges drinstecke. Es könne aber Hoesch nicht gagemutet werden, im Falle der Unrentabilität der Kreislaufanlage an uns grosse Lizenzen zu zahlen und es sei daher notwendig, die Lizenzabgaben an uns unter diesen Gesichtspunkten nochmals zu überprüfen. Er wolle den Vertrag als solchen nicht antasten, erwarte lediglich, dass man diesen Wirtschaftlichkeitsüberlegungen gebührend Rechnung trage. Bis s.Zt. auf unseren Wunsch in den Vertrag aufgenommene Loyalitätsklausel müsse nun von Hoesch in Anspruch genommen werden. Wir erwiderten, dass selbst bei Nichtvorhandensein der Loyalitätsklausel man selbstverständlich den bestehenden Verhältnissen Rechnung tragen würde, dass es aber zunächst einmal notwendig sei, abzuwarten, was die Kreislaufanlage wirklich leiste, da bei den Überlegungen von Hoesch alle Vorteile der Entwicklung bereits berücksichtigt seien, während die Entwicklungsmöglichkeiten, die im Kreislauf noch gegeben sind, noch in keiner Weise erschöpft sind. Ausserdem sei bereits im Vertrag vorgesehen, dass die Lizenzzahlungen an uns entfallen, wenn der Kreislaufbetrieb wegen Unrentabilität stillgelegt werden muss. Im Übrigen müsse aber festgehalten werden, dass die bisherigen guten Betriebsergebnisse gerade durch die Übertragung der Erkenntnisse aus dem Kreislaufbetrieb auf die bisherige Anlage zurückzuführen sind. Wir stellten nochmals heraus, dass das im Kreislaufverfahren erstmalig drei wesentliche Arbeitsprinzipien der Synthese erkannt worden sind:



- 1.) Das Arbeiten, insbesondere das Anfahren mit verdünntem Gas und dessen vorteilhafter Einfluss auf die Lebensdauer des Kontaktes.
- 2.) Die Herstellung eines Kohlenoxydüberschusses im Kontaktofenintrittsgas infolge der Rückführung CO-reicher Ofenendgase.
- 3.) Die höhere Belastbarkeit der Kontaktofen durch gleichmäßigeres Ausnutzen der Ofenkapszeit. Beim Normalbetrieb ist das Kontaktofenintrittsgas konzentriert, das Austrittsgas verdünnt, infolgedessen ist der Ofen nur im oberen Teil richtig ausgenutzt. Beim Kreislaufbetrieb ist die Gaskonzentration über dem ganzen Ofen gleichmäßiger und daher seine Belastbarkeit höher.

Von diesen Vorteilen wurde auf unseren Vorschlag bei Hoesch in den Grossbetrieb übernommen:

- 1.) Anwendung eines Kohlenoxydüberschusses und Konvert-gaszusatz vor den folgenden Stufen.
- 2.) Anwendung des Dreistufenbetriebes.

Hierdurch wurden bereits kreislaufähnliche Verhältnisse geschaffen. Auch die von Hoesch kürzlich durchgeführte Verringerung des CO/H<sub>2</sub>-Verhältnisses von 1,6 auf 1,4 liegt vollkommen in der gedanklichen Weiterführung der von uns vorstehend gekennzeichneten Betriebsverbesserungen der jetzigen Anlage. (Wenn wir in jüngerer Zeit darauf verzichtet hätten, Hoesch zu veranlassen, das CO/H<sub>2</sub>-Verhältnis noch weiter zurückzunehmen als im vorigen Jahr von uns angeregt, so geschah dies lediglich aus internen Überlegungen, um dem Kreislaufverfahren nicht zu viel vorweg zu nehmen. Aus all dem ergibt sich, wie wichtig es war, s.Zt. des Beratungsabkommens zu tätigen. Wir können heute schon feststellen, dass wir andernfalls bis zur Inbetriebnahme der Kreislaufanlage kaum noch Lizenzen hätten erwarten können.)

Wenn also Hoesch eine Revision der Lizenzbedingungen wünsche, so dürfe nicht vergessen werden, dass die jetzt erzielten günstigen Ergebnisse zu einem wesentlichen Teil auf unsere - zum Patent angemeldeten - Vorleistungen zurückzuführen sind. Dr. Veitenhiller äußerte nicht, den Wert unserer Mitarbeit mit folgenden Worten anzuerkennen: "Ihre Mitarbeit ist uns wertvoll, aber sie darf nicht zu teuer werden, besonders im Hinblick darauf, dass Ruhromie und auch andere Firmen die Arbeitsweise akzeptiert haben, welche bei Hoesch die guten Resultate liefert." Wir entgegneten hierauf, dass wir uns nach Erteilung unserer Patente mit den Firmen, die uns geschützte Verfahren verwenden, noch unterhalten werden. Wir einigten uns gegenseitig beiderseits dahingehend, dass man zunächst einmal die Inbetriebnahme der Kreislaufanlage abwartet und dass hierbei zur Erlangung genauer Vergleichsdaten zunächst mit unseren Aggregaten 4 - 8 Wochen im geraden Durchgang gefahren wird, worauf erst der Übergang auf Kreislauf erfolgt. (Technisch ist uns bereits noch zu prüfen, ob dies ohne weiteres durchführbar ist. Nach Ansicht von Hoesch müsste das Kreislaufgebläse noch durch eine etwa 300 mm starke Leitung umfahren werden können. Wir sagten die Lieferung dieser Umföhrungsleitung zu, vorausgesetzt, dass sie beim Fahren im geraden Durchgang wirklich notwendig ist.)

Sollte nach längerem Kreislaufbetrieb keine wirtschaftliche Mehrleistung auftreten, so müssten wir uns zur Vermeidung einer Stilllegung mit einer Reduktion der Lizenzen einverstanden erklären. Diese Frage dürfte aber dann auch durch den Stand unserer Patente für die Verfahrensschritte, welche ohne Kreislauf durchführbar sind, mitbeeinflusst werden.

Die oben zu Tage getretene Tendenz der Firma Hoesch, uns für unsere Mitarbeit keine zu hohen Beträge zu zahlen, kam nochmals bei einer Unterhaltung über die an uns abzuführende Beratungsgebühr zum Ausdruck. Dr. Weittenhiller führte aus, dass bei der Festlegung der Bezugsszahl, von der ab unsere Beteiligung an Mehrausbeuten einsetzt, eine gleitende Skala vereinbart worden sei, die dem Absinken der Ausbeute bei erhöhter Gasbelastung der Anlage Rechnung trage. Nach dem letzten Stand gemäss Vereinbarung vom 4.10.1941 erhalten wir von der Mehrausbeute über die Ziffer von 136 g Flüssigbenzin + 12,5 g Gasöl = 148,5 g Gesamtprodukte, eine Abgabe von 12,5 %. Diese Vergleichsausbeute vermindert sich für je 1000 Nm<sup>3</sup> pro Std. Steigerung der Gasbelastung um 1 g/Nm<sup>3</sup>. Die monatlichen Abgaben betragen für den Durchschnitt des vergangenen Jahres knapp RM. 5000.-. Durch die neueren Ergebnisse sei man überzeugt, dass kein wesentlicher Einfluss der Gasbelastung auf die Ausbeute mehr besteht, da man die Anlage heute mit erheblich höherer Belastung und höherer Ausbeute fahren könne. Die Abgaben, welche sich auf Grund der im Oktober vereinbarten Skala für uns ergeben, erschienen Hoesch untragbar hoch. Beispielsweise würde die Februar-Abgabe an uns ca. 11.000.- RM. ausmachen. Unter voller Würdigung der Tatsache, dass wir zu einer Abänderung der Oktober-Vereinbarungen nicht verpflichtet sind, bittet man uns, auf die s.t. vorgesehene gleitende Skala zu verzichten. Hierdurch würde sich die Februar-Abgabe auf einen Betrag, der zwischen 7.000.- und 8.000.- RM. liegt, vermindern. Dr. Weittenhiller gab ausdrücklich an, dass die letztere Summe Hoesch als angemessene, monatliche Vergütung für unsere Leistungen erscheine, dass man dagegen Beträge über RM. 10.000.- als ungerechtfertigt empfinde, besonders, wenn man berücksichtige, dass im Falle des Kreislaufbetriebes Jahresabgaben nach dem bisherigen Vertrag von Max. 150.000.- bis RM. 200.000.- zu erwarten seien. Wir gaben an, dass wir diese Vorschläge zunächst mit Herrn Dr. Götken besprochen müssten, wiesen aber auf die Schwierigkeit hin, dass bei der demnächst bevorstehenden Inbetriebnahme weiterer Generatoren die Belastung der Anlage nochmals sprunghaft steigen wird, wobei mit Sicherheit ein Ausbeuterückgang zu erwarten ist. Dieser Ausbeuterückgang kann unsere Mehrausbeute so stark reduzieren, dass die an uns abzuführenden Beträge wieder auf sehr kleine Summen zurückgehen, falls die gleitende Skala beseitigt wird. Sollten wir also auf die Vorschläge von Hoesch eingehen, so müsste eine Sicherheit dagegen geschaffen werden, dass wir nach Inbetriebnahme weiterer Generatoren nicht benachteiligt werden. Wir vereinbarten, dass demnächst über diesen Punkt nach Vorliegen der Stellungnahme unserer Direktion nochmals eine Aussprache erfolgen soll.

**000031**

Dr. Weittenhiller brachte nochmals die Sprache auf die Verhandlungen mit der Ruhrchemie. Man ist bei Hoesch der Meinung, dass wir in allen den Fällen mit Sicherheit den Bau der Anlagen erhalten, wo von dem Kunden eine Garantie verlangt wird. Man glaubt nicht, dass die Ruhrchemie für den Fall, dass auch die Mineralölbau sich zur Abgabe einer Verfahrensgarantie bekennt, die Mineralölbau weiterhin mit dem Bau von Anlagen betrauen wird. Dr. Weittenhiller gab uns zu verstehen, dass nach Äußerungen von Prof. Martin die Ruhrchemie unbedingt eine Verständigung mit uns herbeiführen will. Nach einer Mitteilung von Dir. Alberts an Dr. Weittenhiller hat Prof. Martin es Hoesch direkt übel genommen, dass man es nicht fertig gebracht habe, die Aufstellung der Versuchsanlage auf dem Hoesch-Gelände zu erreichen. (Die Ruhrchemie hätte doch dann über Hoesch Einblick in unsere Versuchsergebnisse gehabt!) Dr. Weittenhiller legte uns nahe, doch nochmals zu überprüfen, ob es nicht möglich sei, mit der Ruhrchemie bald zu einer Verständigung zu kommen.

(ges.) R ü p i n g

(ges.) H e r b e r t

000032

FT 4 Proj.

**Lurgiwärme**

Notiz des Herrn Dipl.-Ing. Dorschner

vom 28.11.41

Blatt 1

Betrifft: DS 4, Besprechung bei Hoesch-Benzin G.m.b.H. v. 14. Nov. 41		L.W. Eingang Nr. Exemplar für:
Anwesend: Dr. Weitenhiller, zeitweise Dr. Werres, Obering. Beckhaus Dr. Ohme Dr. Ullrich Dipl.-Ing. Roth Dr. Herbert, Dipl.-Ing. Arnold Ing. Bonnes, Unterzeichner		
Kopien an: Dr. Dan. Dr. Herb. Be/Bo/Arn, Dschp.		v. Hoesch 2. DEZ. 1941

In der gemeinsamen Besprechung sollten die Garantien für die Kreislaufanlage und das von uns fertiggestellte Schema sowie die zu liefernden Messinstrumente besprochen werden.

### 1.) Garantien.

Von Dr. Weitenhiller wurde als erstes die Garantie für den Benzinendgehalt in der AK-Anlage behandelt. Dieser betrug nach unserer Auftragsbestätigung unter 1 gr./Nm<sup>3</sup> Kreislaufgas. Eine Forderung über Abscheidung des Gasols in der Kreislaufanlage war bisher nicht gestellt.

Hoesch hat Bedenken, dass durch die grössere Leistung der Kreislaufanlage das anfallende Gasol in der der Syntheseanlage nachgeschalteten Normaldruck-Aktivkohle nicht der heutigen Ausbeute nicht mehr gewonnen werden kann, und es soll unsererseits geprüft werden, (durch unsere Abteilung AKK) ob durch Aufstellen eines weiteren Adsorbers oder - wie von uns vorgeschlagen - durch Vergrößerung der AK-Schicht um beispielsweise 1 Mtr. eine weitgehende Abscheidung von Propan-Butan in der Kreislaufaktivkohle-Anlage möglich ist. Für diese Erweiterung sind von uns die erforderlichen Mehrkosten und Garantien über Benzin- und Gasolausbeute anzugeben.

Die Gaskühlung in der Kreislaufanlage erfolgte bisher mit Frisch- und Rückkühlwasser in 2-stufiger Ausführung. Zur Ersparnis von Kokerei-Gas, das teilweise zur Kesselbeheizung mit dem Restgas verwendet wird, beabsichtigt Hoesch eine Kupplung zwischen den Gaskühlern und der Kesselanlage in der Weise, dass das Wasser der Gaskühler als Speisewasser in den Dampfkesseln verwendet wird. Die Kühler der Kreislaufanlage werden nur mit Frischwasser beaufschlagt, und auf hohe Wasseraustrittstemperaturen gefahren. Die Wasserend-Temperaturen sollen 60 - 80° betragen, sodass das Wasser direkt in der der Kesselanlage vorgeschalteten Wasserreinigung verwendet werden kann.

Wir machten H. darauf aufmerksam, dass durch diese Massnahme ein öfteres Reinigen der Gaskühler, in denen sich durch die Hohe

Wasserendtemperatur Kalk ansetzt, erforderlich sein wird, und ausserdem die Kühler in ihren Abmessungen grösser ausgeführt werden müssen. Endgültige Angaben über Kühlwasserverbrauch, höchste Wasserendtemperatur und Grösse der Gaskühler, sowie Mehrpreis können wir Ihnen erst nach nochmaliger Durchrechnung gemeinsam mit der Fa. Junkers machen.

Bei Undichtwerden der Kühler besteht die Gefahr, dass Gas, bzw. Benzindampf in das Kühlwasser und somit in die Kesselanlage kommen können. Es ist bei dieser Schaltung erforderlich, den Wasserdruck immer höher als den Gasdruck zu halten.

Der von uns vorgesehene Scheideraum zur Abscheidung des Paraffins und Oels ist nach Ansicht von H. zu klein. Die Neutralisation wurde genau wie in der bereits 2 Jahre in Betrieb befindlichen Neutralisation der Versuchsanlage ausgelegt. Die Lauge wird im Kreislauf über die Neutralisatoren gepumpt, während die Restlauge aus diesem Kreislauf abgestossen wird. Der von uns vorgesehene Scheideraum beträgt 23 cbm in den Neutralisatoren selbst, 75 cbm in den Abscheidern für die Neutralisation und 85 cbm Abscheideraum für die Gaskühler. Die ungepumpte Lauge menge beträgt 45 cbm, die abzustossende Lauge menge aus den Neutralisatoren 0,6 bis 6 cbm bei 10 oder 1-figer Frischlauge. In den Gaskühlern fallen ca. 10 cbm Reaktionswasser an.

In der Grossanlage sind für 5 cbm Lauge, die direkt über die Neutralisatoren gepumpt und in dem nachgeschalteten Abscheider verarbeitet werden muss, 8 cbm Scheideraum vorgesehen. Dieser Scheideraum reicht in keiner Weise aus, sodass die Lauge entspannt und in zwei grosse Nachscheider und eine Grube geleitet wird. Der Ölgehalt beträgt nach dem Druckscheider mehr als 8 gr, nach dem Nachscheider 0,3-0,4 gr und nach der Grube 0,1-0,8 gr/ltr.

Von Herrn Dipl.-Ing. Hill wurden in der Versuchsanlage Versuche und Untersuchungen über den Ölgehalt in der Restlauge angestellt. Es ergab sich, dass beim Ansetzen der Lauge mit Frischwasser 0,4-0,5 gr/l in der Restlauge und beim Ansetzen mit Reaktionswasser ca. 8 gr/l Öl gefunden wurden. Demgegenüber behauptet H., dass in der Grossanlage eine Abhängigkeit von der Verwendung von Reaktionswasser oder Frischwasser nicht festgestellt werden könnte.

H. verlangt eine Garantie, dass die in der Restlauge ablaufenden Produkte 100 kg/Tag nicht überschreiten dürfen. Es wird erforderlich sein, vor der Abgabe dieser Garantie noch eingehende Parallelversuche zwischen der Versuchs- und der Grossanlage anzustellen.

## 2.) Schema der Kreislaufanlage.

Mit der Ausführung des Schemas ist H. grundsätzlich einverstanden.

Die Paraffin-Abscheider nach dem Ofenhaus und nach dem Wärmeaustauscher sind gegen Verstopfung durch Paraffin mit direktem Dampfanschluss zu versehen.

Die Regelung der Kreislaufanlage wurde eingehend erörtert. In der Grossanlage ist nach Angabe des Herrn Beckhaus eine Mengenregelung für Synthes-Eintrittsgas und eine Druckregelung für das Restgas vorgesehen. Für die Kreislaufanlage war unsererseits eine Druckregelung geplant, um die durch die Aktiv-Kohlenanlage hervorgerufenen Druckschwankungen in Mengenschwankungen des Kreislaufgases umzuwandeln, und die von H. geforderte Garantie über einen konstanten Druck

*Abwechslung  
Lauge 1,5 m*

000034

in den Synthese-Öfen leichter erfüllen zu können. Die Ursache für die Schwankungen, und zwar Kohlensäureadsorption, Temperaturschwankungen nach den Nachkühlern und Druckstösse durch die Schaltung wurden durchgesprochen. Nach Ansicht v. Hoesch sind die infrage kommenden Mengen und die hervorgerufenen Schwankungen derart klein, dass für den einwandfreien Betrieb keine Befürchtungen bestehen. In der Kreislaufanlage soll deshalb die Kreislaufgasmenge geregelt werden. Der Impuls wird von einer Messblende, die auf der Druckseite des Kreislaufgebläses angebracht ist, direkt auf die Steuerwelle der Dampfturbine übertragen.

H. hat für die Rohrbrücken eine Anfrage an die Bamag in Butzbach abgesandt. Die Lieferzeit im Angebot beträgt 12 - 14 Monate; Herr Beckhaus bittet, unseren Einfluss in Butzb. auf Kürzung der Lieferzeit geltend zu machen.

In der Ausführung der Kompensatoren bestehen Schwierigkeiten durch die Verwendung von säurebeständigem Stahl. Auch hierfür bittet Herr B. um unsere Unterstützung.

Von den in unserem Schema angegebenen Mess-Stellen sind auf Wunsch von Hoesch folgende schreibend, bzw. registrierend auszuführen.

1.) Kreislaufgasmenge.

Für die Überwachung der beiden Kreislaufgebläse ist die Aufstellung einer Grossanzeige der Kreislaufgasmenge im Gebläsehaus erforderlich. Die Anzeige ist vorteilhaft von den Bedienungsständen der beiden Gebläse gut sichtbar als Grosse Uhr anzuordnen. Als Messblenden können die für die Regelung auf der Druckseite der Gebläse vorgesehenen Blenden verwendet werden, da es sich nicht um eine genaue Messung, sondern nur um eine Anzeige zur Überwachung des Betriebes handelt.

2.) Eine Mengemessung für das Kreislauf- und Synthesemischgas. Die Messblende wird vor dem Ofenhaus angeordnet, der Mengenschreiber sowie ein Druckschreiber, ein Temperaturschreiber und ein Dichteschreiber gelangen im Ofenhaus zur Aufstellung.

3.) Temperaturmessung für die Wärmetauscher. Ein Temperaturschreiber für die 4 Temperaturen des Wärmetauschers. Aufstellung im Ofenhaus.

4.) Ein Temperatur-Zweifarbenschreiber für die beiden Temperature des Paraffin-Gatsches in den 2 Abscheidern.

5.) Ein Zweifarbenschreiber für die Gastemperaturen am Neutralisator-Ein- und -Austritt. Aufstellung im Gebläsehaus.

6.) Ein 4-Farbenschreiber für die Gastemperaturen der 4 Kühler austrittsseitig. Aufstellung im Gebläsehaus.

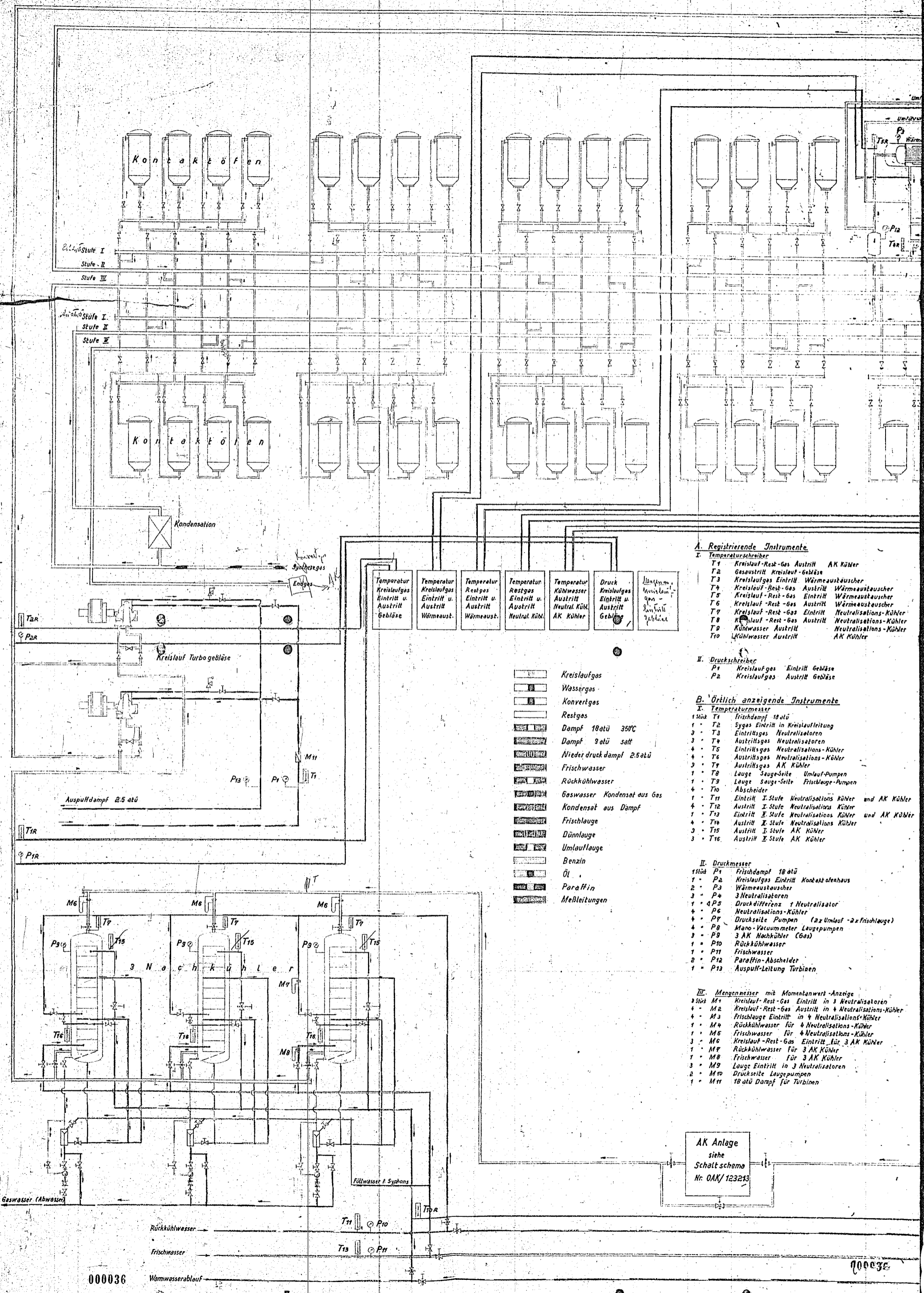
7.) Ein 3-Farbenschreiber für die <sup>Gas</sup>Temperaturen am Austritt der AK-Anlage, Austritt der Nachkühler und auf der Druckseite der Gebläse; Aufstellung im Gebläsehaus.

8.) Ein 4-Farbenschreiber für die Wasseraustritts-Temperaturen der ~~Nachkühler des Benzinkühlers und des Gaskühlers~~.  
4 Gaskühler; Aufstellung im Gebläsehaus.

- 9.) Ein 3-Farbenschreiber für die Wasseraustritte-Temperaturen der Nachkühler des Benzinkühlers und des Gasolkühlers.
- 10.) Ein 2-Farbenschreiber für die Anzeige der Umlauf- und Frischlauge-mengen; Aufstellung im Gebläsehaus.
- 11.) 3 U-Rohre für die Messung der Gasmengen in den 3 Neutralisatoren, 4 U-Rohre für die Gasmengenmessung an den 4 Kühlern. Aufstellung vorteilhaft an den Neutralisatoren bzw. an den Kühlern.

Eine Stellungnahme zu dieser grossen Anzahl registrierender Messinstrumente war nicht möglich, da Herr Dr. Weiterhiller nicht anwesend war. Es wird unsererseits geprüft, ob sämtliche registrierenden Apparate für den einwandfreien Betrieb der Kreislaufanlage erforderlich sind. Nach Zusammenstellung der Kosten für diese Messinstrumente wird unsere Stellungnahme erfolgen.

g92: D o r s c h n e r .



A. Registrierende Instrumente

- I. Temperaturschreiber
- T1 Kreislauf-Rest-Gas Austritt AK Kühler
  - T2 Gasaustritt Kreislauf-Gebläse
  - T3 Kreislaufgas Eintritt Wärmeaustauscher
  - T4 Kreislauf-Rest-Gas Austritt Wärmeaustauscher
  - T5 Kreislauf-Rest-Gas Eintritt Wärmeaustauscher
  - T6 Kreislauf-Rest-Gas Austritt Wärmeaustauscher
  - T7 Kreislauf-Rest-Gas Eintritt Neutralisations-Kühler
  - T8 Kreislauf-Rest-Gas Austritt Neutralisations-Kühler
  - T9 Kühlwasser Austritt Neutralisations-Kühler
  - T10 Kühlwasser Austritt AK Kühler

II. Druckschreiber

- P1 Kreislaufgas Eintritt Gebläse
- P2 Kreislaufgas Austritt Gebläse

B. Örtlich anzuzeigende Instrumente

- I. Temperaturmesser
- 1 Stück T1 Frischdampf 18 atü
  - 1 - T2 Sygas Eintritt in Kreislaufleitung
  - 3 - T3 Eintrittsgas Neutralisatoren
  - 3 - T4 Austrittsgas Neutralisatoren
  - 4 - T5 Eintrittsgas Neutralisations-Kühler
  - 4 - T6 Austrittsgas Neutralisations-Kühler
  - 3 - T7 Austrittsgas AK Kühler
  - 1 - T8 Lauge Saug-Seite Umlauf-Pumpen
  - 1 - T9 Lauge Saug-Seite Frischlauge-Pumpen
  - 4 - T10 Abscheider
  - 1 - T11 Eintritt I. Stufe Neutralisations Kühler und AK Kühler
  - 4 - T12 Austritt I. Stufe Neutralisations Kühler
  - 1 - T13 Eintritt II. Stufe Neutralisations Kühler und AK Kühler
  - 4 - T14 Austritt II. Stufe Neutralisations Kühler
  - 3 - T15 Austritt II. Stufe AK Kühler
  - 3 - T16 Austritt II. Stufe AK Kühler

II. Druckmesser

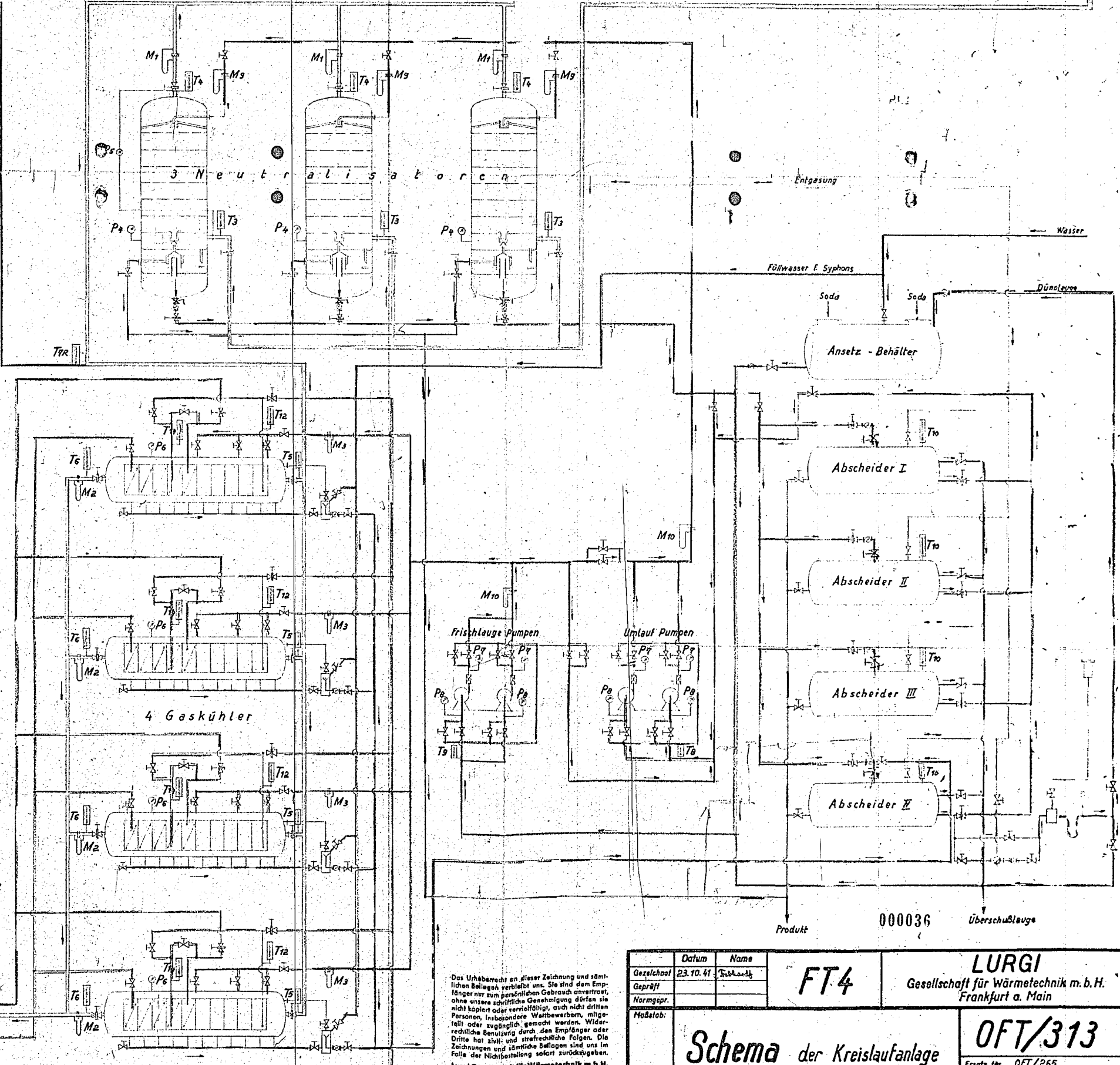
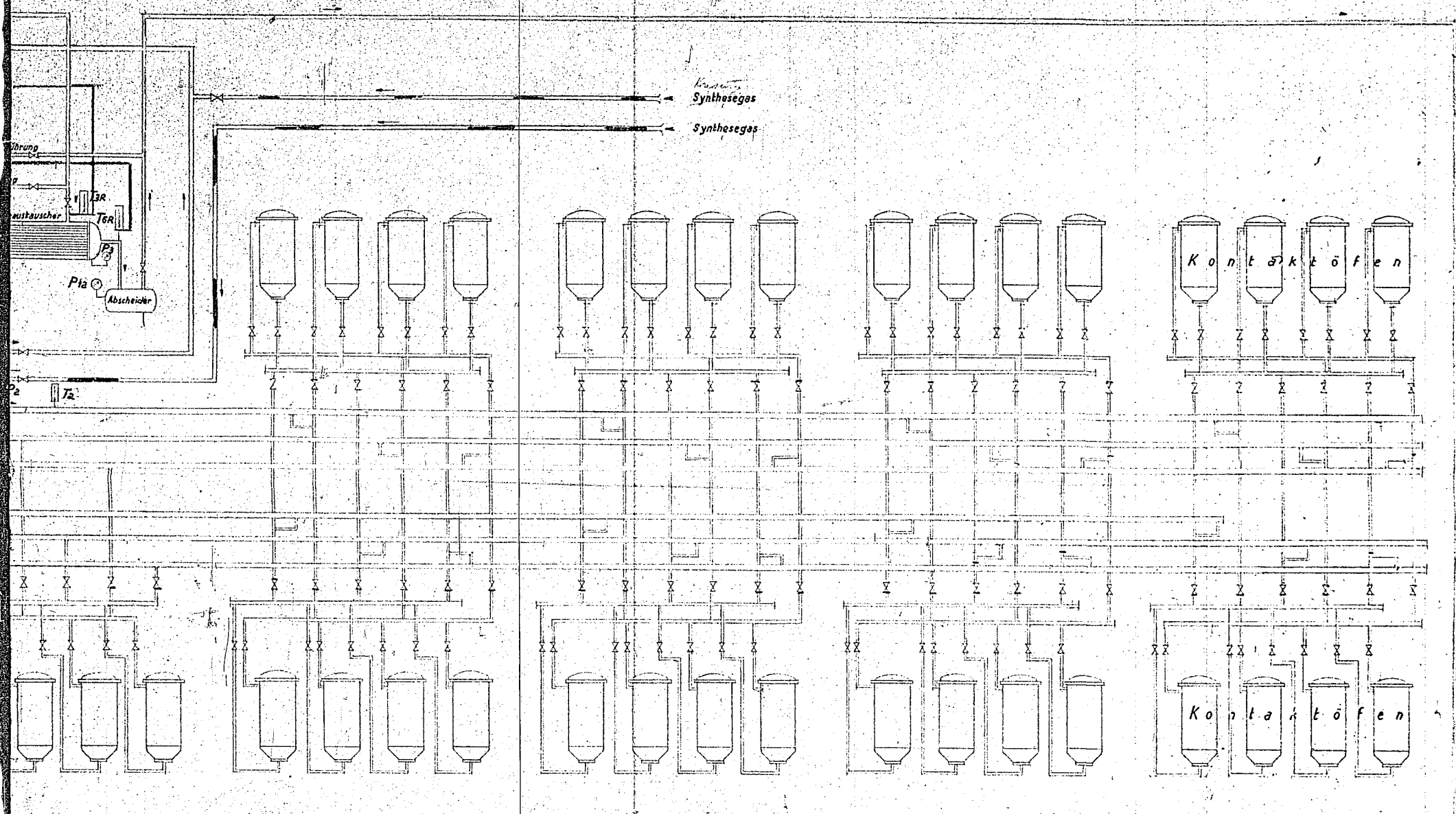
- 1 Stück P1 Frischdampf 18 atü
- 1 - P2 Kreislaufgas Eintritt Kontaktöfenhaus
- 2 - P3 Wärmeaustauscher
- 3 - P4 3 Neutralisatoren
- 1 - P5 Druckdifferenz 1 Neutralisator
- 4 - P6 Neutralisations-Kühler
- 4 - P7 Druckseite Pumpen (2x Umlauf - 2x Frischlauge)
- 4 - P8 Mano-Vacuummeter Laugepumpen
- 3 - P9 3 AK Nachkühler (Gas)
- 1 - P10 Rückkühlwasser
- 1 - P11 Frischwasser
- 2 - P12 Paraffin-Abscheider
- 1 - P13 Auspuff-Leitung Turbinen

III. Mengennmesser mit Momentanwert-Anzeige

- 3 Stück M1 Kreislauf-Rest-Gas Eintritt in 3 Neutralisatoren
- 4 - M2 Kreislauf-Rest-Gas Austritt in 4 Neutralisations-Kühler
- 4 - M3 Frischlauge Eintritt in 4 Neutralisations-Kühler
- 1 - M4 Rückkühlwasser für 4 Neutralisations-Kühler
- 1 - M5 Frischwasser für 4 Neutralisations-Kühler
- 3 - M6 Kreislauf-Rest-Gas Eintritt für 3 AK Kühler
- 1 - M7 Rückkühlwasser für 3 AK Kühler
- 1 - M8 Frischwasser für 3 AK Kühler
- 3 - M9 Lauge Eintritt in 3 Neutralisatoren
- 2 - M10 Druckseite Laugepumpen
- 1 - M11 18 atü Dampf für Turbinen

AK Anlage  
siehe  
Schalt-schemo  
Nr. OAK/123213





Kühlwasser  
Kühlwasser  
Kühlwasser  
Kühlwasser  
Kühlwasser  
Kühlwasser

Das Urheberrecht an dieser Zeichnung und sämtlichen Beilagen verbleibt uns. Sie sind dem Empfänger nur zum persönlichen Gebrauch gestattet, ohne unsere schriftliche Genehmigung dürfen sie nicht kopiert oder vervielfältigt, auch nicht dritten Personen, insbesondere Wettbewerbern, mitgeteilt oder zugänglich gemacht werden. Widerrechtliche Benutzung durch den Empfänger oder Dritte hat zivil- und strafrechtliche Folgen. Die Zeichnungen und sämtliche Beilagen sind uns im Falle des Nichtbestehens sofort zurückzugeben.  
Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H.  
Frankfurt am Main

Datum	Name	FT4	LURGI Gesellschaft für Wärmetechnik m. b. H. Frankfurt a. Main
Gezeichnet	23.10.41		
Geprüft			
Normgepr.			
Moßstab:	Schema der Kreislaufanlage		OFT/313
			Ersatz Nr. OFT/265
			Ersetzt durch:

000037

FTG. Pny

Ludwig Heister  
2. Bismarckstr.

NOTIZ des Herrn Dr. Gross

Durchschlag an:

Dr. Herbert  
Bonnes  
Labor Mous.Frankfurt am Main, d. 7. Juli 41  
Bal.-Betr. Gasmengen für Hoesch-Kreislauf-Anlage.

Die Notiz enthält Angaben über die Gasmengen, die für die Kreislaufanlage bei Hoesch-Benzin in den einzelnen Stufen zu erwarten sind.

Es werden drei Möglichkeiten aufgeführt und zwar

- 1.) Fahrweise I. Kreislaufstufe: Wassergas; II. und III. Stufe: Konvertgaszusatz.
- 2.) I. Kreislaufstufe: Gas 1 CO : 1,6 H<sub>2</sub>; II. Stufe: Konvertgaszusatz; III. Stufe: ohne Konvertgaszusatz.
- 3.) I. Kreislaufstufe: Gas 1 CO : 1,6 H<sub>2</sub>; II. und III. Stufe: Konvertgaszusatz.

Es stehen zur Verfügung 34.000 Nm<sup>3</sup>/h Wassergas und 14.400 Nm<sup>3</sup>/h gewaschenes Konvertgas. Die Gase haben folgende Zusammensetzung

Wassergas:

7,5 %	CO <sub>2</sub>
38,1 %	CO
49,7 %	H <sub>2</sub>
0,4 %	CH <sub>4</sub>
4,3 %	N <sub>2</sub>

Konvertgas:

5,1 %	CO <sub>2</sub>
15,7 %	CO
74,3 %	H <sub>2</sub>
0,0 %	CH <sub>4</sub>
4,9 %	N <sub>2</sub>

Fall 1.)

Die erste Stufe fährt mit Wassergas, das Konvertgas wird erst der II. und III. Stufe zugesetzt.

I. Stufe: Eintrittsgas 34.000 Nm<sup>3</sup>/h Wassergas, Restgas 15.650 Nm<sup>3</sup>/h von folgender Zusammensetzung:

16,8 %	CO <sub>2</sub>
0,4 %	CnHm
39,6 %	CO
30,3 %	H <sub>2</sub>

- 2 -

3,6 % CH<sub>4</sub> (C-Zahl 1,05)  
9,3 % N<sub>2</sub>

Die Kontraktion beträgt demnach 54 %. Für die I. Stufe werden vorgesehen 32 Öfen mit einer Belastung von 1060 Nm<sup>3</sup>/h/Ofen.

II. Stufe: In die II. Stufe gehen 15.650 Nm<sup>3</sup>/h Restgas I + 9800 Nm<sup>3</sup>/h Konvertgas = 25.450 Nm<sup>3</sup>/h Sy.-Gas II. Die Zusammensetzung ist:

12,3 % CO<sub>2</sub>  
0,3 % CnHm  
30,4 % CO  
47,2 % H<sub>2</sub>  
2,2 % CH<sub>4</sub>  
7,6 % N<sub>2</sub>

Bei einer Kontraktion von 56 % werden erhalten 11.200 Nm<sup>3</sup>/h Endgas II von folgender Zusammensetzung:

28,0 % CO<sub>2</sub>  
1,3 % CnHm  
23,6 % CO  
17,6 % H<sub>2</sub>  
12,2 % CH<sub>4</sub>  
17,3 % N<sub>2</sub>

Für die II. Stufe werden 24 Öfen vorgesehen mit einer Belastung von 1060 Nm<sup>3</sup>/h/Ofen.

III. Stufe: Für die III. Stufe stehen zur Verfügung 11.200 Nm<sup>3</sup>/h Endgas II + 4.600 Nm<sup>3</sup>/h Konvertgas = 15.800 Nm<sup>3</sup>/h Sy.-Gas III. Die Zusammensetzung ist:

21,5 % CO<sub>2</sub>  
0,9 % CnHm  
21,3 % CO  
34,0 % H<sub>2</sub>  
8,6 % CH<sub>4</sub>  
13,7 % N<sub>2</sub>

Bei einer Kontraktion von 43 % werden 9.000 Nm<sup>3</sup>/h Restgas erhalten von folgender Zusammensetzung:

37,7 % CO<sub>2</sub>  
1,7 % CnHm  
10,0 % CO  
6,5 % H<sub>2</sub>

- 3 -

20,0 % CH<sub>4</sub>  
24,1 % N<sub>2</sub>

In die III. Stufe werden die restlichen 8 Öfen mit einer Belastung von 1.975 Nm<sup>3</sup>/h/Ofen geschaltet.

Die Gesamtkontraktion der Anlage beträgt 81,5 %.

### Fall II.)

Die I. Stufe fährt mit einem Gas von 100:1,6H<sub>2</sub>. Das Konvertgas wird der II. Stufe bzw. der II. und III. Stufe zugesetzt.

I. Stufe: Die I. Stufe bekommt 34.000 Nm<sup>3</sup>/h Wassergas 8.500 Nm<sup>3</sup>/h Konvertgas = 42.500 Nm<sup>3</sup>/h Sy.-Gas I von folgender Zusammensetzung:

6,6 % CO<sub>2</sub>  
0,0 % CnHm  
34,4 % CO  
54,8 % H<sub>2</sub>  
0,0 % CH<sub>4</sub>  
4,2 % N<sub>2</sub>

Bei einer Kontraktion von 68 % werden 14.900 Nm<sup>3</sup>/h Restgas I erhalten von folgender Zusammensetzung:

19,0 % CO<sub>2</sub>  
0,4 % CnHm  
34,1 % CO  
24,8 % H<sub>2</sub>  
8,7 % CH<sub>4</sub> (C-Zahl 1,05)  
13,0 % N<sub>2</sub>

Die I. Stufe erhält 40 Öfen mit 1.060 Nm<sup>3</sup>/h/Öfen Belastung.

II. Stufe: Die II. Stufe bekommt 14.900 Nm<sup>3</sup>/h Restgas I 5.900 Nm<sup>3</sup>/h Konvertgas = 20.800 Nm<sup>3</sup>/h Sy.-Gas II von folgender Zusammensetzung:

15,1 % CO<sub>2</sub>  
0,3 % CnHm  
28,9 % CO  
38,8 % H<sub>2</sub>  
6,2 % CH<sub>4</sub>  
10,7 % N<sub>2</sub>

Bei einer Kontraktion von 35 % werden 13.500 Nm<sup>3</sup>/h Endgas II erhalten von folgender Zusammensetzung:

22,5 % CO<sub>2</sub>  
0,6 % CnHm  
25,7 % CO  
23,1 % H<sub>2</sub>  
11,6 % CH<sub>4</sub> (C-Zahl 1,1)  
16,5 % N<sub>2</sub>

Dieses Gas geht ohne weitere Zumischung von Konvertgas direkt in die III. Stufe. Die II. Stufe erhält 12 Ofen mit 1.750 Nm<sup>3</sup>/h Ofen Belastung. *16 Ofen*

III. Stufe: Die III. Stufe mit den restlichen 12 Ofen erhält 13.500 Nm<sup>3</sup>/h Endgas II. *12 Ofen*

Bei einer Kontraktion von 30 % werden 9.450 Nm<sup>3</sup>/h Restgas III erhalten von folgender Zusammensetzung:

32,2 % CO<sub>2</sub>  
1,0 % CnHm  
21,2 % CO  
3,0 % H<sub>2</sub>  
19,0 % CH<sub>4</sub>  
23,6 % N<sub>2</sub>

Die Ofenbelastung beträgt 1.125 Nm<sup>3</sup>/h/Ofen, die Gesamt-Kontraktion der Anlage beträgt demnach 80,5 %.

Da nach dieser Aufteilung das Sy.-Gas der III. Stufe nur schlecht aufzuarbeiten ist, wird man vorteilhaft auch für die III. Stufe noch ein Konvertgas vorsehen. Die Gasmenge ändert sich also etwa folgendermassen: *keinen Konvertgaszusatz*

Die I. Stufe bekommt 1.000 Nm<sup>3</sup>/h Wassergas und 250 Nm<sup>3</sup> Konvertgas weniger, sodass die Sy.-Gasmenge für Stufe nur die I. schlecht 41.250 Nm<sup>3</sup>/h beträgt. Die Restgasmenge der I. Stufe beträgt dann 12.900 Nm<sup>3</sup>/h. Hierzu kommen 5.900 Nm<sup>3</sup> Konvertgas, das gibt dann 18.800 Nm<sup>3</sup>/h Sy.-Gas II von der Zusammensetzung

14,6 % CO<sub>2</sub>  
0,3 % CnHm  
28,3 % CO  
40,4 % H<sub>2</sub>  
6,0 % CH<sub>4</sub>  
10,4 % N<sub>2</sub>

Bei einer Kontraktion von 35 % werden 12.200 Nm<sup>3</sup>/h Endgas II erhalten von der Zusammensetzung:

22,5 % CO<sub>2</sub>  
0,6 % CnHm  
25,7 % CO  
23,1 % H<sub>2</sub>  
11,6 % CH<sub>4</sub> (C-Zahl 1,1)  
16,5 % N<sub>2</sub>

Die Ofenbelastung beträgt 1525 Nm<sup>3</sup>/h/Ofen.

III. Stufe: Die 12.200 Nm<sup>3</sup>/h Endgas II bekommen einen Zusatz von 1.050 Nm<sup>3</sup>/h Konvertgas, sodass die Sy.-Gasmenge der III. Stufe 13.250 Nm<sup>3</sup>/h beträgt. Das Gas hat folgende Zusammensetzung:

aus 1000 + 250  
Wassergas Konvertgas

1000 m<sup>3</sup> = Wassergas = 800 m<sup>3</sup> Konvertgas

- 5 -

21,1	%	CO <sub>2</sub>
0,5	%	CnHm
24,9	%	CO
27,2	%	H <sub>2</sub>
10,7	%	CH <sub>4</sub>
15,6	%	N <sub>2</sub>

Bei einer Kontraktion von 30 % beträgt die Restgasmenge 9.300 Nm<sup>3</sup>/h von der Zusammensetzung:

31,7	%	CO <sub>2</sub>
0,8	%	CnHm
19,9	%	CO
5,2	%	H <sub>2</sub>
19,0	%	CH <sub>4</sub>
23,4	%	N <sub>2</sub>

Die Ofenbelastung beträgt 1105 Nm<sup>3</sup>/h. Die Gesamt-Kontraktion der Anlage würde dann 81 % betragen.

(gez.) Gross.

Betrifft:

F 2 4 - Hoesch-Benzin

FT 4 Proj

L.W.-A.K.

Besprechung in Dortmund am 20.6.1941

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

die Herren:

Dr. Weittenhiller	}	Hoesch
Dr. Ferres		
Dr. Ohme		
Dr. Ulrich		
Hipl. Jng. Will	}	Lurgi
Unterschnitzer		

Kopien an:

Dr. G.	Dr. H./Hr.	Dr. G.	Hoch	Lab. Hoesch
--------	------------	--------	------	-------------

Dr. Weittenhiller teilte mit, dass die Kurbromerie nach Angabe von Dr. Hagedorn beabsichtigt, im Februar 1942 mit ihrer Kreislaufanlage in Betrieb zu gehen. Er fragte, wie wir uns hierzu stellen. Ich gab an, dass durch die häufigen Mitteilungen der Herren von Hoesch, die Anlage könne keinesfalls vor Herbst 1942 in Betrieb kommen, das Arbeitstempo unseres Konstruktionsbüros lange Zeit beeinträchtigt worden sei. Seit Hoesch sich auf unser Drängen hin bereit erklärt hat, die Anlage auch gegebenenfalls zu einem früheren Termin, wenn auch nicht mit Volllast, in Betrieb zu nehmen, wird von uns mit allen zur Verfügung stehenden Kräften an der Auftragsabwicklung gearbeitet. Wir glaubten, im Spätfrühjahr nächsten Jahres in Betrieb zu kommen.

In diesem Zusammenhang stellte Dr. Weittenhiller einige Fragen mit der Bitte um Überprüfung und Besprechung bei der nächsten Zusammenkunft.

1.) Dr. Bayerl habe mitgeteilt, die Lurgi hätte ihm so kümmerliche Angaben über die Funktion der Mittel-Böden in unserer Anlage gemacht, dass er nicht in der Lage sei, die Mittel-Böden optimal anzulegen. Wir möchten uns daher mit Dr. Bayerl diesbezüglich kurzschließen. Ich teilte mit, dass wir alles, was die Sasag untersuchen kann, nämlich Gasdruck, Temperatur, Gasdichte, spezifische Gas- und Flüssigkeitsbeaufschlagung der Böden angegeben hätten und dass es unverantwortlich sei, wie Dr. Bayerl zu seiner Behauptung käme. (Vorzüglich wollte sich Dr. Bayerl bei Hoesch unterlegen holen für die Projektierung einer Kondensations-Anlage für die Kurbromerie.)

Wenn Dr. Bayerl solche Bedenken hatte, ist es unverantwortlich, bei uns nicht rückgefragt zu haben. Wir müssen bei der Sasag energische Vorstellungen in dieser Angelegenheit erheben.

- 2.) Dr. Bayerl habe behauptet, unser Wärmeaustauscher zur Paraffinabscheidung werde eine Enttäuschung. Das aus dem Ofen abtropfende Paraffin würde als Waschl für weiteres dampfförmig im Gas befindliches Paraffin wirken, sodass erst nach Abkühlung von mehr als 30° bis 50° Paraffinkondensation einsetzt wird. Hoesch befürchtet nun eine Verschleppung von Paraffin in die Neutralisation und damit Emulsionsbildung.

Ich antwortete, dass wir es hier wieder einmal mit einer der typischen Theorien von Dr. Bayerl zu tun haben. Es ist ganz gleichgültig, von welcher Temperaturgrenze ab der Wärmeaustauscher Paraffin kondensiert. Tatsache ist, dass bei 100° keine wesentlichen Paraffinmengen mehr im Gas enthalten sein können. Im übrigen wird der Wärmeaustauscher hauptsächlich aus Gründen der Dampferparnis aufgestellt, die Paraffinabscheidung ist nur ein vorteilhafter Nebensweck. Dr. Weittenhiller bat, trotzdem die Angelegenheit nochmals rechnerisch zu kontrollieren.

- 3.) Man bittet, die Abscheidergrößen unserer Anlage daraufhin zu kontrollieren, ob mindestens die Verweilzeiten wie in der Versuchsanlage gewährleistet sind.

- 4.) Man bittet, zu überlegen, ob die Kreislauf-AK-Anlage und insbesondere die Kondensationsgruppe dieser Anlage genügend gegen Korrosion geschützt ist.

Ich gab an, dass die Kondensation aus Eisen angefertigt werden musste, da Kupfer hierfür nicht freigegeben wird. Es sei aber mit einer mindestens ebenso grossen Lebensdauer wie bei der Normaldruck-Synthese zu rechnen, da die in die AK-Anlage gelangenden Säuremengen ebenfalls nicht grösser seien als bei der Normaldruck-Synthese.

- 5.) Aus den Versuchen der Versuchsanlage und den verschiedenen bei uns und bei Hoesch angestellten Überlegungen hinsichtlich des Betriebes mit Wassergas-Kreislauf hat sich ergeben, dass es zweckmässig ist, auch bei der Kreislaufanlage den jetzigen Dreistufenbetrieb beizubehalten. Obwohl wir erklärten, dass keine zwingende Notwendigkeit hierzu besteht, möchte Hoesch die 3. Stufe aus Sicherheitsgründen nicht beseitigen. Es werden dann die jetzigen Kondensationsanlagen 1. und 2. Stufe als Kondensationsanlage 2. und 3. Stufe geschaltet, während sich die Kreislaufstufe derverschiebt. Aus den Versuchen hat sich ferner ergeben, dass nur bei Erhöhung der Kontaktofentemperatur bis auf 210° bis 215° ein reiner Wassergaskreislauf durchführbar ist, sollte daher die Genehmigung zur Verwendung dieser höheren Temperaturen in der Anlage nicht erreichbar sein, so muss mit einem Gas von etwa  $\text{CO:H}_2 = 1:1,5$  bis  $1:1,6$  gefahren werden. Beim reinen Wassergasbetrieb ergibt sich folgendes Bild:

1. Stufe: Beaufschlagung mit  $34000 \text{ Nm}^3$  Wassergas auf etwa 32 Kontaktöfen. Wir können dann mit Kreislauf von ca.  $1:3$  fahren. Das Endgas der 1. Stufe von etwa  $14000 \text{ Nm}^3$



000044

würde mit 9400 m<sup>3</sup> gewaschenem Konvertgas vermischt in die 2. Stufe eintreten, welche 20 Kontaktöfen enthält. Die Endgasmenge der 2. Stufe von 12600 m<sup>3</sup> wäre wiederum mit 5000 m<sup>3</sup> gewaschenem Konvertgas zu vermischen und der 3. Stufe zuzuleiten, welche voraussichtlich mit 12 Kontaktöfen fahren wird. Im Falle der Verwendung von einem Ausgangsgas mit CO/H<sub>2</sub> = 1,5 bis 1,6 wird die 1. Stufe grösser und die Konvertgaszusätze vor den nachfolgenden Stufen werden kleiner. Ein genaues Betriebssystem für die beiden in Frage kommenden Arbeitsweisen wird dem Konstruktionsbüro in den nächsten Tagen zur Verfügung gestellt. Es wird aber bereits jetzt gebeten, zu prüfen, ob für den vorstehend skizzierten Dreistufenbetrieb alle Möglichkeiten gegeben sind, bzw. was gegebenenfalls noch beschafft werden muss.

Bis zur Rückkehr des Herrn Beckhaus aus dem Urlaub müssten die schaltungstechnischen Auswirkungen der oben geschilderten Fahrweise und etwaige Zusatzlieferungen von Hoesch klargestellt sein, damit keine Verzögerung der Inbetriebnahme durch Beibehaltung des Dreistufenbetriebs eintritt.

- 6.) Dr. Weittenhiller bat um Klärung der Frage, ob wir uns in Anbetracht der Rohrleitungskomplikationen durch die 3. Stufe den Kreislaufbetrieb nicht noch vereinfachen können, etwa durch Anwendung eines konstanten Kreislaufverhältnisses für sämtliche Öfen, ferner dadurch, dass nur ein Teil der Ofengruppen für Kreislaufbetrieb vorgesehen wird, während eine andere Gruppe nur in der 2. oder in der 3. Stufe fährt. Man denkt sich diese Arbeitsweise bei Hoesch derart, dass zwar alle Öfen in der 3. Stufe angefahren, dann aber wahlweise in die 2. oder in die 1. Stufe geschaltet werden.

Ich versprach, diesen Vorschlag zu überprüfen. Wahrscheinlich stecken jedoch hierin keine wesentlichen Ersparnismöglichkeiten.

(gez.) H e r b e r t

Betr. F T 4 - Garantiever such unter dem Gesichtspunkt des  
Vertrages vom Juli 1940 im Vergleich zu der gegenwärtig er-  
örterten Abänderung.

Die Hoesch-Anlage liefert gegenwärtig bei 35.000 Nm<sup>3</sup> Jdealgas/h eine Flüssigproduktausbeute von 140 g.

Fall 1) Garantiever such bei Anwendung des alten Vertrages.

Während der Vergleichsperiode von 3 Monaten ist die Belastung auf 32.000 Nm<sup>3</sup> Jdealgas herunterzunehmen, wodurch die Ausbeute um etwa 2 g, d.h. auf 142 g steigen wird. Diese 142 g müssen bei 22 tato Mehrleistung, bezogen auf 32.000 Nm<sup>3</sup>/h eingehalten werden. Bezogen auf den gegenwärtigen Zustand (35.000 Nm<sup>3</sup> Jdealgas/h) sind 12 tato zusätzlich zu leisten bei einer Ausbeute von 142 g (d.h. die Belastung ist auf 38.500 Nm<sup>3</sup> zu steigern). Ohne Anwendung des Kreislaufs würde hierdurch die Ausbeute fallen auf 137,5 g. Die durch den Kreislauf zu schaffende Mehrausbeute beträgt also 4,5 g.

Fall 2) Garantiever such bei Anwendung des Vorschlags Hoesch vom 22. Juli 1941.

Zustand vor Inbetriebnahme des Kreislaufs:  
 Belastung: 35.000 Nm<sup>3</sup> Jdealgas/h  
 Ausbeute: 140 g.

Es müssen 22 t mehrgeleistet werden bei einer Mindestausbeute von 136 g. Die Belastung der Anlage ist zu steigern von 35.000 auf 41.500 Nm<sup>3</sup> Jdealgas/h. Ohne Anwendung des Kreislaufs würde hierdurch die Ausbeute sinken von 140 auf 135,5 g. Durch Anwendung des Kreislaufs brauchen also nur noch 0,5 g Ausbeute zusätzlich geleistet werden.

Der Vorschlag der Hoesch-Benzin G.m.b.H. erleichtert uns also die Durchführung des Garantiever suchs. Für Hoesch selbst hat er den Vorteil, dass tatsächlich eine Sicherheit gegeben ist für eine solche Mehrleistung, die die Rentabilität der Kreislaufanlage garantiert. Selbstverständlich muss vermieden werden, dass Hoesch späterhin mit ähnlichen Argumenten nochmalige Vertragsänderungen verlangt. Der Text des Schreibens vom 22.7. kann daher nicht in dieser Form bestätigt werden.

000046

Lurgiwärme

Notiz des Herrn Dr. Herbert

vom 26.8.41

de V. - Blatt 1

Betreff: Pt 4, Kreislaufanlage, Neutralisation.

L.W.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

27. AUG. 1941

Kopien an: Be/Bo Dr. Ban/Dsch. Dr. Rpg./Dr. Hr/Labor, Will.

Bei meinem letzten Besuch am Mittw. d. 26.8.41, unterrichtete mich Herr Dr. Ohme in Dortmund in Ergänzung früherer Messungen von vorgenommenen Versuchen über die Neutralisierbarkeit von Fettsäuren durch Soda und Bicarbonat. Zu den Versuchen wurde ein Gemisch von Fettsäuren verwendet, wie es aus der Betriebsablage durch Eindampfung mit Schwefelsäure erhältlich war. Hierbei zeigte sich, dass die Neutralisation mit Soda praktisch momentan vor sich geht, während bei Bicarbonat je nach der Konzentration Reaktionszeiten von einigen Minuten bis zu 2 Std. auftreten. Da inzwischen nachgewiesen wurde, dass unter den Betriebsbedingungen Soda nicht beständig ist, sondern fast ganz in Bicarbonat übergeht, andererseits die Verweilzeiten der Lauge in dem Neutralisator nur verhältnismässig kurz ist, erklärt sich somit die ungenügende Neutralisierungswirkung in den vorhandenen Anlagen. Dr. Ohme hat nun festgestellt, dass die Umwandlung der Soda in Bicarbonat unter den Betriebsbedingungen relativ langsam vor sich geht, jedenfalls wird eine Reaktionszeit benötigt, die nach Minuten zählt. Dr. Ohme macht sich nun folgende Vorstellungen:

Die Fettsäuren konkurrieren mit der Kohlensäure hinsichtlich ihrer Bindung an die Soda. Da die Fettsäuren rasch, die Kohlensäure aber langsam reagiert, folgt, dass die Soda nur sehr kurze Zeit mit den zu neutralisierenden Gasen in Berührung bleiben darf. Das würde also heissen, dass die Soda nicht über den ganzen Neutralisator, sondern nur über die untersten Böden gepumpt werden darf. Praktisch käme dies auf eine ganz bedeutende Verkürzung der Neutralisatoren hinaus. Hoesch verweist uns auf ähnliche Erfahrungen bei einem neu entwickelten Verfahren zur Entfernung von Schwefelwasserstoffgasen aus Kokereigasen mit Ammoniakwasser. Auch hierbei konkurrieren  $H_2S$  und  $CO_2$  in ihrer Bindung an das Ammoniak. Man hat festgestellt, dass in normalen Wäschern Ammoniak und Kohlensäure gleich stark gebunden werden, dass man jedoch Schwefelwasserstoff für sich auswaschen kann, wenn das Ammoniak-Wasser nur über die untersten Böden der Waskolonnen gepumpt wird. Auch bei der Verwendung von Alkazit-Lauge für den genannten Zweck wurde seitens der Erfahrung gemacht, dass man bei hohen Gaseschwindigkeiten vorwiegend aus  $H_2S$  und  $CO_2$  enthaltenden Gasen  $H_2S$  an die Alkazitlauge bindet.

Trotz dieser einleuchtenden Theorie ist es keineswegs sicher, dass bei der Neutralisation der Fettsäuren ähnliche Verhältnisse

000047

nr. 112 ab 10/11

W. Es ist daher auch im Konstruktionsbüro vorerst nichts zu veranlassen. Wir werden jedoch im Einvernehmen mit Hoesch in der Versuchsanlage baldmöglichst ausprobieren, ob sich die Neutralisation durch Einführen der Sodalaug über die unteren Böden der Neutralisatoren verbessern lässt.

gez: Herbert

:bnezawna

000048

Lurgiwärme

Notiz des Herrn Dr. Herbert

vom 17.7.1941

Bal.-

Blatt 1

Betrifft: <u>F T 4 - Kreislauf-Abkommen</u>		L. W.	
		Eingang	
		Nr.	
		Exemplar für:	
Anwesend:	Die Herren:	<i>Dr. Weittenhiller</i> <i>Dr. Werres</i> <i>Dr. Ullrich</i> <i>Dr. Ohme</i> <i>Dipl. Jng. Will</i> <i>Unterzeichneter</i>  <i>Do:</i>	
	Dr. Weittenhiller		
	Dr. Werres		
	Dr. Ullrich		
	Dr. Ohme		
	Dipl. Jng. Will	Hoesch	
	Unterzeichneter	Lurgi	
Kopien an:	Dr. Os.	Be/Dsch.	Dr. Rp/Hr
	Lab. Mous.	Vertr. Akt.	

Bei meiner Anwesenheit in Dortmund am 9. d. Mts. sprach Dr. Weittenhiller von einer Unterredung mit Herrn Tgahrt, bei welcher die Frage aufgetaucht sei, ob denn der Bau der Kreislaufanlage nach den inzwischen eingetretenen Verbesserungen noch einen Sinn habe. Dr. Weittenhiller hat Herrn Tgahrt mitgeteilt, dass die Lurgi verpflichtet sei, unter Beibehaltung der jeweiligen Ausbeute mindestens 22 Tto Flüssigprodukte mehr zu erzeugen, womit sich die Aufwendungen bezahlt machen.

Auf Befragen antwortete ich, dass diese Ansicht nicht den vertraglichen Abmachungen entspricht. Vielmehr haben wir lediglich die Verpflichtung, 22 tto mehr zu erzeugen, bezogen auf die Verhältnisse beim Vergleichsversuch. Dieser Vergleichsversuch soll 1/4 Jahr lang vor Inbetriebsetzung der Kreislaufanlage durchgeführt werden mit einer Beaufschlagung von max. 32000 m<sup>3</sup> Ideal-Gas. Da infolge unserer Massnahmen die Anlage bereits jetzt mit 34000 bis 35000 m<sup>3</sup> Ideal-Gas belastet werden konnte, sind wir, verglichen mit dem gegenwärtigen Betriebsstand, lediglich verpflichtet, die Erzeugung noch um etwa 14 tto zu steigern. Da die Anlage z. Zt. eine Ausbeute von etwa 140 g besitzt, die bei einem Belastungsrückgang auf 32000 m<sup>3</sup>/h Ideal-Gas auf etwa 142 g steigen würde, müssten die 12 tto Mehrerzeugung bei Einhaltung einer Ausbeute von etwa 142 g geschafft werden.

Dr. Weittenhiller war hierüber äusserst überrascht. Er gab an, dass unter diesen Umständen sich die Kreislaufanlage ja überhaupt nicht mehr rentiere und es gerade noch Zeit sei, die Bestellung rückgängig zu machen. Ich entgegnete hierauf, dass die jetzigen Mehrleistungen doch nur eine Vorwegnahme dessen seien, was wir im Rahmen des Kreislaufabkommens sonst erst später geliefert hätten, und die gegenwärtige Leistung der Anlage ohne unser Hinzutun garnicht aufgetreten wäre. Dieses Argument suchte Dr. Weittenhiller mit der etwas hergeholten Behauptung zu entkräften, dass Hoesch auch ohne unsere Hilfe, wenn auch etwas später, auf die gleiche Leistung gekommen wäre; dass aber keine Macht der Welt ihn zwingen könne,

**000049**

eine Kreislaufanlage zu betreiben, die für sich gesehen nicht wirtschaftlich sei.

Nach der Vertragslage hätten wir es nicht nötig, irgendwelche Konzessionen zu machen. Da ich aber wusste, dass es Moesch vielmehr auf die Produktion als auf die Ausbeute ankommt, machte ich folgenden Vorschlag:

Wir verpflichten uns, gleichgültig, wie hoch die Produktion vor Beginn des Kreislaufbetriebes steht, zusätzlich 22 to Mehrleistung zu erzeugen, wobei die Ausbeute nicht unter die, den gegenwärtigen Abgaben an uns zu Grunde gelegten Vergleichsausbeute von 136 g absinken darf. Wir hätten also, um bei obigem Beispiel zu bleiben, an Stelle von 14 to Mehrleistung bei 142 g 22 to Mehrleistung bei 136 g Ausbeute zu liefern.

Dieser Vorschlag sagte den Herren zu. Man wird ihn uns schriftlich bestätigen und zwar in Form einer Klarstellung zu der im Dezember v.Js. erfolgten Ergänzung zum Abkommenstext. Für uns bedeutet diese neue Auslegung unserer Verpflichtungen eine Erleichterung des Garantieversuches, da es für uns einfacher ist, die Belastung der Anlage zu steigern als die Ausbeute.

(gez.) H e r b e r t

000050

Lurgiwärme

Notiz des Herrn Dr. Herbert  
Bal.-vom 11.7.41  
Blatt 1Betrifft: F T 4 - Hoesch-Benzin

L.W.

Besprechung in Dortmund am 9. Juli 1941.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend: die Herren:

Dr. Weittenhiller

Dr. Werres

Dr. Ohme

Dr. Ullrich

Hoesch

Dipl. Jng. Will

Unterzeichneter

Lurgi

Kopien an:

Dr. Ge.

Dr. Rp./Hr.

Dsch.

Ee/Bo.

Lab. Hous.

Es wurde über die zukünftige Fahrweise der Kreislauf-Anlage gesprochen. Grundsätzlich ist man sich darüber klar, dass in der I. Stufe mit möglichst CO-reichem Gas gefahren werden soll. Es ist jedoch nicht sicher, ob wir bis zum Wassergas gehen können, da in diesem Fall in den nachfolgenden beiden Stufen sehr viel Konvertgas verarbeitet werden muss, sodass die schlechtere Qualität der Produkte in der II. und III. Stufe den Vorteil des Wassergasbetriebs in der I. Stufe wieder in Frage stellen kann.

Nach den bisher vorgenommenen rechnerischen Überlegungen wird das Optimum der I. Stufe wahrscheinlich bei einem CO/H<sub>2</sub>-Verhältnis von 1,4 bis 1,5 liegen. In der Versuchsanlage soll daher ab Anfang August ein neuer Kontakt mit einem CO/H<sub>2</sub>-Verhältnis von 1,45 bei 200° in Betrieb genommen werden.

Die Verwendung noch CO-reicherer Gase wie z.B. Wassergas ist nur bei Betriebstemperaturen von 210-220° möglich, während die Kontaktöfen gegenwärtig nur bis zu 200° arbeiten können. Die Ruhrchemie hat im Hinblick auf den von ihr beabsichtigten Wassergaskreislaufbetrieb sich bemüht, eine Erlaubnis zur Erhöhung der Betriebstemperatur der Kontaktöfen bis auf 220° zu erhalten. Dies ist für die Kontaktöfen gelungen, jedoch müssen die Dampfsammler ersetzt werden. Hierdurch treten Kosten in Höhe von RM. 10.000.-/Ofenblock auf. Hoesch wird sich nur dann entschließen, die vorhandenen 17 Ofenblocks umzuändern, wenn die Vorteile des Wassergaskreislaufbetriebes diesen zusätzlichen Aufwand rechtfertigen. Zur Entscheidung dieser Frage soll bei dem nächsten Betriebsversuch in der Versuchsanlage nach 4 - 6 Wochen auf Wassergasbetrieb umgeschaltet werden.

Dr. Weittenhiller drückte erneut Befürchtungen bezügl. der rechtzeitigen Lieferung der Anlage aus. Da er inzwischen im Falle der Gatsch-Destillation gesehen habe, dass die Lurgi auch nicht besser sei als andere Firmen, müsse er eine weitgehende Kontrolle dessen, was wir zu bauen vorhabe, durchführen. Wenn wir aber nicht bald Zeichnungen beibringen, sehe

000051

er nicht, wie wir nächstes Frühjahr in Betrieb gehen wollen. Die zusätzlichen hoehschseitigen Lieferungen, insbesondere auch das Kesselhaus, würden jedenfalls pünktlich eintreffen.

Joh betonte, dass infolge der Umänderungen, die sich noch in letzter Zeit herausgestellt haben, die Ausführung detaillierter Zeichnungen noch nicht viel Zweck gehabt hätte. Wir seien aber z.Zt. intensiv mit dem Rohrleitungsschema beschäftigt und würden baldmöglichst nach Rückkehr des Herrn Beckhaus aus dem Urlaub, also in der kommenden oder übernächsten Woche den endgültigen Rohrleitungsplan besprechen und festlegen.

(gez.) H e r b e r t



000052

Abschrift.  
RV

FT 4 5/7

FT 4

Kreislaufbetrieb mit Wassergas.

Es soll die Frage geklärt werden, ob es möglich ist, die vorhandene Anlage mit reinem Wassergas im Kreislauf zu betreiben. Zu diesem Zweck wird vorausgesetzt, dass 52 000 Nm<sup>3</sup> Synthesegas verarbeitet werden, und dass die Konvertgaszusammensetzung hinter der Konvertierung die gleiche ist wie heute. Folgende Analysen werden deshalb zugrunde gelegt:

	Wassergas	Konvertgas
CO <sub>2</sub>	7,0	24,2
CO	39,0	12,6
H <sub>2</sub>	50,0	59,3
N <sub>2</sub>	4,0	3,9

Unter der Annahme, dass bei Betrachtung der Gesamtanlage ein CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis (mindestens CO:H<sub>2</sub> = 1:1,78) wie heute erreicht werden muss, um die günstigste Anarbeitung zu erzielen, ist es notwendig, 34 000 Nm<sup>3</sup> Wassergas und 10 000 Nm<sup>3</sup> Konvertgas zu verarbeiten.

Wassergaskompressor I. 34 000 Nm<sup>3</sup>

Konvertgaskompressor II. 18 000 Nm<sup>3</sup>

Die mengenmäßige Zusammensetzung des Gases vor dem Kompressor II. wäre folgende:

	Konvertgas Nm <sup>3</sup>	Nach CO <sub>2</sub> -Wäsche Nm <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub>	4 330	730
CO	2 270	2 270
H <sub>2</sub>	10 700	10 700
N <sub>2</sub>	700	700
	<u>18 000</u>	<u>14 400</u>

Es wird hierbei vorausgesetzt, dass 3 600 Nm<sup>3</sup> Kohlensäure ausgewaschen werden, was eine Kleinigkeit mehr ist als heute. Ferner sind die CO- und H<sub>2</sub>-Verluste in der Druckwäsche unberücksichtigt geblieben. Die Zusammensetzung des gewaschenen Konvertgases ist dann:

CO <sub>2</sub>	5,1 %
CO	15,7 %
H <sub>2</sub>	74,3 %
N <sub>2</sub>	4,9 %
	<u>100,0 %</u>

Die erste Stufe, die im Kreislauf mit reinem Wassergas betrieben werden soll, hätte dann 34 000 Nm<sup>3</sup> Wassergas zu verarbeiten. Hierfür wären mindestens 32 Oefen nötig, als Kontraktion würde sich 55 ergeben. Auf Grund der in der Versuchsanlage erhaltenen Ergebnisse ist mit folgender Endgasl.-Analyse zu rechnen:

		Endgas I. Nm <sup>3</sup>	Zusatzgas II. Stufe Nm <sup>3</sup>	Sa. Sygas II. Nm <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub>	17,1	2 440	480	2 920
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,4	60	-	60
CO	40,3	5 740	1 480	7 220
H <sub>2</sub>	29,3	4 160	6 980	11 140
CH <sub>4</sub>	3,3	470	-	470
N <sub>2</sub>	9,6	1 330	460	1 790
	100,0 %	14 200	9 400	23 600

Es würde sich danach im Sygas II. ein Verhältnis von CO:H<sub>2</sub>= 1,55 einstellen. Der Idealgehalt wäre 78 %. Dieses Gas könnte in der II. Stufe wahrscheinlich verarbeitet werden. Wenn 8 Ofen für die III. Stufe eingesetzt werden sollen, verbleiben 24 Ofen für die II. Stufe. Es würde sich demnach eine Belastung von 985 Nm<sup>3</sup>/Ofen ergeben.

Wenn nur mit einer II. Stufe gefahren werden soll und das gesamte Konvertgas in die II. Stufe gegeben würde, würde sich ein Verhältnis von CO:H<sub>2</sub>= 1,85 einstellen. Es wären dann für die II. Stufe 32 Ofen zur Verfügung, so dass sich bei dem hohen Ideal der in diesem Falle vorliegenden Sygas II. Menge von 23 600 Nm<sup>3</sup> eine durchschnittliche Ofenbelastung von 895 Nm<sup>3</sup> ergeben würde. Der Idealgehalt wäre 80,0 %. Die Belastung wäre in diesem Falle etwas günstiger, jedoch wäre das CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis für die II. Stufe sehr hoch. Ausserdem würde bei dem hohen Idealgehalt eine weitgehende Aufarbeitung nicht möglich sein, so dass es besser erscheint, in drei Stufen zu arbeiten.

Bei dem oben erwähnten Drei-Stufen-Betrieb können mit einer Kontraktion von vielleicht 46 % in der Stufe II gerechnet werden. Es verbleiben dann folgende Gasmengen:

	Sygas II. Nm <sup>3</sup>	Endgas II. Nm <sup>3</sup>	Zusatzgas III. Nm <sup>3</sup>	Sygas III Nm <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub>	2 920	2 920	250	3 170
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	60	60	-	60
CO	7 220	3 400	780	4 180
H <sub>2</sub>	11 140	3 540	3 720	7 260
CH <sub>4</sub>	470	870	-	870
N <sub>2</sub>	1 790	1 790	250	2 040
	23 600	12 580	5 000	17 580

Es wäre hierbei notwendig, in der III. Stufe in einem Verhältnis von 1:1,74 zu fahren, was bereits sehr hoch wäre. Der Idealgehalt wäre 65,0 %, der auch wesentlich höher läge als heute im Sygas III. Die Belastung betrüge 2 200 Nm<sup>3</sup>, die auch über der heutigen Belastung in der III. Stufe liegt.

Es erscheint demnach nicht leicht möglich, bei Betrieb der Kreislaufstufe mit reinem Wassergas eine maximale Aufarbeitung zu erzielen. Die Gasverteilung auf die Kompressoren dagegen ist möglich.

2.) Es wird deshalb ein zweiter Fall durchgerechnet, wobei das Verhältnis der Kreislaufstufe etwas über dem Wasser-Gasverhältnis liegt, damit die Gasmenge in der I. Stufe etwas grösser wird und es dadurch möglich ist,

durch möglich ist, mehr Oefen in der I. Stufe zu fahren. Es ergeben sich dabei etwa folgende Verhältnisse:

Wenn 6 000 Nm<sup>3</sup> gewaschenes Konvertgas dem Wassergas zugegeben werden, stehen 40 000 Nm<sup>3</sup> Gas für die Kreislaufstufe zur Verfügung. Hierfür werden 40 Oefen benötigt. Für diese Stufe I errechnet sich folgende Gaszusammensetzung:

	Wassergas Nm <sup>3</sup>	Konvertgas Nm <sup>3</sup>	Gas I. Nm <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub>	2 380	310	2 690
CO	13 260	930	14 190
H <sub>2</sub>	17 000	4 470	21 470
N <sub>2</sub>	1 360	290	1 650
	34 000	6 000	40 000

Auch in diesem Falle hat der Wassergaskompressor 34 000 Nm<sup>3</sup> zu fördern, während der Konvertgaskompressor eine Leistung von 12 000 Nm<sup>3</sup> hat, das sind wieder 14 400 Nm<sup>3</sup> gewaschenes Gas. Es ergibt sich dabei ein CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis in der Kreislaufstufe von 1,51. Es könnte wahrscheinlich bei diesem Gas mit einer Kontraktion von 68 % gerechnet werden. Es wären 40 Oefen in der I. Stufe zu betreiben.

Es würde sich dann für die II. Stufe folgendes Bild ergeben:

	Endgas II. Nm <sup>3</sup>	Zusatzgas III. Nm <sup>3</sup>	Sygas III. Nm <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub>	3 020	70	3 090
CO	3 520	240	3 760
H <sub>2</sub>	2 990	1 110	4 100
Methan	1 000	-	1 000
N <sub>2</sub>	1 970	80	2 050
	12 500	1 500	14 000

Das Verhältnis im Sygas III. betrüge dann 1,09 bei einem Idealgehalt von 56,2 %. Die Belastung für 8 Oefen wäre 1 750 Nm<sup>3</sup>. Es müsste möglich sein, bei diesen Verhältnissen das Gas insgesamt weitaus besser aufzuarbeiten als in dem ersten geschilderten Fall.

Gegenüberstellung zwischen der Fahrweise mit reinem Wassergas (A) und bei etwas höherem CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis (B).

52 000 Nm<sup>3</sup> Sygas

	I. Stufe		II. Stufe		III. Stufe	
	A	B	A	B	A	B
Verhältnis	1,28	1,51	1,55	1,52	1,74	1,09
Idealgehalt	89 %	89,4 %	78 %	71,5 %	65,0 %	56,2 %
Belastung Nm <sup>3</sup> /h	1 060	1 000	985	1 200	2 200	1 750
Kontraktion	55,0 %	68,0 %	46,0 %	35,0 %	-	-

Es ist hierzu zu sagen, dass wahrscheinlich die Fahrweise B die bessere ist, wenn auch die Belastung der II. Stufe dabei höher ist, so wird es doch möglich sein, bei der etwa 500 Nm<sup>3</sup> niedrigeren Belastung in der II. Stufe und dem niedrigeren CO:H<sub>2</sub>-Verhältnis in derselben, das Gas wesentlich besser auszunutzen als bei der Fahrweise A. Bei den Fahrweisen sind die vorhandenen Kompressoren in der Lage, die geforderten Gasmengen zu fördern.

Treibstoffwerk, den 23. 6. 1941

(gez.) Ohme

Dr. Weittenhiller

Dr. Werres

Neutralisationsversuche mit Kondensatöl.

Es wurde für diese Versuche Kondensatöl mit einer Säurezahl von 38 mg KOH/100 cm<sup>3</sup> verwandt. Die enthaltenen Säuren waren nur hochsiedende, die in der Neutralisation der I. Stufe nicht neutralisiert worden waren. Es sollte zunächst geklärt werden, ob es möglich ist, diese Säuren mit NaOH, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> oder NaHCO<sub>3</sub> restlos zu neutralisieren, und welche Reaktionszeiten hierfür benötigt werden. Es wurden für diese Versuche deshalb jeweils NaOH-, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>- und NaHCO<sub>3</sub>-Lösungen von jeweils gleicher Konzentration und gleicher Einwirkungszeit angewandt. Die Neutralisation erfolgte bei 20° unter Anwendung von Neutralisations-Lösung und Kondensatöl im Verhältnis 1 : 1. Es wurden dabei folgende Ergebnisse erhalten:

	Neutralisations- mittel	Konzentration %	Reaktionszeit Min.	Erreichte Säurezahl mg KOH/100 cm <sup>3</sup>
I.	NaOH	1	10	0,0
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1	10	0,0
	NaHCO <sub>3</sub>	1	10	6,7
II.	NaOH	1	5	0,0
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1	5	0,0
	NaHCO <sub>3</sub>	1	5	7,6
III.	NaOH	1/2	10	0,0
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1/2	10	0,0
	NaHCO <sub>3</sub>	1/2	10	8,9
IV.	NaOH	1/2	5	0,0
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1/2	5	0,0
	NaHCO <sub>3</sub>	1/2	5	11,1
V.	NaOH	1/4	5	0,0
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1/4	5	0,0
	NaHCO <sub>3</sub>	1/4	5	11,6
VI.	NaOH	1/8	5	0,0
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1/8	5	2,5
	NaHCO <sub>3</sub>	1/8	5	12,3

Es zeigt sich hierbei, dass die Neutralisation mit NaOH in jedem Falle restlos gelingt, mit  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  gelingt sie nicht mehr bei niedriger Konzentration und kurzen Reaktionszeiten, während sie mit  $\text{NaHCO}_3$  auch mit der grössten angewandten Konzentration nicht mehr restlos möglich ist.

Es wurde nun geprüft, ob die Neutralisation mit Bikarbonat bei entsprechend langer Einwirkungszeit noch möglich ist. Es ergab sich dabei folgendes:

Neutralisationsmittel	Konzentration %	Reaktionszeit Min.	Erreichte Säurezahl mg KOH/100 cm <sup>3</sup>
$\text{NaHCO}_3$	1	10	6,7
$\text{NaHCO}_3$	1	20	5,8
$\text{NaHCO}_3$	1	30	0,0

Bei entsprechend langer Berührungszeit ist es also auch mit Bikarbonatlösung möglich, die verbliebenen Fettsäuren restlos zu neutralisieren.

Es wurde nunmehr geprüft, ob die Reaktionszeit bei der Neutralisation mit Bikarbonat sich verkürzen lässt, wenn die Neutralisation bei erhöhter Temperatur durchgeführt wird. Die nachfolgenden Versuche wurden deshalb bei 80° angestellt. Es ergab sich dabei folgendes

Neutralisationsmittel	Konzentration %	Reaktionszeit Min.	Erreichte Säurezahl mg KOH/100 cm <sup>3</sup>
$\text{NaHCO}_3$	1/8	10	10,7
$\text{NaHCO}_3$	1/8	20	6,8
$\text{NaHCO}_3$	1/8	30	1,9
$\text{NaHCO}_3$	1/4	10	7,4
$\text{NaHCO}_3$	1/4	20	5,9
$\text{NaHCO}_3$	1/4	30	1,2
$\text{NaHCO}_3$	1/2	10	4,8
$\text{NaHCO}_3$	1/2	20	5,9
$\text{NaHCO}_3$	1/2	30	0,7
$\text{NaHCO}_3$	1	10	5,2
$\text{NaHCO}_3$	1	20	4,3
$\text{NaHCO}_3$	1	30	0,0

Es zeigt sich hierbei, dass auch bei höherer Temperatur die Neutralisation mit Bikarbonatlösung bei gleichen Konzentrationen erst in etwa der gleichen Zeit restlos möglich ist. Die Werte liegen in den gleichen Zeiten nur um ein Geringes niedriger. Auch bei kleineren Konzentrationen ist die Neutralisation bei höherer Temperatur nur wenig besser als bei niedriger Temperatur.

Es geht aus diesen Versuchen hervor, dass es mit Bikarbonatlösung nur möglich ist, die letzten Reste der Säuren restlos zu neutralisieren bei Anwendung langer Reaktionszeiten. Die Reaktionszeiten müssen umso grösser sein, je geringer die Konzentration ist. Ausserdem wird ersichtlich, dass die Neutralisation mit Karbonatlösung wesentlich schneller verläuft, und dass diese auch wieder von der Konzentration der Karbonatlösung abhängig ist. Die Neutralisation wird also am besten verlaufen, je höher die Konzentration an Karbonat ist. Da im Betrieb die Karbonatkonzentration immer beschränkt sein wird durch teilweise Umwandlung in Bikarbonat, und da es nicht möglich ist, die durch diese Versuche festgestellten Reaktionszeiten im Betrieb zu verwirklichen, wird es wahrscheinlich nie möglich sein, das Öl restlos zu neutralisieren. Die Aufenthaltsdauern des Gases in den Wäschern liegen wesentlich unter 1 Min., sodass die notwendigen Reaktionszeiten nicht erreicht werden.

Treibstoffwerk, den 7. Juni 1941.

gez. Unterschr.

Betrifft: FT 4 - Nachverarbeitung von  
Kreislaufbenzin.

000059

L.W.

Eingang *Be Nr 9.6.*

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

*H. H.**Be-9 JUNI 41**zk G...*Kopien an: Dr. Ge. Dr. Hu/Dan/Bsch. FT/AMK Dr. Ep/Hr.

Lab. Mousonstr.

Hoesch interessiert sich seit längerer Zeit für die sogenannte Heisseraffination von Kreislaufbenzinen, bei welcher bekanntlich je nach Olefingehalt Oktanzahlverbesserungen von 20 Einheiten und mehr erreicht werden können. Das Verfahren besteht lediglich in einem Hindurchleiten der Benzindämpfe bei 300 - 350° durch Bleicherde (Granosil, Sorte 70/36).

Für die Verarbeitung von 1 m<sup>3</sup> Benzin/Std. sind 4 m<sup>3</sup> Granosil erforderlich. Die Lebensdauer der Bleicherde beträgt 25 Tage. Die Kosten des Verfahrens je Tonne Benzin sind folgende:

Bleicherde	2.-- RM
Heizkosten	1.30 "
Löhne	1.10 "
	<u>4.80 RM.</u>

Hierzu kommen etwa RM. 2.-- bis RM. 3.--/t für Kapitaldienst.

Für Hoesch ist die Anwendung des Verfahrens überaus einfach, da die vorhandene Crack-Anlage für die Verdampfung des Benzins verwendet werden kann. Man braucht lediglich einige Behälter für die Bleicherde zusätzlich aufzustellen.

Die Oktanzahl-Verbesserung ist bei frisch angeetzter Bleicherde grösser als bei älterer Erde und zwar lässt sich ein Kreislaufbenzin, geschnitten bis 180° (K.Z. 110) mit einem Olefingehalt von 65 % in der Oktanzahl von 48 auf 72 mit neuer, und auf 61 mit erschöpfter Bleicherde verbessern. Die durchschnittlich erreichbare Oktanzahl für Wassergas-Kreislaufbenzin beträgt 65, entsprechend 17 Einheiten. Bei Spaltbenzin, geschnitten bis 200° (K.Z. 115) Olefingehalt 55 %, kommt man auf durchschnittliche Oktanzahlen von 61. Die Primärbenzine, wie sie bei Hoesch im gegenwärtigen Betrieb erzeugt werden, können durch Heisseraffination um 2 - 3 Einheiten in der Oktanzahl verbessert werden, was die Aufwendungen nicht lohnt. Das Verfahren lohnt auch noch nicht bei den Benzinen der Normaldruck-Synthese. Es ist nur anwendbar für ausgesprochene Kreislaufbenzine und für Crackbenzin.

(ges.) **H e r b e r t**



Betrifft: **FT 4 und FT 7 a****Kreislaufanlage und Eisenkontakt-  
versuchsanlage Hoesch.****Stellungnahme zur Notiz des Herrn  
Dr. Oetken vom 4.d.Mts.****L. W. — A. K.**

Eingang

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

Kopien an: Dr.Oe. Dr.Dan. Dr.Hr. Bechth/Bo. Dsch. ✓

An einer schnellen Fertigstellung der Kreislaufanlage und der Eisenkontaktenanlage Hoesch ist uns sehr gelegen.

1.) Eisenkontaktenanlage.

Die Kontakte sind zur Erprobung im Grossbetrieb entwickelt. Die weitere Entwicklung des Verfahrens ist lediglich von der raschen Durchführung und dem Gelingen der Versuche mit dem Kontakt und dem von uns entwickelten Lamellen-Ofen abhängig.

2.) Kreislaufanlage.

Da es sich hier um eine Erstanlage handelt und der Kreislauf sowohl bei Verwendung von Kobaltkontakten im Ausland und auch bei Verwendung von Eisenkontakten Anwendung findet, sollte auf eine rasche Fertigstellung zur Sammlung von Betriebserfahrungen grosser Wert gelegt werden. Auf jeden Fall muss die Kreislaufanlage Hoesch vor der von der Ruhrchemie projektierten Kreislaufanlage in Betrieb kommen. Wie wir von unserer Abteilung A-Kohle, bei der die Ruhrchemie die Aktivkohle-Anlage bestellt hat, erfahren, drängt Herr Alberts auf schnellste Fertigstellung der Anlage. Aus letzterem Grund wird auch Hoesch sehr daran interessiert sein, die Kreislaufanlage schnellstens fertigzustellen.

Es ist deshalb evtl. im Einvernehmen mit Hoesch und mit der zugesagten Unterstützung des Reichsamtes zu versuchen, die Fertigstellung der beiden Anlagen durch Einreihung in eine Sonderstufe SS oder S zu beschleunigen. Die Anlagen werden derzeit unter der Kennziffer W No X 222 120/II/41 abgewickelt. Die Einreihung der beiden FT - Anlagen in eine Sonderstufe ist allein schon erforderlich, um die vorgesehenen Liefertermine, auf die tieferstehend noch weiter eingegangen werden soll, einhalten zu können. Wir erhalten in den letzten Tagen dauernd Zuschriften, aus denen hervorgeht, dass durch Einreihung anderer Anlagen in Sonderstufen die bisher angegebenen Lieferseiten wahrscheinlich nicht mehr eingehalten werden können.

Zur Abwicklung der FT-Aufträge ist folgendes zu bemerken:

**F T 4 - Kreislaufanlage Hoesch-Benzin.**

In der Notiz des Unterzeichneten vom 28.2.41 wurde bereits darauf hingewiesen, dass durch Einspruch des Luftgaukommandos die Kreislaufanlage an einem anderen Platz aufgestellt werden muss. Die endgültige Entscheidung über den Aufstellungsort ist erst in den letzten Monaten gefallen. Daraus ergab sich die Mehrlieferung von ca. 300 m Kreislaufleitung 700 mm  $\varnothing$  für 10 atü und Änderungen und Nachbestellungen für die bereits bestellte Anlage. Weitere Änderungen und Nachbestellungen sind durch die Aufstellung eines Wärmeaustauschers in säurebeständigem Material notwendig. (Besonders für diese Lieferung ist infolge der langen Lieferzeit für säurebeständige Materialien die Einreihung in die Sonderstufe erforderlich).

Die Kreislaufanlage sollte nach den ersten Planungen im Herbst ds.Js. montiert und in Betrieb gesetzt werden. Hoesch war gegen eine Inbetriebnahme in diesem Jahr, insbesondere, da die Kesselanlage vor Anfang nächsten Jahres nicht fertiggestellt werden kann. Aus diesem Grund und aus Mangel an Konstrukteuren wurden unsere Arbeiten für die Kreislaufanlage gegenüber wichtigeren Arbeiten für die Anlagen zur Entwicklung der Eisenkontakte vorläufig zurückgestellt. Es handelt sich hierbei um die Anlagen:

**F T 7 c - Gasfüllstation im Gaswerk Ost.**

Die Anlage ist bereits fertiggestellt und geht im Laufe dieser Woche in Betrieb.

**F T 7 c - Halbtechnische Versuchsanlage für die Gasentgiftung und für Eisenkontakte.**

Die Anlage gelangt im Gaswerk Böhlen zur Durchführung von Gasentgiftungsversuchen und nach 3 - 4 Monaten im Gaswerk Ost zur Durchführung von Vorversuchen mit Eisenkontakten zur Aufstellung. Die einzelnen Anlageteile werden im Laufe dieses Monats angeliefert, sodass mit einer Inbetriebnahme der Anlage in Böhlen im April d.Js. gerechnet werden kann.

**F T 7 b - Anlage zur Kontakterzeugung.**

Hier sind noch besonders umfangreiche Konstruktionsarbeiten zu leisten. Mit einer voraussichtlichen Inbetriebnahme ist im Juli d.Js. zu rechnen.

**F T 7 a - Eisenkontaktanlage Hoesch.**

Der Kontaktofen wird von Mittelstahl gebaut. Für die übrigen Apparate sind lediglich Materialbestellungen erfolgt, die konstruktiven Arbeiten an den einzelnen Apparateteilen sind noch nicht begonnen. Voraussichtliche Montage und Inbetriebnahme im Herbst d.Js.

**F T 6 - Versuchsanlage für Schaffgotsch**

Die Einzelteile für diese Anlagen werden im April d.Js. geliefert. Mit der Montage und Inbetriebnahme ist im April-Mai ds.Js. zu rechnen.

Bei den oben angeführten Anlagen handelt es sich durchweg um Erstanlagen, für die überhaupt keine konstruktiven Unterlagen zur Verfügung stehen. Zur Bewältigung der umfangreichen Konstruktionsarbeiten, die besonders in den nächsten 3 Monaten durchzuführen sind, insbesondere, da die bereits

bestellten Materialien jetzt geliefert werden, sind mindestens noch 2 Konstrukteure erforderlich. Nach Rücksprache mit Herrn Bechthold ist es der Abteilung Aktivkohle derzeit nicht möglich, weitere Konstrukteure für diese Arbeiten frei zu machen, solange die 2 Herren, die im vorigen Jahr der Abteilung Lurgiwärme überlassen wurden, nicht zurückkommen.

(gez.) Dorschner.

Betrifft: P T 4

L. W. - A. K.

Ausführung der Neutralisations- und  
Kondensationsanlage.

Eingang

Bengrechnungen bei der Firma Hoesch-Benzin  
und beim Reichsanst für Wirtschaftsausbau,  
Berlin.

Nr.

Exemplar für:

Anwesend:

Kopien an: Dr. Oc. | Dr. Rp/Hr. | Dr. Jan | Rechth. | Bo. Esch.Dr. Groeg, Lab. Hausenstr.

Die Kondensations- und Neutralisationsanlage für die bereits in Bearbeitung befindliche Kreislaufsyntheseanlage bei der Firma Hoesch-Benzin wurde auf Grund der in der Versuchsanlage gesammelten Ergebnisse und Erfahrungen entwickelt. Die Arbeitsweise ist kurz folgender:

Das aus dem Synthese-Ofen austretende Gas wird in Neutralisationstürmen durch direkte Einspritzung von Lauge in 2 Stufen bis auf 30° abgekühlt. In der 1. Stufe erreicht man durch Einspritzung heißer Lauge eine dem Taupunkt des Synthesegases entsprechende Temperatur von ca. 100°. In dieser 1. Stufe fällt Paraffinöl mit der Lauge an. Die beiden Produkte werden in Abscheidern getrennt. In der 2. Stufe wird kalte Lauge eingespritzt, das Gas wird bis auf 30° abgekühlt und das Öl aus dem Kreislaufgas ausgeschieden. Die Lauge wird im Kreislauf gepumpt und in Kühronkühlern rückgekühlt.

Nach der Erteilung des Auftrages wurde die Firma Hoesch-Benzin darauf aufmerksam gemacht, dass bei dieser Arbeitsweise ein Wärme-Rückgewinn in der Weise möglich ist, dass die heiße Lauge in Lamellenwärmetauschern die Wärme an das in die Synthese-Ofen eintretende Kreislaufgas abgibt. Für diese Wärmetauschervorrichtung sollte ein Nachtragsangebot eingereicht werden.

Zur weiteren Erprobung dieser Art der Kondensation wurde in der von Hoesch inzwischen gebauten 3. Stufe dieselbe Arbeitsweise angewandt. Da hierbei weitgehend vorhandene Apparate verwendet werden mussten, sollte die Lauge vor der Abscheidung des Paraffins in Abscheidern, die nicht für Druck gebaut waren, entspannt werden. Bei der Inbetriebsetzung der 3. Stufe bildeten sich Emulsionen. Zwar unsere Versuchsanlage bis auf die Entspannung der Lauge-Paraffin-Gemisches genau wie die 3. Stufe arbeitet, konnten dort nie Emulsionen festgestellt werden. Die Ursache der Emulsionsbildung ist deshalb nur auf die Entspannung der Lauge zurückzuführen.

000064

Durch Aufstellung eines Druckabscheiders in der 3. Stufe soll dies in den nächsten Tagen nachgewiesen werden.

Herr Dir. Weitenhiller ersuchte uns in einer Besprechung, auf Grund der schlechten Erfahrungen mit der direkten Kondensation der 3. Stufe nochmals zu prüfen, ob nicht ob die andere Möglichkeit einer indirekten Kondensation besteht. Wir betonten hierbei, dass in unserem 1. Angebot eine indirekte Kondensation mit Lamellenkühlern vorgesehen war. Wir haben hiervon Abstand genommen, weil wir in unserer Versuchsanlage, die ähnlich aufgebaut ist, feststellen mussten, dass die Lamellenkühler, die in Eisen verzinkt ausgeführt waren, nach einjährigem Betrieb leichte Korrosionen aufwiesen. Die Ausführung einer indirekten Kondensation ist deshalb nur möglich, wenn vom Reichsamt für Wirtschaftsausbau säurebeständige Materialien zur Verfügung gestellt werden.

In dieser Angelegenheit erfolgte am 27. Jan. d. Js. eine Aussprache zwischen Herrn Ob. Jng. Beckhaus und dem Unterzeichneten mit Herrn Dipl. Jng. Ringst bei der Reichsstelle für Wirtschaftsausbau. Herr Ringst teilte uns mit, dass Kupfer für die Ausbildung der Kondensation nur im äussersten Fall zu erhalten ist und empfahl die Verwendung von säurebeständigen Stählen.

In unserem Laboratorium wurden verschiedene Materialien auf ihre Beständigkeit gegen die in der Synthese auftretenden Säuren untersucht. Die Korrosionsversuche, die mit 17-iger Essigsäure bei 100° C durchgeführt wurden, ergaben folgendes Ergebnis:

Kupfer:	Abnahme	150 mg / m <sup>2</sup> / h	praktisch beständig
Aluminium:	Abnahme	7320 mg / m <sup>2</sup> / h	unbeständig
Zinn:	Abnahme	57 mg / m <sup>2</sup> / h	praktisch beständig
Zinn-Blei-Legierung (27% Zinn):	Abnahme	84 mg / m <sup>2</sup> / h	praktisch beständig
Zinn-Blei-Legierung (23% Zinn):	Abnahme	125 mg / m <sup>2</sup> / h	praktisch beständig
Remanit 1610 S (16% Chrom):	Abnahme	16,6 mg / m <sup>2</sup> / h	vollkommen beständig
Remanit 1880 S (18% Chrom, 3% Nickel):	Abnahme	10,2 mg / m <sup>2</sup> / h	vollkommen beständig

Parallelversuche mit bei unseren Laboratoriumsversuchen anfallendem Reaktionswasser ergaben ungefähr dieselben Verhältnisse. Versuche mit anfallendem Paraffingatsch aus Eisenkontakten zeigten, dass Kohlenwasserstoffe ohne Wasser nicht so aggressiv sind als unter Anwesenheit von Wasser.

Bei der Durchführung der indirekten Kondensation ist der von uns vorgesehene Wärmetausch von heisser Lauge an das Kreislaufgas nicht mehr möglich. Da Hesch auf diesen Wärmerückgewinn, der einen wesentlichen Dampferparnis zur Folge hat, nicht verzichten wollte, wurde die Möglichkeit des Wärmetausches zwischen dem austretenden und eintretenden Synthesegas untersucht. Hierfür kommen Röhren- oder Lamellenaustauscher in Frage. Als Material sollte Remanit 1610 S verwendet werden. Da die Wärmeleitfähigkeit von

000065

Chromstählen sehr schlecht ist (die beträgt 20 kcal./°C m/h gegenüber 50 bei Eisen) liegen die Preise bei der Wärmeaustauschverrichtung ungefähr gleich hoch und betragen bei einer Abkühlung des austretenden Synthesegases von

195 - 120°	RM. 240.000.--
195 - 100°	RM. 420.000.--
195 - 80°	RM. 1800.000.--

Die Dampfersparnis beträgt 4,5; 6,5 und 10,5 t/h auf Grund dieser Vergleichszahlen entschloss sich die Firma Hoesch, einen Wärmeaustauscher bis 100°C vorzuschlagen. Der angegebene Preis von RM. 420.000.--, bei dem es sich um einen Vergleichspreis handelt, wird von uns nochmals überprüft. Auf Wunsch von Hoesch soll ein Chromstahl der Firma Harkort-Ricken in Hagen (Konzernfirma von Hoesch) verwendet werden. Nach Erhalt der Materialpreise dieser Firma werden wir ein Angebot über den Wärmeaustauscher ausarbeiten und dieses als Nachtragsangebot an Hoesch übersenden. Die Firma Harkort-Ricken wird in den nächsten Tagen an unser Laboratorium Materialproben übersenden, mit denen dieselben Korrosionsversuche wie mit dem Kemanitmaterial vorgenommen werden müssen.

Die nachgeschaltete Neutralisations- und Kondensationsanlage in säurebeständigem Stahl auszuführen, scheiterte an dem hohen Preis des Materials und an der schlechten Wärmeleitfähigkeit. Die Preise für die Neutralisation in Kemanit 1610 S und zwar Neutralisationswärme aus plattiertem Material und die Lamellenkühler aus Kemanitrohren mit aufgesetzten Kemanitblechen in verzinkter Ausführung schwanken zwischen RM. 1.200.000.-- und RM. 1.500.000.--. Die Verwendung von Röhrenkühlern an Stelle von Lamellenkühlern ist preislich noch schlechter.

Für die Ausbildung der Neutralisation und Kondensation bestehen nur folgende 2 Möglichkeiten:

- 1.) Direkte Kühlung mit Lauge nach unserem Angebot
- 2.) Neutralisation mit Lauge und nachgeschalteten Lamellenkühlern in Eisen verzinkt.

Gegen die erste Art der Neutralisation und Kondensation hat Hoesch immer noch Bedenken wegen der Emulsionsbildung. Die zweite Art ist dasselbe wie die von uns bei Hoesch gebaute Versuchsanlage, die heute 1 1/2 Jahre in Betrieb ist. Die Untersuchung der Versuchsanlage nach 1 1/2 Jahren Betriebsdauer ergab Folgendes:

In der Neutralisation konnten bis heute keine Korrosionen festgestellt werden. Der nachgeschaltete Lamellenkühler hat in seiner Wirkung bis heute nicht nachgelassen. Es stellte sich jedoch heraus, dass beim 3. Lamellenpaket die Lamellen der untersten Bohre stark korrodiert waren. Dass das 1. Lamellenpaket, in dem die größte Kondensation auftritt, nicht wesentlich korrodiert ist, ist darauf zurückzuführen, dass dieses Paket durch die im Neutralisator überprühende Lauge dauernd berieselt wird.

000066

In der letzten Besprechung am 21.2.1941 entschloss sich Hoesch, die 2. Art der Kondensation, also Neutralisations-türme mit nachgeschalteten Lamellenkühlern in Eisen verzinkt auszuführen. In die Lamellenkühler sollen Düsen vorgesetzt werden, sodass jedes einzelne Lamellenpaket dauernd mit Lauge besprüht wird. Weiter soll geprüft werden, ob eine galvanische Verkupferung der Lamellenkühler vor dem Verzinnen möglich ist.

Gegenüber dem in der Versuchsanlage erprobten Lamellenkühler hat die Ausführung in der Grossanlage folgende Vorteile:

- 1.) Die Verwendung von verzinkten Lamellenpaketen. Zink ist wesentlich beständiger als das in der Versuchsanlage verwendete Eisen.
- 2.) Weiterer Schutz der Lamellen durch galvanische Verkupferung.
- 3.) Korrosionsschutz durch Besprühen der einzelnen Lamellenpakete mit Lauge.

Wir machten die Herren von Hoesch darauf aufmerksam, dass bei Anwendung dieser Art der Kondensation damit zu rechnen ist, dass einzelne Lamellenrohre nach 1 - 2 Jahren ausgebaut und durch neue ersetzt werden müssen. Hoesch betrachtet dieses als das kleinere Übel gegenüber auftretenden Emulsionen auf dadurch Verluste an gewonnenen Kohlenwasserstoffen.

Die Lamellenkühler werden so ausgebildet werden, dass die einzelnen Rohre aus den Lamellenpaketen herausgenommen und durch neue ersetzt werden können. Die Lamellenrohre sollen eingeschweiselt werden, um Undichtigkeiten durch Kalzestellen zu verhindern, die vorderen und hinteren Deckel der Lamellenpakete müssen allerdings geschraubt werden.

Die Kreislaufanlage wird so ausgelegt, dass zur Kondensation 4 parallelgeschaltete Lamellenkühler normal in Betrieb sind. Bei Ausfällen eines dieser Kühler darf die austretende Temperatur nicht über 35° ansteigen. Bei Ausfällen eines der vorgeschalteten Wärmetauscher müssen die 4 parallelgeschalteten Kühler auch die gesamte Wärme des austretenden Synthesegases abführen können und die Temperatur darf 35° nicht übersteigen.

Nach vorläufiger Schätzung wird der Preis der indirekten Kondensation nicht höher als der im Angebot vorgesehene der direkten Kondensation.

Die Änderungen in der Ausführung der Kondensation und die weiteren Änderungen, die sich durch die erforderliche Mehrlieferung an Rohrleitungen infolge der Aufstellung der Kreislaufanlage an einen weiter entfernten Ort ergeben haben, werden nach Fertigstellung der Kalkulation der Firma Hoesch in einem neuen Angebot überandt. Hoesch rechnet mit einem Mehrpreis von ca. RM. 500.000,- einschl. Wärmetauscher. Der Gesamtpreis der Kreislaufanlage erweist sich jedoch demgegenüber durch den Wegfall der Aktivkohle-Feinstreinigungsanlage wieder um RM. 390.000,-.

000066

In der letzten Besprechung am 21.2.1941 entschloss sich Hoesch, die 2. Art der Kondensation, also Neutralisations-türme mit nachgeschalteten Lamellenkühlern in Eisen verzinkt auszuführen. In die Lamellenkühler sollen Düsen vorgesetzt werden, sodass jedes einzelne Lamellenpaket dauernd mit Lauge besprüht wird. Weiter soll geprüft werden, ob eine galvanische Verkupferung der Lamellenkühler vor dem Verzinnen möglich ist.

Gegenüber dem in der Versuchsanlage erprobten Lamellenkühler hat die Ausführung in der Grossanlage folgende Vorteile:

- 1.) Die Verwendung von verzinkten Lamellenpaketen. Sinn ist wesentlich bestmöglicher als das in der Versuchsanlage verwendete Zink.
- 2.) Weiterer Schutz der Lamellen durch galvanische Verkupferung.
- 3.) Korrosionsschutz durch Besprühen der einzelnen Lamellenpakete mit Lauge.

Wir machten die Herren von Hoesch darauf aufmerksam, dass bei Anwendung dieser Art der Kondensation damit zu rechnen ist, dass einzelne Lamellenrohre nach 1 - 2 Jahren ausgebaut und durch neue ersetzt werden müssen. Hoesch betrachtet dieses als das kleinere Übel gegenüber auftretenden Emulsionen und dadurch Verluste an gasförmigen Kohlenwasserstoffen.

Die Lamellenkühler werden so ausgebildet werden, dass die einzelnen Rohre aus den Lamellenpaketen herausgenommen und durch neue ersetzt werden können. Die Lamellenrohre sollen gingschweisst werden, um Undichtigkeiten durch Walzstellen zu verhindern, die vorderen und hinteren Beckel der Lamellenpakete müssen allerdings geschraubt werden.

Die Kreislaufanlage wird so ausgelegt, dass zur Kondensation 4 parallelgeschaltete Lamellenkühler normal in Betrieb sind. Bei Ausfallen eines dieser Kühler darf die austretende Temperatur nicht über 35° ansteigen. Bei Ausfallen eines der vorgeschalteten Wärmetauscher müssen die 4 parallelgeschalteten Kühler auch die gesamte Wärme des austretenden Synthesegases abführen können und die Temperatur darf 35° nicht übersteigen.

Nach vorläufiger Schätzung wird der Preis der indirekten Kondensation nicht höher als der im Angebot vorgesehene der direkten Kondensation.

Die Änderungen in der Ausführung der Kondensation und die weiteren Änderungen, die sich durch die erforderliche Mehrlieferung an Rohrleitungen infolge der Aufstellung der Kreislaufanlage an einen weiter entfernten Ort ergeben haben, werden nach Fertigstellung der Kalkulation der Firma Hoesch in einem neuen Angebot übersandt. Hoesch rechnet mit einem Mehrpreis von ca. RM. 600.000,- einschl. Wärmetauscher. Der Gesamtpreis der Kreislaufanlage ermässigt sich jedoch demgegenüber durch den Wegfall der Aktivkohle-Feinstreinigungsanlage wieder um RM. 390.000,-.

(gas.) Dorschner.



Betreff: **G.T. 76 - Hoesch A.G., Dortmund.**  
**Normaldruckdestillation für Hoesch-Benzin.**  
**Eigenschaften der Rohprodukte aus der**  
**Kreislaufsynthese.**

**L.W.-A.K.**

Eingang

Nr.

Exemplar für:

~~Zweck~~

Besprechung am 18.2.41 mit Herrn Dr. Herbert  
und Herrn Dipl. Ing. Dorschner.

*H. Dr. Herbert /  
Dorschner*

Kopien an:

Dr. Herb. / Dorschn. TB

Zur Festlegung der Pumpen usw. der Normaldruck-Destillationsanlage wurden gemeinsam mit Herrn Dr. Herbert und Herrn Dipl. Ing. Dorschner die Eigenschaften der einzelnen unserer Anlage zugehenden Produkte wie folgt geklärt:

**1.) Ofenparaffin:**

Dieses Produkt fällt im Synthesofen an und enthält einen Teil des Leitungsparaffins. Die Temperatur kann mit ungefähr 150-160°C angenommen werden. Die Menge beträgt ungefähr 35% vom Gesamt-Gatsch.

**2.) Weichparaffin aus 1. Kondensationsstufe**

wird bei etwa 90-100°C kondensiert. Die Anfalltemperatur dürfte etwa 80°C sein. Die Menge beträgt etwa 65% des gesamten Gatsch.

Das Gemisch aus Produkt 1 + 2 ist unter dem Begriff "Gatsch" zusammengefasst und wird den Rohproduktbehältern der Normaldruckdestillation in gemeinsamer Leitung zugeführt.

Der Anteil an der Gesamtproduktion beträgt etwa 30%, sodass bei 6 to/h Gesamtproduktion etwa 1800 kg/h Gatsch anfallen dürften.

Die mittlere Temperatur kann mit etwa 110°C angenommen werden.

Der Stockpunkt dürfte 1. Mi. bei 50-60°C liegen. Die Viskosität soll etwa 1,0 - 2,0<sup>oE</sup>/110°C betragen. Der Siedebeginn des Gemisches dürfte bei etwa 150°C liegen. Behälter und Leitungen müssen unbedingt geheizt werden.

**3.) Öl aus Kondensationsstufe 2:**

Dieses Öl fällt mit einer Temperatur von etwa 30°C an, hat einen Siedebeginn von etwa 90-100°C und ein Siedeende von etwa 320°C. Die Viskosität/30°C = 1<sup>oE</sup>.

Da jedoch die Behälter für das Kondensationsöl bei Stillstand im Winter eine wesentliche Abkühlung erfahren, sollten auch diese Behälter eine leichte Heizung erhalten, die jedoch nicht so umfangreich zu sein braucht wie die Heizung der Gatsch-Behälter.

000068

4.) Neutralisation:

*Falls keine  
Laugenwäsche  
vorgesehen wird  
Hoch 2.  
Beweg. Kontroll  
Kleinraum*

Nach Angabe von Herrn Dorschner sind trotz der Laugenwäsche während der Kondensation beide Produkte, also Gatsch und Kondensationsöl, noch als sauer anzusprechen.

Ich habe darauf aufmerksam gemacht, dass der Abt. G.T. von diesen Eigenschaften bislang noch nichts bekannt war, also auch bislang noch keinerlei Massnahmen vorgesehen sind für einen erhöhten Korrosionsschutz. Bei der G.T.-Anlage wird lediglich Flusstahl und normaler Maschinen- bzw. Stahlguss verwendet.

Es wäre also seitens Abt. F.T. zu prüfen, ob dieses Baumaterial durch die sauren Produkte der Kreislaufsynthese wesentlich korrodiert werden kann, wobei ich besonders darauf hinweise, dass die Gefahr von Korrosionen in einem Teil der Anlage (Kondensation der Rückstandskolonnen) grösser sein dürfte, da in diesen Kondensatoren die Kondensation in Anwesenheit von Wasserdampf erfolgt.

Falls irgendwelche Bedenken hinsichtlich der Lebensdauer der nachgeschalteten Anlagen bestehen, dürfte es sich empfehlen, die Frage der Neutralisation der Rohprodukte aus der Kreislaufsynthese bald zu klären, damit auch diese Neutralisationsanlagen zusammen mit der Hauptanlage in Betrieb gehen können.

gez. Siebert  
Abt. G.T.

000069

Du. : Dr. Oetken  
Dr. Herbert  
Dorschner

Firma  
Hoesch Benzin G.m.b.H.,  
Dortmund,  
Springorumstrasse

Dsch/V.

290

20.6.40.

P.T. 261 Kreislaufverfahren.

Wir nehmen Bezug auf unsere letzte Besprechung mit Ihrem Herrn Dipl. Ing. B e c k h a u s und übersenden Ihnen tieferstehend die zu unserem Angebot von 6.6. gehörenden Verbrauchszahlen der einzelnen Anlagen, die Sie zur Fertigstellung des Auftragschreibens noch benötigen. Die Verbrauchszahlen der Einzelanlagen betragen nach unseren bisherigen Erfahrungen und Versuchsergebnissen berechnet:

1.) Für die Aktivkohle-Anlage zur Benzingewinnung:

a) Dampfverbrauch:

unter Zugrundelegung von Sattdampf von 2,5 atü  
bei druckloser Ausdampfung

ca. 3 kg / kg Benzin;

b) Kühlwasserbedarf:

Frischwasser von + 20° u. Rückkühlwasser von + 30°

5 m<sup>3</sup>/h Frischwasser  
240 m<sup>3</sup>/h Rückkühlwasser;

c) Aktivkohleverbrauch:

1 kg Kohle / 800 kg Benzin;

d) Benzinrestgehalt:

Der Benzinrestgehalt nach der AK-Anlage  
liegt

unter 1 g / Nm<sup>3</sup> Kreislaufgas;

2.) Für die Aktivkohle-Anlage zur Feinstreinigung:

a) Dampfverbrauch:

Der Dampfverbrauch liegt bei druckloser Ausdampfung und 2,5 atü

unter 2 t / h ;

Fa. Hoesch Bonzin G.m.b.H.,  
Dortmund

20.6.40.

2.

b) Kühlwasserbedarf:

Frischwasser 20° u. Rückkühlwasser 30°

Frischwasser	28 m <sup>3</sup> /h
Rückkühlwasser	155 " "

c) Aktivkohleverbrauch:

1 kg / 10 000 Nm<sup>3</sup> Synthesegas;

d) Gesamtschwefelgehalt hinter der Anlage:

unter 0,1 gr/100 Nm<sup>3</sup>;

vorausgesetzt ist, dass die Menge an Gesamtschwefel im Gas vor der Aktivkohle-Anlage nicht höher ist als maximal 0,2 g H<sub>2</sub>S + 0,2 g hochsiedende, organische Schwefelverbindungen / 100 Nm<sup>3</sup> Gas.

3.) Für die Kondensation und Neutralisation:

a) Kühlwasserbedarf:

Frischwasser 20° und Rückkühlwasser 30°

Frischwasser	100 m <sup>3</sup> /h
Rückkühlwasser	600 m <sup>3</sup> /h

Temperaturdifferenz

zwischen Lauge und Gas	5° C
" Lauge und Kühlwasser	10° C;

b) Laugeverbrauch:

Der Restgehalt an ungebundener Soda in der Ablauge liegt

unter 30 % ;

4.) Für die Kreislaufgebläse:

a) Gesamtdruckverlust:

Der Druckverlust der Kreislaufanlage beträgt bei 120 000 Nm<sup>3</sup> Kreislaufgas von 7 atü

max. 1,3 atü;

b) Kraftbedarf:

Der Kraftbedarf für die Umwälzung von 120 000 Nm<sup>3</sup> Kreislaufgas beträgt

max. 1200 kW;

*an der Turbinen- und Kompressoren-Abteilung*

000071

Fa. Hoesch Benzin G.m.b.H.,  
Dortmund

20.6.40.

3.

c) Dampfverbrauch:

Der Dampfverbrauch der Dampfturbine beträgt  
bei 17 atü Frischdampfdruck von 475° und  
2,5 atü Gegendruck

14 kg/kWh.

Heil Hitler!

L U R G I

Gesellschaft für Wärmetechnik m.b.H.

000072  
Lurgiwärme

Notiz des Herrn Dipl.-Ing. Siebert  
Co.

vom 24.9.40  
Blatt 1

Betriff: Hoesch-Benzin G.m.b.H., Dortmund.  
Normaldruck-Destillations-Anlage für  
Produkte der Kreislaufsynthese.

L.W.-A.K.

Eingang

Nr.

Exemplar für:

~~zusammen~~ Besprechungen am

13.9.40. in Dortmund mit Herrn Dr. Weitenhiller,

16.9.40. in Ffm. " " Dr. Herbert,

" " Dorschner,

19.9.40. in Ffm. " " Dipl.-Ing. Beckhaus

*H. Dorschner*

Kopien an: Dir.Oe. Dr.He. Bechth. Dorschn. Si.

Die nachstehenden Ausführungen stellen das Ergebnis der 3 obigen Besprechungen dar unter Weglassung aller Werte, die durch nachfolgende Besprechungen als überholt zu gelten haben.

Durch die Umstellung der Synthese-Anlage der Hoesch-Benzin G.m.b.H. auf das Lurgi-Kreislaufverfahren werden wesentlich andere Produkte erzeugt und auch grössere Mengen als mit der bisherigen Anlage, sodass die vorhandene Bamag-Destillationsanlage, die nach Angabe der Herren von Hoesch ganz gut schneidet, jedoch bei ca. 50-60% der Bestleistung, die späterhin anfallenden Mengen nicht mehr verarbeiten kann und durch eine neue Normaldruck-Destillationsanlage ersetzt werden muss. Diese neue Anlage wird der bereits in Auftrag gegebenen Gatsch-Destillation der Abteilung D.O. vorgeschaltet, sodass der Rückstand der Normaldruck-Destillation in der D.O.-Anlage auf Paraffine und dergleichen verarbeitet wird.

Bisher liegen Angebote vor von Wilke-Werke Braunschweig und Bamag Berlin (Kittel-Boden) für eine Gesamtleistung von 7 to/h Primärprodukt, ohne Berücksichtigung der Durchsatzhöhung durch die Extraktionsprodukte, deren Preise RM 300.000.-- (Wilke) bzw. 290.000.-- (Bamag) lt. Angabe von Herrn Dr. Weitenhiller betragen. Wie aus nachstehenden Ausführungen über die Durchsatzleistung hervorgeht, muss die neue Anlage eine Verarbeitung von mindestens 10 to, max. 12 to/h haben, sodass sich die Wilke- und Bamag-Preise ebenfalls entsprechend erhöhen würden. Man kann annehmen, dass bei der Erhöhung von 7 to auf 10 to die Konkurrenz einen Preis von ca. RM 360.000.-- bis 380.000.-- fordern wird.

Entsprechend dem Ergebnis der einzelnen Unterredungen ist unser Angebot wie folgt abzustellen:

A) Leistung: Das Rohprodukt der Anlage setzt sich zusammen aus

- a) 6 to/h Primärprodukt
- + b) 4-6 " Extraktionsprodukt

Gesamtleistung 10- max. 12 to/h Rohprodukt.

- a) Das Primärprodukt stellt das aus der Synthese selbst anfallende Rohprodukt dar und besteht aus dem

Produkt A - AK-Benzin ,

Anfalltemperatur: 25 - 30°C  
 Siede-Endpunkt : ca 160 - 170 ° (min-Werte 150-140°C)  
 90 - 95% : bis 140 °  
 vorhanden: 2 Behälter je 50 m<sup>3</sup> Inhalt;

Produkt B - Ofenrückstand Gatsch,

Anfalltemperatur: 150 - 160°C  
 Siedebeginn: 180 - 210 ° (min.W. 150-160°C)  
 Siedende: > 500 °  
 vorhanden: 3 kleinere Behälter der Banag-Destillation;

Produkt C - Kondensationsprodukt,

Anfalltemperatur: 25 - 30°C  
 Siedebeginn: 75 - 85 ° (min.W. 60-70°C)  
 Siedende: 280 - 310 °

vorhanden: 3 kleinere Behälter.

Das AK-Benzin macht ungefähr 25-30 Gew.-% des Primärproduktes aus = 1,5 - 1,8 to/h, und kann als Rücklauf direkt in den Oberteil der Kolonne aufgegeben werden.

Der Gatsch und das Kondensationsprodukt müssen getrennt in die Anlage gepumpt werden (mit 2 Pumpen), da sie infolge ihrer verschiedenen Anfalltemperaturen nicht vollkommen drucklos gemischt werden können. Die hohe Gatsch-Temperatur würde bei der direkten Zumischung des Kondensationsproduktes eine starke Verdampfung der leichteren Kondensations-Kohlenwasserstoffe bewirken.

- b) Das Extraktionsprodukt besteht im wesentlichen aus Dieselöl. Es kann jedoch für die Extraktion unter Umständen jede der weiter unten aufgeführten Fraktionen zwischen 120-280°C verwendet werden. Bei normaler Extraktion unterscheidet man:

- 1.) die laufende tägliche Extraktion der Öfen,
- 2.) die Hauptextraktion der Öfen vor Herausnahme des Katalysators.

Zu 1.):

Für die laufende Extraktion der Öfen sollen lt. Herrn. Dr. Herbert je Ofen 20 m<sup>3</sup> = ungefähr 17 to Dieselöl verwendet werden. Erwünscht ist die Extraktion jedes Ofens in einem Abstand von ca. 8 Tagen; unter Berücksichtigung der Maximalleistung der Anlage und der mitzuverarbeitenden Ölmengen der Hauptextraktion wird jedoch jeder Ofen in einem Turnus von ca. 14-16 Tagen extrahiert werden können.

000074

Zu 2.):

Für die Hauptextraktion vor Herausnahme der Öfen aus der Produktion werden je Ofen insgesamt 120 to Extraktionsöl verwendet. Davon werden ca. 100 to/h Dieselöl oder eine der Fraktionen zwischen 120 - 28000 verwendet. Diese 100 to werden in ca. 20 h mit einer Geschwindigkeit von 5 to/h durch den Ofen geschickt. Nach dieser Extraktion mit Dieselöl werden zum Nachextrahieren ca. 20 to Schwerbenzin von 180-22000 ebenfalls mit einer Menge von ca. 5 to/h über 4 h hindurchgeschickt, sodass eine Hauptextraktion insgesamt 24 h benötigt.

Von diesen Hauptextraktionen werden alle 14 Tage in den ersten 4 Tagen 4 Stück durchgeführt, worauf eine Pause von 10 Tagen folgt und sodann wieder 4 Hauptextraktionen in den nächsten 4 Tagen. Dieser Rhythmus ist für die Ermittlung der Zwischenspeicherung wesentlich.

Es wurde die Frage besprochen, ob eine Verwendung des primär anfallenden Dieselöls aus der Kondensation für die Extraktion eine wesentliche Ersparnis darstellen würde. Hoesch ist jedoch der Ansicht, dass für die Extraktion nur destillierte Fraktionen genommen werden sollen, da die Destillationskosten nicht hoch sind und der Extraktionseffekt der einzelnen Fraktionen besser ausgenutzt werden kann.

Einschliesslich der obigen Extraktionsprodukte setzt sich daher die Leistung der Anlage wie folgt zusammen:

Primärprodukt aus der Anlage min. 6 to/h max. 6 to/h

Extraktionsprodukt:

1) kleine Extraktion 17 to/h im weiter unten erläuterten Rhythmus =

2,8 " bis 4,8 "

2) Hauptextraktion

4 Öfen x 120 to/14 Tage =

480 to : 14 = 34 to/24 h =

1,4 " 1,4 "

Für die kleinen Extraktionen stehen also im Rahmen der Grenzleistung der Anlage 2,8 - 4,8 to/h Anlagenleistung zur Verfügung, sodass bei 17 to Verbrauch je Ofen und insgesamt 64 Öfen jeder Ofen in einem Abstand von

16 Tagen bei 2,8 to/h und  
9,5 " " 4,8 "

einer kleinen Extraktion unterzogen werden kann.

B) Zusammensetzung des Rohproduktes:

Hinsichtlich der Zusammensetzung des Rohproduktes muss zwischen den jetzigen Produkten und den künftigen Produkten der Kreislaufsintese unterschieden werden. Bei der Kreislaufsintese ändern sich kaum die spezifischen Daten des AK-Benzins, jedoch sind die



Daten für den Gatsch bzw. für das Kondensationsprodukt teilweise anders zu erwarten. Es kann mit folgender Zusammensetzung gerechnet werden:

Jetzige Produkte:

AK-Benzin (siehe auch S. 2) bis 140°C, 90-95% übergehend, Siedende teilweise bis 170°C :

Das AK-Benzin benötigt bei Herstellung der verschiedenen Topbenzine verschiedene Einspeisestellen in der Kolonne, d.h. bei Topbenzin bis 120°C muss das AK-Benzin einige Böden tiefer aufgegeben werden, während bei Topbenzin bis 180°C das AK-Benzin in den Rückflussbehälter oder auf den obersten Boden der Kolonne gepumpt werden kann.

Kondensationsprodukt (siehe auch S.2)

Siedebeginn: 75-80°C,  
Siedende: 280-310°C.

Gatsch, 2 Analysen:

Siedebeginn	175°	170°
bis 180°	3%	0,5%
200°	12%	2%
220°	22%	4%
240°	35%	7,5%
260°	51%	15%
280°	66%	21%
300°	74%	29%
360°	87%	36%

Aus der obigen Gegenüberstellung gehen wesentliche Zusammensetzungsunterschiede hervor. Es war jedoch nicht bekannt, ob die erste Analyse, die einen sehr niedrigsiedenden Gatsch darstellt, unter besonderen Betriebsverhältnissen gewonnen worden ist.

Produkte der Kreislaufsynthese:

Von Herrn Dr. Herbert wurde folgende Analyse genannt:  
als Mischanalyse aller 3 Produkte

Siedebeginne	340°C	bis 130°	bis 230°
bis 40°	0,5	30,5	61,7
50°	2,3	35,2	64,3
60°	4,8	37,8	67,1
70°	8,4	42,0	69,6
80°	12,7	45,3	72,0
90°	18	47,2	74,2
100°	20,7	50,1	76,3
110°	24,4	53,0	78,5
120°	27,4	56,1	79,5
		58,7	81,1
			83,1
			83,6
			84,6
			87,0

Lurgiwärme  
Vordruck Nr. 138  
Format Din A 4  
Papier Sch.  
Auflage 20000  
Datum 7.30. Sch.

Die Unterteilungsstriche stellen die Grenze der gewünschten und weiter unten aufgestellten Fraktionen vor. Es ist jedoch zu berücksichtigen, dass die obige Analyse die Primärprodukte-Analyse darstellt, dagegen wird die Rohprodukt-Analyse noch durch den Einfluss der grossen Menge Extraktionsöl in diesem Teil entsprechend verschoben. Es muss daher die Analyse des Rohproduktes aus der obigen Primärprodukt-Analyse und der Extraktionsprodukt-Analyse noch ermittelt werden. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass im Extraktionsprodukt ungefähr 3% an Gatsch, auf Extraktionsöl bezogen, enthalten sind.

**C) Neue Zerlegung:**

Mit der Anlage sollen folgende Fraktionen wahlweise herausgeschnitten werden können:

Schnittlage	I	II	III
Anzahl der Produkte:	4	4	5
1. Prod. bis 180°	45%	bis 120° 25%	bis 120° 25%
2. " 180-280°	17%	120-280° 37%	120-180° 20%
3. " 280-320°	8%	280-320° 8%	180-280° 17%
4. " > 320°	30%	> 320° 30%	280-320° 6%
5. "			> 320° 30%

Schnittlage	IV	V
Anzahl der Produkte:	5	6
1. Prod. bis 120°	25%	bis 120°
2. " 120-180°	20%	120-180°
3. " 180-220°	25%	180-220°
4. " 220-320°	25%	220-280°
5. " > 320°	30%	280-320°
6. "		> 320°

Die obigen Prozentsätze stellen die jetzige Zusammensetzung des Rohproduktes dar, die Prozentsätze werden sich unter Berücksichtigung der Extraktionsmengen entsprechend der Kreislaufanalyse Seite 4 noch ändern.

**D) Garantien:**

Die von uns abzugebenden Garantien wurden wie folgt besprochen:

- 1.) Materialgarantie: 6 Monate bei Tag- und Nachtbetrieb ab Inbetriebsetzung.
- 2.) Trennschärfe: die einzelnen Fraktionen dürfen einander nicht überschneiden,

3.) Betriebsmittelverbrauch:

000077

Für den Betriebsmittelverbrauch hatte Wilke als Dampfverbrauch 0,065 kg/kg Rohprodukt angegeben; Bamag wollte ohne Röhrenofen arbeiten und beabsichtigt, 5 to Dampf/h bei 7 to Rohprodukt = 0,72 kg/kg zu verbrauchen.

Als Wasserverbrauch hat Wilke  $7 \text{ m}^3/\text{to Rohprodukt}$  garantiert.

E) Trennverfahren:

Die Bamag hat eine 2-Kolonnen-Anlage angeboten, die ohne Röhrenofen arbeiten und die Destillation lediglich durch eine übermäßige Dampfeinspeisung in die Gatsch-Kolonne durchführen soll. Der Dampfverbrauch ist sehr hoch, über zehnmal so hoch als normal für Abstreiferdampf benötigt wird, jedoch wird Heizgas nur für Überhitzung des Dampfes aufgewendet.

Dagegen hat Wilke eine normale Anlage angeboten, bestehend aus Röhrenofen, Hauptkolonne mit Seitenkolonnen, in der sämtliche Produkte durch überhitzten Dampf hinsichtlich ihres Siedebeginns eingestellt werden.

Herr Dr. Weitenhiller ist mit keiner dieser Lösungen besonders einverstanden, da er die Auswaschung von Alkoholen durch den Wasserdampf befürchtet, die für sein Benzin mit verhältnismässig niedriger Oktanzahl zur Verbesserung der Oktanzahl sehr wichtig sind. Laut Herrn Dr. Weitenhiller ist mit dem Entstehen von geringen Mengen Alkohol zu rechnen.

Ich erläuterte daher den Herren von Hoesch unser halb trockenes - halb nasses Verfahren, das auch bei der Euhrochemie für die Schmierölsynthese mit gutem Erfolg angewendet wurde. Dieses Verfahren arbeitet ebenfalls mit Röhrenofen, vermeidet jedoch in der Hauptkolonne die Verwendung von Wasserdampf dadurch, dass die Kolonne trocken destilliert und die Einstellung der Endprodukte in der Seitenkolonne durch indirekte Wärmeübertragung erfolgt. Lediglich der Gatsch wird in einer besonderen Rückstandskolonne durch direkten Wasserdampf ausgeblasen, wobei jedoch die Rückstandskolonne als selbständige Kolonne mit eigenem Rückfluss arbeitet und das Topprodukt der Rückstandskolonne entweder einem der anderen Produkte beigemischt oder in die Hauptkolonne wieder im Kreislauf zurückgegeben wird. Bei diesem Verfahren werden allerdings infolge des Fehlens der Partial-Druckerniedrigung in der Hauptkolonne die Temperaturen etwas höher liegen. Nach meiner Ansicht dürfte diese Erhöhung der Temperatur in der Hauptkolonne jedoch höchstens zwischen 10 und 20°C ausmachen, eine Temperaturerhöhung, die das Produkt ohne weiteres vertragen muss.

F.) Technische Ausführungen:

- 1.) Heizgas: Restgas 2200 WE/Nm<sup>3</sup>, Gaszusammensetzung schwankend, besonders Heizwert, daher Temperaturregler für Ofenaustritts-temperatur notwendig, Gasdruck 350 mm WS am Behälter, stark schwankend, Gasdruckregler erforderlich.
- 2.) Rauchgasrückführung vorzusehen zur Bilderung der Temperatur-lage im Ofen, Rauchgasrückführung 1:1 genügt.

- 3.) Röhrenerhitzer: hohe Geschwindigkeiten im Röhrensystem vor-  
sehen - damit geringe Aufenthaltsdauer (Schonung des Produkts).
- 3.) Überhitzerrohre ebenfalls aus Marwe-Material zur Erzielung  
einer grösseren Lebensdauer.
- 5.) Getrennte Behandlung von Rückstand mit direktem Wasserdampf  
und Overhead-Produkte ohne Wasserdampf.
- 6.) Pumpen: für die Pumpen werden KSB-Pabrikate verwendet, jedoch  
sollen die besten Stopfbuchsen verwendet werden, da bislang  
schlechte Erfahrungen mit Stopfbuchsen. Die Pumpen sollen  
grösser gewählt werden, besonders für AK-Benzin-Rücklauf.  
Auch die anderen Pumpen mit erheblicher Leistungsreserve.
- 7.) Gashrenner: Herr Beckhaus ist mehr für selbstansaugende Bren-  
ner; wir werden jedoch Brenner mit Luftzuführung versehen  
zur Verminderung der Brandgefahren.

8.) Vorlagen:

Vorhanden sind 2 AK-Benzin-Vorlagen mit Pumpen an der AK-Anlage.  
Die Letzteren fördern das AK-Benzin in einen neu zu erstellen-  
den Zwischenbehälter an der Anlage, von wo aus neu zu lie-  
fernde Pumpen das Benzin in die Kolonne pumpen.

Neu zu erstellen sind:

3 Behälter je 50 m<sup>3</sup> für Kondensationsprodukt O und  
Extraktionsprodukt,

3 " je 50 " " Gatsch-Produkt B,

1 " 25 " als Zwischenbehälter für AK-Benzin als  
Rücklauf,

6 Vorlagen je 25 " für die Endprodukte (je Produkt 1 Beh.),

2 " je 25 " " " " (schaltbar auf jedes  
Endprodukt).

Die Behälter für sämtliche Produkte über 280°C sind mit Heis-  
schlangen zu versehen, ebenfalls sämtliche Behälter für Roh-  
produkt.

Hoesch zieht aussenliegende Heizschlangen vor, bei denen die  
Heizung um fast die Hälfte des Behälters reicht und der ge-  
samte Behälter isoliert wird.

9.) Heizung:

Sämtliche Gatsch- und ähnliche Produkte führende Leitungen sind  
mit Heizbekleitleitung auszurüsten.

10.) Abscheider:

Alle Wasserabscheider sind doppelt hintereinander geschaltet  
auszuführen, insbesondere der Abscheider für das Topprodukt der  
Rückstandskolonne.

11.) Armaturen:

Hoesch zieht Schabu-Armaturen vor. Wir wiesen jedoch darauf  
hin, dass wir keine guten Erfahrungen, besonders hinsichtlich  
der Lieferzeit, gemacht hätten und daher KSB- oder Amag-Hil-  
pert-Armaturen liefern. Es sollen jetzt die gleichen Armaturen

wie für GT 36 geliefert werden.

**000079****12.) Schaltung der Rohprodukt-Behälter:**

Da in die Rohproduktbehälter zeitweise grosse Mengen Extraktionsprodukt stossweise eintreten, muss gut gemischt werden. Es sind daher die je 3 Behälter für Kondensationsprodukt und für Gatsch so zu schalten, dass die mittleren Behälter wahlweise für beide Produkte verwendet werden können, also 2 für Kondensation und 4 für Gatsch oder umgekehrt. Weiterhin sind die Behälter einzeln abschaltbar und als Durchlaufbehälter vorzusehen, derart, dass das Produkt bei Eintritt in den ersten sämtlich hintereinander geschalteten Behältern durchströmen muss, ehe es zur Anlage geht, wodurch ein sanfter Übergang bei stossweisen Eintritt von Extraktionsprodukt erzielt werden soll.

**6) Aufstellung der Anlage:**

Die Anlage wird neben der Gatsch-Destillation unter Einhaltung deren Bauflucht auf dem Gelände zwischen Gatsch-Destillation und Stabilisierungsanlage GT 36 aufgestellt. Es ist der Schutzkreis des in der Nähe stehenden Restgasbehälters zu beachten.

Die Hauptbehälter sollen in der gleichen Fluchtlinie und auf gleicher Höhe wie die Behälter der Anlage GT 36 aufgebaut werden. Lediglich die Endproduktbehälter werden mit der Längsachse parallel zur Hauptbaufluchtlinie aufgestellt. Eine Aufstellungsskizze ist dem Angebot mitbeizufügen.

Der Hoesch-Lageplan Z Nr. 1509/18/29 wurde für die Projektierung mir übergeben.

gez. Siebert  
Abt. G.T.

000080

Sommer Haus

Projekt

Kostenberechnung der Benzinsynthese-Anlageder Firma Hoesch-Benzin, Dortmund.

Vergleich der heutigen Anlage mit einer durch Um-  
bau nach dem Lurgi-Kreislaufverfahren erweiterten  
Anlage bei gleicher Anzahl von Syntheseföfen.

A.) Heutige Anlage - 2Stufenbetrieb.

## 1.) Produktionszahlen:

Synthesegasmenge	Nm <sup>3</sup> /h		40.000
Idealgasmenge	Nm <sup>3</sup> /h	80 %	32.000
Ausbeute an flüssigen Kohlen- wasserstoffen	g/Nm <sup>3</sup> Idealgas		130
Ausbeute an Gasol	g/Nm <sup>3</sup> Idealgas		13
Produktion an flüssigen Kohlenwasserstoffen	t/Tag		100
an Gasol	t/Tag		10
Gesamtprodukte	t/Tag		110
Anzahl der Syntheseföfen	I. Stufe	40	
	II. " "	20	
	in Reserve	8	
			68 Syntheseföfen

2.) Betriebskosten.

## a) Löhne u. Gehälter

Löhne RM/Monat 45.000,- RM/Tag 1500.-

185 Mann - 210 Std. a 1.-

Gehälter RM/Monat 23.000.- RM/Tag 770.-

RM/Tag 2270.-

Löhne u. Gehälter Pfg/kg Produkte

2,06

## b) Fremde Energie

Zusatz-Kokogasmenge für die  
Kesselheizung 40.000 Nm<sup>3</sup>/Tag40.000 · 0,95 Pfg/Nm<sup>3</sup> = RM 380.-/Tag

Fremde Energie Pfg/kg Produkt

0,35

c) Koksverbrauch:

$0,62 \text{ kg/Nm}^3 \text{ Wassergas} = 0,62 \text{ kg}/0,89 \text{ Nm}^3 \text{ Idealgas}$   
 $= 0,696 \text{ kg}/143 \text{ g Produkt}$   
 $= 4,87 \text{ kg/kg Produkt}$

Kokspreis RM 17.80/t

Kokskosten Pfg/kg Produkt 8,66

d) Frischwasserverbrauch:

5000 m<sup>3</sup>/Tag = ca. 45 m<sup>3</sup>/t Produkt

Frischwasserpreis 6 Pfg/m<sup>3</sup>

Frischwasserkosten Pfg/kg Produkt 0,27

e) Kontaktverbrauch:

3 Synthesöfen verarbeiten 2000 Nm<sup>3</sup> Sy.Gas/h  
 und erzeugen =  $2000 \cdot 0,8 \cdot 143 \text{ g} = 229 \text{ kg/h}$   
 $= 5,5 \text{ t/Tag Produkte}$

1 Füllung kostet 800 kg Co à 8.- Regenerierkosten = RM 6400.-/Füllung

Bei 200 Tagen Lebensdauer erzeugen 3 Öfen  
 $200 \cdot 5,5 \text{ t} = 1100 \text{ t Produkte}$

Kontaktkosten  $\frac{6400 \cdot 3 \cdot 100}{1100 \cdot 1000}$  Pfg/kg Produkt 1,75

f) Kapitalkosten:

Kosten der Gesamtanlage ohne Grundstück und Anfahrkosten RM 23 Mill.

10 % Abschreibung RM 2.300.000.-

5 % Verzinsung " 1.150.000.-

2 % Reparaturen " 450.000.-

RM 3.910.000.-

Jährliche Produktion bei 365 Tagen 40.000 Tons

Kapitalkosten Pfg/kg Produkt 9,8

g) Betriebsmaterial:

A Kohle, Feinreinigungskohle,  
Länge u. Qualität

300.000.- RM/Jahr      RM/kg Produkt      3,5

Gesamte Betriebsenergiekosten RM/kg Produkt      13,30

RM/t Produkt      259,90

3.) Einnahmen aus den erlangten Produkten.

a) Unter Berücksichtigung der Spaltung  
der Fraktion zwischen 120° - 130°.

Werte aus der Benzinfraction bis 120°

21 t RM/t 303.-      RM      66.70

Werte aus dem Scharffingstock

22 t RM/t 280.-      RM      62.50

Werte aus dem Spaltstock:

55 t Anabente aus Spaltbenzin 1900.- RM 197.-

1 t Spalttrickelstein = 10 kg RM/t 10.-

30 t Spaltgas mit 54 % C<sub>2</sub> u. C<sub>3</sub>

daraus sind 50 % Methan mit 50 % Anabente

ergibt 65 kg Kalibenzin RM 200.-

(510 kg-35000 Reinigungskohle RM 1.-) 31.50

97 kg Gasol RM 200.-      25.-

170 t Restspaltgas RM 10.-      1.70

244.42

55 t Spaltstock RM/t 344.42      RM 189.50

Durchschnittspreis für die flüssigen Produkte RM/t 298.70

10 t Gasol RM/t 250.-      2.50

RM 1,1 t      RM 284.50

Durchschnittspreis für die Gesamtprodukte RM/t 298.50



b) Unter Berücksichtigung des Verkaufs  
der Primärprodukte als Benzin, Diesel-  
öl und Gatsch

55 % Benzin bis 200° siedend	àRM/t 312.-	RM 171.50
15 % Dieselöl	" " 204.-	" 30.60
Rest zum Krackstockpreis	RM/t 244.42	
abzüglich der ersparten Krackkosten	" 4.80	ohne Armoti- sation
	<u>RM/t 239.62</u>	
zuzüglich Destillations- kosten	" 6.72	
30 % Rest	à - RM/t 246.34	" <u>74. -</u>
Durchschnittspreis für Flüssigprodukte	RM/t	<u>276.10</u>
10 % Gasol àRM 258.-/t		<u>25.80</u>
für 1,1 t		RM 301.90
Durchschnittspreis für die Gesamtprodukte	RM/t	<u>274.20</u>

B.) Erweiterte Anlage - Kreislaufbetrieb.

## 1.) Produktionszahlen.

Synthesegasmenge	Nm <sup>3</sup> /h	52.000	78.000
Idealgasmenge	Nm <sup>3</sup> /h 80 %	42.000	38.400
Ausbeute an flüssigen Kohlenwasserstoffen g/Nm <sup>3</sup> Idealgas		140	130
Ausbeute an Gasol g/Nm <sup>3</sup>		14	13
Produktion an flüssigen Kohlenwasserstoffen t/Tag		142	120
Produktion an Gasol		14	12
Gesamtprodukte t/Tag		156	132
Anzahl der Syntheseöfen im Kreislauf		52	
II. Stufe		8	
in Reserve		8	
		68 Syntheseöfen	

## 2.) Betriebskosten.

## a) Löhne u. Gehälter

Heutige Anlage	185 Mann	
Erweitert. Generatorenanlage	6 "	
Kreislaufanlage	9 "	
Verladung der Produkte Kesselhaus usw.	10 "	
	210 Mann - 240 Std. à Mk. 1.-	
Löhne	= RM 51.000/Monat	- RM 1700.-/Tag
Gehälter 3 Laboranten mehr	" 24.000/ "	- " 800.-/ "
Löhne u. Gehälter		RM 2500.-/Tag
		Pfg/kg Produkt 1,60

1,9

## b) Fremde Energie

Koksgasverbrauch erhöht sich im Verhältnis der Gasmenge auf	Nm <sup>3</sup> /h	2200	2000	2700
Mehrverbrauch durch geringere Restgasmenge = 10 g Mehrausbeute	Nm <sup>3</sup> /h	1000	-	1000
Dampfverbrauch der A Kohle u. Gebläse 15 t Dampf/h	Nm <sup>3</sup> /h	2700	2700	2700
Geringere Dampfbildung der Syntheseöfen 5 t Dampf/h	Nm <sup>3</sup> /h	900	900	900
<b>Koksgasverbrauch</b>	<b>Nm<sup>3</sup>/h</b>	<b>6800</b>	<b>5600</b>	<b>6800</b>
Koksgaskosten 160.000 · 0,95 = RM/Tag 1520.-				
Fremde Energie	Pfg/kg Produkt	0,98		0,97

## c) Koksverbrauch

0,696 kg/Nm <sup>3</sup> Idealgas = 154 g Produkt				
= 4,52 kg Koks/kg Produkt				
Kokspreis RM/t 17,80	Pfg/kg Produkt	8,04		8,66

## d) Frischwasserverbrauch

Erhöhter Verbrauch durch die Erweiterung	6500 m <sup>3</sup> /Tag			
Zusätzlicher Verbrauch für Kondensation u. A Kohle	4500 m <sup>3</sup> /Tag			
	<u>11000 m<sup>3</sup>/Tag</u>	à 6 Pfg. =		
Kühlwasserverbrauch	=	Pfg/kg Produkt	0,42	0,48

## e) Kontaktverbrauch

60 Öfen verarbeiten 52.000 Nm <sup>3</sup> Sy.Gas = 42.000 Nm <sup>3</sup> I-Gas				
und erzeugen 156 t Produkte/Tag = 31.200 t/200 Tage				
60 Ofenfüllungen kosten dRM 6400.- = RM 384.000.-				
Kontaktkosten	Pfg/kg Produkt	1,22		

## f) Kapitalkosten

Kosten der Gesamtanlage  
ohne Grundstück- und Anfahrkosten RM 23 Mill.

Kosten für die Erweiterung der Anlage

2 Generatoren	" 1 "
Kreislaufanlage	" 1,9 "
Bauarbeiten, Elektr. Anlage Kabel u. Leitungen	" 0,6 "
Erweiterung des Kesselhauses	" 1 "

Anlagekosten der erweiterten Anlage RM 27,5 Mill.

17 % für Abschreibung, Verzinsung  
u. Reparaturen = RM 4.660.000.-

Pfg/kg Produkt 3,21

9,82

## g) Betriebsmaterial

A Kohle, Feinreinigungsmasse,  
Lauge u. Chemikalien  
RM 285.000/Jahr

Pfg/kg Produkt 0,5 0,5

Gesamte Betriebsausgaben Pfg/kg Produkt 20,97

RM/t Produkt 209,70

## 3.) Einnahmen aus den erzeugten Produkten.

a) Unter Berücksichtigung der  
Spaltung der Fraktion zwischen  
120 - 320°

Erlös aus der Benzinfraktion bis 120°		
40 % à RM/t 303.-	RM	121.-
Erlös aus dem Paraffingatsch		
12 % à RM/t 250.-	"	30.-
Erlös aus dem Spaltstock		
48 % à RM/t 244.42	"	117.-
<hr/>		
Durchschnittspreis für Flüssigprod.	RM	268.-
10 % Gasol à 258 RM/t	"	25.80
<hr/>		
für 1,1 t	RM	293.80
Durchschnittspreis für die Gesamtprodukte	RM	<u>267.-</u>

b) Unter Berücksichtigung des Ver-  
kaufs der Primärprodukte als  
Benzin, Dieselöl u. Gatsch

65 % Benzin bis 200° siedend à RM 312.-	RM	202.-
15 % Dieselöl " " 204.-	"	30.60
Rest zum Krackstockpreis " " 246.34	"	49.30
<hr/>		
Durchschnittspreis für Flüssigprodukte	RM	281.90
10 % Gasol à RM 258.-	"	25.80
<hr/>		
für 1,1 t	RM	307.70
Durchschnittspreis für die Gesamt- produkte	RM/t	<u>279.80</u>

Zusammenstellung.

Produkte	Heutige Anlage		Erweiterte Anlage (Kreislauf)							
	110 t/Tag		156 t/Tag							
<b>Betriebskosten:</b>										
Löhne u. Gehälter	140 <sub>g</sub> 1,92	120 <sub>g</sub> 2,06	Pfg/kg Prod.	140 <sub>g</sub> 1,9	140 <sub>g</sub> 1,60	Pfg/kg Prod. + 0,46				
Zusätzl. Energie	0,32	0,35	" "	0,97	0,98	" " - 0,63				
Koks	8,04	8,66	" "	8,66	8,04	" " + 0,62				
Frischwasser	0,25	0,27	" "	0,48	0,42	" " - 0,15				
Kontakte	1,62	1,75	" "	1,45	1,22	" " + 0,53				
Kapitalkosten	9,1	9,8	" "	9,80	8,21	" " + 1,59				
Betriebsmaterial	0,5	0,5	" "	0,5	0,5	" "				
Ausgaben	21,75	23,39	" "	23,76	20,97	" "				
Einnahmen	20,92									
a) (Spaltung)	0,78	25,86	(25,86)	26,7	26,70	+ 0,84				
b) (Dieselölverkauf)	0,84	27,42	(27,42)	27,98	27,98	- 0,56				
<b>E r l ö s</b>										
a) (Spaltung)		2,47	(2,10)	2,44	5,73					
b) (Dieselölverkauf)		4,03	(3,66)	4,22	7,01					
Mehrerlös durch die Kreislaufanlage			Pfg/kg Prod.	a) (Spaltung)	3,26	0,47				
			" "	b) (Dieselölverkauf)	2,98	0,19				
<table border="0" style="width: 100%;"> <tr> <td style="width: 30%;"></td> <td style="width: 20%; text-align: center;">a) Spaltung</td> <td style="width: 20%; text-align: center;">b) Dieselölverkauf</td> <td style="width: 20%;"></td> </tr> </table>								a) Spaltung	b) Dieselölverkauf	
	a) Spaltung	b) Dieselölverkauf								
Jährlicher Gewinn der heutigen Anlage	RM 992.000.-		RM 1.623.000.-							
Jährlicher Gewinn der erweiterten Anlage	1420 <sub>g</sub> RM 3262.000.-		(1.013 <sub>g</sub> ) 2 630 <sub>g</sub> (1766) RM 3.995.000.-							
Mehrgewinn durch den Umbau	RM 2270.000.-		RM 2.372.000.-							
Ffm., den 14.10.39. Dsch/Si.	423.000		407.000							
	( 21.000 )		( 143.000 )							

000089

Hoesch - Benzin G.m.b.H.,  
Dortmund.  
Springerstrasse.

*abgeräumt*

Dr. Hr./Doeh/Si.

276

14. Februar 1940.

F.T.A. 261 - neues Angebot.

Wir nehmen Bezug auf die am 10.2.1940 stattgefundenen Besprechung zwischen Ihrem sehr geehrten Herrn Direktor Dr. Weitenhiller und unseren Herren Dr. Herbert und Dipl.-Ing. Dorschner und übersenden Ihnen in der Anlage ein geändertes Angebot über die Erweiterung und den Umbau Ihrer Synthese-Anlage nach dem Lurgi-Kreislaufverfahren, in welchem die von Ihnen gewünschten Änderungen berücksichtigt sind.

Gegenüber unserem Angebot vom 7. Oktober 1939 wurden Ihrem Wunsche entsprechend folgende Änderungen vorgenommen.

Die beiden Turboverdichter werden mit zwei Gegenruckdampfturbinen angetrieben im Gegensatz zum früheren Angebot, in welchem der Reserve-Verdichter mit Elektromotorenantrieb vorgesehen war. Aus dieser Änderung ergibt sich ein Mehrpreis von ca. RMk. 50.000.--, der aber in Kauf genommen werden soll, da die Dampfturbinen wirtschaftlicher arbeiten und die anfallenden Abdampfmengen im erweiterten Betrieb erforderlich sind.

Die Kondensationsanlage war in unserem ersten Angebot in säurefester Ausführung projektiert. Da für diese Ausführung die notwendigen Kupfermengen unter den heutigen Umständen nicht zu beschaffen sind, muss vor die Kondensationsanlage eine Neutralisation geschaltet werden. Die Kosten der Neutralisationsanlage betragen ca. RMk. 200.000.--.

Einen weiteren Vorschlag die Neutralisations- und Kondensationsanlage zu kombinieren und die gesamte Kreislaufmenge durch direkte Berieselung mit Lauge bis auf 25° abzukühlen, haben wir geprüft. Bezüglich der Anlagekosten besteht kein Unterschied gegenüber dem von uns vorgeschlagenen Weg der Geakühlung, da die im Kreislauf umgewälzte Lauge in einen Kühler zurückgekühlt werden muss und die Neutralisationstürme wesentlich grösser anzulegen sind. Die Betriebskosten der Anlage mit Berieselungskühlung sind jedoch höher, da eine grosse Lagemenge umgewälzt werden muss, und es ist weiter wahrscheinlich, dass auch der Sodaverbrauch infolge der grossen Laugeverdünnung etwas ansteigen wird. Da Sie jedoch Wert darauf legen, Korrosionsrisiken ganz auszuschalten, sind wir auch bereit, die Kondensation mit direkter Kühlung auszuführen.

Bei der Besprechung vom 10.II. schlugen Sie weiter vor, die Möglichkeit der automatischen Regelung der Synthesegasmenge für die einzelnen Öfen zu überprüfen. Wie wir Ihnen bereits mitteilten, hatten wir diese Art der Regelung bereits verfolgt und haben unser neues Angebot dahingehend ergänzt. Ausser der Regelanlage für die Synthesegasmenge zu den 17 Öfenblöcken haben wir je einen Mengengerät für die gesamte Kreislaufgasmenge und einen Druckregler für die Einstellung der Überschussgasmenge zur zweiten Stufe vorgesehen. Die Regelanlage ist so aufgebaut, dass sämtliche Steuerwerke, die durch ein Zentralpumpwerk beeinflusst werden, in einer Schalttafel zusammengefasst sind und dadurch zentral bedient werden können. Gleichzeitig sind auf der Schalttafel die Mengen- und Druckanzeige-Instrumente für die einzelnen Regler untergebracht. Der Preis für die gesamte Regelanlage beträgt Rmk. 58.000.--.

Für die Montage, die wir im Stundenlohn durchführen würden, stehen Ihnen unsere Richtmeister und Spezialmonteure zu dem im Angebot angegebenen Lohnsatz zur Verfügung und wir nehmen an, dass die nötigen Hilfsarbeiter vom dortigen Arbeitsamt zur Verfügung gestellt werden. Bezüglich der Preise haben wir unsere Kalkulationsunterlagen nochmals einer gründlichen Revision unterzogen. Wir haben den Angebotspreis auf das äusserst mögliche Mass reduziert. Hierdurch ist es gelungen, die absolute Höhe des Preises trotz der erheblichen Mehrlieferungen, die neu hinzugekommen sind, nicht wesentlich über den Preis des Angebotes vom 7.10.1939 zu halten.

Im übrigen haben wir den Vorschlag von Herrn Dr. Weittenhiller, die Kreislauf-Aktivkohle-Anlage mit einer Feinstreinigung des komprimierten Synthesegases zu kombinieren, geprüft. Hierbei ergab sich, dass eine Beimischung des Frischgases zum Kreislaufgas vor Eintritt in die Druck-Aktivkohle unvorteilhaft ist, da in diesem Falle das aus der Aktivkohle austretende in den Kreislaufteil zurückkehrende Gas die gleiche Zusammensetzung hat, wie das in die zweite Stufe eintretende Gas, was praktisch uninteressant ist. Dagegen hat sich herausgestellt, dass man unter Aufwendung verhältnismässig geringer Kosten die Kreislauf-Aktivkohle so bauen kann, dass sie entweder für einen Kreislauf 1:3 ohne Feinstreinigung oder für einen Kreislauf 1:2 mit Feinstreinigung des frischen Synthesegases arbeiten kann. Da es noch nicht ganz sicher ist bei welchem Kreislaufverhältnis die günstigsten Resultate erzielt werden, kann die im späteren Betrieb möglicherweise nicht ganz ausgenützte Anlage nutzbringend zur Feinstreinigung des Synthesegases mit verwendet werden. Die Anlage muss in diesem Falle zweigeteilt und mit unabhängiger Automatik für beide Anlagenteile ausgerüstet werden. Ausserdem muss ein Adsorber mehr aufgestellt werden, damit die im Feinstreinigungsteil verwendete Kohle unabhängig in einem eigenen Rhythmus ausgedehnt werden kann. Ferner sind Gaserhitser und Gaskühler aufzuteilen, sowie eine Reihe von Rohrleitungen zu verändern, sodass sich ein Gesamtpreis von Rmk. 150.000.-- ergibt. Sollten Sie also den Wunsch haben, hinsichtlich Ihrer Gasqualität die günstigsten Voraussetzungen zu schaffen, die mit technischen Mitteln heute durchführbar sind, so wären wir bereit, für den angegebenen Mehrpreis die Anlage entsprechend auszulagern, ohne dass die für die Anlage angebo-



000091

Hoesch-Benzin G.m.b.H.  
Dortmund.

14.II. 3

tenen Garantien hierdurch beeinflusst werden.

Wir hoffen, dass unser Angebot Ihren Wünschen entspricht und be-  
grüssen Sie mit

Heil Hitler !  
LURCI  
Gesellschaft für Wärmetechnik m.b.H.

Anlage:  
1 Angebot.

000092

Hoesch-Benzin G.m.b.H.,  
Dortmund.  
Springerstrasse.

Dsch/Si. 14. Februar 1940.

F.T.A. 261.

die Erweiterung einer Benzin-  
synthese-Anlage nach dem LURGI-  
Kreislaufverfahren für  
52.000 Nm<sup>3</sup> Synthesgas/hr.

42.000 " Idealgas /hr

F.T.A.261.

Anlage zur Erweiterung der  
Benzinsynthese-Anlage nach  
dem LURGI - Kreislaufverfahren.

bestehend aus:

I. Turbo-Verdichter-Anlage

1) 2

Turboverdichter

(davon einer in Reserve)  
 für die Umwälzung des Synthesekreislaufgases.

Die Turboverdichter sind als zwei-stufige einseitig saugende Gebläse für die Verdichtung des Kreislaufgases ausgeführt und erhalten druck-ölgeschmierte Gleitlager und Kohlestopfbüchsen. Zur Lieferung gehört: eine elastische Kupplung, ein Thermometer und Manometer für das verdichtete Medium, eine Ölpumpe, sowie ein Ölkühler mit Ölbehälter, einschliesslich den zur Maschine gehörenden Ölleitungen, die Grundplatten und Verankerungsteile für die Verdichter sowie Schlüssel und Spezialwerkzeuge eine Vorrichtung zum Aufdecken der Verdichter und Herausnehmen der Läufer. Die Turboverdichter sind angetrieben durch

2) 2

Gegendruckdampfturbinen

Die Dampfturbinen sind als eingehäuseige Gegendruckmaschinen mit selbststiger Düsenregelung ausgeführt und für den Betrieb mit überhitztem Dampf von 18 atü Überdruck, einer Temperatur von 400°C gemessen unmittelbar vor dem Einlassventil der Turbine und einem Gegendruck von 3,5 atü. abs. ausgelegt.

P.T.A.261.

Zur Lieferung der Dampfturbinen gehören:  
 sämtliche Armaturen an der Turbine  
 die nötigen Entwässerungsvorrichtungen und  
 eine Schnellechlussvorrichtung gegen das Überschreiten der zulässigen Drehzahl sowie  
 eine Regelvorrichtung zum Verstellen der Drehzahl während des Betriebes von Hand  
 die Ölbehälter und Ölkühler sowie eine Hilfsölpumpe zum Schalten der Leger  
 alle Kupplungen und Rohrleitungen innerhalb der angebotenen Maschinenanlage  
 die Temperatur- und Druckmessrichtungen  
 ein Drehzahlzeiger, sowie  
 ein Satz Werkzeuge für beide Maschinen.

Gesamtgewicht für Pos. I, 1-2 80.000

Gesamtpreis für Pos. I, 1-2  
 einschliesslich Fracht, frei  
 Zustellungsabnhof

RMK. 258.000.-

## II. Neutralisations- und Kondensationsanlage.

### 1) 1 Neutralisationsanlage

für die Neutralisation der saueren Synthesegase und Kondensate sowie zur Abscheidung von Paraffin aus dem Kreislaufgas und zur Kühlung des Kreislaufgases von 195 auf ca. 100°, bestehend aus:  
 drei parallel geschalteten Neutralisationstürmen in druckfester Ausführung für 10 atm. Betriebsdruck mit gewölbten Böden und den erforderlichen Anschlusstutzen, Manölcher und Traggüssen sowie den Inneneinbauten und den Raschigringfüllungen.

F.T.A.261.

2) 3

Lagerbehälter

für die verwendete Lauge und die anfallenden Kondensate einschliesslich allen Einbauten, Anschlusstutzen und Unterstützungen,

3) 2

Lauge-Pumpen

(davon eine in Reserve)  
zur Förderung der Lauge auf die Neutralisationstürme für einen Betriebsdruck von 15 atü. einschliesslich Grundplatte, direkt gekuppelt mit zwei Drehtrommotoren, die nicht zu unserer Lieferung gehören.

4) 1

Kondensationsanlage

zur Abscheidung von Öl und Wasser aus dem Kreislaufgas sowie zur Kühlung des Kreislaufgases von 100 auf 25°C bestehend aus:  
fünf parallel geschalteten Lamellen-Kühlern mit je zwei hintereinander geschalteten Stufen für die Verwendung von Rückkühlwasser von 25° C und 2 atü Betriebsdruck, sowie Frischwasser von 15°C und 0,6 atü Betriebsdruck.  
Die Kühler sind mit Einschiebekaloriferen ausgestattet, der zylindrische Mantel ist für einen Betriebsdruck von 10 atü ausgeführt. Die Kühlkörper sind aus Eisen im Vollbad versinkt.

eine Stahlkonstruktion als Unter-  
stützung der Kühler mit Bedienungs-  
bühnen für den leichten Ausbau der  
einzelnen Kühlkörper.

Gesamtgewicht der Pos. II, 1-4 420.000

Gesamtpreis der Pos. II, 1-4,  
einschliesslich Fracht, frei  
Zustellungsbahnhof

Rab. 448.000.-

F.T.A.261.III. Aktivkohle-Anlage.

1) 1

Aktivkohle-Anlage

zur Abscheidung des Benzins aus dem Kreislaufgas, bestehend aus:

sechs Adsorbern zur Aufnahme der hochaktiven Kohle, in druckfester Ausführung für 10 atü Betriebsdruck, mit gewölbten Böden und innerem Zentralrohr, mit Gitterrosten und Lochplattenböden zur Unterstützung der Aktivkohlefüllung,

den erforderlichen automatischen Armaturen, und zwar in der Ausführung als Parallel-Plattenschieber für 10 Atm. Betriebsdruck, da diese auch bei einem einseitigen Druck von 7 atü dicht sein müssen. Jeder Adsorber bekommt einen Gasintrittsschieber, einen Heissegasintrittsschieber, sowie einen Gasaustrittsschieber, ferner einen Spüldampfschieber und einen Destillatschieber. Alle werden hydraulisch betätigt von einer Presswasserrotation ~~aus und durch elektrische Übertragung~~ von einer zentralen Schalttafel mit einstellbarer Zeitschaltuhr aus gesteuert, genau wie bei den unter Niederdruck arbeitenden Synthese-Anlagen, zwei Kondensatoren mit Kühlfächern aus nahtlosen Rohren, zur Niederschlagung des beim Auskühlen anfallenden Destillates,

einen Benzin-Nachkühler in der gleichen Ausführung,

einen Gewässer-Abscheider zur Trennung des bei der Kondensation anfallenden Benzin-Kondensatwässergemisches von den Permanentgasen und des Benzins vom Kondenswasser,

einen Benzin-Lagerbehälter, ca. 20m<sup>3</sup> Inhalt, zur Aufnahme des flüssig anfallenden Benzins, mit Motorpumpe zum Abpumpen desselben in die Lagerbehälter, einen Trockengaserhitzer zur Erwärmung der erforderlichen Trockengasmenge für die Adsorber,

F.T.A.261.

sämtliche erforderlichen Armaturen an den vorstehenden Apparaten einschliesslich Hauptabsperr- und Umführungs-Armaturen der Gesamtanlage, den erforderlichen Rohrleitungen innerhalb der Anlage in druckfester Ausführung aus Schmiedeeisen, in den grösseren Dimensionen elektrisch geschweisst, in den kleineren Dimensionen aus nahtlosen Rohren hergestellt, alle zum Betrieb der Anlage erforderlichen Messinstrumente für Temperatur-Druck- und Differenzdruckmessungen, soweit erforderlich, als Registrier-Instrumente ausgebildet, einschliesslich der nötigen Mengensmesser für Gas, Dampf und Wasser, einer schmiedeeisernen kompletten Unterstützungsstruktur aus schweren Profilträgern zur Unterstützung der Adsorber, ähnlich wie bei den Niederdruck-Synthese-Anlagen. Die Adsorber werden also auf einer erhöhten Bühne angeordnet, die gleichzeitig eine Abdeckung für die darunterliegenden Armaturen und Rohrleitungen gegen Witterungseinflüsse bildet, einem Laufgang über den Adsorbern mit Abdeckung aus lichtdurchlässigen Gitterrosten, Aufgangstreppe und Schutzgalländer, einem Aufzuggerüst mit Elektrolaufkatze und Gleisanlage mit 2 Kohlekübelwagen zur Beschickung der Adsorber, der kompletten Isolierung für die Adsorber, soweit diese im Freien angeordnet sind, mit stabiler Schutzblechverkleidung.

Gesamtgewicht für Pos. III, 1

380.000

Gesamtpreis für Pos. III, 1  
einschliesslich Fracht, frei  
Zustellungsbahnhof

Bauk. 893.000.-

F.T.A.261.IV. Kreislaufgasleitung.1) 1 Kreislaufgasleitung

für die Umwälzung des Synthese-Kreislaufgases. Die Kreislaufgasleitung ist so ausgelegt, dass jeder Ofenblock sowohl im Kreislauf als auch in die zweite Stufe geschaltet werden kann. Bei der Durchbildung der Kreislaufgasleitung wurde auf geringste Druckverluste geachtet. Die Leitungen sind für einen Betriebsdruck von 10 Atm. ausgelegt und sämtliche Armaturen in Stahlguss-Ausführung vorgesehen.

Die Kreislaufgasleitung besteht aus:

- ← einer Hauptleitung von den Gebläsen zum Synthese-Ofenhaus 800 mm  $\phi$ , einschliesslich den erforderlichen Armaturen, Kompensatoren, Unterstützungen, Schrauben und Dichtungen,
- ← zwei Verteilleitungen im Ofenhaus, abgestuft von 600 auf 300 mm  $\phi$ , einschliesslich Kompensatoren, Unterstützungen, Schrauben und Dichtungen,
- ← sieben Abzweigleitungen zu jedem Ofenblock, 200 mm  $\phi$ , mit den zugehörigen Verteilern, einschliesslich Armaturen, Schrauben und Dichtungen,
- ← den Anschlussleitungen an die vorhandene Synthesegas-Eintrittsleitung, einschliesslich Armaturen, sowie
- ← den Anschlussleitungen an die vorhandene Eintrittsleitung für jeden Ofen, einschliesslich je einer Abperrarmatur 150 mm  $\phi$ ,
- ← den Anschlussleitungen an die vorhandene Ofenaustrittsleitung, einschliesslich je 1 Abperrarmatur 150 mm  $\phi$ ,
- ← sieben Abzweigleitungen von jedem Ofenblock mit den zugehörigen Verteilern, einschliesslich Armaturen, Schrauben und Dichtungen,
- ← den Anschlussleitungen an die vorhandene Synthesegas-Austrittsleitung, einschliesslich Armaturen,



D.T.A.261.

- zwei Verteilleitungen im Ofenhaus, abgestuft von 700 auf 300 mm Ø, einschliesslich Kompensatoren, Unterstützungen, Schrauben und Dichtungen,  
 einer Hauptleitung von Synthese-Ofenhaus zur Kondensationsanlage, 900 mm Ø, einschliesslich Armaturen, Kompensatoren, Unterstützungen, Schrauben und Dichtungen,  
 einer Hauptleitung von der Kondensationsanlage zur Aktivkohle-Anlage, 600 mm Ø, einschliesslich Armaturen, Unterstützungen, Schrauben und Dichtungen,  
 einer Hauptleitung von der Aktivkohle-Anlage zu dem Gebläse, 600 mm Ø, einschliesslich Armaturen, Unterstützungen, Schrauben und Dichtungen.

Gesamtgewicht für Pos. IV, 1

150.000

Gesamtpreis für Pos. IV, 1  
einschliesslich Fracht, frei  
Eustellungsbahnhof

Rmk. 228.000.-

V. Regelanlage.

1) 1

Regelanlage

für die Abstimmung der Synthesegas- und Kreislaufgasmenge bestehend aus:  
 einem Überströmdruckregler zur Regelung des Druckes in der Synthese-Endgasleitung sowie  
 einem Überstromdruckregler zur Regelung der Kreislaufgasmenge. Die beiden Regler sind mit Feineinstellung und einem genügend grossen Einstellbereich ausgestattet und arbeiten über zwei Kurbelsylinder, die von einem für die gesamte Anlage zentralen Pumpwerk betätigt werden auf zwei Regelventile in der Restgas- und Kreislaufgasleitung  
 für die Umschaltung auf Handbetrieb sind zwei Umschaltähne vorgesehen.

F.T.A.261.

2) 1

Regelanlage

für die Mengenregelung des Synthesegases zu 17 Ofenblocks bestehend aus: sieben Mengenreglern mit zwei Impulsanschlüssen mit Feineinstellung und einem genügend weiten Einstellbereich, sieben Kurbelsylindern und sieben Regelventilen zur Regelung der Synthesegasmenge sowie sieben Stauscheiben und sieben Umschaltventile für die Umschaltung auf Handbetrieb.

3) 1

Reglerstation

und zwar ein Zentralölpumpwerk bestehend aus: der Ölpumpe mit dem Ölbehälter und einer Förderleistung von 200 ltr./Min. bei einem Betriebsdruck von 4 - 6 atü, einschliesslich einem Antriebsmotor mit Motorschalter, Öldruckmanometer und Öldruckregler, ein Regler- und Instrumentenschrank in welchem ein Doppeldruckanzeigeelement für 2 Druckanzeigen und neun Doppelmengenanzeigeelemente für je 2 Mengenanzeigen eingebaut sind. Ausserdem enthält der Instrumentenschrank sämtliche Steuerwerke auf Konsolen eingebaut sowie die Einstellkalen für den Regelbereich der Steuerwerke.

Gewicht für Pos. V, 1 - 3

15.000

Gesamtpreis für Pos. V, 1 - 3  
einschliesslich Fracht, frei  
Zustellungsbeinhof

Rmk. 58.000.-

F.T.A.261.RMK.Kostenszusammenstellung.

I.) <u>Turboverdichteranlage</u>	70.000	80.000	268.000.-
II.) <u>Neutralisations- und Kondensationsanlage</u>	350.000	420.000	448.000.-
III.) <u>Aktivkohle-Anlage</u>	560.000	<del>580.000</del>	893.000.-
IV.) <u>Kreislaufausleitung</u>	150.000	150.000	228.000.-
V.) <u>Regelanlage</u>	20.000	15.000	58.000.-

800.000

250

1150.000

1045.000 1.895.000.-

Die vorstehenden Preise verstehen sich einschliesslich Verpackung und Fracht frei Zustellungsbahnhof Dortmund. In den Preisen sind die Transportkosten vom Bahnhof zum Werk und die Montagekosten der Anlage nicht enthalten.

Für die Montage stellen wir Richtmeister und Spezialmonteure zu folgenden Bedingungen zur Verfügung. Der Lohnsatz beträgt darspit für den Richtmeister und Monteur RMk. 2.20, die Ortszulage RMk. 7.50 pro Tag. Wir setzen hierbei voraus, dass die erforderlichen Hilfsarbeiter zu den ortsüblichen Tarifsätzen vom Arbeitgeber oder von Ihnen auf Anforderung zugewiesen werden.

In den vorliegenden Preisen ist die Verfahrensabgabe nicht eingeschlossen.

Von unserer Lieferung sind weiter ausgeschlossen jegliche Fundamente, Mauer- und Bauarbeiten, die Anschlussleitungen für Wasser, Dampf-, Abwasser- und Ableitungen für die gewonnenen Produkte sowie die elektrische Ausrüstung der Anlage.

2.075.000

25 9-10E

2.075.000

F.T. A.261.

jegliche Betriebsmaterialien und die Aktivkohle für die erste Füllung der Adsorber, sowie der zweite Deckenstrich der Anlageteile. Die Aktivkohlefüllung beträgt ~~12.000~~ kg.

#### Zahlungsbedingungen:

- 30 % bei Bestellung  
 30 % bei Anlieferung der Hauptteile  
 30 % nach beendeter Montage, aber nicht später als 3 Monate nach der zweiten Zahlung, falls die Montagebeendigung aus Gründen, die wir nicht zu vertreten haben, verzögert wird  
 10 % nach erfolgter Abnahme der Anlage jedoch nicht später als 6 Monate nach dem dritten Termin, falls die Abnahme aus Gründen, auf die wir keinen Einfluss haben, nicht stattfinden kann.

20% bei Bestellung  
 20% bei Montagebeginn  
 20% 3 Monate nachher  
 40% Beginn und 2 Monate nach Inbetriebnahme im 12 Monatszeiten versinst ab Ende der 3. Zahlung.

#### Lieferzeit:

Die Lieferzeit ist weitgehend beeinflusst durch die gegenwärtigen Schwierigkeiten zur Beschaffung von Halbfabrikaten. Wir schätzen nach den derzeitigen Beschaffungsmöglichkeiten der Halbfabrikate mit der Montage in ca. 12 - 15 Monaten nach Auftragserteilung und Klärung aller für die Ausführung der Anlage erforderlichen technischen Unterlagen bzw. Zuteilung einer Kennziffer, beginnen zu können.

#### Allgemeines:

Soweit im vorstehenden nichts Besonderes vereinbart ist, gelten für die Lieferung und Gewährleistung die beiliegenden allgemeinen Lieferbedingungen.

LURGI  
 Gesellschaft für Wärmetechnik m.b.H.

#### Anlage:

Vorr.Nr.6.